

**PRA RANCANGAN PABRIK BODIESEL DARI *CRUDE PALM OIL* (CPO)
DENGAN METODE ESTERIFIKASI – TRANSESTERIFIKASI
KAPASITAS 180.000 TON/TAHUN**



SKRIPSI

Diajukan sebagai salah satu syarat untuk menyelesaikan
pendidikan Sarjana Terapan Program Studi Teknologi Rekayasa Kimia Berkelanjutan
Jurusan Teknik Kimia
Politeknik Negeri Ujung Pandang

ANDI SAKIAH SABILAH 431 20 006
IIN ELMI SARI 431 20 020

**PROGRAM STUDI SARJANA TERAPAN TEKNOLOGI REKAYASA KIMIA BERKELANJUTAN
JURUSAN TEKNIK KIMIA
POLITEKNIK NEGERI UJUNG PANDANG
MAKASSAR
2024**

HALAMAN PENGESAHAN

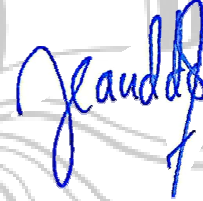
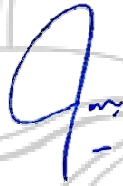
Skripsi ini dengan judul **Pra Rancangan Pabrik Biodiesel dari *Crude Palm Oil* (CPO) dengan Metode Esterifikasi – Transesterifikasi Kapasitas 180.000 Ton/Tahun** oleh Andi Sakiah Sabilah NIM 43120006 telah diterima dan disahkan sebagai salah satu syarat untuk memperoleh gelar Sarjana Terapan pada Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang.

Makassar, 10 Oktober 2024

Mengesahkan,

Pembimbing I

Pembimbing II



Dr. Joice Manga, S.T., M.T

Jeanne Dewi Damayanti, S.T., M.Sc

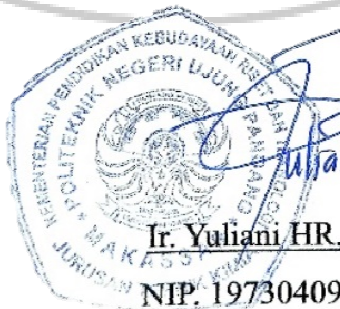
NIP. 197312152003122001

NIP. 199004022019032028

Mengetahui

Koordinator Program Studi

D4 Teknologi Rekayasa Kimia Berkelanjutan



Ir. Yuliani HR, S.T., M.Eng

NIP. 19730409 200312 2002

HALAMAN PENGESAHAN

Skripsi dengan judul **Pra Rancangan Pabrik Biodiesel dari *Crude Palm Oil* (CPO) dengan Metode Esterifikasi – Transesterifikasi Kapasitas 180.000 Ton/Tahun** oleh Iin Elmi Sari NIM 43120020 telah diterima dan disahkan sebagai salah satu syarat untuk memperoleh gelar Sarjana Terapan pada Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang.

Makassar, 10 Oktober 2024

Mengesahkan,

Pembimbing I

Pembimbing II



Dr. Joice Manga, S.T., M.T

NIP. 197312152003122001



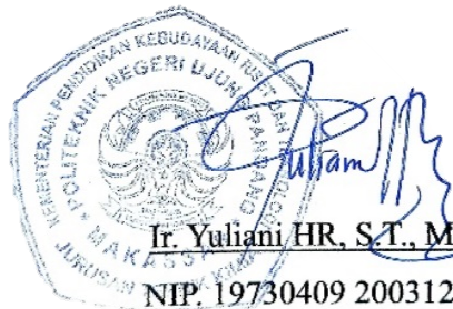
Jeanne Dewi Damayanti, S.T., M.Sc

NIP. 199004022019032028

Mengetahui

Koordinator Program Studi

D4 Teknologi Rekayasa Kimia Berkelanjutan



Ir. Yuliani HR, S.T., M.Eng

NIP. 19730409 200312 2002

HALAMAN PENERIMAAN

Pada hari ini, Rabu tanggal 16 Oktober 2024, Tim Penguji Ujian Sidang Skripsi telah menerima dengan baik skripsi oleh mahasiswa: Andi Sakiah Sabilah NIM 43120006 dengan judul **Pra Rancangan Pabrik Biodiesel dari Crude Palm Oil (CPO) dengan Metode Esterifikasi – Transesterifikasi Kapasitas 180.000 Ton/Tahun.**

Makassar, 16 Oktober 2024

Tim Penguji Ujian Sidang Skripsi:

1. Dr. Ridhawati, S.T., M.T Ketua (.....)
2. Wahyu Budi Utomo, HND., M.Sc Sekretaris (.....)
3. Ir. Irwan Sofia, M.Si Anggota (.....)
4. Dr. Mahyati, S.T., M.Si Anggota (.....)
5. Dr. Joice Manga, S.T., M.T Anggota (.....)
6. Jeanne Dewi Damayanti, S.T., M.Sc Anggota (.....)

HALAMAN PENERIMAAN

Pada hari ini, Rabu tanggal 16 Oktober 2024, Tim Penguji Ujian Sidang Skripsi telah menerima dengan baik skripsi oleh mahasiswa: Iin Elmi Sari NIM 43120020 dengan judul **Pra Rancangan Pabrik Biodiesel dari Crude Palm Oil (CPO) dengan Metode Esterifikasi – Transesterifikasi Kapasitas 180.000 Ton/Tahun.**

Makassar, 16 Oktober 2024

Tim Penguji Ujian Sidang Skripsi:

1. Dr. Ridhawati, S.T., M.T Ketua (.....)
2. Wahyu Budi Utomo, HND., M.Sc Sekretaris (.....)
3. Ir. Irwan Sofia, M.Si Anggota (.....)
4. Dr. Mahyati, S.T., M.Si Anggota (.....)
5. Dr. Joice Manga, S.T., M.T Anggota (.....)
6. Jeanne Dewi Damayanti, S.T., M.Sc Anggota (.....)

KATA PENGANTAR

Puji syukur kami panjatkan kehadirat Allah SWT. karena berkat rahmat dan karunia-Nya, penulis dapat menyelesaikan skripsi ini yang berjudul **“Pra Rancangan Pabrik Biodiesel dari *Crude Palm Oil* (CPO) dengan Metode Esterifikasi -Transesterifikasi Kapasitas 180.000 Ton/Tahun”** dengan baik. Shalawat dan salam tidak lupa kita hanturkan kepada Nabi besar Muhammad SAW. yang menjadi suri teladan bagi kita semua.

Dalam penulisan skripsi ini tidak sedikit hambatan yang dialami penulis. Namun, berkat bantuan berbagai pihak terutama pembimbing, hambatan tersebut dapat teratasi. Penulis mengucapkan terima kasih kepada:

1. Bapak Ir. Ilyas Mansur, M.T. selaku Direktur Politeknik Negeri Ujung Pandang.
2. Bapak Wahyu Budi Utomo, HND., M.Sc. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang.
3. Ibu Dr. Ridhawati Thahir, S.T., M.T. selaku Sekretaris Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang
4. Ibu Ir. Yuliani HR, S.T., M.Eng. selaku Ketua Program Studi D-4 Teknologi Rekayasa Kimia Berkelanjutan Politeknik Negeri Ujung Pandang.
5. Ibu Dr. Joice Manga, S.T., M.T. selaku Penanggung Jawab Pra Rancangan Pabrik Program Studi D-4 Teknologi Rekayasa Kimia Berkelanjutan dan selaku pembimbing I yang telah mencurahkan waktu dan kesempatannya untuk mengarahkan penulis dalam menyelesaikan skripsi ini.
6. Ibu Jeanne Dewi Damayanti, S.T., M.Sc. selaku pembimbing II yang telah mencurahkan waktu dan kesempatannya untuk mengarahkan penulis dalam menyelesaikan skripsi ini.
7. Civitas Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang.
8. Orang tua serta segenap keluarga dan teman-teman Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang Angkatan 2020 yang telah memberikan motivasi baik secara moril ataupun materil kepada penulis.

Penulis menyadari bahwa dalam penyusunan skripsi ini masih banyak kekurangan dan kesalahan. Sehingga kritik dan saran yang sifatnya membangun untuk perbaikan selanjutnya. Penulis berharap skripsi ini dapat bermanfaat untuk penulis dan semua pihak.

Makassar,

2024

Penulis

DAFTAR ISI

HALAMAN PENGESAHAN.....	ii
HALAMAN PENERIMAAN.....	iv
KATA PENGANTAR.....	vi
DAFTAR ISI.....	vii
DAFTAR TABEL.....	x
DAFTAR GAMBAR.....	xi
SURAT PERNYATAAN.....	xii
RINGKASAN.....	xiv
BAB I PENDAHULUAN.....	1
1.1 Latar Belakang.....	1
1.2 Kapasitas Rancangan.....	3
1.2.1 Kapasitas Pabrik yang Telah Berdiri.....	3
1.2.2 Ketersediaan Bahan Baku.....	4
1.2.3 Kapasitas Produksi.....	5
1.2 Penentuan Lokasi Pabrik.....	7
1.3 Tinjauan Proses.....	9
1.3.1 Proses Pembuatan Biodiesel.....	9
BAB II DESKRIPSI PROSES.....	15
2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk.....	15
2.1.1 Spesifikasi Bahan Baku.....	15
2.1.2 Spesifikasi Bahan Baku Tambahan.....	16
2.1.3 Spesifikasi Produk.....	18
2.2 Langkah Proses.....	20
BAB III NERACA MASSA.....	24
3.1 Neraca Massa.....	24
BAB IV NERACA PANAS.....	28

4.1	Neraca Panas.....	28
BAB V SPESIFIKASI ALAT.....		32
5.1	Spesifikasi Alat.....	32
BAB VI UTILITAS.....		51
6.1	Kebutuhan <i>Steam</i>	51
6.2	Kebutuhan Air.....	51
6.2.1	Sistem pengolahan Air.....	52
6.2.2	Spesifikasi Alat Utilitas.....	54
6.3	Kebutuhan Listrik.....	57
6.4	Kebutuhan Bahan Bakar.....	57
6.5	Pengolahan Limbah.....	57
BAB VII INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA.....		60
7.1	Instrumentasi.....	60
7.1.1	Tujuan Pengendali.....	61
7.1.2	Pengendali Otomatis.....	62
7.2	Kesehatan, Keselamatan Kerja dan Lingkungan Hidup.....	63
BAB VIII STRUKTUR ORGANISASI.....		71
8.1	Bentuk Perusahaan.....	71
8.2	Struktur Organisasi.....	72
8.2.1	Pembagian Tugas dan Wewenang.....	75
8.2.2	Jadwal Kerja Karyawan.....	82
8.2.3	Jumlah Karyawan.....	84
8.2.4	Sistem Penggajian Karyawan.....	85
BAB IX LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK.....		88
9.1	Lokasi Pabrik.....	88
9.1.2	Faktor Khusus.....	91

9.2	Tata Letak Pabrik.....	93
BAB X ANALISA EKONOMI.....		98
10.1	Total Capital Investment (TCI).....	99
10.2	Dasar Perhitungan.....	100
10.3	Perhitungan Biaya.....	101
10.3.1	Penaksiran modal industry (Total Capital Investement).....	101
10.3.2	Manufacturing Cost.....	101
10.3.3	General Expense.....	101
10.4	Analisa Kelayakan Ekonomi.....	101
10.5	Hasil Perhitungan.....	103
BAB XI KESIMPULAN.....		106
DAFTAR PUSTAKA.....		108
LAMPIRAN.....		111

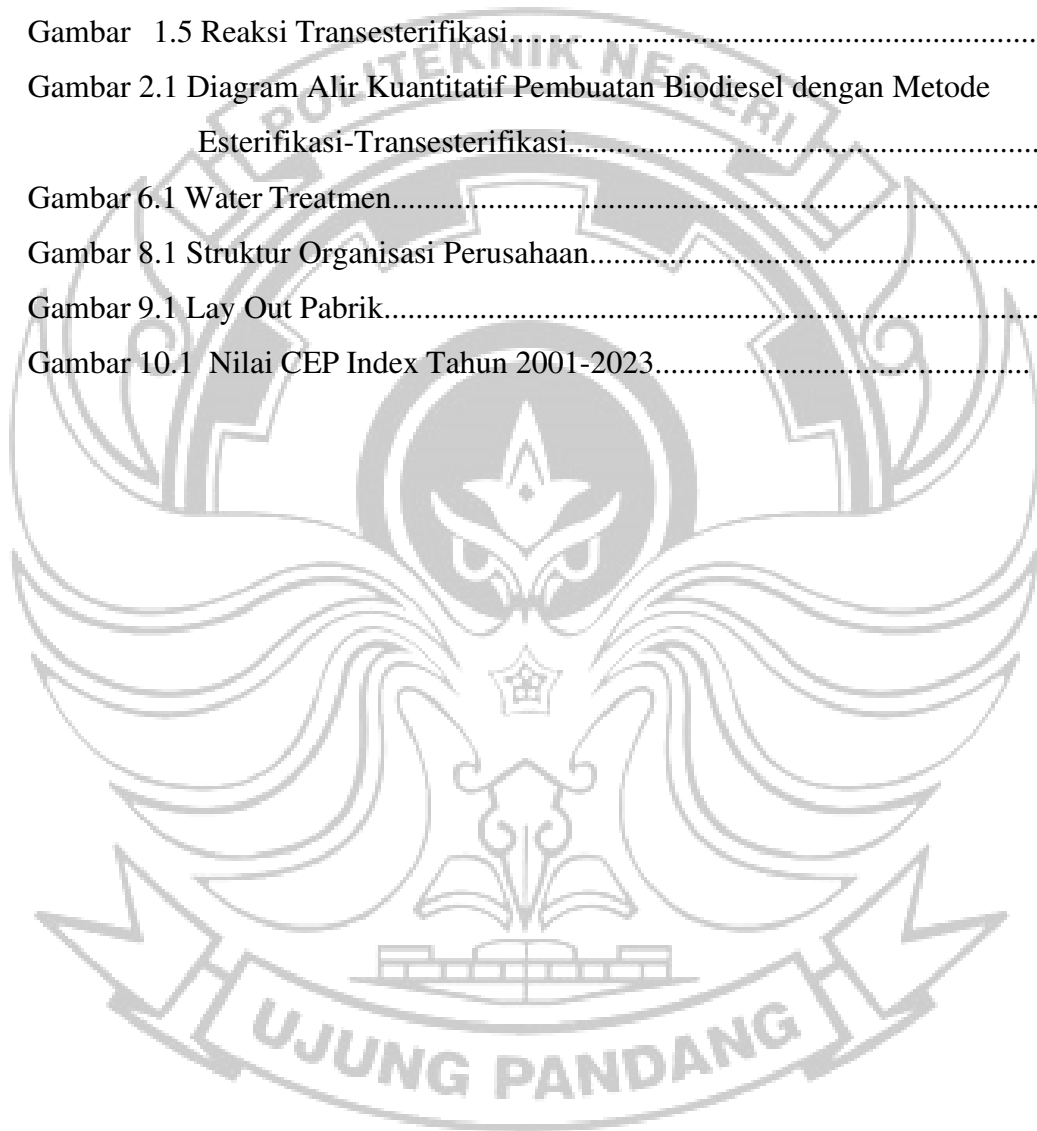


DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Kapasitas Pabrik Biodiesel di Indonesia.....	3
Tabel 1.2 Produksi CPO (Crude Palm Oil) di Indonesia.....	4
Tabel 1.3 Data Produksi Biodiesel di Indonesia.....	5
Tabel 1.4 Data Konsumsi Biodiesel di Indonesia.....	6
Tabel 1.5 Perbandingan Proses Pembuatan Biodiesel.....	14
Tabel 2.1 Kandungan Komponen pada Crude Palm Oil (CPO).....	15
Tabel 2.2 Komposisi Asam Lemak pada Crude Palm Oil (CPO).....	15
Tabel 2.3 Spesifikasi (Syarat Mutu) Biodiesel.....	19
Tabel 3.1 Neraca Massa Tangki Degumming.....	24
Tabel 3.2 Neraca Massa Rotary Drum Vacuum Filter.....	25
Tabel 3.3 Neraca Massa Reaktor Esterifikasi.....	25
Tabel 3.4 Neraca Massa Decanter.....	25
Tabel 3.5 Neraca Massa Evaporator.....	26
Tabel 3.6 Neraca Massa Mixer.....	26
Tabel 3.7 Neraca Massa Reaktor Transesterifikasi.....	26
Tabel 3.8 Neraca Massa Decanter.....	27
Tabel 3.9 Neraca Massa Evaporator.....	27
Tabel 4.1 Neraca Panas Heater.....	28
Tabel 4.2 Neraca Panas Reaktor Esterifikasi.....	28
Tabel 4.3 Neraca Panas Decanter.....	29
Tabel 4.4 Neraca Panas Evaporator.....	29
Tabel 4.5 Neraca Panas Cooler.....	29
Tabel 4.6 Neraca Panas Reaktor Transesterifikasi.....	30
Tabel 4.7 Neraca Panas Decanter.....	30
Tabel 4.8 Neraca Panas Evaporator.....	31
Tabel 4.9 Neraca Panas Cooler.....	31
Tabel 6.1 Kebutuhan Steam.....	51
Tabel 7.1 Instrumen yang digunakan dalam perencanaan pabrik biodiesel.....	63
Tabel 8.1 Jadwal Kerja Karyawan Shift.....	83
Tabel 10.1 Indeks CEPCI Tahun 2002-2023.....	99

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Grafik Produksi Biodiesel.....	5
Gambar 1.2 Grafik Konsumsi Biodiesel.....	6
Gambar 1.3 Peta Lokasi Pendirian Pabrik Biodiesel.....	9
Gambar 1.4 Reaksi Esterifikasi.....	10
Gambar 1.5 Reaksi Transesterifikasi.....	11
Gambar 2.1 Diagram Alir Kuantitatif Pembuatan Biodiesel dengan Metode Esterifikasi-Transesterifikasi.....	23
Gambar 6.1 Water Treatment.....	53
Gambar 8.1 Struktur Organisasi Perusahaan.....	74
Gambar 9.1 Lay Out Pabrik.....	96
Gambar 10.1 Nilai CEP Index Tahun 2001-2023.....	100



SURAT PERNYATAAN

Saya yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama : Andi Sakiah Sabilah

Nim : 43120006

menyatakan dengan sebenar-benarnya bahwa segala pernyataan dalam skripsi pra rancangan pabrik ini, yang berjudul **Pra Rancangan Pabrik Biodiesel dari Crude Palm Oil (CPO) dengan Metode Esterifikasi – Transesterifikasi Kapasitas 180.000 Ton/Tahun** merupakan gagasan dan hasil karya saya sendiri dengan arahan komisi pembimbing, dan belum pernah diajukan dalam bentuk apapun pada perguruan tinggi dan instansi manapun.

Semua data dan informasi yang digunakan telah dinyatakan secara jelas dan dapat diperiksa kebenarannya. Sumber informasi yang berasal atau dikutip dari karya yang diterbitkan dari penulis lain telah disebutkan dalam naskah dan dicantumkan dalam skripsi ini.

Jika pernyataan saya tersebut diatas tidak benar, saya siap menanggung resiko yang ditetapkan oleh Politeknik Negeri Ujung Pandang.

Makassar, 16 Oktober 2024



Andi Sakiah Sabilah

431 20 006

SURAT PERNYATAAN

Saya yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama : Iin Elmi Sari

Nim : 43120020

menyatakan dengan sebenar-benarnya bahwa segala pernyataan dalam skripsi pra rancangan pabrik ini, yang berjudul **Pra Rancangan Pabrik Biodiesel dari Crude Palm Oil (CPO) dengan Metode Esterifikasi – Transesterifikasi Kapasitas 180.000 Ton/Tahun** merupakan gagasan dan hasil karya saya sendiri dengan arahan komisi pembimbing, dan belum pernah diajukan dalam bentuk apapun pada perguruan tinggi dan instansi manapun.

Semua data dan informasi yang digunakan telah dinyatakan secara jelas dan dapat diperiksa kebenarannya. Sumber informasi yang berasal atau dikutip dari karya yang diterbitkan dari penulis lain telah disebutkan dalam naskah dan dicantumkan dalam skripsi ini.

Jika pernyataan saya tersebut diatas tidak benar, saya siap menanggung resiko yang ditetapkan oleh Politeknik Negeri Ujung Pandang.

Makassar, 16 Oktober 2024



Iin Elmi Sari

431 20 020

**PRA RANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI *CRUDE PALM OIL* (CPO)
DENGAN METODE ESTERIFIKASI DAN TRANSESTERIFIKASI
KAPASITAS 180.000 TON/TAHUN**

RINGKASAN

Pra rancangan pabrik biodiesel dari *crude palm oil* (CPO) dengan kapasitas 180.000 ton per tahun. Pabrik ini diharapkan akan menghasilkan biodiesel untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri. Pabrik ini direncanakan akan didirikan di Kabupaten Pasangkayu, Sulawesi Barat. Pembuatan biodiesel dilakukan dengan menggunakan 2 metode yakni esterifikasi dan transesterifikasi. Proses esterifikasi dan transesterifikasi direncanakan akan beroperasi pada suhu 65°C dan pada tekanan 1 atm menggunakan reaktor alir tangki berpengaduk dengan masing-masing hasil konversi sebesar 92% dan 98% biodiesel. Perusahaan berbentuk Perseroan Terbatas (PT) dengan bentuk organisasi type garis dan staff dimana jumlah karyawan sebanyak 141 orang. Pabrik beroperasi selama 24 jam tiap hari, dan 330 hari tiap tahun dengan pembagian jam kerja dilakukan berdasarkan sistem shift untuk karyawan operasional.

Berdasarkan perhitungan analisa ekonomi untuk pendirian pabrik biodiesel diatas total investasi yang dibutuhkan Rp.616.866.728976,94 terdiri dari modal pinjaman Rp.267.543.384.452,67 dan modal sendiri sebesar Rp.349.323.344.524,27 dengan keuntungan sebelum dan sesudah pajak sebesar 37% dan 26%. Waktu pengembalian modal POT yaitu selama 4,3 tahun. Break Event Point (BEP) sebesar 49 % dan Shut Down Point sebesar 20%.

Berdasarkan hal tersebut maka Prarancangan pabrik biodiesel dari *Crude Palm Oil* (CPO) ini cukup layak dan dapat dilanjutkan ketahap perancangan sesuai prosedur yang telah direncanakan.

BAB I PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Indonesia sebagai negara dengan jumlah penduduk terbesar keempat di dunia, menghadapi peningkatan konsumsi energi yang signifikan. Peningkatan ini dipicu oleh pertumbuhan penggunaan kendaraan. Konsumsi energi di Indonesia terus meningkat seiring waktu. Namun, sumber daya minyak bumi di dunia semakin menipis, sementara penggunaan minyak bumi berkualitas rendah dengan kandungan sulfur tinggi dapat menyebabkan polusi udara yang merugikan kesehatan. Penting untuk mencari sumber energi alternatif yang lebih ramah lingkungan untuk masa depan. Sumber energi ini diharapkan tidak mencemari udara dan hasil pembakarannya tidak mengandung gas seperti CO_x, NO_x, dan SO_x. (Ningsih dan Suparto, 2017).

Indonesia masih sangat bergantung pada bahan bakar fosil sebagai sumber utama energi. Cadangan minyak bumi Indonesia mencapai 4,17 miliar barel, dengan cadangan terbukti sebanyak 2,44 miliar barel. Diperkirakan bahwa cadangan tersebut akan habis dalam kurun waktu 9,5 tahun ke depan (Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral, 2021). Selain itu juga, cadangan minyak bumi di Indonesia semakin terbatas. Ketergantungan pada bahan bakar fosil dalam jangka panjang tidak bisa dipertahankan lagi (Suhardono, 2006). Diperlukan peningkatan dalam pemanfaatan bahan bakar terbarukan yang ramah lingkungan.

Salah satu alternatif yang sangat potensial untuk mengatasi krisis energi adalah penggunaan biodiesel. Biodiesel adalah sumber energi alternatif yang

dapat menggantikan solar yang diproduksi dari minyak nabati, memiliki potensi besar untuk dikembangkan lebih lanjut. Bahan bakar biodiesel dinilai ramah lingkungan karena memiliki emisi gas buang yang lebih baik, termasuk rendahnya kandungan sulfur dan angka asap, angka setana yang tinggi (>57) pada biodiesel meningkatkan efisiensi pembakarannya dan menjadikannya lebih unggul dibandingkan minyak diesel, dan dapat dianggap sebagai sumber energi terbarukan karena berasal dari minyak nabati yang dapat diperbarui atau diproduksi secara berkelanjutan (Setiawan dkk, 2017). Biodiesel dapat diproduksi dari minyak tumbuhan seperti minyak kelapa sawit, jarak pagar dan beberapa jenis minyak tumbuhan lainnya (Dimawarnita dkk., 2021).

Menurut data Asosiasi Produsen Biofuel Indonesia (Aprobi), sepanjang 2023 Indonesia memproduksi biodiesel sekitar 13,15 juta kiloliter. Produksinya bertambah sekitar 1,3 juta kiloliter dibanding 2022. Biodiesel dapat diaplikasikan sebagai 100% (B100) atau dicampur dengan minyak solar dalam kadar tertentu, misalnya biodiesel 20% dicampur dengan solar 80% (B20) dan biodiesel 30% dicampur dengan solar 70% (B30) (Zuhri dan Hernawan, 2022). Mendirikan pabrik biodiesel bertujuan untuk meningkatkan produksi biodiesel dan juga untuk memenuhi tingkat konsumsi bahan bakar yang tinggi akibat perkembangan industri dan kemajuan teknologi. Ketersediaan yang besar akan biodiesel belum mencukupi kebutuhan dalam negeri, perlu adanya penambahan produksi biodiesel untuk mengimbangi banyaknya permintaan pasar dalam negeri maupun luar negeri, sehingga dibuat pra rancangan pabrik biodiesel dengan metode esterifikasi - transesterifikasi kapasitas 180.000 ton/tahun.

1.2 Kapasitas Rancangan

1.2.1 Kapasitas Pabrik yang Telah Berdiri

Tabel 1.1 Kapasitas Pabrik Biodiesel di Indonesia

Nama Perusahaan	Lokasi	Kapasitas (Ton/Tahun)
PT. Bayas Biofuels	Riau	370
PT. SMART Tbk	Jawa Barat	124.583
PT. Kutai Refinery Nusantara	Balikpapan, Kalimantan Timur	140.898
PT. Energi Unggul Persada	Pontianak, Kalimantan Barat	660.000
PT. Sinarmas Bio Energy	Jawa Barat	330.000
PT. Jhonlin Agro Raya Tbk	Tanah Tumbu	450.000
PT. Batara Elok Semesta Terpadu	Jawa Timur	738.000
PT. Wilmar Bioenergi Indonesia	Kota Dumai, Riau	1.300.000
Total		3.743.851

Sumber: Kementerian ESDM, 2024

Pada Tabel 1.1 menunjukkan bahwa ada beberapa pabrik biodiesel tidak tercantum dalam sumber yang diambil sehingga hasil data kapasitas pabrik yang berdiri di Indonesia dengan data produksi biodiesel tidak sinkron.

1.2.2 Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku utama untuk pembuatan biodiesel di pabrik yang akan didirikan adalah *Crude Palm Oil* (CPO). Berdasarkan data Badan Pusat Statistik (BPS) tahun 2024, data produksi *Crude Palm Oil* (CPO) di Indonesia dapat dilihat pada Tabel 1.2.

Tabel 1.2 Produksi CPO (*Crude Palm Oil*) di Indonesia

Tahun	Produksi (Ton)
2017	34.940,3
2018	42.883,5
2019	47.120,2
2020	48.296,9
2021	46.223,3
2022	46.819,7
2023	46.986,1
Total	313.270

Sumber: BPS, 2024

Bahan baku ini diambil dari Perkebunan Provinsi Sulawesi Barat, Kabupaten Pasangkayu dengan total jumlah produksi CPO sebesar 138.564 ton pada tahun 2021 (Badan Pusat Statistika).

Permintaan untuk biodiesel dari tahun ke tahun terus meningkat. Diperkirakan bahwa permintaan akan biodiesel akan terus meningkat di masa mendatang seiring dengan pertumbuhan jumlah kendaraan yang menggunakan solar serta perkembangan industri yang menggunakan biodiesel sebagai pengganti solar. Dengan semakin banyaknya kendaraan yang menggunakan solar sebagai

bahan bakar, diperkirakan permintaan terhadap biodiesel juga akan semakin meningkat.

1.2.3 Kapasitas Produksi

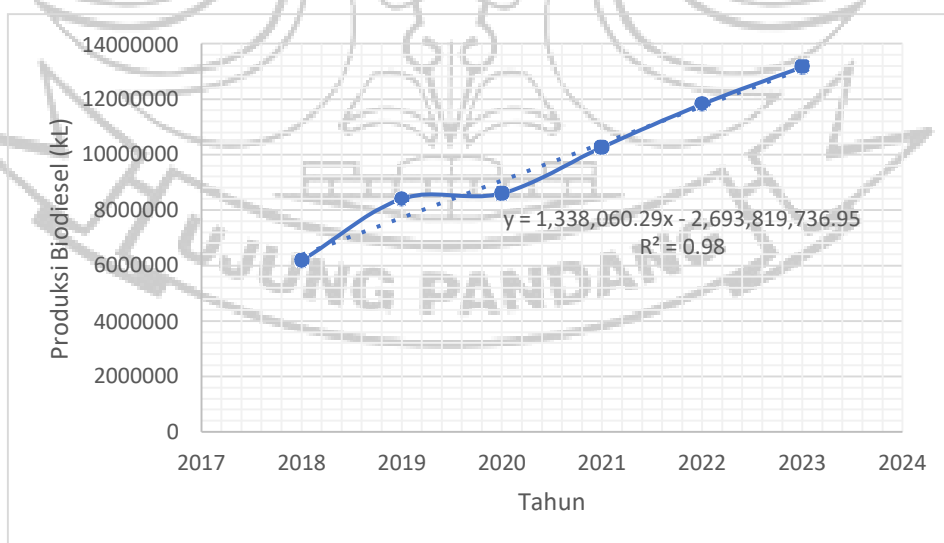
Pada tahun 2027 direncanakan akan dibangun sebuah pabrik untuk memproduksi biodiesel dari CPO. Dalam menentukan kapasitas produksi pabrik ini, terdapat beberapa faktor yang harus dipertimbangkan antara lain adalah ketersediaan bahan baku dan kebutuhan biodiesel dalam negeri.

1.2.3.1 Produksi Biodiesel

Tabel 1.3 Data Produksi Biodiesel di Indonesia

Tahun	Produksi di Indonesia (kL)
2018	6.168.000
2019	8.399.000
2020	8.594.000
2021	10.258.000
2022	11.816.000
2023	13.151.422
Total	58.386.422

Sumber: Aprobi, 2022



Gambar 1.1 Grafik Produksi Biodiesel

Persamaan hasil regresi linier yang diperoleh yaitu:

$$y = 1.338.060,29x - 2.693.819.736,95 \dots \dots \dots (1)$$

Dari persamaan yang didapatkan pada Gambar 1.1 perkiraan Produksi Pabrik Biodiesel yang direncanakan didirikan pada tahun 2027 adalah sebagai berikut:

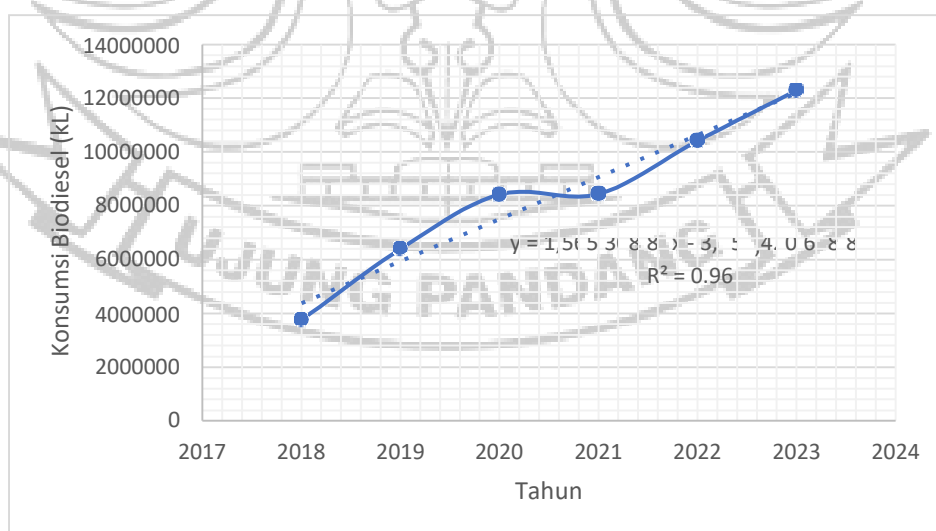
$$\begin{aligned} \text{Produksi Biodiesel (kL)} &= 1.338.060,29x - 2.693.819.736,95 \\ &= 1.338.060,29 (2027) - 2.693.819.736,95 \\ &= 18.428.470,88 \text{ kL/Tahun} \end{aligned}$$

1.2.3.2 Konsumsi Biodiesel

Tabel 1.4 Data Konsumsi Biodiesel di Indonesia

Tahun	Konsumsi di Indonesia (kL)
2018	3.750.000
2019	6.396.000
2020	8.400.000
2021	9.296.000
2022	10.430.000
2023	12.289.562
Total	50.561.562

Sumber: Aprobi, 2022



Gambar 1.2 Grafik Konsumsi Biodiesel

Persamaan hasil regresi linier yang diperoleh yaitu:

$$y = 1.591.308,86x - 3.206.812.618,86 \dots \dots \dots (2)$$

Dari persamaan yang didapatkan pada Gambar 1.2 perkiraan Konsumsi Pabrik Biodiesel yang direncanakan didirikan pada tahun 2027 adalah sebagai berikut:

$$\begin{aligned} \text{Konsumsi Biodiesel (kL)} &= 1.591.308,86x - 3.206.812.618,86 \\ &= 1.591.308,86 (2027) - 3.206.812.618,86 \\ &= 18.770.440,36 \text{ kL/Tahun} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Peluang Kapasitas Produksi} &= \text{Produksi} - \text{Konsumsi} \\ &= (18.428.470,88 - 18.770.440,36) \text{ kL/Tahun} \\ &= - 341.969,48 \text{ kL/Tahun} \\ &= - 300.933,14 \text{ Ton/Tahun} \end{aligned}$$

Melihat pesatnya perkembangan industri biodiesel di Indonesia serta mempertimbangkan bahan baku CPO yang tersedia, maka dapat ditetapkan kapasitas produksi pabrik biodiesel yang akan dirancang 60% dari peluang kapasitas produksi biodiesel pada tahun 2027 yaitu 180.000 Ton/Tahun.

1.2 Penentuan Lokasi Pabrik

Lokasi pabrik merupakan salah satu hal yang paling penting dalam pendirian suatu pabrik untuk kelangsungan operasi pabrik tersebut. Penentuan lokasi pabrik yang tepat, ekonomis, dan menguntungkan dipengaruhi oleh banyak faktor. Lokasi yang dipilih harus dapat memberikan kemudahan dalam pengadaan bahan baku serta kemungkinan memperluas atau memperbesar pabrik dan memberikan

keuntungan untuk jangka panjang. Lokasi pabrik yang dipilih adalah Sulawesi Barat. Beberapa pertimbangan penentuan lokasi pabrik, yaitu :

1. Sumber bahan baku

Lokasi pendirian pabrik dipilih di Sulawesi Barat merupakan daerah penghasil kelapa sawit terbesar kedua di Indonesia Timur, yang menghasilkan bahan baku CPO sebagai pembuatan Biodiesel terutama di Kabupaten Pasangkayu.

2. Tenaga kerja

Kabupaten Pasangkayu merupakan salah satu daerah perkebunan terbesar di Sulawesi Barat, sehingga penyediaan tenaga kerja dapat diperoleh dari masyarakat daerah tersebut, baik tenaga kasar maupun tenaga terdidik ataupun memberikan kesempatan pada masyarakat diluar daerah.

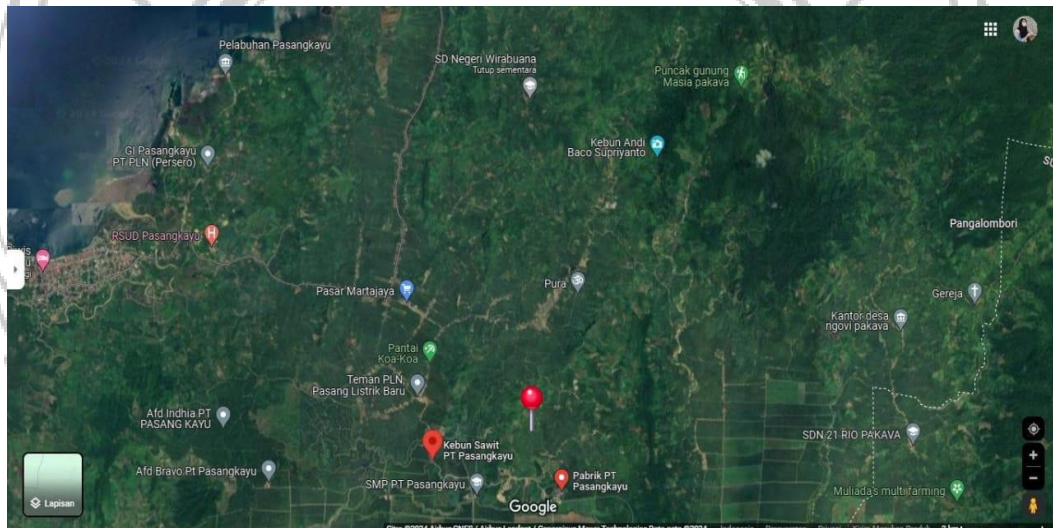
3. Utilitas

Fasilitas utilitas yang meliputi penyediaan air, bahan bakar, dan listrik. Kebutuhan listrik dapat memanfaatkan listrik PLN pasangkayu . Sedangkan untuk penyediaan air diambil dari air tanah.

4. Lokasi pabrik

Lokasi pabrik harus mempunyai iklim dan letak geografis yang baik dan stabil. Lokasi yang dipilih merupakan lokasi yang cukup stabil karena memiliki iklim yang rata-rata cukup baik. Seperti daerah lain di indonesia yang beriklim tropis dengan suhu 20 – 30° C. Dengan posisi astronomis Sulawesi Barat terletak antara 118°43'15" — 119°54'03" Bujur Timur dan 0°12' — 03°38' Lintang Selatan serta memiliki luas wilayah 16.787,18 Km².

5. Pendirian pabrik di pasangkayu dilakukan dengan pertimbangan sarana transportasi darat seperti jalan raya trans Sulawesi dan transportasi laut seperti pelabuhan Pasangkayu.
6. Lokasi pabrik harus mendekati keberadaan konsumen dikarenakan untuk mempermudah pendistribusian dan pemasaran produk. Berdasarkan pemasaran lokasi pabrik relatif strategis karena dekat dengan konsumen yang membutuhkan bahan bakar Biodiesel seperti SPBU dan pabrik yang ada di wilayah Sulawesi Barat.



Gambar 1.3 Peta Lokasi Pendirian Pabrik Biodiesel
(Sumber: Google Maps, 2024)

1.3 Tinjauan Proses

1.3.1 Proses Pembuatan Biodiesel

1.3.3.1 Proses Esterifikasi

Biodiesel dapat disintesis melalui proses esterifikasi antara bahan baku metanol dan asam lemak dalam bentuk *Free Fatty Acid* (FFA) atau asam lemak bebas (Asri dan Dewantoro, 2018). Katalis yang umum digunakan adalah asam

kuat seperti asam sulfat, asam sulfonat organik, atau resin penukar anion asam kuat. Namun, penggunaan katalis yang bersifat asam kuat tidak direkomendasikan karena dapat menyebabkan korosi pada peralatan (Pratiwi, 2016).

Proses ini dimulai dengan mencampur biodiesel yang mengandung *Free Fatty Acid* (FFA) dengan metanol dan katalis asam sulfat 98%. Campuran kemudian dipanaskan hingga mencapai suhu reaksi yang ditentukan, sehingga menghasilkan biodiesel dan air sebagai produk. Suhu reaksi dan tekanan dibuat konstan 65°C pada tekanan 1 atm (Asri dan Dewantoro, 2018). Reaksi Esterifikasi dari Asam Lemak Menjadi Metil Ester dapat dilihat pada Gambar 1.4.



Gambar 1.4 Reaksi Esterifikasi

Dalam pembuatan biodiesel dari minyak dengan kadar asam lemak bebas tinggi, proses esterifikasi sering digunakan. Pada tahap ini, asam lemak bebas akan diubah menjadi metil ester. Sebelum produk esterifikasi dimasukkan ke tahap transesterifikasi, air dan sebagian besar katalis asam yang terkandung di dalamnya harus disingkirkan terlebih dahulu (Pratiwi, 2016).

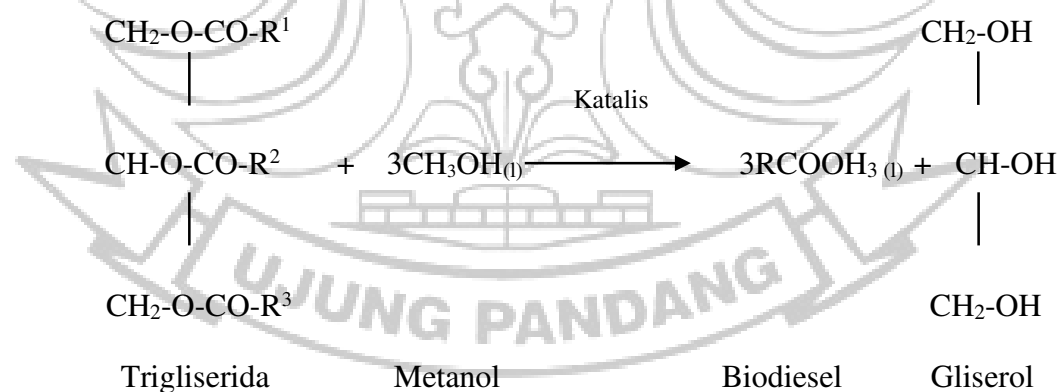
1.3.3.2 Proses Transesterifikasi

Dalam proses transesterifikasi minyak nabati direaksikan dengan alkohol sehingga menghasilkan 3 molekul, yaitu metil ester, asam lemak, dan gliserol. Metil ester asam lemak ini lebih dikenal sebagai biodiesel. Sifat biodiesel sangat mirip dengan minyak diesel dan tidak menyebabkan dampak negatif pada

penggunaan jangka panjang, sehingga menjanjikan sebagai pengganti atau pencampur minyak diesel.

Proses pembuatan biodiesel melibatkan reaksi transesterifikasi antara *Crude Palm Oil* (CPO) dari minyak sawit dan metanol dengan menggunakan katalisator berbasis logam, asam, atau basa. Namun, katalisator yang paling umum digunakan adalah NaOH. Dalam reaksi ini, gliserol dihasilkan sebagai produk sampingan (Santoso, 2014).

Alkohol yang digunakan sebagai reagen untuk minyak nabati biasanya adalah metanol, meskipun etanol, isopropanol, atau butyl juga dapat digunakan. Namun, perlu diperhatikan kandungan air dalam alkohol yang digunakan. Jika kandungan air tinggi hal ini dapat mempengaruhi kualitas biodiesel yang dihasilkan, karena dapat menyebabkan peningkatan kandungan sabun, asam lemak bebas (ALB), dan trigliserida dalam produk akhir (Pratiwi, 2016). Reaksi transesterifikasi dari trigliserida menjadi metil ester dapat dilihat pada Gambar 1.5.



Gambar 1.5 Reaksi Transesterifikasi

Reaksi dalam proses ini biasanya berjalan lambat namun dapat dipercepat dengan bantuan katalis. Katalis yang umum digunakan adalah katalis basa

meskipun katalis asam juga dapat digunakan, terutama pada minyak nabati dengan kadar asam lemak bebas yang tinggi. Katalis basa dinilai lebih unggul daripada katalis asam karena mampu mempercepat reaksi pada suhu yang lebih rendah, bahkan pada suhu ruangan. Beberapa contoh katalis basa yang sering digunakan adalah NaOH, KOH, karbonat, serta antioksidan dari natrium dan kalsium (Pratiwi, 2016). Pada proses transesterifikasi CPO dengan methanol berlangsung pada suhu 65°C dan tekanan 1 atm.

1.3.3.3 Proses Esterifikasi – Transesterifikasi

Proses ini digunakan pada minyak nabati yang mengandung FFA sebesar 4%. Hal ini dilakukan bertujuan untuk mereaksikan FFA menjadi metil ester dengan proses esterifikasi, kemudian setelah FFA berkurang hingga 1% dilanjutkan proses transesterifikasi. Dalam produksi biodiesel dengan bahan baku CPO digunakan proses 2 tahap esterifikasi - transesterifikasi. Karena FFA yang terkandung pada CPO 4%. FFA pada CPO dan metanol direaksikan terlebih dahulu dengan reaksi esterifikasi menggunakan katalis asam hingga menghasilkan metil ester, air dan FFA sisa sebesar 1%. Batas FFA 1% tersebut dengan tujuan agar tidak terjadi penyabunan pada proses transesterifikasi. Karena apabila dalam reaksi transesterifikasi masih terdapat FFA lebih dari 1%, FFA akan bereaksi dengan katalis basa transesterifikasi dan dapat berakibat meningkatnya perolehan sabun di reaksi transesterifikasi. Sabun yang diperoleh tersebut akan menyebabkan emulsi yang dapat menambah panjang waktu reaksi dan mengurangi kecepatan pencampuran.

Setelah kadar FFA berkurang hingga 1%, proses dilanjutkan dengan reaksi transesterifikasi, yaitu mereaksikan trigliserida pada CPO dan metanol menggunakan katalis basa dan menghasilkan metil ester dan gliserol (Subyanita, 2012).

1.3.3.4 Metode Ultrasonik

Metode ultrasonik merupakan metode pembuatan biodiesel dalam reaktor dengan bantuan gelombang suara dengan frekuensi antara 20-100 MHz yang dapat memberikan energi mekanik dan energi aktivasi pada proses reaksi. Nilai tersebut jauh diatas ambang batas frekuensi suara yang dapat didengar oleh manusi yang hanya 16-18 kHz. Metode ultrasonik menghasilkan biodiesel dengan waktu yang lebih singkat daripada metode konvensional dan perbandingan molar antara bahan baku dan metanol lebih rendah. Akan tetapi, keberadaan katalis cenderung menyebabkan reaksi penyabunan dan tertinggal pada biodiesel dan gliserol sehingga menyebabkan kenaikan biaya pada proses pemurnian (Syafiq dan Ihsan, 2019).

Tabel 1.5 Perbandingan Proses Pembuatan Biodiesel

Pembanding	Metode Produksi Biodiesel			
	Esterifikasi	Transesterifikasi	Esterifikasi - Transesterifikasi	Ultrasonik
Bahan Baku	Asam Lemak	Trigliserida (Minyak Nabati)	Asam Lemak dan Trigliserida	Asam lemak dan Trigliserida
Kondisi	Suhu 60-70°C; Waktu reaksi 30-120 menit; Tekanan 1 atm	Suhu 60-70°C; Waktu reaksi 30-60 menit; Tekanan 1 atm	Suhu 60-90°C; Waktu reaksi 2 jam; Tekanan 1 atm	Suhu 40-70°C; Waktu reaksi 1 jam; Tekanan 1 atm
Katalis	H ₂ SO ₄ , HCl	NaOH, KOH	NaOH, HCl	Na ₂ O
Konversi	92%	98%	Reaksi Esterifikasi 92% Reaksi Transesterifikasi 98%	89,53%
Produk	Metil ester dan Air	Metil ester dan Gliserol	Metil ester dan Gliserol	Metil ester dan Gliserol
Kelebihan	Suhu operasi rendah; Waktu operasi cepat; Konversi asam lemak sempurna	Konversi trigliserida sempurna; Waktu operasi cepat; Penggunaan katalis lebih ekonomis	Bahan baku yang tidak bereaksi dapat digunakan kembali; dan FAME yang dihasilkan tinggi	Mempersingkat waktu reaksi; dan Mengurangi jumlah katalis metanol yang berlebih
Kekurangan	Dibutuhkan lebih banyak metanol; dan Tidak dapat menggunakan katalis basa	Bisa terjadi saponikasi atau pembuatan sabun	Terjadinya saponikasi	Suhu cenderung terus meningkat, sehingga diperlukan aplikasi pada industri untuk mengontrol temperatur agar tidak terjadi kebakaran

Sumber: Kurniawan dan Setiawan, 2021

BAB II DESKRIPSI PROSES

2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

2.1.1 Spesifikasi Bahan Baku

2.1.1.1 *Crude Palm Oil* (CPO)

Tabel 2.1 Kandungan Komponen pada *Crude Palm Oil* (CPO)

Komponen	Kandungan (%)
Trigliserida	95,63
Asam lemak bebas	4
Air	0,2
Phosphatida	0,07
Aldehyd	0,07
Karoten	0,03

Sumber: IOPRI, 2024

Tabel 2.2 Komposisi Asam Lemak pada *Crude Palm Oil* (CPO)

Komposisi	Kadar (%)
Asam Palmitat ($\text{CH}_3(\text{CH}_2)_{14}\text{COOH}$)	44,3
Asam Stearat ($\text{CH}_3(\text{CH}_2)_{16}\text{COOH}$)	5
Asam Miristat ($\text{CH}_3(\text{CH}_2)_{12}\text{COOH}$)	1,1
Asam Oleat ($\text{CH}_3(\text{CH}_2)_7\text{CH}=\text{CH}(\text{CH}_2)_7\text{COOH}$)	39,2
Asam Linoleat ($\text{COOH}(\text{CH}_2)_7\text{CH}=\text{CHCH}_2\text{CH}=\text{CH}(\text{CH}_2)_4\text{CH}_3$)	10,4

Sumber: Abimayu dan Muhammad, 2022

Karakteristik pada *Crude Palm Oil* (CPO)

Rumus Kimia	: $\text{C}_3\text{H}_5(\text{COOR})_3$
Berat Molekul (g/mol)	: 847,28
Wujud	: cairan kuning jingga
<i>Specific gravity</i> (37,8°C)	: 0,9
Titik Beku °C	: 5
Titik Didih °C	: 298

Densitas (g/cm ³)	: 0,895
Panas jenis (kal/g°C)	: 0,497
Bilangan penyabunan	198
Kadar air (%)	2
Kemurnian (%)	98

Sumber: Wulandari, 2021

2.1.2 Spesifikasi Bahan Baku Tambahan

Selain *crude palm oil*, dalam proses pembuatan biodiesel dibutuhkan bahan bahan tambahan seperti metanol, natrium hidroksida (NaOH), asam fosfat (H₃PO₄), dan asam klorida (HCl).

2.1.2.1 Metanol

Metanol merupakan jenis alkohol yang paling disukai dalam pembuatan biodiesel karena memiliki keuntungan lebih mudah bereaksi atau lebih stabil dibandingkan dengan etanol. Hal ini disebabkan oleh fakta bahwa metanol (CH₃OH) memiliki satu ikatan karbon sedangkan etanol (C₂H₅OH) memiliki dua ikatan karbon (Fitriyani, 2015). Oleh karena itu, metanol lebih mudah untuk memperoleh pemisahan gliserol. Metanol bersifat beracun jika terhirup, dapat menyebabkan sesak nafas jika tertelan.

Karakteristik pada Metanol

Rumus Molekul	: CH ₃ OH
Massa Molar (g/mol)	: 32,04
Densitas (kg/m ³)	: 792
Viskositas pada 20°C (mPa.s)	: 0,59
Wujud	: cairan tidak berwarna
<i>Spesifik gravity</i>	: 0,7918
Titik leleh (°C)	: -97

Titik didih (°C)	: 64,7
Kelarutan dalam air	: sangat larut

Sumber: Perry, 2008

2.1.2.2 Natrium Hidroksida (NaOH)

Katalis basa homogen seperti natrium hidroksida (NaOH) adalah katalis yang sering digunakan dalam pembuatan biodiesel karena dapat beroperasi pada suhu dan tekanan yang relatif rendah serta memiliki kemampuan katalisator yang tinggi (Prayanto dkk., 2016).

Karakteristik pada Natrium Hidroksida (NaOH)

Rumus Molekul	: NaOH
Massa Molar (g/mol)	: 40
Wujud	: zat padat putih
Densitas (g/cm ³)	: 1,43
<i>Spesifik Gravity</i>	: 2,130
Titik lebur (°C)	: 318
Titik didih (°C)	: 1390

Sumber: Perry, 2008

2.1.2.3 Asam Fosfat (H₃PO₄)

Asam Fosfat adalah asam anorganik yang mengandung fosfor, tidak berwarna dan tidak berbau.

Karakteristik pada Asam Fosfat (H₃PO₄)

Rumus molekul	: H ₃ PO ₄
Massa molar (g/mol)	: 98
Wujud	: cairan
Densitas (g/cm ³)	: 1,885
<i>Spesifik grafity</i>	: 1,834
Titik lebur (°C)	: 42,35

Titik didih (°C) 158

Sumber: Perry, 2008

2.1.2.4 Asam Klorida (HCl)

Asam klorida adalah bahan kimia anorganik. Ini adalah asam korosif kuat dengan rumus kimia HCl. Dikenal sebagai hidrogen klorida.

Karakteristik pada Asam Klorida (HCl)

Rumus molekul	: HCl
Massa molar (g/mol)	: 36,46
Wujud	: cair
Densitas (g/cm ³)	: 1,18
Titik lebur (°C)	: -111
Titik didih (°C)	: -85
Kelarutan	: tak terhingga

Sumber: Perry, 2008

2.1.3 Spesifikasi Produk

2.1.3.1 Biodiesel

Biodiesel atau metil ester merupakan bahan bakar dari minyak nabati yang memiliki sifat menyerupai minyak diesel atau solar. Penggunaan biodiesel sebagai sumber energi merupakan solusi menghadapi kelangkaan energi fosil pada masa mendatang. Biodiesel biasanya diproduksi oleh reaksi katalis alkali antara lemak dan metanol dengan adanya katalis seperti natrium hidroksida, natrium metoksida atau kalium hidroksida.

Tabel 2.3 Spesifikasi (Syarat Mutu) Biodiesel

Parameter Uji	Satuan, min/maks	Persyaratan
Massa jenis pada 40 °C	kg/m ³	850 – 890
Viskositas kinematik pada 40 °C	mm ² /s (cSt)	2,3 – 6,0
Angka setana	Min	51
Titik nyala (mangkok tertutup)	°C, min	100
Titik Kabut	°C, maks	18
Residu karbon		
- Dalam percontoh asli; atau	%-volume, maks	0,05
- Dalam 10% ampas distilasi		0,3
Air dan sedimen	%-volume, maks	0,05
Abu tersulfatkan	%-massa, maks	0,02
Belerang	mg/kg, maks	50
Fosfor	mg/kg, maks	4
Angka asam	mg-KOH/g, maks	0,5
Gliserol bebas	%-massa, maks	0,02
Gliserol total	%-massa, maks	0,24
Kadar ester metil	%-massa, min	96,5
Angka iodium	%-massa (g-I ₂ /100 g), maks	115

Sumber: SNI, 2015

2.1.3.2 Gliserol

Kandungan Fisik dan Kimia Gliserol

Rumus Molekul	: C ₃ H ₈ O ₃
Berat Molekul (g/mol)	: 92,09382
Wujud	: cair
Warna	: jernih kekuningan
Densitas (g/cm ³)	: 1,261
Viskositas (cp)	: 2,68

Titik didih (°C)	290
Titik lebur (°C)	18
Titik nyala (°C)	160

Sumber: Santoso, 2014

2.2 Langkah Proses

Proses pembuatan biodiesel ini menggunakan bahan baku *Crude Palm Oil* (CPO). Dalam proses pembuatan biodiesel ini melibatkan dua reaksi secara berturut, yaitu esterifikasi dengan menggunakan katalis HCl dan transesterifikasi dengan menggunakan katalis NaOH. Reaksi ini berjalan pada suhu 65°C dan tekanan 1 atm. Berikut adalah beberapa tahapan pembuatan biodiesel:

1. Persiapan dan Pemurnian Bahan Baku

Mula-mula dilakukan pemanasan awal pada minyak kelapa sawit mentah (CPO) hingga mencapai suhu 60°C. Kemudian dialirkan menuju tangki proses *degumming* (DG) dengan menambahkan asam fosfat (H_3PO_4) 85% sebanyak 0,09% b/b CPO dan adsorben bentonit sebanyak 1% b/b CPO berlangsung selama 30 menit (Wulandari,2021). Proses ini bertujuan untuk memisahkan dan menjerap kotoran dan getah minyak. Kemudian dilanjutkan pemisahan adsorben yang sudah menjerap kotoran dan getah minyak dengan proses filtrasi. Minyak dilewatkan ke *rotary drum vacuum filter* (RDVF) untuk menangkap sisa produk gum dan adsorben.

2. Tahap Esterifikasi

CPO dialirkan ke reaktor esterifikasi (R-01) dengan menambahkan metanol (CH_3OH) 98% dan HCl 37% dimana metanol yang dialirkan sesuai dengan ratio mol minyak-metanol yakni 1:2 dan katalis HCl sebanyak 1% b/b CPO

(Wulandari, 2021). Reaksi esterifikasi berlangsung selama 2 jam pada suhu 65°C dan tekanan 1 atm dengan konversi reaksi 92%. Hasil produk esterifikasi ini menghasilkan FAME, trigliserida, FFA, katalis dan air.

Mekanisme reaksi pada proses esterifikasi:



Setelah reaksi esterifikasi, produk dialirkan menuju *decanter* (DC-01), kemudian ditambahkan air dengan perbandingan produk-air yakni 1:2, didiamkan selama 24 jam. Proses dilakukan sebanyak 3 kali hingga mencapai pH netral. Selanjutnya produk *decanter* dialirkan ke *evaporator* (EV-01) untuk menghilangkan air dengan suhu 105°C dan berlangsung selama 30 menit. Setelah itu dialirkan ke reaktor transesterifikasi (R-02).

3. Tahap Transesterifikasi

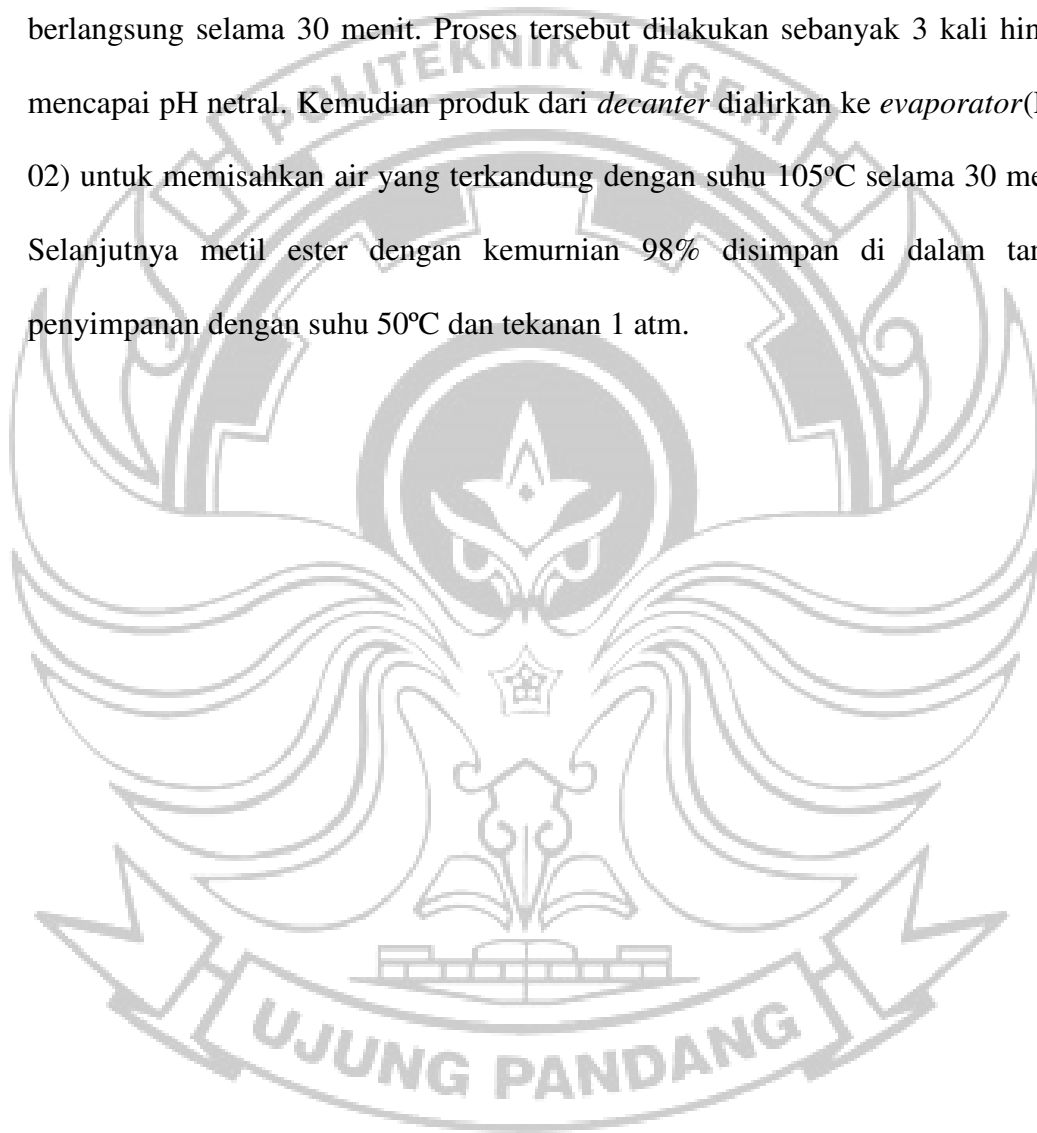
Metanol (CH₃OH) 98% dan NaOH dialirkan ke tangki pencampuran (M-01) dimana metanol yang dialirkan sesuai dengan ratio mol minyak-metanol yakni 1:6 dan katalis NaOH sebanyak 1% b/b produk esterifikasi (Wulandari, 2021). Produk esterifikasi dan produk tangki pencampuran dialirkan ke reaktor transesterifikasi (R-02). Proses transesterifikasi berlangsung selama 60 menit pada suhu 65°C dan tekanan 1 atm dengan konversi reaksi 98%. Hasil produk transesterifikasi ini menghasilkan FAME, gliserol, katalis dan air.

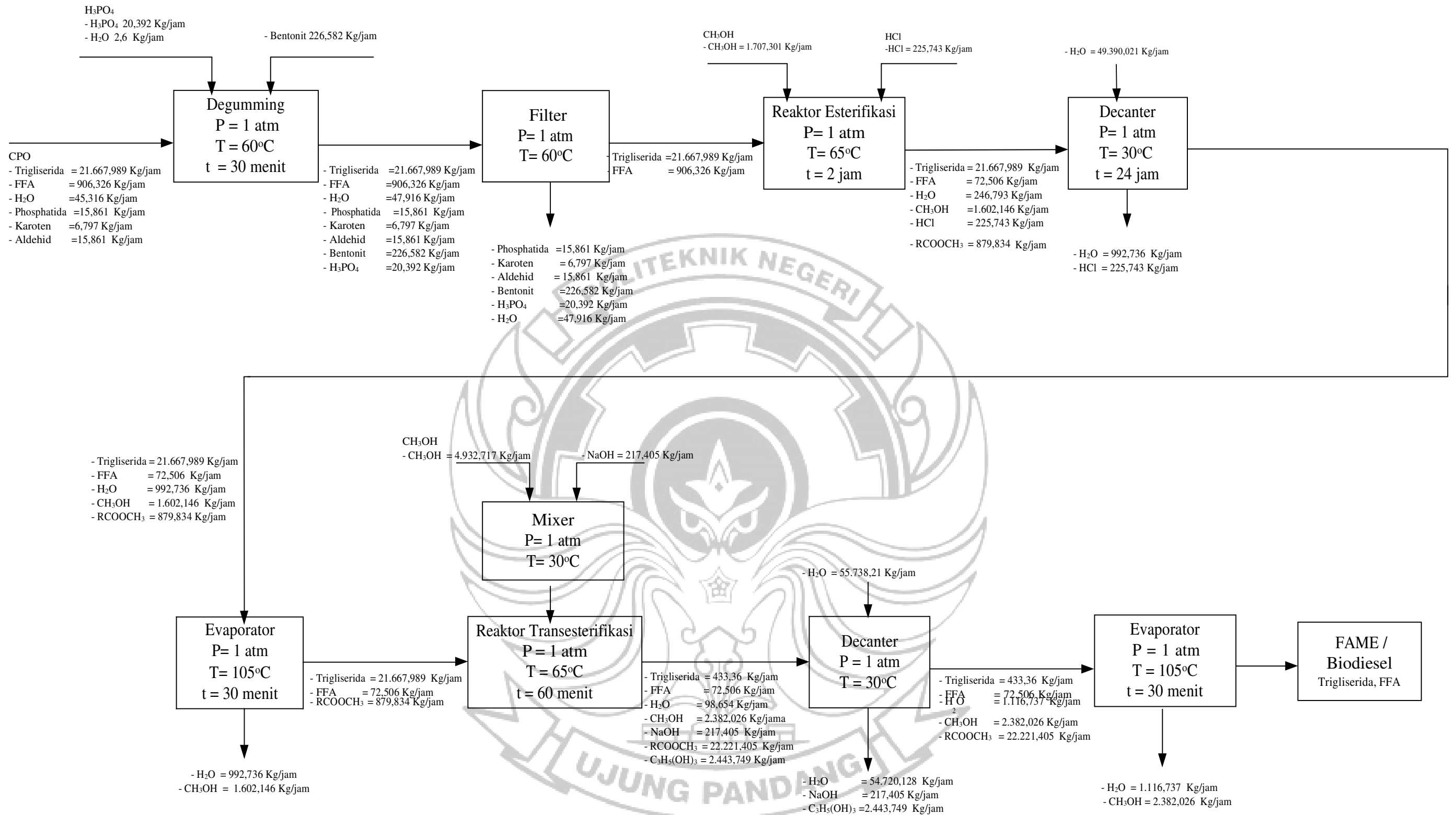
Mekanisme reaksi pada proses esterifikasi:



4. Tahap Pemurnian

Produk dari reaktor transesterifikasi selanjutnya dipisahkan dalam *decanter* (DC-02) yang berfungsi untuk memisahkan gliserol, katalis, dan air dengan metil ester dengan menambahkan air dengan perbandingan produk-air yakni 1:2 dan berlangsung selama 30 menit. Proses tersebut dilakukan sebanyak 3 kali hingga mencapai pH netral. Kemudian produk dari *decanter* dialirkan ke *evaporator*(EV-02) untuk memisahkan air yang terkandung dengan suhu 105°C selama 30 menit. Selanjutnya metil ester dengan kemurnian 98% disimpan di dalam tangki penyimpanan dengan suhu 50°C dan tekanan 1 atm.





Gambar 2.1 Diagram Alir Kuantitatif Pembuatan Biodiesel dengan Metode Esterifikasi-Transesterifikasi

BAB III NERACA MASSA

3.1 Neraca Massa

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas Produksi} &= 180.000 \text{ ton/tahun} \\ &= 180.000.000 \text{ kg/tahun} \end{aligned}$$

$$\text{Waktu Operasi} = 330 \text{ hari/tahun}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate Produksi} &= 180000000 \text{ kg/tahun} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \\ &= 22.727,273 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Basis yang digunakan} = 100 \text{ kg/jam umpan CPO}$$

Faktor Pengali :

$$\begin{aligned} \text{FP} &= \frac{22.727,273 \text{ kg/jam}}{100,305 \text{ kg/jam}} \\ &= 22,5815 \end{aligned}$$

Neraca Massa Setiap Alat

1. Tangki Degumming (DG)

Tabel 3.1 Neraca Massa Tangki Degumming

Komponen	Masuk (kg/jam)			Keluar (kg/jam)
	F1	F2	F3	F4
Trigliserida		21.667,989		21.667,989
FFA		906,326		906,326
H ₂ O		45,316	2,6	47,916
Phosphatida		15,861		15,861
Karoten		6,797		6,797
Aldehyd		15,861		15,861
Bentonit	226,582			226,582
H ₃ PO ₄			20,392	20,392
Subtotal	226,582	22.658,150	22,992	22.907,724
Total		22.907,724		22.907,724

2. Rotary Drum Vacuum Filter (RDVF)

Tabel 3.2 Neraca Massa Rotary Drum Vacuum Filter

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	F4	F5	F5	F6
Trigliserida	21.667,989			21.667,989
FFA	906,326			906,326
H ₂ O	47,916	47,916		
Phosphatida	15,861	15,861		
Karoten	6,797	6,797		
Aldehid	15,861	15,861		
Bentonit	226,582	226,582		
H ₃ PO ₄	20,392	20,392		
Subtotal	22.907,724	333,409		22.574,315
Total	22.907,724			22.907,724

3. Reaktor Esterifikasi (R-01)

Tabel 3.3 Neraca Massa Reaktor Esterifikasi

Komponen	Masuk(kg/jam)			Keluar (kg/jam)	
	F6	F7	F8	F9	F9
Trigliserida	21.667,989				21.667,989
FFA	906,326				72,506
H ₂ O		34,146	153,505		246,793
CH ₃ OH		1.707,301			1.602,146
HCl			225,743		225,743
RCOOCH ₃					879,834
Subtotal	22.574,315	1.741,447	379,248		24.695,011
Total		24.695,011			24.695,011

4. Decanter (DC-01)

Tabel 3.4 Neraca Massa Decanter

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	F9	F10	F11	F12
Trigliserida	21.667,989			21667.989
FFA	72,506			72,506
H ₂ O	246,793	49.390,021	48.644,078	992,736
CH ₃ OH	1.602,146			1.602,146
HCl	225,743		225,743	
RCOOCH ₃	879,834			879,834
Subtotal	24.695,011	49.390,021	48.869,821	25.215,210
Total		74.085,032		74.085,032

5. Evaporator (EV-01)

Tabel 3.5 Neraca Massa Evaporator

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	F12	F13	F14
Trigliserida	21.667,989		21.667,989
FFA	72,506		72,506
H ₂ O	992,736	992,736	
CH ₃ OH	1.602,146	1.602,146	
RCOOCH ₃	879,834		879,834
Subtotal	25.215,210	2.594,882	22.620,329
Total	25.215,210	25.215,210	

6. Mixer (M-01)

Tabel 3.6 Neraca Massa Mixer

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	F15	F16	F17
CH ₃ OH	4.932,717		4.932,717
NaOH		217,405	217,405
H ₂ O	98,654		98,654
Subtotal	5.031,372	217,405	5.248,777
Total	5.248,777	5.248,777	

7. Reaktor Transesterifikasi (R-02)

Tabel 3.7 Neraca Massa Reaktor Transesterifikasi

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	F14	F17	F18
Trigliserida	21.667,989		433,360
FFA	72,506		72,506
H ₂ O		98.6543467	98,654
CH ₃ OH		4932.71734	2.382,026
NaOH		217.404949	217,405
RCOOCH ₃	879,834		22.221,405
C ₃ H ₅ (OH) ₃			2.443,749
Subtotal	22.620,329	5248.77663	27.869.105
Total	27.869,105	27.869,105	

8. Decanter (DC-02)

Tabel 3.8 Neraca Massa Decanter

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	F18	F19	F20	F21
Trigliserida	433,360			433,360
FFA	72,506			72,506
H ₂ O	98,654	55.738,21	54.720,128	1.116,737
CH ₃ OH	2.382,026			2.382,026
NaOH	217,405		217,405	
RCOOCH ₃	22.221,405			22.221,405
C ₃ H ₅ (OH) ₃	2.443,749		2.443,749	
Subtotal	27.869,105	55.738,21	57.381,282	26.226,034
Total	83.607,316		83.607,316	

9. Evaporator (EV-02)

Tabel 3.9 Neraca Massa Evaporator

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	F22	F23	F23	F24
Trigliserida	433,360			433,360
FFA	72,506			72,506
RCOOCH ₃	22.221,405			22.221,405
CH ₃ OH	2.382,026	2.382,026		
H ₂ O	1.116,737	1.116,737		
Subtotal	26.226,034	3.498,763		22.727,271
Total	26.226,034		26.226,034	

Berdasarkan hasil perhitungan diperoleh hasil akhir biodiesel yaitu:

$$\begin{aligned}
 \text{Produk biodiesel} &= 22.727,271 \text{ kg/jam} \\
 &= 22.727,271 \text{ kg/jam} \times \frac{24 \text{ jam}}{1 \text{ hari}} \times \frac{330 \text{ hari}}{1 \text{ tahun}} \\
 &= 179.999.984 \text{ ton/tahun}
 \end{aligned}$$

Produk biodiesel yang diperoleh sebesar 22.727,271 kg/jam atau 175.999.984 ton/tahun.

BAB IV NERACA PANAS

4.1 Neraca Panas

Kapasitas Produksi = 180.000 ton/tahun

= 180.000.000 kg/tahun

Waktu Operasi = 330 hari/tahun

Neraca Panas Setiap Alat:

1. Heater (HE-01)

Tabel 4.1 Neraca Panas Heater

Komponen	Masuk (kkal/jam)	Komponen	Keluar (kkal/jam)
Trigliserida	256,294	Trigliserida	1.794,059
FFA	12.233,577	FFA	86.742,575
H ₂ O	949,294	H ₂ O	2.635,962
Phosphatida	54,633	Phosphatida	382,431
Karoten	22,368	Karoten	156,579
Aldehid	59,002	Aldehid	413,017
Q steam	82.683,636	Q kondensat	4.134,182
Total	96.258,805	Total	96.258,805

2. Reaktor Esterifikasi (R-01)

Tabel 4.2 Neraca Panas Reaktor Esterifikasi

Komponen	Masuk (kkal/jam)	Komponen	Keluar (kkal/jam)
Trigliserida	1.794,059	Trigliserida	2.050,353
FFA	86.742,575	FFA	7.947,137
H ₂ O	27.430,905	H ₂ O	41.218,084
CH ₃ OH	74.961.885,797	CH ₃ OH	80.394.638,879
HCl	23.525,917	HCl	27.287,638
		RCOOCH ₃	86.207,485
Subtotal	75.101.379,253	Subtotal	80.559.349,576
		Q Reaksi	74.912.271,197
Q steam	104.407.551,90	Q kondensat	24.037.310,38
Total	179.508.931,156	Total	179.508.931,156

3. Decanter (DC-01)

Tabel 4.3 Neraca Panas Decanter

Komponen	Masuk (kkal/jam)	Komponen	Keluar (kkal/jam)
Trigliserida	2.050,353	Trigliserida	768,882
FFA	7.947,137	FFA	2.948,952
H ₂ O	8.290.078,018	H ₂ O	3.115.365,574
CH ₃ OH	80.394.638,879	CH ₃ OH	30.147.070,557
HCl	27.287,638	HCl	9.519,323
RCOOCH ₃	86.207,485	RCOOCH ₃	31.925,243
Subtotal	88.808.209,510	Subtotal	33.307.598,531
Q cw masuk	27.750.305,489	Q cw keluar	83.250.916,468
Total	116.558.514,999	Total	116.558.514,999

4. Evaporator (EV-01)

Tabel 4.4 Neraca Panas Evaporator

Komponen	Masuk (kkal/jam)	Komponen	Keluar (kkal/jam)
Trigliserida	768,882	Trigliserida	4.100,706
FFA	2.948,952	FFA	16.150,177
H ₂ O	62.307,311	H ₂ O	331.706,535
CH ₃ OH	30.147.070,557	CH ₃ OH	160.798.591,552
RCOOCH ₃	31.925,243	RCOOCH ₃	175.717,500
Q steam	137.984.211,227	Q kondensat	6.899.210,561
		Total Panas Penguapan	3.755,141
Total	168.229.232,172	Total	168.229.232,172

5. Cooler (CO-01)

Tabel 4. 5 Neraca Panas Cooler

Komponen	Masuk (kkal/jam)	Komponen	Keluar (kkal/jam)
Trigliserida	4.100,706	Trigliserida	1.794,059
FFA	16.150,177	FFA	6.939,406
RCOOCH ₃	175.717,500	RCOOCH ₃	75.246,656
Subtotal	195.968,383	Subtotal	83.980,121
Q cw masuk	18.664,710	Q cw keluar	130.652,973
Total	214.633,093	Total	214.633,093

6. Reaktor Transesterifikasi (R-02)

Tabel 4.6 Neraca Panas Reaktor Transesterifikasi

Komponen	Masuk (kkal/jam)	Komponen	Keluar (kkal/jam)
Trigliserida	1.794,059	Trigliserida	41,007
FFA	6.939,406	FFA	7.947,137
H ₂ O	2.066,630	H ₂ O	16.476,727
CH ₃ OH	30.938.784,426	CH ₃ OH	119.528.541,992
NaOH	1.556,657	NaOH	12.558,713
RCOOCH ₃	75.246,656	RCOOCH ₃	2.177.288,127
		C ₃ H ₅ (OH) ₃	280.299,520
Subtotal	31.026.387,833	Subtotal	122.023.153,221
		Q Reaksi	28.447.055,948
Q steam	155.167.344,776	Q kondensat	35.723.523,441
Total	186.193.732,610	Total	186.193.732,610

7. Decanter (DC-02)

Tabel 4.7 Neraca Panas Decanter

Komponen	Masuk (kkal/jam)	Komponen	Keluar (kkal/jam)
Trigliserida	41,007	Trigliserida	15,378
FFA	7.947,137	FFA	2.948,952
H ₂ O	9.325.577,673	H ₂ O	3.504.500,631
CH ₃ OH	119.528.541,992	CH ₃ OH	44.821.836,794
NaOH	12.558,711	RCOOCH ₃	806.315,732
RCOOCH ₃	2.177.288,127		
C ₃ H ₅ (OH) ₃	280.299,520	Subtotal	49.135.617,487
Subtotal	131.332.254,166		
Q cw masuk	41.098.318,339	Q cw keluar	123.294.955,018
Total	172.430.572,506	Total	172.430.572,506

8. Evaporator (EV-02)

Tabel 4.8 Neraca Panas Evaporator

Komponen	Masuk (kkal/jam)	Komponen	Keluar (kkal/jam)
Trigliserida	15,378	Trigliserida	82,014
FFA	2.948,952	FFA	16.150,177
H ₂ O	70.090,013	H ₂ O	373.139,439
CH ₃ OH	44.821.836,869	CH ₃ OH	239.070.931,478
RCOOCH ₃	806.315,731	RCOOCH ₃	4.437.986,156
Subtotal	45.701.206,943	Subtotal	243.898.289,263
Q steam	208.633.560,530	Q kondensat	10.431.678,027
		Total Panas Penguapan	4.800,183
Total	254.334.767,473	Total	254.334.767,473

9. Cooler (CO-02)

Tabel 4.9 Neraca Panas Cooler

Komponen	Masuk (kkal/jam)	Komponen	Keluar (kkal/jam)
Trigliserida	82,014	Trigliserida	35,881
FFA	16.150,177	FFA	6.939,406
RCOOCH ₃	4.437.986,156	RCOOCH ₃	1.900.457,354
Subtotal	4.454.218,346	Subtotal	1.907.432,641
Q cw masuk	1.273.392,852	Q cw keluar	3.820.178,557
Total	5.727.611,199	Total	5.727.611,199

BAB V SPESIFIKASI ALAT

5.1 Spesifikasi Alat

1. Silo Penampungan Bentonit

Fungsi	: Menampung sementara bentonit
Tipe	: Silinder tegak dengan tutup bawah berbentuk konis
Bahan Konstruksi	: Carbon steel SA-283 Grade C
Kondisi Operasi	
Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 30°C
Volume	: 7.4154 m ³
Diameter	: 2.1339 m
Tinggi Produk	: 2.6514 m
Tinggi Silo	: 3.1433 m
Tebal Konis	: 1/4 in
Tebal Dinding	: 3/8 in
Jumlah Tangki	: 1 unit

2. Bucket Elevator (BE-01)

Fungsi	: Mengangkut bentonite dari gudang penyimpanan ke tangki degumming
Tipe	: <i>Centrifugal discharge buckets</i>
Bahan	: Malleable-iron
Tinggi Elevator	: 25 ft : 7.62 m
Ukuran Bucket	: (6 x 4 x 4 1/4) in : 102 in : 2.5908 m
Jarak antar Bucket	: 12 in : 0.3048 m
Kecepatan Bucket	: 225 ft/menit : 68.58 m/menit

: 1.143 m/s
Kecepatan Putaran : 43 putaran/menit
Lebar belt : 7 in
: 0.1778 m
: 17.78 cm

Rasio daya/tinggi

Power Poros : 1,875 Hp

Jumlah Tangki : 1 unit

3. Tangki Penyimpanan CPO (T-01)

Fungsi : Untuk penampungan CPO sebelum masuk ke tangki degumming

Tipe : Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk *Torispherical Flanged and Dished Head*

Bahan : Carbon steel SA-285 Grade C

Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30°C

Volume : 67.50987 m³

Tinggi Silinder : 4.4125 m

Diameter Silinder : 4.4125 m

Tebal Silinder : 3/8 in

Tinggi Tutup Atas : 0.8395 m

Tinggi Total Tangki : 6.0915 m

Jumlah Tangki : 3 unit

4. Tangki Degumming (DG)

Fungsi : Sebagai tempat bercampurnya CPO, H₃PO₄ 85%

Tipe : Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk torispherical dishead yang dilengkapi dengan pengaduk

Bahan : Carbon Steel SA-285 Grade C

Kondisi Operasi

Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 30°C
Valume Bahan	: 12.6009 m ³
Volume Tangki	: 15.1211 m ³
Ukuran Tangki	
Diameter	: 2.3417 m
Tinggi	: 4.4788 m
Tebal Dinding	: 1/4 in
Tebal Head	: 1/4 in
Ukuran Pengaduk	
Diameter Impeller	: 0.7025 m
Panjang Blade	: 0.1756 m
Tinggi dari Dasar	: 0.7806 m
Lebar Baffle	: 0.1951 m
Daya Pengaduk	: 4 Hp
Jumlah Tangki	: 1 unit

5. Rotary Drum Vacuum Filter (RDVF)

Fungsi	: Memisahkan fraksi padat (cake) dan fraksi cair (filtrat)
Tipe	: Rotary Drum Vacuum Filter
Panjang Drum	: 13 ft : 3.9624 m
Diameter Drum	: 8 ft : 2.4384 m
Luas Permukaan	: 30.821 m ³
Daya Motor	: 18 Hp
Jumlah	: 1 unit

6. Reaktor Esterifikasi (R-01)

Fungsi	: Mereaksikan FFA dan CH ₃ OH menjadi biodiesel dan air dengan kecepatan umpan sebesar 24695.0105 kg/jam.
--------	--

Tipe	: Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)
Bahan	: Carbon Steel SA-285 Grade C
Kondis Operasi	
Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 65°C
Waktu Reaksi	: 2 jam
Konversi	: 98%
Volume Reaktor	: 55.4146 m ³
Tinggi Cairan didalam Reaktor	: 5.8096 m
Ukuran Reaktor	
Diameter Dalam	: 3.4858 m
Diameter Luar	: 3.4994 m
Tebal Head	: 3/16 in
Tinggi Head Atas	: 0.6553 m
Tinggi Head Bawah	: 0.6553 m
Tebal Dinding Reaktor	: 5/16 in
Tinggi Dinding Reaktor	: 6.9716 m
Pengaduk Reaktor	
Diameter Impeller	: 1.0457 m
Panjang Blade	: 0.2514 m
Tinggi dari Dasar	: 1.1619 m
Lebar Baffle	: 0.2905 m
Daya Pengaduk	: 19 Hp
Dimensi Jacket Pemanas	
Bahan	: Stainless steel plate SA-340
Tinggi Jacket	: 5.8096 m
Diameter luar jacket	: 3.7534 m
Tebal dinding jacket	: 5/16 in
Jumlah	: 1 unit

7. Decanter (DC-01)

Fungsi : Memisahkan fase ringan (lapisan atas) yang terdiri dari H₂O (pelarut), biodiesel (produk), trigliserida, FFA, dan metanol dengan fase berat (lapisan bawah) yang terdiri dari H₂O dan HCl dengan laju umpan masuk 74085.0315 kg/jam

Tipe : Horizontal Cylinder Vessel

Bahan : Stainless Steel SA-167, tipe 304-3

Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 40°C

Setting velocity : -12.81 m/s

Volume Decanter : 15.4080 m³

Diameter dalam Decanter : 2.2773 m

diameter luar Decanter : 2.2860 m

Panjang Total Decanter : 5.1645 m

Tebal shell : 3/16 in

Tinggi Cairan dalam Decanter : 2.0496 m

Ukuran head

Jenis Head : Torispherical head (flange and dished head)

Tebal Head : 3/16 in

Panjang Head : 0.4419 m

Ukuran Pipa

a. Diameter Dalam Pipa

Pipa Umpan : 0.0627 m

Pipa Fase Ringan : 0.035 m

Pipa Fase Berat : 0.0525 m

b. Diameter Luar Pipa

Pipa Umpan : 0.0731 m

Pipa Fase Ringan : 0.0421m

Pipa Fase Berat : 0.0604 m

c. Tinggi Pipa

Pipa Umpan : 1.1386 m

Pipa Fase Ringan : 0.0974 m

Pipa Fase Berat : 1.9522 m

8. Evaporator (EV-01)

Fungsi : Menguapkan air dan metanol yang terkandung dalam Biodiesel

Tipe : *Shell and Tube Heat Echanger*

Bahan : Carbon Steel SA-285 Grade C

Volume Tangki : 14.1718m³

Silinder

Diameter Tangki : 10.8319 m

Tinggi Tangki : 5.3455 m

Tinggi Silinder : 4.4251 m

Tebal Shell : 0.0054 m

Tutup atas/bawah

Tebal Head : 0.0051 m

Tinggi : 0.4602 m

Dimensi Pemanas

Beban Panas : 547,507,454.62 BTU/jam

Luas Transfer Panas : 17,226.83 ft²

Laju Alir Umpan Masuk : 55,599.54 lb/jam

Laju Alir Steam Masuk : 602,219.41 lb/jam

Ud Koreksi : 195,1039119 BTU/jam.ft².F

Jumlah Tube : 1330 tube

Dimensi tube

OD pipa : 3/4 in

ID pipa : 0.652 in

Luas penampang pipa : 0.3925 ft²

Panjang pipa : 33 ft²

Pitch : 15/16 in

Dimensi Shell

Panjang shell : 33 ft

ID shell : 39 in

9. Reaktor Transesterifikasi (R-02)

Fungsi : Mereaksikan trigliserida dan metanol menjadi metil ester dan gliserol dengan kecepatan umpan sebesar 27869.10525 kg/jam

Tipe : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)

Bahan : Carbon Steel SA-285 Grade C

Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 65°C

Waktu Reaksi : 60 menit

Konversi : 98 %

Volume Reaktor : 63.04572767 m³

Tinggi cairan di dalam reaktor : 6.064887797 m

Ukuran Reaktor

Diameter Dalam : 3.638974149 m

diameter Luar : 3.652948415 m

Tebal Head : 5/16 in

Tinggi Head Atas : 0.635102307 m

Tinggi Head Bawah : 0.635102307 m

Tebal Dinding Reaktor : 5/16 in

Tinggi Dinding Reaktor : 7.277948297 m

Tinggi Total Reaktor : 8.54815291 m

Pengaduk Reaktor

Diameter Impeller : 1.091692245 m

Panjang Blade : 0.272923061 m

Lebar Blade : 0.218338449 m

Tinggi dari Dasar : 1.212991383 m

Lebar Baffle : 0.303247846

Daya Pengaduk : 30 Hp

Dimensi Jacket Pemanas

Bahan : Stainless Steel Plate SA-340

Tinggi Jacket : 6.064887797 m

Diameter Luar Jacket : 3.9067m

tebal Dinding Jacket : 5/16 in

10. Tangki Penyimpanan H₃PO₄ (T-02)

Fungsi : Untuk Penampungan sementara H₃PO₄ 85%

Tipe : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk *Torispherical Dish Head* dan tutup bawah berbentuk flat

Bahan Konstruksi : Stainless steel SA-167, tipe 304-3

Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30°C

Volume : 0.9825 m³

Tinggi Silinder : 1.5002 m

Diameter Silinder : 1.0001086 m

Tebal Silinder : 3/16 in

Tinggi Tutup Atas : 0.2324 m

Jumlah : 1 unit

11. Tangki Penyimpanan HCl (T-03)

Fungsi : Untuk Penampungan sementara HCl 37%

Tipe : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk *Torispherical Dish Head* dan tutup bawah berbentuk flat

Bahan Konstruksi : Stainless steel SA-167, tipe 304-3

Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30°C

Volume : 23.1406 m³

Tinggi Silinder : 4.3002 m
Diameter Silinder : 2.8668 m
Tebal Silinder : 1/4 in
Tinggi Tutup Atas : 0.5494 m
Jumlah : 1 unit

12. Tangki Penyimpanan CH₃OH (T-04)

Fungsi : Untuk Penampungan sementara CH₃OH 98%
Tipe : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk *Torispherical Dish Head* dan tutup bawah berbentuk flat
Bahan Konstruksi : Stainless steel SA-167, tipe 304-3
Kondisi Operasi
Tekanan : 1 atm
Suhu : 30°C
Volume : 68.4123 m³
Tinggi Silinder : 4.7099 m
Diameter Silinder : 4.7099 m
Tebal Silinder : 5/16 in
Tinggi Tutup Atas : 0.8857 m
Jumlah : 3 unit

13. Gudang NaOH (G-01)

Fungsi : Menyimpan bahan NaOH selama 1 minggu (7 hari)
Tipe : Persegi panjang
Bahan Konstruksi : Beton
Kondisi Operasi
Tekanan : 1 atm
Suhu : 30°C
Volume : 21.8922 m³/minggu
Panjang : 2.9592 m
Lebar : 1.4796 m

Tinggi Gudang : 5 m
Jumlah : 1 unit

14. Bucket Elevator (BE-02)

Fungsi : Mengangkut bentonite dari gudang penyimpanan ke tangki degumming

Tipe : Centrifugal discharge buckets

Bahan : Malleable-iron

Tinggi Elevator : 25 ft

: 7.62 m

Ukuran Bucket : (6 x 4 x 4 ¼) in

: 102 in

: 2.5908 m

Jarak antar Bucket : 12 in

: 0.3048 m

Kecepatan Bucket : 225 ft/menit

: 68.58 m/menit

: 1.143 m/s

Kecepatan Putaran : 43 putaran/menit

Lebar belt : 7 in

: 0.1778 m

: 17.78 cm

Rasio daya/tinggi

Power Poros : 1.875 Hp

Jumlah : 1 unit

15. Mixer (M-01)

Fungsi : Untuk mencampur NaOH dan Metanol

Tipe : Silinder tegak dengan tutup flat dan bawah berbentuk dishead yang dilengkapi dengan pengaduk

Bahan : Carbon steel SA-285 Grade C

Kondisi Operasi

Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 30°C
Volume Bahan	: 3.0826 m ³
Volume Tangki	: 3.6992 m ³

Ukuran tangki

Diameter	: 1.4645 m
Tinggi	: 2.6906 m
Tebal Shell	: 3/16 in
Tebal Head	: 3/16 in

Ukuran Pengaduk

Diameter Impeller	: 0.4393 m
Panjang Blade	: 0.1098 m
Lebar Blade	: 0.0878 m
Tinggi dari Dasar	: 0.4881 m
Lebar Baffle	: 0.1220 m
Daya Pengaduk	: 2 Hp

16. Decanter (DC-02)

Fungsi	: Memisahkan fase ringan (lapisan atas) yang terdiri dari H ₂ O (pelarut), biodiesel (produk), trigliserida, FFA, dan metanol dengan fase berat (lapisan bawah) yang terdiri dari H ₂ O, NaOH, dan gliserol dengan laju umpan masuk 83607.3157 kg/jam
--------	---

Tipe	: Horizontal Cylinder Vessel
Bahan	: Stainless Steel SA-167, tipe 304-3

Kondisi Operasi

Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 40°C
<i>Setting velocity</i>	: -16.31 m/s
Volume Decanter	: 17.7148 m ³

Diameter dalam Decanter : 2.2773 m
Diameter luar Decanter : 2.2860 m
Panjang Total Decanter : 5.3683 m
Tebal shell : 3/16 in
Tinggi Cairan dalam Decanter : 2.0496 m

Ukuran head

Jenis Head : Torispherical head (flange and dished head)
Tebal Head : 3/16 in
Panjang Head : 0.4419 m

Ukuran Pipa

a. Diameter Dalam Pipa

Pipa Umpan : 0.0627 m
Pipa Fase Ringan : 0.035 m
Pipa Fase Berat : 0.0525 m

b. Diameter Luar Pipa

Pipa Umpan : 0.0731 m
Pipa Fase Ringan : 0.0421 m
Pipa Fase Berat : 0.0604 m

c. Tinggi Pipa

Pipa Umpan : 1.1386 m
Pipa Fase Ringan : 1.8725 m
Pipa Fase Berat : 0.1770 m

17. Evaporator (EV-02)

Fungsi : Menguapkan air dan metanol yang terkandung dalam Biodiesel

Tipe : *Shell and Tube Heat Echanger*

Bahan : Carbon Steel SA-285 Grade C

Volume Tangki : 16.0287 m³

Silinder

Diameter Tangki : 2.3053 m

Tinggi Tangki : 5.5673 m

Tinggi Silinder : 4.6106 m

Tebal Shell : 0.0055 m

Tutup atas/bawah

Tebal Head : 0.0052 m

Tinggi : 0.4784 m

Dimensi Pemanas

Beban Panas : 827,857,690.26 BTU/jam

Luas Transfer Panas : 26,004.83 ft²

Laju Alir Umpan Masuk : 57,828.41 lb/jam

Laju Alir Steam Masuk : 910,584.80 lb/jam

Ud Koreksi : 195.4263 BTU/jam.ft².F

Jumlah Tube : 1330 tube

Dimensi tube

OD pipa : 3/4 in

ID pipa : 0.652 in

Luas penampang pipa : 0.5925 ft²

Panjang pipa : 33 ft²

Pitch : 15/16 in

Dimensi Shell

Panjang shell : 33 ft

ID shell : 39 in

18. Tangki Penyimpanan Biodiesel (T-05)

Fungsi : Untuk penampungan sementara biodiesel

Tipe : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk *Torispherical Dished Head* dan tutup bawah berbentuk flat.

Bahan : Carbon Steel SA-285 Grade C

Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 50°C

Volume : 68.3472 m³

Tinggi Silinder	: 4.4308 m
Diameter Silinder	: 4.4308m
Tebal Silinder	: 3/8 in
Tinggi Tutup Atas	: 0.8346 m
Jumlah Tangki	: 3 unit

19. Tangki Penyimpanan Gliserol (T-06)

Fungsi	: Untuk penampungan sementara gliserol
Tipe	: Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk <i>Torispherical Dished Head</i> dan tutup bawah berbentuk flat.
Bahan Konstruksi	: Carbon Steel SA-285 Grade C
Kondisi Operasi	
Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 30°C
Volume	: 139.6428 m ³
Tinggi Silinder	: 7.8289 m
Diameter Silinder	: 5.2193 m
Tebal Silinder	: 1/2 in
Tinggi Tutup Atas	: 0.9929 m
Jumlah Tangki	: 1 unit

20. Heater (HE-01)

Fungsi	: Memanaskan CPO dari temperatur 30°C hingga 60°C dengan media pemanas berupa steam pada temperature 150°C dengan tekanan steam 4.758 bar
Tipe	: <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan	: Stainless Steel
Beban Panas Heater	: 3215106.789 BTU/jam
Luas Transfer Panas	: 285.4718 ft ²
Laju Alir Steam	: 353.7533 lb/jam
Laju Alir CPO	: 49952.2799 lb/jam
UD Koreksi	: 58.9309 BTU/jam.ft ² .F

Jumlah tube : 91 tube

Dimensi Tube Pipa

OD pipe : 1 in
ID pipe : 0.902 in
Luas Penampnag Pipa : 0.639 ft²
Panjang pipe : 12.2 ft²
Pitch : 1 ¼ in
Pressure drop : 0.000047 Psi

Dimensi Shell Side

Panjang Shell : 12.2 ft
ID Shell : 15 ¼ in
Pressure drop : 0.0007 Psi

21. Cooler (CO-01)

Fungsi : Menurunkan temperatur umpan dari 105°C hingga temperatur 60°C dengan media pendingin berupa air dengan temperatur 30°C dan keluar 40°C

Tipe : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Bahan : Stainless Steel
Beban Panas Cooler : 435011.0669 BTU/jam
Luas Transfer Panas : 366.5519 ft²
Laju Alir Fluida Dingin : 241780.8738 lb/jam
Laju Alir Fluida Panas : 49869.2288 lb/jam
UD Koreksi : 14.5442 BTU/jam.ft².F
Jumlah tube : 152 tube

Dimensi Tube Pipa

OD pipe : 1 in
ID pipe : 0.902 in
Luas Penampang pipa : 0.639 ft²
Panjang pipe : 9.5 ft
Pitch : 1 ¼ in
Pressure drop : 0.0105 Psi

Dimensi Shell Side

Panjang Shell : 9.5 ft
ID Shell : 19 ¼ in
Pressure drop : 6.2827 Psi

22. Cooler (CO-02)

Fungsi : Menurunkan temperatur umpan dari 105°C hingga temperatur 60°C dengan media pendingin berupa air dengan temperatur 30°C dan keluar 40°C

Tipe : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Bahan : Stainless Steel

Beban Panas Cooler : 10100369.41 BTU/jam

Luas Transfer Panas : 1021.3007 ft²

Laju Alir Fluida Dingin : 374306.2038 lb/jam

Laju Alir Fluida Panas : 50104.9958 lb/jam

UD Koreksi : 118.53039 BTU/jam.ft².F

Jumlah tube : 242 tube

Dimensi Tube Pipa

OD pipe : 1 in

ID pipe : 0.902 in

Luas Penampang Pipa : 0.639 ft²

Panjang pipe : 17 ft

Pitch : 1 ¼ in

Pressure drop : 0.8265576 Psi

Dimensi Shell Side

Panjang Shell : 17 ft

ID Shell : 25 in

Pressure drop : 1.341205 Psi

23. Pompa

Pompa dirancang dengan menggunakan 2 tipe pompa yakni pompa *reciprocating* dan pompa *sentrifugal*. Berikut perhitungan pompa yang akan dirancang:

1. Pompa *Reciprocating*

Fungsi	: Memompa CPO dari tangki penampungan menuju tangki degumming
Efisiensi	: 80%
Jumlah	: 1 unit
Laju Alir	: 49952.27996 lb/jam
Volume Nahan	: 894.43 ft ³ /jam
ID optimum	: 3.51 in
ID pipa	: 4.026 in
OD pipa	: 4.500 in
Daya Pompa	: 24 Hp

2. Pompa *Sentrifugal*

Fungsi	: Untuk memompa H ₃ PO ₄ dari tangki penampungan ke tangki degumming.
Kapasitas Umpan	: 50.69 lb/jam
Laju Alir Massa	: 0,0377 gpm
Diameter optimum	: 0.25 in
Diameter dalam	: 0.493 in
Kecepatan aliran	: 0.063 ft/dtk
Panjang pipa total	: 14 m
Kerja pompa	: 14.9747lbf ft/lbm
Daya pompa	: 0.00038 Hp
Daya motor	: 0.0011 Hp

Dengan menggunakan langkah-langkah yang sama dengan pompa 02, maka diperoleh spesifikasi pompa sebagai berikut:

No.	Spesifikasi	Notasi	P-03	P-04	P-05
1	Kapasitas umpan (lb/jam)	Q	50511.53	49776.36	836.24
2	Laju alir massa (gpm)	Qf	10.5196	55.5374	0.766
3	Diameter optimum (in)	Di opt	1.6541	2.8116	0.419
4	Diameter dalam (ft)	ID	0.172	0.2557	0.069
5	Kecepatan aliran (ft/s)	V	1.0075	2.414	0.460
6	Panjang pipa total (ft)	L	31.735	148.497	62.877
7	Kerja pompa (ft.lbf/lbm)	W	297.1373	1703.5	76.672
8	Power pompa (Hp)	P	16.8449	70.206	0.072
9	Daya motor (Hp)	N	19	78	0.089

No.	Spesifikasi	Notasi	P-06	P-07	P-08
1	Kapasitas umpan (lb/jam)	Q	163357.5	55599.5	49877.8
2	Laju alir massa (gpm)	Qf	58.552	25.283	38.313
3	Diameter optimum (in)	Di opt	3.337	2.217	2.497
4	Diameter dalam (ft)	ID	0.335	0.0206	0.257
5	Kecepatan aliran (ft/dtk)	V	1.479	1.693	1.665
6	Panjang pipa total (ft)	L	32.808	29.528	158.339
7	Kerja pompa (ft lbf/lbm)	W	661.399	820.333	854.749
8	Power pompa (Hp)	P	91	51	38
9	Daya motor (Hp)	N	99	57	43

No.	Spesifikasi	Notasi	P-09	P-010	P-011
1	Kapasitas umpan (lb/jam)	Q	11094.17	11573.7	61451.4
2	Laju alir massa (gpm)	Qf	12.364	5.894	15.771
3	Diameter optimum (in)	Di opt	1.4303	1.697	2.736
4	Diameter dalam (ft)	ID	0.1342	0.172	0.256
5	Kecepatan aliran (ft/dtk)	V	1.944	0.564	0.685
6	Panjang pipa total (ft)	L	78.5109	19.685	138.654
7	Kerja pompa (ft lbf/lbm)	W	1045.9	163.68	266.241
8	Power pompa (Hp)	P	12	2	18
9	Daya motor (Hp)	N	14	2	21

No.	Spesifikasi	Notasi	P-012	P-013	P-014
1	Kapasitas umpan (lb/jam)	Q	57828.4	5388.5	50113.6
2	Laju alir massa (gpm)	Qf	26.296	8.541	38.494
3	Diameter optimum (in)	Di opt	2.257	1.581	2.503
4	Diameter dalam (ft)	ID	0.206	0.172	0.256
5	Kecepatan aliran (ft/dtk)	V	1.761	0.82	1.673
6	Panjang pipa total (ft)	L	114.708	39.370	151.777
7	Kerja pompa (ft lbf/lbm)	W	911.243	334.45	863.576
8	Power pompa (Hp)	P	58	2	43
9	Daya motor (Hp)	N	65	2	48

BAB VI UTILITAS

Dalam kegiatan proses produksi suatu pabrik, utilitas adalah suatu unit yang berfungsi untuk menunjang dan memperlancar jalannya operasi suatu pabrik. Sarana utilitas yang disediakan pada pabrik biodiesel antara lain:

6.1 Kebutuhan *Steam*

Kebutuhan uap panas pada pabrik biodiesel bertujuan untuk memanaskan:

Tabel 6.1 Kebutuhan Steam

No	Nama Peralatan	Jumlah Steam (kg/jam)
1	Heater (HE-01)	160.46
2	Evaporator (EV-01)	273115.38
3	Evaporator (EV-02)	412963.63
4	Reaktor Esterifikasi (R-01)	159082.23
5	Reaktor Transesterifikasi (R-02)	23642395
Total		1,081,745.65

Penyediaan *steam* untuk pabrik biodiesel dihasilkan dari boiler. Air umpan boiler terlebih dahulu diolah untuk memenuhi syarat sebagai air ketel, sehingga pembentukan kerak dan korosi pada boiler dapat dihindari.

6.2 Kebutuhan Air

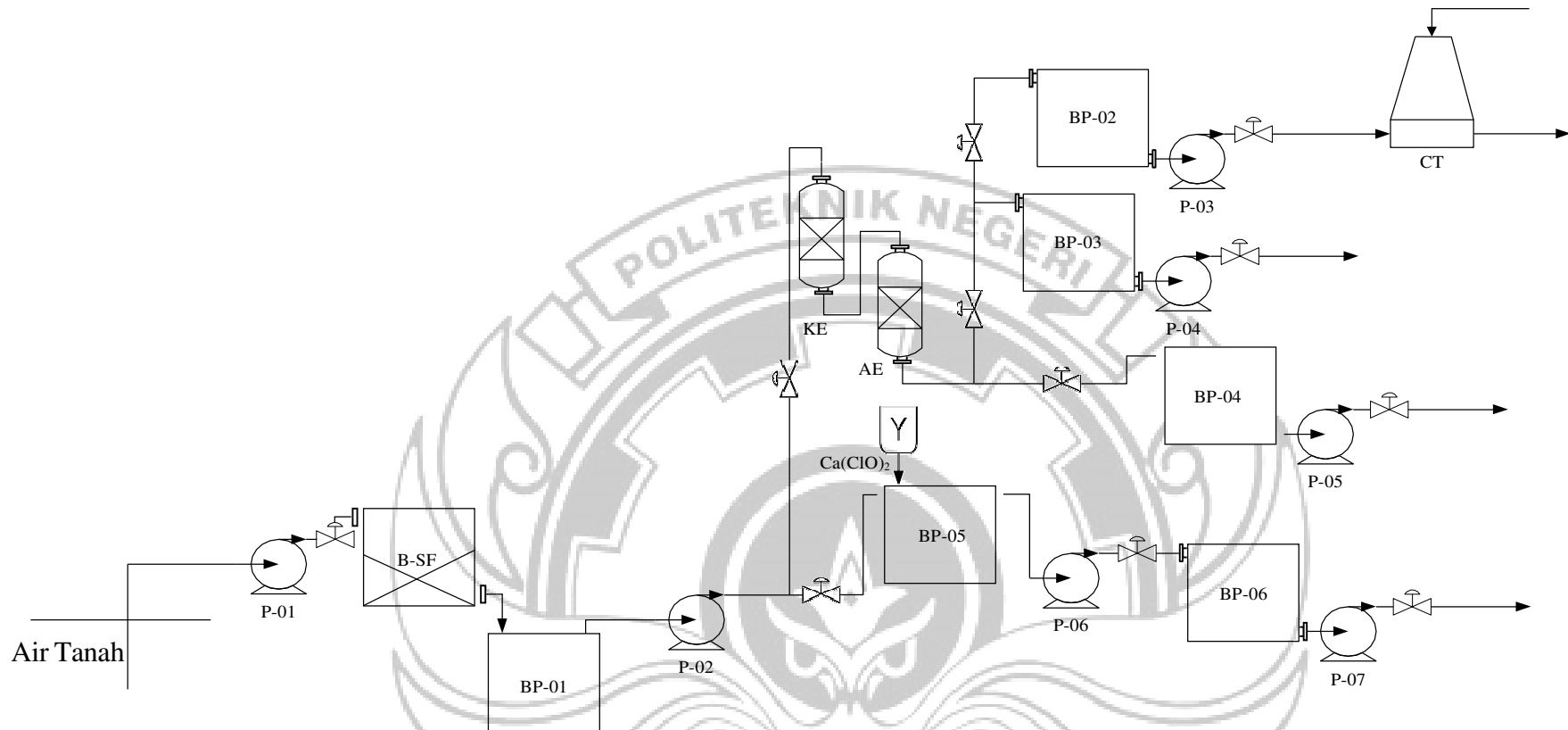
Kebutuhan air pada pabrik biodiesel ini direncanakan memakai air tanah yang terlebih dahulu diproses agar bersih dan layak untuk dipergunakan. Penyediaan air dimaksudkan untuk memenuhi kebutuhan air yang meliputi:

- Air Pendingin = 614,796.01 kg/jam
- Air Umpan Boiler = 1,458,939.23 kg/jam
- Air Proses = 11,015,675.40 kg/jam
- Air Sanitasi = 2,220.75 kg/jam

6.2.1 Sistem pengolahan Air

Air tanah yang tersedia adalah air yang masih mengandung bakteri dan mineral. Oleh sebab itu air perlu diproses lebih terlebih dahulu. Proses pengolahan air dimulai dari air dipompa ke bak *sand filter* (B-SF) kemudian dialirkan ke bak penampungan air bersih (BP-01), selanjutnya dari bak penampungan air bersih (BP-01) di distribusikan untuk memenuhi keperluan pabrik seperti kebutuhan air proses, kebutuhan air pendingin, kebutuhan sanitasi dan kebutuhan air umpan boiler.

Kebutuhan air sanitasi dipompa dari bak penampungan air bersih (BP-01) ke bak desinfektan (BP-05) dengan menambahkan kaporit ($\text{Ca}(\text{ClO})_2$) untuk membunuh kuman. Selanjutnya dari bak ini dipompa untuk kebutuhan sanitasi, sedangkan kebutuhan air untuk air umpan boiler, air pendingin dan air proses dipompa ke tangki anion dan kation untuk menghilangkan anion dan kation yang dapat menimbulkan kerak pada pipa, setelah itu air ditampung di bak penampungan kemudian dipompakan untuk kebutuhan pabrik.



Kode	Keterangan	Kode	Keterangan
P-01	Pompa Air Tanah	BP-01	Bak Penampungan Air Bersih
P-02	Pompa Bak Air Bersih	BP-02	Bak Air Pendingin
P-03	Pompa Air Pendingin	BP-03	Bak Umpan Boiler
P-04	Pompa Umpan Boiler	BP-04	Bak Air Proses
P-05	Pompa Air Proses	BP-05	Bak Penambahan Desinfektan
P-06	Pompa Sanitasi	BP-06	Bak Sanitasi
KE	Kation Exchanger	B-SF	Bak Sand Filter
AE	Anion Exchanger	CT	Cooling Tower

Gambar 6.1 Water Treatment

6.2.2 Spesifikasi Alat Utilitas

1. Pompa Air Tanah (P-01)

Fungsi : Memompa air dari tanah ke bak penampungan
Tipe : *Centrifugal pump*
Kapasitas : 33,191,383.24 lb/jam
Daya Motor : 4,000.26 Hp

2. Bak Sand Filter (B-SF)

Fungsi : Menyaring partikel-partikel halus
Bentuk : Persegi
Bahan : Beton
Panjang : 4.9 m
Lebar : 4.9 m
Kedalaman : 6 m

3. Bak Penampungan Air Bersih (BP-01)

Fungsi : Tempat penampungan awal air bersih
Bentuk : Persegi
Bahan : Beton
Panjang : 4.9 m
Lebar : 4.9 m
Kedalaman : 6 m

4. Tangki Kation Exchanger (T-KE)

Fungsi : Menghilangkan kesadahan air
Bentuk : Silinder dengan bed resin
Bahan : Baja tahan karat
Laju Alir Volumetri : 57,882.73 gpm
Diameter Bed : 96 ft
Luas Penampang Bed : 7,235 ft²
Tinggi Bed Resin : 6.25 ft

5. Tangki Anion Exchanger (T-AE)

Fungsi : Menghilangkan kesadahan air

Bentuk : Silinder dengan bed resin
Bahan : Baja tahan karat
Laju Alir Volumetri : 57,882.73 gpm
Diameter Bed : 96 ft
Luas Penampang Bed : 7,235 ft²
Tinggi Bed Resin : 6.25 ft

6. Bak Air Pendingin (BP-02)

Fungsi : Menampung sementara air pendingin sebelum digunakan pabrik

Bentuk : Persegi

Bahan : Beton

Panjang : 12 m

Lebar : 12 m

Kedalaman : 5 m

7. Cooling Tower (CT)

Fungsi : Mendinginkan air pendingin bekas

Jenis : *Induced draft cooling*

Panjang : 10.1 m

Lebar : 10.1 m

Kedalaman : 6 m

Suhu air masuk : 45°C

Suhu air keluar : 30°C

8. Bak Air Umpan Boiler (BP-03)

Fungsi : Tempat penampungan awal air bersih

Bentuk : Persegi

Bahan : Beton

Panjang : 8 m

Lebar : 8 m

Kedalaman : 6 m

9. Bak Air Proses (BP-04)

Fungsi : Tempat penampungan awal air bersih
Bentuk : Persegi
Bahan : Beton
Panjang : 7.6 m
Lebar : 7.6 m
Kedalaman : 6 m

10. Bak Air Sanitasi (BP-05)

Fungsi : Tempat penampungan awal air bersih
Bentuk : Persegi
Bahan : Beton
Panjang : 3.4 m
Lebar : 3.4 m
Kedalaman : 5 m

11. Bak Penambahan Desinfektan

Fungsi : Tempat penampungan awal air bersih
Bentuk : Persegi
Bahan : Beton
Panjang : 4 m
Lebar : 4 m
Kedalaman : 5 m

12. Tangki Pelarut H_2SO_4

Fungsi : Tempat membuat larutan asam sulfat
Bahan : Carbon steel
Diameter : 0.5 m
Tinggi : 0.2 m
Daya Motor : 0.05 Hp

13. Tangki pelarut NaOH

Fungsi : Tempat membuat larutan natrium hidroksida
Bahan : Carbon steel
Diameter : 0.5 m

Tinggi : 0.2 m
Daya Motor : 0.05 Hp

14. Tangki Pelarut $\text{Ca}(\text{ClO})_2$

Fungsi : Tempat membuat larutan kaporit
Bahan : Carbon steel
Diameter : 0.5 m
Tinggi : 0.2 m
Daya Motor : 0.05 Hp

6.3 Kebutuhan Listrik

Kebutuhan listrik pada pabrik biodiesel yaitu 138,565.17 kW dengan keperluan sebagai berikut:

1. Untuk keperluan penggerak motor (proses)
2. Untuk keperluan kontrol
3. Untuk keperluan penerangan
4. Untuk keperluan bengkel dan lain-lain

Kebutuhan tenaga listrik diperoleh dari PLN yaitu PLN Rayon Pasang Kayu sebagai cadangan untuk menjamin kelancaran produksi disediakan generator sebagai cadangan listrik apabila PLN mengalami gangguan.

6.4 Kebutuhan Bahan Bakar

Generator disediakan hanya untuk menyuplai kebutuhan listrik proses dan utilitas apabila terjadi gangguan listrik dari PLN. Bahan bakar yang digunakan untuk generator adalah minyak solar. Kebutuhan minyak solar sebagai bahan bakar yaitu 2,283,905.39 liter/tahun.

6.5 Pengolahan Limbah

Limbah dari suatu pabrik harus diolah sebelum dibuang ke badan air atau atmosfer, karena limbah tersebut mengandung bermacam-macam zat yang dapat

membahayakan alam sekitar maupun manusia itu sendiri. Demi kelestarian lingkungan hidup, maka setiap pabrik harus mempunyai unit pengolahan limbah. Proses pengolahan limbah yang dilakukan adalah dengan penampungan sementara limbah, proses pengendapan limbah dan proses netralisasi limbah.

Sumber-sumber limbah cair pabrik biodiesel yaitu:

1. Limbah Proses

Proses pembuatan biodiesel menghasilkan limbah cair.

2. Limbah Laboratorium

Limbah yang berasal dari laboratorium ini mengandung bahan-bahan kimia yang digunakan untuk menganalisa mutu bahan baku yang digunakan, mutu produk yang dihasilkan, serta yang dipergunakan untuk penelitian dan pengembangan proses.

3. Limbah Cair Hasil Pencucian Peralatan Pabrik

Limbah ini diperkirakan mengandung kerak dan kotoran-kotoran yang melekat pada peralatan pabrik.

4. Limbah Domestik

Limbah ini mengandung bahan organik sisa pencernaan yang berasal dari kamar mandi di lokasi pabrik, serta limbah dari kantin berupa limbah padat dan limbah cair.

Adapun tahapan pengolahan limbah pabrik biodiesel adalah sebagai berikut:

1. Bak Penampungan

Bak penampungan berfungsi sebagai tempat menampung air buangan sementara. Limbah proses, limbah cair hasil pencucian peralatan pabrik, dan

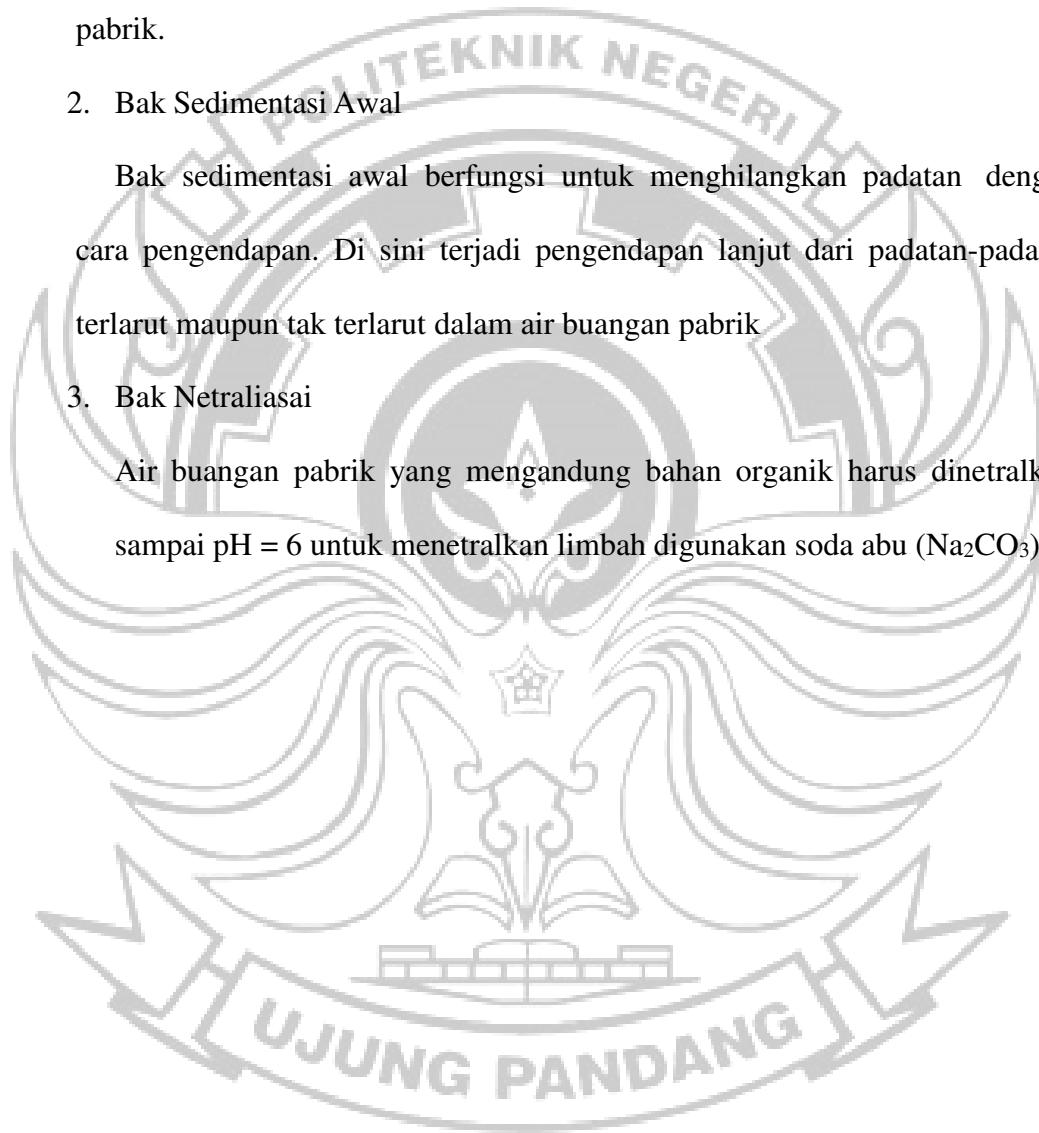
limbah laboratorium ditampung pada bak-bak penampung yang tersedia untuk mengendapkan padatan-padatan terlarut maupun tak terlarut dalam air buangan pabrik.

2. Bak Sedimentasi Awal

Bak sedimentasi awal berfungsi untuk menghilangkan padatan dengan cara pengendapan. Di sini terjadi pengendapan lanjut dari padatan-padatan terlarut maupun tak terlarut dalam air buangan pabrik

3. Bak Netralisasi

Air buangan pabrik yang mengandung bahan organik harus dinetralkan sampai pH = 6 untuk menetralkan limbah digunakan soda abu (Na_2CO_3).



BAB VII INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA

7.1 Instrumentasi

Instrumen adalah alat digunakan untuk mengatur dan mengendalikan kondisi operasi peralatan dan merupakan bagian penting dalam suatu industri. Dengan adanya instrumentasi, kondisi-kondisi yang sedang berlangsung dapat diketahui dengan mudah. Instrumentasi harus selalu diawasi untuk mengatur dan mencatat kondisi operasi sesuai ketentuan, serta memastikan operasi tetap dalam keadaan optimal, sehingga pengendalian selama proses produksi dapat terjaga secara maksimal. Penggunaan instrumentasi dalam industri tidak hanya berfungsi untuk mengetahui kondisi operasi, tetapi juga untuk mengatur variabel proses seperti temperatur, tekanan, aliran, level, dan lain-lain, baik secara manual maupun otomatis. Secara manual hanya diberi instrument petunjuk atau pencatat saja sedangkan untuk instrument otomatis diperlukan adanya beberapa bagian yaitu:

a. *Sensing Elemen* (Elemen Primer)

Alat ini merupakan alat yang merasakan adanya perubahan dari harga variabel yang diukur.

b. Elemen Pengukur

Elemen yang menerima *output* dari elemen primer dan melakukan pengukuran termasuk adanya alat petunjuk (*indicator*) maupun alat pencatat (*recorder*).

c. Elemen Pengontrol

Alat ini mengatur harga-harga perubahan variabel yang ditunjukkan oleh elemen primer dan diukur oleh elemen pengukur, untuk menyesuaikan

sumber tenaga sesuai dengan perubahan yang terjadi. Sumber tenaga ini bisa berupa mekanik maupun elektrik.

d. Elemen Pengontrol Akhir

Elemen ini mengubah *input* ke dalam proses sehingga variabel yang diukur atau diatur tetap berada dalam jangkauan yang diizinkan atau berada dalam *range*.

Hal ini perlu diperhatikan dalam pemilihan alat instrumen dalam suatu industri yaitu:

1. Level yang diperlukan untuk pengukuran
2. Range yang diperlukan
3. Ketelitian
4. Bahan konstruksi serta pengaruh-pengaruh pemasangan instrumen pada kondisi operasi
5. Faktor Ekonomi

7.1.1 Tujuan Pengendali

Tujuan utama dari perancangan adalah menentukan tata letak alat-alat pengendali berdasarkan fungsi masing-masing alat, yaitu untuk:

1. Keamanan Operasi
Menentukan variasi proses dalam batasan-batasan keselamatan pengoperasian serta mendeteksi keadaan darurat (*emergency*).
2. Tingkat Produksi
Mencapai hasil produksi sesuai dengan yang direncanakan.

3. Kualitas Produksi

Mempertahankan komposisi produk sesuai dengan standar kualitas yang telah ditentukan.

4. Biaya

Dengan beroperasinya alat pengendali, biaya operasional pabrik menjadi lebih rendah. Untuk mencapai hal tersebut, diperlukan kerja sama antara analis laboratorium, pengawas manual, dan pengendalian otomatis.

7.1.2 Pengendali Otomatis

Pengendali secara otomatis yang lebih terperinci dan spesifik digunakan.

Instrumen yang digunakan dalam perencanaan pabrik biodiesel adalah:

1. *Temperature Controller* (TC)

Temperature controller merupakan alat instrumentasi yang berfungsi menerima data dari temperatur indikator dan diterjemahkan untuk mengontrol bukaan *valve* pada aliran tersebut.

2. *Level Controller* (LC)

Level controller merupakan alat instrumentasi yang berfungsi untuk menerima data dari *level indicator* dan diterjemahkan untuk mengontrol bukaan *valve* pada aliran alat tersebut. Semakin besar bukaan *control valve* maka laju alir semakin besar.

3. *Flow Indicator* (FI)

Flow indicator merupakan alat instrumentasi yang berfungsi untuk transfer data terkait laju alir fluida yang masuk dan keluar melalui alat proses.

4. *Level Indicator* (LI)

Level indicator merupakan alat instrumentasi yang berfungsi untuk mentransfer data terkait jumlah volume yang ada dalam alat berdasarkan kapasitas alat tersebut.

5. *Flow Control* (FC)

Flow control merupakan alat instrumentasi yang berfungsi untuk mengatur dan mengontrol aliran fluida (baik cairan maupun gas) dalam suatu sistem.

6. *Flow Control Indicator* (FCI)

Flow control indicator merupakan alat instrumentasi yang berfungsi mengontrol laju alir bahan ke dalam suatu peralatan proses.

Tabel 7.1 Instrumen yang digunakan dalam perencanaan pabrik biodiesel

Nama Peralatan	Kode	Kode Alat Kontrol
Tangki Penyimpanan	T-01 – 06	LC, FCI
Heater	HE	TC
Tangki Degumming	DG	FI
Reaktor	R-01 dan R-02	TC, FI
Mixer	M-01	FCI
Decanter	DC-01 dan DC-02	LC, FC
Evaporator	EV-01 dan EV-02	TC, FC
Cooler	CO-01 dan CO-02	TC

7.2 Kesehatan, Keselamatan Kerja dan Lingkungan Hidup

Keselamatan kerja mencakup semua tindakan yang dilakukan untuk menghindari semua jenis kecelakaan yang terkait dengan tempat kerja dan lingkungannya. Kesehatan kerja adalah upaya untuk mencegah penyakit akibat kerja dan penyakit lainnya pada tenaga kerja. Tujuan kesehatan kerja adalah untuk memastikan bahwa karyawan ditempatkan pada pekerjaan yang sesuai dengan

kemampuan fisik dan mental mereka sehingga mereka tetap sehat dan sejahtera dari awal hingga akhir masa baktinya.

Setiap karyawan harus disiplin saat melakukan pekerjaan mereka untuk menghindari bahaya yang mungkin terjadi. Adanya keselamatan kerja suatu pabrik berarti ada usaha untuk membuat tempat kerja aman dari kecelakaan, kerusakan, dan kebocoran. Selain bahaya yang bersumber dari dalam pabrik, bahaya juga dapat berasal dari luar pabrik, seperti angin, gempa dan petir. Usaha-usaha yang perlu diperhatikan untuk menanggulangi bahaya-bahaya yang mungkin terjadi adalah sebagai berikut :

1. Memperhatikan kelengkapan peralatan penunjang pada bangunan untuk pengamanan dari bahaya alamiah seperti pemasangan penangkal petir pada bangunan tinggi serta angin dan gempa;
2. Pertukaran udara diusahakan berjalan dengan baik pada ruang proses maupun ruangan lainnya.
3. Sistem penerangan yang baik pada semua bagian pabrik, jaringan listrik yang terisolasi dan untuk tegangan tinggi jauh dari jangkauan umum;
4. Memasang pipa-pipa air sekeliling bangunan pabrik untuk memudahkan penyemprotan jika terjadi kebakaran dan menyediakan alat-alat pemadam kebakaran yang diletakkan dalam pabrik;
5. Sistem pemadaman kebakaran harus sesuai dengan sirkulasi arus proses, sehingga apabila terjadi kebakaran api akan mudah dilokalisir dengan cepat;

6. Instalasi pipa atau kabel listrik yang teratur dan aman, untuk menghindari terjadinya bahaya yang disebabkan oleh listrik atau kebocoran pada pipa;
7. Permukaan yang panas diberikan isolasi secukupnya, begitu juga dengan bagian mesin yang bergerak diberikan rangkap penutup yang sesuai;
8. Pemakaian alat pelindung diri sesuai spesifikasi bidang tiap-tiap unit kerja;
9. Pembinaan dan pengawasan yang rutin kepada seluruh karyawan pabrik;
10. Memberi peringatan dan sanksi yang keras terhadap setiap bentuk pelanggaran ketentuan keselamatan kerja perusahaan;
11. Memasang tanda-tanda khusus pada lokasi yang rawan akan bahaya;
12. Menyediakan ruang poliklinik dan tenaga medis perusahaan yang memadai untuk pertolongan pertama pada kecelakaan;
13. Kebersihan lokasi pabrik dan alat proses produksi selalu dijaga, agar alat produksi selalu dalam kondisi optimum.

Selain itu juga perlu diperhatikan peraturan-peraturan dasar dari keselamatan kerja pada saat bekerja pada pabrik yaitu:

1. Tidak boleh merokok dalam lokasi pabrik;
2. Tidak boleh minum minuman yang beralkohol di lokasi pabrik;
3. Instruksi-instruksi keselamatan kerja dan tanda-tanda bahaya harus diperhatikan.

Pada umumnya bahaya yang ditimbulkan didalam suatu pabrik disebabkan oleh :

1. Kemungkinan-kemungkinan tersebut dapat dicegah dan diminimalisir dengan perencanaan tata letak peralatan dan ruangan yang baik, pemilihan bahan konstruksi yang tepat, serta menjalankan kondisi operasi sesuai rencana. Selain itu, juga dapat dipersiapkan alat pemadam kebakaran, alarm atau tanda bahaya, serta konstruksi beton untuk penguatan dinding di sekitar peralatan yang berisiko mudah meledak. Kebakaran terdiri dari beberapa kelas berdasarkan sumber dan penyebabnya serta penggunaan Alat Pemadam Kebakaran Ringan (APAR) yaitu :

1. Kebakaran kelas A

Kebakaran yang diakibatkan oleh bahan-bahan jenis padat atau non-logam. Contoh plastik, kertas, kayu, kain, karet serta lainnya. APAR yang digunakan APAR jenis busa, APAR jenis air, dan APAR jenis tepung kimia.

2. Kebakaran kelas B

Kebakaran yang diakibatkan oleh bahan cair yang mudah terbakar seperti solar, bensin, oil, alkohol, *solvent* serta lainnya. APAR yang digunakan APAR jenis busa, APAR jenis karbon dioksida, dan APAR jenis tepung kimia.

3. Kebakaran kelas C

Kebakaran yang diakibatkan oleh instalasi listrik bertegangan. APAR yang digunakan jenis APAR karbon dioksida dan APAR jenis tepung kimia.

4. Kebakaran kelas D

Kebakaran yang diakibatkan oleh bahan-bahan logam mudah terbakar seperti magnesium, sodium, lithium, aluminium dan potassium. Jenis kebakaran ini harus menggunakan APAR khusus untuk memadamkannya.

2. Bahan Kimia

Perlu diperhatikan bahan kimia yang dapat membahayakan kesehatan dan keselamatan para karyawan, terutama bahan kimia yang bersifat racun, bahan kimia merusak, mudah terbakar maupun meledak. Jadi perlu diketahui batas kemampuan bahan kimia tersebut, dengan cara penempatan-penempatan tangki penyimpanan pada lokasi yang terisolir serta pembuatan parit disekitar tangki.

3. Bahaya karena bangunan

Bangunan dan peralatan proses yang direncanakan harus diantar sedemikian rupa untuk mencegah timbulnya bahaya. Selain itu pula perlu diperhatikan hal-hal sebagai berikut :

1. Memberi pagar pengaman untuk peralatan yang berputar;
2. Memberi penerangan yang cukup bagi daerah-daerah yang dianggap berbahaya.

4. Bahaya karena listrik

Gangguan listrik terutama disebabkan oleh terjadinya hubungan singkat, kelebihan beban arus dan kurang terpeliharanya mesin-mesin pembangkit

yang digunakan. Cara-cara pengamanan gangguan listrik ini dapat dilakukan dengan cara :

1. Memberi tanda bahaya pada daerah yang bertegangan tinggi;
2. Pengontrolan dan pengisolasian yang baik terhadap peralatan maupun kabel-kabel listrik;
3. Menjauhkan dari tempat-tempat yang mudah terbakar seperti pengelasan dan sebagainya.

Pemakaian alat pengaman kerja pada pabrik biodiesel yaitu berupa APD (Alat Pelindung Diri). Keadaan bahaya terkadang masih belum dapat dikendalikan sepenuhnya sehingga perlu digunakan alat pelindung diri.

Alat pelindung diri adalah salah satu upaya mencegah terjadinya kecelakaan kerja yang berdampak pada kepala, mata, kaki, dan lain-lain. Alat-alat pelindung diri yang digunakan pada pabrik biodiesel sebagai berikut :

1. Pakaian kerja

Bentuk pakaian pelindung bisa berupa rompi (*vest*), jaket, dan pakaian pelindung lainnya. Pakaian pelindung ini memiliki fungsi melindungi tubuh sebagian atau seluruhnya, dari bahaya temperatur yang ekstrim, bisa panas atau terlalu dingin. APD tersebut juga dapat menjaga badan dari api, percikan bahan kimia berbahaya, cairan, logam panas, uap panas, radiasi, patogen, dan jenis bahaya lainnya.

2. Kacamata

Kecelakaan mata berbeda-beda sehingga jenis kacamata pelindung yang digunakan juga beragam tergantung kebutuhan dan resiko yang dapat terjadi.

3. Sepatu pengaman

Sepatu pengaman yang dapat melindungi kaki dari kecelakaan-kecelakaan yang dapat menimpah kaki seperti benda tajam yang mungkin terinjak serta dari bahaya terbakar karena logam cair atau bahan kimia korosif lainnya.

4. Sarung tangan

APD tersebut memiliki fungsi untuk menjaga tangan juga jari-jari tangan dari suhu panas atau dingin. Selain itu, untuk melindungi tangan dari api, radiasi, bahan kimia, dan arus listrik. Sarung tangan terbuat dari beberapa jenis bahan. Ada yang dibuat dengan bahan kain, kanvas, karet, dan kulit.

5. Helm

Helm pengaman yang cukup dari keras dan kokoh tetapi ringan sehingga tidak mengganggu pekerjaan tetapi dapat melindungi dari kemungkinan tertimpah benda jatuh, melayang atau bergerak.

6. Pelindung telinga

Pelindung telinga yang dapat melindungi telinga dari kebisingan dapat berupa penyumbat atau penutup telinga.

7. Masker

Masker yang dapat melindungi dari udara tercemar atau kemungkinan kekurangan oksigen. Bahan-bahan pencemar dapat berupa gas, uap logam, kabut dan debu yang bersifat racun. Kekurangan oksigen terjadi ditempat-tempat yang pengudaraannya buruk seperti tangki atau area boiler.



BAB VIII STRUKTUR ORGANISASI

8.1 Bentuk Perusahaan

Bentuk Perusahaan : Perseroan Terbatas (PT)

Lapangan usaha : memproduksi biodiesel dengan bahan baku crude palm oil

Lokasi : Pasang kayu, Sulawesi barat

Kapasitas : 180.000 ton/tahun

Pabrik biodiesel direncanakan berbentuk Perseroan terbatas (PT) sesuai dengan keadaan dan kebutuhan Perusahaan. Alasan Perusahaan memakai bentuk Perseroan terbatas antara lain:

- a. Modal dapat diperoleh dengan meminjam dari bank dan penjualan saham.
- b. Tanggung jawab pemegang saham terbatas karena segala sesuatu yang menyangkut kelancaran produksi dipegang oleh pemimpin Perusahaan.
- c. Kehidupan Perusahaan lebih terjamin karena tidak dipengaruhi oleh berhentinya saham, direksi, dan karyawan.

Perseroan terbatas dalam melaksanakan kegiatan usahanya diatur oleh:

1. Rapat umum pemegang saham (RUPS)

Rapat ini dilakukan sesuai dengan jangka waktu yang telah ditetapkan dalam akte pendirian Perusahaan, yang umumnya dilakukan setahun sekali. Badan ini mengangkat Dewan Komisaris dan Dewan Direksi, serta memutuskan kebijaksanaan umum yang harus dijalankan oleh Perusahaan.

2. Dewan Komisaris

Dewan ini bertugas untuk mewakili para pemegang saham dan berfungsi untuk mengawasi Dewan Direksi agar dalam menjalankan tugas tidak terjadi

penyimpangan yang akan merugikan Perusahaan dalam menjalankan kebijaksanaan umum yang telah ditetapkan, serta memberikan saran atau petunjuk kepada Dewan Direksi.

3. Manajer

Manajer diangkat dan diberhentikan oleh rapat umum pemegang saham. Dewan Direksi merupakan tanggung jawab dalam melaksanakan kebijaksanaan umum Perusahaan yang telah ditetapkan oleh rapat umum pemegang saham (RUPS). Manajer disini dibantu oleh tiga kepala departemen.

8.2 Struktur Organisasi

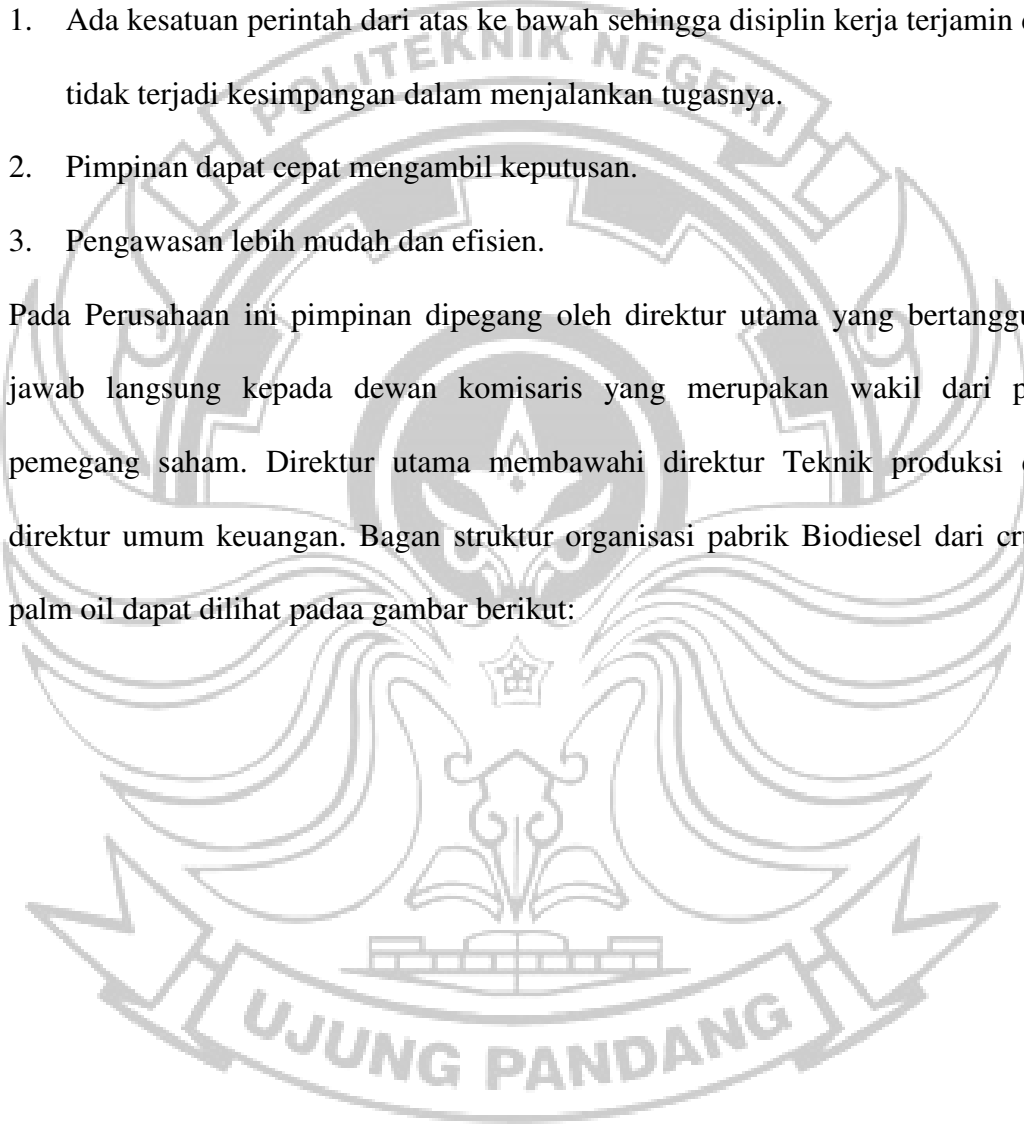
Struktur organisasi sangat penting bagi suatu Perusahaan untuk mempermudah pengorganisasian dan pengatur kerja masing-masing bagian. Pada perancangan pabrik biodiesel dari crude palm oil ini menggunakan struktur organisasi garis. Pemilihan ini dilakukan dengan memperhatikan lima aspek penting bagi organisasi yaitu:

1. Tata pembagian unit formal diantara unit-unit kerja
2. Tata hubungan kerja antara para direktur dan kepala bagian dengan pejabat-pejabat di bawahnya.
3. Macam-macam pekerjaan yang menjadi tanggung jawab setiap unit kerja.
4. Pelaksanaan departementasi pada Perusahaan.
5. Jenjang-jenjang jabatan secara keseluruhan dari jabatan tertinggi sampai terendah.

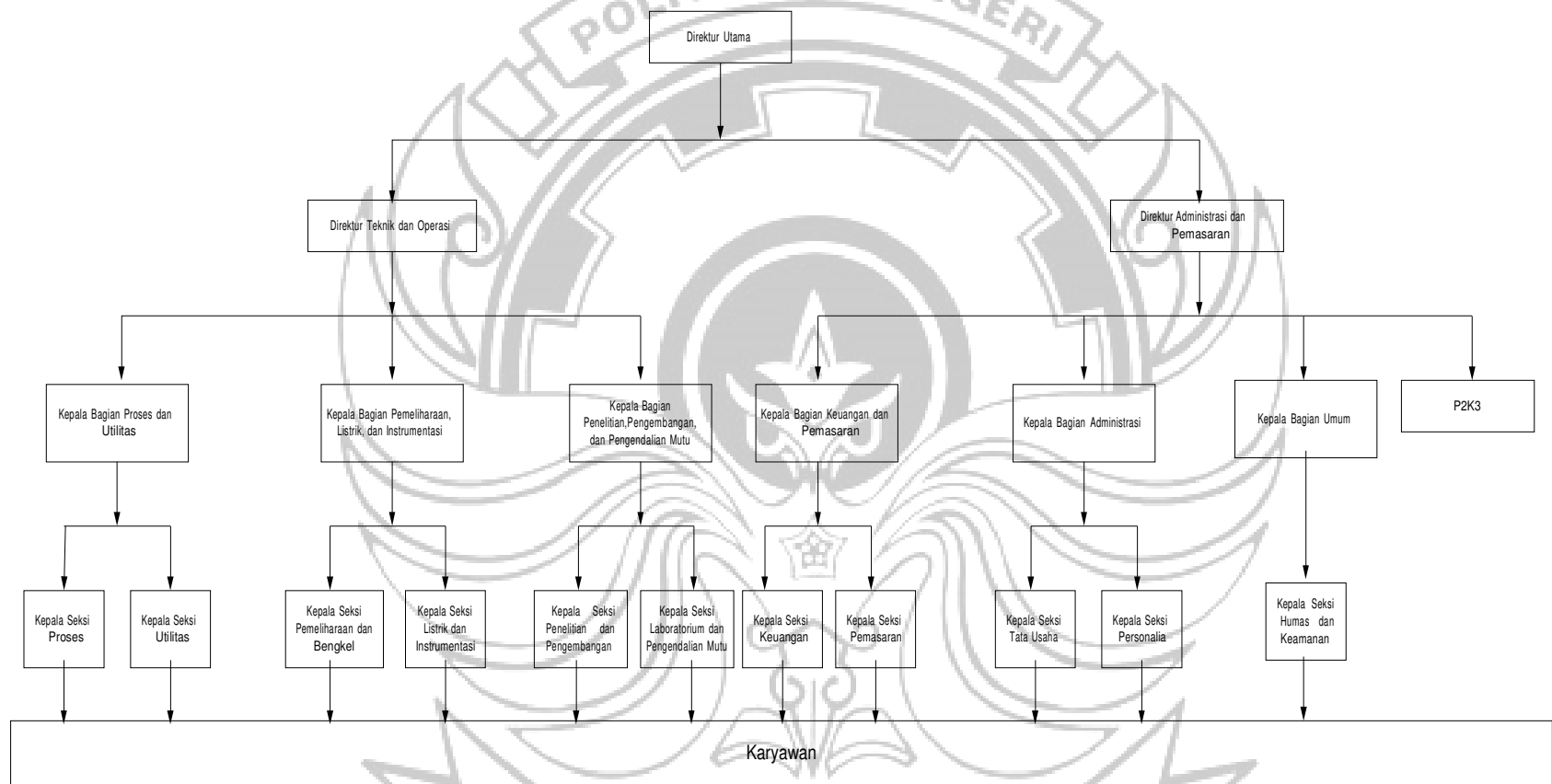
Struktur organisasi garis adalah struktur organisasi yang menggambarkan wewenang garis para pejabat dalam suatu organisasi terhadap pejabat-pejabat di bawahnya dengan suatu otoritas. Struktur organisasi garis memiliki beberapa keuntungan antara lain:

1. Ada kesatuan perintah dari atas ke bawah sehingga disiplin kerja terjamin dan tidak terjadi kesimpangan dalam menjalankan tugasnya.
2. Pimpinan dapat cepat mengambil keputusan.
3. Pengawasan lebih mudah dan efisien.

Pada Perusahaan ini pimpinan dipegang oleh direktur utama yang bertanggung jawab langsung kepada dewan komisaris yang merupakan wakil dari para pemegang saham. Direktur utama membawahi direktur Teknik produksi dan direktur umum keuangan. Bagan struktur organisasi pabrik Biodiesel dari crude palm oil dapat dilihat pada gambar berikut:



STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN



Gambar 8.1 Struktur Organisasi Perusahaan

8.2.1 Pembagian Tugas dan Wewenang

Tugas dan wewenang dalam Perusahaan pabrik biodiesel ini di tetapkan sebagai berikut:

1. Direktur utama

Tugas : Memimpin kegiatan Perusahaan/pabrik secara keseluruhan menerapkan system kerja dan arah kebijaksanaan Perusahaan serta bertanggung jawab penuh terhadap jalannya pabrik.

Pendidikan : S3 Teknik Kimia

Jumlah : 1 orang

2. Direktur Teknik dan Produksi

Tugas : Memimpin pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang produksi dan operasi, Teknik, pengembangan, pemeliharaan peralatan, pengadaan, dan laboratorium.

Pendidikan : S2/S3 Teknik Kimia

Jumlah : 1 orang

3. Direktur administrasi dan pemasaran

Tugas : Bertanggung jawab terhadap masalah-masalah yang berhubungan dengan administrasi, personalia, keuangan, pemasaran, humas, keamanan, dan keselamatan kerja.

Pendidikan : S2/S3 Ekonomi

Jumlah : 1 orang

4. Kepala bagian

- 1) Kepala bagian proses dan utilitas (1 orang)

Tugas : Mengkoordinasi kegiatan pabrik dalam bidang proses dan penyediaan utilitas.

Pendidikan : S1/S2 Teknik kimia

- 2) Kepala bagian pemeliharaan, Listrik, dan instrumentasi (1 orang)

Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan pemeliharaan dan fasilitas penunjang kegiatan produksi.

Pendidikan : S1/S2 Teknik Elektro

- 3) Kepala bagian penelitian, pengembangan, dan pengendalian mutu (1 orang)

Tugas : Mengkoordinasikan Kegiatan yang berhubungan dengan pengembangan Perusahaan, pengawasan mutu, serta keselamatan kerja.

Pendidikan : S1/S2 Teknik Kimia

- 4) Kepala bagian keuangan dan pemasaran (1 orang)

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran, Pengadaan barang, serta pembukuan keuangan.

Pendidikan : S1/S2 Ekonomi / Akuntansi

5) Kepala bagian administrasi (1 orang)

Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan tata usaha dan personalia.

Pendidikan : S1/S2 Sosial Politik / Manajemen

6) Kepala bagian umum (1 orang)

Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan rumah tangga Perusahaan.

Pendidikan : S1/S2 Sosial Politik / Ekonomi

5. Kepala seksi dan karyawan

1) Kepala seksi proses (1 orang)

Tugas : Memimpin langsung serta memantau kelancaran proses industri

Pendidikan : S1/S2 Teknik Kimia

Bawahan : 13 orang terdiri dari:

- 4 orang kepala *shift* (S1 Teknik Kimia)
- 9 orang operator (S1/D3 Teknik Kimia)

2) Kepala Seksi Utilitas (1 orang)

Tugas : Bertanggung jawab terhadap penyediaan air, steam, bahan bakar dan udara tekan baik untuk proses maupun instrumentasi.

Pendidikan : S1/S2 Teknik Kimia

Bawahan : 13 orang terdiri dari:

- 4 orang kepala shift (S-1 Teknik Kimia) –
- 9 orang operator (S1/D3 Teknik Kimia)

3) Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel (1 orang)

Tugas : Bertanggung jawab atas kegiatan perawatan dan penggantian alat-alat serta fasilitas pendukungnya.

Pendidikan : S1/S2 Teknik Mesin

Bawahan : 13 orang terdiri dari:

- 4 orang kepala shift (S1 Teknik Mesin)
- 9 orang operator (D3 Teknik Mesin)

4) Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi (1 orang)

Tugas : Bertanggung jawab terhadap penyediaan listrik serta kelancaran alat-alat instrumentasi.

Pendidikan : S1/S2 Teknik Elektro

Bawahan : 13 orang terdiri dari:

- 4 orang kepala shift (S1 Teknik Elektro)
- 9 orang operator (D3 Teknik Elektro)

5) Kepala Seksi Penelitian dan Pengembangan (1 orang)

Tugas : Mengkoordinasi kegiatan-kegiatan yang berhubungan dengan peningkatan produksi dan efisiensi proses secara keseluruhan.

Pendidikan : S1/S2 Teknik Kimia

Bawahan : 4 orang terdiri dari:

- 1 orang staf 1, S1 Teknik Kimia/Teknik Mesin
- 3 Orang staf II, D3 Teknik Kimia/Teknik Mesin

6) Kepala Seksi Laboratorium dan Pengendalian Mutu (1 orang)

Tugas :Menyelenggarakan pemantauan hasil (mutu) dan pengolahan limbah

Pendidikan : S1/S2 Teknik Kimia

Bawahan : 9 orang terdiri dari:

- 1 orang staf I (S1 Teknik Kimia)
- 3 orang staf II (D3 MIPA/Analitik)
- 5 orang operator (D3 Teknik Kimia)

7) Kepala Seksi Keuangan (1 orang)

Tugas :Bertanggung jawab jawab terhadap pembukuan serta hal-hal yang berkaitan dengan keuangan Perusahaan

Pendidikan : S1/S2 Ekonomi/Akuntansi

Bawahan : 7 orang terdiri dari:

- 1 orang staf I (S1 Ekonomi/Akuntansi)
- 2 orang staf II (D3 Ekonomi/Akuntansi)
- 4 orang staf III (D3 Ekonomi/Akuntansi)

8) Kepala Seksi Pemasaran (1 orang)

Tugas :Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran produk dan pengadaan bahan baku pabrik.

Pendidikan : S1/S2 Ekonomi

Bawahan : 7 orang terdiri dari:

- 1 orang staf I (S1 Ekonomi/Pemasaran)
- 2 orang staf II (D3 Ekonomi)
- 4 orang staf III (D3 Ekonomi)

9) Kepala Seksi Tata Usaha (1 orang)

Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan rumah tangga Perusahaan serta tata usaha kantor.

Pendidikan : S1/S2 Hukum/ Ekonomi

Bawahan : 6 orang terdiri dari:

- 2 orang staf II (S1 Manajemen Perusahaan)
- 4 orang staf III (D3 Manajemen Perusahaan)

10) Kepala Seksi Personalia (1 orang)

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian.

Pendidikan : S1/S2 Hukum/Psikologi Industri

Bawahan : 6 orang terdiri dari:

- 2 orang staf II (S1 Komunikasi/Psikologi)

- 4 orang staf III (D3 Komunikasi/Psikologi)

11) Kepala Seksi Humas dan Keamanan (1 orang)

Tugas : Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan relasi perusahaan, pemerintah, masyarakat, serta mengawasi langsung masalah keamanan perusahaan.

Pendidikan : S1/S2 Komunikasi/Psikologi/Hukum

Bawahan : 11 orang terdiri dari:

- 2 orang staf II (D3 Komunikasi)
- 1 orang kepala regu keamanan (SMA)
- 8 orang satpam (SMA)

12) Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja (1 orang)

Tugas : Mengurus masalah kesehatan karyawan serta menangani masalah keselamatan kerja di perusahaan.

Pendidikan : Dokter

Bawahan : 5 orang, terdiri dari

- 1 orang staf I (Dokter) –
- 4 orang pegawai shift (D3 Hiperkes/Akper)

6. Sopir

Diperkirakan keperluan tenaga sopir sejumlah 5 orang.

7. Cleaning Service

Diperkirakan keperluan tenaga pesuruh dan petugas kebersihan sejumlah 8 orang (SD/SLTP).

8.2.2 Jadwal Kerja Karyawan

Pabrik Biodiesel direncanakan beroperasi selama 330 hari/tahun, 24 jam/hari, sedangkan sisa waktu yang ada selama setahun digunakan untuk shut down, pemeliharaan, dan perbaikan peralatan pabrik. Waktu kerja karyawan dibagi menjadi dua golongan yaitu:

a. Karyawan *Shift*

Karyawan *shift* adalah karyawan yang langsung menangani proses produksi dan langsung mengatur bagian-bagian tertentu di pabrik yang ada hubungannya dengan keamanan dan kelancaran produksi. Tenaga karyawan tersebut bekerja secara bergantian sehari semalam dan biasanya juga masuk pada hari libur. Karyawan *shift* ini antara lain yaitu operator, produksi, sebagian dari bagian teknik, karyawan produksi dan karyawan bagian gudang serta karyawan security. Kelompok kerja ini dibagi menjadi empat *shift* yaitu tiga *shift* kerja dan satu *shift* istirahat. Masing-masing *shift* bekerja selama 8 jam sehari dengan pengaturan waktu sebagai berikut:

1. *Shift* I : jam 07.00 – 15.00
2. *Shift* II : jam 15.00 – 23.00
3. *Shift* III : jam 23.00 – 07.00

Tabel 8.1 Jadwal Kerja Karyawan *Shift*

Kelompok	Hari ke-							
	1	2	3	4	5	6	7	8
A	I	I	II	II	III	III	-	-
B	II	II	III	III	-	-	I	I
C	III	III	-	-	I	I	II	II
D	-	-	I	I	II	II	III	III

Keterangan:

A, B, C, D : Kelompok kerja shift

1, 2, 3, 4 : 1 hari kerja

I, II, III : Jam kerja shift

b. Karyawan Non Shift

Karyawan non *shift* adalah karyawan yang tidak langsung menangani pabrik yaitu direktur, kepala bagian, seksi-seksi dan bawahan yang ada di kantor atau dengan kata lain bekerja untuk pabrik yang pekerjaannya yang tidak kontinyu.

Pembagian jam kerja karyawan non shift adalah:

1. Hari Senin – Kamis = Pukul 08.00 – 12.00

Pukul 13.00 – 16.00

2. Hari Jumat = Pukul 08.00 – 11.30

Pukul 13.30 – 16.00

3. Hari Sabtu = Pukul 08.00 – 12.00
Pukul 13.00 – 15.00

4. Hari Minggu dan hari libur resmi lainnya.

Cuti Tahunan

Karyawan mempunyai hak cuti tahunan selama 12 hari setiap tahun. Bila dalam waktu satu tahun hak cuti tersebut tidak dipergunakan maka hak tersebut akan hilang untuk tahun itu.

Hari Libur Nasional

Bagi karyawan harian (non shift), hari libur nasional tidak masuk kerja. Sedangkan bagi karyawan shift, hari libur nasional tetap masuk kerja dengan catatan hari itu diperhitungkan sebagai kerja lembur (overtime).

Kerja Lembur (Overtime)

Kerja lembur dapat dilakukan apabila ada keperluan yang mendesak dan atas persetujuan kepala bagian.

8.2.3 Jumlah Karyawan

Jumlah karyawan disesuaikan dengan kebutuhan dengan harapan bahwa pekerjaan akan baik, efektif, dan efisien. Karyawan yang dimiliki lebih dari jumlah kebutuhan optimum akan menimbulkan masalah pemborosan, demikian juga sebaliknya jika tenaga kerja kurang dari kebutuhan akan menimbulkan kesulitan kerja. Dalam pabrik metil ester ini, karyawan yang dibutuhkan sebanyak 141 orang.

8.2.4 Sistem Penggajian Karyawan

Pada perusahaan ini, sistem upah karyawan berbeda-beda. Hal ini tergantung dari status karyawan dan tingkat pendidikan serta tinggi rendahnya kedudukan dan tanggung jawab serta keahliannya.

Adapun status karyawan dapat digolongkan sebagai berikut:

1. Karyawan tetap adalah karyawan yang menerima gaji bulanan yang besarnya tergantung dari kedudukan, keahlian, pendidikan, dan masa kerja.
2. Karyawan harian adalah karyawan yang menerima upah harian yang dibayar pada akhir pekan.
3. Karyawan borongan adalah karyawan yang menerima upah borongan untuk suatu pekerjaan, misalnya: bongkar muat, shut down, dan lain-lain.

Daftar Gaji Karyawan

NO	JABATAN	JUMLAH	GAJI/BULAN	TOTAL
1	Direktur Utama	1	35.000.000	35.000.000
2	Direktur Teknik Dan Produksi	1	25.000.000,00	25.000.000
3	Direktur Administrasi dan Pemasaran	1	25.000.000,00	25.000.000
4	Kepala Bagian Proses dan Utilitas	1	15.000.000	15.000.000
5	Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi	1	15.000.000	15.000.000
6	Kepala Bagian Penelitian, Pengembangan, dan Pengendalian Mutu	1	15.000.000	15.000.000
7	Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran	1	15.000.000	15.000.000
8	Kepala Bagian Administrasi	1	15.000.000	15.000.000
9	Kepala Bagian Umum	1	15.000.000	15.000.000
10	Kepala Seksi Proses	1	10.000.000	10.000.000
11	Kepala Seksi Utilitas	1	10.000.000	10.000.000

NO	JABATAN	JUMLAH	GAJI/BULAN	TOTAL
12	Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel	1	10.000.000	10.000.000
13	Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi	1	10.000.000	10.000.000
14	Kepala Seksi Penelitian dan Pengembangan	1	10.000.000	10.000.000
15	Kepala Seksi Laboratorium dan Pengendalian Mutu	1	10.000.000	10.000.000
16	Kepala Seksi Keuangan	1	10.000.000	10.000.000
17	Kepala Seksi Pemasaran	1	10.000.000	10.000.000
18	Kepala Seksi Tata Usaha	1	10.000.000	10.000.000
19	Kepala Seksi Personalia	1	10.000.000	10.000.000
20	Kepala Seksi Humas dan Keamanan	1	10.000.000	10.000.000
21	Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja	1	10.000.000	10.000.000
22	Kepala Shift Unit Proses	4	8.000.000	32.000.000
23	Kepala Shift Unit Utilitas	4	8.000.000	32.000.000
24	Kepala Shift Unit Pemeliharaan dan Bengkel	4	8.000.000	32.000.000
25	Kepala Shift Unit Listrik dan Instrumentasi	4	8.000.000	32.000.000
26	Staf I Unit Penelitian dan Pengembangan	1	7.000.000	7.000.000
27	Staf I Unit Laboratorium dan Pengendalian Mutu	1	7.000.000	7.000.000
28	Staf I Unit Keuangan	1	7.000.000	7.000.000
29	Staf I Unit Pemasaran	1	7.000.000	7.000.000
30	Staf I Unit Kesehatan dan Keselamatan Kerja	1	7.500.000	7.500.000
31	Staf II Unit Penelitian dan Pengembangan	3	6.000.000	18.000.000
32	Staf II Unit Laboratorium Dan Pengendalian Mutu	3	6.000.000	18.000.000
33	Staf II Unit Keuangan	2	6.000.000	12.000.000
34	Staf II Unit Pemasaran	2	6.000.000	12.000.000

NO	JABATAN	JUMLAH	GAJI/BULAN	TOTAL
35	Staf II Unit Tata Usaha	2	6.000.000	12.000.000
36	Staf II Unit Personalia	2	6.000.000	12.000.000
37	Staf II Unit Humas dan Keamanan	2	6.000.000	12.000.000
38	Karyawan Kesehatan dan Keselamatan Kerja	4	7.500.000	30.000.000
39	Staf III Unit Keuangan	4	5.000.000	20.000.000
40	Staf III Unit Pemasaran	4	5.000.000	20.000.000
41	Staf III Unit Tata Usaha	4	5.000.000	20.000.000
42	Staf III Unit Personalia	4	5.000.000	20.000.000
43	Operator Unit Proses	9	5.000.000	45.000.000
44	Operator Unit Utilitas	9	5.000.000	45.000.000
45	Operator Unit Pemeliharaan dan Bengkel	9	5.000.000	45.000.000
46	Operator Unit Listrik dan Instrumentasi	9	5.000.000	45.000.000
47	Operator Unit Laboratorium dan Pengendalian Mutu	5	5.000.000	25.000.000
48	Kepala Regu Keamanan	1	4.000.000,00	4.000.000
49	Satpam	8	3.700.000,00	29.600.000
50	Sopir	5	4.000.000,00	20.000.000
51	Petugas Kebersihan	8	3.600.000,00	28.800.000
	Jumlah	141	472.300.000	951.900.000

BAB IX LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK

9.1 Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi pada perencanaan suatu pabrik sebaiknya perlu ditinjau terlebih dahulu faktor-faktor yang mempengaruhinya karena sangat berpengaruh besar terhadap perkembangan pabrik dikemudian hari. Idealnya, lokasi yang dipilih harus dapat memberikan keuntungan untuk jangka panjang. Pendirian pabrik metil ester dari minyak kelapa sawit mentah ini direncanakan akan didirikan di Pasangkayu, Sulawesi Barat. Beberapa faktor yang harus diperhatikan dalam menentukan lokasi pabrik antara lain:

9.1.1 Faktor Utama

1. Bahan Baku

Lokasi pabrik Biodiesel dipilih dekat dengan bahan baku, ini merupakan faktor yang dianggap sangat penting dalam penentuan lokasi.

Dilihat dari segi bahan baku yang digunakan, maka suatu perencanaan pabrik itu sebaiknya didirikan dimana sumber bahan baku tersedia, sehingga masalah pengadaan dapat teratasi. Hal-hal yang perlu ditinjau dari segi bahan baku adalah sebagai berikut:

- Dimana letak sumber bahan baku tersebut
- Kapasitas sumber bahan baku
- Bagaimana cara memperoleh dan cara pengangkutan ke lokasi pabrik
- Mengenal kualitas bahan baku yang ada, apakah memenuhi syarat

- Bagaimana kemungkinan-kemungkinan untuk mendapatkan sumber yang lain dan apakah masih ada bahan lain yang dapat digunakan sebagai bahan pengganti

2. Daerah Pemasaran

Lokasi pabrik dipilih dekat dengan daerah pemasaran, ini merupakan faktor yang perlu mendapat perhatian dalam industri. Hal-hal yang perlu diperhatikan:

- Dimana hasil produksi dapat dipasarkan
- Berapa kemampuan daya serap pasar dan bagaimana pemasarannya dimasa yang akan datang
- Pengaruh saingan yang ada
- Jarak pemasaran dari lokasi pabrik dan bagaimana cara mencapai daerah pemasaran tersebut

3. Tenaga Listrik dan Bahan Bakar

Mengenai tenaga listrik dan bahan bakar, yang perlu diperhatikan adalah:

- Bagaimana kemungkinan pengadaan terhadap tenaga listrik di daerah lokasi pabrik serta kemungkinan memperolehnya dari PLN
- Berapa tenaga listrik dan bahan bakar

4. Tenaga Kerja

Sebelum menentukan lokasi pabrik, masalah tenaga kerja perlu diperhatikan agar jangan sampai menghambat kerja pabrik, melalui peninjauan seperti:

- Mudah tidaknya mendapatkan tenaga kerja yang terampil dan ahli disekitar daerah itu
- Tingkat penghasilan tenaga kerja didaerah itu
- Harus mengetahui hal-hal mengenai perburuhan dan serikat buruh
- Bagaimana dengan perumahan-perumahan tenaga kerja tersebut, jauh atau cukup dekat dengan lokasi pabrik

5. Undang-undang dan Peraturan

Hal-hal yang perlu diperhatikan adalah:

- Bagaimana ketentuan-ketentuan mengenai penentuan daerah-daerah industri
- Ketentuan-ketentuan mengenai jalan umum bagi industri didaerah tersebut

6. Karakteristik Lokasi yang Dipilih

Hal-hal yang perlu diperhatikan adalah:

- Susunan tanahnya, daya dukung terhadap pondasi bangunan pabrik, kondisi jalan serta pengaruh air
- Penyediaan fasilitas tanah untuk perluasan atau pengembangan unit baru
- Harga tanah

7. Faktor Lingkungan dan Sekeliling

Hal-hal yang perlu diperhatikan adalah:

- Adat istiadat, kebudayaan didaerah Lokasi
- Fasilitas perumahan, sekolah, dan tempat ibadah

- Keadaan fasilitas kesehatan, rekreasi dan biaya yang ada

8. Pengontrolan terhadap Bahaya Banjir dan Kebakaran

Hal-hal yang perlu diperhatikan adalah:

- Apakah pabrik berada diluar jangkauan bahaya kebakaran
- Bagaimana kecepatan angin dan arahnya, perlu dipelajari situasi terburuk yang pernah terjadi ditempat itu
- Bagaimana kemungkinan perluasan pabrik dimasa yang akan datang

9.1.2 Faktot Khusus

1. Transportasi

Hal-hal yang perlu diperhatikan adalah:

- Jalan raya yang dapat dilalui oleh truk dengan jalan atau jarak terdekat
- Sungai dan laut yang dapat dilalui kapal pengangkut serta pelabuhan yang sudah ada

Pada dasarnya yang penting adalah kelancaran suplai bahan baku dan penyalur produk dapat dijamin dengan biaya yang relatif murah dan waktu yang singkat.

2. Waste Disposal

Bila buangan pabrik berbahaya bagi kesehatan dan kehidupan disekitar Lokasi pabrik, maka hal yang perlu diperhatikan adalah:

- Hukum dan peraturan mengenai waste disposal yang ada
- Kemungkinan pembuangan ke dalam aliran sungai atau saluran

- Bagaimana penyediaan tenaga listrik dan bahan bakar dimasa mendatang dan pada waktu sekarang. Untuk memenuhi kebutuhan tenaga listrik dan bahan bakar, pabrik biodiesel direncanakan didapatkan dari PLN, bahan bakar didapatkan dari Pertamina, sedangkan kebutuhan steam diperoleh dari utilitas

3. Sumber Air

Air bagi industri kimia adalah kebutuhan proses dan operasi. Air pendingin, steam, dan keperluan sanitasi dapat diperoleh dari dua macam cara yaitu:

- Langsung dari sumber mata air dan laut
- Dari perusahaan daerah air minum (PDAM) Kebutuhan air sangat besar maka pengambilan air dari sumber air adalah lebih ekonomis. Walaupun segi penyediaan air terpenuhi harus diperhatikan juga antara lain:
 - Sampai seberapa jauh sumber air itu melayani pabrik
 - Bagaimana kualitas air yang dapat disediakan
 - Pengaruh musim terhadap kemampuan penyediaan air

4. Perizinan

Sikap dan perilaku masyarakat sekitar lokasi pabrik diperkirakan akan mendukung pendirian pabrik biodiesel ini, hal ini dikarenakan tersedianya lapangan kerja bagi masyarakat, tidak

mengganggu keamanan dan keselamatan masyarakat sekitar lokasi pabrik.

5. Iklim dan alam sekitar

Iklim dan keadaan alam merupakan hal yang harus diperhatikan karena kondisi alam yang menyulitkan konstruksi akan mempertinggi ongkos konstruksi.

Berdasarkan pertimbangan tersebut maka pemilihan lokasi pabrik akan didirikan di Pasangkayu, Sulawesi Barat. Lokasi ini dipilih karena mudah mendapatkan bahan baku, sumber air, transportasi, tenaga kerja dan pemasaran. Bahan baku crude palm oil (CPO) diperoleh dari petani kelapa sawit sekitar lokasi.

9.2 Tata Letak Pabrik

Dasar perencanaan tata letak pabrik adalah untuk mempermudah dan memperoleh tata bentuk letak yang memberikan efisiensi tinggi dalam setiap kegiatan operasi. Dalam tata letak pabrik, tujuan yang hendak dicapai adalah:

- a. Memberikan garis kerja bagi karyawan
- b. Memberikan efisiensi kerja bagi karyawan
- c. Memberikan keselamatan kerja yang lebih baik
- d. Memudahkan pemeliharaan dan perbaikan
- e. Menekan biaya produksi serendah mungkin

Untuk mencapai hal-hal tersebut diatas maka faktor yang perlu diperhatikan, antara lain:

1. Meletakkan peralatan harus sedemikian rupa sehingga mempermudah pemeliharaannya.

2. Alat yang sejenis dikumpulkan menjadi satu kelompok sesuai dengan fungsinya
3. Jarak peralatan satu dengan yang lainnya harus diatur sedemikian rupa sehingga aman dalam pengoperasiannya
4. Faktor keselamatan kerja harus diperhatikan agar bahaya dapat dihindari
5. Efisiensi pabrik dari segi penghematan energi, tenaga kerja maupun tempat, maka tidak dilakukan pemisahan antara unit lainnya

Tata letak pabrik dibagi beberapa daerah utama yaitu:

a. Daerah Proses

Daerah ini merupakan daerah proses penyusunan perencanaan-perencanaan tata letak peralatan, berdasarkan aliran proses, daerah proses diletakan di tengah-tengah pabrik, sehingga memudahkan pengawasan dan perbaikan pada peralatan pabrik.

b. Daerah Penyimpanan (*storage*)

Daerah ini merupakan tempat penyimpanan produk yang siap dipasarkan.

c. Daerah Pemeliharaan Peralatan dan Bangunan Pabrik

Daerah ini merupakan tempat untuk melakukan kegiatan perbaikan atau perawatan peralatan (bengkel) untuk melayani permintaan perbaikan dari alatalat dan bangunan pabrik.

d. Daerah Utilitas

Daerah ini merupakan tempat penyediaan keperluan pabrik yang berupa air, steam dan listrik.

e. Daerah Administrasi

Daerah ini merupakan lokasi kegiatan administrasi pabrik serta kegiatan kegiatan lain yang berhubungan dengan pabrik.

f. Daerah Persediaan

Daerah ini terletak di samping daerah operasi yang berguna untuk menampung bahan-bahan kebutuhan proses pabrik.

g. Daerah Perluasan

Daerah ini berguna untuk keperluan perluasan pabrik dimasa mendatang, daerah perluasan ini terletak dibagian belakang pabrik.

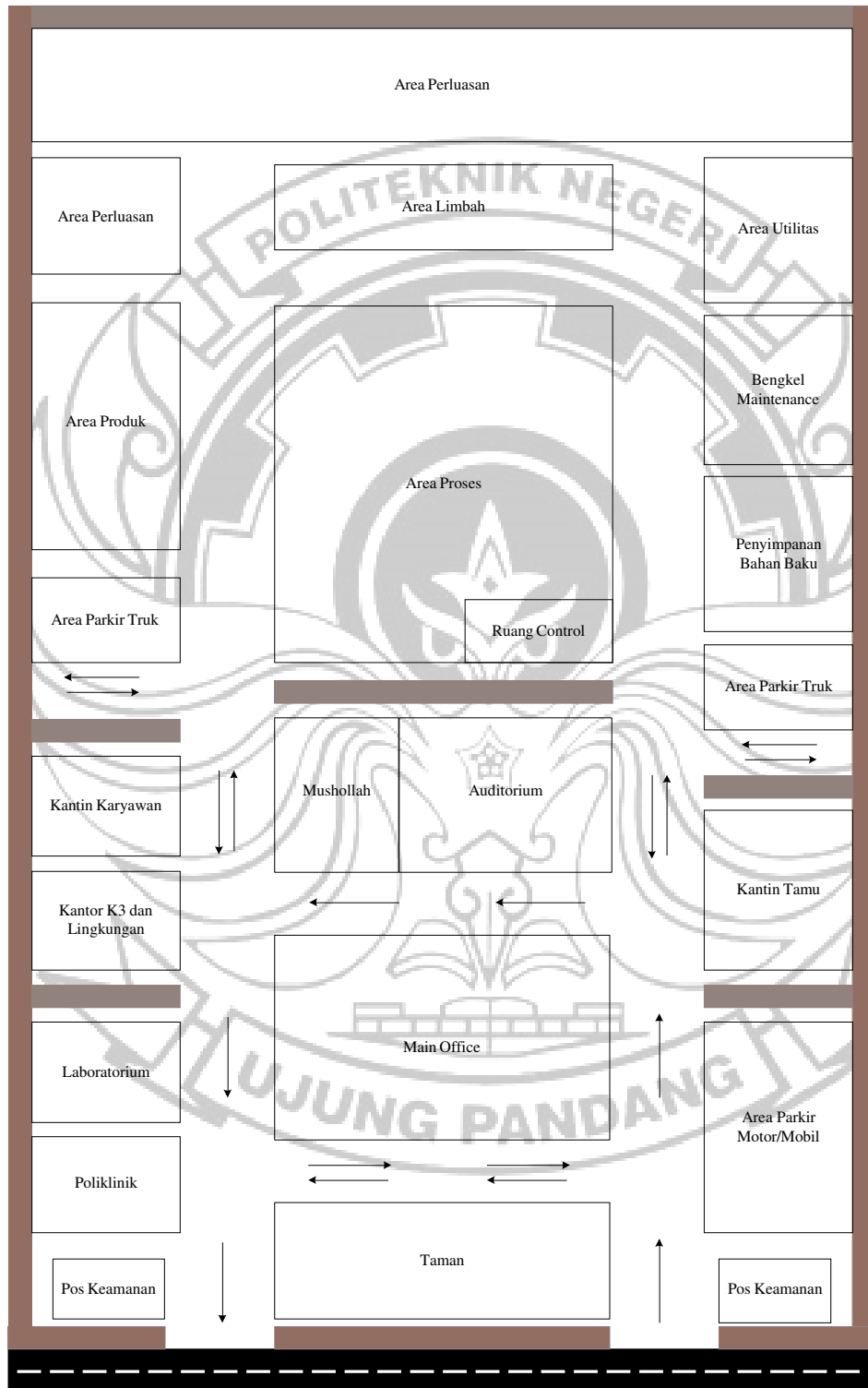
h. Daerah Service atau Pelayanan Pabrik

Pelayanan pabrik, bengkel, kantin maupun fasilitas kesehatan yaitu poliklinik harus ditempatkan sebaik mungkin sehingga diperoleh efisiensi yang tinggi. Disamping itu pula bila terjadi gangguan operasi pabrik dan gangguan kesehatan dari karyawan dapat ditekan sekecil mungkin.

i. Jalan Raya

Untuk memudahkan pengangkutan bahan baku dan hasil produksi, maka perlu diperhatikan masalah transportasi, misalnya jalan raya yang dekat dengan lokasi pabrik.

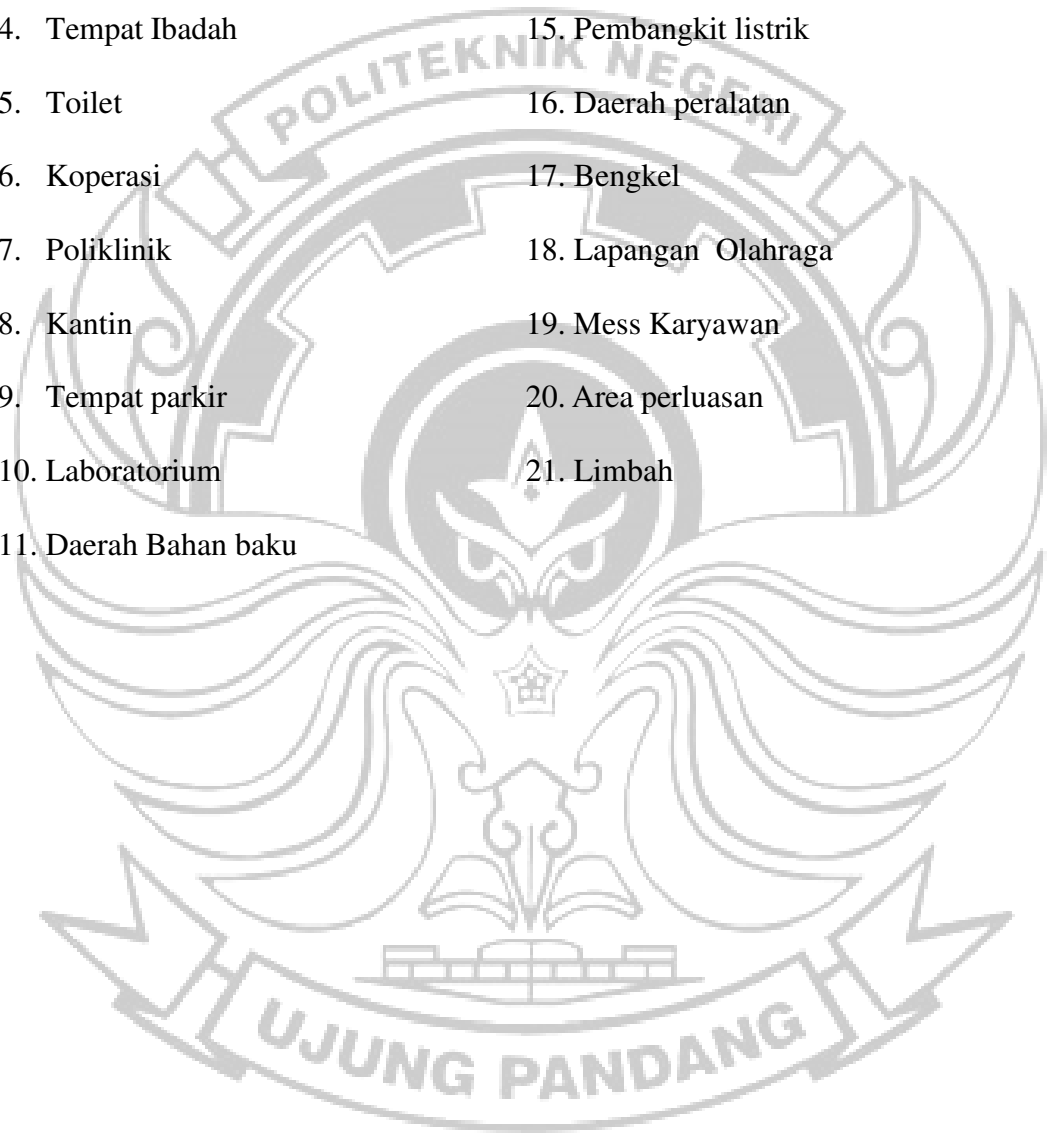
Untuk lebih jelasnya mengenai tata letak Lokasi pabrik ini dapat dilihat pada Gambar 9.1.



Gambar 9.1 Lay Out Pabrik

Keterangan :

- | | |
|-----------------------|------------------------|
| 1. Pos jaga | 12. Daerah proses |
| 2. Kantor | 13. Daerah |
| 3. Gedung Serbaguna | 14. Ruang kontrol |
| 4. Tempat Ibadah | 15. Pembangkit listrik |
| 5. Toilet | 16. Daerah peralatan |
| 6. Koperasi | 17. Bengkel |
| 7. Poliklinik | 18. Lapangan Olahraga |
| 8. Kantin | 19. Mess Karyawan |
| 9. Tempat parkir | 20. Area perluasan |
| 10. Laboratorium | 21. Limbah |
| 11. Daerah Bahan baku | |



BAB X ANALISA EKONOMI

Perancangan pabrik biodiesel dilakukan evaluasi atau penilaian investasi bertujuan untuk mengetahui apakah pabrik yang dirancang layak didirikan atau tidak. Hal yang perlu diperhatikan dalam perancangan pabrik kimia adalah estimasi harga alat, karena merupakan dasar untuk estimasi Analisa ekonomi lainnya. Analisa ekonomi digunakan untuk memperoleh perkiraan kelayakan investasi modal dalam suatu kegiatan produksi pabrik dengan meninjau kebutuhan investasi, besarnya laba yang diperoleh, lamanya modal investasi dapat dikembalikan, dan terjadinya titik impas. Selain itu Analisa ekonomi bertujuan untuk mengetahui apakah pabrik yang dirancang dapat menguntungkan atau tidak. Untuk itu, kelayakan investasi modal dalam sebuah pabrik dapat ditinjau dari:

1. *Return on Investment (ROI)*
2. *Internal Rate of Return (IRR)*
3. *Payout Time (POT)*
4. *Break Even Point (BEP)*
5. *Shut Down Point (SDP)*

Berdasarkan (Couper dkk., 2012), untuk meninjau factor-faktor tersebut perlu dilakukan perhitungan terhadap :

1. Perhitungan modal investasi (*Total Capital Investment*) yang terdiri dari:
 - a. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*)
 - b. Modal Kerja (*Working Capital Investment*)
2. Pwnwntuan Biaya Produksi Total (*Total Operating Expense*) yang terdiri dari :

a. Biaya Pengeluaran Pabrik (*product Expense*)

b. Biaya Pengeluaran Umum (*General Expense*)

3. Total Pendapatan

10.1 Total Capital Investment (TCI)

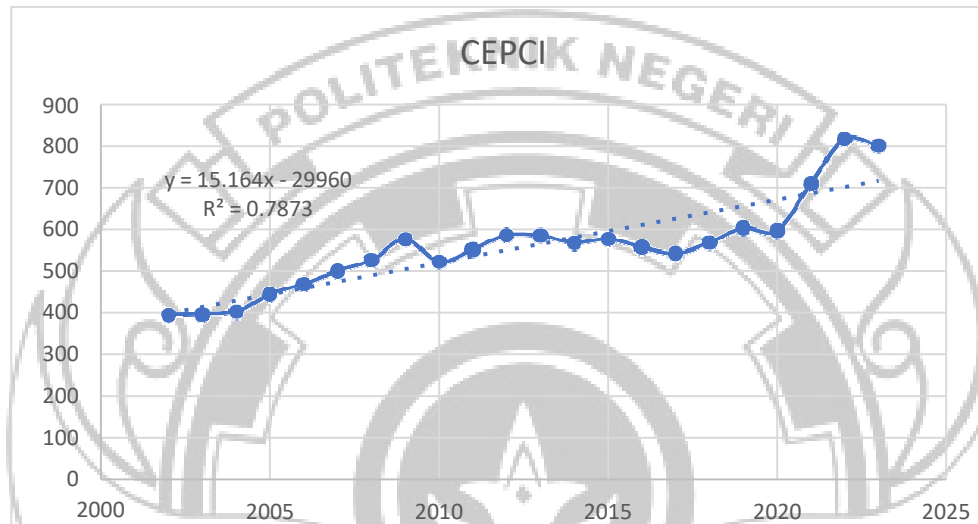
Harga peralatan proses selalu mengalami perubahan setiap tahun tergantung pada kondisi ekonomi saat itu. Untuk mengetahui harga peralatan yang ada sekarang dapat ditaksir berdasarkan harga actual yang ada di pasar. Untuk memperkirakan harga alat, diperlukan indeks yang dapat digunakan untuk mengkonversikan harga alat pada masa yang lalu sehingga diperoleh harga alat pada masa sekarang dan mendatang.

Harga peralatan yang ada di tahun mendatang dapat diperkirakan dari *Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI)* dari majallah *Chemical Engineering Magazine*. Harga Indeks CEP tahun 2025 dapat dicari menggunakan persamaan *least square* dengan indeks dari tahun 2002 sampai dengan tahun 2023. Data Indeks CEP dapat dilihat pada Tabel 10.1.

Tabel 10.1 Indeks CEPCI Tahun 2002-2023

Tahun (x)	Index (y)
2002	394,3
2003	395,6
2004	402
2005	444,2
2006	468,2
2007	499,6
2008	525,4
2009	575,4
2010	521,9
2011	550,8
2012	585,7
2013	584,6
2014	567,3
2015	576,1
2016	556,8
2017	541,7

2018	567,5
2019	603,1
2020	596,2
2021	708,8
2022	816
2023	800,8



Gambar 10.1 Nilai CEP Index Tahun 2001-2023

Berdasarkan gambar 10.1 diperoleh persamaan $y = 15,164x - 29960$

x : Tahun

y : Indeks harga

Nilai indeks tahun 2025 dapat dicari dengan nilai sebagai berikut:

x : 2025

y : $15,164 (2025) - 29960$

: 747,1

10.2 Dasar Perhitungan

10.2.1 Kapasitas Produksi

Kapasitas Pabrik = 180.000 ton/tahun

Satu tahun operasi = 330 hari

Pabrik didirikan tahun = 2025

Kurs Mata uang = 15.458,45 /1 US\$

10.2.2 Kebutuhan Bahan Baku

CPO	= 22658,15 kg/jam
H ₃ PO ₄	= 17,33348475 kg/jam
CH ₃ OH	= 1673,1551 kg/jam
Bentonit	=226,5815 kg/jam
HCl	=83,52496493 kg/jam
NaOH	=217,4049493 kg/jam

10.3 Perhitungan Biaya

10.3.1 Penaksiran modal industry (Total Capital Investment)

Capital Investment adalah banyaknya pengeluaran-pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik dan untuk mengoperasikannya. Capital investment meliputi:

- a. *Fixed Capital Investment (FCI)*
- b. *Working Capital Investment*

10.3.2 Manufacturing Cost

- a. *Direct Manufacturing Cost (DMC)*
- b. *Inderect Manufacturing Cost (IMC)*
- c. *Fixed Manufacturing cost (FMC)*

10.3.3 General Expense

General expense atau pengeluaran umum, meliputi pengeluaran-pengeluaran yang bersangkutan dengan fungsi-fungsi Perusahaan tidak termasuk *manufacturing cost*, terdiri dari:

- a. Administrasi
- b. Sales
- c. Riset
- d. *Finance*

10.4 Analisa Kelayakan Ekonomi

10.4.1 Laba

Laba adalah suatu hasil yang didapatkan dari total penjualan dikurangi total biaya produksi. Laba terdiri atas laba kotor yang merupakan laba sebelum

dipotong pajak penghasilan dan laba bersih yaitu laba setelah dipotong pajak penghasilan. Berdasarkan lampiran E diperoleh laba kotor rata-rata sebesar Rp. 180.785.155.762,29 dan laba bersih rata-rata sebesar Rp.126.549.609.033,61.

10.4.2 Internal Rate of Return (IRR)

Internal Rate of Return (IRR) didefinisikan sebagai beban discount yang mampu ditanggung oleh sebuah perusahaan sedemikian rupa sehingga *commulative present value* hingga akhir umur Perusahaan sama dengan jumlah investasi yang ditanamkan. Berdasarkan perhitungan lampiran E diperoleh IRR 28% . Harga IRR yang diperoleh lebih dari bunga deposito bank 12% per tahun, maka dapat dinyatakan bahwa pabrik layak didirikan.

10.4.3 Pay Out Time (POT)

Pay Out Time (POT) adalah lama waktu yang dibutuhkan pabrik sejak mulai dari beroperasi untuk melunasi investasi awal dari pendapatan yang diperoleh. Berdasarkan perhitungan pada lampiran E diperoleh POT selama 4,3 tahun, maka dapat dikatakan bahwa pabrik layak untuk didirikan karena syarat POT setelah pajak untuk pabrik kimia resiko rendah adalah maksimum 5 Tahun (Aries & Newton,1995).

10.4.4 Return Of Investment (ROI)

Rate of return adalah laju pengembalian investasi (modal) yang dapat dihitung dari laba bersih per tahun dibagi modal. Kategori resiko pengembalian modal sebagai berikut:

1. $ROI \leq 15$ resiko pengembalian modal rendah.
2. $15 \leq ROI \leq 45$ resiko pengembalian modal rata-rata.
3. $ROI \geq 45$ resiko pengembalian modal tinggi.

Dari Pabrik yang dihitung diperoleh ROI 26% setelah pajak sebesar sehingga pabrik yang didirikan ini termasuk resiko laju pengembalian modal rata-rata.

10.4.5 Break Event Point (BEP)

BEP adalah titik dimana pabrik beroperasi pada kondisi tidak untung dan tidak rugi, atau harga penjualan sama dengan biaya produksi. Beberapa komponen yang merupakan komponen total production cost digunakan untuk mencari BEP yang

dinyatakan dalam *fixed cost (FC)*, *Variabel Cost (VC)*, dan *semi variable cost (SVC)*.

10.5 Hasil Perhitungan

10.5.1 Capital Investment

A. Direct Cost (DC)

1.	Harga Peralatan		73.232.895.448,11
2.	Instalasi Peralatan	55%	40.278.092.496,46
3.	Instrumen & control	36%	26.363.842.361,32
4.	Perpipaan	40%	29.293.158.179,24
5.	Listrik	30%	21.969.868.634,43
6.	Bangunan	40%	29.293.158.179,24
7.	Perbaikan & lahan	30%	21.969.868.634,43
8.	Lahan	10%	7.323.289.544,81
<i>Total Direct Cost (DC)</i>			249.724.173.478,06

B. Indirect Cost (IC)

1.	Engineering & Supervision	33%	82.408.977.247,76
2.	Biaya Kontruksi & Kontraktor	30%	74.917.252.043,42
3.	Biaya Tak Terduga	15%	15% FCI
<i>Total Indirect Cost (IC)</i>			157.326.229.291,18

Maka:

Nilai FCI = Rp. 478.882.826.787,34

Nilai IC = Rp. 157.326.229.291,18

Nilai TCI = Rp. 563.391.560.926,28

Nilai WCI = Rp. 84.508.734.138,94

10.5.2 Production Cost

Total Production Cost (TPC) Expenses merupakan jumlah *manufacturing cost* dan *general Expense*.

A. Direct Production Cost (DPC)

1.	Bahan Baku		308.520.935
2.	Gaji Karyawan	0%	11.422.800.000
3.	Pengawas & Tenaga Administrasi	15%	1.713.420.000
4.	Utilitas	45%	TPC
5.	Perawatan & Perbaikan pabrik	8%	38.310.626.142,99
6.	Suplai Produk	1%	4.788.828.267,87
7.	Biaya Laboratorium	15%	1.713.420.000
8.	Paten dan royalti	4%	0.04 TPC
	<i>Total Direct Production Cost (DC)</i>		58.257.615.346

B. Fixed Charges (FC)

1.	Depresiasi	10%	48.474.145.842,32
2.	Pajak Lokal	3%	14.366.484.803,62
3.	Asuransi	5%	23.944.141.339,37
	<i>Total Fixed Charges (FC)</i>		86.784.771.985,31

C. Plant-Overhead Cost

10% dari TPC

General Expense (GE)

Biaya administrasi	5% TPC	
Biaya distribusi & penjualan	5% TPC	
Biaya riset & pengembangan	5% TPC	
M Bunga	12% Load	27.042.794.924,46
a k	<i>General Expense (GE)</i>	27.042.794.924,46+ 0.15TPC

Maka:

Total *Manufacturing Cost* : Rp. 145.042.387.331,31

Total Production cost : Rp. 419.719.956.721,39

Total *General Expense* : Rp. 90.000.788.432,67

10.5.3 Keuntungan

Total Penjualan = Rp. 630.508.198.501

Biaya Produksi = Rp. 371.245.810.879,07

10.5.4 Analisa Kelayakan

1. *Return on Investemen (ROI)*

ROI sebelum pajak = 37%

ROI Setelah pajak = 26%

2. *Pay Out Time (POT)*

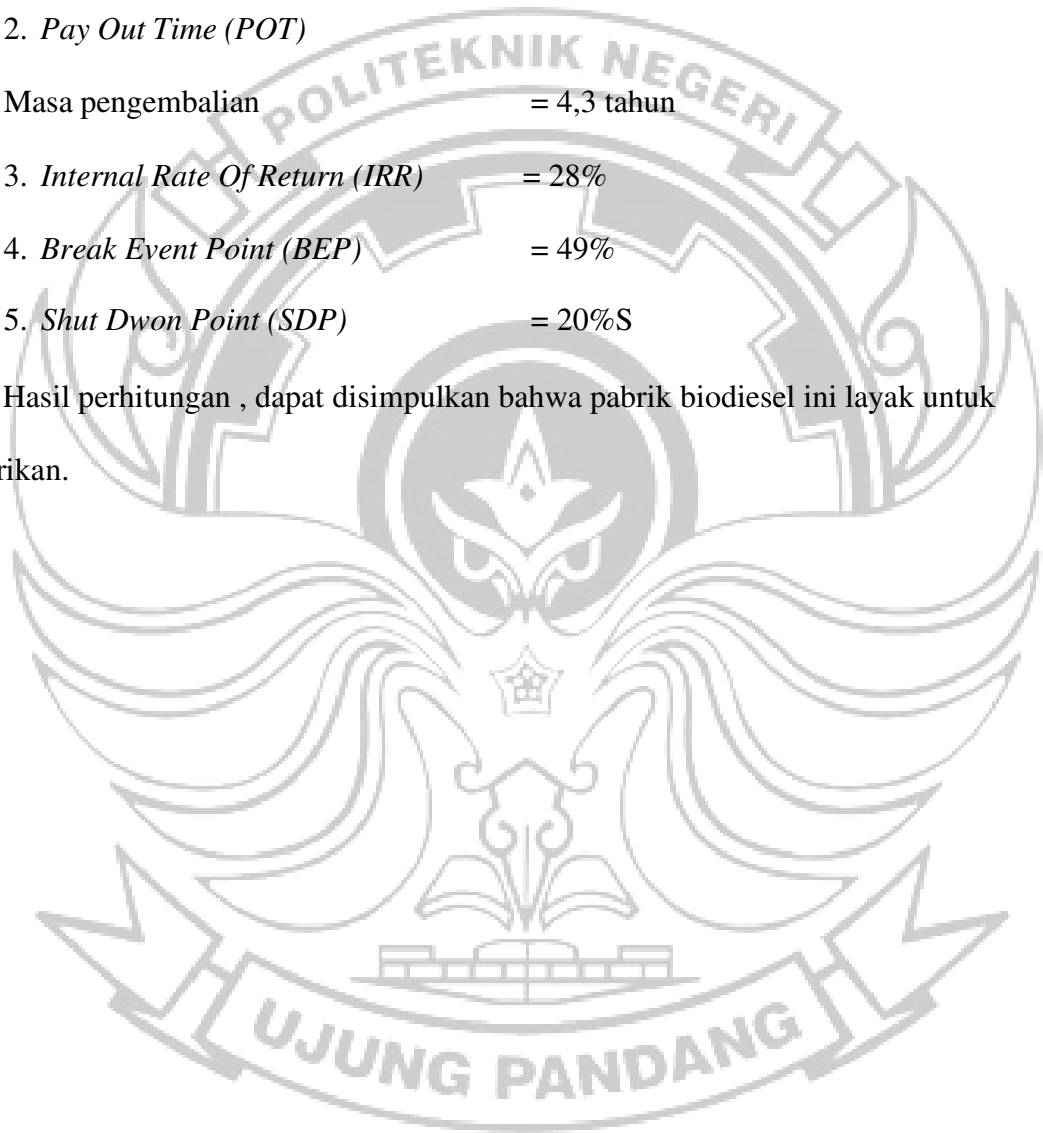
Masa pengembalian = 4,3 tahun

3. *Internal Rate Of Return (IRR)* = 28%

4. *Break Event Point (BEP)* = 49%

5. *Shut Dwon Point (SDP)* = 20%S

Hasil perhitungan , dapat disimpulkan bahwa pabrik biodiesel ini layak untuk didirikan.



BAB XI KESIMPULAN

Hasil analisis pada prancangan pabrik Biodiesel dari *Crude Palm Oil* (CPO) dengan Metode Esterifikasi dan Transesterifikasi Kapasitas 180.000 Ton/Tahun diperoleh beberapa Kesimpulan, yaitu:

1. Pabrik direncanakan beroperasi selama 330 hari dengan kapasitas produksi 180.000 Ton/Tahun.
2. Proses yang dipilih untuk pembuatan biodiesel yaitu proses esterifikasi dan transesterifikasi dengan konversi 98%
3. Bahan baku utama yang digunakan dalam proses pembuatan biodiesel adalah *Crude Palm Oil* (CPO).
4. Lokasi pabrik direncanakan didirikan di Gn.Sari, Kecamatan Pasangkayu, Kabupaten Pasangkayu, Provinsi Sulawesi Barat yang merupakan daerah penghasil minyak kelapa sawit. Bentuk badan usaha yang direncanakan adalah Perseroan Terbatas (PT), dengan jumlah tenaga kerja yang dibutuhkan 141 orang yang terbagi dalam 2 kategori yaitu karyawan shift dan non shift.
5. Hasil Analisis ekonomi yang diperoleh adalah sebagai berikut:
 - *Total Capital Investment* = 563.391.560.926,28
 - Laba Bersih = 126.549.609.033,61
 - *Pay Out Time* (POT) = 4,3 Tahun
 - *Break Event Point* (BEP) = 49%
 - *Shut Down Point* (SDP) = 20%

6. Berdasarkan hasil pertimbangan dari data diatas maka dapat disimpulkan bahwa Pra Rancangan Pabrik Biodiesel dari Crude Palm Oil (CPO) dengan Metode Esterifikasi dan Transesterifikasi Kapasitas 180.000 Ton/Tahun ini layak dan dapat dilanjutkan ketahap prancangan sesuai dengan prosedur yang telah direncanakan.



DAFTAR PUSTAKA

- [SNI] Standar Nasional Indonesia. (2015). SNI 7182:2015. Syarat Mutu (Spesifikasi) Biodiesel: Jakarta.
- Abimanyu, A. S., & Muhammad, A. (2022). *Pra Rancangan Pabrik Biodiesel dari Minyak Kelapa Sawit dan Metanol dengan Kapasitas 100.000 Ton/Tahun*. (Doctoral dissertation, Universitas Islam Indonesia).
- and Sons, Inc. New York
- APROBI (Asosiasi Produsen Biofuel Indonesia). (2022). *Data Produksi-Konsumsi Biodiesel*. www.aprobi.or.id. Diakses pada tanggal 18 Maret 2024.
- Asri, F., & Dewantoro, H. (2018). *Pra Rancangan Pabrik Biodiesel Dari Minyak Jelantah dengan Proses Esterifikasi Dan Transesterifikasi Kapasitas 7.500 Ton/Tahun*. (Universitas Islam Indonesia Yogyakarta).
- Bacon Inc. Boston
- BPS, (2021), *Produksi Tanaman Perkebunan menurut Kabupaten (Ton)*. www.sulbar.bps.go.id. Diakses pada tanggal 14 Maret 2024.
- BPS, (2023), *Statistik Kelapa Sawit Indonesia 2022*, Jakarta: BPS Indonesia. Diakses pada tanggal 14 Maret 2024.
- BPS, (2024), *Produksi Tanaman Perkebunan (Ribu Ton)*. www.bps.go.id. Diakses pada tanggal 5 Mei 2024.
- Brownell, L.E. and Young, E.H. 1959. "Process Equipment Design". John Wiley
- Coulson, J. M., and Richardson, J. F. 2005. *Chemical Engineering Desing*. John
- Dimawarnita, F., Arfiana, A. N., Mursidah, S., Maghfiroh, S. R., & Suryadarma, P. (2021). *Optimasi Produksi Biodiesel Berbasis Minyak Nabati Menggunakan Aspen Hysys*. Departemen Teknologi Industri Pertanian, Fakultas Teknologi Pertanian, Institut Pertanian Bogor.
- Geankoplis, C.J. 1983. *Transport Processes and Unit Operations, 2ed. Allyn and*
- IOPRI (Indonesian Oil Palm Research Institute). (2024). *Kandungan Senyawa Umum Pada Minyak Sawit Mentah / CPO*. www.iopri.co.id. Diakses pada tanggal 5 Maret 2024.

- Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral RI. (2021). *Cadangan Minyak Indonesia Tersedia untuk 9,5 Tahun dan Cadangan Gas 19,9 Tahun*. www.esdm.go.id. Diakses pada tanggal 01 Maret 2024.
- Kementerian Perindustrian - TKDN, (2024). *Kapasitas Produksi Pabrik Biodiesel*. www.tkdn.kemenperin.go.id. Diakses pada tanggal 20 Maret 2024.
- Kern, D.Q. 1965. *Process Heat Transfer, Int ed*. Mc Graw Hill Book Company, Inc. New York
- Kurniawan, L., & Setiawan, C. P. (2021). *Pra Rancangan Pabrik Biodiesel Dari Minyak Jarak Pagar Dan Methanol Dengan Proses Transesterifikasi Kapasitas 30.000 Ton/Tahun*. Fakultas Teknologi Industri. Universitas Islam Indonesia Yogyakarta.
- Maron, Lando. 1974. *Fundamentals of Physical Chemistry, Int ed*. Macmillan Publishing Co. Inc. New York
- Mc Cabe, W.L., Smith, J.C and Harriot, P., 1985. *Unit Operation of Chemical Engineering*, 5th Edition. Singapore, McGraw Hill Book
- Ningsih, E., & Suparto (2017). *Karakteristik Biodiesel dengan Menggunakan Etanol Konsentrasi Rendah*. *Journal of Research and Teknologi*, 3(1), 70-76.
- Perry, Chilton. 1999. *Perry's Chemical Engineering Handbook*, 7th ed, Mc Graw Hill Book Company, Inc. New York
- Perry, R.H. and green, D.W. (2008). *perry's Chemical Engineering Handbook*, 8th ed, *Mc Graw Hill Book Company, Inc.* New York.
- Perry, R.H. and Green, D.W. 2008. *Perry's Chemical Engineering Handbook*, 8th ed, Mc Graw Hill Book Company, Inc. New York
- Peter, M.S and K.D. Timmerhaus. 1991. *Plant Design Economic's for Chemical Engineering*, 3th ed, Mc Graw Hill Book Company, Inc. New York
- Powell, P.T. 1954. *Water Condition for Industry*. Mc Graw Hill Book Company, Inc. New York
- Pratiwi, A., (2016). *Laporan Tugas Akhir Prarancangan Pabrik Metil Ester Dari Minyak Jarak Pagar dan Metanol Kapasitas 65.000 Ton/Tahun*. (Universitas Muhammadiyah Surakarta).

- Santoso, H., (2014). *Prarancangan Pabrik Biodiesel dari Crude Palm Oil (CPO) dan Metanol Kapasitas 660.000 Ton/Tahun*. (Universitas Muhammadiyah Surakarta).
- Setiawan, H., Puspitasari, A., & Retnoningtyas, E. S. (2017). *Pembuatan biodiesel dari minyak babi*. *Widya Teknik*, 9(2), 111-120.
- Subyanita, Y. (2012). *Pra Rancangan Pabrik Biodiesel Dari CPO Waste Dan Metanol dengan Kapasitas 40.000 Ton/Tahun*. Fakultas Teknologi Industri. Universitas Islam Indonesia Yogyakarta.
- Suhardono, E. (2006). *Etil Ester sebagai Biodiesel Masa Datang*. *Lembaran Publikasi Minyak dan Gas Bumi*, 40(3), 3-13.
- Syafiq, A.M., & Ihsan, M. (2019). *Pra Rencana Pabrik Pembuatan Biodiesel Dari Palm Oil Mill Effluent (Pome) Kapasitas 370.000 Ton/Tahun*. Fakultas Teknik. Universitas Sriwijaya.
- Walas, Stanley M. 1990. *Chemical Process Equipment*. Departement of Chemical and Petroleum Engineering University of Kanas
Wiley & Sons, Inc. New York
- Wulandari, A., N. (2021). *Pra Rancangan Pabrik Methyl Ester Dari Minyak Kelapa Sawit Mentah (CPO) Kapasitas 67.000 Ton/Tahun*. (Doctoral dissertation, Politeknik Negeri Ujung Pandang).
- Yaws, Carl L. 1999. *Chemical Properties Handbook*, Mc Graw-Hill. New York
- Zuhri, R. A., & Hernawan, A. (2022). *Prarancangan Pabrik Biodiesel dari Minyak Kelapa dan Metanol dengan Kapasitas 360.000 ton/tahun* (Doctoral dissertation, Universitas Islam Indonesia).



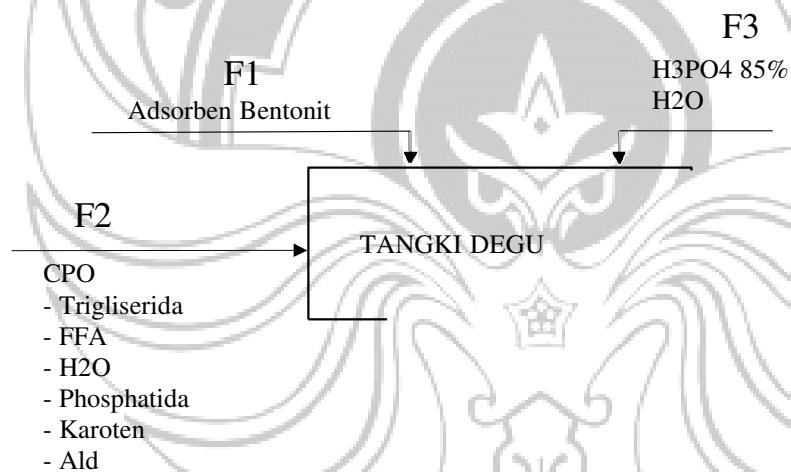
LAMPIRAN A
NERACA MASSA

Kapasitas Produksi = 180.000 ton/tahun
 = 180.000.000 kg/tahun
 = 22.727,273 kg/jam

Waktu Operasi = 330 hari/tahun
 = 24 jam/hari

Basis yang digunakan = 100 kg/jam

1. Tangki Degumming



Komponen Penyusun Minyak

Komponen	Komposisi (%)
Trigliserida	95.63
FFA	4
H2O	0.2
Phosphatida	0.07
Karoten	0.03
Aldehid	0.07

Sumber: Abimayu dan Muhammad, 2022

Komposisi Bahan Baku

1. CPO 100 kg/jam

$$\begin{aligned}\text{Trigliserida} &= 95,63\% \\ &= \frac{95,63}{100} \times 100 \text{ kg/jam} \\ &= 95,63 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{FFA} &= 4 \% \\ &= \frac{4}{100} \times 100 \text{ kg/jam} \\ &= 4 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{H}_2\text{O} &= 0,2 \% \\ &= \frac{0,2}{100} \times 100 \text{ kg/jam} \\ &= 0,2 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Phosphatida} &= 0,07 \% \\ &= \frac{0,07}{100} \times 100 \text{ kg/jam} \\ &= 0,07 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Karoten} &= 0,03 \% \\ &= \frac{0,03}{100} \times 100 \text{ kg/jam} \\ &= 0,03 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Aldehid} &= 0,07 \% \\ &= \frac{0,07}{100} \times 100 \text{ kg/jam} \\ &= 0,07 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Komponen	%	kg/jam
Trigliserida	95.63	95.63
FFA	4	4
H ₂ O	0.2	0.2
Phosphatida	0.07	0.07
Karoten	0.03	0.03
Aldehid	0.07	0.07

2. Komposisi adsorben bentonit sebanyak 1% dari berat CPO

$$\begin{aligned} \text{Bentonit} &= 1 \% \\ &= \frac{1}{100} \times 100 \text{ kg/jam} \\ &= 1 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

3. Komposisi H₃PO₄ 85% sebanyak 0.09% dari berat CPO

$$\begin{aligned} \text{H}_3\text{PO}_4 &= 0,09 \% \\ &= \frac{0,09}{100} \times 100 \text{ kg/jam} \\ &= 0,09 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_3\text{PO}_4 \text{ 85\%} &= 85 \% \\ &= \frac{85}{100} \times 0,09 \text{ kg/jam} \\ &= 0,077 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O} &= 15 \% \\ &= \frac{15}{100} \times 0,077 \text{ kg/jam} \\ &= 0,011 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Jadi, total campuran H₂O adalah 0,2 + 0,011 kg/jam = 0,211 kg/jam

Neraca Massa Total

Komponen	Masuk (kg/jam)			Keluar (kg/jam)
	F1	F2	F3	F4
Trigliserida		95,63		95,63
FFA		4		4
H ₂ O		0,2	0,011	0,211
Phosphatida		0,07		0,07
Karoten		0,03		0,03
Aldehyd		0,07		0,07
Bentonit	1			1
H ₃ PO ₄			0,09	0,09
Subtotal	1	100	0,101	101,101
Total		101,1015		101,1015

2. Rotary Drum Vacuum Filter

Komposisi Umpan Masuk

Trigliserida = 95,63 kg/jam

FFA = 4 kg/jam

H₂O = 0,211 kg/jam

Phosphatida = 0,07 kg/jam

Karoten = 0,03 kg/jam

Aldehid = 0,07 kg/jam

Bentonit = 1 kg/jam

H₃PO₄ = 0,09 kg/jam

Diasumsikan phosphatida, karoten, aldehid, H₃PO₄ dan H₂O terikut 100% dalam padatan dari tangki filter.

Neraca Massa Total

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	F4	F5	F5	F6
Trigliserida	95,63			95,63
FFA	4			4
H ₂ O	0,211		0,211	
Phosphatida	0,07		0,07	
Karoten	0,03		0,03	
Aldehid	0,07		0,07	
Bentonit	1		1	
H ₃ PO ₄	0,09		0,09	
Subtotal	101,101		1,471	99,63
Total	101,1015		101,1015	

3. Reaktor Esterifikasi

Reaksi yang terjadi didalam reaktor:



Kondisi Operasi didalam Reaktor:

Suhu = 65 °C

Tekanan = 1 atm

Konversi = 92 %

Berat Minyak = 99,63 kg/jam

BM Minyak = 847,28 kg/kmol

BM CH₃OH = 32,04 kg/kmol

BM H₂O = 18,02 kg/kmol

BM FFA = (Asam Palmitat x 44,3%) + (Asam Oleat x 39,2%) +
(Asam Linoleat x 10,4%)

$$= (256,43 \times 0,443) + (282,468 \times 0,394) + (280,452 \times 0,104)$$

$$= 254,05789 \text{ kg/kmol}$$

BM RCOOCH₃ = (Metil Palmitat x 44,3%) + (Metil Oleat x 39,2%) +
(Metil Linoleat x 10,4%)

$$= (272,785 \times 0,443) + (296,495 \times 0,394) + (292,453 \times 0,104)$$

$$= 268,077897 \text{ kg/kmol}$$

Komposisi Umpan Masuk

Trigliserida = 95,63 kg/jam

FFA = 4 kg/jam

Mol Minyak = 0,118 kmol/jam

Rasio mol minyak:metanol yakni 1:2 dengan konsentrasi CH₃OH 98%

$$\begin{aligned} \text{CH}_3\text{OH} &= \frac{0,118 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}}}{2} \times 32,04 \text{ kg/kmol} \\ &= 7,535 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{CH}_3\text{OH } 98\% &= \frac{98}{100} \times 7,535 \text{ kg/jam} \\ &= 7,384 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O} &= \frac{2}{100} \times 7,535 \text{ kg/jam} \\ &= 0,151 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Komposisi HCl 37% sebanyak 1% dari berat minyak

$$\begin{aligned} \text{HCl} &= \frac{1}{100} \times 99,63 \text{ kg/jam} \\ &= 0,9963 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{HCl } 37\% &= \frac{37}{100} \times 0,9963 \text{ kg/jam} \\ &= 0,369 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O} &= \frac{68}{100} \times 0,9963 \text{ kg/jam} \\ &= 0,677 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Jadi, total campuran H₂O adalah 0,151 + 0,677 kg/jam = 0,828 kg/jam

Komposisi Produk Keluar

$$\begin{aligned} \text{FFA mula-mula} &= \frac{4 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{254,058 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}} \\ &= 0,016 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{FFA bereaksi} &= 0,016 \text{ kmol/jam} \times 92\% \\ &= 0,014 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{FFA sisa} &= 0,016 - 0,014 \text{ kmol/jam} \\ &= 0,001 \text{ kmol/jam} \\ &= 0,001 \text{ kmol/jam} \times 254,058 \text{ kg/kmol} \\ &= 0,32 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{CH}_3\text{OH mula-mula} &= \frac{7,535 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{32,04 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}} \end{aligned}$$

$$= 0,235 \text{ kmol/jam}$$

CH₃OH bereaksi = 0,016 kmol/jam x 92%
= 0,014 kmol/jam

CH₃OH sisa = 0,235 kmol/jam - 0.014 kmol/jam
= 0,221 kmol/jam
= 0,221 kmol/jam x 32.04 kg/kmol
= 7,071 kg/jam

RCOOCH₃ = 0,016 kmol/jam x 92%
= 0,014 kmol/jam
= 0,014 kmol/jam x 268,078 kg/kmol
= 3,883 kg/jam

H₂O = 0,016 kmol/jam x 92%
= 0,014 kmol/jam
= 0,014 kmol/jam x 18,02 kg/kmol
= 0,261 kg/jam

Neraca Massa Total

Komponen	Masuk (kg/jam)			Keluar
	F6	F7	F8	(kg/jam) F9
Trigliserida	95,63			95,63
FFA	4			0,32
H ₂ O		0,151	0,677	1,089
CH ₃ OH		7,535		7,071
HCl			0,9963	0,9963
RCOOCH ₃				3,883
Subtotal	99,63	7,686	1,674	108,990
Total		108,9895		108,9895

4. Decanter

Komposisi Masuk Decanter

$$\text{Trigliserida} = 95,63 \text{ kg/jam}$$

$$\text{FFA} = 0,32 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 1,089 \text{ kg/jam}$$

$$\text{CH}_3\text{OH} = 7,071 \text{ kg/jam}$$

$$\text{HCl} = 0,9963 \text{ kg/jam}$$

$$\text{RCOOCH}_3 = 3,883 \text{ kg/jam}$$

Perbandingan produk:air yakni 1:2

$$\text{H}_2\text{O} = \frac{108,9895 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{2}$$

$$= 217,979 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Total H}_2\text{O} = 217,979 + 1,089 \text{ kg/jam}$$

$$= 219,068 \text{ kg/jam}$$

Diasumsikan 100% HCl habis terikut dengan air dan 98% air keluar dari decanter

$$\text{H}_2\text{O} = \frac{98}{100} \times 219,068 \text{ kg/jam}$$

$$= 214,687 \text{ kg/jam}$$

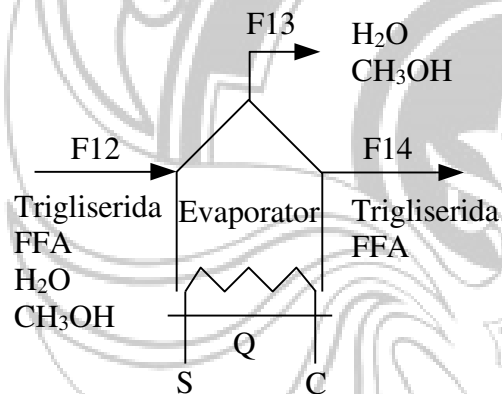
$$\text{H}_2\text{O} = 219,068 - 214,687 \text{ kg/jam}$$

$$= 4,381 \text{ kg/jam}$$

Neraca Massa Total

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	F9	F10	F11	F12
Trigliserida	95,63			95,63
FFA	0,32			0,32
H ₂ O	1,089	217,979	214,687	4,381
CH ₃ OH	7,071			7,071
HCl	0,9963		0,9963	
RCOOCH ₃	3,883			3,88
Subtotal	108,990	217,979	215,683	111,285
Total	326,9686		326,9686	

5. Evaporator



Komposisi Masuk PAN Evaporator

Trigliserida = 95,63 kg/jam

FFA = 0,32 kg/jam

H₂O = 4,38 kg/jam

CH₃OH = 7,071 kg/jam

RCOOCH₃ = 3,883 kg/jam

Diasumsikan CH₃OH dan H₂O menguap 100%

Neraca Massa Total

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	F12	F13	F13	F14
Trigliserida	95,63			95,63
FFA	0,32			0,32
H ₂ O	4,381	4,381		
CH ₃ OH	7,071	7,071		
RCOOCH ₃	3,883			3,883
Subtotal	111,285	11,452		99,833
Total	111,2854	111,2854		

6. Mixer



$$\text{Berat Minyak} = 95,95 \text{ kg/jam}$$

$$\text{BM Minyak} = 847,28 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{BM CH}_3\text{OH} = 32,04 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{Mol Minyak} = 0,113 \text{ kmol/jam}$$

Rasio mol minyak:metanol yakni 1:6 dengan konsentrasi CH₃OH 98%

$$\text{CH}_3\text{OH} = (0,113 \text{ kmol/jam} \times 6) \times 32,04 \text{ kg/kmol}$$

$$= 21,770 \text{ kg/jam}$$

$$\text{CH}_3\text{OH 98\%} = \frac{98}{100} \times 21,770 \text{ kg/jam}$$

$$= 21,335 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{O} = \frac{2}{100} \times 21,770 \text{ kg/jam}$$

$$= 0,435 \text{ kg/jam}$$

Komposisi NaOH sebanyak 1% dari berat minyak

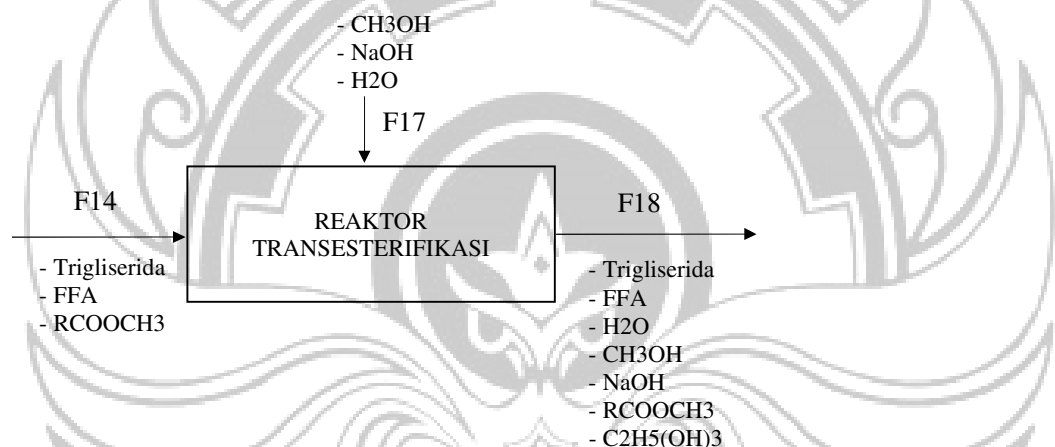
$$\text{NaOH} = \frac{1}{100} \times 95,95 \text{ kg/jam}$$

$$= 0,9595 \text{ kg/jam}$$

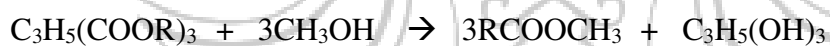
Neraca Massa Total

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	F15	F16	F17
CH ₃ OH	21,770		21,770
NaOH		0,9595	0,9595
H ₂ O	0,435		0,435
Subtotal	22,205	0,9595	23,165
Total	23,1651		23,1651

7. Reaktor Transesterifikasi



Reaksi yang terjadi didalam reaktor:



Kondisi Operasi didalam Reaktor:

Suhu = 65°C

Tekanan = 1 atm

Konversi = 98%

BM RCOOCH₃ = 268,078 kg/kmol

BM CH₃OH = 32,04 kg/kmol

BM Gliserol = 92,09 kg/kmol

BM Trigliserida = (Tripalmitin x 44,3%) + (Triolein x 39,2%) +
(Trilinolin x 10,4%)

$$= (812,364 \times 0,443) + (885,453 \times 0,394) + (897,405 \times 0,104)$$

$$= 800,204 \text{ kg/kmol}$$

Komposisi Masuk Reaktor

Trigliserida	= 95,63 kg/jam
FFA	= 0,32 kg/jam
RCOOCH ₃	= 3,883 kg/jam
CH ₃ OH	= 21,770 kg/jam
NaOH	= 0,9595 kg/jam
H ₂ O	= 0,435 kg/jam

Komposisi Produk Keluar

Trigliserida mula-mula	$= \frac{95,65 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{800,204 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}}$
	= 0,120 kmol/jam
Trigliserida bereaksi	= 0,117 kmol/jam x 98%
	= 0,117 kmol/jam
Trigliserida sisa	= 0,120 - 0,117 kmol/jam
	= 0,002 kmol/jam
	= 0,002 kmol/jam x 800,204 kg/kmol
	= 1,913 kg/jam
CH ₃ OH mula-mula	$= \frac{21,770 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{32,04 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}}$
	= 0,679 kmol/jam
CH ₃ OH bereaksi	= (0,120 kmol/jam x 98%) x 3
	= 0,351 kmol/jam
CH ₃ OH sisa	= 0,679 kmol/jam - 0,351 kmol/jam
	= 0,328 kmol/jam
	= 0,328 kmol/jam x 32,04 kg/kmol
	= 10,513 kg/jam
RCOOCH ₃	= (0,120 kmol/jam x 98%) x 3
	= 0,351 kmol/jam

$$= 0,351 \text{ kmol/jam} \times 268,078 \text{ kg/kmol}$$

$$= 94,189 \text{ kg/jam}$$

Gliserol

$$= 0,120 \text{ kmol/jam} \times 98\%$$

$$= 0,117 \text{ kmol/jam}$$

$$= 0,117 \text{ kmol/jam} \times 18,02 \text{ kg/kmol}$$

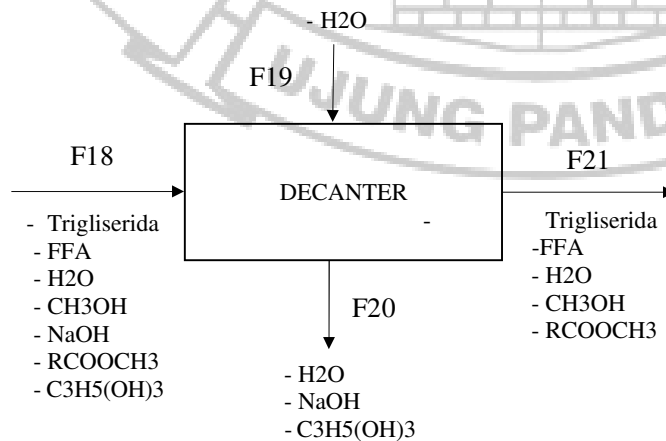
$$= 10,785 \text{ kg/jam}$$

	$C_3H_5(COOR)_3$	+	$3CH_3OH$	\rightarrow	$3RCOOCH_3$	+	$C_3H_5(OH)_3$	
m	0,120		0,679					kmol/jam
b	0,117		0,351		0,351		0,117	kmol/jam
s	0,002		0,328		0,351		0,117	kmol/jam
	1,913		10,513		94,189		10,785	kg/jam

Neraca Massa Total

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	F14	F17	F18
Trigliserida	95,63		1,9126
FFA	0,32		0,32
H ₂ O		0,435	0,435
CH ₃ OH		21,770	10,513
NaOH		0,9595	0,9595
RCOOCH ₃	3,883		98,072
C ₃ H ₅ (OH) ₃			10,785
Subtotal	99,833	23,165	122,998
Total	122,9981		122,9981

8. Decanter



Komposisi Masuk Decanter

Trigliserida = 1,9126 kg/jam

FFA = 0,32 kg/jam

H₂O = 0,435 kg/jam

CH₃OH = 10,513 kg/jam

RCOOCH₃ = 98,072 kg/jam

C₃H₅(OH)₃ = 10,785 kg/jam

Perbandingan produk:air yakni 1:2

H₂O = 122,998 kg/jam x 2

= 246 kg/jam

Total H₂O = 246 + 0,435 kg/jam

= 246,432 kg/jam

Diasumsikan 100% NaOH habis terikut dengan air dan 98% air keluar dari decanter

H₂O keluar = $\frac{98}{100} \times 246,432 \text{ kg/jam}$

= 241,503 kg/jam

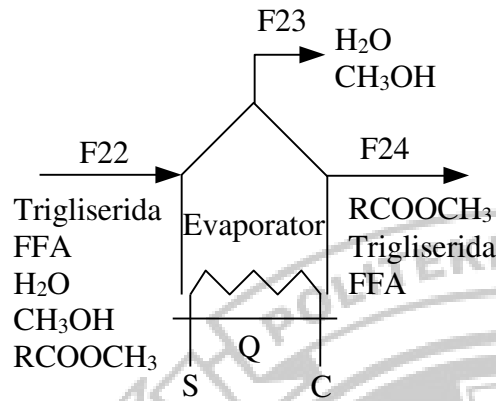
H₂O = 246,432 – 241,503 kg/jam

= 4,929 kg/jam

Neraca Massa Total

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	F18	F19	F20	F21
Trigliserida	1,9126			1,9126
FFA	0,32			0,32
H ₂ O	0,435	246	241,503	4,929
CH ₃ OH	10,513			10,513
NaOH	0,9595		0,9595	
RCOOCH ₃	98,072			98,072
C ₃ H ₅ (OH) ₃	10,785		10,785	
Subtotal	122,998	246	253,248	115,747
Total	368,9944		368,9944	

9. Evaporator



Komposisi Masuk PAN Evaporator

Trigliserida = 1,9126 kg/jam

FFA = 0,32 kg/jam

RCOOCH₃ = 98,072 kg/jam

CH₃OH = 10,513 kg/jam

H₂O = 4,929 kg/jam

Diasumsikan CH₃OH dan H₂O menguap 100%

Neraca Massa Total

Komponen	Masuk		Keluar	
	F22	F23	F23	F24
Trigliserida	1,9126			1,9126
FFA	0,32			0,32
RCOOCH ₃	98,072			98,072
CH ₃ OH	10,513		10,513	
H ₂ O	4,929		4,929	
Subtotal	115,747		15,442	100,305
Total	115,7466		115,7466	

LAMPIRAN B
NERACA PANAS

Kapasitas Produksi = 180.000 ton/tahun
= 180.000.000 kg/tahun

Waktu Operasi = 330 hari/tahun

A. Data yang dibutuhkan dalam proses perhitungan Neraca Panas

Rumus laju alir panas (Q) berdasarkan (perry,1997) dapat dihitung sebagai berikut:

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

Keterangan :

m = Laju alir massa (Kg/jam)

Q = Laju alir energi (Kj/jam)

C_p = Kapasitas panas (Kj/kmol^oK)

ΔT =Perubahan suhu (°K)

B. Kapasitas Panas

$$\begin{aligned} C_p \Delta T &= \int_{T_0}^T C_p dT \\ &= \int_{T_0}^T (A + B \cdot T^2 + C \cdot T^3 + D \cdot T^4) dt \\ &= A (T - T_0) + \frac{B}{2} (T^2 - T_0^2) + \frac{C}{3} (T^3 - T_0^3) + \frac{D}{4} (T^4 - T_0^4) \end{aligned}$$

Data Konstanta Kapasitas Panas

Komponen	A	B	C	D	Satuan	Literatur
FFA	278,686	2,5434	-5,44E-03	4,92E-06	kJ/kmol K	Yaws, 1999
H ₂ O	92,053	-3,9953E-02	-2,1103E-04	5,3469E-07	kJ/kmol K	Yaws, 1999
CH ₃ OH	40,152	3,1046E-01	-1,029E-03	1,4598E-06	kJ/kmol K	Yaws, 1999
HCl 37%	73,993	-1,2946E-01	-7,8980E-05	2,6409E-06	kJ/kmol K	Yaws, 1999
NaOH	51,235	1,31E-02	2,34E-05		kJ/kmol K	Yaws, 1999
C ₃ H ₅ (OH) ₃	132,145	8,60E-01	-1,97E-03	1,81E-06	kJ/kmol K	Yaws, 1999
RCOOCH ₃	183,562	2,9014	-6,26E-03	5,70E-06	kJ/kmol K	Yaws, 1999

Data Perhitungan Cp

Kapasitas panas dapat dihitung berdasarkan data sebagai berikut

Element	Solids (kJ/kmol °C)	Liquids (kJ/kmol °C)
C	7,5	11,7
H	9,6	18
O	16,7	25,1
B	11,3	19,7
Si	15,9	24,3
F	20,9	29,3
P dan S	22,6	31
all others	26	33,5

Sumber : Coulson (2005)

Dengan menggunakan elemen yang diatas diperoleh nilai Cp sebagai berikut:

Komponen	Kj/Kmol K
Cp Triglicerida	1,893

Komponen	C	H	O	P	N	Kj/Kmol ^o K	Kkal/Kmol K
Cp Aldehid	6	12				311,3	74,4007
Cp Karoten	40	56				1476	352,764
Cp Phosphatida	37	71	8	1		1942,7	464,3053

C. Panas Pembentukan

Komponen	ΔH_f (kkal/g-mol)
H ₂ O	-68,3174
CH ₃ OH	-57,04
C ₃ H ₅ (OH) ₃	-159,16

Sumber : Perry (1999)

Ikatan	ΔH_f (kkal/mol)
C=C	147
C-C	83
C-H	99
C-O	84
O-H	111
C=O	170

Sumber : Maron (1974)

Perhitungan ΔH_f pada FFA

Komponen	C=C	C-C	C-H	C-O	O-H	C=O	ΔH_f (kkal/mol)
asam palmitat	0	15	31	1	1	1	4679
asam oleat	1	16	33	1	1	1	5107
asam linoleat	2	15	31	1	1	1	4973

$$\Delta H_f \text{ FFA} = (44,3\% \times \text{Palmitat}) + (39,2\% \times \text{Oleat}) + (10,4\% \times \text{Linoleat})$$

$$= (44,3\% \times 4679) + (39,2\% \times 5107) + (10,4\% \times 4973)$$

$$= 4591,933 \text{ Kkal/mol}$$

Perhitungan ΔH_f pada Trigliserida

Komponen	C=C	C-C	C-H	C-O	O-H	C=O	ΔH_f (kkal/mol)
Tripalmitat Gliserida	0	46	98	6	0	3	14534
Trioleat Gliserida	3	49	84	6	0	3	13838
Trilinoleat Gliserida	6	45	98	6	0	3	15333

$$\Delta H_f \text{ FFA} = (44,3\% \times \text{Palmitat}) + (39,2\% \times \text{Oleat}) + (10,4\% \times \text{Linoleat})$$

$$= (44,3\% \times 14534) + (39,2\% \times 13838) + (10,4\% \times 15333)$$

$$= 13457,69 \text{ Kkal/Mol}$$

Perhitungan ΔH_f pada Metil Ester

Komponen	C=C	C-C	C-H	C-O	O-H	C=O	ΔH_f (kkal/mol)
palmitat metil ester	0	15	34	2	0	1	4949
oleat metil ester	1	16	36	2	0	1	5377
linoleat metil ester	2	15	34	2	0	1	5243

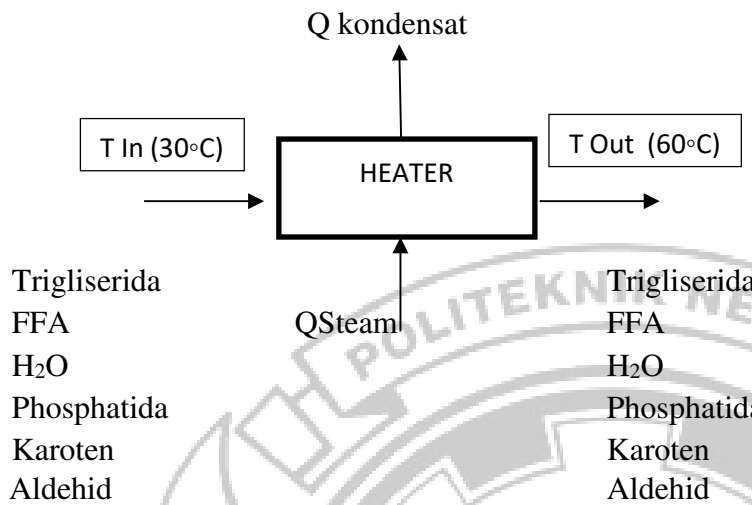
$$\Delta H_f \text{ FFA} = (44,3\% \times \text{Palmitat}) + (39,2\% \times \text{Oleat}) + (10,4\% \times \text{Linoleat})$$

$$= (44,3\% \times 4949) + (39,2\% \times 5377) + (10,4\% \times 5243)$$

$$= 4845,463 \text{ Kkal/mol}$$

komponen	ΔH_f (kkal/g-mol)
FFA	4591,933
Trigliserida	13457,69
Metil Ester	4845,463

A. Heater (HE-01)



Asumsi :

$Q_{\text{loss}} = Q_{\text{steam}}$ yang tidak terkondensasi

Q_{steam} yang tidak terkondensasi sebanyak 5% dari Q_{steam} yang masuk

Panas Masuk :

Suhu bahan masuk (T In) = 30 °C 303,15 °K

Suhu Referensi (T Ref) = 25°C 298,15 °K

Komponen	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	CpdT (kkal/kmol K)	Q (kkal/jam)
Trigliserida	21.667,989	27,078	9,465	256,294
FFA	906,326	3,567	3.429,270	12.233,577
H ₂ O	45,316	2,515	377,486	949,294
Subtotal				13.439

Komponen	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	CpdT (kkal/Kmol K)	Q (kkal/jam)
Phosphatida	15,861	0,024	2.321,527	54,633
Karoten	6,797	0,013	1.763,820	22,368
Aldehid	15,861	0,159	372,004	59,002
Subtotal				136,004
Total				13.575,169

Panas Keluar :

Suhu bahan masuk (T In) = 60 °C 333,15 K

Suhu Referensi (T Ref) = 25°C 298,15 K

Komponen	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	CpdT (kkal/Kmol K)	Q (kkal/jam)
Trigliserida	21.667,989	27,078	66,255	1.794,059
FFA	906,326	3,567	24.315,352	86.742,575
H ₂ O	47,916	2,659	991,312	2.635,962
Subtotal				91.172,597

Komponen	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	CpdT (kkal/Kmol K)	Q (kkal/jam)
Phosphatida	15,861	0,024	16.250,686	382,431
Karoten	6,797	0,013	12.346,740	156,579
Aldehid	15,861	0,159	2.604,025	413,017
Subtotal				952,027
Total				92.124,624

Panas yang di lepas steam (Qsteam)

0,95 Qsteam = Qkeluar – Qmasuk

$$Q_{\text{steam}} = \frac{Q_{\text{keluar}} - Q_{\text{masuk}}}{0,95}$$

$$= \frac{(92.125 - 13.575) \text{ Kkal/jam K}}{0,95}$$

$$= 82.684 \text{ kkal/jam K}$$

$$Q \text{ kondensat} = 0,05 \times Q \text{ steam}$$

$$= 0,05 \times 82.684 \text{ kkal/jam K}$$

$$= 4.134 \text{ kkal/jam K}$$

Media panas yang digunakan adalah saturated steam. Saturated steam pada 150°C, 4,758 bar. Berdasarkan steam table diperoleh harga λ pada suhu 150°C adalah 505,5 kkal/kg.

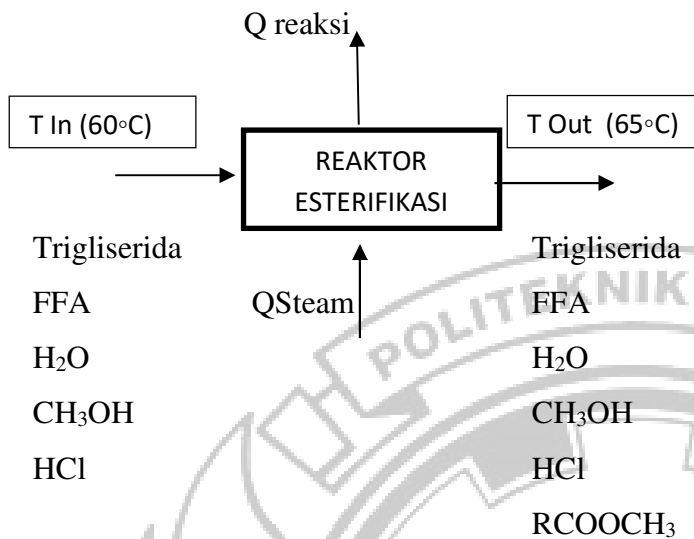
Kebutuhan steam

$$\begin{aligned} \text{Massa steam} &= \frac{Q}{\lambda} \\ &= \frac{82.684,64 \text{ kkal/jam}}{505,5 \text{ kkal/kg}} = 163,66 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Neraca Panas Total

Komponen	Masuk (kkal/jam)	Komponen	Keluar (kkal/jam)
Trigliserida	256,294	Trigliserida	1.794,059
FFA	12.233,577	FFA	86.742,575
H ₂ O	949,294	H ₂ O	2.635,962
Phospatida	54,633	Phospatida	382,431
Karoten	22,368	Karoten	156,579
Aldehyd	59,002	Aldehyd	413,017
Q steam	82.683,636	Q kondensat	4.134,182
Total	96.258,805	Total	96.258,805

B. Reaktor Esterifikasi



Reaksi yang terjadi dalam reaktor



Panas Masuk :

$$\text{Suhu bahan masuk (T In)} = 60^\circ\text{C} \quad 333,15 \text{ K}$$

$$\text{Suhu Referensi (T Ref)} = 25^\circ\text{C} \quad 298,15 \text{ K}$$

Komponen	Massa (kg/jam)	mol (kmol/jam)	CpdT (kkal/kmol K)	Q (kkal/jam)
Triglicerida	21.667,989	27,078	66,255	1.794,059
FFA	906,326	3,567	24.315,352	86.742,575
H ₂ O	187,651	10,414	2.634,166	27.430,905
CH ₃ OH	1.707,301	53,287	1.406.769,309	74.961.885,797
HCl	225,743	6,192	3.799,694	23.525,917
Total				75.101.379,253

Panas Keluar :

$$\text{Suhu bahan masuk (T In)} = 65^\circ\text{C} \quad 338,15^\circ\text{K}$$

$$\text{Suhu Referensi (T Ref)} = 25^\circ\text{C} \quad 298,15^\circ\text{K}$$

Komponen	Massa (kg/jam)	mol (kmol/jam)	CpdT (kkal/kmol K)	Q (kkal/jam)
Trigliserida	21.667,989	27,078	75,720	2.050,353
FFA	72,506	0,285	27.846,392	7.947,137
H ₂ O	246,793	13,696	3.009,605	41.218,084
CH ₃ OH	1.602,146	50,005	1.607.746,655	80.394.638,879
HCl	225,743	6,192	4.407,253	27.287,638
RCOOCH ₃	879,834	3,282	26.266,693	86.207,485
Total				80.559.349,576

Delta Hf = 25°C

Komponen	Koefisisen	Δ Hf (kkal/kmol)	Q (kkal/jam)
FFA	1	4.592	4.591,933
CH ₃ OH	2	-57,040	-114,080
Sub total			4.477,853
metil ester	1	4.845	4.845,463
H ₂ O	1	-68,317	-68,317
Subtotal			4.777,146
Total			9.254,999

$$\begin{aligned} \Delta H_f 25 &= \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan} \\ &= (-4.777,146 - (-4.477,853)) \text{ kkal/kmol} \\ &= 299,293 \text{ kkal/Kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jika FFA bereaksi} &= \text{Konversi} \times \frac{\text{Massa FFA}}{\text{Bm FFA}} \\ &= 0,92 \times \frac{906,326 \text{ Kg/jam}}{254,05789 \text{ Kg/Kmol}} \end{aligned}$$

$$= 3,282 \text{ Kmolel/jam}$$

Panas pembentukan reaksi pada T = 25°C

$$\Delta H_R 25 = 299,2926 \text{ Kkal/Kmol} \times 3,282 \text{ Kmolel/jam}$$

$$\begin{aligned}
 &= 982,281 \text{ Kkal/jam} \\
 \Delta H_f \text{ produk} &= Q \text{ RCOOCH}_3 + Q \text{ H}_2\text{O} + Q \text{ FFA} \\
 &= (86.207 + 41.218 + 7.947) \text{ Kkal/jam} \\
 &= 135.373 \text{ Kkal/jam} \\
 \Delta H_f \text{ reaktan} &= Q \text{ FFA} + Q \text{ CH}_3\text{OH} \\
 &= (86.743 + 74.961.886) \text{ Kkal/jam} \\
 &= 75.048.628 \text{ Kkal/jam} \\
 \text{Panas reaksi pada } 65^\circ\text{C} \\
 \Delta H_{R_{60}} &= \Delta H_{R_{25}} + \Delta H \text{ produk} - \Delta H \text{ reaktan} \\
 &= 982,281 \text{ Kkal/jam} + (135.373 + 75.048.628) \text{ Kkal/jam} \\
 &= - 74.912.273 \text{ Kkal/jam} \\
 \Delta Q \text{ reaksi} &= -\Delta H_{R_{60}} \\
 &= 74.912.273 \text{ Kkal/jam} \\
 \text{Panas yang dibutuhkan pemanas (Q)} \\
 Q &= (Q \text{ keluar} - Q \text{ masuk}) + Q \text{ reaksi} \\
 &= (80.559.350 - 75.101.379) + 74.912.273 \text{ Kkal/jam} \\
 &= 80.370.244 \text{ kkal/jam} \\
 \text{Media panas yang digunakan adalah saturated steam. Saturated steam pada } 150^\circ\text{C}, \\
 &4,758 \text{ bar. Berdasarkan steam table, diperoleh harga } \lambda \text{ pada suhu } 150^\circ\text{C} \text{ adalah} \\
 &505,5 \text{ kkal/kg.} \\
 h_g &= 2746 \text{ kJ/kg} = 656,310 \text{ kkal/kg} \\
 h_f &= 632,2 \text{ kJ/kg} = 151,099 \text{ kkal/kg} \\
 \lambda &= 505,5 \text{ kkal/kg}
 \end{aligned}$$

Jadi, massa steam yang digunakan:

$$\begin{aligned} \text{Massa steam} &= \frac{Q}{\lambda} \\ &= \frac{80.370.241,52 \text{ kkal/jam K}}{505,5 \text{ kkal/Kg K}} \\ &= 159.082,74 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Panas steam yang digunakan:

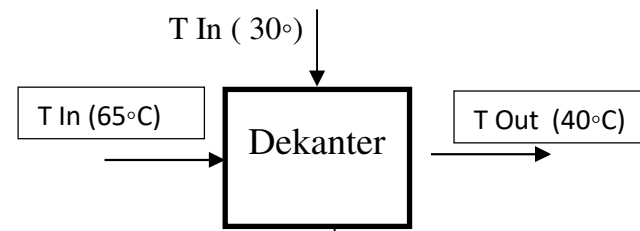
$$\begin{aligned} Q \text{ steam} &= M \text{ steam} \times h_g \\ &= 159.082,74 \text{ kg/jam} \times 656,310 \text{ kkal/kg} \\ &= 104.407.551,902 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ kondensat} &= M \text{ steam} \times h_f \\ &= 159.082,74 \text{ kg/jam} \times 151,099 \text{ kkal/kg} \\ &= 24.037.310,383 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

Neraca panas total

Komponen	Masuk (kkal/Jam)	Komponen	Keluar (kkal/Jam)
Trigliserida	1.794,059	Trigliserida	2.050,353
FFA	86.742,575	FFA	7.947,137
H ₂ O	27.430,905	H ₂ O	41.218,084
CH ₃ OH	74.961.885,797	CH ₃ OH	80.394.638,879
HCl	23.525,917	HCl	27.287,638
		RCOOCH ₃	86.207,485
Subtotal	75.101.379,253	Subtotal	80.559.349,576
		Q Reaksi	74.912.271,197
Q steam	104.407.551,90	Q kondensat	24.037.310,38
Total	179.508.931,156	Total	179.508.931,156

C. Dekanter (DC-01)



Trigliserida
FFA
H₂O
CH₃OH
HCl
RCOOCH₃
Panas Masuk :

HCl dan H₂O

Trigliserida
FFA
H₂O
CH₃OH
RCOOCH₃

Suhu bahan masuk (T In) = 65 °C 338,15 K

Suhu Referensi (T Ref) = 25°C 298,15 K

Komponen	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	C _{pd} (kkal/kmol K)	Q (kkal/jam)
Trigliserida	21.667,989	27,078	75,720	2.050,353
FFA	72,506	0,285	27.846,392	7.947,137
H ₂ O	49.636,814	2.754,540	3.009,605	8.290.078,018
CH ₃ OH	1.602,146	50,005	1.607.746,655	80.394.638,879
HCl	225,743	6,192	4.407,253	27.287,638
Sub total				88.722.002,024

Komponen	Massa (Kg/Jam)	Mol (Kmol/Jam)	C _{pd} (Kkal/Kmol K)	Q (Kkal/Jam)
RCOOCH ₃	879,834	3,282	26.266,693	86.207,485
Total				88.808.209,510

Panas Keluar :

Suhu bahan masuk (T In) = 40 °C 313,15 °K

Suhu Referensi (T Ref) = 25°C 298,15 °K

Komponen	Massa (Kg/Jam)	Mol (Kmol/Jam)	Cpdt (Kkal/Kmol K)	Q (Kkal/Jam)
Triglicerida	21.667,989	27,078	28,395	768,882
FFA	72,506	0,285	10.332,990	2.948,952
H ₂ O	49.636,814	2.754,540	1.130,993	3.115.365,574
CH ₃ OH	1.602,146	50,005	602.886,617	30.147.070,557
HCl	225,743	6,192	1.537,475	9.519,323
Sub total				33.275.673,289

Komponen	Massa (Kg/Jam)	Mol (Kmol/Jam)	Cpdt (Kkal/Kmol K)	Q (Kkal/Jam)
RCOOCH ₃	879,834	3,282	9.727,352	31.925,243
Total				33.307.598,531

Menghitung total kalor (Q)

$$\begin{aligned} \Delta Q &= Q_{in} - Q_{out} \\ &= (88.808.209,510 - 33.307.598,531) \text{ kkal/jam} \\ &= 55.500.610,98 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

Menghitung Q Cooler

Temperatur air pendingin yang digunakan adalah 30°C (Tin) dan 40 °C (Tout)

$$\Delta H = C_p \times \Delta T$$

$$C_p \text{ air} = 4148 \text{ kj/kg K}$$

Sehingga

$$\begin{aligned} \Delta H &= C_p (40 \text{ °C} - 25 \text{ °C}) - C_p (30 \text{ °C} - 25 \text{ °C}) \\ &= 4184 \text{ kj/kg K} (313,15 - 298,18) \text{ K} - 4184 \text{ kj/kg K} (303,15 - 298,18) \text{ K} \\ &= 41.840 \text{ kj/kg K} \end{aligned}$$

$$M_{cw} = \Delta Q / \Delta H$$

$$= 55.500.610,98 - 41.840$$

$$= 1.326,496 \text{ kkal/jam}$$

$$Q_{cw \text{ masuk}} = M_{co} \times \Delta H (30^\circ\text{C})$$

$$= 1.326,496 \text{ kkal/jam} \times 20.920$$

$$= 27.750.305,489 \text{ kkal/jam}$$

$$Q_{cw \text{ keluar}} = M_{co} \times \Delta H (40^\circ\text{C})$$

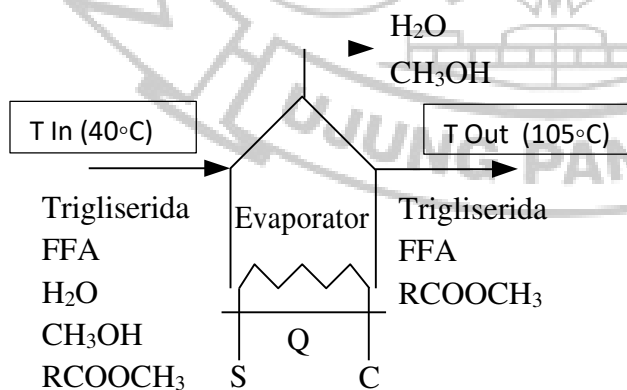
$$= 1.326,496 \text{ kkal/jam} \times 62.760$$

$$= 83.250.916,486 \text{ kkal/jam}$$

Neraca Panas Total

Komponen	Masuk (kkal/Jam)	Komponen	Keluar (kkal/Jam)
Trigliserida	2.050,353	Trigliserida	768,882
FFA	7.947,137	FFA	2.948,952
H ₂ O	8.290.078,018	H ₂ O	3.115.365,574
CH ₃ OH	80.394.638,879	CH ₃ OH	30.147.070,557
HCl	27.287,638	HCl	9.519,323
RCOOCH ₃	86.207,485	RCOOCH ₃	31.925,243
Subtotal	88.808.209,510	Subtotal	33.307.598,531
Q cw masuk	27.750.305,489	Q cw keluar	83.250.916,468
Total	116.558.514,999	Total	116.558.514,999

D. Evaporator (EV-01)



Asumsi :

$Q_{\text{loss}} = Q_{\text{steam}}$ yang tidak terkondensasi

Q_{steam} yang tidak terkondensasi sebanyak 5% dari Q_{steam} yang masuk

Panas Masuk :

Suhu bahan masuk (T In) = 40 °C 313,15 K

Suhu Referensi (T Ref) = 25°C 298,15 K

Komponen	Massa (Kg/Jam)	Mol (Kmol/Jam)	Cpdt (Kkal/Kmol K)	Q (Kkal/Jam)
Trigliserida	21.667.989	27,078	28,395	768,882
FFA	72,506	0,285	10,333	2.949
H ₂ O	992,736	55,091	1.131	62.307
CH ₃ OH	1.602,146	50,005	602.887	30.147.071
Sub total				30.213.096

Komponen	Massa (Kg/Jam)	Mol (Kmol/Jam)	Cpdt (Kkal/Kmol K)	Q (Kkal/Jam)
RCOOCH ₃	879,834	3,282	9.727	31.925
Total				30.245.021

Panas Keluar :

Suhu bahan keluar (T Out) = 105 °C 378,15 K

Suhu Referensi (T Ref) = 25°C 298,15 K

Komponen	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	Cpdt (kkal/kmol K)	Q (kkal/jam)
Trigliserida	21.667,989	27,078	151,440	4.100,706
FFA	72,506	0,285	56.589,458	16.150,177
H ₂ O	992,736	55,091	6.021,087	331.706,535
CH ₃ OH	1.602,146	50,005	3.215.679,570	160.798.591,552
Sub total				161.150.548,970

Komponen	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	C _{pd} (kkal/kmol K)	Q (kkal/jam)
RCOOCH ₃	879,834	3,282	53.539,639	175.717,500
Total				161.326.266,470
Total panas penguapan				161.330.021,611

Komponen	Massa (Kg/jam)	Mol (Kmol/jam)
H ₂ O	992,7362829	55,09
CH ₃ OH	1602,1456	50,00454432

Sumber: Neraca Massa

komponen	A	T _c (K)	N
H ₂ O	52,053	647,13	0,321
CH ₃ OH	52,723	512,58	0,377

Sumber: Yaws, 1999

Panas penguapan pada T = 105°C 378,15 K

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{vap}} \text{ H}_2\text{O} &= A \times \frac{(1-T)^n}{T_c} \\ &= 52,053 \times \frac{(1-378,15)^{0,321}}{647,13} \\ &= 39,270 \text{ Kkal/Mol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Panas Penguapan H}_2\text{O (Qv)} &= n \times \Delta H_{\text{vap}} \text{ H}_2\text{O} \\ &= 55,091 \text{ Kmol/jam} \times 39,270 \text{ Kkal/Mol} \\ &= 2.163 \text{ Kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{vap}} \text{ CH}_3\text{OH} &= A \times \frac{(1-T)^n}{T_c} \\ &= 52,723 \times \frac{(1-378,15)^{0,377}}{512,58} \end{aligned}$$

$$= 31,832 \text{ Kkal/Mol}$$

$$\begin{aligned} \text{Panas Penguapan CH}_3\text{OH (Qv)} &= n \times \Delta H_{\text{vap}} \text{ CH}_3\text{OH} \\ &= 50,005 \text{ Kmol/jam} \times 31,832 \text{ Kkal/Mol} \end{aligned}$$

$$= 1.592 \text{ Kkal/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Total panas penguapan} &= \text{Panas Penguapan H}_2\text{O} + \text{Panas Penguapan CH}_3\text{OH} \\ &= 2.163 + 1.592 \text{ Kkal/jam} \\ &= 3.755 \text{ Kkal/jam} \end{aligned}$$

Panas yang dilepas steam (Qsteam)

$$0,95 \text{ Q steam} = \text{Q keluar} - \text{Q masuk}$$

$$\text{Q steam} = \frac{\text{Q keluar} - \text{Q masuk}}{0,95}$$

$$\text{Q steam} = \frac{161.330.022 - 30.245.021 \frac{\text{Kkal}}{\square}}{0,95}$$

$$\text{Q steam} = 137.984.211 \text{ Kkal/jam}$$

$$\text{Q kondensat} = \text{Q steam} \times 0,05$$

$$= 137.984.211 \text{ Kkal/jam} \times 0,05$$

$$= 6.899.211 \text{ Kkal/jam}$$

Media panas yang digunakan adalah saturated steam. Saturated steam pada 150°C, 4,758 bar. Berdasarkan steam table, diperoleh harga λ pada suhu 150°C adalah 505,5 kkal/kg.

Kebutuhan steam

$$\text{Massa steam} = \frac{\square}{\lambda}$$

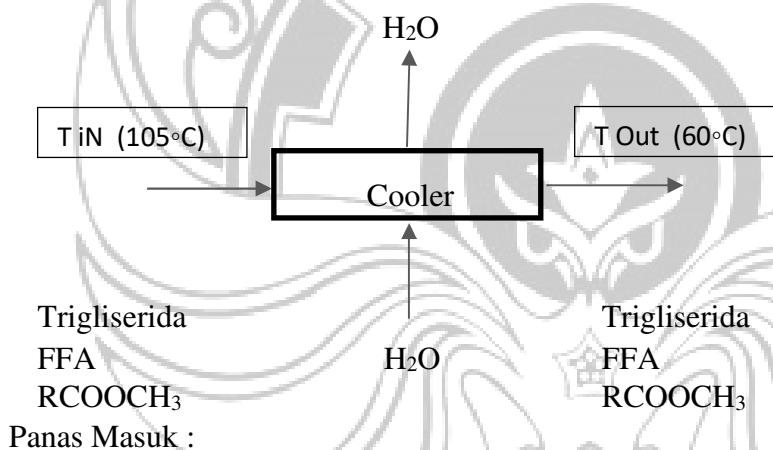
$$= \frac{137.984.211 \text{ Kkal/Jam K}}{505,5 \text{ Kkal/Kg}}$$

$$= 272.966 \text{ kg/jam}$$

Neraca Panas Total

Komponen	Masuk (kkal/jam)	Komponen	Keluar (kkal/jam)
Trigliserida	768,882	Trigliserida	4.100,706
FFA	2.948,952	FFA	16.150,177
H ₂ O	62.307,311	H ₂ O	331.706,535
CH ₃ OH	30.147.070,557	CH ₃ OH	160.798.591,552
RCOOCH ₃	31.925,243	RCOOCH ₃	175.717,500
Q steam	137.984.211,227	Q kondensat	6.899.210,561
		Total Panas Penguapan	3.755,141
Total	168.229.232,172	Total	168.229.232,172

E. Cooler (CO-01)



Panas Masuk :

Suhu bahan masuk (T In) = 105 °C 378,15 K

Suhu Referensi (T Ref) = 25°C 298,15 K

Komponen	Massa (Kg/Jam)	Mol		Q (Kkal/Jam)
		(Kmol/Jam)	Cpdt (Kkal/Kmol K)	
Trigliserida	21.667,989	27,078	151,440	4.100,706
FFA	72,506	0,285	56.589,458	16.150,177
RCOOCH ₃	879,834	3,282	53.539,639	175.717,500
Total				195.968,383

Panas Keluar :

Suhu bahan keluar (T Out) = 60 °C 333,15 K

Suhu Referensi (T Ref) = 25°C 298,15 K

Komponen	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	Cpdt (kkal/kmol K)	Q (kkal/jam)
Trigliserida	21.667,989	27,078	66,255	1.794,059
FFA	72,506	0,285	24.315,352	6.939,406
RCOOCH ₃	879,834	3,282	22.927,021	75.246,656
Total				83.980,121

$$\begin{aligned} Q \text{ pendingin} &= Q \text{ In} - Q \text{ Out} \\ &= 195.968 - 83.980 \text{ kkal/jam} \\ &= 111.988,26 \text{ kkal/jam K} \end{aligned}$$

Menghitung Q Cooler

Temperatur air pendingin yang digunakan adalah 30°C (Tin) dan 60 °C (Tout)

$$\Delta H = C_p \times \Delta T$$

Sehingga

$$\begin{aligned} \Delta H &= C_p (60 \text{ °C} - 25 \text{ °C}) - C_p (30 \text{ °C} - 25 \text{ °C}) \\ &= 4184 (333,15 - 298,18 \text{ K}) - 4184 (303,15 - 298,18) \\ &= 125.520 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} M \text{ cw} &= \Delta Q / \Delta H \\ &= 111.988,26 - 125.520 \\ &= 0.892 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

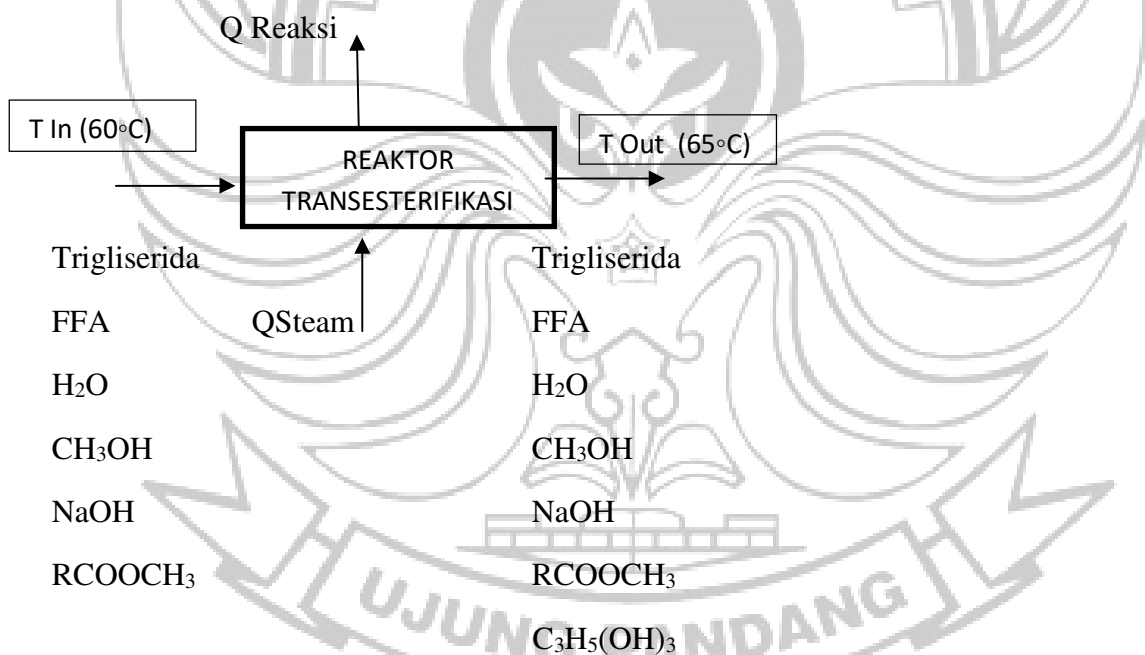
$$\begin{aligned} Q \text{ cw masuk} &= M \text{ co} \times \Delta H (30^\circ\text{C}) \\ &= 0.892 \text{ kkal/jam} \times 20.920 \\ &= 18.664,710 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{cw \text{ keluar}} &= M_{co} \times \Delta H (60^\circ\text{C}) \\
 &= 0.892 \text{ kkal/jam} \times 146.440 \\
 &= 130.652,973 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

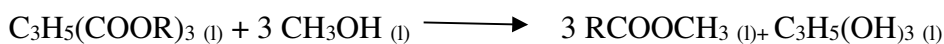
Neraca Panas Total

Komponen	Masuk (Kkal/Jam)	Komponen	Keluar (Kkal/jam)
Trigliserida	4.100,706	Trigliserida	1.794,059
FFA	16.150,177	FFA	6.939,406
RCOOCH ₃	175.717,500	RCOOCH ₃	75.246,656
Subtotal	195.968,383	Subtotal	83.980,121
Q cw masuk	18.664,710	Q cw keluar	130.652,973
Total	214.633,093	Total	214.633,093

F. Reaktor Transesterifikasi (R-02)



Reaksi yang terjadi dalam reaktor



Panas Masuk :

$$\text{Suhu bahan masuk (T In)} = 30^\circ\text{C} \quad 303,15 \text{ K}$$

$$\text{Suhu Referensi (T Ref)} = 25^\circ\text{C} \quad 298,15 \text{ K}$$

Komponen	Massa (Kg/Jam)	Mol (Kmol/Jam)	Cpdt (Kkal/Kmol ^o K)	Q (Kkal/Jam)
H ₂ O	98,654	5,475	377,486	2.066,630
CH ₃ OH	4.932,717	153,955	200.959,955	30.938.784,426
NaOH	217,405	5,435	286,407	1.556,657
sub total				30.942.407,713

Suhu bahan masuk (T In) = 60 °C 333,15 K

Suhu Referensi (T Ref) = 25°C 298,15 K

Komponen	Massa (Kg/Jam)	Mol (Kmol/Jam)	Cpdt (Kkal/Kmol ^o K)	Q (Kkal/Jam)
Trigliserida	21.667,989	27,078	66,255	1.794,059
FFA	72,506	0,285	24.315,352	6.939,406
RCOOCH ₃	879,834	3,282	22.927,021	75.246,656
sub total				83.980,121
Total				31.026.387,833

Panas Keluar:

Suhu bahan keluar (T Out) = 65 °C 338,15 K

Suhu Referensi (T Ref) = 25°C 298,15 K

Komponen	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	Cpdt (kkal/kmol K)	Q (kk _l l/jam)
Trigliserida	433,360	0,542	75,720	41,007
FFA	72,506	0,285	27.846,392	7.947,137
H ₂ O	98,654	5,475	3.009,605	16.476,727
CH ₃ OH	2.382,026	74,345	1.607.746,655	119.528.541,992
NaOH	217,405	5,435	2.310,658	12.558,713
RCOOCH ₃	22.221,405	82,892	26.266,693	2.177.288,127
C ₃ H ₅ (OH) ₃	2.443,749	26,537	10.562,780	280.299,520
Total				122.023.153,221

Delta Hf = 25°C

Komponen	Koefisien	Δ Hf (kkal/kmol)	Q (kkal/jam)
Trigliserida	1	13.458	13.458
CH ₃ OH	6	-57,04	-342,240
Sub total			13.115
metil ester	1	4.845	14.536
H ₂ O	1	-68,317	-68,317
Subtotal			14.468
Total			27.584

$$\begin{aligned} \Delta H_f 25 &= \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan} \\ &= (14.468 - 13.115) \text{ Kkal/kmol} \\ &= 1.353 \text{ Kkal/Kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jika Trigliserida bereaksi} &= \text{Konversi} \times \frac{\square \square}{\square \square} \\ &= 0,98 \square \frac{21.667,989 \square / \square}{800,203691 \square / \square} \\ &= 26,537 \text{ Kmol/jam} \end{aligned}$$

Panas pembentukan reaksi pada T = 25°C

$$\begin{aligned} \Delta H_R 25 &= 1.353 \text{ Kkal/Kmol} \times 26,537 \text{ Kmol/jam} \\ &= 35.894 \text{ Kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H \text{ produk} &= Q \text{ RCOOCH}_3 + Q \text{ Trigliserida} + Q \text{ Gliserol} \\ &= (2.177.288 + 41,007 + 280.300) \text{ Kkal/jam} \\ &= 2.457.629 \text{ Kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_f \text{ reaktan} &= Q \text{ Trigliserida} + Q \text{ CH}_3\text{OH} \\ &= (1.794 + 30.938.784) \text{ Kkal/jam} \\ &= 30.940.578 \text{ Kkal/jam} \end{aligned}$$

Panas reaksi pada 65°C

$$\begin{aligned}\Delta HR_{65} &= \Delta HR_{25} + \Delta H \text{ produk} - \Delta H \text{ reaktan} \\ &= 35.894 + (2.457.629 - 30.940.578) \text{ Kkal/jam} \\ &= 28.447.056 \text{ Kkal/jam}\end{aligned}$$

Panas yang dibutuhkan pemanas (Q)

$$\begin{aligned}Q &= (Q \text{ keluar} - Q \text{ masuk}) + (Q \text{ reaksi}) \\ &= 122.023.153,221 - 31.026.387,833 + \\ &\quad 28.447.055,948 \text{ kkal/jam} \\ &= 119.443.821,34 \text{ kkal/jam}\end{aligned}$$

Media panas yang digunakan adalah saturated steam. Saturated steam pada 150°C, 4,758 bar. Berdasarkan steam table, diperoleh harga λ pada suhu 150°C adalah 505,5 kkal/kg.

$$h_f = 2746 \text{ kJ/kg} = 656,309 \text{ kkal/kg}$$

$$h_g = 632,2 \text{ kJ/kg} = 151,099 \text{ kka/kg}$$

$$\lambda = 505,5 \text{ kkal/kg}$$

Jadi, massa steam yang digunakan:

$$\begin{aligned}\text{Massa steam} &= \frac{Q}{\lambda} \\ &= \frac{119.443.821,34 \text{ kkal/jam}}{505,5 \text{ kkal/kg}} \\ &= 236.423,95 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Panas steam yang digunakan

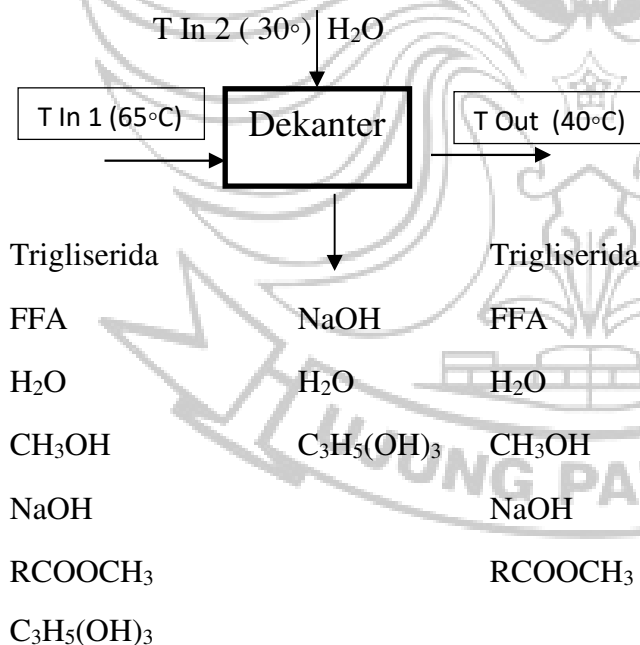
$$\begin{aligned}Q_{\text{steam}} &= M_{\text{steam}} \times h_g \\ &= 236.423,95 \text{ kg/jam} \times 656,309 \text{ kkal/kg} \\ &= 155.167.344,776 \text{ kkal/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{kondensat}} &= M_{\text{steam}} \times hf \\
 &= 236.423,95 \text{ kg/jam} \times 151,099 \text{ kka/kg} \\
 &= 35.723.523,441 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

Neraca panas total

Komponen	Masuk (kkal/Jam)	Komponen	Keluar (kkal/Jam)
Trigliserida	1.794,059	Trigliserida	41,007
FFA	6.939,406	FFA	7.947,137
H ₂ O	2.066,630	H ₂ O	16.476,727
CH ₃ OH	30.938.784,426	CH ₃ OH	119.528.541,992
NaOH	1.556,657	NaOH	12.558,713
RCOOCH ₃	75.246,656	RCOOCH ₃	2.177.288,127
		C ₃ H ₅ (OH) ₃	280.299,520
Subtotal	31.026.387,833	Subtotal	122.023.153,221
		Q Reaksi	28.447.055,948
Q steam	155.167.344,776	Q kondensat	35.723.523,441
Total	186.193.732,610	Total	186.193.732,610

G. Dekanter (DC-02)



Panas Masuk :

Suhu bahan masuk (T In) = 65 °C 338,15 K

Suhu Referensi (T Ref) = 25°C 298,15 K

Komponen	Massa (Kg/Jam)	Mol (Kmol/Jam)	Cpdt (Kkal/Kmol K)	Q (Kkal/Jam)
Trigliserida	433,36	0,542	75,720	41,007
FFA	72,506	0,285	27,846	7,947
H ₂ O	55,837	3,099	3,010	9.325.578
CH ₃ OH	2.382,026	74,345	1.607.747	119.528.542
NaOH	217,405	5,435	2,311	12,559
RCOOCH ₃	22.221,405	82,892	26,267	2.177.288
C ₃ H ₅ (OH) ₃	2.443,749	26,537	10,563	280.300
Total				131.332.254

Panas Keluar :

Suhu bahan keluark (T Out) = 40 °C 313,15 K

Suhu Referensi (T Ref) = 25°C 298,15 K

Komponen	Massa (Kg/Jam)	Mol (Kmol/Jam)	Cpdt (Kkal/Kmol K)	Q (Kkal/Jam)
Trigliserida	433,36	0,542	28,395	15,378
FFA	72,506	0,285	10,333	2,949
H ₂ O	55,837	3,099	1,131	3.504.501
CH ₃ OH	2.382,026	74,345	602.887	44.821.837
RCOOCH ₃	22.221,405	82,892	9,727	806.316
Total				49.135.617

$$\begin{aligned}
 Q \text{ pendingin} &= Q_{in} - Q_{out} \\
 &= 131.332.254 - 49.135.617 \text{ Kkal/jam} \\
 &= 82.196.637 \text{ kkal/jam K}
 \end{aligned}$$

Menghitung Q Cooler

Temperatur air pendingin yang digunakan adalah 30°C (Tin) dan 40 °C (Tout)

$$\Delta H = C_p \times \Delta T$$

Sehingga

$$\begin{aligned}\Delta H &= C_p (40^\circ\text{C} - 25^\circ\text{C}) - C_p (30^\circ\text{C} - 25^\circ\text{C}) \\ &= 4184 (313,15-298,18 \text{ K}) - 4184 (303,15-298,18) \\ &= 41.840 \text{ kJ/kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}M_{cw} &= \Delta Q / \Delta H \\ &= 82.196.636,68 \text{ kkal/jam} - 41.840 \text{ kkal/jam} \\ &= 11.964,547 \text{ kkal/jam}\end{aligned}$$

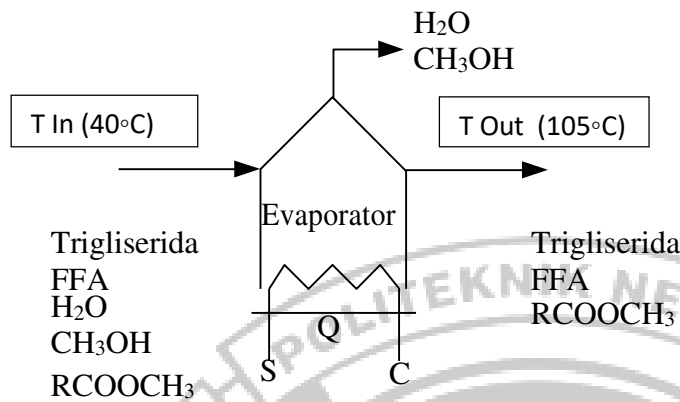
$$\begin{aligned}Q_{cw \text{ masuk}} &= M_{co} \times \Delta H (30^\circ\text{C}) \\ &= 11.964,547 \text{ kkal/jam} \times 20.920 \\ &= 41.098.318,339 \text{ kkal/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}Q_{cw \text{ keluar}} &= M_{co} \times \Delta H (40^\circ\text{C}) \\ &= 11.964,547 \text{ kkal/jam} \times 62.760 \\ &= 123.294.955,018 \text{ kkal/jam}\end{aligned}$$

Neraca Panas Total

Komponen	Masuk (kkal/jam)	Komponen	Keluar (kkal/jam)
Trigliserida	41,007	Trigliserida	15,378
FFA	7.947,137	FFA	2.948,952
H ₂ O	9.325.577,673	H ₂ O	3.504.500,631
CH ₃ OH	119.528.541,992	CH ₃ OH	44.821.836,794
NaOH	12.558,711	RCOOCH ₃	806.315,732
RCOOCH ₃	2.177.288,127		
C ₃ H ₅ (OH) ₃	280.299,520	Subtotal	49.135.617,487
Subtotal	131.332.254,166		
Q cw masuk	41.098.318,339	Q cw keluar	123.294.955,018
Total	172.430.572,506	Total	172.430.572,506

H. Evaporator (EV-02)



Asumsi :

$Q_{\text{loss}} = Q_{\text{steam}}$ yang tidak terkondensasi

Q_{steam} yang tidak terkondensasi sebanyak 5% dari Q_{steam} yang masuk

Panas Masuk :

Suhu bahan Masuk (T In) = 40 °C 313,15 K

Suhu Referensi (T Ref) = 25°C 298,15 K

Komponen	Massa (Kg/Jam)	Mol (Kmol/Jam)	Cpdt (Kkal/Kmol·K)	Q (Kkal/Jam)
Trigliserida	433,360	0,542	28,395	15,378
FFA	72,506	0,285	10,333	2.949
H ₂ O	1.116,737	61,972	1,131	70.090
CH ₃ OH	2.382,026	74,345	602,887	44.821.837
Sub total				44.894.891

Komponen	Massa (Kg/Jam)	Mol (Kmol/Jam)	Cpdt (Kkal/Kmol·K)	Q (Kkal/Jam)
RCOOCH ₃	22.221,405	82,892	9,727	806.316
Total				45.701.207

Panas Keluar :

Suhu bahan keluark (T Out) = 105 °C 378,15 K

Suhu Referensi (T Ref) = 25 °C 298,15 K

Komponen	Massa (Kg/Jam)	Mol (Kmol/Jam)	Cpdt (Kkal/Kmol°K)	Q (Kkal/Jam)
Trigliserida	433,360	0,542	151.440	82,014
FFA	72,506	0,285	56.589	16.150
H ₂ O	1.116.737	61.972,087	6.021	373.139.339
CH ₃ OH	2.382,026	74,345	3.215.680	239.070.931
Sub total				612.226.503

Komponen	Massa (Kg/Jam)	Mol (Kmol/Jam)	Cpdt (Kkal/Kmol°K)	Q (Kkal/Jam)
RCOOCH ₃	22.221,405	82,892	53,540	4.437.986
Total				616.664.489
Total panas penguapan				616.669.289

Komponen	Massa (Kg/jam)	Mol (Kmol/jam)
H ₂ O	1.116,737	61,972
CH ₃ OH	2.382,026	74,345

Sumber : Neraca Massa

komponen	A	Tc (K)	n
H ₂ O	52,053	647,13	0,321
CH ₃ OH	52,723	512,58	0,377

Sumber : Yaws,1999

Panas penguapan pada T = 105°C 378,15 K

$$\Delta H_{\text{vap}} \text{ H O} = A x \frac{(1-T)^n}{2}$$

$$= 52,053 x \frac{(1-378,15)^{0,321}}{647,13}$$

$$= 39,270 \text{ Kkal/Mol}$$

$$\begin{aligned} \text{Panas Penguapan H}_2\text{O (Qv)} &= n \times \Delta H_{\text{vap H}_2\text{O}} \\ &= 61,972 \text{ Kmol/jam} \times 39,270 \text{ Kkal/Mol} \\ &= 2.434 \text{ Kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{vap CH}_3\text{OH}} &= A \times \frac{(1-T)^n}{\square} \\ &= 52,723 \times \frac{(1-378,15)^{0,377}}{512,58} \\ &= 31,832 \text{ Kkal/Mol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Panas Penguapan CH}_3\text{OH (Qv)} &= n \times \Delta H_{\text{vap CH}_3\text{OH}} \\ &= 74,345 \text{ Kmol/jam} \times 31,832 \text{ Kkal/Mol} \\ &= 2.367 \text{ Kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total panas penguapan} &= \text{Panas Penguapan H}_2\text{O} + \text{Panas Penguapan CH}_3\text{OH} \\ &= 2.434 + 2.367 \text{ Kkal/jam} \\ &= 4800,18 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

Panas yang dilepas steam (Qsteam)

$$0,95 \text{ Q steam} = Q \text{ keluar} - Q \text{ masuk}$$

$$Q \text{ steam} = \frac{Q \text{ keluar} - Q \text{ masuk}}{0,95}$$

$$Q \text{ steam} = \frac{616.669.289 - 45.701.207}{0,95} \frac{\text{Kkal}}{\square}$$

$$Q \text{ steam} = 601.019.034 \text{ kkal/jam}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ kondensat} &= Q \text{ steam} \times 0,05 \\ &= 601.019.034 \text{ kkal/jam} \times 0,05 \\ &= 30.050.952 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

Media panas yang digunakan adalah saturated steam. Saturated steam pada 150°C, 4,758 bar. Berdasarkan steam table diperoleh harga λ pada suhu 150°C adalah 505,5 kkal/kg.

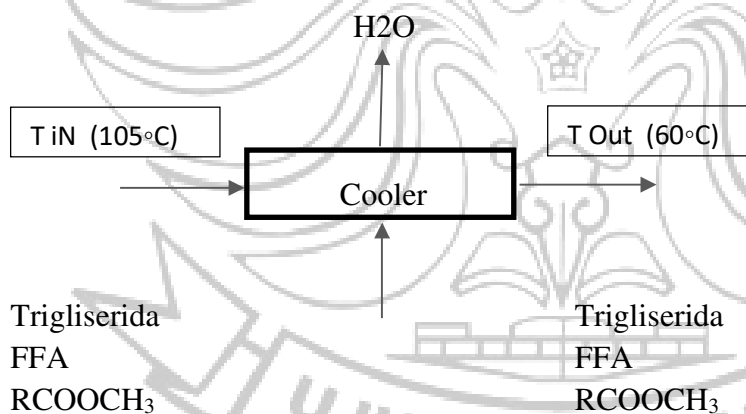
Kebutuhan steam

$$\begin{aligned} \text{Massa steam} &= \frac{Q}{\lambda} \\ &= \frac{601.019.034 \text{ Kkal/Jam K}}{505,5 \text{ Kkal/Kg}} \\ &= 1.188.960 \text{ Kg/jam} \end{aligned}$$

Neraca Panas Total

komponen	Masuk (Kkal/Jam)	komponen	Keluar (Kkal/Jam)
Trigliserida	15,378	Trigliserida	82,014
FFA	2.948,952	FFA	16.150,177
H ₂ O	70.090,013	H ₂ O	373.139.339,311
CH ₃ OH	44.821.836,8s69	CH ₃ OH	239.070.931,478
RCOOCH ₃	806.315,731	RCOOCH ₃	4.437.986,156
Subtotal	45.701.206,943	Subtotal	243.898.289,263
Q Steam	208.633.560,530	Q kondensat	10.431.678,027
		Total Panas Penguapan	4.800,183
Total	254.334.767,473	Total	254.334.767,473

I. Cooler (CO-02)



Panas Masuk :

Suhu bahan masuk (T In) = 105 °C 378,15 K

Suhu Referensi (T Ref) = 25°C 298,15 K

Komponen	Massa (Kg/Jam)	Mol (Kmol/Jam)	Cpdt (Kkal/Kmol K)	Q (Kkal/Jam)
Trigliserida	433,3597769	0,541561832	151,44	82,01412384
FFA	72,50608	0,285391963	56589,45824	16150,17658
RCOOCH ₃	22221,40497	82,89159688	53539,63879	4437986,156
Total				4.454.218,35

Panas Keluar :

$$\text{Suhu bahan keluar (T Out)} = 60\text{ }^{\circ}\text{C} \quad 333,15\text{ K}$$

$$\text{Suhu Referensi (T Ref)} = 25\text{ }^{\circ}\text{C} \quad 298,15\text{ K}$$

Komponen	Massa (Kg/Jam)	Mol (Kmol/Jam)	Cpdt (Kkal/Kmol \cdot K)	Q (Kkal/Jam)
Trigliserida	433,3597769	0,541561832	66,255	35,88117918
FFA	72,50608	0,285391963	24315,35195	6939,406031
RCOOCH ₃	22221,40497	82,89159688	22927,02066	1900457,354
Total				1.907.432,64

$$\begin{aligned} Q \text{ pendingin} &= Q \text{ In} - Q \text{ Out} \\ &= 4.454.218 - 1.907.433 \text{ Kkal/jam} \\ &= 2.546.786 \text{ Kkal/jam K} \end{aligned}$$

Menghitung Q Cooler

Temperatur air pendingin yang digunakan adalah 30 $^{\circ}$ C (Tin) dan 60 $^{\circ}$ C (Tout)

$$\Delta H = C_p \times \Delta T$$

Sehingga

$$\begin{aligned} \Delta H &= C_p (60\text{ }^{\circ}\text{C} - 25\text{ }^{\circ}\text{C}) - C_p (30\text{ }^{\circ}\text{C} - 25\text{ }^{\circ}\text{C}) \\ &= 4184 (313,15 - 298,15\text{ K}) - 4184 (303,15 - 298,15) \\ &= 41.840 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} M_{cw} &= \Delta Q / \Delta H \\ &= 2.546.748,70 \text{ kkal/jam} - 41.840 \\ &= 60,870 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{cw \text{ masuk}} &= M_{co} \times \Delta H (30^\circ\text{C}) \\
 &= 60,870 \text{ kkal/jam} \times 20.920 \\
 &= 1.273.392,852 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{cw \text{ keluar}} &= M_{co} \times \Delta H (60^\circ\text{C}) \\
 &= 60,870 \text{ kkal/jam} \times 62.760 \\
 &= 3.820.178,558 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

Neraca Panas Total

Komponen	Masuk (kkal/Jam)	Komponen	Keluar (kkal/Jam)
Trigliserida	82,014	Trigliserida	35,881
FFA	16.150,177	FFA	6.939,406
RCOOCH ₃	4.437.986,156	RCOOCH ₃	1.900.457,354
Subtotal	4.454.218,346	Subtotal	1.907.432,641
Q cw masuk	1.273.392,852	Q cw keluar	3.820.178,557
Total	5.727.611,199	Total	5.727.611,199

LAMPIRAN C
SPESIFIKASI ALAT

1. Silo Penampungan Bentonit

Fungsi	= Menampung sementara bentonit
Tipe	= Silinder tegak dengan tutup bawah berbentuk konis
Jumlah	= 1
Waktu Penyimpanan	= 3 hari
Kondisi Operasi	
Tekanan	= 1 atm
Suhu	= 30°C

Perhitungan:

$$\begin{aligned} \text{Densitas Bentonit} &= 2.200 \text{ g/cm}^3 \\ &= 2200 \text{ kg/m}^3 \\ &= 2200 \text{ kg/m}^3 \times 0.06242796 \frac{\text{lb}}{\text{kg}} \frac{\text{m}^3}{\text{ft}^3} \\ &= 137.28 \text{ lb/ft}^3 \\ \text{Laju Alir Massa} &= 226.5815 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

a. Menghitung Ukuran Silo

$$\begin{aligned} &\text{Volume Tangki} \\ &\text{Kapasitas silo direncanakan 3 hari} \\ \text{Kapasitas padatan} &= \text{kebutuhan padatan/jam} \times 24 \text{ jam} \times 3 \text{ hari} \\ &= 226.5815 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam} \times 3 \text{ hari} \\ &= 16313.868 \text{ kg} \\ &= 16313.868 \text{ kg} \times 35.3147 \frac{\text{ft}^3}{\text{kg}} \\ &= 576119.3543 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume tangki} &= \frac{\text{kapasitas padatan}}{\text{densitas bentonit}} \\
 &= \frac{16313.868 \text{ kg}}{2200 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \\
 &= 7.415394545 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Menurut Peter dan Timmerhaus, 1991 halaman 37 Tabel 6, *overdesign* yang direkomendasikan adalah 20 %.

$$\begin{aligned}
 \text{Faktor keamanan} &= 20 \% \\
 &= (1 + f_k) \times \text{volume tangki} \\
 &= (1+20\%) \times 7.415394545 \text{ m}^3 \\
 &= 8.898473455 \text{ m}^3 \\
 &= 8.898473455 \text{ m}^3 \times 35.3147 \frac{\text{ft}^3}{\text{m}^3} \\
 &= 314.2469205 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$


Volume silinder (V_s), dimana $D=H$

$$\begin{aligned}
 V_s &= \frac{1}{4} \times \pi \times D^2 \times H \\
 &= \frac{1}{4} \times \pi \times D^3 \\
 &= 0.7850 D^3
 \end{aligned}$$

Volume konis, dimana $\tan \alpha$ ($\tan 45^\circ$), dimana $\tan 45^\circ = 1$

$$h_{\text{konis}} = 0.5 \times (D-d) \times \tan \alpha$$

$$\begin{aligned}
 V_k &= \frac{1}{12} \times \pi \times D^2 \times h \\
 &= \frac{1}{12} \times \pi \times D^2 \times 0.5 D \\
 &= 0.130833333 D^3 - d^3
 \end{aligned}$$



Volume tangki = $V_s + V_k$

$8.898473455 \text{ m}^3 = 0.7850 D^3 + 0.130833333 (D^3 - d^3)$

$8.898473455 \text{ m}^3 = 0.9158 D^3$

$D^3 = \frac{8.898473455}{0.9158}$

$= 9.716259 \text{ m}^3$

$D = 2.133862 \text{ m}$

$D = 2.133862 \text{ m} \times 39.3701 \frac{\text{in}}{\text{m}}$

$= 84.01032 \text{ in}$

$H = D = 2.133862 \text{ m}$

$= 2.133862 \text{ m} \times 3.2808 \frac{\text{ft}}{\text{m}}$

$= 7.00086 \text{ ft}$

Diambil:

Tabel 5.7 Brownell & Young, halaman 102

$D \text{ standar} = 90 \text{ in}$

$= 7.5 \text{ ft, maka } r = 45 \text{ in}$

$H \text{ standar} = 7.5 \text{ ft}$

$h \text{ konis} = 0.5 \times (D - \frac{D}{4})$

$= 0.5 \times (7.5 - \frac{7.5}{4})$

$= 2.8125 \text{ ft}$

$$= 2.8125 \text{ ft} \times 0.3048 \frac{\text{m}}{\text{ft}}$$

$$= 0.85725 \text{ m}$$

$$d = \frac{D}{4}$$

$$= \frac{7.5 \text{ ft}}{4}$$

$$= 1.875 \text{ ft}$$

$$= 1.875 \text{ ft} \times 0.3048 \frac{\text{m}}{\text{ft}}$$

$$= 0.5715 \text{ m}$$

Jadi,

$$\begin{aligned} V \text{ padatan di konis} &= 0.130833333 D^3 - d^3 \\ &= 0.130833333 (7.5^3 - 1.875^3) \\ &= 54.33288574 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V \text{ padatan di shell} &= V \text{ total padatan} - V \text{ padatan konis} \\ &= 259.9140348 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H \text{ total storage (Ht)} &= H + h \\ &= 7.5 \text{ ft} + 2.8125 \text{ ft} \\ &= 10.3125 \text{ ft} \\ &= 10.3125 \text{ ft} \times 0.3048 \frac{\text{m}}{\text{ft}} \end{aligned}$$

$$= 3.14325 \text{ m}$$

Jadi, tinggi padatan di shell

$$V \text{ padatan di shell} = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H_s$$

$$259.9140349 \text{ ft}^3 = 44.15625 \text{ Hs}$$

$$\text{Hs} = 5.886234333 \text{ ft}$$

$$= 5.886234333 \text{ ft} \times 0.3048 \frac{\text{m}}{\text{ft}}$$

$$= 1.794124225 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi bahan di storage} = \text{Hs} + h$$

$$= 5.886234333 \text{ ft} + 2.8125 \text{ ft}$$

$$= 8.698734333 \text{ ft}$$

$$= 8.698734333 \text{ ft} \times 0.3048 \frac{\text{m}}{\text{ft}}$$

$$= 2.651374225 \text{ m}$$

b. Menentukan Tekanan Desain

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

$$P_{\text{hidrostatik}} = \frac{\rho (h-1)}{144} \dots \text{(Pers. 3.17 Brownell \& Young, hal. 58)}$$

$$= \frac{137.28 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} (8.698734333 \text{ ft} - 1)}{144}$$

$$= 8.285848953 \text{ psi}$$

$$P_{\text{abs}} = 14.7 + 8.285848953 \text{ psi}$$

$$= 22.98584895 \text{ psi}$$

Tekanan desain 5-10% diatas tekanan kerja normal/absolut (Rules of thumb. Walas, 1998: xviii)

Tekanan desain yang dipilih 10% diaatasnya, jadi

$$P_{\text{desain}} = (1 + 10 \%) \times 22.98584895 \text{ psi}$$

$$= 25.28443385 \text{ psi}$$

c. Menentukan Tebal Dinding

Spesifikasi bahan:

Jenis bahan = Carbon Steel SA -283 Grade C (Tabel 13.1 Brownell & Young, hal. 263)

Stress yang diizinkan (F) = 12650 psi (Tabel 13.1 Brownell & Young, hal. 263)

Faktor korosi = 0.125 psi

Efisiensi (E) = 80 % (Tabel 13.2 Brownell & Young, hal. 266)

Jari-jari (r) = 45 in

Pr = 25.28443385 psi

$$T_s = \frac{Pr \times R_i}{F \times E - 0,6 \times Pr} + C \dots \text{ (Pers. 14.34 Brownell \& Young, hal. 287)}$$

Sehingga:

$$T_s = \frac{25.28443385 \text{ psi} \times 45 \text{ in}}{(12650 \text{ psi} \times 0.8) - (0.6 \times 25.28443385 \text{ psi})} + 0,125 \text{ psi}$$

$$= 0.237599578 \text{ in} \quad (T_s \text{ standar } 1/4 \text{ in}) \text{ (Tabel 13.6 Brownell \& Young, hal.100)}$$

d. Menentukan Tebal Dinding Konis Storage

Kemiringan konis α 45°

$$T_c = \frac{Pr \times D}{2 \cos \alpha (S \times E - 0,6 \times Pr)} + C \dots \text{ (Pers. 14.34 Brownell \& Young, hal.287)}$$

$$= \frac{25.28443385 \text{ psix } 90 \text{ in}}{2 \times \cos 45 (12650 \text{ psi} \times 0.8 - 0,6 \times 25.28443385 \text{ psi})} + 0.125 \text{ psi}$$

$$= 0.339343928 \text{ in} \quad (T_c \text{ standar } 3/8 \text{ in}) \text{ (Tabel 13.6 Brownell \& Young, hal. 100)}$$

Resume:

Fungsi	: Menampung sementara bentonit
Tipe	: Silinder tegak dengan tutup bawah berbentuk konis
Bahan Konstruksi	: Carbon steel SA-283 Grade C
Kondisi Operasi	
Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 30°C
Volume	: 7.4154 m ³
Diameter	: 2.1339 m
Tinggi Produk	: 2.6514 m
Tinggi Silo	: 3.1433 m
Tebal Konis	: 1/4 in
Tebal Dinding	: 3/8 in
Jumlah Tangki	: 1 unit

2. Bucket Elevator (BE-01)

Fungsi	= Mengangkut bentonit dari gudang penyimpanan ke Tangki degummer
Tipe	= Centrifugal discharge buckets
Bahan	= Malleable – iron
Jumlah	= 1 unit
Kondisi Operasi	
Tekanan	= 1 atm
Suhu	= 30°C

Perhitungan:

$$\begin{aligned} \text{Laju bahan yang diangkut} &= 226.5815 \text{ kg/jam} \\ &= 226.5815 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam} \\ &= 5437.956 \text{ kg/hari} \\ &= \frac{226.5815 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{1000 \text{ kg}} \\ &= 0.2265815 \text{ ton/jam} \end{aligned}$$

a. Spesifikasi Peralatan

Faktor kelonggaran (fk) = 12 % (Tabel 28-8 Perry, dkk_ edition 7th, hal. 2379)

Kapasitas = (1 + 12 %) x laju bahan yang diangkut

$$= (1+0.12) \times 226.5815 \text{ kg/jam}$$

$$= 253.77128 \text{ kg/jam}$$

Dari Tabel 21-8, Perry, dkk_ edition 7th, hal. 1853, untuk bucket elevator dengan kapasitas < sama dengan 14 ton/jam, spesifikasi peralatan sebagai berikut:

Tinggi elevator = 25 ft x 0.3048 $\frac{\text{m}}{\text{ft}}$

$$= 7.62 \text{ m}$$

Ukuran bucket = (6 x 4 x 4 $\frac{1}{4}$) in

$$= 102 \text{ in} \times 0.0254 \frac{\text{m}}{\text{in}}$$

$$= 2.5908 \text{ m}$$

Jarak antar bucket = 12 in x 0.0254 $\frac{\text{m}}{\text{in}}$

$$= 0.3048 \text{ m}$$

Kecepatan bucket = 225 ft/menit

$$= 1.143 \text{ m/s}$$

Kecepatan putaran = 43 putaran/menit

Lebar belt = 7 in

$$= 0.1778 \text{ m}$$

$$= 17.78 \text{ cm}$$

$$\frac{\text{Rasio daya}}{\text{tinggi}} = 0.02$$

$$\text{Power poros} = 1 \text{ Hp}$$

b. Power Bucket Elevator

$$P = \Delta Z \times \frac{\text{Rasio daya}}{\text{tinggi}} + \text{power poros}$$

$$= 25 \times 0.02 + 1$$

$$= 1.5 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi motor} = 80\%$$

$$\text{Power motor} = \frac{1.5 \text{ hp}}{80\%}$$

$$= 1.875 \text{ hp}$$

Jadi, daya bucket yang digunakan adalah 1.875 hp

Resume:

Fungsi	: Mengangkut bentonite dari gudang penyimpanan ke tangki degumming
Tipe	: <i>Centrifugal discharge buckets</i>
Bahan	: Malleable-iron
Tinggi Elevator	: 25 ft : 7.62 m
Ukuran Bucket	: (6 x 4 x 4 ¼) in : 102 in : 2.5908 m
Jarak antar Bucket	: 12 in : 0.3048 m
Kecepatan Bucket	: 225 ft/menit : 68.58 m/menit : 1.143 m/s
Kecepatan Putaran	: 43 putaran/menit
Lebar belt	: 7 in : 0.1778 m : 17.78 cm
Rasio daya/tinggi	
Power Poros	: 1.875 Hp
Jumlah Tangki	: 1 unit

3. Tangki Penyimpanan CPO (T-01)

Fungsi	= Untuk penampungan CPO sebelum masuk ke tangki degumming
Tipe	= Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk Torispherical Flanged and Dished Head
Jumlah	= 3 unit
Waktu Penyimpanan	= 8 jam
Kondisi Operasi	
Tekanan	= 1 atm
Suhu	= 30°C

Perhitungan:

Densitas CPO	= 895 kg/m ³
	= 895 kg/m ³ x 0.0624 $\frac{\text{lb}}{\text{kg}} \frac{\text{m}^3}{\text{ft}^3}$
	= 55.484 lb/ft ³
Laju Alir Massa	= 22658 kg/jam

a. Menentukan Volume Cairan didalam Tangki

Volume cairan (V_L) = Kecepatan volume x waktu tinggal

Kapasitas tangki dirancang untuk waktu operasi 8 jam

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik (V)} &= \frac{\text{Massa umpan}}{\text{Densitas CPO}} \\ &= \frac{22658 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{895 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \\ &= 25.31620112 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume cairan (V}_L) &= 25.31620112 \text{ m}^3/\text{jam} \times 8 \text{ jam} \\ &= 202.5296089 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Digunakan 3 buah tangki} = \frac{\text{Volume cairan}}{3}$$

$$\begin{aligned}
&= \frac{202.5296089 \text{ m}^3}{3} \\
&= 67.50986965 \text{ m}^3 \\
&= 67.50986965 \text{ m}^3 \times 35.3147 \frac{\text{ft}^3}{\text{m}^3} \\
&= 2384.090794 \text{ ft}^3
\end{aligned}$$

b. Menentukan Volume Tangki (Vt)

Menurut Peter dan Timmerhaus (1991) halaman 37 Tabel 6, overdesign yang direkomendasikan adalah 20%, sehingga volume tangki 120% dari volume cairan.

$$\begin{aligned}
V_t &= (1 + 20\%) \times \text{volume cairan} \\
&= (1 + 20\%) \times 67.50986965 \text{ m}^3 \\
&= 81.01184358 \text{ m}^3
\end{aligned}$$

c. Menentukan Dimensi Tangki

Berdasarkan Tabel 4-27 Ulrich, Dimana $H/D < 2$ dipilih perbandingan D:H yakni 1:1

$$D = 1$$

$$H = 1$$

Berdasarkan persamaan 5.11 Brownell & Young, diperoleh:

$$\begin{aligned}
V_{\text{torispherical}} &= VH = 0.000049 \text{ di}^3 \\
V_{\text{tangki}} &= \left\{ \left(\frac{1}{4} \right) \times \frac{22}{7} \times D^2 \times H \right\} + (2 \times 0.000049 \times D^3) \\
&= \left\{ \left(\frac{1}{4} \right) \times \frac{22}{7} \times D^2 \times 1 D \right\} + (2 \times 0.000049 \times D^3) \\
&= \left\{ \left(\frac{1}{4} \right) \times \frac{22}{7} \times D^3 \right\} + (0.000098 \times D^3) \\
&= \{0.785714286 \times D^3\} + (0.000098 \times D^3) \\
V_{\text{tangki}} &= 0.785812286 D^3
\end{aligned}$$

Maka,

$$\text{Diameter (D)} = \sqrt{\frac{\text{Volume cairan}}{\text{Volume tangki}}}$$

Sehingga diperoleh diameter tangki:

$$\begin{aligned}
 D &= \sqrt[3]{\frac{67.50986965}{0.785812286}} \\
 &= 4.412480695 \text{ m} \\
 &= 4.412480695 \text{ m} \times 3.2808 \frac{\text{ft}}{\text{m}} \\
 &= 14.47646666 \text{ ft} \\
 &= 4.412480695 \text{ m} \times 39.37 \frac{\text{in}}{\text{m}} \\
 &= 173.719365 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Maka, tinggi silinder (Hs)

$$\begin{aligned}
 H_s &= H \times D \\
 &= 1 \times 4.412480695 \text{ m} \\
 &= 4.412480695 \text{ m} \\
 &= 14.47646666 \text{ ft} \\
 &= 173.719365 \text{ in}
 \end{aligned}$$

d. Menentukan Tinggi Bahan (Hm)

$$\begin{aligned}
 H_m &= \frac{120}{100} \times H_s \\
 &= \frac{120}{100} \times 4.412480695 \text{ m} \\
 &= 5.294976834 \text{ m} \\
 &= 17.37176 \text{ ft} \\
 &= 208.463238 \text{ in}
 \end{aligned}$$

e. Menentukan Tebal Dinding Tangki

Untuk menentukan tebal dinding tangki berdasarkan persamaan:

$$T_s = \frac{Pr \times r_i}{F \times E - 0.6 \times Pr} + C \dots \text{ (Pers.14.34 Brownell \& Young, hal. 58)}$$

Spesifikasi bahan:

Jenis bahan = Carbon steel SA-285 Grade C (Tabel 13.1 Brownell & Young, hal. 263)

Stress yang diizinkan (F) = 13750 psi (Tabel 13.1 Brownell & Young,

hal. 263)

Faktor korosi (C) = 0.125 in

Efisiensi (E) = 80 % (Tabel 13.2 Brownell & Young, hal. 266)

Jari-jari (r) = 86.85968248 in

Tekanan hidrostatik (Ph) = $\rho \times \frac{Hm-1}{144}$... (Pers. 3.17 Brownell & Young, hal. 58)

$$= 55.484 \text{ lb/ft}^3 \times \frac{17.37176 \text{ ft} - 1}{144}$$

$$= 6.349514252 \text{ psi}$$

Tekanan total = Tekanan hidrostatik + Tekanan operasi

$$= 6.349514252 \text{ psi} \times 14.7$$

$$= 21.04951425 \text{ psi}$$

Tekanan design dibuat 5-10 % lebih tekanan operasi, diambil 10% (Coulson, hal. 58)

Tekanan design (Pr) = (100 % + 10 %) x tekanan total

$$= (100 \% + 10 \%) \times 21.04951425 \text{ psi}$$

$$= 23.15446568 \text{ psi}$$

Maka, tebal dinding tangki (Ts)

Ts = $\frac{23.15446568 \text{ psix } 86.85968248 \text{ in}}{13750 \text{ psi} \times 80\% - 0.6 \times 23.15446568 \text{ psi}} + 0.125 \text{ in}$

$$= 0.30806662 \text{ in (Diambil Ts standar } 3/8 \text{ in,}$$

Tabel 5.6 Brownell & Young, hal. 100)

$$= 0.007824892 \text{ m}$$

$$= 0.025661949 \text{ ft}$$

Diameter koreksi = D + 2 Ts

$$= 173.719365 \text{ in} + (2 \times 0.30806662 \text{ in})$$

$$= 174.3354982 \text{ in}$$

$$= 14.527958818 \text{ ft}$$

f. Menentukan Dimensi Tutup

Menentukan tebal tutup

$$Th = \frac{0.885 \times Pr \times ri}{F \times E - 0.1 \times Pr} + C \dots \text{(Pers.13.12 Brownell \&}$$

Young, hal. 270)

Keterangan:

Th = Tebal head (in)

r = Jari-jari dalam dinding

F = Allowable stress

E = Efisiensi sambungan

C = Faktor korosi

Pr = Tekanan desain (psi)

Maka:

$$Th = \frac{0.885 \times Pr \times ri}{F \times E - 0.1 \times Pr} + C \dots \text{(Pers.13.12 Brownell \&}$$

Young, hal. 270)

$$= \frac{0.885 \times 23.15446568 \text{ psi} \times 86.85968248 \text{ in}}{13750 \text{ psi} \times 80\% - 0.1 \times 23.15446568 \text{ psi}} + 0.125 \text{ in}$$

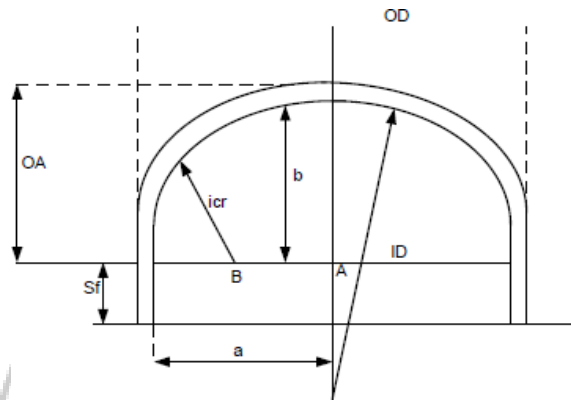
$$= 0.286843407 \text{ in} \text{ (Diambil Th standar } 5/16 \text{ in,}$$

Tabel 5.6 Brownell & Young, hal. 100)

$$= 0.007285823 \text{ m}$$

$$= 0.023894056 \text{ ft}$$

g. Perhitungan Tinggi Tutup:



Keterangan:

icr = Jari-jari kelengkapan pojok (inside corner radius) (in)

r = Radius of dish (in)

Sf = Flange lurus (straight flange) (in)

Th = Tebal head (in)

Oa = Tinggi head (in)

b = Depth of dish (inside) (in)

a = Inside radius/jari-jari dinding (in)

ID = Inside diameter (in)

OD = Outside diameter (in)

Dengan nilai OD standar: 180 in (Tabel 5.7 Brownell & Young hal. 102)

Maka diperoleh:

$$r = 170 \text{ in}$$

$$icr = 11 \text{ in}$$

Berdasarkan tebal head standar (5/16 in), maka dipilih straight flange (Sf) antara 1 ½ - 3 in. (Tabel. 5.8, Brownell & Young, hal.105)

Dipilih:

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

$$= 0.0762 \text{ m}$$

$$AB = \frac{rc}{2} - icr$$

$$= \frac{173.719365 \text{ in}}{2} - 11 \text{ in}$$

$$= 75.85968 \text{ in}$$

$$BC = rc - icr$$

$$= 173.719365 \text{ in} - 11 \text{ in}$$

$$= 162.7194 \text{ in}$$

$$AC^2 = BC^2 - AB^2$$

$$= (162.7194)^2 \text{ in} - (75.85968)^2 \text{ in}$$

$$= 20722.9 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{20722.9 \text{ in}}$$

$$= 143.9545 \text{ in}$$

$$b = rc - AC$$

$$= (173.719365 - 143.9545) \text{ in}$$

$$= 29.76486 \text{ in}$$

Maka, tinggi tutup tangki (O_a)

$$\begin{aligned} O_a &= Th + b + Sf \\ &= (0.29269468 + 29.76486 + 3) \text{ in} \\ &= 33.05755187 \text{ in} \\ &= 0.83966 \text{ m} \end{aligned}$$

h. Tinggi Total Tangki

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total tutup tangki} &= H + (2 \times O_a) \\ &= 173.719365 \text{ in} + (2 \times 33.05755187 \text{ in}) \\ &= 293.8344 \text{ in} \\ &= 6.0918 \text{ m} \end{aligned}$$

Resume:

Fungsi	: Untuk penampungan CPO sebelum masuk ke tangki degumming
Tipe	: Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk <i>Torispherical Flanged and Dished Head</i>
Bahan	: Carbon steel SA-285 Grade C
Kondisi Operasi	
Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 30°C
Volume	: 67.50987 m ³
Tinggi Silinder	: 4.4125 m
Diameter Silinder	: 4.4125 m
Tebal Silinder	: 3/8 in
Tinggi Tutup Atas	: 0.8395 m
Tinggi Total Tangki	: 6.0915 m
Jumlah Tangki	: 3 unit

4. Tangki Degumming (DG)

Fungsi	= Sebagai tempat bercampurnya CPO
Tipe	= Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk <i>Torispherical Dished</i> yang dilengkapi dengan pengaduk

Jumlah = 1 unit
 Waktu Operasi = 30 menit
 Kondisi Operasi
 Tekanan = 1 atm
 Suhu = 60°C

Perhitungan:

Komponen	Massa (kg/jam)	Xi	Densitas (g/cm ³)	Densitas Campuran (g/cm ³)
Trigliserida	21667.9889	0.9459	0.8950	0.8466
FFA	906.3260	0.0396	0.8950	0.0354
Phosphatida	15.8607	0.0007	0.9296	0.0006
Karoten	6.7974	0.0003	0.9400	0.0003
Aldehid	15.8607	0.0007	1.0451	0.0007
Bentonit	226.5815	0.0099	2.2000	0.0218
H ₃ PO ₄	20.3923	0.0009	1.6850	0.0015
H ₂ O	47.9163	0.0021	1.0000	0.0021
Total	22907.7239	1		0.9090

Waktu tinggal = 0.5 jam
 Densitas campuran = 0.9090 g/cm³
 = 908.2017 kg/m³
 = 56.7198 lb/ft³

a. Menentukan Volume Cairan didalam Tangki

Volume cairan (V_L) = Kecepatan volume x waktu tinggal

$$\text{Rate Volumetrik (V)} = \frac{\text{Massa umpan}}{\text{Densitas campuran}}$$

$$= \frac{22907.7239 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{908.2017 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

$$= 25.20179427 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Volume cairan (V_L) = 25.20179427 m³/jam x 0.5 jam

$$= 12.60089714 \text{ m}^3$$

b. Menentukan Volume Tangki (Vt)

Menurut Peter dan Timmerhaus (1991) halaman 37 Tabel 6, overdesign yang direkomendasikan adalah 20%, sehingga volume tangki 120% dari volume cairan.

$$\begin{aligned} V_t &= (1 + 20\%) \times \text{volume cairan} \\ &= (1 + 20\%) \times 12.60089714 \text{ m}^3 \\ &= 15.12107656 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

c. Menentukan Dimensi Tangki

Tangki dirancang dengan menggunakan perbandingan diameter dan tinggi yakni 1:1.5

$$D = 1$$

$$H = 1.5$$

V silinder (Vs)

$$\begin{aligned} V_s &= \frac{1}{4} \times \pi \times D^2 \times H \\ &= \frac{1}{4} \times 3.14 \times D^2 \times 1.5 D \\ &= 1.1775 D^3 \end{aligned}$$

Maka,

$$\text{Diameter (D)} = \sqrt[3]{\frac{\text{volume cairan}}{\text{Volume tangki}}}$$

Sehingga diperoleh diameter tangki:

$$\begin{aligned} D_t &= \sqrt[3]{\frac{15.12107656}{1.1775}} \\ &= 2.341748727 \text{ m} \\ &= 7.682809224 \text{ ft} \\ &= 92.19464738 \text{ in} \end{aligned}$$

Maka, tinggi silinder (Hs)

$$\begin{aligned} H_s &= H \times D_t \\ &= 1.5 \times 2.341748727 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
&= 3.512623091 \text{ m} \\
&= 3.512623091 \text{ m} \times 3.28084 \frac{\text{ft}}{\text{m}} \\
&= 11.52421384 \text{ ft} \\
&= 3.512623091 \text{ m} \times 39.3701 \frac{\text{in}}{\text{m}} \\
&= 138.2919711 \text{ in}
\end{aligned}$$

d. Menentukan Tinggi Bahan (Hm)

$$\begin{aligned}
\text{Hm} &= \frac{120}{100} \times H_s \\
&= \frac{120}{100} \times 3.512623091 \text{ m} \\
&= 4.215147709 \text{ m} \\
&= 4.215147709 \text{ m} \times 3.2808 \frac{\text{ft}}{\text{m}} \\
&= 13.8290566 \text{ ft} \\
&= 4.215147709 \text{ m} \times 39.3701 \frac{\text{in}}{\text{m}} \\
&= 165.9503653 \text{ in}
\end{aligned}$$

e. Menentukan Tebal Dinding Tangki

Untuk menentukan tebal dinding tangki berdasarkan persamaan:

$$T_s = \frac{Pr \times r_i}{F \times E - 0.6 \times Pr} + C \dots \text{(Pers.14.34 Brownell \& Young, hal. 287)}$$

Spesifikasi bahan:

Jenis bahan = Carbon steel SA-285 Grade C (Tabel 13.1 Brownell & Young, hal. 263)

Stress yang diizinkan (F) = 13750 psi (Tabel 13.1 Brownell & Young, hal. 263)

Faktor korosi (C) = 0.125 in

Efisiensi (E) = 80 % (Tabel 13.2 Brownell & Young, hal. 266)

Jari-jari (r) = $\frac{Dt}{2}$

$$= \frac{92.19464738 \text{ in}}{2}$$

$$= 46.09732369 \text{ in}$$

Tekanan hidrostatik (Ph) = $\rho \times \frac{Hm-1}{144}$... (Pers. 3.17 Brownell & Young, hal. 58)

$$= 56.7198 \text{ lb/ft}^3 \times \frac{13.8290566 \text{ ft} - 1}{144}$$

$$= 5.05320941 \text{ psi}$$

Tekanan total = Tekanan hidrostatik + Tekanan operasi

$$= 5.05320941 \text{ psi} + 14.7$$

$$= 19.75320941 \text{ psi}$$

Tekanan design dibuat 5-10 % lebih tekanan operasi, diambil 10% (Coulson, hal. 58)

Tekanan design (Pr) = (100 % + 10 %) x tekanan total

$$= (100 \% + 10 \%) \times 19.75320941 \text{ psi}$$

$$= 20.85320941 \text{ psi}$$

Maka, tebal dinding tangki (Ts)

$$T_s = \frac{20.85320941 \text{ psi} \times 46.09732369 \text{ in}}{13750 \text{ psi} \times 80\% - 0.6 \times 20.85320941 \text{ psi}} + 0.125 \text{ in}$$

$$= 0.212488345 \text{ in (Diambil } T_s \text{ standar } 1/4 \text{ in,}$$

Tabel 5.6 Brownell & Young, hal. 100)

$$= 0.005397204 \text{ m}$$

$$= 0.017700279 \text{ ft}$$

Diameter koreksi = D + 2 Ts

$$= 92.19464738 \text{ in} + (2 \times 0.212488345 \text{ in})$$

$$= 92.61962407 \text{ in}$$

$$= 7.718302006 \text{ ft}$$

Dari Tabel 5.7, hal. 101 Brownell & Young, OD standar yang mendekati perhitungan adalah 96 in:

$$\text{OD standar} = 96 \text{ in} \times 0.0254 \frac{\text{m}}{\text{in}}$$

$$= 2.4384 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}
\text{Koreksi OD} &= \text{OD standar} - 2 \times \text{Ts standar} \\
&= 96 \text{ in} - (2 \times 0.212488345 \text{ in}) \\
&= 95.57502331 \text{ in} \\
&= 2.427605592 \text{ m} \\
&= 7.964585276 \text{ ft}
\end{aligned}$$

f. Menentukan Dimensi Tutup

Menentukan tebal tutup

$$\text{Th} = \frac{0.885 \times \text{Pr} \times r_i}{F \times E - 0.1 \times \text{Pr}} + C \dots \text{ (Pers.13.12 Brownell \& Young, hal. 270)}$$

Keterangan:

Th = Tebal head (in)

r = Jari-jari dalam dinding

F = Allowable stress

E = Efisiensi sambungan

C = Faktor korosi

Pr = Tekanan desain (psi)

Maka:

$$\text{Th} = \frac{0.885 \times \text{Pr} \times r_i}{F \times E - 0.1 \times \text{Pr}} + C \dots \text{ (Pers.13.12 Brownell \& Young, hal. 270)}$$

$$= \frac{0.885 \times 20.85320941 \text{ psix } 46.09732369 \text{ in}}{13750 \text{ psi} \times 80\% - 0.1 \times 20.85320941 \text{ psi}} + 0.125 \text{ in}$$

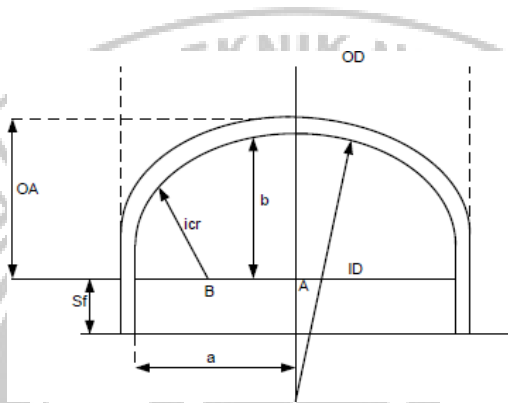
$$= 0.20235378 \text{ in} \text{ (Diambil Th standar } 1/4 \text{ in,}$$

Tabel 5.6 Brownell & Young, hal. 100)

$$= 0.005139786 \text{ m}$$

$$= 0.01685607 \text{ ft}$$

g. Perhitungan Tinggi Tutup:



Keterangan:

icr = Jari-jari kelengkapan pojok (inside corner radius) (in)

r = Radius of dish (in)

Sf = Flange lurus (straight flange) (in)

Th = Tebal head (in)

Oa = Tinggi head (in)

b = Depth of dish (inside) (in)

a = Inside radius/jari-jari dinding (in)

ID = Inside diameter (in)

OD = Outside diameter (in)

Dengan nilai OD standar: 96 in (Tabel 5.7 Brownell & Young hal. 102)

Maka diperoleh:

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

$$icr = 5.875 \text{ in}$$

Berdasarkan tebal head standar (1/4 in), maka dipilih straight flange (Sf) antara 1 1/2 - 2 1/4 in. (Tabel. 5.8, Brownell & Young, hal.105)

Dipilih:

$$\begin{aligned} Sf &= 3 \text{ in} \\ &= 0.0762 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AB &= \frac{rc}{2} - icr \\ &= \frac{92.19464738 \text{ in}}{2} - 5.875 \text{ in} \\ &= 40.22232369 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= rc - icr \\ &= 92.19464738 \text{ in} - 5.875 \text{ in} \\ &= 86.31964738 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC^2 &= BC^2 - AB^2 \\ &= (86.31964738)^2 \text{ in} - (40.22232369)^2 \text{ in} \\ &= 5833.246201 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{5833.246201} \text{ in} \\ &= 76.37569117 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 b &= rc - AC \\
 &= (92.19464738 - 76.37569117) \text{ in} \\
 &= 15.81895622 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Maka, tinggi tutup tangki (Oa)

$$\begin{aligned}
 Oa &= Th + b + Sf \\
 &= (0.20235378 + 15.81895622 + 3) \text{ in} \\
 &= 19.02131 \text{ in} \\
 &= 0.483141274 \text{ m}
 \end{aligned}$$

h. Tinggi Total Tangki

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi total tutup tangki} &= H + (2 \times Oa) \\
 &= 138.2919711 \text{ in} + (2 \times 19.02131 \text{ in}) \\
 &= 176.3345911 \text{ in} \\
 &= 4.479 \text{ m}
 \end{aligned}$$

i. Perancangan Pengaduk

Spesifikasi pengaduk

Digunakan pengaduk dengan jenis:

Jenis = Flat blades turbine impeller

Kondisis Operasi:

Suhu operasi = 60°C

Berdasarkan Tabel 3.4-1, Geankoplis hal. 144, diperoleh sistem operasi standar pengaduk sebagai berikut:

TABLE 3.4-1. Geometric Proportions for a "Standard" Agitation System

$\frac{D_a}{D_t} = 0.3 \text{ to } 0.5$	$\frac{H}{D_t} = 1$	$\frac{C}{D_t} = \frac{1}{3}$
$\frac{W}{D_a} = \frac{1}{5}$	$\frac{D_d}{D_a} = \frac{2}{3}$	$\frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}$
		$\frac{J}{D_t} = \frac{1}{12}$

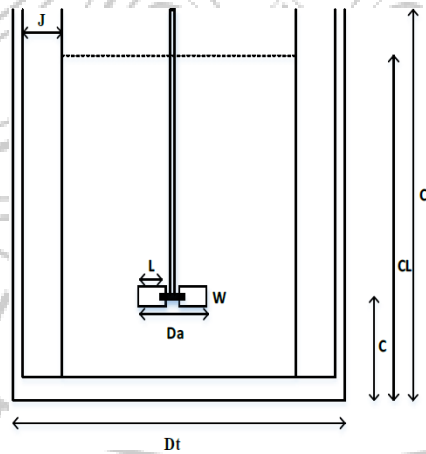
$$\frac{D_a}{D_t} = 0.3$$

$$\frac{W}{D_a} = \frac{1}{5}$$

$$\frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}$$

$$\frac{C}{D_t} = \frac{1}{3}$$

$$\frac{J}{D_t} = \frac{1}{12}$$



Keterangan:

D_a = Diameter pengaduk (ft)

Dt = Diameter tangki (ft)

J = Lebar baffle (ft)

C = Tinggi daun pengaduk dari dasar tangki (ft)

C_L = Tinggi bahan dalam tangki (ft)

C_R = Tinggi degumming (ft)

L = Panjang blade (ft)

W = Lebar blade (daun) pengaduk (ft)

Spesifikasi dari pengaduk yang dirancang adalah sebagai berikut:

Jumlah blade = 6 buah

Jumlah Baffle = 4 buah

Diameter Impeller (Da) = 0.3 D

$$= 0.3 \times 2.341748727 \text{ m}$$

$$= 0.7025 \text{ m}$$

Panjang blade (L) = $\frac{1}{4}$ Da

$$= \frac{1}{4} \times 0.7025 \text{ m}$$

$$= 0.1756 \text{ m}$$

Lebar blade (W) = $\frac{1}{5}$ Da

$$= \frac{1}{5} \times 0.7025 \text{ m}$$

$$= 0.1405 \text{ m}$$

Tinggi impeller dari dasar C = $\frac{1}{3}$ D

$$= \frac{1}{3} \times 2.341748727 \text{ m}$$

$$= 0.7806 \text{ m}$$

$$\text{Lebar baffle (J)} = \frac{1}{12} D$$

$$= \frac{1}{12} \times 2.341748727 \text{ m}$$

$$= 0.1951 \text{ m}$$

j. Menentukan Kecepatan Putar Pengaduk

Berdasarkan MV Joshi (1977), hal. 415, kecepatan putaran untuk pengaduk dengan viskositas tinggi berkisar antara 200-250 $\frac{\text{m}}{\text{menit}}$

Dipilih kecepatan putaran pengaduk (V) = 220 $\frac{\text{m}}{\text{menit}}$

$$N = \frac{V}{\pi \times Da} = \frac{220 \frac{\text{m}}{\text{menit}}}{3.14 \times 0.7025 \text{ m}}$$

$$= 99.7313 \text{ rpm}$$

$$= \frac{99.7313 \text{ rpm}}{60 \text{ s}}$$

$$= 1.6622 \text{ rps}$$

Dari Walas, hal. 287 untuk kecepatan pengaduk standar yang digunakan adalah kecepatan pengaduk yang mendekati 99.7313 rpm adalah 100 rpm.

$$N = 1.6667 \text{ rps}$$

k. Menentukan Bilangan Reynold

Menghitung viskositas campuran umpan

Komponen	Massa	X_i	Viskositas (μ) (cP)	μ Campuran (cP)
CPO	22658.15001	0.987152458	3.2	3.158887864
Bentonit	226.5815	0.009871525	6.5	0.06416491
H ₃ PO ₄	20.392335	0.000888437	2.4	0.002132249
H ₂ O	47.91632271	0.002087581	0.5	0.00104379
Total	22953.04016	1	12.6	3.226228814

$$\mu_{\text{campuran}} = 3.226228814 \text{ cP}$$

$$= \frac{3.226228814 \text{ cP} \times 2.42}{3600}$$

$$= 0.002169 \text{ lb (ft/det)}$$

Rumus yang digunakan:

$$N_{re} = \frac{\rho \times D^2 \times N}{\mu}$$

Dimana:

ρ = Densitas umpan masuk = 56.7198 lb/ft³
 N = Kecepatan pengaduk = 1.6667 rps
 D_a = Diameter impeller = 0.7025 m
 μ = Viskositas umpan masuk = 0.002169 lb (ft/det)

Maka, nilai bilangan reynold:

$$N_{re} = \frac{56.7198 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 0.7025^2 \times 1.6667 \text{ rps}}{0.002169 \text{ lb} \frac{\text{ft}}{\text{det}}} = 231562.8871$$

FIGURE 3.4-4. Power correlations for various impellers and baffles (see Fig. 3.4-3c for dimensions D_a , D_t , J , and W).

Curve 1. Flat six-blade turbine with disk (like Fig. 3.4-3 but six blades); $D_a/W = 5$; four baffles each $D_t/J = 12$.

Curve 2. Flat six-blade open turbine (like Fig. 3.4-2c); $D_a/W = 8$; four baffles each $D_t/J = 12$.

Curve 3. Six-blade open turbine but blades at 45° (like Fig. 3.4-2d); $D_a/W = 8$; four baffles each $D_t/J = 12$.

Curve 4. Propeller (like Fig. 3.4-1); pitch = $2D_a$; four baffles each $D_t/J = 10$; also holds for same propeller in angular off-center position with no baffles.

Curve 5. Propeller; pitch = D_a ; four baffles each $D_t/J = 10$; also holds for same propeller in angular off-center position with no baffles.

Dari figure 3.4-4, hal. 145 Geankoplis untuk flat six - balade turbine dimana:

$$\frac{D_a}{W} = \frac{0.7025 \text{ m}}{0.1405 \text{ m}} = 5$$

$$\frac{D}{J} = \frac{2.341748727 \text{ m}}{0.1951 \text{ m}} = 12$$

dengan $N_{re} = 231562.8871$ nilai N_p (Power Number) yang diperoleh 4.1.

1. Menghitung Daya Pengaduk

$$P = N_p \times N^3 \times D_a^5 \times \frac{\rho}{g_c}$$

Keterangan:

P = Daya penggerak (Hp)

Np = Power Number

ρ = Densitas cairan yang diaduk (lb/ft³)

N = Kecepatan pengaduk standar (rps)

Da = Diameter pengaduk (ft)

Maka, tenaga pengaduk

$$\begin{aligned} P &= 4.1 \times (1.6667)^2 \times (0.7025)^2 \times \frac{56.7198}{32.174} \\ &= 2176.6722 \text{ ft lbf/s} \\ &= 3.9576 \text{ Hp} \sim 4 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Resume:

Fungsi	: Sebagai tempat bercampurnya CPO, H ₃ PO ₄ 85%
Tipe	: Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk torispherical dishead yang dilengkapi dengan pengaduk
Bahan	: Carbon Steel SA-285 Grade C
Kondisi Operasi	
Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 30°C
Volume Bahan	: 12.6009 m ³
Volume Tangki	: 15.1211 m ³
Ukuran Tangki	
Diameter	: 2.3417 m
Tinggi	: 4.4788 m
Tebal Dinding	: 1/4 in
Tebal Head	: 1/4 in
Ukuran Pengaduk	
Diameter Impeller	: 0.7025 m
Panjang Blade	: 0.1756 m
Tinggi dari Dasar	: 0.7806 m
Lebar Baffle	: 0.1951 m
Daya Pengaduk	: 4 Hp
Jumlah Tangki	: 1 unit

5. Rotary Drum Vacuum Filter

Fungsi = Memisahkan fraksi padat (cake) dan fraksi cair (filtrat)

Tipe = Rotary drum vacuum filter

Jumlah = 1 unit

Kondisi Operasi:

Tekanan = 1 atm

Suhu = 60°C

Perhitungan:

Massa Filtrat = 22574.31485 kg/jam
 = 22574.31485 kg/jam x 2.20462 lb
 = 49767.786 lb/jam

Massa Cake = 333.4090127 kg/jam
 = 333.4090127 kg/jam x 2.20462 lb
 = 735.0401776 lb/jam

Menghitung densitas campuran:

Komponen	Massa (kg/jam)	X_i	densitas (g/cm ³)	densitas campuran (g/cm ³)
Trigliserida	21667.98885	0.945881353	0.895	0.846563811
FFA	906.326	0.03956421	0.895	0.035409968
H ₂ O	47.91632271	0.00209171	1	0.00209171
Phosphatida	15.860705	0.000692374	0.9296	0.000643631
Karoten	6.797445	0.000296732	0.94	0.000278928
Aldehyd	15.860705	0.000692374	1.0451	0.0007236
Bentonit	226.5815	0.009891053	2.2	0.021760316
H ₃ PO ₄	20.392335	0.000890195	1.685	0.001499978
Total	22907.72386	1		0.9090

Densitas campuran = 0.9090 g/cm³
 = 908.9719413 kg/m³
 = 56.71984914 lb/ft³

Menghitung densitas cake:

Komponen	Massa (kg/jam)	Xi	densitas (g/cm ³)	densitas campuran (g/cm ³)
Phosphatida	15.860705	0.055555556	0.9296	0.051644444
Karoten	6.797445	285.49269	0.94	268.3631286
Aldehyd	15.860705	0.055555556	1.0451	0.058061111
Bentonit	226.5815	0.793650794	2.2	1.746031746
H ₃ PO ₄	20.392335	0.071428571	1.685	0.120357143
Total	285.49269	286		270.3392

Densitas cake = 270.3392 g/cm³

= 270339.223 kg/m³

= 16869.16752 lb/ft³

Massa cake = 333.4090127 kg/jam

= 735.0401776 lb/jam

Rate cake

= $\frac{\text{massa cake}}{\text{densitas cake}}$

= $\frac{735.0401776 \frac{\text{lb}}{\text{jam}}}{16869.16752 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}}$

= $\frac{735.0401776 \frac{\text{lb}}{\text{jam}}}{16869.16752 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}}$

= 0.043572997 ft³/jam

= 0.000726217 ft³/menit

Tebal cake

= $\frac{1}{32}$ in (Tabel 11.14 Walas, hal. 330)

= 0.003125 in

= 0.002604167 ft

Dalam 1 menit putaran terdapat $\frac{1}{2}$ putaran maka untuk 30 menit:

Banyaknya putaran = 30 menit x $\frac{1}{2}$ putaran

= 15 putaran

Σ bahan yang diputar

= $\frac{\text{massa cake}}{\text{banyaknya putaran}}$

= $\frac{735.0401776 \frac{\text{lb}}{\text{jam}}}{15 \text{ putaran}}$

= 49.0026785 lb/putaran

$$= 49.00267851 \text{ lb/putaran}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume bahan yang diputar} &= \frac{\Sigma \text{ bahan yang diputar}}{\rho \text{ campuran}} \\ &= \frac{49.00267851 \frac{\text{lb}}{\text{putaran}}}{56.71984914 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}} \\ &= 0.863942328 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas permukaan cake (A)} &= \frac{\text{volume cake}}{\text{tebal cake}} \\ &= \frac{0.863942328 \frac{\text{ft}^3}{\text{jam}}}{0.002604167 \text{ ft}} \\ &= 331.7538539 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Berdasarkan luas permukaan cake yang diperoleh dimensi rotary filter dari Tabel. 11-12 Walas, hal. 327 sebagai berikut:

$$\text{Panjang drum} = 13 \text{ ft}$$

$$\text{Diameter drum} = 8 \text{ ft}$$

Menentukan total power:

$$\text{Total power} = A^{0.75} - 2A^{0.75} \text{ (Tabel 4.23 Ulrich, hal. 236)}$$

$$\text{Dipilih} = A^{0.75}$$

$$\begin{aligned} \text{Sehingga,} & \\ &= 30.82092829^{0.75} \end{aligned}$$

$$= 13.08079942 \text{ kW}$$

$$= 13.08079942 \text{ kW} \times \frac{1 \text{ Hp}}{0.7457 \text{ kW}}$$

$$= 17.54163795 \text{ Hp}$$

$$= 18 \text{ Hp}$$

Resume:

Fungsi	: Memisahkan fraksi padat (cake) dan fraksi cair (filtrat)
Tipe	: Rotary Drum Vacuum Filter
Panjang Drum	: 13 ft : 3.9624 m
Diameter Drum	: 8 ft : 2.4384 m
Luas Permukaan	: 30.821 m ³
Daya Motor	: 18 Hp
Jumlah	: 1 unit

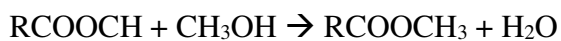
6. Reaktor Esterifikasi (R-01)

Fungsi	= Mereaksikan FFA dan Metanol menjadi Biodiesel dan Air dengan kecepatan umpan sebesar 24695.01048 kg/jam
Tipe	= Reaktor alir berpengaduk (RATB)
Jumlah	= 1 unit
Kondisi Operasi	
Tekanan	= 1 atm
Suhu	= 65°C = 149 F
Konversi reaksi	= 92 %
Waktu reaksi	= 2 jam

Perhitungan:

Komponen	Massa (kg/jam)	Xi	ρ (g/cm ³)	ρ campuran (g/cm ³)
Trigliserida	21667.98885	0.877423756	0.895	0.785294261
FFA	906.326	0.036700774	0.895	0.032847193
Metanol	1707.301123	0.069135469	0.792	0.054755291
HCl	225.7431485	0.009141245	1.18	0.010786669
H ₂ O	187.6513634	0.007598756	1	0.007598756
Total	24695.01048	1	4.762	0.891282171

Reaksi yang terjadi:



$$\begin{aligned} \text{Waktu tinggal} &= 2 \text{ jam} \\ \rho \text{ campuran} &= 0.891282171 \text{ g/cm}^3 \\ &= 891.282171 \text{ kg/m}^3 \\ &= 55.61600747 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

a. Menentukan Volume Cairan didalam Tangki

$$\text{Volume cairan (V}_L\text{)} = \text{kecepatan volume} \times \text{waktu tinggal}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetric (V)} &= \frac{\text{massa}}{\rho} \\ &= \frac{24695.01048 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{891.282171 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \\ &= 27.70728652 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume cairan (V}_L\text{)} &= 27.707228652 \text{ m}^3/\text{jam} \times 2 \text{ jam} \\ &= 55.41457304 \text{ m}^3 \\ &= 1956.949023 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

b. Menentukan Volume Tangki (Vt)

Menurut peter dan timmerhaus Tabel. 6, hal. 37 overdesign yang direkomendasikan adalah 20%, sehingga volume tangki 120% dari volume cairan.

$$\begin{aligned} V_t &= (100\% + 20\%) \times \text{laju alir volumetrik} \\ &= (100\% + 20\%) \times 55.41457304 \text{ m}^3 \\ &= 66.49748765 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

c. Menentukan Dimensi Reaktor

Reaktor dirancang dengan menggunakan perbandingan diameter dan tinggi yakni

$$1: 2$$

$$D = 1$$

$$H = 2$$

Volume shell (Vs)

$$\begin{aligned}V_s &= \frac{1}{4} \times \pi \times D^2 \times H \\ &= \frac{1}{4} \times 3.14 \times D^2 \times 2D \\ &= 1.57 D^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume dish (Vd)} &= 0.000049 D_i^3 \text{ (d dalam in) (Berdasarkan pers. 5.11} \\ &\hspace{15em} \text{Brownell-Young, hal. 100)} \\ &= 1.2446E-06 D_i^3 \text{ (d dalam m)}\end{aligned}$$

Sehingga, diperoleh volume reaktor

$$\begin{aligned}V_r &= V_d + V_s \\ &= 1.2446E-06 \times 1.57 D^3 \\ &= 1.5700 D^3\end{aligned}$$

Maka,

$$\text{Diameter (D)} = \sqrt[3]{\frac{\text{Volume tangki}}{\text{Volume reaktor}}}$$

Sehingga diperoleh diameter tangki:

$$\begin{aligned}D_t &= \sqrt[3]{\frac{66.49748765}{1.5700}} \\ &= 3.4858 \text{ m} \\ &= 11.4362 \text{ ft} \\ &= 137.2357 \text{ in}\end{aligned}$$

Maka, tinggi silinder (Hs)

$$\begin{aligned}H_s &= H \times D_t \\ &= 2 \times 3.4858 \text{ m} \\ &= 6.97159 \text{ m} \\ &= 6.97159 \text{ m} \times 3.28084 \frac{\text{ft}}{\text{m}} \\ &= 22.8724 \text{ ft} \\ &= 22.8724 \text{ ft} \times 39.3701 \frac{\text{in}}{\text{m}} \\ &= 274.4714 \text{ in}\end{aligned}$$

d. Menentukan Tinggi Bahan (Hm)

$$\begin{aligned}\text{Volume dish (Vd)} &= 0.000049 \times (11.4362)^3 \text{ ft} \\ &= 0.0733 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume larutan dalam shell} &= (1956.949023 - 0.0733) \text{ ft}^3 \\ &= 1965.8757 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Tinggi larutan dalam vessel} &= \frac{\text{volume larutan dalam shell}}{\frac{\pi}{4} \times D^2} \\ &= \frac{1965.8757 \text{ ft}^3}{\frac{3.14}{4} \times 11.4362^2 \text{ ft}} \\ &= 19.0603 \text{ ft} \\ &= 5.8096 \text{ m}\end{aligned}$$

e. Menentukan Tebal Dinding Tangki

Untuk menentukan tebal dinding tangki berdasarkan persamaan:

$$ts = \frac{Pr \times ri}{F \times E - 0.6 \times Pr} + C \dots \text{ (Pers. 14.34 Brownell \& Young, hal. 287)}$$

Spesifikasi bahan:

Jenis bahan = Carbon steel SA-285 Grade C (Tabel 13.1 Brownell & Young, hal. 263)

Stress yang diizinkan (F) = 13750 psi (Tabel 13.1 Brownell & Young, hal. 263)

Faktor korosi (C) = 0.125 in

Efisiensi (E) = 80 % (Tabel 13.2 Brownell & Young, hal. 266)

Jari-jari (r) = 68.6169 in

$$\begin{aligned}\text{Tekanan hidrostatik (Ph)} &= \rho \times \frac{Hm - 1}{144} \dots \text{ (Pers. 3.17 Brownell \& Young, hal. 58)} \\ &= 55.6160 \text{ lb/ft}^3 \times \frac{19.0603 \text{ ft} - 1}{144}\end{aligned}$$

$$= 6.9753 \text{ psi}$$

Tekanan total = Tekanan hidrostatik + Tekanan operasi

$$= 6.9753 \text{ psi} + 14.7$$

$$= 21.6753 \text{ psi}$$

Tekanan design dibuat 5-10 % lebih tekanan operasi, diambil 10% (Coulson, hal. 58)

$$\begin{aligned} \text{Tekanan design (Pr)} &= (100 \% + 10 \%) \times \text{tekanan total} \\ &= (100 \% + 10 \%) \times 21.6753 \text{ psi} \\ &= 22.7753 \text{ psi} \end{aligned}$$

Maka, tebal dinding tangki (Ts)

$$\begin{aligned} ts &= \frac{22.7753 \text{ psix } 68.6169 \text{ in}}{13750 \text{ psi} \times 80\% - 0.6 \times 22.7753 \text{ psi}} + 0.125 \text{ in} \\ &= 0.2672 \text{ in (Diambil ts standar } 5/16 \text{ in,} \\ &\quad \text{Tabel 5.6 Brownell \& Young, hal. 100)} \\ &= 0.0068 \text{ m} \\ &= 0.0223 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter koreksi} &= D + 2 Ts \\ &= 137.2357 \text{ in} + (2 \times 0.2672 \text{ in}) \\ &= 137.7702 \text{ in} \\ &= 3.4994 \text{ m} \\ &= 11.4763 \text{ ft} \end{aligned}$$

Dari Tabel 5.7, hal. 101 Brownell & Young, OD standar yang mendekati perhitungan adalah 144 in:

$$\begin{aligned} \text{OD standar} &= 144 \text{ in} \times 0.0254 \frac{\text{m}}{\text{in}} \\ &= 3.6576 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Koreksi OD} &= \text{OD standar} - 2 \times Ts \text{ standar} \\ &= 144 \text{ in} - (2 \times 0.2672 \text{ in}) \\ &= 137.7702 \text{ in} \\ &= 3.4994 \text{ m} \\ &= 11.4763 \text{ ft} \end{aligned}$$

f. Menentukan Dimensi Tutup

Menentukan tebal tutup

$$t_h = \frac{0.885 \times Pr \times r_i}{F \times E - 0.1 \times Pr} + C \dots \text{(Pers.13.12 Brownell \& Young, hal. 270)}$$

Keterangan:

Th = Tebal head (in)

r = Jari-jari dalam dinding

F = Allowable stress

E = Efisiensi sambungan

C = Faktor korosi

Pr = Tekanan desain (psi)

Maka:

$$t_h = \frac{0.885 \times Pr \times r_i}{F \times E - 0.1 \times Pr} + C \dots \text{(Pers.13.12 Brownell \& Young, hal. 270)}$$

$$= \frac{0.885 \times 22.7753 \text{ psix } 68.6179\text{in}}{13750 \text{ psi} \times 80\% - 0.1 \times 22.7753 \text{ psi}} + 0.125 \text{ in}$$

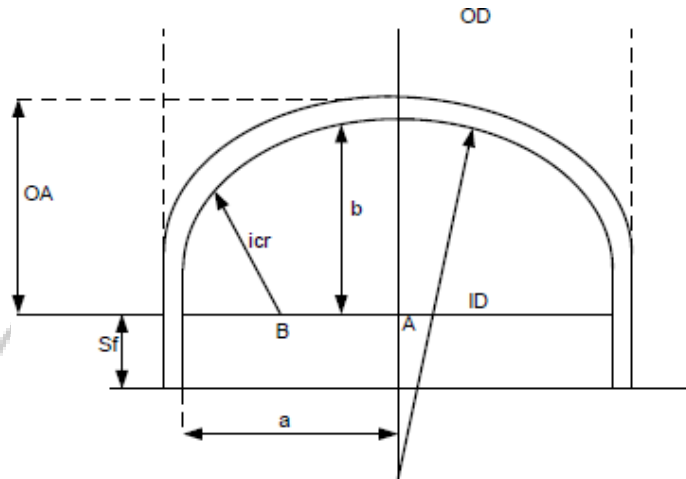
$$= 0.2508 \text{ in (Diambil } t_h \text{ standar } 3/16 \text{ in,}$$

Tabel 5.6 Brownell & Young, hal. 100)

$$= 0.0064 \text{ m}$$

$$= 0.0209 \text{ ft}$$

g. Perhitungan Tinggi Tutup:



Keterangan:

icr = Jari-jari kelengkapan pojok (inside corner radius) (in)

r = Radius of dish (in)

Sf = Flange lurus (straight flange) (in)

Th = Tebal head (in)

Oa = Tinggi head (in)

b = Depth of dish (inside) (in)

a = Inside radius/jari-jari dinding (in)

ID = Inside diameter (in)

OD = Outside diameter (in)

Dengan nilai OD standar: 144 in (Tabel 5.7 Brownell & Young hal. 102)

Maka diperoleh:

$$r = 132 \text{ in}$$

$$icr = 8.75 \text{ in}$$

Berdasarkan tebal head standar (3/16 in), maka dipilih straight flange (Sf) antara 1 1/2 - 2 1/4 in. (Tabel. 5.8, Brownell & Young, hal.105)

Dipilih:

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

$$= 0.0508 \text{ m}$$

$$AB = \frac{rc - icr}{2}$$

$$= \frac{137.2357 \text{ in} - 8.75 \text{ in}}{2}$$

$$= 59.8679 \text{ in}$$

$$BC = rc - icr$$

$$= 137.2357 \text{ in} - 8.75 \text{ in}$$

$$= 128.4857 \text{ in}$$

$$AC^2 = BC^2 - AB^2$$

$$= (128.4857)^2 - (59.8679)^2 \text{ in}^2$$

$$= 12924.4194 \text{ in}^2$$

$$AC = \sqrt{12924.4194} \text{ in}$$

$$= 113.6856 \text{ in}$$

$$b = rc - AC$$

$$= (137.2357 - 113.6856) \text{ in}$$

$$= 23.5501 \text{ in}$$

Maka, tinggi tutup tangki (Oa)

$$\begin{aligned} Oa &= th + b + Sf \\ &= (0.2508 + 23.5501 + 2) \text{ in} \\ &= 25.8009 \text{ in} \\ &= 0.6553 \text{ m} \end{aligned}$$

h. Tinggi Total Reaktor

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total tutup tangki} &= Hs + (2 \times Oa) \\ &= 274.4714 \text{ in} + (2 \times 25.8009 \text{ in}) \\ &= 326.0732 \text{ in} \\ &= 8.2822 \text{ m} \end{aligned}$$

i. Perancangan Pengaduk

Spesifikasi pengaduk

Digunakan pengaduk dengan jenis:

Jenis = Flat blades turbine impeller

Kondisis Operasi:

Suhu operasi = 65°C

Berdasarkan Tabel 3.4-1, Geankoplis hal. 144, diperoleh sistem operasi standar pengaduk sebagai berikut:

TABLE 3.4-1. *Geometric Proportions for a "Standard" Agitation System*

$\frac{D_a}{D_t} = 0.3 \text{ to } 0.5$	$\frac{H}{D_t} = 1$	$\frac{C}{D_t} = \frac{1}{3}$
$\frac{W}{D_a} = \frac{1}{5}$	$\frac{D_d}{D_a} = \frac{2}{3}$	$\frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}$
		$\frac{J}{D_t} = \frac{1}{12}$

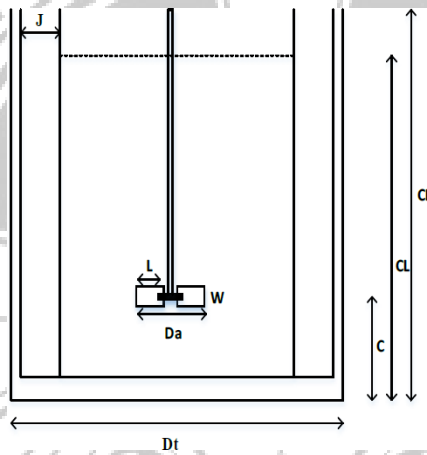
$$\frac{D_a}{D_t} = 0.3$$

$$\frac{W}{D_a} = \frac{1}{5}$$

$$\frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}$$

$$\frac{C}{D_t} = \frac{1}{3}$$

$$\frac{J}{D_t} = \frac{1}{12}$$



Keterangan:

D_a = Diameter pengaduk (ft)

D_t = Diameter tangki (ft)

J = Lebar baffle (ft)

C = Tinggi daun pengaduk dari dasar tangki (ft)

C_L = Tinggi bahan dalam tangki (ft)

C_R = Tinggi degumming (ft)

L = Panjang blade (ft)

W = Lebar blade (daun) pengaduk (ft)

Spesifikasi dari pengaduk yang dirancang adalah sebagai berikut:

$$\text{Jumlah blade} = 6 \text{ buah}$$

$$\text{Jumlah Baffle} = 4 \text{ buah}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter Impeller (Da)} &= 0.3 \text{ Dt} \\ &= 0.3 \times 3.4858 \text{ m} \\ &= 1.0457 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang blade (L)} &= \frac{1}{4} \text{ Da} \\ &= \frac{1}{4} \times 1.0457 \text{ m} \\ &= 0.2614 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Lebar blade (W)} &= \frac{1}{5} \text{ Da} \\ &= \frac{1}{5} \times 1.0457 \text{ m} \\ &= 0.2091 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi impeller dari dasar C} &= \frac{1}{3} \text{ Dt} \\ &= \frac{1}{3} \times 3.4858 \text{ m} \\ &= 1.1619 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Lebar baffle (J)} &= \frac{1}{12} \text{ Dt} \\ &= \frac{1}{12} \times 3.4858 \text{ m} \\ &= 0.2905 \text{ m} \end{aligned}$$

j. Menentukan Kecepatan Putar Pengaduk

Berdasarkan MV Joshi (1977), hal. 415, kecepatan putaran untuk pengaduk dengan viskositas tinggi berkisar antara 200-250 $\frac{\text{m}}{\text{menit}}$

Dipilih kecepatan putaran pengaduk (V) = $250 \frac{\text{m}}{\text{menit}}$

$$N = \frac{V}{\pi \times Da} = \frac{250 \frac{\text{m}}{\text{menit}}}{3.14 \times 1.0457 \text{ m}} = 76.1355 \text{ rpm} = \frac{76.1355 \text{ rpm}}{60 \text{ s}} = 1.2689 \text{ rps}$$

Dari Walas, hal. 287 untuk kecepatan pengaduk standar yang digunakan adalah kecepatan pengaduk yang mendekati 76.1355 rpm adalah 44 rpm.

$$N = 1.4 \text{ rps}$$

k. Menentukan Bilangan Reynold

Menghitung viskositas campuran umpan

Komponen	Massa (kg/jam)	Xi	μ (cP)	μ campuran (cP)
Trigliserida	21667.98885	0.877423756	3.1	2.720013643
FFA	906.326	0.036700774	3.1	0.1137724
CH3OH	1707.301123	0.069135469	0.34	0.023506059
HCl	225.7431485	0.009141245	0.03	0.000274237
H2O	187.6513634	0.007598756	0.42	0.003191478
Total	24695.01048	1	6.99	2.860757817

$$\begin{aligned} \mu_{\text{campuran}} &= 2.8608 \text{ cP} \\ &= \frac{2.8608 \text{ cP} \times 2.42}{3600} \\ &= 0.001923 \text{ lb (ft/det)} \end{aligned}$$

Rumus yang digunakan:

$$N_{re} = \frac{\rho \times D^2 \times N}{\mu}$$

Dimana:

$$\begin{aligned} \rho &= \text{Densitas umpan masuk} &= 55.6160 \text{ lb/ft}^3 \\ N &= \text{Kecepatan pengaduk} &= 1.4 \text{ rps} \\ Da &= \text{Diameter impeller} &= 1.0457 \text{ m} \\ & &= 3.4309 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\mu = \text{Viskositas umpan masuk} = 0.001923 \text{ lb (ft/det)}$$

Maka, nilai bilangan reynold:

$$\begin{aligned} \text{Nre} &= \frac{55.6160 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2} \times 3.4309^2 \text{ ft} \times 1.4 \text{ rps}}{0.001923 \text{ lb} \frac{\text{ft}}{\text{det}}} \\ &= 476595.5291 \end{aligned}$$

FIGURE 3.4-4. Power correlations for various impellers and baffles (see Fig. 3.4-3c for dimensions D_a , D_i , J , and W).

Curve 1. Flat six-blade turbine with disk (like Fig. 3.4-3 but six blades); $D_a/W = 5$; four baffles each $D_i/J = 12$.

Curve 2. Flat six-blade open turbine (like Fig. 3.4-2c); $D_a/W = 8$; four baffles each $D_i/J = 12$.

Curve 3. Six-blade open turbine but blades at 45° (like Fig. 3.4-2d); $D_a/W = 8$; four baffles each $D_i/J = 12$.

Curve 4. Propeller (like Fig. 3.4-1); pitch = $2D_a$; four baffles each $D_i/J = 10$; also holds for same propeller in angular off-center position with no baffles.

Curve 5. Propeller; pitch = D_a ; four baffles each $D_i/J = 10$; also holds for same propeller in angular off-center position with no baffles.

Dari figure 3.4-4, hal. 145 Geankoplis untuk flat six - balade turbine dimana:

$$\begin{aligned} \frac{D_a}{W} &= \frac{1.0457 \text{ m}}{0.2091 \text{ m}} = 5 \\ \frac{D}{J} &= \frac{3.4858 \text{ m}}{0.29048 \text{ m}} = 12 \end{aligned}$$

dengan $\text{Nre} = 476,595.53$ nilai N_p (Power Number) yang diperoleh 4.7.

I. Menghitung Daya Pengaduk

$$P = N_p \times N^3 \times D_a^5 \times \frac{\rho}{g_c}$$

Keterangan:

P = Daya penggerak (H_p)

N_p = Power Number

ρ = Densitas cairan yang diaduk (lb/ft³)

N = Kecepatan pengaduk standar (rps)

Da = Diameter pengaduk (ft)

Maka, tenaga pengaduk

$$\begin{aligned} P &= 4.7 \times (1.4)^2 \times (3.4309)^2 \times \frac{55.6160}{32.174} \\ &= 10597.82908 \text{ ft lbf/s} \\ &= 19.2688 \text{ Hp} \\ &= 19 \text{ Hp} \end{aligned}$$

m. Menghitung Dimensi Jacket Pemanas

$$\begin{aligned} \text{Diameter dalam jacket (d)} &= \text{diameter dalam tangki} + (2 \times t_s) \\ &= 137.2357 \text{ in} + (2 \times 0.2672 \text{ in}) \\ &= 137.7702 \text{ in} \\ &= 3.4994 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi jacket} = \text{tinggi reaktor} = 5.8096 \text{ m}$$

$$\text{Asumsi tebal jacket} = 5 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter luar jacket (Do)} &= \text{diameter dalam jacket} + (2 \times \text{asumsi tebal jacket}) \\ &= 137.7702 \text{ in} + (2 \times 5 \text{ in}) \\ &= 147.7702 \text{ in} \\ &= 3.7534 \text{ m} \end{aligned}$$

n. Menghitung Tebal Dinding Jacket

$$t_j = \frac{Pr \times d}{2(F \times E - 0.6 \times P)} + C$$

Spesifikasi:

Bahan = Stainless steel plate SA-340

Stress yang diizinkan (F) = 13700 Psi

Efisiensi (E) = 80 %

Faktor Korosi (C) = 0.125 in

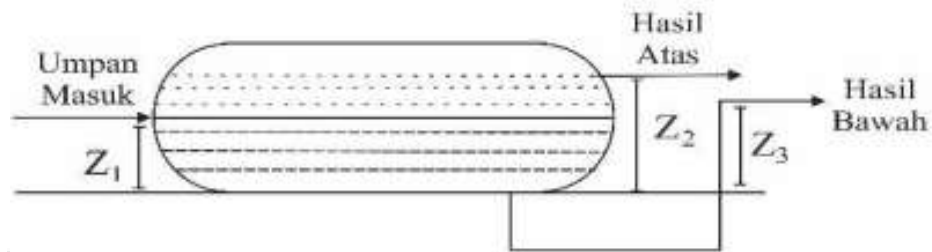
Diameter (d) = 137.7702 in

$$Pr = 26.4670 \text{ Psi}$$

$$tj = \frac{26.4670 \text{ Psi} \times 137.7702 \text{ in}}{2 (13700 \text{ Psi} \times 0.8 - 0.6 \times 26.4670 \text{ Psi})} + 0.125$$

$$tj = 0.2915 \text{ in (diambil } tj \text{ standar } 5/16 \text{ in)}$$

7. Decanter (DC-01)



Fungsi = Memisahkan fase ringan (lapisan atas) yang terdiri H₂O (pelarut), Biodiesel (produk), trigliserida, FFA dan metanol dengan fase berat (lapisan bawah) yang terdiri dari H₂O dan HCl dengan laju umpan masuk 74085.0315 kg/jam

Tipe = Horizontal Cylinder Vessel

Jumlah = 1 unit

Kondisi operasi:

Tekanan = 1 atm

Suhu = 65°C

Dimana:

- Umpan masuk terdiri dari trigliserida, FFA, H₂O, CH₃OH, HCl, dan Biodiesel.
- Hasil atas decanter yang terdiri dari trigliserida, FFA, biodiesel, metanol, dan air.
- Hasil bawah decanter terdiri dari H₂O dan HCl

A. Neraca Massa Decanter

1. Komponen Masuk Decanter

Hasil keluaran reactor esterifikasi sebagai umpan pada decanter sebagai berikut:

Tabel 1. Komponen keluar reaktor

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	Xi massa	%Massa
Trigliserida	21667.98885	21667.98885	0.292474585	29.2474585
FFA	72.50608	72.50608	0.000978687	0.097868731
Biodiesel	879.8336892	879.8336892	0.011875998	1.187599804
CH ₃ OH	1602.1456	1602.1456	0.021625767	2.16257666
HCl	225.7431485	225.7431485	0.003047082	0.304708176
H ₂ O	49636.81415	49636.81414	0.669997881	66.99978813
Total	74085.0315	74085.0315	1	100

2. Menentukan Fase Ringan dan Fase Berat

Dalam menentukan yang terikut ke fase ringan dan fase berat, maka dibutuhkan data densitas setiap komponen.

Tabel. 2 Densitas Campuran Lapisan 1

Komponen	Massa (kg/jam)	Xi	Densitas	ρ campuran
Trigliserida	21667.98885	0.859322148	0.9	0.773389933
FFA	72.50608	0.00287549	0.9	0.002587941
Biodiesel	879.8336892	0.034892974	0.81	0.028263309
CH ₃ OH	1602.1456	0.063538855	0.79	0.050195695
H ₂ O	992.7362829	0.039370533	1	0.039370533
Total	25215.2105	1		0.893807412

Massa densitas campuran pada lapisan 1 adalah 0.8938 kg/liter

Tabel. 3 Densitas Campuran Lapisan 2

Komponen	Massa (kg/jam)	Xi	Densitas	ρ campuran
H ₂ O	48644.07786	0.995380725	1	0.995380725
HCl	225.7431485	0.004619275	1.18	0.005450745
Total	48869.82101	1		1.00083147

Maka densitas campuran lapisan 2 adalah 1.00083 kg/liter

Lapisan fase berat dan fase ringan ditentukan berdasarkan densitas campuran masing-masing fase. Densitas campuran lapisan 1 lebih kecil daripada densitas

campuran lapisan 2, maka yang menjadi fase ringan (lapisan atas decanter) adalah lapisan 1 dan fase berat (lapisan bawah decanter) adalah lapisan 2.

3. Komponen Keluar Decanter

a. Lapisan Atas Decanter

Tabel. 4 Komponen Lapisan Atas Decanter

Komponen	Massa (kg/jam)	Xi
Trigliserida	21667.98885	0.859322148
FFA	72.50608	0.00287549
Biodiesel	879.8336892	0.034892974
CH ₃ OH	1602.1456	0.063538855
H ₂ O	992.7362829	0.039370533
Total	25215.2105	1

b. Lapisan Bawah Decanter

Tabel. 5 Komponen Lapisan Bawah Decanter

Komponen	Masuk (kg/jam)	Xi
H ₂ O	48644.07786	0.995380725
HCl	225.7431485	0.004619275
Total	48869.82101	1

Neraca Massa Total Decanter

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	Z1	Z2	Z2	Z3
Trigliserida	21667.98885	21667.98885		
FFA	72.50608	72.50608		
Biodiesel	879.8336892	879.8336892		
CH ₃ OH	1602.1456	1602.1456		
HCl	225.7431485			225.7431485
H ₂ O	49636.81415	992.7362829	48644.07786	
Subtotal	74085.03152	25215.2105	48869.82101	
Total	74085.0315	74085.0315		

B. Menentukan Dimensi Reaktor

1. Menentukan Kecepatan Volumetrik Fase Ringan dan Fase Berat

a. Menentukan Kecepatan Volumetrik Fase Ringan (Q_L)

$$\text{Densitas campuran fase ringan } (\rho_L) = 0.8938 \text{ kg/liter}$$

$$\text{Massa total fase ringan} = 25215.2105 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Kecepatan volumetris fase ringan } (Q_L) = \frac{\text{massa total fase ringan}}{\text{densitas campuran fase ringan}}$$

$$= \frac{25215.2105 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{0.8938 \frac{\text{kg}}{\text{liter}}}$$

$$= 28211.0108 \text{ liter/jam}$$

$$= 28.21101 \text{ m}^3/\text{jam}$$

b. Menentukan Kecepatan Volumetrik Fase Berat (Q_H)

$$\text{Densitas campuran fase berat } (\rho_H) = 1.00083 \text{ kg/liter}$$

$$\text{Massa total fase berat} = 48869.82101 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Kecepatan volumetris fase berat } (Q_H) = \frac{\text{massa total fase ringan}}{\text{densitas campuran fase ringan}}$$

$$= \frac{48869.82101 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{1.00083 \frac{\text{kg}}{\text{liter}}}$$

$$= 48829.221 \text{ liter/jam}$$

$$= 48.8292 \text{ m}^3/\text{jam}$$

2. Menentukan Fase Terdispersi

Sebelum menentukan pemisahan, perlu diketahui fase yang akan terdispersi dengan menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$\psi = \frac{Q_L}{Q_H} \left(\frac{\rho_L u_H}{\rho_H u_L} \right)^{0.3}$$

... (Pers. 18.5 Walas, hal. 613)

Keterangan:

- Ψ = Parameter dispersi
- Q_L = Kecepatan volumetrik fase ringan
- Q_H = Kecepatan volumetrik fase berat
- ρ_L = Densitas fase ringan
- ρ_H = Densitas fase berat
- μ_L = Viskositas fase ringan
- μ_H = Viskositas fase berat

Persamaan untuk menentukan viskositas beberapa komponen:

$$\text{Log } 10 \mu_{\text{liq}} = A + \frac{B}{T} + C \times T + \frac{D}{T} \quad (T, K), (\mu, \text{cP})$$

$$\mu_{\text{liq}} = 10^{\text{log}10\mu_{\text{liq}}}$$

(Yaws, 1999)

Tabel Viskositas

Komponen	A	B	C	D	Log μ	μ
Biodiesel	-22	4.85E+03	3.19E-02	-1.72E-05	1.16	3.20
CH ₃ OH	-9.0562	1.25E+03	2.24E-02	-2.35E-05	-0.47	0.62
H ₂ O	-10.2158	1.79E+03	1.77E-02	-1.26E-05	-0.38	0.69
HCl	-1.515	1.95E+02	3.07E-03	-1.38E-05	-1.48	0.23

(Yaws, 1999)

Menentukan Viskositas Campuran pada Fase Ringan

Komponen	Masuk (kg/jam)	X_i	viskositas	μ campuran
Trigliserida	21667.98885	0.859322148	3.1	2.663898659
FFA	72.50608	0.00287549	3.1	0.008914018
RCOOCH ₃	879.8336892	0.034892974	3.20	0.111639679
CH ₃ OH	1602.1456	0.063538855	0.62	0.039625725
H ₂ O	992.7362829	0.039370533	0.69	0.026983596
Total	25215.2105	1		2.851061677

Maka, viskositas campuran pada fase berat (μ_L) sebesar = 2.8511 cP

= 0.002851 kg/m.s

Menentukan Viskositas Campuran pada Fase Berat

Komponen	Massa (kg/jam)	Xi	Viskositas	μ campuran
H2O	48644.07786	0.995380725	0.69	0.682209487
HCl	225.7431485	0.004619275	0.23	0.001053437
Total	48869.82101	1		0.683262925

Maka, viskositas campuran pada fase berat (μ_H) sebesar = 0.6833 cP

$$= 0.000683 \text{ kg/m.s}$$

Maka, parameter dispersi dihitung sebagai berikut:

$$\psi = \frac{Q_L}{Q_H} \left(\frac{\rho_L u_H}{\rho_H u_L} \right)^{0.3}$$

... (Pers. 18.5 Walas, hal. 613)

$$\Psi = \frac{28.2110 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}}}{48.8293 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}}} \times \left(\frac{0.0000000000 \frac{\text{kg}}{\text{liter}} \times 0.0000000000 \frac{\text{kg}}{\text{m.s}}}{1.00083 \frac{\text{kg}}{\text{liter}} \times 0.002851 \frac{\text{kg}}{\text{m.s}}} \right)^{0.3}$$

$$= 0.3638$$

Kondisi fase yang dipersyaratkan:

$\Psi < 0.3$ = Fase ringan selalu terdispersi

$0.3 - 0.5$ = Fase ringan mungkin terdispersi

$0.5 - 2.0$ = Keduanya mungkin terdispersi (fase inversi)

$2.0 - 3.3$ = Fase berat mungkin terdispersi

$\Psi > 3.3$ = Fase berat selalu terdispersi

Ψ senilai 0.3638, Ψ berada diantara 0.3-0.5 maka fase ringan cenderung terdispersi, sedangkan fase berat adalah fase kontinyu.

3. Menentukan Terminal Velocity Butiran Terdispersi (U_d)

Terminal velocity butiran terdispersi ditentukan dengan persamaan:

$$u_d = \frac{d_d^2 g (\rho_d - \rho_c)}{18 \mu_c}$$

... (Pers. 10.7 Coulson, 2005 hal. 459)

Keterangan:

Ud = Terminal velocity fase terdispersi (fase ringan) (m/s)

dp = Diameter butir terdispersi (m)

pd = Densitas fase terdispersi/fase ringan (kg/m³)

pc = Densitas fase kontinyu/fase berat (kg/m³)

μc = Viskositas fase kontinyu/fase berat (kg/m.s)

g = Percepatan gravitasi (9.81m/s²)

Menurut Schweitzer (3th ed, 1979), diameter droplet antara 50-300 μm. Berdasarkan persamaan 10.7 ukuran droplet yang diasumsikan 150 μm. (Coulson, 2005). Maka, ukuran butir terdispersi diambil (dd) = 150 μm = 1.5 x 10⁻⁴ m.

Maka, *terminal velocity* dapat dihitung sebagai berikut:

$$U_d = \frac{1.5 \times 10^{-4} \text{ m} \times 9.81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times (0.89381 - 1.00083) \frac{\text{kg}}{\text{liter}} \times (1000 \frac{\text{liter}}{\text{m}^3})}{18 \times 0.00068 \frac{\text{kg}}{\text{m.s}}}$$

= -12.81 m/s (Tanda negatif (-) menunjukkan bahwa arah kecepatan fase terdispersi (fase ringan) adalah keatas).

4. Menentukan Ukuran Decanter

Dikarenakan umpan masuk decanter lebih besar yaitu sebesar 74085.0315 kg/jam, sehingga decanter yang dipilih adalah tipe horizontal.

a. Menentukan Volume Cairan (V_L)

Waktu tinggal cairan dalam decanter berkisar 5-10 menit, maka waktu tinggal cairan (t) didalam decanter yang dipilih selama 10 menit (Coulson, 2005).

$$V_L = Q \times t$$

Keterangan:

Q = Kecepatan volumetrik umpan masuk decanter

t = Waktu tinggal cairan didalam decanter

Kecepatan volumetrik umpan masuk decanter

$$Q = Q_L + Q_H$$
$$= (28.2110 + 48.8292) \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\begin{aligned}
&= 77.0402 \text{ m}^3/\text{jam} \\
&= 77.0402 \text{ m}^3/\text{jam} \times \frac{1 \text{ jam}}{60 \text{ menit}} \\
&= 1.2840 \text{ m}^3/\text{menit}
\end{aligned}$$

Maka,

$$\begin{aligned}
V_L &= 1.2840 \text{ m}^3/\text{menit} \times 10 \text{ menit} \\
&= 12.84004 \text{ m}^3
\end{aligned}$$

b. Menentukan Volume Decanter (V_D)

Faktor keamanan perancangan, dibuat over design 20% sehingga volume decanter menjadi 120% dari volume cairan didalam decanter (Peters dan Timmerhaus, 1991).

$$\begin{aligned}
V_D &= \text{Volume cairan} \times (1 + \text{over design}) \\
&= 12.84004 \text{ m}^3 \times (1 + 20\%) \\
&= 15.4081 \text{ m}^3
\end{aligned}$$

c. Menentukan Diameter dan Panjang Decanter

Pemilihan jenis head berdasarkan tekanan operasi. Untuk tekanan operasi kecil dari 15 atm, head yang digunakan berjenis torispherical dished head (Towler, 2008). Dikarenakan tekanan didalam decanter sebesar 1 atm, maka jenis head yang digunakan berjenis torispherical dished head.

Untuk tangki silinder, dirancang panjang (L) = 2 x *Inside Diameter (ID)* (Coulson, 2005).

Berdasarkan pers. 5.11 Brownell-Young, hal. 100

Diperoleh:

$$\begin{aligned}
\text{Volume torispherical} &= 0.000049 D_i^3 \text{ (d dalam in)} \\
&= 1.2446E-06 D_i^3 \text{ (d dalam m)}
\end{aligned}$$

$$V \text{ decanter} = \text{volume shell (} V_s \text{)} + \{2 \times \text{volume head (} V_H \text{)}\}$$

Dimana:

$$V_{shell} (V_s) = \left(\frac{1}{4}\right) \times \pi \times D^2 \times H$$

Maka,

$$\begin{aligned} V_{decanter} &= \left\{ \left(\frac{1}{4}\right) \times \pi \times D^2 \times L \right\} + (2 \times V_H) \\ &= \left\{ \left(\frac{1}{4}\right) \times \left(\frac{22}{7}\right) \times D^2 \times 2 \times D \right\} + (2 \times V_H) \\ &= \left\{ \left(\frac{1}{4}\right) \times \left(\frac{22}{7}\right) \times D^3 \times 2 \right\} + (2 \times V_H) \\ &= 1.571428 D^3 + (2 \times 1.2446 \times 10^{-6} D^3) \\ &= 1.571428 D^3 + 2.4892 \times 10^{-6} D^3 \\ V_{decanter} &= 1.571331 D^3 \end{aligned}$$

Maka,

$$Inside\ Diameter\ (ID) = \sqrt[3]{\frac{Volume\ decanter}{1.571331}}$$

Sehingga diperoleh *Inside Diameter (ID)*:

$$\begin{aligned} ID &= \sqrt[3]{\frac{15.4081}{1.5571331}} \\ &= 2.14035\ m \\ &= 7.02205\ ft \\ &= 84.26544\ in \end{aligned}$$

Maka, panjang *shell (L_s)*

$$\begin{aligned} L_s &= 2 \times ID \\ &= 2 \times 2.14035\ m \\ &= 4.2807\ m \\ &= 14.0441\ ft \\ &= 168.5309\ in \end{aligned}$$

d. Menentukan Tebal Dinding Decanter

Decanter terdiri atas dinding (shell), tutup atas dan tutup bawah (head)

$$t_s = \frac{Pr \times r_i}{F \times E - 0.6 \times Pr} + C \dots \text{ (Pers.14.34 Brownell \& Young, hal. 287)}$$

Spesifikasi bahan:

Jenis bahan = Stainless Steel SA-167, tipe 304-3 (Brownell & Young hal. 266)

Stress yang diizinkan (F) = 18750 psi (Brownell & Young, hal. 263)

Faktor korosi (C) = 0.125 in

Efisiensi (E) = 80 % (Brownell & Young, hal. 266)

Jari-jari (r) = 42.1327 in

Tekanan perancangan:

P operasi = 1 atm = 14.696 psi

Tekanan design dibuat 5-10 % lebih tekanan operasi (Coulson, hal. 827).

Tekanan yang dipilih 10% diatasnya

P desain (Pr) = 1.1 x P operasi
= 1.1 x 14.696 psi
= 16.1656 psi

Maka, tebal dinding tangki (Ts)

$$ts = \frac{16.1656 \text{ psi} \times 42.1327 \text{ in}}{18750 \text{ psi} \times 80\% - 0.6 \times 16.1656 \text{ psi}} + 0.125 \text{ in}$$
$$= 0.17044 \text{ in (Diambil ts standar 3/16 in, Tabel 5.6 Brownell & Young, hal. 100)}$$

e. Menentukan Inside Diameter Shell Sesungguhnya (ID koreksi)

Outside Diameter (OD) = ID + 2 x tshell standar
= 84.2654 in + (2 x 0.17044)
= 84.6063 in
= 84.6063 in x $\frac{1 \text{ m}}{39.370 \text{ in}}$
= 2.1490 m

Dari Tabel 5.7, hal. 102 Brownell & Young, OD standar yang mendekati perhitungan adalah 90 in:

OD standar = 90 in x $\frac{1 \text{ m}}{39.370 \text{ in}}$
= 2.2860 m

$$\begin{aligned}
 \text{Koreksi ID} &= \text{OD standar} - 2 \times \text{ts shell standar} \\
 &= 90 \text{ in} - (2 \times 0.17044 \text{ in}) \\
 &= 89.6591 \text{ in} \\
 &= 2.2773 \text{ m} \\
 &= 7.4715 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

f. Menentukan Dimensi Head dan Bottom Decanter

1. Menentukan Ketebalan Torispherical Head

$$\text{th} = \frac{0.885 \times \text{Pr} \times \text{ri}}{\text{F} \times \text{E} - 0.1 \times \text{Pr}} + \text{C} \dots \text{ (Pers.13.12 Brownell \& Young, hal. 270)}$$

Keterangan:

th = Tebal head (in)

r = Jari-jari dalam dinding

F = Allowable stress

E = Efisiensi sambungan

C = Faktor korosi

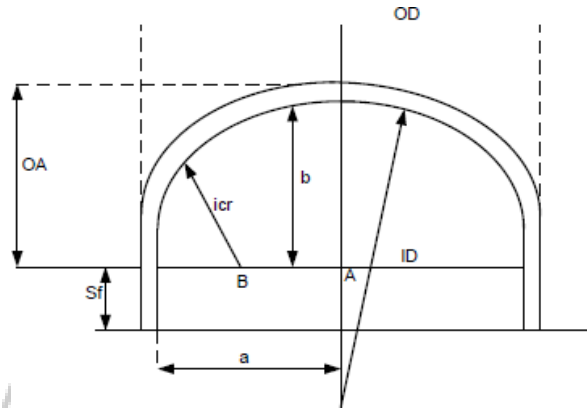
Pr = Tekanan desain (psi)

Maka:

$$\begin{aligned}
 \text{th} &= \frac{0.885 \times 16.1656 \text{ psi} \times 42.1327 \text{ in}}{18750 \text{ psi} \times 80\% - 0.1 \times 16.1656 \text{ psi}} + 0.125 \text{ in} \\
 &= 0.1652 \text{ in (Diambil th standar 3/16 in,}
 \end{aligned}$$

Tabel 5.6 Brownell & Young, hal. 100)

2. Menentukan Panjang Torispherical Head



Keterangan:

icr = Jari-jari kelengkungan pojok (inside corner radius) (in)

r = Radius of dish (in)

Sf = Flange lurus (straight flange) (in)

Th = Tebal head (in)

Oa = Tinggi head (in)

b = Depth of dish (inside) (in)

a = Inside radius/jari-jari dinding (in)

ID = Inside diameter (in)

OD = Outside diameter (in)

Dengan nilai OD standar: 90 in (Tabel 5.8 Brownell & Young hal. 102)

Maka diperoleh:

$$r = 90 \text{ in}$$

$$icr = 5.5 \text{ in}$$

Berdasarkan tebal head standar (3/16 in), maka dipilih straight flange (Sf) antara 1 1/2 - 2 1/4 in. (Tabel. 5.8, Brownell & Young, hal.105)

Dipilih:

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

$$= 0.0508 \text{ m}$$

$$a = \frac{\text{ID koreksi}}{2}$$

$$= \frac{89.6592 \text{ in}}{2}$$

$$= 44.8296 \text{ in}$$

$$AB = a - icr$$

$$= (44.8296 - 5.5) \text{ in}$$

$$= 39.3296 \text{ in}$$

$$BC = rc - icr$$

$$= 90 \text{ in} - 5.5 \text{ in}$$

$$= 84.5 \text{ in}$$

$$AC^2 = BC^2 - AB^2$$

$$= (84.5)^2 - (39.3296)^2 \text{ in}$$

$$= 5593.4354 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{5593.4354} \text{ in}$$

$$= 74.7889 \text{ in}$$

$$b = rc - AC$$

$$= (90 - 74.7889) \text{ in}$$

$$= 15.2107 \text{ in}$$

Maka, panjang head (Oa)

$$Oa = th \text{ standar} + b + Sf$$

$$= (0.1875 + 15.2107 + 2) \text{ in}$$

$$= 17.3982 \text{ in}$$

$$= 0.4419 \text{ m}$$

g. Menentukan Panjang Total Decanter (L_D)

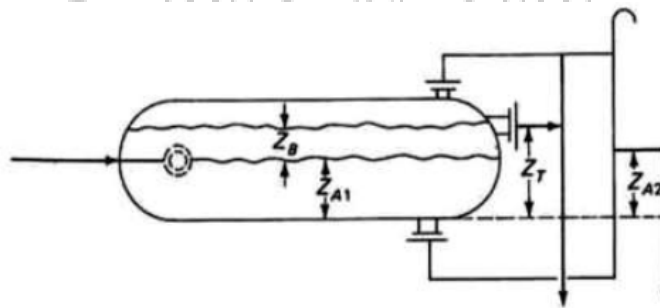
$$\text{Panjang total decanter (L}_D) = \text{panjang shell} + (2 \times \text{panjang head})$$

$$= 168.5309 \text{ in} + (2 \times 17.3982 \text{ in})$$

$$= 203.3273 \text{ in}$$

$$= 5.1645 \text{ m}$$

5. Menentukan Tinggi Larutan



$$Z_{A1} = \text{Tinggi lapisan interface (m)}$$

$$Z_B = \text{Tinggi lapisan fase ringan (m)}$$

$$Z_{A2} = \text{Tinggi lapisan fase berat (m)}$$

$$Z_T = \text{Tinggi cairan didalam decanter (m)}$$

a. Menentukan Tinggi Larutan dalam Decanter (Z_T)

Pada tangki silinder horizontal, tinggi cairan adalah 90% ndari diameter tangki.

$$\begin{aligned}Z_T &= 0.9 \times ID \text{ shell} \\ &= 0.9 \times 2.2773 \text{ m} \\ &= 2.0496 \text{ m}\end{aligned}$$

b. Menentukan Tinggi Lapisan Interface (Z_{A1})

$$\begin{aligned}Z_{A1} &= 0.5 \times ID \text{ shell} \\ &= 0.5 \times 2.2773 \text{ m} \\ &= 1.1387 \text{ m}\end{aligned}$$

c. Menentukan Tinggi Cairan Fase Berat (Z_{A2})

$$\begin{aligned}Z_{A2} &= Z_{A1} + (Z_T - Z_{A1}) \times \frac{\rho_L}{\rho_H} \\ &= 1.1387 \text{ m} + (2.0496 - 1.1387) \text{ m} \times \frac{25215.2105 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{48869.82101 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}} \\ &= 1.9522 \text{ m}\end{aligned}$$

d. Menentukan Tinggi Cairan Fase Ringan (Z_B)

$$\begin{aligned}Z_B &= Z_T - Z_{A2} \\ &= (2.0496 - 1.9522) \text{ m} \\ &= 0.09741 \text{ m}\end{aligned}$$

6. Menentukan Tinggi Pipa

a. Tinggi Pipa Umpan (H_U)

Tinggi pipa umpan diasumsi berada pada bagian tengah tangki atau sama dengan tinggi lapisan *interface*.

$$H_U = 1.1387 \text{ m}$$

b. Tinggi Pipa Keluaran Hasil Atas (Fase Ringan) (H_B)

Tinggi pipa pengeluaran hasil atas (fase ringan) sama dengan tinggi cairan pada tangki.

$$H_B = 2.0496 \text{ m}$$

c. **Tinggi Pipa Keluaran Hasil Bawah (Fase Berat) (H_{A2})**

$$H_{A2} = 1.9522 \text{ m}$$

7. **Menentukan Ukuran Pipa**

a. **Pipa Masuk Umpan**

Ukuran pipa pemasukan dapat dihitung berdasarkan pers. 15 Peter dan Timmerhaus, hal. 496).

$$\text{ID optimal} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

Keterangan:

ID = *Inside* diameter pipa (in)

Qf = Laju alir umpan (ft^3/s)

ρ = Densitas umpan (lb/ft^3)

Dimana:

$$Q_f = 77.0402 \text{ m}^3/\text{jam} \times \frac{3.2808 \text{ ft}^3}{\text{m}^3}$$

$$= 252.7536 \text{ ft}^3/\text{jam} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ s}}$$

$$= 0.0702 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\rho = \frac{\text{massa total}}{\text{laju alir umpan}}$$

$$= \frac{74085.0315 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{77.0402 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}}}$$

$$= 961.6408 \text{ kg}/\text{m}^3$$

$$= 961.6408 \text{ kg}/\text{m}^3 \times \frac{0.0624 \text{ lb}}{1 \text{ kg}}$$

$$= 60.0064 \text{ lb}/\text{ft}^3$$

Maka,

$$\text{ID} = 3.9 \times (0.0702 \text{ ft}^3/\text{s})^{0.45} \times (60.0064 \text{ lb}/\text{ft}^3)^{0.13}$$

$$= 2.0096 \text{ in}$$

Dipilih ukuran pipa standar dengan spesifikasi

Tabel. 11 Kern, hal. 851)

Nominal pipa size (NPS) = 2.5 in

Schedule number (Sch) = 40

Outside diameter (OD) = 2.88 in

= 0.073152 m

Inside diameter (ID) = 2.469 in

= 0.0627126 m

Flow area per pipe = 4.79 in²

b. Pipa Keluaran Fase Ringan

Ukuran pipa pemasukan dapat dihitung berdasarkan pers. 15 Peter dan Timmerhaus, hal. 496).

$$\text{ID optimal} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

Keterangan:

ID = *Inside* diameter pipa (in)

Qf = Laju alir umpan (ft³/s)

ρ = Densitas umpan (lb/ft³)

Dimana:

$$Q_f = 28.2110 \text{ m}^3/\text{jam} \times \frac{3.2808 \text{ ft}^3}{\text{m}^3}$$

$$= 92.5547 \text{ ft}^3/\text{jam} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ s}}$$

$$= 0.02571 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\rho = 0.8938 \text{ kg/liter}$$

$$= 0.8938 \text{ kg/liter} \times \frac{1000 \text{ liter}}{1 \text{ m}^3}$$

$$= 893.8074 \text{ kg/m}^3 \times \frac{0.0624 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{\text{ft}^3}{\text{m}^3}$$

$$= 55.7736 \text{ lb/ft}^3$$

Maka,

$$\text{ID} = 3.9 \times (0.0257 \text{ ft}^3/\text{s})^{0.45} \times (55.7736 \text{ lb/ft}^3)^{0.13}$$

$$= 1.26661 \text{ in}$$

Dipilih ukuran pipa standar dengan spesifikasi

Tabel. 11 Kern, hal. 851)

Nominal pipa size (NPS) = 1.5 in

Schedule number (Sch) = 40

Outside diameter (OD) = 1.66 in

$$= 0.042164 \text{ m}$$

Inside diameter (ID) = 1.38 in

$$= 0.035052 \text{ m}$$

Flow area per pipe = 4.79 in²

c. **Pipa Keluaran Fase Berat**

Ukuran pipa pemasangan dapat dihitung berdasarkan pers. 15 Peter dan Timmerhaus, hal. 496).

$$\text{ID optimal} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

Keterangan:

ID = *Inside* diameter pipa (in)

Qf = Laju alir umpan (ft³/s)

ρ = Densitas umpan (lb/ft³)

Dimana:

$$Qf = 48.8292 \text{ m}^3/\text{jam} \times \frac{3.2808 \text{ ft}^3}{\text{m}^3}$$

$$= 160.1989 \text{ ft}^3/\text{jam} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ s}}$$

$$= 0.0445 \text{ ft}^3/\text{s}$$

ρ = 1.0008 kg/liter

$$= 1.0008 \text{ kg/liter} \times \frac{1000 \text{ liter}}{1 \text{ m}^3}$$

$$= 1000.8315 \text{ kg/m}^3 \times \frac{0.0624 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{1 \text{ m}^3}$$

$$= 62.4519 \text{ lb/ft}^3$$

Maka,

$$\begin{aligned} \text{ID} &= 3.9 \times (0.0445 \text{ ft}^3/\text{s})^{0.45} \times (62.4519 \text{ lb/ft}^3)^{0.13} \\ &= 1.6453 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih ukuran pipa standar dengan spesifikasi

Tabel. 11 Kern, hal. 851)

Nominal pipa size (NPS)	= 2 in
Schedule number (Sch)	= 40
Outside diameter (OD)	= 2.38 in
	= 0.060452 m
Inside diameter (ID)	= 2.067 in
	= 0.0525 m
Flow area per pipe	= 4.79 in ²

8. Evaporator (EV-01)

Fungsi = Menguapkan air dan metanol yang terkandung dalam Biodiesel

Tipe = *Shell and tube heat exchanger*

Jumlah = 1 unit

Kondisi Operasi:

Tekanan = 1 atm

Suhu = 60°C

Perhitungan:

Komponen	Massa (kg/jam)	X_i	Densitas	ρ campuran
Trigliserida	21667.98885	0.859322148	0.895	0.769093322
FFA	72.50608	0.00287549	0.895	0.002573563
H ₂ O	992.7362829	0.039370533	1	0.039370533
CH ₃ OH	1602.1456	0.063538855	0.792	0.050322773
RCOOCH ₃	879.8336892	0.034892974	0.81	0.028263309
Total	25215.2105	1		0.889623501

Waktu tinggal = 0.5 jam

$$\begin{aligned}\rho \text{ campuran} &= 0.8896 \text{ g/cm}^3 \\ &= 889.6235 \text{ kg/m}^3 \\ &= 55.5125 \text{ lb/ft}^3\end{aligned}$$

1. Menentukan Volume Cairan didalam Tangki

$$\text{Volume cairan (V}_L\text{)} = \text{kecepatan volume} \times \text{waktu tinggal}$$

$$\begin{aligned}\text{Rate volumetric (V)} &= \frac{\text{massa}}{\rho} \\ &= \frac{25215.2105 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{55.5125 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}\end{aligned}$$

$$= 28.3437 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume cairan (V}_L\text{)} &= 28.3437 \text{ m}^3/\text{jam} \times 0.5 \text{ jam} \\ &= 14.1718 \text{ m}^3\end{aligned}$$

2. Menentukan Volume Tangki (Vt)

Menurut peter dan timmerhaus Tabel. 6, hal. 37 overdesign yang direkomendasikan adalah 20%, sehingga volume tangki 120% dari volume cairan.

$$\begin{aligned}V_t &= (100\% + 20\%) \times \text{volume cairan} \\ &= (100\% + 20\%) \times 14.1718 \text{ m}^3 \\ &= 17.0062 \text{ m}^3\end{aligned}$$

3. Menentukan Dimensi Reaktor

Tangki dirancang dengan menggunakan perbandingan diameter dan tinggi yakni

$$1: 2$$

$$D = 2$$

$$H = 1$$

Volume shell (Vs)

$$\begin{aligned}V_s &= \frac{1}{4} \times \pi \times D^2 \times H \\ &= \frac{1}{4} \times 3.14 \times D^2 \times 2D\end{aligned}$$

$$= 1.57 D^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume dish (Vd)} &= 0.000049 D_i^3 \text{ (d dalam in) (Berdasarkan pers. 5.11} \\ &\hspace{15em} \text{Brownell-Young, hal. 100)} \\ &= 1.2446E-06 D_i^3 \text{ (d dalam m)} \end{aligned}$$

Sehingga, diperoleh volume reaktor

$$\begin{aligned} V_r &= V_d + V_s \\ &= 1.2446E-06 \times 1.57 D^3 \\ &= 1.5700 D^3 \end{aligned}$$

Maka,

$$\text{Diameter (D)} = \sqrt[3]{\frac{\text{Volume tangki}}{\text{Volume reaktor}}}$$

Sehingga diperoleh diameter tangki:

$$\begin{aligned} D_t &= \sqrt{\frac{17.0062}{1.5700}} \\ &= 2.2126 \text{ m} \\ &= 7.2591 \text{ ft} \\ &= 87.1099 \text{ in} \end{aligned}$$

a. Menentukan Tinggi Silinder (Hs)

$$\begin{aligned} H_s &= H \times D_t \\ &= 2 \times 2.2126 \text{ m} \\ &= 4.4252 \text{ m} \\ &= 4.4252 \text{ m} \times 3.28084 \frac{\text{ft}}{\text{m}} \\ &= 14.5182 \text{ ft} \\ &= 14.5182 \text{ ft} \times 39.3701 \frac{\text{in}}{\text{m}} \\ &= 174.2199 \text{ in} \end{aligned}$$

b. Menentukan Tinggi Bahan (Hm)

$$\begin{aligned} H_m &= \frac{120}{100} \times H_s \\ &= \frac{120}{100} \times 4.4252 \text{ m} \end{aligned}$$

$$= 5.3102 \text{ m}$$

$$= 17.4281 \text{ ft}$$

$$= 209.0639 \text{ in}$$

4. Menentukan Tebal Dinding Tangki

Untuk menentukan tebal dinding tangki berdasarkan persamaan:

$$ts = \frac{Pr \times ri}{F \times E - 0.6 \times Pr} + C \dots \text{ (Pers.14.34 Brownell \& Young, hal. 287)}$$

Spesifikasi bahan:

Jenis bahan = Carbon steel SA-285 Grade C (Tabel 13.1 Brownell & Young, hal. 263)

Stress yang diizinkan (F) = 13750 psi (Tabel 13.1 Brownell & Young, hal. 263)

Faktor korosi (C) = 0.125 in

Efisiensi (E) = 80 % (Tabel 13.2 Brownell & Young, hal. 266)

Jari-jari (r) = 43.5549 in

a. Tekanan Perancangan (Pr)

$$\begin{aligned} \text{Tekanan hidrostatik (Ph)} &= \rho \times \frac{Hm - 1}{144} \dots \text{ (Pers. 3.17 Brownell \& Young, hal. 58)} \\ &= 55.5125 \text{ lb/ft}^3 \times \frac{17.4218 \text{ ft} - 1}{144} \\ &= 6.3307 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan total} &= \text{Tekanan hidrostatik} + \text{Tekanan operasi} \\ &= 6.3307 \text{ psi} + 14.7 \\ &= 21.0307 \text{ psi} \end{aligned}$$

Tekanan design dibuat 5-10 % lebih tekanan operasi, diambil 10% (Coulson, hal. 58)

$$\begin{aligned} \text{Tekanan design (Pr)} &= (100 \% + 10 \%) \times \text{tekanan total} \\ &= (100 \% + 10 \%) \times 21.0307 \text{ psi} \\ &= 22.1307 \text{ psi} \end{aligned}$$

Maka, tebal dinding tangki (Ts)

$$\begin{aligned}
 ts &= \frac{22.1307 \text{ psix } 43.5549 \text{ in}}{13750 \text{ psi} \times 80\% - 0.6 \times 22.1307 \text{ psi}} + 0.125 \text{ in} \\
 &= 0.2127 \text{ in (Diambil } ts \text{ standar } 1/4 \text{ in,} \\
 &\quad \text{Tabel 5.6 Brownell \& Young, hal. 100)} \\
 &= 0.0054 \text{ m} \\
 &= 0.0177 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

b. Menentukan Diameter Koreksi

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter koreksi} &= Dt + 2 \text{ ts} \\
 &= 87.1099 \text{ in} + (2 \times 0.2127 \text{ in}) \\
 &= 87.5354 \text{ in} \\
 &= 2.2234 \text{ m} \\
 &= 7.2946 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Dari Tabel 5.7, hal. 101 Brownell & Young, OD standar yang mendekati perhitungan adalah 90 in:

$$\begin{aligned}
 \text{OD standar} &= 90 \text{ in} \times 0.0254 \frac{\text{m}}{\text{in}} \\
 &= 2.286 \text{ m} \\
 \text{Koreksi OD} &= \text{OD standar} - 2 \times ts \text{ standar} \\
 &= 90 \text{ in} - (2 \times 0.2127 \text{ in}) \\
 &= 89.5745 \text{ in} \\
 &= 2.2752 \text{ m} \\
 &= 7.4645 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

5. Menentukan Dimensi Tutup

a. Menentukan Tebal Tutup

$$th = \frac{0.885 \times Pr \times ri}{F \times E - 0.1 \times Pr} + C \dots \text{ (Pers.13.12 Brownell \& Young, hal. 270)}$$

Keterangan:

th = Tebal head (in)

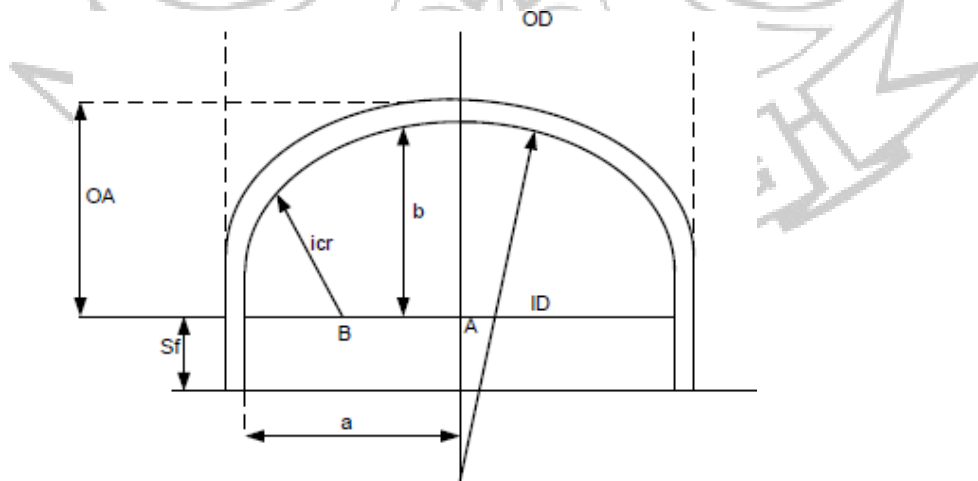
r = Jari-jari dalam dinding

- F = Allowable stress
- E = Efisiensi sambungan
- C = Faktor korosi
- Pr = Tekanan desain (psi)

Maka:

$$\begin{aligned}
 th &= \frac{0.885 \times Pr \times r_i}{F \times E - 0.1 \times Pr} + C \dots \text{ (Pers.13.12 Brownell \&} \\
 &\quad \text{Young, hal. 270)} \\
 &= \frac{0.885 \times 22.1307 \text{ psix } 43.5549 \text{ in}}{13750 \text{ psi} \times 80\% - 0.1 \times 22.1307 \text{ psi}} + 0.125 \text{ in} \\
 &= 0.20257 \text{ in (Diambil th standar } 1/4 \text{ in,} \\
 &\quad \text{Tabel 5.6 Brownell \& Young, hal. 100)} \\
 &= 0.00515 \text{ m} \\
 &= 0.01687 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

b. Perhitungan Tinggi Tutup:



Keterangan:

icr = Jari-jari kelengkapan pojok (inside corner radius) (in)

r = Radius of dish (in)

Sf = Flange lurus (straight flange) (in)

Th = Tebal head (in)

Oa = Tinggi head (in)

b = Depth of dish (inside) (in)

a = Inside radius/jari-jari dinding (in)

ID = Inside diameter (in)

OD = Outside diameter (in)

Dengan nilai OD standar 90 in (Tabel 5.7 Brownell & Young hal. 102)

Maka diperoleh:

$$r = 90 \text{ in}$$

$$icr = 5.5 \text{ in}$$

Berdasarkan tebal head standar (1/4 in), maka dipilih straight flange (Sf) antara 1 1/2 - 2 1/4 in. (Tabel. 5.8, Brownell & Young, hal.105)

Dipilih:

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

$$= 0.0762 \text{ m}$$

$$AB = \frac{rc}{2} - icr$$

$$= \frac{87.1099 \text{ in}}{2} - 5.5 \text{ in}$$

$$= 38.0549 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} BC &= rc - icr \\ &= 87.1099 \text{ in} - 5.5 \text{ in} \\ &= 81.6099 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC^2 &= BC^2 - AB^2 \\ &= (81.6099)^2 - (38.0549)^2 \text{ in} \\ &= 5212.0046 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{5212.0046} \text{ in} \\ &= 72.1942 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= rc - AC \\ &= (87.1099 - 72.1942) \text{ in} \\ &= 14.9157 \text{ in} \end{aligned}$$

Maka, tinggi tutup tangki (Oa)

$$\begin{aligned} Oa &= th + b + Sf \\ &= (0.2026 + 14.9156 + 3) \text{ in} \\ &= 18.1183 \text{ in} \\ &= 0.4602 \text{ m} \end{aligned}$$

c. Tinggi Total (Htot)

$$\begin{aligned} H_{tot} &= H_s + (2 \times Oa) \\ &= 174.2199 \text{ in} + (2 \times 18.1183 \text{ in}) \end{aligned}$$

$$= 210.4566 \text{ in}$$

$$= 5.3456 \text{ m}$$

6. Penentuan Dimensi Panas

Laju umpan (wt) = 25215.2105 kg/jam x 2.205 lb/jam
= 55599.5392 lb/jam

Laju steam (Ws) = 273115.38 kg/jam
= 602219.4129 lb/jam

Beban Panas (Q) = 137980709.33 kkal/jam x 3.968 BTU/kkal
= 547507454.6 BTU/jam

a. Menghitung beda suhu rata-rata (LMTD) Counterflow

Hot Fluid (Steam) = Temperatur masuk, $T_1 = 150^\circ\text{C}$
= Temperatur keluar, $T_2 = 150^\circ\text{C}$

Cold Fluid (Umpan) = Temperatur masuk, $t_1 = 40^\circ\text{C}$
= Temperatur keluar, $t_2 = 105^\circ\text{C}$

Fluida Panas °C			Fluida Dingin °C		Selisih °C
T_1	150	Suhu tinggi	t_2	105	$\Delta t_1 = 45$
T_2	150	Suhu rendah	t_1	40	$\Delta t_2 = 110$
$T_1 - T_2$	0	Selisih	$t_2 - t_1$	65	$\Delta t_2 - \Delta t_1 = 165$
$\Delta LMTD$	= $\frac{(t_1 - T_2) - (t_2 - T_1)}{\ln\left(\frac{t_1 - T_2}{t_2 - T_1}\right)}$				
	= $\frac{165}{\ln\left(\frac{110}{45}\right)}$				
	= 72.7217°C				
	= 162.89911 F				

Dengan faktor koreksi, $F_T = 1$ karena menggunakan steam jenuh

b. Menghitung Temperatur Kalorik

$$\frac{\Delta t_c}{\Delta t_h} = \frac{110}{45} = 2.4444$$

$K_c = 0.32$ (Fig.17 Kern, hal. 827)

$F_c = 0.55$ (Fig. 17 Kern)

$T_c = 150 + 0.52 (0)$ (Pers. 2.28, Kern)

$$\begin{aligned}
 &= 150^{\circ}\text{C} \\
 &= 302 \text{ F} \\
 T_c &= 40 + 0.55 (105-40) \\
 &= 73.8^{\circ}\text{C} \\
 &= 164.84 \text{ F}
 \end{aligned}$$

Laju alir fluida:

Fluida panas (*steam*) lewat shell

Fluida dingin (umpan) lewat tube

Dari Tabel. 8 Kern, hal. 847 dipilih U_D untuk:

$$\begin{aligned}
 \text{Hot fluid} &= \text{steam} \\
 \text{Cold fluid} &= \text{light organic} \\
 \text{Range } U_D &= 100\text{-}200 \text{ BTU/jam.ft}^2\text{.F} \\
 \text{Dipilih } U_D &= 200 \text{ BTU/jam.ft}^2\text{.F}
 \end{aligned}$$

c. Menghitung Luas Perpindahan Panas dan Jumlah Tube

1. Luas Perpindahan Panas (A) dihitung sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{Q}{U_D \times \Delta LMTD} \\
 &= \frac{547507454.6 \frac{\text{BTU}}{\text{jam.t}^2\text{.F}}}{200 \frac{\text{BTU}}{\text{jam.t}^2\text{.F}} \times 162.8991 \text{ F}} \\
 &= 16805.10474 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Dimensi *tube*:

Dipilih *tube* dengan spesifikasi berdasarkan Tabel. 10 Kern, hal.849) sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 \text{OD } tube &= \frac{3}{4} \text{ in} \\
 &= 3779.5833 \text{ ft} \\
 &= 1152017 \text{ mm} \\
 \text{BWG} &= 18 \\
 \text{ID } tube &= 0.652 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$= 0.05433 \text{ ft}$$

$$\text{Surface (a'')} = 0.3925 \text{ ft}$$

$$\text{Flow area per tube (a't)} = 0.334 \text{ in}^2$$

$$\text{Panjang tube (L)} = 33 \text{ ft}$$

(Panjang untuk tube evaporator adalah 3-10 meter, Geankoplis)

2. Menghitung Jumlah Tube (Nt)

$$\begin{aligned} Nt &= \frac{A}{L \times a''} \\ &= \frac{16805.1047 \text{ ft}^2}{33 \text{ ft} \times 0.3925 \text{ ft}} \\ &= 1297.4410 \text{ tube} \end{aligned}$$

Dari jumlah tube yang didapatkan diambil tube standar berdasarkan Tabel. 9 Kern hal. 849.

$$Nt = 1330 \text{ tube}$$

$$\text{Pitch (PT)} = 15/16 \text{ in triangular pitch}$$

$$= 0.937 \text{ in}$$

$$\text{ID shell} = 39 \text{ in}$$

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

$$= 0.75 \text{ in}$$

$$= 0.0625 \text{ ft}$$

$$\text{Pass (n)} = 2 \text{ Pass}$$

$$B = 5 \text{ in}$$

3. Menentukan Luas Transfer Panas Standar (A dan U_D koreksi)

Luas permukaan perpindahan panas standar:

$$\begin{aligned} A &= Nt \times L \times a'' \\ &= 1330 \times 33 \times 0.392 \\ &= 17226.825 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} U_D &= \frac{Q}{A \times \Delta LMTD} \\ &= \frac{547507454.6}{1.7226.825 \times 162.8991} \end{aligned}$$

$$= 195.1039 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{F}$$

d. Menentukan Koefisien Perpindahan Panas

Fluida Panas di Shell	Fluida Dingin di Tube
<p>Flow Area (a_s)</p> <p>B = 5 in</p> <p>C' = P_T – OD</p> <p>= 0.937 in – 0.75 in</p> <p>= 0.1875 in</p> <p>a_s = $\frac{\text{ID shell} \times C' \times B}{144 \times \text{PT}}$</p> <p>= $\frac{39 \text{ in} \times 0.1875 \text{ in} \times 5 \text{ in}}{144 \frac{\text{in}^2}{\text{ft}^2} \times 0.937 \text{ in}}$</p> <p>= 0.27083 ft²</p>	<p>Flow Area (a_t)</p> <p>a_t = $\frac{N_t \times a' \times t}{144 \frac{\text{in}^2}{\text{ft}^2} \times n}$</p> <p>= $\frac{1330 \times 0.334 \text{ in}^2}{144 \frac{\text{in}^2}{\text{ft}^2} \times 2}$</p> <p>= 1.5424 ft²</p>
<p>Kecepatan Massa (G_s)</p> <p>G_s = $\frac{W}{a_s}$</p> <p>= $\frac{602219.4129 \frac{\text{lb}}{\text{jam}}}{0.27083 \text{ ft}^2}$</p> <p>= 2223579.371 lb/ft².jam</p>	<p>Kecepatan Massa (G_t)</p> <p>G_t = $\frac{W}{a_t}$</p> <p>= $\frac{55599.53916 \frac{\text{lb}}{\text{jam}}}{1.5424 \text{ ft}^2}$</p> <p>= 36046.7049 lb/ft².jam</p>
<p>Bilangan Reynold (Res)</p> <p>T_c = 302 F</p> <p>De = 0.55 in (Fig. 28 Kern hal. 843)</p> <p>= 0.045833 ft</p> <p>μ = 0.015 cP (Fig. 15 Kern, hal. 825)</p> <p>= 0.0363 lb/ft.jam</p> <p>Res = $\frac{\square \square \square}{\mu}$</p> <p>= $\frac{0.045833 \text{ ft} \times 2223579.371 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2.\text{jam}}}{0.0363 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2.\text{jam}}}$</p> <p>= 2807549.71</p>	<p>Bilangan Reynold (Ret)</p> <p>t_c = 164.84 F</p> <p>D = ID tube = 0.652 in</p> <p>= 0.05433 ft</p> <p>API = 34°API (Fig. 14 Kern, hal 821)</p> <p>μ = 2.7 cP (Fig. 14 Kern, hal. 823)</p> <p>= 6.534 lb/ft.jam</p> <p>Ret = $\frac{\square \square \square}{\mu}$</p> <p>= $\frac{0.05433 \text{ ft} \times 36046.7049 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2.\text{jam}}}{6.534 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2.\text{jam}}}$</p>

	$= 5516.7899$ $L/D = \frac{33 \text{ ft}}{0.05433 \text{ ft}}$ $= 607.3619$ <p>Pada Ret 5,516.79 maka:</p> $jH = 19.7 \text{ (Fig. 24 Kern, hal. 841)}$
<p>Menentukan Koefisien Koreksi (ho)</p> <p>Dari kern, hal. 164 untuk koefisien perpindahan panas pada <i>shell</i> untuk steam saturated digunakan:</p> $h_o = 1500 \text{ BTU/jam.ft}^2 \text{ F}$	<p>Menentukan Koefisien Koreksi (hi)</p> <p>Menentukan Bilangan Prandtl</p> $t_c = 164.84 \text{ F}$ $API = 34^\circ API$ $c = 0.5 \text{ BTU/lb. F (Fig. 4 Kern)}$ $k = 0.077 \text{ BTU/jam. ft (Fig.1 Kern)}$ $\mu = 6.534 \text{ lb/ft.jam}$ $Pr = \left(\frac{c \times \mu}{k}\right)^{1/3}$ $= \left(\frac{0.5 \times 6.534}{0.077}\right)^{1/3}$ $= 14.1429$ $jH = 19.7$ $h_i/\phi_t = jH \times \frac{k}{Dt} \times \left(\frac{c \times \mu}{k}\right)^{1/3}$ $= 19.7 \times \frac{0.077}{0.05433} \times 14.1429$ $= 394.8460 \text{ BTU/jam.ft}^2 \text{ F}$

Menentukan Koefisien Koreksi (hio)

$$h_{io}/\phi_t = \frac{h_i}{\phi_t} \times \frac{ID}{OD}$$

$$= 394.8460 \text{ BTU/jam.ft}^2 \text{ F} \times \frac{0.05433 \text{ ft}}{0.0625 \text{ ft}}$$

$$= 343.2528 \text{ BTU/jam.ft}^2 \text{ F}$$

Menghitung Temperatur Dinding (t_w)

$$t_w = t_c + \frac{\frac{h_o}{\Phi_s}}{\frac{h_o}{\Phi_s} + \frac{h_{io}}{\Phi_p}} \times (T_c - t_c)$$

$$t_w = 164.84 \text{ F} + \frac{1500 \frac{\text{BTU}}{\text{jam} \cdot \text{ft} \cdot \text{F}}}{1500 \frac{\text{BTU}}{\text{jam} \cdot \text{ft} \cdot \text{F}} + 343.2528 \frac{\text{BTU}}{\text{jam} \cdot \text{ft} \cdot \text{F}}} \times (302 - 164.84) \text{ F}$$

$$= 276.4579 \text{ F}$$

Pada $t_w = 276.4579 \text{ F}$

$\mu_w = 1.2 \text{ cP}$ (Fig. 14 Kern, hal. 823)

$$= 2.904 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\phi_t = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

$$= \left(\frac{6.534 \frac{\text{lb}}{\text{ft.jam}}}{2.904 \frac{\text{lb}}{\text{ft.jam}}} \right)^{0.14}$$

$$= 1.1202$$

Koreksi Koefisien (h_{io})

$$h_{io \text{ koreksi}} = \frac{h_i}{\phi_t} \times \phi_t$$

$$= 343.2528 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot \text{F} \times 1.1202$$

$$= 384.5206264 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot \text{F}$$

e. Menghitung Clean verall Coefficient (U_c)

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$= \frac{384.5206 \frac{\text{BTU}}{\text{jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{F}} \times 1500 \frac{\text{BTU}}{\text{jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{F}}}{384.5206 \frac{\text{BTU}}{\text{jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{F}} + 1500 \frac{\text{BTU}}{\text{jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{F}}}$$

$$= 306.0624 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{F}$$

f. Menghitung Faktor Pengotor (Rd)

$$\begin{aligned} R_d &= \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} \\ &= \frac{306.0624 - 195.1039}{306.0624 \times 195.1039} \\ &= 0.000186 \end{aligned}$$

9. Reaktor Transesterifikasi (R-02)

Fungsi = Mereaksikan Trigliserida dan Metanol menjadi Biodiesel dan gliserol dengan kecepatan umpan sebesar 27869.10525 kg/jam

Tipe = Reaktor alir berpengaduk (RATB)

Jumlah = 1 unit

Kondisi Operasi

Tekanan = 1 atm

Suhu = 65°C = 149 F

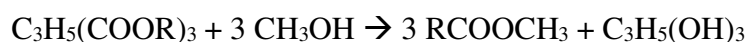
Konversi reaksi = 98 %

Waktu reaksi = 2 jam

Perhitungan:

Komponen	Massa (kg/jam)	Xi	ρ (g/cm ³)	ρ campuran (g/cm ³)
Trigliserida	21667.98885	0.777491371	0.895	0.695854777
FFA	72.50608	0.002601665	0.895	0.00232849
CH ₃ OH	4932.717336	0.176995899	0.792	0.140180752
NaOH	217.4049493	0.00780093	1.18	0.016615982
H ₂ O	98.65434672	0.003539918	1	0.003539918
Biodiesel	879.8336892	0.031570217	0.81	0.025571875
Total	27869.10525	1		0.884091794

Reaksi yang terjadi:



Waktu tinggal = 2 jam

$$\begin{aligned}\rho \text{ campuran} &= 0.884092 \text{ g/cm}^3 \\ &= 884.0912 \text{ kg/m}^3 \\ &= 55.16733 \text{ lb/ft}^3\end{aligned}$$

a. Menentukan Volume Cairan didalam Tangki

$$\text{Volume cairan (V}_L\text{)} = \text{kecepatan volume} \times \text{waktu tinggal}$$

$$\begin{aligned}\text{Rate volumetric (V)} &= \frac{\text{massa}}{\rho} \\ &= \frac{27869.10525 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{884.0912 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}\end{aligned}$$

$$= 31.52286 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Volume cairan (V}_L\text{)} = 31.52286 \text{ m}^3/\text{jam} \times 2 \text{ jam}$$

$$= 63.0457 \text{ m}^3$$

$$= 2226.4409 \text{ ft}^3$$

b. Menentukan Volume Tangki (Vt)

Menurut Peter dan Timmerhaus Tabel. 6, hal. 37 overdesign yang direkomendasikan adalah 20%, sehingga volume tangki 120% dari volume cairan.

$$\begin{aligned}V_t &= (100\% + 20\%) \times \text{laju alir volumetrik} \\ &= (100\% + 20\%) \times 63.0457 \text{ m}^3 \\ &= 75.6549 \text{ m}^3\end{aligned}$$

c. Menentukan Dimensi Reaktor

reaktor dirancang dengan menggunakan perbandingan diameter dan tinggi yakni 1: 2

$$D = 1$$

$$H = 2$$

Volume shell (V_s)

$$\begin{aligned}V_s &= \frac{1}{4} \times \pi \times D^2 \times H \\ &= \frac{1}{4} \times 3.14 \times D^2 \times 2D\end{aligned}$$

$$= 1.57 D^3$$

Volume dish (Vd) = 0.000049 Di³ (d dalam in) (Berdasarkan pers. 5.11
Brownell-Young, hal. 100)

$$= 1.2446E-06 Di^3 \text{ (d dalam m)}$$

Sehingga, diperoleh volume reaktor

$$V_r = V_d + V_s$$

$$= 1.2446E-06 \times 1.57 D^3$$

$$= 1.5700 D^3$$

Maka,

$$\text{Diameter (D)} = \sqrt[3]{\frac{\text{Volume tangki}}{\text{Volume reaktor}}}$$

Sehingga diperoleh diameter tangki:

$$D_t = \sqrt[3]{\frac{75.6549}{1.5700}}$$

$$= 3.6389 \text{ m}$$

$$= 11.9387 \text{ ft}$$

$$= 143.2664 \text{ in}$$

Maka, tinggi silinder (Hs)

$$H_s = H \times D_t$$

$$= 2 \times 3.6389 \text{ m}$$

$$= 7.2779 \text{ m}$$

$$= 7.2779 \text{ m} \times 3.28084 \frac{\text{ft}}{\text{m}}$$

$$= 23.8775 \text{ ft}$$

$$= 23.8776 \text{ ft} \times 39.3701 \frac{\text{in}}{\text{m}}$$

$$= 286.5328 \text{ in}$$

d. Menentukan Tinggi Bahan (Hm)

$$\text{Volume dish (Vd)} = 0.000049 \times (11.9387)^3 \text{ ft}$$

$$= 0.0834 \text{ ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan dalam shell} &= (2226.4409 - 0.0834) \text{ ft}^3 \\ &= 2226.3576 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi larutan dalam vessel} &= \frac{\text{volume larutan dalam shell}}{\frac{\pi}{4} \times D^2} \\ &= \frac{2226.3576 \text{ ft}^3}{\frac{\pi}{4} \times 11.9387^2 \text{ ft}} \\ &= 19.8979 \text{ ft} \\ &= 6.0649 \text{ m} \end{aligned}$$

e. Menentukan Tebal Dinding Tangki

Untuk menentukan tebal dinding tangki berdasarkan persamaan:

$$ts = \frac{Pr \times ri}{F \times E - 0.6 \times Pr} + C \dots \text{ (Pers. 14.34 Brownell \& Young, hal. 287)}$$

Spesifikasi bahan:

Jenis bahan = Carbon steel SA-285 Grade C (Tabel 13.1 Brownell & Young, hal. 263)

Stress yang diizinkan (F) = 13750 psi (Tabel 13.1 Brownell & Young, hal. 263)

Faktor korosi (C) = 0.125 in

Efisiensi (E) = 80 % (Tabel 13.2 Brownell & Young, hal. 266)

Jari-jari (r) = 71.6332 in

$$\begin{aligned} \text{Tekanan hidrostatik (Ph)} &= \rho \times \frac{Hm - 1}{144} \dots \text{ (Pers. 3.17 Brownell \& Young, hal. 58)} \\ &= 55.1673 \text{ lb/ft}^3 \times \frac{19.8979 \text{ ft} - 1}{144} \\ &= 7.2399 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan total} &= \text{Tekanan hidrostatik} + \text{Tekanan operasi} \\ &= 7.2399 \text{ psi} + 14.7 \\ &= 21.9399 \text{ psi} \end{aligned}$$

Tekanan design dibuat 5-10 % lebih tekanan operasi, diambil 10% (Coulson, hal. 58)

$$\begin{aligned}
 \text{Tekanan design (Pr)} &= (100 \% + 10 \%) \times \text{tekanan total} \\
 &= (100 \% + 10 \%) \times 21.9399 \text{ psi} \\
 &= 23.0399 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Maka, tebal dinding tangki (Ts)

$$\begin{aligned}
 ts &= \frac{23.0399 \text{ psix } 71.6332 \text{ in}}{13750 \text{ psi} \times 80\% - 0.6 \times 23.0399 \text{ psi}} + 0.125 \text{ in} \\
 &= 0.2752 \text{ in (Diambil ts standar } 5/16 \text{ in,} \\
 &\quad \text{Tabel 5.6 Brownell \& Young, hal. 100)} \\
 &= 0.00699 \text{ m} \\
 &= 0.02293 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter koreksi} &= D + 2 Ts \\
 &= 143.2664 \text{ in} + (2 \times 0.2752 \text{ in}) \\
 &= 143.8169 \text{ in} \\
 &= 3.6529 \text{ m} \\
 &= 11.9799 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Dari Tabel 5.7, hal. 101 Brownell & Young, OD standar yang mendekati perhitungan adalah 156 in:

$$\begin{aligned}
 \text{OD standar} &= 156 \text{ in} \times 0.0254 \frac{\text{m}}{\text{in}} \\
 &= 3.9624 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Koreksi ID} &= \text{OD standar} - 2 \times \text{Ts standar} \\
 &= 156 \text{ in} - (2 \times 0.2752 \text{ in}) \\
 &= 155.4495 \text{ in} \\
 &= 3.9484 \text{ m} \\
 &= 12.9539 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

f. Menentukan Dimensi Tutup

Menentukan tebal tutup

$$\begin{aligned}
 th &= \frac{0.885 \times Pr \times ri}{F \times E - 0.1 \times Pr} + C \dots \text{ (Pers.13.12 Brownell \&} \\
 &\quad \text{Young, hal. 270)}
 \end{aligned}$$

Keterangan:

Th = Tebal head (in)

r = Jari-jari dalam dinding

F = Allowable stress

E = Efisiensi sambungan

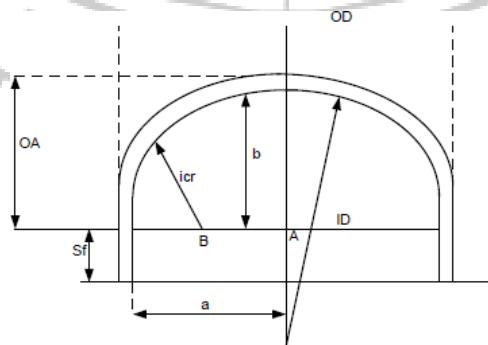
C = Faktor korosi

Pr = Tekanan desain (psi)

Maka:

$$\begin{aligned} th &= \frac{0.885 \times Pr \times r_i}{F \times E - 0.1 \times Pr} + C \dots \text{(Pers.13.12 Brownell \&} \\ &\quad \text{Young, hal. 270)} \\ &= \frac{0.885 \times 23.0399 \text{ psix } 71.6332\text{in}}{13750 \text{ psi} \times 80\% - 0.1 \times 23.0399 \text{ psi}} + 0.125 \text{ in} \\ &= 0.2578 \text{ in (Diambil th standar } 5/16 \text{ in,} \\ &\quad \text{Tabel 5.6 Brownell \& Young, hal. 100)} \\ &= 0.00655 \text{ m} \\ &= 0.02148 \text{ ft} \end{aligned}$$

g. Perhitungan Tinggi Tutup:



Keterangan:

icr = Jari-jari kelengkapan pojok (inside corner radius) (in)

r = Radius of dish (in)

Sf = Flange lurus (straight flange) (in)

Th = Tebal head (in)

Oa = Tinggi head (in)

b = Depth of dish (inside) (in)

a = Inside radius/jari-jari dinding (in)

ID = Inside diameter (in)

OD = Outside diameter (in)

Dengan nilai OD standar: 156 in (Tabel 5.7 Brownell & Young hal. 102)

Maka diperoleh:

$$r = 144 \text{ in}$$

$$icr = 4.375 \text{ in}$$

Berdasarkan tebal head standar (5/16 in), maka dipilih straight flange (Sf) antara 1 1/2 - 3 in. (Tabel. 5.8, Brownell & Young, hal.105)

Dipilih:

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

$$= 0.0762 \text{ m}$$

$$AB = \frac{rc}{2} - icr$$

$$= \frac{143.2664 \text{ in}}{2} - 4.375 \text{ in}$$

$$= 67.2582 \text{ in}$$

$$BC = rc - icr$$

$$= 143.2664 \text{ in} - 4.375 \text{ in}$$

$$= 138.8914 \text{ in}$$

$$AC^2 = BC^2 - AB^2$$

$$= (138.8914)^2 - (67.2582)^2 \text{ in}$$

$$= 14767.1581 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{14767.1581} \text{ in}$$

$$= 121.5202 \text{ in}$$

$$b = rc - AC$$

$$= (143.2664 - 121.5202) \text{ in}$$

$$= 21.7462 \text{ in}$$

Maka, tinggi tutup tangki (Oa)

$$Oa = th + b + Sf$$

$$= (0.2578 + 21.7462 + 3) \text{ in}$$

$$= 25.0040 \text{ in}$$

$$= 0.6351 \text{ m}$$

h. Tinggi Total Reaktor

$$\text{Tinggi total tutup tangki} = Hs + (2 \times Oa)$$

$$= 285.5328 \text{ in} + (2 \times 25.0040 \text{ in})$$

$$= 336.5415 \text{ in}$$

$$= 8.5482 \text{ m}$$

i. Perancangan Pengaduk

Spesifikasi pengaduk

Digunakan pengaduk dengan jenis:

Jenis = Flat blades turbine impeller

Kondisi Operasi:

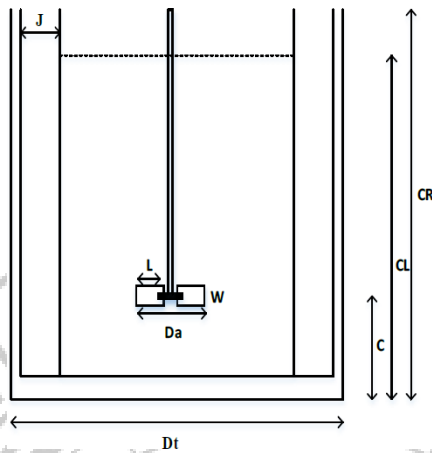
Suhu operasi = 65°C

Berdasarkan Tabel 3.4-1, Geankoplis hal. 144, diperoleh sistem operasi standar pengaduk sebagai berikut:

TABLE 3.4-1. *Geometric Proportions for a "Standard" Agitation System*

$\frac{D_a}{D_t} = 0.3 \text{ to } 0.5$	$\frac{H}{D_t} = 1$	$\frac{C}{D_t} = \frac{1}{3}$
$\frac{W}{D_a} = \frac{1}{5}$	$\frac{D_a}{D_a} = \frac{2}{3}$	$\frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}$
		$\frac{J}{D_t} = \frac{1}{12}$

$$\begin{aligned} \frac{D_a}{D_t} &= 0.3 \\ \frac{W}{D_a} &= \frac{1}{5} \\ \frac{L}{D_a} &= \frac{1}{4} \\ \frac{C}{D_t} &= \frac{1}{3} \\ \frac{J}{D_t} &= \frac{1}{12} \end{aligned}$$



Keterangan:

D_a = Diameter pengaduk (ft)

D_t = Diameter tangki (ft)

J = Lebar baffle (ft)

C = Tinggi daun pengaduk dari dasar tangki (ft)

C_L = Tinggi bahan dalam tangki (ft)

C_R = Tinggi degumming (ft)

L = Panjang blade (ft)

W = Lebar blade (daun) pengaduk (ft)

Spesifikasi dari pengaduk yang dirancang adalah sebagai berikut:

Jumlah blade = 6 buah

Jumlah Baffle = 4 buah

Diameter Impeller (D_a) = 0.3 D_t

= 0.3 x 3.6389 m

$$= 1.0917 \text{ m}$$

$$\text{Panjang blade (L)} = \frac{1}{4} D_a$$

$$= \frac{1}{4} \times 1.0917 \text{ m}$$

$$= 0.2729 \text{ m}$$

$$\text{Lebar blade (W)} = \frac{1}{5} D_a$$

$$= \frac{1}{5} \times 1.0917 \text{ m}$$

$$= 0.2183 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi impeller dari dasar C} = \frac{1}{3} D_t$$

$$= \frac{1}{3} \times 3.6389 \text{ m}$$

$$= 1.2129 \text{ m}$$

$$\text{Lebar baffle (J)} = \frac{1}{12} D_t$$

$$= \frac{1}{12} \times 3.6389 \text{ m}$$

$$= 0.3032 \text{ m}$$

j. Menentukan Kecepatan Putar Pengaduk

Berdasarkan MV Joshi (1977), hal. 415, kecepatan putaran untuk pengaduk dengan viskositas tinggi berkisar antara 200-250 $\frac{\text{m}}{\text{menit}}$

Dipilih kecepatan putaran pengaduk (V) = 250 $\frac{\text{m}}{\text{menit}}$

$$N = \frac{V}{\pi \times D_a} = \frac{250 \frac{\text{m}}{\text{menit}}}{3.14 \times 1.0917 \text{ m}}$$

$$= 72.9307 \text{ rpm}$$

$$= \frac{72.9307 \text{ rpm}}{60 \text{ s}}$$

$$= 1.2155 \text{ rps}$$

Dari Walas, hal. 287 untuk kecepatan pengaduk standar yang digunakan adalah kecepatan pengaduk yang mendekati 72.9307 rpm adalah 84 rpm.

$$N = 1.4 \text{ rps}$$

k. Menentukan Bilangan Reynold

Menghitung viskositas campuran umpan

Komponen	Massa (kg/jam)	Xi	μ (cP)	μ campuran (cP)
Trigliserida	21667.98885	0.777491371	3.1	2.41022325
FFA	72.50608	0.002601665	3.1	0.008065162
CH ₃ OH	4932.717336	0.176995899	0.62	0.110382708
HCl	217.4049493	0.00780093	15.59	0.12160344
H ₂ O	98.65434672	0.003539918	0.42	0.001486766
Biodiesel	879.8336892	0.031570217	3.20	0.101008553
Total	27869.10525	1		2.752769879

$$\begin{aligned} \mu_{\text{campuran}} &= 2.7528 \text{ cP} \\ &= \frac{2.7528 \text{ cP} \times 2.42}{3600} \\ &= 0.0018505 \text{ lb (ft/det)} \end{aligned}$$

Rumus yang digunakan:

$$N_{re} = \frac{\rho \times D^2 \times N}{\mu}$$

Dimana:

$$\rho = \text{Densitas umpan masuk} = 55.16733 \text{ lb/ft}^3$$

$$N = \text{Kecepatan pengaduk} = 1.4 \text{ rps}$$

$$D_a = \text{Diameter impeller} = 1.0917 \text{ m}$$

$$= 3.5817 \text{ ft}$$

$$\mu = \text{Viskositas umpan masuk} = 0.0018505 \text{ lb (ft/det)}$$

Maka, nilai bilangan reynold:

$$N_{re} = \frac{55.16733 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 3.5817^2 \text{ ft} \times 1.4 \text{ rps}}{0.0018505 \text{ lb} \frac{\text{ft}}{\text{det}}}$$

$$= 535,423.8804$$

FIGURE 3.4-4. Power correlations for various impellers and baffles (see Fig. 3.4-3c for dimensions D_a , D_i , J , and W).

Curve 1. Flat six-blade turbine with disk (like Fig. 3.4-3 but six blades); $D_a/W = 5$; four baffles each $D_i/J = 12$.

Curve 2. Flat six-blade open turbine (like Fig. 3.4-2c); $D_a/W = 8$; four baffles each $D_i/J = 12$.

Curve 3. Six-blade open turbine but blades at 45° (like Fig. 3.4-2d); $D_a/W = 8$; four baffles each $D_i/J = 12$.

Curve 4. Propeller (like Fig. 3.4-1); pitch = $2D_a$; four baffles each $D_i/J = 10$; also holds for same propeller in angular off-center position with no baffles.

Curve 5. Propeller; pitch = D_a ; four baffles each $D_i/J = 10$; also holds for same propeller in angular off-center position with no baffles.

Dari figure 3.4-4, hal. 145 Geankoplis untuk flat six - balade turbine dimana:

$$\frac{D_a}{W} = \frac{1.0917 \text{ m}}{0.2183 \text{ m}} = 5$$

$$\frac{D_i}{J} = \frac{3.4858 \text{ m}}{0.3032 \text{ m}} = 12$$

dengan $N_{re} = 476,595.53$ nilai N_p (Power Number) yang diperoleh 5.9.

I. Menghitung Daya Pengaduk

$$P = N_p \times N^3 \times D_a^5 \times \frac{\rho}{g_c}$$

Keterangan:

P = Daya penggerak (Hp)

N_p = Power Number

ρ = Densitas cairan yang diaduk (lb/ft^3)

N = Kecepatan pengaduk standar (rps)

D_a = Diameter pengaduk (ft)

Maka, tenaga pengaduk

$$P = 5.9 \times (1.4)^2 \times (3.5817)^5 \times \frac{55.1673}{32.174}$$

$$= 16362.11055 \text{ ft lbf/s}$$

$$= 29.7493 \text{ Hp}$$

$$= 30 \text{ Hp}$$

m. Menghitung Dimensi Jacket Pemanas

Diameter dalam jacket (d) = diameter dalam tangki + (2 x ts)
= 143.2664 in + (2 x 0.2752 in)
= 143.8169 in
= 3.6529 m

Tinggi jacket = tinggi reaktor = 6.0649 m

Asumsi tebal jacket = 5 in

Diameter luar jacket (Do) = diameter dalam jacket + (2 x asumsi tebal jacket)
= 143.8169 in + (2 x 5 in)
= 153.8169 in
= 3.9069 m

n. Menghitung Tebal Dinding Jacket

$$t_j = \frac{Pr \times d}{2 (F \times E - 0.6 \times P)} + C$$

Spesifikasi:

Bahan = Stainless steel plate SA-340

Stress yang diizinkan (F) = 13700 Psi

Efisiensi (E) = 80 %

Faktor Korosi (C) = 0.125 in

Diameter (d) = 143.8169 in

Pr = 26.7808 Psi

$$t_j = \frac{26.7808 \text{ Psi} \times 143.8169 \text{ in}}{2 (13700 \text{ Psi} \times 0.8 - 0.6 \times 26.7808 \text{ Psi})} + 0.125$$

$$t_j = 0.30084 \text{ in (diambil } t_j \text{ standar } 5/16 \text{ in)}$$

10. Tangki Penyimpanan H₃PO₄ 85%

Fungsi = Untuk penampungan sementara H₃PO₄ 85%

Tipe = Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk Torisphe-

rical dish head dan tutup bawah berbentuk flat.

Jumlah = 1 unit

Waktu Penyimpanan = 3 hari

Kondisi Operasi

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30°C

= 303 K

Perhitungan:

Densitas CPO = 1685 kg/m³

$$= 1685 \text{ kg/m}^3 \times 0.0624 \frac{\text{lb}}{\text{kg}} \frac{\text{ft}^3}{\text{m}^3}$$

$$= 105.144 \text{ lb/ft}^3$$

Laju Alir Massa = 22.9924 kg/jam

a. Menentukan Volume Cairan didalam Tangki

Volume cairan (V_L) = Kecepatan volume x waktu tinggal

Kapasitas tangka dirancang untuk waktu operasi 3 hari

Waktu tinggal = 3 hari x 24 jam/hari

= 72 jam

Rate volumetrik (V) = $\frac{\text{Massa umpan}}{\text{Densitas H}_3\text{PO}_4}$

$$= \frac{22.9924 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{1685 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

$$= 0.01365 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Volume cairan (V_L) = 0.01365 m³/jam x 72 jam

$$= 0.98245 \text{ m}^3$$

b. Menentukan Volume Tangki (V_t)

Menurut Peter dan Timmerhaus (1991) halaman 37 Tabel 6, overdesign yang direkomendasikan adalah 20%, sehingga volume tangki 120% dari volume cairan.

$$\begin{aligned}
 V_t &= (1 + 20\%) \times \text{volume cairan} \\
 &= (1 + 20\%) \times 0.98245 \text{ m}^3 \\
 &= 1.17896 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

c. Menentukan Dimensi Tangki

Berdasarkan Tabel 4-27 Ulrich, Dimana $H/D < 2$ dipilih perbandingan D:H yakni

1:1

$D = 1$

$H = 1.5$

Berdasarkan persamaan 5.11 Brownell & Young, diperoleh:

$$\begin{aligned}
 V_{\text{torispherical}} &= V_H = 0.000049 d_i^3 && (\text{d dalam in}) \\
 &= 1.2446 \times 10^{-6} && (\text{d dalam m})
 \end{aligned}$$

V tangka = Volume *shell* (V_s) + Volume head (V_H)

Dimana:

$$\begin{aligned}
 V_{\text{tangki}} &= \left\{ \left(\frac{1}{4} \right) \times \frac{22}{7} \times D^2 \times H \right\} + (1.2446 \times 10^{-6} \times D^3) \\
 &= \left\{ \left(\frac{1}{4} \right) \times \frac{22}{7} \times D^2 \times 1.5 D \right\} + (1.2446 \times 10^{-6} \times D^3) \\
 &= \left\{ \left(\frac{1}{4} \right) \times \frac{22}{7} \times D^3 \right\} + (1.2446 \times 10^{-6} \times D^3) \\
 &= \{ 1.178571 \times D^3 \} + (1.2446 \times 10^{-6} \times D^3)
 \end{aligned}$$

$$V_{\text{tangki}} = 1.17857 D^3$$

Maka,

$$\text{Diameter (D)} = \sqrt[3]{\frac{\text{Volume cairan}}{\text{Volume tangki}}}$$

Sehingga diperoleh diameter tangki:

$$\begin{aligned}
 D &= \sqrt[3]{\frac{1.178955}{1.17857}} \\
 &= 1.0001086 \text{ m} \\
 &= 1.0001086 \text{ m} \times 3.2808 \frac{\text{ft}}{\text{m}} \\
 &= 3.281156 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$= 1.0001086 \text{ m} \times 39.37 \frac{\text{in}}{\text{m}}$$

$$= 39.374274 \text{ in}$$

Maka, tinggi silinder (Hs)

$$H_s = H \times D$$

$$= 1.5 \times 1.0001086 \text{ m}$$

$$= 1.500163 \text{ m}$$

$$= 4.921734 \text{ ft}$$

$$= 59.06141 \text{ in}$$

d. Menentukan Tinggi Bahan (Hm)

$$H_m = \frac{120}{100} \times H_s$$

$$= \frac{120}{100} \times 1.500163 \text{ m}$$

$$= 1.800195 \text{ m}$$

$$= 5.906081 \text{ ft}$$

$$= 70.87369 \text{ in}$$

e. Menentukan Tebal Dinding Tangki

Untuk menentukan tebal dinding tangki berdasarkan persamaan:

$$T_s = \frac{P_r \times r_i}{F \times E - 0.6 \times P_r} + C \dots \text{ (Pers.14.34 Brownell \& Young, hal. 58)}$$

Spesifikasi bahan:

Jenis bahan = Stainless steel SA-167, tipe 304-3 (Tabel 13.1 Brownell & Young, hal. 263)

Stress yang diizinkan (F) = 18750 psi (Tabel 13.1 Brownell & Young, hal. 263)

Faktor korosi (C) = 0.125 in

Efisiensi (E) = 80 % (Tabel 13.2 Brownell & Young, hal. 266)

Jari-jari (r) = 19.687137 in

Tekanan hidrostatik (Ph) = $\rho \times \frac{H_m - 1}{144} \dots$ (Pers. 3.17 Brownell & Young, hal. 58)

$$= 105.144 \text{ lb/ft}^3 \times \frac{5.906081 \text{ ft} - 1}{144}$$

$$= 3.582257 \text{ psi}$$

Tekanan total = Tekanan hidrostatik + Tekanan operasi

$$= 3.582257 \text{ psi} + 14.7$$

$$= 18.2882257 \text{ psi}$$

Tekanan design dibuat 5-10 % lebih tekanan operasi, diambil 10% (Coulson, hal. 58)

Tekanan design (Pr) = (100 % + 10 %) x tekanan total

$$= (100 \% + 10 \%) \times 18.2882257 \text{ psi}$$

$$= 19.382257 \text{ psi}$$

Maka, tebal dinding tangki (Ts)

$$T_s = \frac{19.382257 \text{ psi} \times 19.687137 \text{ in}}{18750 \text{ psi} \times 80\% - 0.6 \times 19.382257 \text{ psi}} + 0.125 \text{ in}$$

$$= 0.150458 \text{ in (Diambil } T_s \text{ standar } 3/16 \text{ in,}$$

Tabel 5.6 Brownell & Young, hal. 100)

$$= 0.003822 \text{ m}$$

$$= 0.012533 \text{ ft}$$

Diameter koreksi = D + 2 Ts

$$= 39.374274 \text{ in} + (2 \times 0.150458 \text{ in})$$

$$= 39.675191 \text{ in}$$

$$= 3.306266 \text{ ft}$$

f. Menentukan Dimensi Tutup

Menentukan tebal tutup

$$T_h = \frac{0.885 \times Pr \times r_i}{F \times E - 0.1 \times Pr} + C \dots \text{ (Pers.13.12 Brownell \&}$$

Young, hal. 270)

Keterangan:

Th = Tebal head (in)

r = Jari-jari dalam dinding

F = Allowable stress

E = Efisiensi sambungan

C = Faktor korosi

Pr = Tekanan desain (psi)

Maka:

$$Th = \frac{0.885 \times Pr \times r_i}{F \times E - 0.1 \times Pr} + C \dots \text{(Pers.13.12 Brownell \&}$$

Young, hal. 270)

$$= \frac{0.885 \times 19.382257 \text{ psi} \times 19.687137 \text{ in}}{18750 \text{ psi} \times 80\% - 0.1 \times 19.382257 \text{ psi}} + 0.125 \text{ in}$$

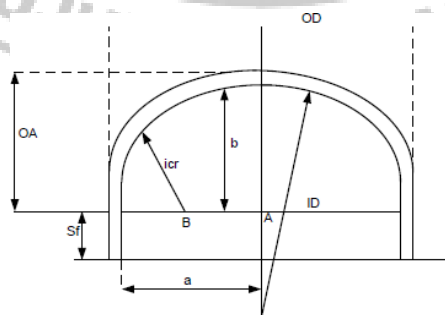
$$= 0.14752 \text{ in (Diambil Th standar } 3/16 \text{ in,}$$

Tabel 5.6 Brownell & Young, hal. 100)

$$= 0.003747 \text{ m}$$

$$= 0.012288 \text{ ft}$$

g. Perhitungan Tinggi Tutup:



Keterangan:

icr = Jari-jari kelengkapan pojok (inside corner radius) (in)

r = Radius of dish (in)

Sf = Flange lurus (straight flange) (in)

Th = Tebal head (in)

Oa = Tinggi head (in)

b = Depth of dish (inside) (in)

a = Inside radius/jari-jari dinding (in)

ID = Inside diameter (in)

OD = Outside diameter (in)

Dengan nilai OD standar: 40 in (Tabel 5.7 Brownell & Young hal. 102)

Maka diperoleh:

$$r = 40 \text{ in}$$

$$icr = 2.5 \text{ in}$$

Berdasarkan tebal head standar (3/16 in), maka dipilih straight flange (Sf) antara 1 ½ - 2 ¼ in. (Tabel. 5.8, Brownell & Young, hal.105)

Dipilih:

$$Sf = 2.25 \text{ in}$$

$$= 0.05715 \text{ m}$$

$$AB = \frac{rc}{2} - icr$$

$$= \frac{39.37427 \text{ in}}{2} - 2.5 \text{ in}$$

$$= 17.187137 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} BC &= rc - icr \\ &= 39.37427 \text{ in} - 2.5 \text{ in} \\ &= 36.87427 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC^2 &= BC^2 - AB^2 \\ &= (36.87427)^2 \text{ in} - (17.187137)^2 \text{ in} \\ &= 1064.31441 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{1064.31441} \text{ in} \\ &= 32.623832 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= rc - AC \\ &= (39.37427 - 32.623832) \text{ in} \\ &= 6.75044 \text{ in} \end{aligned}$$

Maka, tinggi tutup tangki (Oa)

$$\begin{aligned} Oa &= Th + b + Sf \\ &= (0.147516 + 6.75044 + 2.25) \text{ in} \\ &= 9.14796 \text{ in} \\ &= 0.23236 \text{ m} \end{aligned}$$

11. Tangki Penyimpanan HCl 37%

Fungsi = Untuk penampungan sementara HCl 37%

Tipe = Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk Torisphe-

rical dish head dan tutup bawah berbentuk flat.

Jumlah = 1 unit

Waktu Penyimpanan = 3 hari

Kondisi Operasi

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30°C

= 303 K

Perhitungan:

Densitas HCl = 1180 kg/m³

$$= 1180 \text{ kg/m}^3 \times 0.0624 \frac{\text{lb}}{\text{kg}} \frac{\text{ft}^3}{\text{m}^3}$$

$$= 73.632 \text{ lb/ft}^3$$

Laju Alir Massa = 379.2485 kg/jam

a. Menentukan Volume Cairan didalam Tangki

Volume cairan (V_L) = Kecepatan volume x waktu tinggal

Kapasitas tangka dirancang untuk waktu operasi 3 hari

Waktu tinggal = 3 hari x 24 jam/hari

$$= 72 \text{ jam}$$

Rate volumetrik (V) = $\frac{\text{Massa umpan}}{\text{Densitas HCl}}$

$$= \frac{379.2485 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{1180 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

$$= 0.3214 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Volume cairan (V_L) = 0.3214 m³/jam x 72 jam

$$= 23.1406 \text{ m}^3$$

b. Menentukan Volume Tangki (V_t)

Menurut Peter dan Timmerhaus (1991) halaman 37 Tabel 6, overdesign yang direkomendasikan adalah 20%, sehingga volume tangki 120% dari volume cairan.

$$\begin{aligned}
 V_t &= (1 + 20\%) \times \text{volume cairan} \\
 &= (1 + 20\%) \times 23.1406 \text{ m}^3 \\
 &= 27.7687 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

c. Menentukan Dimensi Tangki

Berdasarkan Tabel 4-27 Ulrich, Dimana $H/D < 2$ dipilih perbandingan D:H yakni

1:1

$D = 1$

$H = 1.5$

Berdasarkan persamaan 5.11 Brownell & Young, diperoleh:

$$\begin{aligned}
 V_{\text{torispherical}} &= V_H = 0.000049 d_i^3 \quad (\text{d dalam in}) \\
 &= 1.2446 \times 10^{-6} \quad (\text{d dalam m})
 \end{aligned}$$

V tangka = Volume *shell* (V_s) + Volume head (V_H)

Dimana:

$$\begin{aligned}
 V_{\text{tangki}} &= \left\{ \left(\frac{1}{4} \right) \times \frac{22}{7} \times D^2 \times H \right\} + (1.2446 \times 10^{-6} \times D^3) \\
 &= \left\{ \left(\frac{1}{4} \right) \times \frac{22}{7} \times D^2 \times 1.5 D \right\} + (1.2446 \times 10^{-6} \times D^3) \\
 &= \left\{ \left(\frac{1}{4} \right) \times \frac{22}{7} \times D^3 \right\} + (1.2446 \times 10^{-6} \times D^3) \\
 &= \{ 1.178571 \times D^3 \} + (1.2446 \times 10^{-6} \times D^3)
 \end{aligned}$$

$$V_{\text{tangki}} = 1.17857 D^3$$

Maka,

$$\text{Diameter (D)} = \sqrt[3]{\frac{\text{Volume cairan}}{\text{Volume tangki}}}$$

Sehingga diperoleh diameter tangki:

$$\begin{aligned}
 D &= \sqrt[3]{\frac{27.7687}{1.17857}} \\
 &= 2.8668 \text{ m} \\
 &= 2.8668 \text{ m} \times 3.2808 \frac{\text{ft}}{\text{m}} \\
 &= 9.4054 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$= 2.8668 \text{ m} \times 39.37 \frac{\text{in}}{\text{m}}$$

$$= 112.8665 \text{ in}$$

Maka, tinggi silinder (Hs)

$$H_s = H \times D$$

$$= 1.5 \times 2.8668 \text{ m}$$

$$= 4.3002 \text{ m}$$

$$= 14.1082 \text{ ft}$$

$$= 169.2998 \text{ in}$$

d. Menentukan Tinggi Bahan (Hm)

$$H_m = \frac{120}{100} \times H_s$$

$$= \frac{120}{100} \times 4.3002 \text{ m}$$

$$= 5.1603 \text{ m}$$

$$= 16.9298 \text{ ft}$$

$$= 203.1597 \text{ in}$$

e. Menentukan Tebal Dinding Tangki

Untuk menentukan tebal dinding tangki berdasarkan persamaan:

$$T_s = \frac{P_r \times r_i}{F \times E - 0.6 \times P_r} + C \dots \text{ (Pers.14.34 Brownell \& Young, hal. 58)}$$

Spesifikasi bahan:

Jenis bahan = Stainless steel SA-167, tipe 304-3 (Tabel 13.1 Brownell & Young, hal. 263)

Stress yang diizinkan (F) = 18750 psi (Tabel 13.1 Brownell & Young, hal. 263)

Faktor korosi (C) = 0.125 in

Efisiensi (E) = 80 % (Tabel 13.2 Brownell & Young, hal. 266)

Jari-jari (r) = 56.4333 in

Tekanan hidrostatik (Ph) = $\rho \times \frac{H_m - 1}{144}$... (Pers. 3.17 Brownell & Young, hal. 58)

$$= 73.632 \text{ lb/ft}^3 \times \frac{16.9298 \text{ ft} - 1}{144}$$

$$= 8.1454 \text{ psi}$$

Tekanan total = Tekanan hidrostatis + Tekanan operasi

$$= 8.1454 \text{ psi} + 14.7$$

$$= 22.8454 \text{ psi}$$

Tekanan design dibuat 5-10 % lebih tekanan operasi, diambil 10% (Coulson, hal. 58)

Tekanan design (Pr) = (100 % + 10 %) x tekanan total

$$= (100 \% + 10 \%) \times 22.8454 \text{ psi}$$

$$= 23.9454 \text{ psi}$$

Maka, tebal dinding tangki (Ts)

$$T_s = \frac{23.9454 \text{ psi} \times 56.4333 \text{ in}}{18750 \text{ psi} \times 80\% - 0.6 \times 23.9454 \text{ psi}} + 0.125 \text{ in}$$

$$= 0.2152 \text{ in (Diambil } T_s \text{ standar } 1/4 \text{ in,}$$

Tabel 5.6 Brownell & Young, hal. 100)

$$= 0.00547 \text{ m}$$

$$= 0.01792 \text{ ft}$$

Diameter koreksi = D + 2 Ts

$$= 112.8665 \text{ in} + (2 \times 0.2152 \text{ in})$$

$$= 113.2969 \text{ in}$$

$$= 9.4414 \text{ ft}$$

f. Menentukan Dimensi Tutup

Menentukan tebal tutup

$$T_h = \frac{0.885 \times Pr \times r_i}{F \times E - 0.1 \times Pr} + C \dots \text{ (Pers.13.12 Brownell \&}$$

Young, hal. 270)

Keterangan:

T_h = Tebal head (in)

r = Jari-jari dalam dinding

F = Allowable stress

E = Efisiensi sambungan

C = Faktor korosi

Pr = Tekanan desain (psi)

Maka:

$$Th = \frac{0.885 \times Pr \times ri}{F \times E - 0.1 \times Pr} + C \dots \text{(Pers.13.12 Brownell \&}$$

Young, hal. 270)

$$= \frac{0.885 \times 23.9454 \text{ psix } 56.4333 \text{ in}}{18750 \text{ psi} \times 80\% - 0.1 \times 23.9454 \text{ psi}} + 0.125 \text{ in}$$

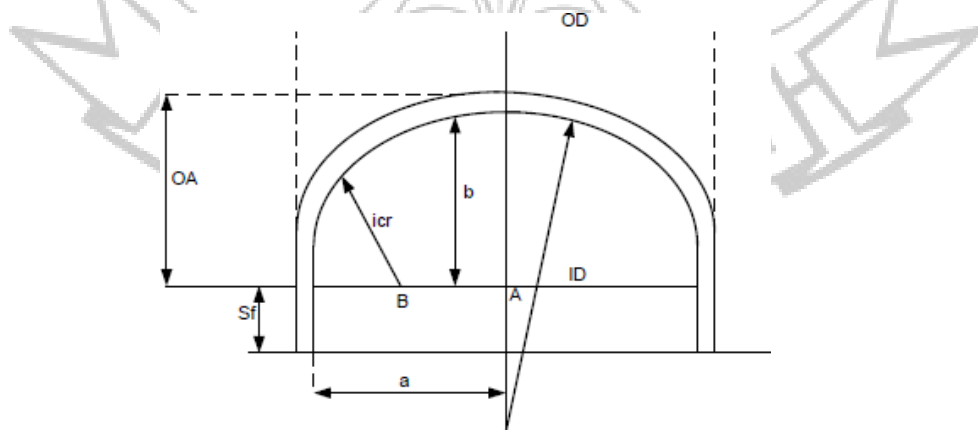
$$= 0.2047 \text{ in (Diambil Th standar } 1/4 \text{ in,}$$

Tabel 5.6 Brownell & Young, hal. 100)

$$= 0.00520 \text{ m}$$

$$= 0.01705 \text{ ft}$$

g. Perhitungan Tinggi Tutup:



Keterangan:

icr = Jari-jari kelengkapan pojok (inside corner radius) (in)

r = Radius of dish (in)

Sf = Flange lurus (straight flange) (in)

Th = Tebal head (in)

Oa = Tinggi head (in)

b = Depth of dish (inside) (in)

a = Inside radius/jari-jari dinding (in)

ID = Inside diameter (in)

OD = Outside diameter (in)

Dengan nilai OD standar: 114 in (Tabel 5.7 Brownell & Young hal. 102)

Maka diperoleh:

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

$$icr = 6.875 \text{ in}$$

Berdasarkan tebal head standar (1/4 in), maka dipilih straight flange (Sf) antara 1 1/2 - 2 1/4 in. (Tabel. 5.8, Brownell & Young, hal.105)

Dipilih:

$$Sf = 2.25 \text{ in}$$

$$= 0.0572 \text{ m}$$

$$AB = \frac{rc}{2} - icr$$

$$= \frac{112.8665 \text{ in}}{2} - 6.875 \text{ in}$$

$$= 49.5583 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} BC &= rc - icr \\ &= 112.8665 \text{ in} - 6.875 \text{ in} \\ &= 105.9915 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC^2 &= BC^2 - AB^2 \\ &= (105.9915)^2 \text{ in} - (49.5583)^2 \text{ in} \\ &= 8778.1821 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{8778.1821} \text{ in} \\ &= 93.6919 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= rc - AC \\ &= (112.8665 - 93.6919) \text{ in} \\ &= 19.1746 \text{ in} \end{aligned}$$

Maka, tinggi tutup tangki (Oa)

$$\begin{aligned} Oa &= Th + b + Sf \\ &= (0.2047 + 19.1746 + 2.25) \text{ in} \\ &= 21.6293 \text{ in} \\ &= 0.5494 \text{ m} \end{aligned}$$

h. Tinggi Total Tangki

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total tutup tangki} &= Hs + (2 \times Oa) \\ &= 169.2998 \text{ in} + (2 \times 21.6293 \text{ in}) \\ &= 212.5584 \text{ in} \\ &= 5.3989 \text{ m} \end{aligned}$$

12. Tangki Penyimpanan CH₃OH 98%

Fungsi	= Untuk penampungan sementara CH ₃ OH 98%
Tipe	= Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk Torispherical dish head dan tutup bawah berbentuk flat.
Jumlah	= 3 unit
Waktu Penyimpanan	= 1 hari
Kondisi Operasi	
Tekanan	= 1 atm
Suhu	= 30°C = 303 K

Perhitungan:

Densitas CH ₃ OH	= 792 kg/m ³ = 792 kg/m ³ x 0.0624 $\frac{\text{lb}}{\text{kg}} \frac{\text{m}^3}{\text{ft}^3}$ = 49.4208 lb/ft ³
Laju Alir Massa	= 6772.818828 kg/jam

a. Menentukan Volume Cairan didalam Tangki

Volume cairan (V _L)	= Kecepatan volume x waktu tinggal
Kapasitas tangka dirancang untuk waktu operasi 1 hari	
Waktu tinggal	= 1 hari x 24 jam/hari = 24 jam
Rate volumetrik (V)	= $\frac{\text{Massa umpan}}{\text{Densitas CH}_3\text{OH}}$ = $\frac{6772.818828 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{792 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$ = 8.5515 m ³ /jam
Volume cairan (V _L)	= 8.5515 m ³ /jam x 24 jam = 205.2369 m ³

$$\begin{aligned}
 \text{Digunakan 3 buah tangki} &= \frac{\text{Volume cairan}}{3} \\
 &= \frac{205.2369 \text{ m}^3}{3} \\
 &= 68.4123 \text{ m}^3 \\
 &= 2415.9603 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

b. Menentukan Volume Tangki (Vt)

Menurut Peter dan Timmerhaus (1991) halaman 37 Tabel 6, overdesign yang direkomendasikan adalah 20%, sehingga volume tangki 120% dari volume cairan.

$$\begin{aligned}
 V_t &= (1 + 20\%) \times \text{volume cairan} \\
 &= (1 + 20\%) \times 68.4123 \text{ m}^3 \\
 &= 82.0948 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

c. Menentukan Dimensi Tangki

Berdasarkan Tabel 4-27 Ulrich, Dimana $H/D < 2$ dipilih perbandingan D:H yakni

1:1

$D = 1$

$H = 1$

Berdasarkan persamaan 5.11 Brownell & Young, diperoleh:

$$\begin{aligned}
 V_{\text{torispherical}} &= V_H = 0.000049 d_i^3 && (\text{d dalam in}) \\
 &= 1.2446 \times 10^{-6} && (\text{d dalam m})
 \end{aligned}$$

V tangka = Volume *shell* (V_s) + Volume head (V_H)

Dimana:

$$\begin{aligned}
 V_{\text{tangki}} &= \left\{ \left(\frac{1}{4} \right) \times \frac{22}{7} \times D^2 \times H \right\} + (1.2446 \times 10^{-6} \times D^3) \\
 &= \left\{ \left(\frac{1}{4} \right) \times \frac{22}{7} \times D^2 \times 1 D \right\} + (1.2446 \times 10^{-6} \times D^3) \\
 &= \left\{ \left(\frac{1}{4} \right) \times \frac{22}{7} \times D^3 \right\} + (1.2446 \times 10^{-6} \times D^3) \\
 &= \{0.785714286 \times D^3\} + (1.2446 \times 10^{-6} \times D^3)
 \end{aligned}$$

$$V_{\text{tangki}} = 0.7857 D^3$$

Maka,

$$\text{Diameter (D)} = \sqrt{\frac{\text{Volume cairan}}{\text{Volume tangki}}}$$

Sehingga diperoleh diameter tangki:

$$\begin{aligned} D &= \sqrt{\frac{82.0948}{0.7857}} \\ &= 4.7099 \text{ m} \\ &= 4.7099 \text{ m} \times 3.2808 \frac{\text{ft}}{\text{m}} \\ &= 15.4524 \text{ ft} \\ &= 4.7099 \text{ m} \times 39.37 \frac{\text{in}}{\text{m}} \\ &= 185.4310 \text{ in} \end{aligned}$$

Maka, tinggi silinder (Hs)

$$\begin{aligned} H_s &= H \times D \\ &= 1 \times 4.7099 \text{ m} \\ &= 4.7099 \text{ m} \\ &= 15.4524 \text{ ft} \\ &= 185.4310 \text{ in} \end{aligned}$$

d. Menentukan Tinggi Bahan (Hm)

$$\begin{aligned} H_m &= \frac{120}{100} \times H_s \\ &= \frac{120}{100} \times 4.7099 \text{ m} \\ &= 5.6519 \text{ m} \\ &= 18.5429 \text{ ft} \\ &= 222.5172 \text{ in} \end{aligned}$$

e. Menentukan Tebal Dinding Tangki

Untuk menentukan tebal dinding tangki berdasarkan persamaan:

$$T_s = \frac{Pr \times r_i}{F \times E - 0.6 \times Pr} + C \dots \text{ (Pers.14.34 Brownell \& Young,}$$

hal. 58)

Spesifikasi bahan:

Jenis bahan = Stainless steel SA-167, tipe 304-3 (Tabel 13.1 Brownell & Young, hal. 263)

Stress yang diizinkan (F) = 18750 psi (Tabel 13.1 Brownell & Young, hal. 263)

Faktor korosi (C) = 0.125 in

Efisiensi (E) = 80 % (Tabel 13.2 Brownell & Young, hal. 266)

Jari-jari (r) = 92.7155 in

Tekanan hidrostatik (Ph) = $\rho \times \frac{Hm-1}{144}$... (Pers. 3.17 Brownell & Young, hal. 58)
= $49.4208 \text{ lb/ft}^3 \times \frac{18.5429 \text{ ft} - 1}{144}$
= 6.0207 psi

Tekanan total = Tekanan hidrostatik + Tekanan operasi
= 6.0207 psi + 14.7
= 20.7207 psi

Tekanan design dibuat 5-10 % lebih tekanan operasi, diambil 10% (Coulson, hal. 58)

Tekanan design (Pr) = (100 % + 10 %) x tekanan total
= (100 % + 10 %) x 20.7207 psi
= 21.8207 psi

Maka, tebal dinding tangki (Ts)

Ts = $\frac{21.8207 \text{ psi} \times 92.7155 \text{ in}}{18750 \text{ psi} \times 80\% - 0.6 \times 21.8207 \text{ psi}} + 0.125 \text{ in}$
= 0.2599 in (Diambil Ts standar 5/16 in, Tabel 5.6 Brownell & Young, hal. 100)
= 0.006603 m
= 0.021657 ft

Diameter koreksi = D + 2 Ts
= 185.4310 in + (2 x 0.2599 in)

$$= 185.9509 \text{ in}$$

$$= 15.4959 \text{ ft}$$

f. Menentukan Dimensi Tutup

Menentukan tebal tutup

$$Th = \frac{0.885 \times Pr \times ri}{F \times E - 0.1 \times Pr} + C \dots \text{ (Pers.13.12 Brownell \& Young, hal. 270)}$$

Keterangan:

Th = Tebal head (in)

r = Jari-jari dalam dinding

F = Allowable stress

E = Efisiensi sambungan

C = Faktor korosi

Pr = Tekanan desain (psi)

Maka:

$$Th = \frac{0.885 \times Pr \times ri}{F \times E - 0.1 \times Pr} + C \dots \text{ (Pers.13.12 Brownell \& Young, hal. 270)}$$

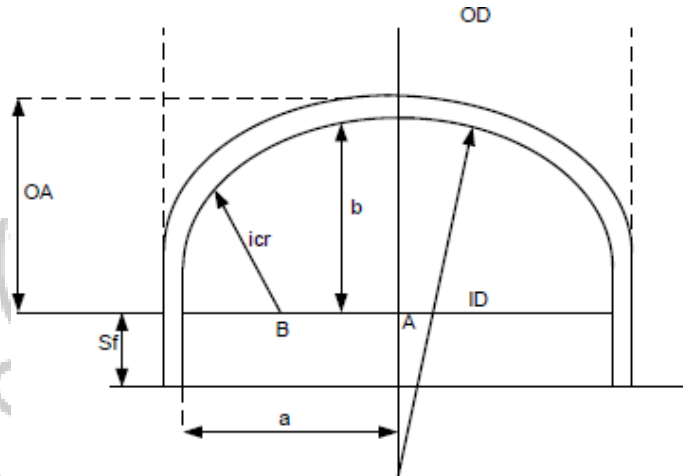
$$= \frac{0.885 \times 21.8207 \text{ psix } 92.7155 \text{ in}}{18750 \text{ psi} \times 80\% - 0.1 \times 21.8207 \text{ psi}} + 0.125 \text{ in}$$

$$= 0.2444 \text{ in (Diambil Th standar } 5/16 \text{ in, Tabel 5.6 Brownell \& Young, hal. 100)}$$

$$= 0.006207 \text{ m}$$

$$= 0.020357 \text{ ft}$$

g. Perhitungan Tinggi Tutup:



Keterangan:

icr = Jari-jari kelengkapan pojok (inside corner radius) (in)

r = Radius of dish (in)

Sf = Flange lurus (straight flange) (in)

Th = Tebal head (in)

Oa = Tinggi head (in)

b = Depth of dish (inside) (in)

a = Inside radius/jari-jari dinding (in)

ID = Inside diameter (in)

OD = Outside diameter (in)

Dengan nilai OD standar: 192 in (Tabel 5.7 Brownell & Young hal. 102)

Maka diperoleh:

$$r = 170 \text{ in}$$

$$icr = 11.5 \text{ in}$$

Berdasarkan tebal head standar (5/16 in), maka dipilih straight flange (Sf) antara 1 1/2 - 3 in. (Tabel. 5.8, Brownell & Young, hal.105)

Dipilih:

$$\begin{aligned} Sf &= 3 \text{ in} \\ &= 0.0762 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AB &= \frac{rc}{2} - icr \\ &= \frac{185.4310 \text{ in}}{2} - 11.5 \text{ in} \\ &= 81.2155 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= rc - icr \\ &= 185.4310 \text{ in} - 11.5 \text{ in} \\ &= 173.9310 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC^2 &= BC^2 - AB^2 \\ &= (173.9310)^2 \text{ in} - (81.2155)^2 \text{ in} \\ &= 23656.03849 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{23656.03849} \text{ in} \\ &= 153.8052 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= rc - AC \\ &= (185.4310 - 153.8052) \text{ in} \\ &= 31.6258 \text{ in} \end{aligned}$$

Maka, tinggi tutup tangki (O_a)

$$\begin{aligned} O_a &= Th + b + Sf \\ &= (0.2444 + 31.6258 + 3) \text{ in} \\ &= 34.8702 \text{ in} \\ &= 0.8857 \text{ m} \end{aligned}$$

h. Tinggi Total Tangki

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total tutup tangki} &= H_s + (2 \times O_a) \\ &= 185.4310 \text{ in} + (2 \times 34.8702 \text{ in}) \\ &= 187.2024 \text{ in} \\ &= 4.7549 \text{ m} \end{aligned}$$

13. Gudang Penyimpanan NaOH

Fungsi = Menyimpan bahan NaOH

Tipe = Persegi panjang

Jumlah = 1 unit

Waktu Penyimpanan = 7 hari (1 minggu)

Kondisi Operasi

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30°C

= 303 K

Perhitungan:

Densitas	= 1.43 g/cm ³ = 1430 kg/m ³
Volume NaOH	= 21.8925 m ³ /minggu
Kapasitas tiap gedung	= 21.8925 m ³ /minggu
Dimensi gudang berbentuk balok, maka:	
Tinggi gudang	= 5 m
Panjang gudang	= 2 x L (Perbandingan panjang dan lebar dengan Panjang gudang 2:1)
Lebar	= $\frac{1}{2}$ x P
Volume	= p x l x t
21.8925 m ³ /minggu	= 2L x 1 x 5
21.8925 m ³ /minggu	= 10 L ²
L ²	= 1.4796 m
P	= 2L = 2.9592 m

14. Bucket Elevator (BE-02)

Fungsi	= Mengangkut bentonit dari gudang penyimpanan ke Tangki degummer
Tipe	= Centrifugal discharge buckets
Bahan	= Malleable – iron
Jumlah	= 1 unit
Kondisi Operasi	
Tekanan	= 1 atm
Suhu	= 30°C

Perhitungan:

Laju bahan yang diangkut	= 217.4049493 kg/jam = 217.4049493 kg/jam x 24 jam
--------------------------	---

$$= 5217.718783 \text{ kg/hari}$$

$$= \frac{217.4049493 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{1000 \text{ kg}}$$

$$= 0.217404949 \text{ ton/jam}$$

a. Spesifikasi Peralatan

Faktor kelonggaran (fk) = 12 % (Tabel 28-8 Perry, dkk_ edition 7th, hal. 2379)

Kapasitas = (1 + 12 %) x laju bahan yang diangkut

$$= (1+0.12) \times 217.4049493 \text{ kg/jam}$$

$$= 243.4935432 \text{ kg/jam}$$

Dari Tabel 21-8, Perry, dkk_ edition 7th, hal. 1853, untuk bucket elevator dengan kapasitas < sama dengan 14 ton/jam, spesifikasi peralatan sebagai berikut:

Tinggi elevator = 25 ft x 0.3048 $\frac{\text{m}}{\text{ft}}$

$$= 7.62 \text{ m}$$

Ukuran bucket = (6 x 4 x 4 $\frac{1}{4}$) in

$$= 102 \text{ in} \times 0.0254 \frac{\text{m}}{\text{in}}$$

$$= 2.5908 \text{ m}$$

Jarak antar bucket = 12 in x 0.0254 $\frac{\text{m}}{\text{in}}$

$$= 0.3048 \text{ m}$$

Kecepatan bucket = 225 ft/menit

$$= 1.143 \text{ m/s}$$

Kecepatan putaran = 43 putaran/menit

Lebar belt = 7 in
= 0.1778 m
= 17.78 cm

$\frac{\text{Rasio daya}}{\text{tinggi}} = 0.02$

Power poros = 1 Hp

b. Power Bucket Elevator

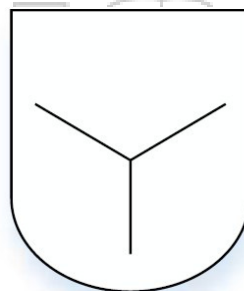
$P = \Delta Z \times \frac{\text{Rasio daya}}{\text{tinggi}} + \text{power poros}$
= 25 x 0.02 + 1
= 1.5 Hp

Efisiensi motor = 80%

Power motor = $\frac{1.5 \text{ hp}}{80\%}$
= 1.875 hp

Jadi, daya bucket yang digunakan adalah 1.875 hp

15. Mixer (M-01)



Fungsi = Untuk mencampur NaOH dan Metanol

Tipe = Silinder tegak dengan tutup flat dan bawah berbentuk dishead yang dilengkapi dengan pangaduk

Jumlah = 1 unit

Kondisi Operasi

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30°C

Perhitungan:

Komponen	Massa (kg/jam)	X_i	Densitas (g/cm ³)	Densitas Campuran (g/cm ³)
CH ₃ OH	4932.717336	0.939784198	0.792	0.744309085
NaOH	217.4049493	0.041420118	2.13	0.088224852
H ₂ O	98.65434672	0.018795684	1	0.018795684
Total	5248.7766	1		0.851329621

Waktu tinggal = 0.5 jam

Densitas campuran = 0.851396 g/cm³
= 851.1396 kg/m³
= 53.12229 lb/ft³

a. Menentukan Volume Cairan didalam Tangki

Volume cairan (V_L) = Kecepatan volume x waktu tinggal

Rate Volumetrik (V) = $\frac{\text{Massa umpan}}{\text{Densitas campuran}}$
$$= \frac{5248.7766 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{851.1396 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

= 6.1654 m³/jam

Volume cairan (V_L) = 6.1654 m³/jam x 0.5 jam
= 3.0827 m³

b. Menentukan Volume Tangki (V_t)

Menurut Peter dan Timmerhaus (1991) halaman 37 Tabel 6, overdesign yang direkomendasikan adalah 20%, sehingga volume tangki 120% dari volume cairan.

$$\begin{aligned}
 V_t &= (1 + 20\%) \times \text{volume cairan} \\
 &= (1 + 20\%) \times 3.0827 \text{ m}^3 \\
 &= 3.6992 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

c. Menentukan Dimensi Tangki

Tangki dirancang dengan menggunakan perbandingan diameter dan tinggi yakni 1:1.5

$$D = 1$$

$$H = 1.5$$

$$\begin{aligned}
 \text{Luas Penampang (A)} &= \frac{\pi}{4} \times D^2 \\
 &= \frac{3.14}{4} \times 1^2 \\
 &= 0.785 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

V tangki (Vt)

$$\begin{aligned}
 V_t &= A \times H \\
 &= \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H \\
 &= \frac{3.14}{4} \times D^2 \times 1.5 D \\
 &= 1.1775 D^3
 \end{aligned}$$

Maka,

$$\text{Diameter (Dt)} = \sqrt[3]{\frac{\text{volume cairan}}{\text{Volume tangki}}}$$

Sehingga diperoleh diameter tangki:

$$\begin{aligned}
 D_t &= \sqrt[3]{\frac{3.6992}{1.1775}} \\
 &= 1.4646 \text{ m} \\
 &= 4.8050 \text{ ft} \\
 &= 57.6610 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Maka, tinggi silinder (Hs)

$$\begin{aligned} H_s &= H \times D_t \\ &= 1.5 \times 1.4646 \text{ m} \\ &= 2.1969 \text{ m} \\ &= 2.1969 \text{ m} \times 3.28084 \frac{\text{ft}}{\text{m}} \\ &= 7.2076 \text{ ft} \\ &= 2.1969 \text{ m} \times 39.3701 \frac{\text{in}}{\text{m}} \\ &= 86.4915 \text{ in} \end{aligned}$$

d. Menentukan Tinggi Bahan (Hm)

$$\begin{aligned} H_m &= \frac{120}{100} \times H_s \\ &= \frac{120}{100} \times 2.1969 \text{ m} \\ &= 2.6363 \text{ m} \\ &= 2.6363 \text{ m} \times 3.28084 \frac{\text{ft}}{\text{m}} \\ &= 8.6491 \text{ ft} \\ &= 2.6363 \text{ m} \times 39.3701 \frac{\text{in}}{\text{m}} \\ &= 103.7898 \text{ in} \end{aligned}$$

e. Menentukan Tebal Dinding Tangki

Untuk menentukan tebal dinding tangki berdasarkan persamaan:

$$T_s = \frac{P \times r_i}{F \times E - 0.6 \times P} + C \dots \text{ (Pers.14.34 Brownell \& Young, hal. 287)}$$

Spesifikasi bahan:

Jenis bahan = Carbon steel SA-285 Grade C (Tabel 13.1 Brownell & Young, hal. 263)

Stress yang diizinkan (F) = 13750 psi (Tabel 13.1 Brownell & Young, hal. 263)

Faktor korosi (C) = 0.125 in
Efisiensi (E) = 80 % (Tabel 13.2 Brownell & Young, hal. 266)
Jari-jari (r) = 28.8305 in

Tekanan hidrostatik (Ph) = $\rho \times \frac{Hm-1}{144}$... (Pers. 3.17 Brownell & Young, hal. 58)
= $53.1229 \text{ lb/ft}^3 \times \frac{8.6491 \text{ ft} - 1}{144}$
= 2.8218 psi

Tekanan total = Tekanan hidrostatik + Tekanan operasi
= 2.8218 psi + 14.7
= 17.5218 psi

Tekanan design dibuat 5-10 % lebih tekanan operasi, diambil 10% (Coulson, hal. 58)

Tekanan design (Pr) = (100 % + 10 %) x tekanan total
= (100 % + 10 %) x 17.5218 psi
= 18.6218 psi

Maka, tebal dinding tangki (Ts)

Ts = $\frac{18.6218 \text{ psi} \times 28.8305 \text{ in}}{13750 \text{ psi} \times 80\% - 0.6 \times 18.6218 \text{ psi}} + 0.125 \text{ in}$
= 0.1739 in (Diambil Ts standar 3/16 in,
Tabel 5.6 Brownell & Young, hal. 100)
= 0.00442 m
= 0.01448 ft

f. Menentukan Dimensi Tutup

Menentukan tebal tutup

Th = $\frac{0.885 \times Pr \times ri}{F \times E - 0.1 \times Pr} + C$... (Pers.13.12 Brownell &
Young, hal. 270)

Keterangan:

Th = Tebal head (in)

r = Jari-jari dalam dinding

F = Allowable stress

E = Efisiensi sambungan

C = Faktor korosi

Pr = Tekanan desain (psi)

Maka:

$$Th = \frac{0.885 \times Pr \times r_i}{F \times E - 0.1 \times Pr} + C \dots \text{(Pers.13.12 Brownell \&}$$

Young, hal. 270)

$$= \frac{0.885 \times 18.6218 \text{ psi} \times 28.8305 \text{ in}}{13750 \text{ psi} \times 80\% - 0.1 \times 18.6218 \text{ psi}} + 0.125 \text{ in}$$

$$= 0.1682 \text{ in (Diambil Th standar 3/16 in,}$$

Tabel 5.6 Brownell & Young, hal. 100)

$$= 0.00427 \text{ m}$$

$$= 0.0140 \text{ ft}$$

g. Perhitungan Tinggi Tutup:

Dari Tabel. 5.6 hal. 100 Brownell-Young untuk unsur tebal tutup 3/16 diperoleh:

$$Sf = 1.5 \text{ in}$$

$$Dt = 57.66102 \text{ in}$$

$$icr = 0.5625 \text{ in}$$

$$AB = \frac{rc}{2} - icr$$

$$= \frac{57.66102 \text{ in}}{2} - 0.5625 \text{ in}$$

$$= 28.2680 \text{ in}$$

$$BC = rc - icr$$

$$= 57.66102 \text{ in} - 0.5625 \text{ in}$$

$$= 57.0985 \text{ in}$$

$$AC^2 = BC^2 - AB^2$$

$$= (57.0985)^2 \text{ in} - (28.2680)^2 \text{ in}$$

$$= 2461.1605 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{2461.1605} \text{ in}$$

$$= 49.61008 \text{ in}$$

$$b = rc - AC$$

$$= (57.66102 - 49.61008) \text{ in}$$

$$= 8.0509 \text{ in}$$

Maka, tinggi tutup tangki (Oa)

$$Oa = Th + b + Sf$$

$$= (0.1682 + 8.0509 + 1.5) \text{ in}$$

$$= 9.7191 \text{ in}$$

$$= 0.2469 \text{ m}$$

h. Tinggi Total Tangki

$$\text{Tinggi total tutup tangki} = Hs + (2 \times Oa)$$

$$= 86.4915 \text{ in} + (2 \times 9.7191 \text{ in})$$

$$= 105.9298 \text{ in}$$

$$= 2.6906 \text{ m}$$

i. Perancangan Pengaduk

Spesifikasi pengaduk

Digunakan pengaduk dengan jenis:

Jenis = Flat blades turbine impeller

Kondisi Operasi:

Suhu operasi = 30°C

Berdasarkan Tabel 3.4-1, Geankoplis hal. 144, diperoleh sistem operasi standar pengaduk sebagai berikut:

TABLE 3.4-1. *Geometric Proportions for a "Standard" Agitation System*

$\frac{D_a}{D_t} = 0.3 \text{ to } 0.5$	$\frac{H}{D_t} = 1$	$\frac{C}{D_t} = \frac{1}{3}$
$\frac{W}{D_a} = \frac{1}{5}$	$\frac{D_d}{D_a} = \frac{2}{3}$	$\frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}$
		$\frac{J}{D_t} = \frac{1}{12}$

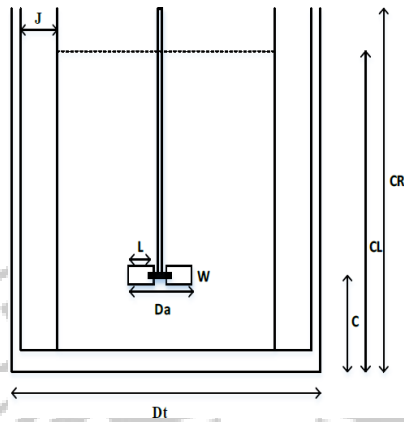
$$\frac{D_a}{D_t} = 0.3$$

$$\frac{W}{D_a} = \frac{1}{5}$$

$$\frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}$$

$$\frac{C}{D_t} = \frac{1}{3}$$

$$\frac{J}{D_t} = \frac{1}{12}$$



Keterangan:

Da = Diameter pengaduk (ft)

D_t = Diameter tangki (ft)

J = Lebar baffle (ft)

C = Tinggi daun pengaduk dari dasar tangki (ft)

C_L = Tinggi bahan dalam tangki (ft)

C_R = Tinggi degumming (ft)

L = Panjang blade (ft)

W = Lebar blade (daun) pengaduk (ft)

Spesifikasi dari pengaduk yang dirancang adalah sebagai berikut:

Jumlah blade = 6 buah

Jumlah Baffle = 4 buah

Diameter Impeller (Da) = 0.3 D

= 0.3 x 1.4646 m

$$= 0.4394 \text{ m}$$

$$\text{Panjang blade (L)} = \frac{1}{4} D_a$$

$$= \frac{1}{4} \times 0.4394 \text{ m}$$

$$= 0.1098 \text{ m}$$

$$\text{Lebar blade (W)} = \frac{1}{5} D_a$$

$$= \frac{1}{5} \times 0.4394 \text{ m}$$

$$= 0.08788 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi impeller dari dasar C} = \frac{1}{3} D$$

$$= \frac{1}{3} \times 1.4646 \text{ m}$$

$$= 0.4882 \text{ m}$$

$$\text{Lebar baffle (J)} = \frac{1}{12} D$$

$$= \frac{1}{12} \times 1.4646 \text{ m}$$

$$= 0.1220 \text{ m}$$

j. Menentukan Kecepatan Putar Pengaduk

Berdasarkan MV Joshi (1977), hal. 415, kecepatan putaran untuk pengaduk dengan viskositas tinggi berkisar antara 200-250 $\frac{\text{m}}{\text{menit}}$

Dipilih kecepatan putaran pengaduk (V) = 220 $\frac{\text{m}}{\text{menit}}$

$$N = \frac{V}{\pi \times D_a} = \frac{220 \frac{\text{m}}{\text{menit}}}{3.14 \times 0.4394 \text{ m}}$$

$$= 159.4611 \text{ rpm}$$

$$= \frac{159.4611 \text{ rpm}}{60 \text{ s}}$$

$$= 2.66 \text{ rps}$$

Dari Walas, hal. 287 untuk kecepatan pengaduk standar yang digunakan adalah kecepatan pengaduk yang mendekati 159.4611 rpm adalah 155 rpm.

$$N = 2.5833 \text{ rps}$$

k. Menentukan Bilangan Reynold

Menghitung viskositas campuran umpan

Komponen	Massa	Xi	Viskositas (μ) (cP)	μ Campuran (cP)
CH3OH	4932.717336	0.939784198	0.54	0.507483467
NaOH	217.4049493	0.041420118	2	0.082840237
H2O	98.65434672	0.018795684	0.5	0.009397842
Total	5248.776632	1		0.599721545

$$\begin{aligned} \mu_{\text{campuran}} &= 0.59972 \text{ cP} \\ &= \frac{0.59972 \text{ cP} \times 2.42}{3600} \\ &= 0.0004031 \text{ lb (ft/det)} \end{aligned}$$

Rumus yang digunakan:

$$N_{re} = \frac{\rho \times D^2 \times N}{\mu}$$

Dimana:

- ρ = Densitas umpan masuk = 53.1229 lb/ft³
- N = Kecepatan pengaduk = 2.5833 rps
- Da = Diameter impeller = 0.4394 m = 1.4415 ft
- μ = Viskositas umpan masuk = 0.0004031 lb (ft/det)

Maka, nilai bilangan reynold:

$$\begin{aligned} N_{re} &= \frac{53.1229 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 1.4415^2 \times 2.5833 \text{ rps}}{0.0004031 \frac{\text{lb}}{\text{ft det}}} \\ &= 707370 \end{aligned}$$

FIGURE 3.4-4. Power correlations for various impellers and baffles (see Fig. 3.4-3c for dimensions D_a , D_i , J , and W).

Curve 1. Flat six-blade turbine with disk (like Fig. 3.4-3 but six blades); $D_a/W = 5$; four baffles each $D_i/J = 12$.

Curve 2. Flat six-blade open turbine (like Fig. 3.4-2c); $D_a/W = 8$; four baffles each $D_i/J = 12$.

Curve 3. Six-blade open turbine but blades at 45° (like Fig. 3.4-2d); $D_a/W = 8$; four baffles each $D_i/J = 12$.

Curve 4. Propeller (like Fig. 3.4-1); pitch = $2D_a$; four baffles each $D_i/J = 10$; also holds for same propeller in angular off-center position with no baffles.

Curve 5. Propeller; pitch = D_a ; four baffles each $D_i/J = 10$; also holds for same propeller in angular off-center position with no baffles.

Dari figure 3.4-4, hal. 145 Geankoplis untuk flat six - balade turbine dimana:

$$\frac{D_a}{W} = \frac{0.4394 \text{ m}}{0.08788 \text{ m}} = 5$$

$$\frac{D_i}{J} = \frac{1.4646 \text{ m}}{0.1220 \text{ m}} = 12$$

dengan $N_{re} = 707370$ nilai N_p (Power Number) yang diperoleh 7.3.

I. Menghitung Daya Pengaduk

$$P = N_p \times N^3 \times D_a^5 \times \frac{\rho}{g_c}$$

Keterangan:

- P = Daya penggerak (Hp)
- N_p = Power Number
- ρ = Densitas cairan yang diaduk (lb/ft^3)
- N = Kecepatan pengaduk standar (rps)
- D_a = Diameter pengaduk (ft)

Maka, tenaga pengaduk

$$P = 7.3 \times (2.5833)^2 \times (1.4415)^5 \times \frac{53.1229}{32.174}$$

$$= 1293.4731 \text{ ft lbf/s}$$

$$= 2.3518 \text{ Hp} \sim 2 \text{ Hp}$$

16. Tangki Penyimpanan Biodiesel (T-05)

Fungsi	= Untuk penampungan sementara Biodiesel
Tipe	= Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk Torispherical dish head dan tutup bawah berbentuk flat.
Jumlah	= 3 unit
Waktu Penyimpanan	= 8 jam
Kondisi Operasi	
Tekanan	= 1 atm
Suhu	= 50°C = 323 K

Perhitungan:

$$\begin{aligned}\text{Densitas RCOOCH}_3 &= 867 \text{ kg/m}^3 \\ &= 867 \text{ kg/m}^3 \times 0.0624 \frac{\text{lb}}{\text{kg}} \frac{\text{m}^3}{\text{m}^3} \\ &= 54.1008 \text{ lb/ft}^3 \\ \text{Laju Alir Massa} &= 22221.40497 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

a. Menentukan Volume Cairan didalam Tangki

$$\text{Volume cairan (V}_L) = \text{Kecepatan volume} \times \text{waktu tinggal}$$

Kapasitas tangka dirancang untuk waktu operasi 8 jam

$$\begin{aligned}\text{Rate volumetrik (V)} &= \frac{\text{Massa umpan}}{\text{Densitas CH}_3\text{OH}} \\ &= \frac{22221.4097 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{867 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \\ &= 25.6302 \text{ m}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume cairan (V}_L) &= 25.6302 \text{ m}^3/\text{jam} \times 8 \text{ jam} \\ &= 205.0418 \text{ m}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Digunakan 3 buah tangki} &= \frac{\text{Volume cairan}}{3} \\ &= \frac{205.0418 \text{ m}^3}{3}\end{aligned}$$

$$= 68.3473 \text{ m}^3$$

$$= 2413.6632 \text{ ft}^3$$

b. Menentukan Volume Tangki (Vt)

Menurut Peter dan Timmerhaus (1991) halaman 37 Tabel 6, overdesign yang direkomendasikan adalah 20%, sehingga volume tangki 120% dari volume cairan.

$$V_t = (1 + 20\%) \times \text{volume cairan}$$

$$= (1 + 20\%) \times 205.0418 \text{ m}^3$$

$$= 82.0167 \text{ m}^3$$

c. Menentukan Dimensi Tangki

Berdasarkan Tabel 4-27 Ulrich, Dimana $H/D < 2$ dipilih perbandingan D:H yakni 1:1

$$D = 1$$

$$H = 1$$

Berdasarkan persamaan 5.11 Brownell & Young, diperoleh:

$$V_{\text{torispherical}} = V_H = 0.000049 d_i^3 \quad (\text{d dalam in})$$

$$= 1.2446 \times 10^{-6} \quad (\text{d dalam m})$$

$$V_{\text{tangka}} = \text{Volume shell (Vs)} + \text{Volume head (VH)}$$

Dimana:

$$V_{\text{tangki}} = \left\{ \left(\frac{1}{4} \right) \times \frac{\pi}{7} \times D^2 \times H \right\} + (1.2446 \times 10^{-6} \times D^3)$$

$$= \left\{ \left(\frac{1}{4} \right) \times \frac{22}{7} \times D^2 \times 1 D \right\} + (1.2446 \times 10^{-6} \times D^3)$$

$$= \left\{ \left(\frac{1}{4} \right) \times \frac{22}{7} \times D^3 \right\} + (1.2446 \times 10^{-6} \times D^3)$$

$$= \{0.785714286 \times D^3\} + (1.2446 \times 10^{-6} \times D^3)$$

$$V_{\text{tangki}} = 0.7857 D^3$$

Maka,

$$\text{Diameter (D)} = \sqrt[3]{\frac{\text{Volume cairan}}{\text{Volume tangki}}}$$

Sehingga diperoleh diameter tangki:

$$\begin{aligned}
 D &= \sqrt{\frac{68.3473}{0.7857}} \\
 &= 4.4308 \text{ m} \\
 &= 4.4308 \text{ m} \times 3.2808 \frac{\text{ft}}{\text{m}} \\
 &= 14.5367 \text{ ft} \\
 &= 4.4308 \text{ m} \times 39.37 \frac{\text{in}}{\text{m}} \\
 &= 174.4419 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Maka, tinggi silinder (Hs)

$$\begin{aligned}
 H_s &= H \times D \\
 &= 1 \times 4.4308 \text{ m} \\
 &= 4.4308 \text{ m} \\
 &= 14.5367 \text{ ft} \\
 &= 174.4419 \text{ in}
 \end{aligned}$$

d. Menentukan Tinggi Bahan (Hm)

$$\begin{aligned}
 H_m &= \frac{120}{100} \times H_s \\
 &= \frac{120}{100} \times 4.4308 \text{ m} \\
 &= 5.3169 \text{ m} \\
 &= 17.4440 \text{ ft} \\
 &= 209.3302 \text{ in}
 \end{aligned}$$

e. Menentukan Tebal Dinding Tangki

Untuk menentukan tebal dinding tangki berdasarkan persamaan:

$$T_s = \frac{P \times r_i}{F \times E - 0.6 \times P} + C \dots \text{ (Pers.14.34 Brownell \& Young, hal. 58)}$$

Spesifikasi bahan:

Jenis bahan = Carbon steel SA-285 Grade C (Tabel 13.1 Brownell & Young, hal. 263)

Stress yang diizinkan (F) = 13750 psi (Tabel 13.1 Brownell & Young,

hal. 263)

Faktor korosi (C) = 0.125 in

Efisiensi (E) = 80 % (Tabel 13.2 Brownell & Young, hal. 266)

Jari-jari (r) = 87.2209 in

Tekanan hidrostatik (Ph) = $\rho \times \frac{Hm-1}{144}$... (Pers. 3.17 Brownell & Young, hal. 58)

$$= 54.1008 \text{ lb/ft}^3 \times \frac{17.4440 \text{ ft} - 1}{144}$$

$$= 6.1780 \text{ psi}$$

Tekanan total = Tekanan hidrostatik + Tekanan operasi

$$= 6.1780 \text{ psi} + 14.7$$

$$= 20.8780 \text{ psi}$$

Tekanan design dibuat 5-10 % lebih tekanan operasi, diambil 10% (Coulson, hal. 58)

Tekanan design (Pr) = (100 % + 10 %) x tekanan total

$$= (100 \% + 10 \%) \times 20.8780 \text{ psi}$$

$$= 22.9658 \text{ psi}$$

Maka, tebal dinding tangki (Ts)

$$T_s = \frac{22.9658 \text{ psi} \times 87.2209 \text{ in}}{18750 \text{ psi} \times 80\% - 0.6 \times 22.9658 \text{ psi}} + 0.125 \text{ in}$$

$$= 0.3073 \text{ in} \text{ (Diambil } T_s \text{ standar } 3/8 \text{ in,}$$

Tabel 5.6 Brownell & Young, hal. 100)

$$= 0.0078 \text{ m}$$

$$= 0.0256 \text{ ft}$$

Diameter koreksi = D + 2 Ts

$$= 174.4419 \text{ in} + (2 \times 0.3073 \text{ in})$$

$$= 175.0565 \text{ in}$$

$$= 14.5880 \text{ ft}$$

f. Menentukan Dimensi Tutup

Menentukan tebal tutup

$$Th = \frac{0.885 \times Pr \times ri}{F \times E - 0.1 \times Pr} + C \dots \text{(Pers.13.12 Brownell \& Young, hal. 270)}$$

Keterangan:

Th = Tebal head (in)

r = Jari-jari dalam dinding

F = Allowable stress

E = Efisiensi sambungan

C = Faktor korosi

Pr = Tekanan desain (psi)

Maka:

$$Th = \frac{0.885 \times Pr \times ri}{F \times E - 0.1 \times Pr} + C \dots \text{(Pers.13.12 Brownell \& Young, hal. 270)}$$

Young, hal. 270)

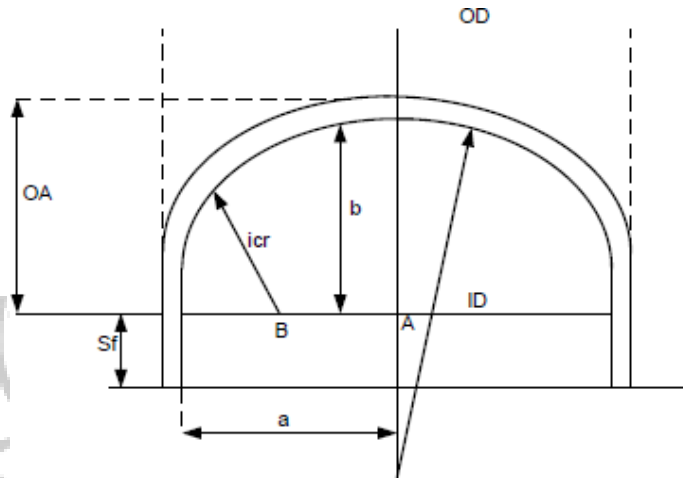
$$= \frac{0.885 \times 22.9658 \text{ psix } 87.2209 \text{ in}}{18750 \text{ psix } 80\% - 0.1 \times 22.9658 \text{ psi}} + 0.125 \text{ in}$$

$$= 0.2862 \text{ in (Diambil Th standar } 5/16 \text{ in, Tabel 5.6 Brownell \& Young, hal. 100)}$$

$$= 0.00727 \text{ m}$$

$$= 0.0238 \text{ ft}$$

g. Perhitungan Tinggi Tutup:



Keterangan:

icr = Jari-jari kelengkapan pojok (inside corner radius) (in)

r = Radius of dish (in)

Sf = Flange lurus (straight flange) (in)

Th = Tebal head (in)

Oa = Tinggi head (in)

b = Depth of dish (inside) (in)

a = Inside radius/jari-jari dinding (in)

ID = Inside diameter (in)

OD = Outside diameter (in)

Dengan nilai OD standar: 180 in (Tabel 5.7 Brownell & Young hal. 102)

Maka diperoleh:

$$r = 170 \text{ in}$$

$$icr = 11 \text{ in}$$

Berdasarkan tebal head standar (5/16 in), maka dipilih straight flange (Sf) antara 1 ½ - 3 in. (Tabel. 5.8, Brownell & Young, hal.105)

Dipilih:

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

$$= 0.0762 \text{ m}$$

$$AB = \frac{rc}{2} - icr$$

$$= \frac{174.4419 \text{ in}}{2} - 11 \text{ in}$$

$$= 76.2209 \text{ in}$$

$$BC = rc - icr$$

$$= 174.4419 \text{ in} - 11 \text{ in}$$

$$= 163.4419 \text{ in}$$

$$AC^2 = BC^2 - AB^2$$

$$= (163.4419)^2 \text{ in} - (76.2209)^2 \text{ in}$$

$$= 20903.6091 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{20903.6091} \text{ in}$$

$$= 144.5808 \text{ in}$$

$$b = rc - AC$$

$$= (174.4419 - 144.5808) \text{ in}$$

$$= 29.8610 \text{ in}$$

Maka, tinggi tutup tangki (O_a)

$$\begin{aligned}O_a &= Th + b + Sf \\ &= (0.2862 + 29.8610 + 3) \text{ in} \\ &= 33.1472 \text{ in} \\ &= 0.8419 \text{ m}\end{aligned}$$

h. Tinggi Total Tangki

$$\begin{aligned}\text{Tinggi total tutup tangki} &= H_s + (2 \times O_a) \\ &= 174.4419 \text{ in} + (2 \times 33.1472 \text{ in}) \\ &= 240.7363 \text{ in} \\ &= 6.1147 \text{ m}\end{aligned}$$

17. Tangki Penyimpanan Gliserol

Fungsi	= Untuk penampungan sementara Gliserol
Tipe	= Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk Torispherical dish head dan tutup bawah berbentuk flat.
Jumlah	= 1 unit
Waktu Penyimpanan	= 3 hari
Kondisi Operasi	
Tekanan	= 1 atm
Suhu	= 30°C = 303 K

Perhitungan:

$$\begin{aligned}\text{Densitas Gliserol} &= 1260 \text{ kg/m}^3 \\ &= 1260 \text{ kg/m}^3 \times 0.0624 \frac{\text{lb}}{\text{kg}} \frac{\text{m}^3}{\text{ft}^3} \\ &= 78.624 \text{ lb/ft}^3 \\ \text{Laju Alir Massa} &= 2443.7490 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

a. Menentukan Volume Cairan didalam Tangki

Volume cairan (V_L) = Kecepatan volume x waktu tinggal

Kapasitas tangki dirancang untuk waktu operasi 3 hari

Waktu tinggal = 3 hari x 24 jam/hari
= 72 jam

Rate volumetrik (V) = $\frac{\text{Massa umpan}}{\text{Densitas CH}_3\text{OH}}$
= $\frac{2443.7490 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{1260 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$

= 1.9395 m³/jam

Volume cairan (V_L) = 1.9395 m³/jam x 72 jam
= 139.6428 m³

b. Menentukan Volume Tangki (Vt)

Menurut Peter dan Timmerhaus (1991) halaman 37 Tabel 6, overdesign yang direkomendasikan adalah 20%, sehingga volume tangki 120% dari volume cairan.

Vt = (1 + 20%) x volume cairan
= (1 + 20%) x 139.6428 m³
= 167.5714 m³

c. Menentukan Dimensi Tangki

Berdasarkan Tabel 4-27 Ulrich, Dimana H/D < 2 dipilih perbandingan D:H yakni 1:1

D = 1

H = 1.5

Berdasarkan persamaan 5.11 Brownell & Young, diperoleh:

Vtorispherical = V_H = 0.000049 di³ (d dalam in)
= 1.2446 x 10⁻⁶ (d dalam m)

V tangka = Volume shell (V_s) + Volume head (V_H)

Dimana:

$$\begin{aligned}
 V \text{ tangki} &= \left\{ \left(\frac{1}{4} \right) \times \pi \times D^2 \times H \right\} + (1.2446 \times 10^{-6} \times D^3) \\
 &= \left\{ \left(\frac{1}{4} \right) \times \frac{22}{7} \times D^2 \times 1.5 D \right\} + (1.2446 \times 10^{-6} \times D^3) \\
 &= \left\{ \left(\frac{1}{4} \right) \times \frac{22}{7} \times 1.5 D^3 \right\} + (1.2446 \times 10^{-6} \times D^3) \\
 &= \{ 1.1786 \times D^3 \} + (1.2446 \times 10^{-6} \times D^3)
 \end{aligned}$$

$$V \text{ tangki} = 1.1786 D^3$$

Maka,

$$\text{Diameter (D)} = \sqrt[3]{\frac{\text{Volume cairan}}{\text{Volume tangki}}}$$

Sehingga diperoleh diameter tangki:

$$\begin{aligned}
 D &= \sqrt[3]{\frac{167.5714}{1.1786}} \\
 &= 5.2193 \text{ m} \\
 &= 5.2193 \text{ m} \times 3.2808 \frac{\text{ft}}{\text{m}} \\
 &= 17.1236 \text{ ft} \\
 &= 5.2193 \text{ m} \times 39.37 \frac{\text{in}}{\text{m}} \\
 &= 205.48449 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Maka, tinggi silinder (Hs)

$$\begin{aligned}
 H_s &= H \times D \\
 &= 1.5 \times 5.2193 \text{ m} \\
 &= 7.8289 \text{ m} \\
 &= 25.6853 \text{ ft} \\
 &= 308.2273 \text{ in}
 \end{aligned}$$

d. Menentukan Tinggi Bahan (Hm)

$$\begin{aligned}
 H_m &= \frac{120}{100} \times H_s \\
 &= \frac{120}{100} \times 7.8289 \text{ m} \\
 &= 9.3948 \text{ m} \\
 &= 30.8224 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$= 369.8728 \text{ in}$$

e. Menentukan Tebal Dinding Tangki

Untuk menentukan tebal dinding tangki berdasarkan persamaan:

$$T_s = \frac{Pr \times r_i}{F \times E - 0.6 \times Pr} + C \dots \text{ (Pers.14.34 Brownell \& Young, hal. 58)}$$

Spesifikasi bahan:

Jenis bahan = Carbon steel SA-285 Grade C (Tabel 13.1 Brownell & Young, hal. 263)

Stress yang diizinkan (F) = 13750 psi (Tabel 13.1 Brownell & Young, hal. 263)

Faktor korosi (C) = 0.125 in

Efisiensi (E) = 80 % (Tabel 13.2 Brownell & Young, hal. 266)

Jari-jari (r) = 102.7424 in

$$\begin{aligned} \text{Tekanan hidrostatik (Ph)} &= \rho \times \frac{Hm-1}{144} \dots \text{ (Pers. 3.17 Brownell \& Young, hal. 58)} \\ &= 78.624 \text{ lb/ft}^3 \times \frac{30.8224 \text{ ft} - 1}{144} \\ &= 16.2830 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan total} &= \text{Tekanan hidrostatik} + \text{Tekanan operasi} \\ &= 16.2839 \text{ psi} + 14.7 \\ &= 30.9830 \text{ psi} \end{aligned}$$

Tekanan design dibuat 5-10 % lebih tekanan operasi, diambil 10% (Coulson, hal. 58)

$$\begin{aligned} \text{Tekanan design (Pr)} &= (100 \% + 10 \%) \times \text{tekanan total} \\ &= (100 \% + 10 \%) \times 30.9830 \text{ psi} \\ &= 32.0830 \text{ psi} \end{aligned}$$

Maka, tebal dinding tangki (Ts)

$$\begin{aligned} T_s &= \frac{32.0830 \text{ psix } 102.7424 \text{ in}}{18750 \text{ psi} \times 80\% - 0.6 \times 32.0830 \text{ psi}} + 0.125 \text{ in} \\ &= 0.4252 \text{ in (Diambil } T_s \text{ standar } 1/2 \text{ in,)} \end{aligned}$$

Tabel 5.6 Brownell & Young, hal. 100)

$$= 0.0108 \text{ m}$$

$$= 0.0354 \text{ ft}$$

Diameter koreksi = $D + 2 Ts$

$$= 205.4848 \text{ in} + (2 \times 0.4252 \text{ in})$$

$$= 206.3353 \text{ in}$$

$$= 17.1946 \text{ ft}$$

f. Menentukan Dimensi Tutup

Menentukan tebal tutup

$$Th = \frac{0.885 \times Pr \times ri}{F \times E - 0.1 \times Pr} + C \dots \text{ (Pers.13.12 Brownell \& Young, hal. 270)}$$

Keterangan:

Th = Tebal head (in)

r = Jari-jari dalam dinding

F = Allowable stress

E = Efisiensi sambungan

C = Faktor korosi

Pr = Tekanan desain (psi)

Maka:

$$Th = \frac{0.885 \times Pr \times ri}{F \times E - 0.1 \times Pr} + C \dots \text{ (Pers.13.12 Brownell \& Young, hal. 270)}$$

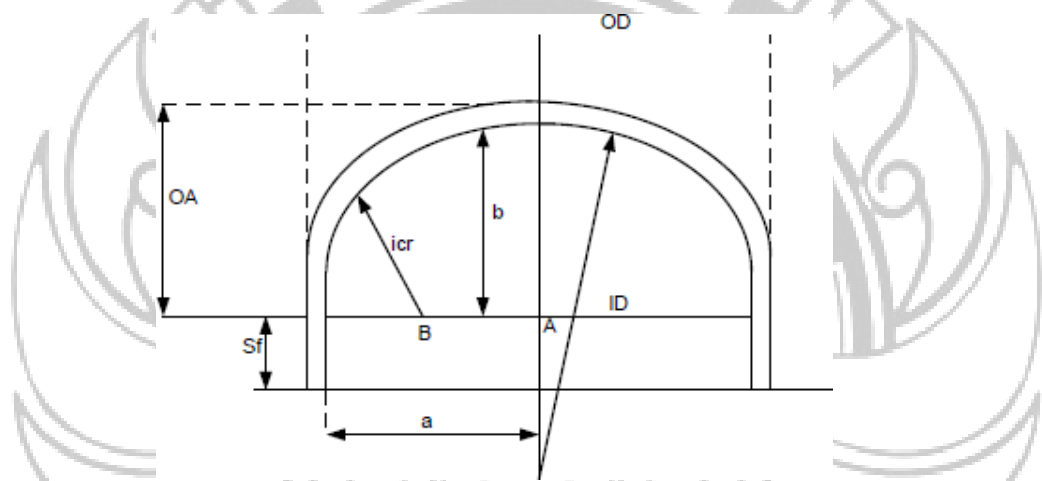
$$= \frac{0.885 \times 32.0830 \text{ psix } 102.7424 \text{ in}}{18750 \text{ psi} \times 80\% - 0.1 \times 32.0830 \text{ psi}} + 0.125 \text{ in}$$

= 0.3903 in (Diambil Th standar 7/16 in,
Tabel 5.6 Brownell & Young, hal. 100)

= 0.00991 m

= 0.0325 ft

g. Perhitungan Tinggi Tutup:



Keterangan:

icr = Jari-jari kelengkapan pojok (inside corner radius) (in)

r = Radius of dish (in)

S_f = Flange lurus (straight flange) (in)

Th = Tebal head (in)

Oa = Tinggi head (in)

b = Depth of dish (inside) (in)

a = Inside radius/jari-jari dinding (in)

ID = Inside diameter (in)

OD = Outside diameter (in)

Dengan nilai OD standar: 216 in (Tabel 5.7 Brownell & Young hal. 102)

Maka diperoleh:

$$r = 170 \text{ in}$$

$$icr = 13 \text{ in}$$

Berdasarkan tebal head standar (7/16 in), maka dipilih straight flange (Sf) antara 1 ½ - 3 ½ in. (Tabel. 5.8, Brownell & Young, hal.105)

Dipilih:

$$\begin{aligned} Sf &= 3.5 \text{ in} \\ &= 0.0889 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AB &= \frac{rc}{2} - icr \\ &= \frac{205.4849 \text{ in}}{2} - 13 \text{ in} \\ &= 89.7424 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= rc - icr \\ &= 205.4849 \text{ in} - 13 \text{ in} \\ &= 192.4849 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC^2 &= BC^2 - AB^2 \\ &= (192.4849)^2 \text{ in} - (89.7424)^2 \text{ in} \\ &= 28996.7264 \text{ in} \end{aligned}$$

$$AC = \sqrt{28996.7264} \text{ in}$$

$$= 170.2843 \text{ in}$$

$$b = rc - AC$$

$$= (205.4849 - 170.2843) \text{ in}$$

$$= 35.2006 \text{ in}$$

Maka, tinggi tutup tangki (O_a)

$$O_a = T_h + b + S_f$$

$$= (0.3903 + 35.2006 + 3.5) \text{ in}$$

$$= 39.0909 \text{ in}$$

$$= 0.9929 \text{ m}$$

h. Tinggi Total Tangki

$$\text{Tinggi total tutup tangki} = H_s + (2 \times O_a)$$

$$= 308.2273 \text{ in} + (2 \times 39.0909 \text{ in})$$

$$= 386.4092 \text{ in}$$

$$= 9.8148 \text{ m}$$

18. Heater (HE-01)

Fungsi = Memanaskan CPO dari temperature 30°C hingga temperatur 60°C dengan media pemanas berupa steam pada temperatur 150°C

Jenis = *Shell and Tube Heat Exchanger*

Kondisi Operasi *Steam*

Fluida panas = *steam*

Laju alir (W) = 160.46 kg/jam

$$= 353.7533 \text{ lb/jam}$$

$T_1 = 150^\circ\text{C} = 302 \text{ F}$

$T_2 = 150^\circ\text{C} = 302 \text{ F}$

Kondisi Operasi Umpan

Fluida dingin = CPO

Laju alir (W) = 22658 kg/jam
= 49952.2799 lb/jam

t_1 = 30°C = 86 F

t_2 = 60°C = 140 F

Q = 810667.37 kkal/jam
= 3215106.789 BTU/jam

Menghitung Δ LMTD

Fluida panas (F)		Fluida dingin (F)	Δt (F)
$T_1 = 302$	Temperatur tinggi	$t_2 = 140$	162
$T_2 = 302$	Tempertaur rendah	$t_1 = 86$	216
0	Diffrence	54	-54

$$\begin{aligned}\Delta\text{LMTD} &= \frac{(t_1 - T_2) - (t_2 - T_1)}{\ln\left(\frac{t_1 - T_2}{t_2 - T_1}\right)} \\ &= \frac{(216) - (162)}{\ln\left(\frac{216}{162}\right)} \\ &= 187.707 \text{ F}\end{aligned}$$

Koreksi LMTD

$$\begin{aligned}R &= \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \\ &= \frac{302 - 302}{86 - 140} \\ &= 0 \text{ F}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}S &= \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \\ &= \frac{140 - 86}{302 - 86} \\ &= 0.25 \text{ F}\end{aligned}$$

a. Menghitung Temperatur Kalorik

$$\frac{\Delta t_c}{\Delta t_h} = \frac{216}{162} = 1.33333$$

API = 34 °API

(hal.821 Kern)

$$K_c = 0.32 \quad (\text{Fig.17 Kern, hal. 827})$$

$$F_c = 0.51 \quad (\text{Fig. 17 Kern})$$

$$T_c = 302 + 0.32 (0) \quad (\text{Pers. 2.28, Kern})$$

$$= 302 \text{ F}$$

$$T_c = 140 + 0.32 (140-86)$$

$$= 167.54 \text{ F}$$

Trial menentukan Design Overall Coefficient (UD):

Dari Tabel.8 Kern, hal. 840 dipilih U_D untuk:

$$\text{Hot fluid} = \text{Steam}$$

$$\text{Cold fluid} = \text{Heavy organic}$$

$$\text{Range } U_D = 6-60 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{F}$$

$$\text{Dipilih } U_D = 60 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{F}$$

b. Menghitung Luas Permukaan

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta LMTD}$$

$$= \frac{3215106.789 \frac{\text{BTU}}{\text{jam}}}{60 \frac{\text{BTU}}{\text{jam.ft}^2.\text{F}} \times 187.7072 \text{ F}}$$

$$= 285.4718 \text{ ft}^2$$

Dari Tabel. 10 Kern, hal.843 dipilih pendingin jenis *Shell and Tube* dengan spesifikasi sebagai berikut:

$$\text{OD tube} = 1 \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 18$$

$$\text{ID tube} = 0.902 \text{ in}$$

$$\text{Surface (a'')} = 0.2618 \text{ ft}^2$$

$$\text{Flow area per tube (a't)} = 0.639 \text{ in}^2$$

$$\text{Panjang tube (L)} = 12.2 \text{ ft}$$

c. Menghitung Jumlah Tube (Nt)

$$\text{Jumlah tube (Nt)} = \frac{A}{L \times a''}$$

$$= \frac{285.4718 \text{ ft}^2}{12.2 \text{ ft} \times 0.2618 \text{ ft}^2}$$

$$= 89.3786 \text{ tube}$$

Dari jumlah tube yang didapatkan diambil tube standar berdasarkan Tabel. 9 Kerm hal. 849.

Pitch (P_T) = 1 ¼ in triangular pitch = 1.25 in

OD tube = 1 in = 0.8333 ft

ID shell = 15 ¼ in = 21.25 in = 1.7708 ft

n = 1 pass

Nt = 91 tube

d. Menentukan Luas Perpindahan Panas Standar dan U_D Koreksi

$$A = L \times N_t \times a''$$

$$= 12.2 \text{ ft} \times 91 \text{ tube} \times 0.2618 \text{ ft}^2$$

$$= 290.6504 \text{ ft}^2$$

$$U_D = \frac{Q}{A \times \Delta LMTD}$$

$$= \frac{3215106.789}{290.6504 \text{ ft}^2 \times 187.7072 \text{ F}}$$

$$= 58.9309 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{F}$$

e. Menentukan Koefisien Perpindahan Panas

Fluida Panas di Shell	Fluida Dingin di Tube
<p>Flow Area (a_s)</p> <p>$B = \frac{\text{ID shell}}{5}$</p> <p>$= \frac{21.25 \text{ in}}{5} = 4.25 \text{ in}$</p> <p>$C' = P_T - \text{OD}$</p> <p>$= 1.25 \text{ in} - 1 \text{ in}$</p> <p>$= 0.25 \text{ in}$</p> <p>$a_s = \frac{\text{ID shell} \times C' \times B}{144 \times P_T}$</p>	<p>Flow Area (a_t)</p> <p>$a_t = \frac{N_t \times a' \times t}{144 \frac{\text{in}^2}{\text{ft}^2} \times n}$</p> <p>$= \frac{91 \times 0.639 \text{ in}^2}{144 \frac{\text{in}^2}{\text{ft}^2} \times 1}$</p> <p>$= 0.4038 \text{ ft}^2$</p>

$= \frac{21.25 \text{ in} \times 0.25 \text{ in} \times 5 \text{ in}}{144 \frac{\text{in}^2}{\text{ft}^2} \times 1.25 \text{ in}}$ $= 0.1254 \text{ ft}^2$	
<p>Kecepatan Massa (Gs)</p> $G_s = \frac{W}{a_s}$ $= \frac{353.7533 \frac{\text{lb}}{\text{jam}}}{0.1254 \text{ ft}^2}$ $= 2820.2341 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}$	<p>Kecepatan Massa (Gt)</p> $G_t = \frac{W}{a_t}$ $= \frac{49952.27996 \frac{\text{lb}}{\text{jam}}}{0.4038 \text{ ft}^2}$ $= 123701.6684 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}$
<p>Bilangan Reynold (Res)</p> $T_c = 302 \text{ F}$ $D_e = 0.72 \text{ in (Fig. 28 Kern hal. 843)}$ $= 0.06 \text{ ft}$ $\mu = 0.015 \text{ cP (Fig. 15 Kern, hal. 825)}$ $= 0.0363 \text{ lb/ft} \cdot \text{jam}$ $Res = \frac{\rho \cdot v \cdot D_e}{\mu}$ $= \frac{0.06 \text{ ft} \times 2820.2341 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2 \cdot \text{jam}}}{0.0363 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{jam}}}$ $= 4661.544033$	<p>Bilangan Reynold (Ret)</p> $t_c = 167.54 \text{ F}$ $D = \text{ID tube} = 0.902 \text{ in}$ $= 0.075167 \text{ ft}$ $\text{API} = 34^\circ \text{API (Fig. 14 Kern, hal 821)}$ $\mu = 2.6 \text{ cP (Fig. 14 Kern, hal. 823)}$ $= 6.292 \text{ lb/ft} \cdot \text{jam}$ $Ret = \frac{\rho \cdot v \cdot D}{\mu}$ $= \frac{0.075167 \text{ ft} \times 123701.6684 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2 \cdot \text{jam}}}{6.292 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{jam}}}$ $= 1477.7879$ $L/D = \frac{12.2 \text{ ft}}{0.075167 \text{ ft}}$ $= 162.3059$ <p>Pada Ret 1,477.79 maka:</p> $j_H = 4.2 \text{ (Fig. 24 Kern, hal. 841)}$
<p>Menentukan Koefisien Koreksi (ho)</p> <p>Dari kern, hal. 164 untuk koefisien perpindahan panas pada <i>shell</i> untuk steam saturated digunakan:</p>	<p>Menentukan Koefisien Koreksi (hi)</p> <p>Menentukan Bilangan Prandtl</p> $t_c = 167.54 \text{ F}$ $\text{API} = 34^\circ \text{API}$

$\phi_s = 0.63$	$c = 0.51 \text{ BTU/lb. F (Fig. 4 Kern)}$
$h_o = 1500 \text{ BTU/jam.ft}^2 \text{ F}$	$k = 0.078 \text{ BTU/jam. ft (Fig.1 Kern)}$
	$\mu = 6.292 \text{ lb/ft.jam}$
	$Pr = \frac{(c \times \mu)^{1/3}}{k}$
	$= \frac{(0.51 \times 6.292)^{1/3}}{0.078}$
	$= 13.7133$
	$jH = 4.2$
	$h_i/\phi_t = jH \times \frac{k}{Dt} \times \left(\frac{c \times \mu}{k}\right)^{1/3}$
	$= 4.2 \times \frac{0.078}{0.07517} \times 13.7133$
	$= 59.7670 \text{ BTU/jam.ft}^2 \text{ F}$

Menentukan Koefisien Koreksi (h_{io})

$$\begin{aligned}
 h_{io}/\phi_t &= \frac{h_i}{\phi_t} \times \frac{ID}{OD} \\
 &= 59.7670 \text{ BTU/jam.ft}^2 \text{ F} \times \frac{0.07517 \text{ ft}}{0.0833 \text{ ft}} \\
 &= 53.9099 \text{ BTU/jam.ft}^2 \text{ F}
 \end{aligned}$$

Menghitung Temperatur Dinding (t_w)

$$\begin{aligned}
 t_w &= t_c + \frac{\frac{h_o}{\phi_s}}{\frac{h_o}{\phi_s} + \frac{h_{io}}{\phi_p}} \times (T_c - t_c) \\
 t_w &= 167.54 \text{ F} + \frac{1500 \frac{\text{BTU}}{\text{jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{F}}}{1500 \frac{\text{BTU}}{\text{jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{F}} + 53.9099 \frac{\text{BTU}}{\text{jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{F}}} \times (302 - 167.54) \text{ F} \\
 &= 297.3352 \text{ F}
 \end{aligned}$$

Pada $t_w = 297.3352 \text{ F}$

$\mu_w = 0.8 \text{ cP (Fig. 14 Kern, hal. 823)}$

$$= 1.936 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\begin{aligned} \phi t &= \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} \\ &= \left(\frac{6.292 \frac{\text{lb}}{\text{ft.jam}}}{1.936 \frac{\text{lb}}{\text{ft.jam}}} \right)^{0.14} \\ &= 1.1794 \end{aligned}$$

Koreksi Koefisien (hio)

$$\begin{aligned} h_{i0\text{koreksi}} &= \frac{h_i}{\phi t} \times \phi t \\ &= 59.7670 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{F} \times 1.1794 \\ &= 63.5817 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{F} \end{aligned}$$

f. Menghitung Clean verall Coefficient (Uc)

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{h_{i0} \times h_o}{h_{i0} + h_o} \\ &= \frac{63.5817 \frac{\text{BTU}}{\text{jam.ft}^2.\text{F}} \times 1500 \frac{\text{BTU}}{\text{jam.ft}^2.\text{F}}}{63.5817 \frac{\text{BTU}}{\text{jam.ft}^2.\text{F}} + 1500 \frac{\text{BTU}}{\text{jam.ft}^2.\text{F}}} \\ &= 60.9962 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{F} \end{aligned}$$

g. Menghitung Faktor Pengotor (Rd)

$$\begin{aligned} R_d &= \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} \\ &= \frac{60.9962 - 58.9309}{60.9962 \times 195.1039} \\ &= 0.00057 \end{aligned}$$

h. Pressure Drop

Faktor Gesekan (f)	Faktor Gesekan (f)
Pada Res = 4,661.54	Pada Ret = 1,477.79
f = 0.0026 ft ² /in ² (fig.29 Kern, hal. 839)	f = 0.000025 ft ² /in ² (fig.26 Kern, hal.836)
s = 0.91 (fig.6 Kern, hal. 809)	s = 0.82

$N + 1 = 12 \times \frac{L}{B}$ $= 12 \times \frac{12.2 \text{ ft}}{4.24 \text{ in}}$ $= 34.4477$ $\Delta P_s = \frac{f \times G_s^2 \times D_s \times (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \times D_e \times s \times \phi_s}$ $= 0.0007 \text{ Psi}$	$\Delta P_t = \frac{f \times G_t^2 \times L \times n}{5,22 \times 10^{10} \times D_t \times s \times \Phi_t}$ $= 0.000012 \text{ Psi}$ <p>Pada $G_t = 123,701.7$</p> $V^2 / 2 \times g = 0.0078 \text{ (Fig. 27 Kern, hal. 837)}$ <p>Pressure Drop Return (ΔP_r)</p> $\Delta P_r = 4 \times n / s \times V^2 / 2 \times g$ $= 0.0380 \text{ Psi}$ $\Delta P_{total} = \Delta P_t + \Delta P_r$ $= (0.000012 + 0.0380) \text{ Psi}$ $= 0.000047 \text{ Psi}$
--	---

19. Cooler (CO-01)

Fungsi = Menurunkan temperatur umpan dari 105°C hingga temperatur 60°C dengan media pendingin berupa air dengan temperatur 30°C dan keluar 40°C.

Jenis = *Shell and Tube Heat Exchanger*

Kondisi Operasi Umpan

Fluida panas = FFA, Trigliserida, dan Biodiesel

Laju alir (W) = 22620.32862 kg/jam

= 49869.22888 lb/jam

$T_1 = 105^\circ\text{C} = 221 \text{ F}$

$T_2 = 60^\circ\text{C} = 140 \text{ F}$

Kondisi Operasi

Fluida dingin = Air Pendingin

Laju alir (W) = 109670.09 kg/jam

$$\begin{aligned}
 &= 241780.8738 \text{ lb/jam} \\
 t_1 &= 30^\circ\text{C} = 86 \text{ F} \\
 t_2 &= 40^\circ\text{C} = 104 \text{ F} \\
 Q &= 109685.09 \text{ kkal/jam} \\
 &= 435011.0669 \text{ BTU/jam}
 \end{aligned}$$

Menghitung ΔLMTD

Fluida panas (F)		Fluida dingin (F)		$\Delta t(\text{F})$
$T_1 = 221$	Temperatur tinggi	$t_2 = 104$		117
$T_2 = 140$	Tempertaur rendah	$t_1 = 86$		54
0	Difference	54		63

$$\begin{aligned}
 \Delta\text{LMTD} &= \frac{(t_1 - T_2) - (t_2 - T_1)}{\ln\left(\frac{t_1 - T_2}{t_2 - T_1}\right)} \\
 &= \frac{(54) - (117)}{\ln\left(\frac{54}{117}\right)} \\
 &= 81.4806 \text{ F}
 \end{aligned}$$

Koreksi LMTD

$$\begin{aligned}
 R &= \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \\
 &= \frac{221 - 140}{86 - 140} \\
 &= 4.5 \text{ F}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 S &= \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \\
 &= \frac{104 - 86}{221 - 86} \\
 &= 0.133 \text{ F}
 \end{aligned}$$

$$F_T = 0.971 \quad (\text{Fig.18 Kern, hal.828})$$

$$\begin{aligned}
 \Delta t &= F_T \times \Delta\text{LMTD} \\
 &= 0.971 \times 81.4806 \text{ F} \\
 &= 79.1177 \text{ F}
 \end{aligned}$$

a. Menghitung Temperatur Kalorik

$$\frac{\Delta t_c}{\Delta t_h} = \frac{117}{54} = 0.4615$$

$$\begin{aligned}
 \text{API} &= 34 \text{ }^\circ\text{API} && (\text{hal.821 Kern}) \\
 K_c &= 0.221 && (\text{Fig.17 Kern, hal. 827}) \\
 F_c &= 0.42 && (\text{Fig. 17 Kern}) \\
 T_c &= 140 + 0.42 (221-140) && (\text{Pers. 2.28, Kern}) \\
 &= 174.02 \text{ F} \\
 T_c &= 86 + 0.42 (104-86) \\
 &= 93.56 \text{ F}
 \end{aligned}$$

Trial menentukan Design Overall Coefficient (UD):

Dari Tabel.8 Kern, hal. 840 dipilih U_D untuk:

$$\begin{aligned}
 \text{Hot fluid} &= \text{Heavy organic} \\
 \text{Cold fluid} &= \text{Water} \\
 \text{Range } U_D &= 5-75 \text{ BTU/jam.ft}^2\text{.F} \\
 \text{Dipilih } U_D &= 15 \text{ BTU/jam.ft}^2\text{.F}
 \end{aligned}$$

b. Menghitung Luas Permukaan

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{Q}{U_D \times \Delta LMTD} \\
 &= \frac{435011.0669 \frac{\text{BTU}}{\text{jam}}}{15 \frac{\text{BTU}}{\text{jam.ft}^2\text{.F}} \times 79.1177 \text{ F}} \\
 &= 366.5519 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Dari Tabel. 10 Kern, hal.843 dipilih pendingin jenis *Shell and Tube* dengan spesifikasi sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 \text{OD tube} &= 1 \text{ in} \\
 \text{BWG} &= 18 \\
 \text{ID tube} &= 0.902 \text{ in} \\
 \text{Surface (a'')} &= 0.2618 \text{ ft}^2 \\
 \text{Flow area per tube (a't)} &= 0.639 \text{ in}^2 \\
 \text{Panjang tube (L)} &= 9.5 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

b. Menghitung Jumlah Tube (Nt)

$$\text{Jumlah tube (Nt)} = \frac{A}{L \times a''}$$

$$= \frac{366.5519 \text{ ft}^2}{9.5 \text{ ft} \times 0.2618 \text{ ft}^2}$$

$$= 147.3812 \text{ tube}$$

Dari jumlah tube yang didapatkan diambil tube standar berdasarkan Tabel. 9 Kerm hal. 849.

Pitch (P_T) = 1 ¼ in triangular pitch = 1.25 in

OD tube = 1 in = 0.8333 ft

ID shell = 19 ¼ in = 19.25 in = 1.6042 ft

n = 2 pass

Nt = 152 tube

c. Menentukan Luas Perpindahan Panas Standar dan U_D Koreksi

A = $L \times N_t \times a''$

= 9.5 ft x 152 tube x 0.2618 ft²

= 378.0392 ft²

$U_D = \frac{Q}{A \times \Delta LMTD}$

= $\frac{435011.0669 \text{ BTU/jam}}{378.0392 \text{ ft}^2 \times 79.1177 \text{ F}}$

= 14.5442 BTU/jam.ft².F

d. Menentukan Koefisien Perpindahan Panas

Fluida Dingin di Shell	Fluida Panas di Tube
<p>Flow Area (a_s)</p> <p>B = $\frac{ID \text{ shell}}{5}$</p> <p>= $\frac{19.25 \text{ in}}{5} = 3.85 \text{ in}$</p> <p>C' = $P_T - OD$</p> <p>= 1.25 in - 1 in</p> <p>= 0.25 in</p> <p>$a_s = \frac{ID \text{ shell} \times C' \times B}{144 \times P_T}$</p>	<p>Flow Area (a_t)</p> <p>$a_t = \frac{N_t \times a' \times t}{144 \frac{in^2}{ft^2} \times n}$</p> <p>= $\frac{152 \times 0.639 \text{ in}^2}{144 \frac{in^2}{ft^2} \times 2}$</p> <p>= 0.3373 ft²</p>

$= \frac{19.25 \text{ in} \times 0.25 \text{ in} \times 3.85 \text{ in}}{144 \frac{\text{in}^2}{\text{ft}^2} \times 1.25 \text{ in}}$ $= 0.1029 \text{ ft}^2$	
<p>Kecepatan Massa (Gs)</p> $G_s = \frac{W}{a_s}$ $= \frac{241780.8738 \frac{\text{lb}}{\text{jam}}}{0.1029 \text{ ft}^2}$ $= 2348891.606 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}$	<p>Kecepatan Massa (Gt)</p> $G_t = \frac{W}{a_t}$ $= \frac{49869.2288 \frac{\text{lb}}{\text{jam}}}{0.3373 \text{ ft}^2}$ $= 147870.2117 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}$
<p>Bilangan Reynold (Res)</p> $t_c = 93.56 \text{ F}$ $D_e = 0.72 \text{ in (Fig. 28 Kern hal. 843)}$ $= 0.06 \text{ ft}$ $\mu = 0.75 \text{ cP (Fig. 15 Kern, hal. 825)}$ $= 1.815 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}$ $\text{Res} = \frac{\rho \cdot D_e \cdot G_s}{\mu}$ $= \frac{0.06 \text{ ft} \times 2348891.606 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2 \cdot \text{jam}}}{1.836 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2 \cdot \text{jam}}}$ $= 72796.22746$ <p>Pada Res 72,796.23 maka:</p> $j_H = 105$	<p>Bilangan Reynold (Ret)</p> $T_c = 174.02 \text{ F}$ $D = \text{ID tube} = 0.902 \text{ in}$ $= 0.075167 \text{ ft}$ $\text{API} = 34^\circ \text{API (Fig. 14 Kern, hal 821)}$ $\mu = 2.4 \text{ cP (Fig. 14 Kern, hal. 823)}$ $= 5.808 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}$ $\text{Ret} = \frac{\rho \cdot D \cdot G_t}{\mu}$ $= \frac{0.075167 \text{ ft} \times 47870.2117 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2 \cdot \text{jam}}}{5.808 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2 \cdot \text{jam}}}$ $= 1913.72433$ $L/D = \frac{9.5 \text{ ft}}{0.075167 \text{ ft}}$ $= 126.3858$ <p>Pada Ret 1,913.72 maka:</p> $j_H = 6 \text{ (Fig. 24 Kern, hal. 841)}$
<p>Menentukan Koefisien Koreksi (ho)</p> <p>Menentukan Bilangan Prandtl</p> $t_c = 93.56 \text{ F}$ $c = 1 \text{ BTU/lb. F}$	<p>Menentukan Koefisien Koreksi (hi)</p> <p>Menentukan Bilangan Prandtl</p> $T_c = 174.02 \text{ F}$ $\text{API} = 34^\circ \text{API}$

Tabel. 4 Kern	$c = 0.54 \text{ BTU/lb. F (Fig. 4 Kern)}$
$k = 0.371 \text{ BTU/jam.ft}$	$k = 0.076 \text{ BTU/jam. ft (Fig.1 Kern)}$
$\mu = 1.936 \text{ lb/ft.jam}$	$\mu = 5.808 \text{ lb/ft.jam}$
$Pr = \frac{(c \times \mu)^{1/3}}{k}$	$Pr = \frac{(c \times \mu)^{1/3}}{k}$
$= \frac{(1 \times 1.936)^{1/3}}{0.371}$	$= \frac{(0.54 \times 5.808)^{1/3}}{0.076}$
$= 1.7$	$= 13.7558$
$jH = 105$	$jH = 6$
$ho/\phi_s = jH \times \frac{k}{De} \times \left(\frac{c \times \mu}{k}\right)^{1/3}$	$hi/\phi_t = jH \times \frac{k}{De} \times \left(\frac{c \times \mu}{k}\right)^{1/3}$
$= 105 \times \frac{0.371}{0.06} \times 1.7$	$= 6 \times \frac{0.076}{0.075167} \times 13.7558$
$= 1129.3333 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot \text{F}$	$= 83.4498 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot \text{F}$

Menentukan Koefisien Koreksi (hio)

$$\begin{aligned}
 hio/\phi_t &= \frac{hi}{\phi_t} \times \frac{ID}{OD} \\
 &= 85.4534 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot \text{F} \times \frac{0.075167 \text{ ft}}{0.0833 \text{ ft}} \\
 &= 75.27168 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot \text{F}
 \end{aligned}$$

Menghitung Temperatur Dinding (tw)

$$\begin{aligned}
 t_w &= t_c + \frac{\frac{ho}{\phi_s}}{\frac{ho}{\phi_s} + \frac{hio}{\phi_p}} \times (T_c - t_c) \\
 t_w &= 93.56 \text{ F} + \frac{1129.3333 \frac{\text{BTU}}{\text{jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{F}}}{1129.3333 \frac{\text{BTU}}{\text{jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{F}} + 75.2717 \frac{\text{BTU}}{\text{jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{F}}} \times (174.02 - 93.56) \text{ F} \\
 &= 168.9923 \text{ F}
 \end{aligned}$$

Pada $t_w = 168.9923 \text{ F}$	Pada $t_w = 168.9923 \text{ F}$
$\mu_w = 0.36 \text{ cP (Fig. 14 Kern, hal. 823)}$	$\mu_w = 2.5 \text{ cP (Fig. 14 Kern, hal. 823)}$

	$= 0.8712 \text{ lb/ft.jam}$		$= 6.05 \text{ lb/ft.jam}$
ϕ_s	$= \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14}$	ϕ_t	$= \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14}$
	$= \left(\frac{1.936 \frac{\text{lb}}{\text{ft.jam}}}{0.8712 \frac{\text{lb}}{\text{ft.jam}}}\right)^{0.14}$		$= \left(\frac{5.808 \frac{\text{lb}}{\text{ft.jam}}}{6.05 \frac{\text{lb}}{\text{ft.jam}}}\right)^{0.14}$
	$= 1.1183$		$= 0.9943$
Koreksi Koefisien (ho)			
h_o	$= h_o / \phi_s \times \phi_t$		
	$= 1129.333 \times 1.1183$		
	$= 1262.9099 \text{ BTU/jam. ft}^2.\text{F}$		

Koreksi Koefisien (hio)

$$h_{iO\text{koreksi}} = \frac{h_{io}}{\phi_t} \times \phi_t$$

$$= 75.27168 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{F} \times 0.9943$$

$$= 74.8427 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{F}$$

e. Menghitung Clean verall Coefficient (Uc)

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$= \frac{74.8427 \frac{\text{BTU}}{\text{jam.}\square^2.\text{F}} \times 1262.9099 \frac{\text{BTU}}{\text{jam.}\square^2.\text{F}}}{74.8427 \frac{\text{BTU}}{\text{jam.}\square^2.\text{F}} + 1262.9099 \frac{\text{BTU}}{\text{jam.}\square^2.\text{F}}}$$

$$= 70.6555 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{F}$$

f. Menghitung Faktor Pengotor (Rd)

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D}$$

$$= \frac{70.6555 - 14.5442}{70.6555 \times 14.5442}$$

$$= 0.0546$$

g. Pressure Drop

<p>Faktor Gesekan (f) Pada Res = 72,796.23 $f = 0.0022 \text{ ft}^2/\text{in}^2$ (fig.29 Kern, hal. 839) $s = 0.98$ (fig.6 Kern, hal. 809) $N + 1 = 12 \times \frac{L}{B}$ $= 12 \times \frac{9.5 \text{ ft}}{3.85 \text{ in}}$ $= 29.6104$ $\Delta P_s = \frac{f \times Gs^2 \times Ds \times (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \times De \times s \times \phi s}$ $= 6.2827 \text{ Psi}$</p>	<p>Faktor Gesekan (f) Pada Ret = 1,913.72 $f = 0.00029 \text{ ft}^2/\text{in}^2$ (fig.26 Kern, hal.836) $s = 0.81$ $\Delta P_t = \frac{f \times Gt^2 \times L \times n}{5,22 \times 10^{10} \times Dt \times s \times \Phi_t}$ $= 0.03813 \text{ Psi}$ Pada Gt = 147,870.21 maka: $V^2 / 2g = 0.028$ Pressure Drop Return (ΔP_r) $\Delta P_r = 4 \times n / s \times V^2 / 2g$ $= 4 \times 2 / 0.81 \times 0.028$ $= 0.2765 \text{ Psi}$ $\Delta P_{total} = \Delta P_t \times \Delta P_r$ $= 0.03813 \times 0.2765$ $= 0.01054 \text{ Psi}$</p>
---	--

20. Pompa

Pompa dirancang dengan menggunakan 2 tipe yakni pompa reciprocating dan pompa sentrifugal. Berikut perhitungan pompa yang dirancang.

1. Pompa Reciprocating

Pompa CPO

Fungsi = Memompa CPO dari tangki penampungan menuju tangka degumming

Tipe = *Reciprocating Pump*

Jumlah = 1 unit

Dasar Perancangan:

Laju Alir Campuran = 22658 kg/jam
= 49952.27997 lb/jam

Densitas = 895 kg/m³
= 55.848 lb/ft³

Perhitungan:

a. Menghitung rate volumetrik

$$Q = \frac{\text{Laju alir campuran}}{\text{densitas}}$$
$$= \frac{49952.27997 \frac{\text{lb}}{\text{jam}}}{55.848 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}}$$
$$= 894.4327 \text{ ft}^3/\text{jam}$$
$$= 0.2485 \text{ ft}^3/\text{s}$$

b. Menentukan Dimensi Pipa

Asumsi aliran turbulen

Untuk aliran turbulen, $N_{Re} > 2100$, sehingga

$$\text{ID Optimal} = 3.9 \times Q^{0.45} \times \rho^{0.13} \text{ (Pers. 15 Peter dan Timmerhaus, hal. 496)}$$

$$\text{ID Optimal} = 3.9 \times Q^{0.45} \times \rho^{0.13}$$
$$= 3.9 \times (0.2485)^{0.45} \times (55.848)^{0.13}$$
$$= 3.5159 \text{ in}$$

Berdasarkan ID optimal, maka dipilih pipa:

(Appindeks A.5 p.892 (Geankoplis, 1993)

Standarisasi ID = 4 in

Sch = 40

Sehingga diperoleh:

OD = 4.5 in

$$ID = 4.026 \text{ in}$$

$$A = 0.0884 \text{ ft}^2$$

$$P = \frac{0,148 \times T_1 \times q_0}{520 \times n} \log \frac{P_2}{P_1} \dots \text{(Pers. 8-30 Mc Cabe ed.4}^{\text{th}}\text{)}$$

Dimana:

- P = Break horsepower (Hp)
- q₀ = Laju alir (ft³/jam)
- T₁ = Temperatur dalam degumming
- P₁ = Tekanan dalam degumming (lbf/in²)
- P₂ = Tekanan udara luar (lbf/in²)
- η = Efisiensi pompa
- P₂ = 1 atm = 14.6959 lbf/in²
- P₁ = 0.6 atm = 8.8176 lbf/in²

Maka,

$$P = \frac{0.148 \times 338 \times 894.4327 \frac{\text{ft}^3}{\text{jam}}}{520 \times 0.8} \log \frac{14.6959 \frac{\text{lbf}}{\text{in}^2}}{8.81754 \frac{\text{lbf}}{\text{in}^2}}$$

2. Pompa Sentrifugal

Fungsi = Untuk memompa H₃PO₄ dari tangki penampungan ke tangki degumming

Tipe = *Centrifugal pump*

$$Q = 22.9924 \text{ kg/jam}$$

$$= 22.9924 \text{ kg/jam} \times 2.205$$

$$= 50.6981 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas} = 2.685 \text{ g/cm}^3$$

$$= 2685 \text{ kg/m}^3$$

$$= 167.6245 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Viskositas} = 2.9 \text{ cP}$$

$$= 0.00327 \text{ lb/ft.s}$$

a. Menentukan Laju Alir Volumetrik

$$\begin{aligned} Q_f &= \frac{50.6981 \frac{\text{lb}}{\text{jam}}}{167.6245 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}} \\ &= 0.3025 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 8.40141 \times 10^{-5} \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 0.3025 \text{ ft}^3/\text{jam} \times \frac{7.481 \text{ gallon}}{\text{ft}^3} \times \frac{1 \text{ jam}}{60 \text{ menit}} \\ &= 0.0377 \text{ gallon/menit (gpm)} \end{aligned}$$

Laju alir pipa diasumsikan sebagai aliran laminar, dari Peter dan Timmerhaus, pers 15, hal. 496.

$N_{Re} < 2100$, maka diameter pipa optimum ($D_i \text{ opt}$):

$$\begin{aligned} D_i \text{ optimum} &= 3 \times Q_f^{0.36} \times \rho^{0.18} \\ &= 3 \times (8.40141 \times 10^{-5})^{0.36} \times (167.6245)^{0.18} \\ &= 0.2572 \text{ in} \end{aligned}$$

Berdasarkan Tabel 13, hal. 888 Peter dan Timmerhaus dipilih:

$$\text{Normal Size Pipe} = 3/8 \text{ in}$$

$$\text{Schedule} = 40$$

$$\text{Inside Diameter (ID)} = 0.493 \text{ in}$$

$$= 0.0411 \text{ ft}$$

$$\text{Outside Diameter (OD)} = 0.675 \text{ in}$$

$$= 0.05625 \text{ ft}$$

$$\text{Luas Permukaan Aliran (A)} = 0.192 \text{ in}^2$$

$$= 0.00133 \text{ ft}^2$$

b. Menentukan Kecepatan Aliran Fluida

Kecepatan aliran dalam pipa (V):

$$\begin{aligned} V &= \frac{Q_f}{A} \\ &= \frac{8.40141 \times 10^{-5} \text{ ft}^3/\text{s}}{0.00133 \text{ ft}^2} \end{aligned}$$

$$= 0.0630 \text{ ft/s}$$

c. Menentukan Bilangan Reynold

$$\begin{aligned} \text{Bilangan Reynol (N}_{Re}\text{)} &= \frac{\rho \times V \times D}{\mu} \\ &= \frac{167.62455 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 0.0630 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \times 0.0411 \text{ ft}}{0.0033 \frac{\text{lb}}{\text{ft}\cdot\text{s}}} \\ &= 132.4159 \text{ (Laminer)} \end{aligned}$$

Dari figure 2.10-3 Geankoplis hal.88 dipilih material pipa komersial steel

$$\begin{aligned} \varepsilon &= 0.000046 \\ \varepsilon/D &= \frac{0.0411}{0.000046} \\ &= 0.001119 \end{aligned}$$

$$\text{Faktor friksi} = 0.15$$

d. Menentukan Pipa Panjang

$$\begin{aligned} \text{Panjang pipa lurus (L)} &= 9.3 \text{ m} \\ &= 30.51181 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\text{Elbow } 90^\circ\text{C} = 3 \text{ buah}$$

$$\text{Le/D} = 35 \text{ (Tabel 2.10-1 Geankoplis, hal. 93)}$$

$$\begin{aligned} \text{Le} &= 35 \times \text{ID} \\ &= 35 \times 3 \times 0.0411 \text{ ft} \\ &= 4.3138 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\text{Gate valve (Wide Open)} = 1 \text{ buah}$$

$$\begin{aligned} \text{Le/D} &= 9 \\ \text{Le} &= 9 \times \text{ID} \\ &= 9 \times 1 \times 0.0411 \text{ ft} \\ &= 0.36975 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Globe valve} &= 1 \text{ buah} \\ &= 300 \times \text{ID} \\ &= 300 \times 1 \times 0.0411 \text{ ft} \\ &= 12.325 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang pipa total} &= \text{pipa lurus} + \text{elbow } 90^\circ + \text{gate valve} + \text{globe valve} \\
 &= (30.51181 + 4.3138 + 0.36975 + 12.325) \text{ ft} \\
 &= 47.5203 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

e. Menentukan Friction Loss

1. Friksi karena kontraksi dari tangki ke pipa

$A_2/A_1 = 0$ karena nilai $A_1 > A_2$

$$\begin{aligned}
 K_c &= 0.55 \times \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)^2 \dots (\text{Pers. 2.10-16 Geankoplis, hal.93}) \\
 &= 0.55 \times (1-0) \\
 &= 0.55
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H_c &= K_c \frac{v^2}{2 \times \alpha} \\
 &= 0.55 \times \frac{(0.0630)^2 \text{ ft/s}}{2 \times 32.2 \text{ lbm} \frac{\text{lbm} \cdot \text{r}}{\text{lb} \cdot \text{r}^2}} \\
 &= 0.00003391 \text{ lbf.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

2. Friksi sepanjang pipa lurus

$$\begin{aligned}
 F_f &= \frac{4 \times f \times V^2 \times L}{2 \times g_c \times ID} \\
 &= \frac{4 \times 0.15 \times (0.0630)^2 \times 47.5203}{2 \times 32.2 \times 0.0411} \\
 &= 0.0749 \text{ lbf.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

3. Friksi karena sambungan (elbow 90°)

$$\begin{aligned}
 K_f &= 0.75 \text{ (Tabel. 2.10-1 Geankoplis, hal. 93)} \\
 H_f &= K_f \frac{v^2}{2 \times \alpha} \\
 &= 0.75 \times \frac{(0.0630)^2 \text{ ft/s}}{2 \times 32.2 \text{ lbm} \frac{\text{lbm} \cdot \text{r}}{\text{lb} \cdot \text{r}^2}} \\
 &= 0.0479 \text{ lbf.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

4. Friksi karena adanya bukaan (gate valve)

$$\begin{aligned}
 K_f &= 4.5 \\
 H_f &= 4.5 \times \frac{v^2}{2 \times \alpha}
 \end{aligned}$$

$$= 4.5 \times \frac{(0.0630)^2 \text{ ft/s}}{2 \times 32.2 \text{ lbm} \cdot \frac{\text{ft}}{\text{lb} \cdot \text{s}^2}}$$

$$= 0.2877 \text{ lbf} \cdot \text{ft} / \text{lbm}$$

5. Friksi karena adanya globe

$$K_f = 9.5$$

$$H_f = 9.5 \times \frac{v^2}{2 \times \alpha}$$

$$= 9.5 \times \frac{(0.0630)^2 \text{ ft/s}}{2 \times 32.2 \text{ lbm} \cdot \frac{\text{ft}}{\text{lb} \cdot \text{s}^2}}$$

$$= 0.6073 \text{ lbf} \cdot \text{ft} / \text{lbm}$$

6. Ekspansi

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)^2$$

$$= (1 - 0)^2$$

$$= 1$$

$$H_f = K_{ex} \times \frac{v^2}{2 \times \alpha}$$

$$= 1 \times \frac{(0.0630)^2 \text{ ft/s}}{2 \times 32.2 \text{ lbm} \cdot \frac{\text{ft}}{\text{lb} \cdot \text{s}^2}}$$

$$= 0.0639 \text{ lbf} \cdot \text{ft} / \text{lbm}$$

Sehingga:

$$\text{Total Friksi} = H_c + F_f + H_f + K_{ex}$$

$$= (0.00003391 + 0.0749 + 0.0479 + 0.2877 + 0.6073 + 0.0639) \text{ lbf} \cdot \text{ft} / \text{lbm}$$

$$= 1.0817 \text{ lbf} \cdot \text{ft} / \text{lbm}$$

f. Penentuan Kerja Pompa (W)

$$W = \frac{\Delta P}{P} + \Delta H \times \frac{g}{g_c} + \frac{v^2}{2 \times \alpha \times g_c} + \Sigma F \dots \dots \text{ (Peter, pers.10, hal.486)}$$

Dimana :

$$P_1 = P_2 = 1 \text{ atm}$$

$$\Delta P/\rho = \frac{P_2 - P_1}{\rho} = 0$$

$$\Delta H \text{ bahan} = 13.8291 \text{ ft}$$

Jika diasumsikan bahwa sepanjang pengaliran fluida tidak terjadi perubahan diameter pipa, maka:

$$\Delta V = V_2 - V_1 = 0.0630 \text{ ft/s}$$

Untuk aliran laminar $\alpha = 1$

Jadi,

$$\begin{aligned} W &= 0 + 13.829 \text{ ft} + \frac{(0.0630)^2 \frac{\text{ft}}{\text{s}}}{2 \times 1.32.2} + 1.0817 \text{ lbf.ft/lbm} \\ &= 14.9747 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

g. Penentuan daya pompa

$$\begin{aligned} P &= \frac{\rho \times Q_f \times W}{550} \\ &= \frac{167.6246 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 8.40141 \times 10^{-5} \frac{\text{ft}^3}{\text{s}} \times 14.9747 \frac{\text{lbf.ft}}{\text{lbm}}}{550} \\ &= 0.0003834 \text{ Hp} \end{aligned}$$

$$\text{Untuk } Q_f = 0.0377 \text{ gpm}$$

Berdasarkan Peter dan Timmerhaus fig.14-37, hal. 520, efisiensi pompa (η) = 45%, maka:

Brake House Power (BHP):

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{P}{\eta} = \frac{0.0003834 \text{ Hp}}{0.45} \\ &= 0.0008521 \text{ Hp} \end{aligned}$$

h. Penentuan Daya Motor (N)

Berdasarkan Peter dan Timmerhaus fig. 14-38, hal. 521 untuk BHP 0.0008521 Hp maka diperoleh efisiensi motor 80% sehingga:

$$N = \frac{0.0008521 \text{ Hp}}{0.8}$$

$$= 0.001 \text{ Hp}$$

$$= 0.05 \text{ Hp}$$

Dengan menggunakan langkah-langkah yang sama dengan pompa 02, maka diperoleh spesifikasi pompa sebagai berikut:

No.	Spesifikasi	Notasi	P-03	P-04	P-05
1	Kapasitas umpan (lb/jam)	Q	50511.53	49776.36	836.24
2	Laju alir massa (gpm)	Qf	10.5196	55.5374	0.766
3	Diameter optimum (in)	Di opt	1.6541	2.8116	0.419
4	Diameter dalam (ft)	ID	0.172	0.2557	0.069
5	Kecepatan aliran (ft/s)	V	1.0075	2.414	0.460
6	Panjang pipa total (ft)	L	31.735	148.497	62.877
7	Kerja pompa (ft.lbf/lbm)	W	297.1373	1703.5	76.672
8	Power pompa (Hp)	P	16.8449	70.206	0.072
9	Daya motor (Hp)	N	19	78	0.089

No.	Spesifikasi	Notasi	P-06	P-07	P-08
1	Kapasitas umpan (lb/jam)	Q	163357.5	55599.5	49877.8
2	Laju alir massa (gpm)	Qf	58.552	25.283	38.313
3	Diameter optimum (in)	Di opt	3.337	2.217	2.497
4	Diameter dalam (ft)	ID	0.335	0.0206	0.257
5	Kecepatan aliran (ft/dtk)	V	1.479	1.693	1.665
6	Panjang pipa total (ft)	L	32.808	29.528	158.339
7	Kerja pompa (ft lbf/lbm)	W	661.399	820.333	854.749
8	Power pompa (Hp)	P	91	51	38
9	Daya motor (Hp)	N	99	57	43

No.	Spesifikasi	Notasi	P-09	P-010	P-011
1	Kapasitas umpan (lb/jam)	Q	11094.17	11573.7	61451.4
2	Laju alir massa (gpm)	Qf	12.364	5.894	15.771
3	Diameter optimum (in)	Di opt	1.4303	1.697	2.736
4	Diameter dalam (ft)	ID	0.1342	0.172	0.256
5	Kecepatan aliran (ft/dtk)	V	1.944	0.564	0.685
6	Panjang pipa total (ft)	L	78.5109	19.685	138.654
7	Kerja pompa (ft lbf/lbm)	W	1045.9	163.68	266.241
8	Power pompa (Hp)	P	12	2	18
9	Daya motor (Hp)	N	14	2	21

No.	Spesifikasi	Notasi	P-012	P-013	P-014
1	Kapasitas umpan (lb/jam)	Q	57828.4	5388.5	50113.6
2	Laju alir massa (gpm)	Qf	26.296	8.541	38.494
3	Diameter optimum (in)	Di opt	2.257	1.581	2.503
4	Diameter dalam (ft)	ID	0.206	0.172	0.256
5	Kecepatan aliran (ft/dtk)	V	1.761	0.82	1.673
6	Panjang pipa total (ft)	L	114.708	39.370	151.777
7	Kerja pompa (ft lbf/lbm)	W	911.243	334.45	863.576
8	Power pompa (Hp)	P	58	2	43
9	Daya motor (Hp)	N	65	2	48



LAMPIRAN D

UTILITAS

Unit utilitas adalah sarana penunjang proses utama dalam pabrik. Pada pabrik biodiesel menggunakan:

1. Unit Penyediaan Steam (Uap)
2. Unit Penyediaan Air
3. Unit Penyediaan Listrik
4. Unit Penyediaan Bahan Bakar

1. Unit Penyediaan Steam

Berdasarkan perhitungan neraca panas diketahui kebutuhan panas peralatan:

No	Nama Peralatan	Jumlah Steam (kg/jam)
1	Heater (HE-01)	160.46
2	Evaporator (EV-01)	273115.38
3	Evaporator (EV-02)	412963.63
4	Reaktor Esterifikasi (R-01)	159082.23
5	Reaktor Transesterifikasi (R-02)	23642395
Total		1,081,745.65

Perencanaan yang dihasilkan pada unit pengolahan steam sebanyak 20% lebih besar dari kebutuhan sebenarnya untuk memperhitungkan keamanan dan kebocoran. Sehingga steam yang dihasilkan oleh boiler (W_s):

$$\begin{aligned}W_s &= (100\% + 20\%) \times \text{total steam} \\ &= 1,20 \times 1,081,746.65 \text{ kg/jam} \\ &= 1,298,094.78 \text{ kg/jam} \\ &= 2861805.714 \text{ lb/jam}\end{aligned}$$

Steam yang dihasilkan boiler adalah saturated steam. Saturated steam pada suhu 150oC pada tekanan 4.76 bar. Berdasarkan Tabel steam diperoleh:

$$\Delta H_f = 632.2 \text{ kJ/kg} = 271.797953 \text{ BTU/lb}$$

$$\Delta H_g = 2746 \text{ kJ/kg} = 1180.5713 \text{ BTU/lb}$$

a. Penentuan Power Boiler (BHP)

$$\text{BHP} = \frac{W_s \times (H_g - H_f)}{C_f \times 34.5 \frac{\text{lb}}{\text{jam}} \text{Hp}}$$

Dimana:

BHP = break horse power (Hp)

Ws = Jumlah steam yang dihasilkan (kg/jam)

Hg = entalpi uap jenuh (BTU/lb)

Hf = entalpi cairan jenuh (BTU/lb)

Cf = panas laten penguapan air pada suhu 100°C

Jadi,

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{2861805.714 \frac{\text{lb}}{\text{jam}} \times (1180.5713 - 271.7979) \frac{\text{BTU}}{\text{lb}}}{970.3 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}} \times 34.5 \frac{\text{lb}}{\text{jam}} \text{Hp}} \\ &= 77,690.98 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Diketahui:

Heating surface boiler tiap 1 Hp = 10 ft²

Maka:

$$\begin{aligned} \text{Heating surface boiler (A)} &= \text{BHP} \times 10 \text{ ft}^2 \\ &= 77,690.98 \text{ Hp} \times 10 \text{ ft}^2 \\ &= 776.909,81 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$= 72,177.25 \text{ m}^2$$

b. Kebutuhan Umpan Boiler (Wb)

$$\begin{aligned}
 W_b &= \frac{W_s \times (H_g - H_f)}{C_f} \\
 &= \frac{2861805.714 \frac{\text{BTU}}{\text{jam}} \times (1180.5713 - 271.7979) \frac{\text{BTU}}{\text{lb}}}{970.3 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}} \cdot \text{jam}} \\
 &= 2,680,338.83 \text{ lb/jam} \\
 &= 1,215,782.69 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Diasumsikan kondensat yang hilang pada waktu atau setelah pemanasan adalah 20% maka air umpan boiler yang harus ditambahkan (*make up*) kedalam boiler:

$$\begin{aligned}
 \text{Kondensat yang disirkulasi (WL)} &= 80\% \times 1,215,782.69 \text{ kg/jam} \\
 &= 972,626.15 \text{ kg/jam} \\
 \text{Kebutuhan } \textit{make up} \text{ water boiler} &= W_b - W_L \\
 &= (1215782.69 - 972626,15) \text{ kg/jam} \\
 &= 243,156.54 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

2. Unit Penyediaan Air

a. Perhitungan kebutuhan Air

Kebutuhan air direncanakan memakai air tanah yang kemudian diolah menjadi air bersih yang layak digunakan pada pabrik dan keperluan lain seperti:

1. Air pendingin (Ma)

No	Nama Peralatan	Kebutuhan (kg/jam)
1	Cooler (CO-01)	109670,09
2	Cooler (CO-02)	169782,64
Total		279,452.73

Jumlah air pendingin yang digunakan diperkirakan 20% dari total air pendingin

(Mm)

$$Mm = 1.2 \times 279,452.73 \text{ kg/jam}$$

$$= 335,343.28 \text{ kg/jam}$$

Total air pendingin

$$Md = Mtot + Mm$$

$$= 279,452.73 \text{ kg/jam} + 335,343.28 \text{ kg/jam}$$

$$= 614,796.01 \text{ kg/jam}$$

2. Air umpan boiler (Mb)

Air yang diumpankan ke boiler untuk memproduksi *steam* yang diperoleh dari unit *steam*.

$$\text{Jumlah air umpan boiler} = 1215782.689 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Jumlah air make up} = 243156.5379 \text{ kg/jam}$$

$$Mb = \text{air umpan boiler} + \text{air make up}$$

$$= 1215782,689 \text{ kg/jam} + 243156,5379 \text{ kg/jam}$$

$$= 1,458,939.23 \text{ kg/jam}$$

3. Air proses (Mp)

No	Nama Peralatan	Kebutuhan (kg/jam)
1	Decanter (DC-01)	3699955,43
2	Decanter (DC-02)	5479774,07
Total		9,179,729.50

Jumlah make up air proses yang digunakan diperkirakan 20% dari total air proses

$$\begin{aligned}M_p &= 1.2 \times 9,179,729.50 \text{ kg/jam} \\ &= 11,015,675.40 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Jadi, total kebutuhan air (M)

$$\begin{aligned}M &= M_d + M_b + M_p \\ &= 614,796.01 \text{ kg/jam} + 1,458,939.23 \text{ kg/jam} + 11,015,675.40 \text{ kg/jam} \\ &= 13,089,410.63 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

4. Air sanitasi (Ms)

1. Air untuk keperluan perkantoran (Mk)

Diperkirakan jumlah karyawan pabrik sebanyak 141 orang dan kebutuhan air 210 liter/hari setiap karyawan maka:

$$\begin{aligned}M_k &= 210 \text{ liter/hari} \times \frac{1 \text{ kg}}{0,996 \text{ liter}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \times 141 \text{ org} \\ &= 1,233.75 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

2. Air untuk kebersihan dan pertamanan adalah 15% dari keperluan kantor maka:

$$\begin{aligned}M_{kp} &= \left(\frac{15}{100}\right) \times 1,233.75 \text{ kg/jam} \\ &= 185.06 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

3. Air untuk keperluan lain-lain (Ml)

Diperkirakan keperluan air untuk laboratorium, kantor, masjid, pencucian peralatan dan lain-lain 65% dari keperluan kantor maka:

$$M_o = \left(\frac{65}{100}\right) \times 1,233.75 \text{ kg/jam}$$

Keperluan untuk air sanitasi

$$\begin{aligned}
 M_s &= M_k + M_{kp} + M_l \\
 &= 1,233.75 \text{ kg/jam} + 185.06 \text{ kg/jam} + 801.94 \text{ kg/jam} \\
 &= 2,220.75 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Jadi, total kebutuhan air (M)

$$\begin{aligned}
 M_{\text{total}} &= M + M_s \\
 &= 13,089,410.63 \text{ kg/jam} + 2,220.75 \text{ kg/jam} \\
 &= 13,091,631.38 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Total air tanah yang diperlukan adalah 15% lebih dari kebutuhan air total:

$$\begin{aligned}
 M &= (100\% + 15\%) \times 13,091,631.38 \text{ kg/jam} \\
 &= 15,055,376.09 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

b. Perhitungan Spesifikasi Alat Utilitas

1. Pompa Air Tanah (P-01)

Fungsi : Mengalirkan Air ke bak penampungan awal

Tipe : Pompa Sentrifugal

Kapasitas laju air umpan (Q):

$$Q = 33191383,24 \text{ lb/jam}$$

Densitas Air (ρ):

$$\rho = 995,68 \text{ Kg/m}^3 = 62,1583 \text{ lb/ft}^3$$

Viskositas (μ):

$$\mu = 0,89 \text{ cP} = 0,0006 \text{ lb/ft dt}$$

Laju alir volumetrik (Qf):

$$Q_f = \frac{Q}{\rho} = \frac{33191383,24 \text{ lb/jam}}{62,1583 \text{ lb/ft}^3}$$

$$\begin{aligned}
&= \frac{533981,7628 \text{ ft}^3/\text{jam}}{3600} = 148,3282675 \text{ ft}^3/\text{s} \\
&= 533981,7628 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 7,481/60 \\
&= 66.578,63 \text{ gallon/menit(gpm)}
\end{aligned}$$

Laju alir pipa diasumsi sebagai aliran Turbulen , dari Peter and Timmerhaus, pers. 15 halaman 496, $N_{re} \geq 2100$, maka diameter pipa optimum (Di_{opt}):

$$\begin{aligned}
Di_{opt} &= 3,9 \times (Qf)^{0,45} \times \rho^{0,13} \\
&= 3,9 \times 148,3282675^{0,45} \times 62,1583^{0,13} \\
&= 63,2805 \text{ in}
\end{aligned}$$

Berdasarkan Tabel 10-18 halaman 947 Perry 7th dipilih:

$$\text{Normal size pipe} = 30 \text{ in}$$

$$\text{Schedule} = 20$$

$$\text{Inside diameter (ID)} = 29 \text{ in} = 2,41667 \text{ ft}$$

$$\text{Outside diameter (OD)} = 30 \text{ in} = 2,5 \text{ ft}$$

$$\text{Luas Permukaan aliran (A)} = 4,587 \text{ ft}^2$$

Kecepatan Aliran dalam pipa (V):

$$\begin{aligned}
V &= \frac{148,3282675 \text{ ft}^3/\text{s}}{4,587 \text{ ft}^2} \\
&= 32,33666175 \text{ ft/s}
\end{aligned}$$

Pemeriksaan bilangan Reynold (N_{re})

$$\begin{aligned}
N_{re} &= \frac{\rho \times V \times ID}{\mu} = \frac{62,1583 \times 32,336661 \times 2,41667}{0,0006} \\
&= 8.121.786,77
\end{aligned}$$

Karena $N_{re} > 2100$, maka asumsi benar:

Direncanakan:

$$\text{Panjang Pipa (P)} = 10 \text{ m} = 32,8084 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi Pemompaan (H)} = 30 \text{ m} = 98,4525 \text{ ft}$$

3 elbow 90°

$$\text{Le/ID} = 35 \quad (\text{Tabel.2.20-1 Geankoplis, hal 93})$$

$$\text{Le} = 35 \times 3 \times 2,41667 \text{ ft}$$

$$= 253,75 \text{ ft}$$

1 gate valve

$$\text{Le/ID} = 9$$

$$\text{Le} = 9 \times 1 \times 2,41667 \text{ ft}$$

$$= 21,75 \text{ ft}$$

1 globe valve

$$\text{Le/ID} = 300$$

$$\text{Le} = 300 \times 1 \times 2,41667 \text{ ft}$$

$$= 725 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang pipa total} = \text{pipa lurus} + \text{elbow } 90^\circ + \text{gate valve} + \text{globe valve}$$

$$= 1033,308399 \text{ ft}$$

$$= 314,9524 \text{ m}$$

Dipilih material pipa komersial steel, figure 2.10-3 Geankoplis hal. 88

$$e = 0,000046$$

$$e/\text{ID} = 0,000046 / 2,41667 \text{ ft}$$

$$= 0,000019 \text{ ft}$$

$$f = 0,0028$$

Friksi yang terjadi (F):

Friksi karena sambungan (*elbow 90°*)

$$= \frac{2 \times f \times V^2 \times L_e}{g_c \times ID}$$

$$= 1,636684737 \text{ lbf ft/lbm}$$

Friksi Karena adanya bukaan *globe valve*

$$= \frac{2 \times f \times V^2 \times L_e}{g_c \times ID}$$

$$= 54,55615791 \text{ lbf ft/lbm}$$

Friksi sepanjang pipa lurus

$$= \frac{2 \times f \times V^2 \times L_e}{g_c \times ID}$$

$$= 2,468827854 \text{ lbf ft/lbm}$$

Total friksi (ΣF)

$$\Sigma F = 77,5632577 \text{ lbf ft/lbm}$$

Penentuan kerja pompa (W):

Berdasarkan persamaan bernouilly

$$W = \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta H \cdot \frac{g}{g_c} + \frac{V^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} \Sigma F$$

Peter, pers.10 hal 486

Dimana:

$$P_1 = P_2 = 1 \text{ atm}$$

$$\frac{\Delta P}{\square} = \frac{p^2 - p^1}{\square} = 0$$

$$\Delta H = 98,42519685 \text{ ft}$$

Jika diasumsikan bahwa sepanjang pengaliran fluida tidak terjadi perubahan diameter pipa maka:

$$\begin{aligned} \Delta V &= V_2 - V_1 \\ &= 32,33666175 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

Untuk aliran turbulen $a = 1$

$$\begin{aligned} W &= (0 + 98,42519685 \times 1) + (32,33666175)^2 / (2 \times 1 \times 32,2) \\ &+ 77,75632577) \\ &= 192,4184744 \text{ lbf ft/lbm} \end{aligned}$$

Penentuan daya pompa (P)

$$\begin{aligned} P &= \rho \times Q_f \times W / 550 \\ &= 62,1583 \text{ lb/ft}^3 \times 148,3282675 \text{ ft}^3/\text{s} \times 192,4184744 \text{ lbf ft/lbm} / 550 \\ &= 3225,573396 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Untuk $Q_f = 66.578,63 \text{ gpm}$

Berdasarkan Peter dan Timmerhaus, fig 14-37 hal. 520 efisiensi pompa

$$\eta = 89\% = 0,89$$

Maka:

Brake Horse Power (BHP)

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= P / \eta \\ &= 3225,573396 \text{ Hp} / 0,89 \\ &= 3.624,24 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Penentuan daya motor (N) :

Berdasarkan Peter dan Timmerhaus, fig 14-38 hal. 521 untuk BHP =

3624,24Hp maka diperoleh efisiensi motor = 90,6% = 0,906

$$\begin{aligned} N &= \text{BHP} / \eta \\ &= 3.624,24 \text{ Hp} / 0,906 \\ &= 4.000,26 \text{ Hp} \end{aligned}$$

2. Bak Sand Filter (B-SF)

Fungsi : Menyaring Partikel-partikel halus

Jenis : Gravity sand filter

Bentuk : Persegi

Waktu Tinggal : 1 jam

Volume Air yang akan ditampung (Vc)

$$V_c = 130091,631 \text{ kg/jam}$$

Maka volume air yang akan mengisi bak adalah:

$$\begin{aligned} V_c &= 130091,631 / 995,68 \times 1 \\ &= 130,6561 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Jika direncanakan akan digunakan 1 buah bak penampung, maka:

$$\begin{aligned} V_B &= 130,6561 \text{ m}^3 / 1 \\ &= 130,6561 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Volume bak penampung jika 90% terisi air, maka:

$$\begin{aligned} V_B &= 130,6561 / 0,9 \\ &= 145,1734 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Penentuan ukuran bak :

Panjang (P) = Lebar (L)

Tinggi (T) = 6 m

$V = P \times L \times T$

$$145,1734 \text{ m}^3 = \sqrt{L^2 \times 6}$$

$$L = 4,9188 \text{ m}$$

Sehingga

$$P=L = 4,9188 \text{ m}$$

Penentuan ukuran saringan

Direncanakan volume bahan penyaring = 1/3 volume tangki

Tinggi pasir = 3 ft

Tinggi kerikil = 2 ft

Maka ukuran bak

Panjang = 4,9188 m

Lebar = 4,9188 m

Tinggi = 6 m

Konstruksi = Beton

3. Bak Penampungan Air Bersih (BP-01)

Fungsi : Tempat Penampungan awal air bersih

Bentuk : Persegi

Waktu Tinggal : 1 jam

Volume Air yang akan ditampung (V_c)

$$V_c = 130091,631 \text{ kg/jam}$$

Maka volume air yang akan mengisi bak adalah:

$$\begin{aligned}V_c &= 130091,631 / 995,68 \times 1 \\ &= 130,6561 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Jika direncanakan akan digunakan 1 buah bak penampung, maka:

$$\begin{aligned}V_B &= 130,6561 \text{ m}^3 / 1 \\ &= 130,6561 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Volume bak penampung jika 90% terisi air, maka:

$$\begin{aligned}V_B &= 130,6561 / 0,9 \\ &= 145,1734 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Penentuan ukuran bak :

$$\text{Panjang (P) = Lebar (L)}$$

$$\text{Tinggi (T) = 6 m}$$

$$V = P \times L \times T$$

$$145,1734 \text{ m}^3 = \sqrt{L^2} \times 6$$

$$L = 4,9188 \text{ m}$$

Sehingga

$$P=L = 4,9188 \text{ m}$$

Maka ukuran bak

$$\text{Panjang} = 4,9188 \text{ m}$$

$$\text{Lebar} = 4,9188 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi} = 6 \text{ m}$$

$$\text{Konstruksi} = \text{Beton}$$

4. Tangki Kation Exchanger (T-KE)

Fungsi : Menghilangkan kesadahan air

Bentuk : Silinder dengan bed resin

Konstruksi bahan: Baja tahan karat

Kapasitas air yang dilunakkan (Q)

$$Q = 13089410,63 \text{ kg/jam}$$

$$= 28857176,47 \text{ lb/jam}$$

$$P = 995,68 \text{ kg/m}^3$$

$$= 0,99568 \text{ kg/l}$$

$$\mu = 0,89 \text{ cP}$$

$$= 0,00059808 \text{ lb/ft s}$$

Laju alir volumetric (Qf)

$$Q_f = Q/p$$

$$= 13089410,63 \text{ kg/jam} / 0,99568 \text{ kg/l}$$

$$= 13146202,23 \text{ l/jam}$$

$$= 57882,7284 \text{ gpm}$$

Berdasarkan Powell, hal. 155 diketahui kecepatan penyerapan dalam exchanger 3-8 gal/min ft²

Ditetapkan

$$V = 8 \text{ gal/min ft}^2$$

Sehingga

$$\text{Luas permukaan (A)} = Q_f/V$$

$$= 57882,7284/8$$

$$= 7.235,34 \text{ ft}^2$$

Berdasarkan Powell, hal. 155 diketahui tinggi bed resin dalam exchanger 30-75 in

Ditetapkan

$$\text{Tinggi bed (T)} = 75 \text{ in} = 6,25 \text{ ft}$$

Sehingga

$$\begin{aligned} \text{Volume bed (Vb)} &= A \times T \\ &= 7.235,34 \text{ ft}^2 \times 6,25 \text{ ft} \\ &= 45.220,88 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter bed (D)} &= \sqrt[4]{4 \cdot A / 3,14} \\ &= 96,00518199 \text{ ft} \end{aligned}$$

Sehingga

Tinggi tangki (HT)

Lapisan spacing bagian atas dan bawah = 4 ft

Tinggi bed resin = 6,25 ft

Tinggi total tangki

Jadi, diambil tinggi tangki:

$$\text{Tinggi tangki} = 15 \text{ ft} = 4,572 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= A \times H \\ &= 7.235,34 \text{ ft}^2 \times 15 \text{ ft} \\ &= 108.530,12 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Diasumsikan tiap gallon mengandung 5 grain hardness, sehingga:

$$\text{Kesadahan air} = Q_f \times 3 \times 60$$

$$= 57882,7284 \times 3 \times 60$$

$$= 10.418.891,11 \text{ grain/jam}$$

$$= 16,07880613 \text{ kg/jam}$$

Volume resin (VR)

Jika digunakan "Natural Green Zeolit" dengan kapasitas penyerapan 10000 grain/ft³ resin (Powell Tabel. 5.b hal. 172)

$$\text{VR} = \text{Volume bed} \times \text{kapasitas penyerapan}$$

$$= 45.220,88 \times 10000$$

$$= 452.208.815,66 \text{ grain/ft}^3$$

$$\text{Umur resin} = \text{VR/kandungan kation}$$

$$= 452.208.815,66 \text{ grain/ft}^3 / 10.418.891,11 \text{ grain/jam}$$

$$= 43,40277778 \quad = 43 \text{ jam}$$

Jadi, setelah 43 jam resin dalam kation exchanger harus segera diregenerasi dengan penambahan H₂SO₄ Sebagai regenerant digunakan H₂SO₄, dimana pemakaiannya sebanyak 6 lb/ft³ untuk setiap regenerasi (Nalco, 1998).

Resin yang digunakan memiliki EC (Exchanger Capacity) = 20 kg/ft³

Kebutuhan H₂SO₄ = Kesadahan air x kapasitas regenerasi/kapasitas resin

$$= 16,07880613 \text{ kg/jam} \times 6 / 20$$

$$= 4,823641839 \text{ kg/regenerasi}$$

5. Tangki Anion Exchanger (T-AE)

Fungsi : Menghilangkan kesadahan air

Bentuk : Silinder dengan bed resin

Konstruksi bahan: Baja tahan karat

Kapasitas air yang dilunakkan (Q)

$$Q = 13089410,63 \text{ kg/jam}$$

$$= 28857176,47 \text{ lb/jam}$$

$$P = 995,68 \text{ kg/m}^3$$

$$= 0,99568 \text{ kg/l}$$

$$\mu = 0,89 \text{ cP}$$

$$= 0,00059808 \text{ lb/ft s}$$

Laju alir volumetric (Qf)

$$Q_f = Q/p$$

$$= 13089410,63 \text{ kg/jam} / 0,99568 \text{ kg/l}$$

$$= 13146202,23 \text{ l/jam}$$

$$= 57882,7284 \text{ gpm}$$

Berdasarkan Powell, hal. 155 diketahui kecepatan penyerapan dalam exchanger 3-8 gal/min ft²

Ditetapkan

$$V = 8 \text{ gal/min ft}^2$$

Sehingga

$$\text{Luas permukaan (A)} = Q_f/V$$

$$= 57882,7284/8$$

$$= 7.235,34 \text{ ft}^2$$

Berdasarkan Powell, hal. 155 diketahui tinggi bed resin dalam exchanger

30-75 in

Ditetapkan

$$\text{Tinggi bed (T)} = 75 \text{ in} = 6,25 \text{ ft}$$

Sehingga

$$\begin{aligned} \text{Volume bed (Vb)} &= A \times T \\ &= 7.235,34 \text{ ft}^2 \times 6,25 \text{ ft} \\ &= 45.220,88 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter bed (D)} &= \sqrt[4]{4 \cdot A / 3,14} \\ &= 96,00518199 \text{ ft} \end{aligned}$$

Sehingga

Tinggi tangki (HT)

$$\text{Lapisan spacing bagian atas dan bawah} = 4 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi bed resin} = 6,25 \text{ ft}$$

Tinggi total tangki

Jadi, diambil tinggi tangki:

$$\text{Tinggi tangki} = 15 \text{ ft} = 4,572 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= A \times H \\ &= 7.235,34 \text{ ft}^2 \times 15 \text{ ft} \\ &= 108.530,12 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Diasumsikan tiap gallon mengandung 5 grain hardness, sehingga:

$$\text{Kesadahan air} = Q_f \times 3 \times 60$$

$$= 57882,7284 \times 3 \times 60$$

$$= 10.418.891,11 \text{ grain/jam}$$

$$= 16,07880613 \text{ kg/jam}$$

Volume resin (VR)

Jika digunakan "Natural Green Zeolit" dengan kapasitas penyerapan 10000 grain/ft³ resin (Powell Tabel. 5.b hal. 172)

VR = Volume bed x kapasitas penyerapan

$$= 45.220,88 \times 10000$$

$$= 452.208.815,66 \text{ grain/ft}^3$$

Umur resin = VR/kandungan anion

$$= 452.208.815,66 \text{ grain/ft}^3 / 10.418.891,11 \text{ grain/jam}$$

$$= 43,40277778 = 43 \text{ jam}$$

Jadi, setelah 43 jam resin dalam anion exchanger harus segera diregenerasi dengan penambahan NaOH Sebagai regenerant digunakan NaOH, dimana pemakaiannya sebanyak 3,5 lb/ft³ untuk setiap regenerasi (Nalco, 1998).

Resin yang digunakan memiliki EC (Exchanger Capacity) = 25 kg/ft³

Kebutuhan NaOH = Kesadahan air x kapasitas regenerasi/kapasitas resin

$$= 16,07880613 \text{ kg/jam} \times 3,5 / 25$$

$$= 2,251032858 \text{ kg/regenerasi}$$

6. Bak Air Pendingin (BP-02)

Fungsi : Tempat Penampungan sementara air pendingin sebelum digunakan pabrik

Bentuk : Persegi

Waktu Tinggal : 1 jam

Volume Air yang akan ditampung (Vc)

$$V_c = 614796,006 \text{ kg/jam}$$

Maka volume air yang akan mengisi bak adalah:

$$\begin{aligned} V_c &= 614796,006 / 995,68 \times 1 \\ &= 617,46344881 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Jika direncanakan akan digunakan 1 buah bak penampung, maka:

$$\begin{aligned} V_B &= 617,46344881 \text{ m}^3 / 1 \\ &= 617,46344881 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Volume bak penampung jika 90% terisi air, maka:

$$\begin{aligned} V_B &= 617,46344881 / 0,9 \\ &= 686,0704979 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Penentuan ukuran bak :

$$\text{Panjang (P)} = \text{Lebar (L)}$$

$$\text{Tinggi (T)} = 5 \text{ m}$$

$$V = P \times L \times T$$

$$686,0704979 \text{ m}^3 = \sqrt{L^2} \times 5$$

$$L = 11,71384222 \text{ m}$$

Sehingga

$$P=L = 11,71384222 \text{ m}$$

Maka ukuran bak

$$\text{Panjang} = 11,71384222 \text{ m}$$

$$\text{Lebar} = 11,71384222 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi} = 5 \text{ m}$$

$$\text{Konstruksi} = \text{Beton}$$

7. Cooling Tower (CT)

Fungsi : Mendinginkan air pendingin bekas

Jenis : Induced draft cooling

Laju alir massa : 614796,01 kg/jam

Densitas : 995,68 kg/m³

Suhu air pendingin masuk : 45°C = 113 F

Suhu air pendingin keluar : 30°C = 86 F

$$\begin{aligned}\text{Laju air pendingin} &= \text{Laju alir massa} / \text{densitas} \\ &= 614796,01 \text{ kg/jam} / 995,68 \text{ kg/m}^3 \\ &= 617,46345 \text{ m}^3 / \text{jam} \\ &= 2718,6103 \text{ gpm}\end{aligned}$$

$$\text{Kecepatan aliran} = 1,5 \text{ gpm/ft}^2 \text{ (fig. 12-14 Perry 7th, hal. 1159)}$$

$$\begin{aligned}\text{Luas permukaan Menara} &= 2718,6103 \text{ gpm} / 1,5 \\ &= 1812,4068 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

Diambil performance menara pendingin 90% dari (fig. 12-15 Perry 7th, hal. 1160) maka diperoleh horsepower 0,03 Hp/ ft²

$$\begin{aligned}\text{Power fan} &= 0,03 \times 1812,4068 \text{ ft}^2 \\ &= 54,372205 \text{ Hp}\end{aligned}$$

Diasumsikan:

$$\text{Tinggi (T)} = 5 \text{ m}$$

$$\text{Panjang (P)} = \text{Lebar (L)}$$

$$V = P \times L \times T$$

$$617,46344481 = \sqrt{L^2 \times 5}$$

$$L = 11,112726 \text{ m}$$

8. Bak Air Umpan Boiler (BP-03)

Fungsi : Tempat Penampungan air kebutuhan boiler

Bentuk : Persegi

Waktu Tinggal : 24 jam

Volume Air yang akan ditampung (V_c)

$$V_c = 14589,39 \text{ kg/jam}$$

Maka volume air yang akan mengisi bak adalah:

$$\begin{aligned} V_c &= 14589,39 / 995,68 \times 1 \\ &= 351,6645509 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Jika direncanakan akan digunakan 1 buah bak penampung, maka:

$$\begin{aligned} V_B &= 351,6645509 \text{ m}^3 / 1 \\ &= 351,6645509 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Volume bak penampung jika 90% terisi air, maka:

$$\begin{aligned} V_B &= 351,6645509 / 0,9 \\ &= 390,7383898 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Penentuan ukuran bak :

Panjang (P) = Lebar (L)

Tinggi (T) = 5 m

$$V = P \times L \times T$$

$$390,7383898 \text{ m}^3 = \sqrt{L^2 \times 6}$$

$$L = 8,069886305 \text{ m}$$

Sehingga

$$P=L = 8,069886305 \text{ m}$$

Maka ukuran bak

$$\text{Panjang} = 8,069886305 \text{ m}$$

$$\text{Lebar} = 8,069886305 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi} = 6 \text{ m}$$

$$\text{Konstruksi} = \text{Beton}$$

9. Bak Air Proses (BP-04)

Fungsi : Tempat Penampungan air proses di pabrik

Bentuk : Persegi

Waktu Tinggal : 24 jam

Volume Air yang akan ditampung (V_c)

$$V_c = 13089,411 \text{ kg/jam}$$

Maka volume air yang akan mengisi bak adalah:

$$V_c = 13089,411 / 995,68 \times 1$$

$$= 315,5088623 \text{ m}^3$$

Jika direncanakan akan digunakan 1 buah bak penampung, maka:

$$V_B = 315,5088623 \text{ m}^3 / 1$$

$$= 315,5088623 \text{ kg/jam}$$

Volume bak penampung jika 90% terisi air, maka:

$$V_B = 315,5088623 / 0,9$$

$$= 350,5654025 \text{ m}^3$$

Penentuan ukuran bak :

Panjang (P) = Lebar (L)

Tinggi (T) = 6 m

$V = P \times L \times T$

$350,5654025 \text{ m}^3 = \sqrt{L^2 \times 6}$

$L = 7,643792 \text{ m}$

Sehingga

$P=L = 7,643792 \text{ m}$

Maka ukuran bak

Panjang = 7,643792 m

Lebar = 7,643792 m

Tinggi = 6 m

Konstruksi = Beton

10. Bak Penambahan Desinfektan (BP-05)

Fungsi : Tempat Penampungan air sanitasi dengan penambahan kaporit

Bentuk : Persegi

Waktu Tinggal : 24 jam

Volume Air yang akan ditampung (V_c)

$V_c = 2220,75 \text{ kg/jam}$

Maka volume air yang akan mengisi bak adalah:

$V_c = 2220,75 / 995,68 \times 1$

$= 53,52924634 \text{ m}^3$

Jika direncanakan akan digunakan 1 buah bak penampung, maka:

$$\begin{aligned}VB &= 53,52924634 \text{ m}^3 / 1 \\ &= 53,52924634 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Volume bak penampung jika 90% terisi air, maka:

$$\begin{aligned}VB &= 53,52924634 / 0,9 \\ &= 59,47694038 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Penentuan ukuran bak :

$$\text{Panjang (P)} = \text{Lebar (L)}$$

$$\text{Tinggi (T)} = 5 \text{ m}$$

$$V = P \times L \times T$$

$$59,47694038 \text{ m}^3 = \sqrt{L^2 \times 5}$$

$$L = 4,4526000004 \text{ m}$$

Sehingga

$$P=L = 4,4526000004 \text{ m}$$

Maka ukuran bak

$$\text{Panjang} = 4,4526000004 \text{ m}$$

$$\text{Lebar} = 4,4526000004 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi} = 5 \text{ m}$$

$$\text{Konstruksi} = \text{Beton}$$

Kebutuhan disinfektan

$$\text{Jumlah air yang dibutuhkan} = 2220,75 \text{ kg/jam}$$

$$= 2230,385264 \text{ l /jam}$$

$$\text{Jumlah klorin yang dibutuhkan} = 0,003 \text{ g/l}$$

$$\begin{aligned} \text{Kaporit yang dibutuhkan (Dc)} &= \text{Jumlah air yang dibutuhkan} \times \text{Jumlah} \\ &\quad \text{klorin yang dibutuhkan} \\ &= 6,691155793 \text{ g/jam} \\ &= 160,587739 \text{ g/hari} \end{aligned}$$

11. Bak Air Sanitasi (BP-06)

Fungsi : Tempat Penampungan air sanitasi

Bentuk : Persegi

Waktu Tinggal : 24 jam

Volume Air yang akan ditampung (V_c)

$$V_c = 2220,75 \text{ kg/jam}$$

Maka volume air yang akan mengisi bak adalah:

$$\begin{aligned} V_c &= 2220,75 / 995,68 \times 1 \\ &= 53,52924634 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Jika direncanakan akan digunakan 1 buah bak penampung, maka:

$$\begin{aligned} V_B &= 53,52924634 \text{ m}^3 / 1 \\ &= 53,52924634 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Volume bak penampung jika 90% terisi air, maka:

$$\begin{aligned} V_B &= 53,52924634 / 0,9 \\ &= 59,47694038 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Penentuan ukuran bak :

Panjang (P) = Lebar (L)

Tinggi (T) = 5 m

$$V = P \times L \times T$$

$$59,47694038 \text{ m}^3 = \sqrt{L^2 \times 5}$$

$$L = 3,448969132 \text{ m}$$

Sehingga

$$P=L = 3,448969132 \text{ m}$$

Maka ukuran bak

$$\text{Panjang} = 3,448969132 \text{ m}$$

$$\text{Lebar} = 3,448969132 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi} = 5 \text{ m}$$

$$\text{Konstruksi} = \text{Beton}$$

12. Tangki Pelarut H₂SO₄

Fungsi : Tempat pembuatan larutan asam sulfat

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan : Carbon steel

Jumlah asam sulfat yang akan dilarutkan:

$$= 4,823642 \text{ kg/regenerasi}$$

$$= 10,6343 \text{ lb/regenerasi}$$

Larutan yang akan dibuat H₂SO₄ dengan kadar 30% berat

$$\text{Densitas H}_2\text{SO}_4 = 1830 \text{ kg/m}^3$$

$$= 114,2432 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Volume H}_2\text{SO}_4 = \text{Jumlah H}_2\text{SO}_4 / \% \text{ berat} \times \text{densitas H}_2\text{SO}_4$$

$$= 4,6554239 \text{ ft}^3$$

$$\text{Faktor keamanan} = 20\%$$

$$\text{Volume tangki} = \text{Volume H}_2\text{SO}_4 \times 1,2$$

$$= 5,585087 \text{ ft}^3$$

Direncanakan perbandingan diameter dengan tinggi tangka D:H

$$D = 2$$

$$H = 3$$

$$V = \frac{1}{4} \times \text{phi} D^2 \times H$$

$$5,585087 \text{ ft}^3 = \frac{1}{4} \times \text{phi} \times D^2 \times (3/2 D)$$

$$5,585087 \text{ ft}^3 = 0,375 \text{ phi} \times D^2$$

Maka

$$D^3 = 4,743173$$

$$D = 1,680182 \text{ ft}$$

$$= 0,512119 \text{ m}$$

$$H = 0,768179 \text{ ft}$$

$$= 0,234141 \text{ m}$$

Daya pengaduk

Digunakan pengaduk propeller

$$D/D_i = 3 \text{ baffel}$$

$$D_i = 0,560061 \text{ ft}$$

$$\text{Kecepatan pengaduk (N)} = 1 \text{ rps}$$

Dari Tabel. 12-9, Peters dan Timmerhaus diperoleh konstanta pengadukan

(KT) 5,2

$$P = KT \times N^3 \times D_i^5 \times \text{densitas} / gc \times 550$$

$$= (5,2 \times 1)^3 \times (0,560061)^5 \times (114,2432) / (32,174 \times 550)$$

$$= 0,00185 \text{ Hp}$$

Efisiensi motor pengaduk penggerak 80%

$$\begin{aligned}\text{Daya motor} &= P \times 80\% \\ &= 0,002312 \text{ Hp}\end{aligned}$$

13. Tangki Pelarut NaOH

Fungsi : Tempat pembuatan larutan NaOH

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan : Carbon steel

Jumlah asam sulfat yang akan dilarutkan:

$$= 2,251032858 \text{ kg/regenerasi}$$

$$= 4,96267206 \text{ lb/regenerasi}$$

Larutan yang akan dibuat NaOH dengan kadar 30% berat

$$\begin{aligned}\text{Densitas NaOH} &= 2130 \text{ kg/m}^3 \\ &= 139,9715548 \text{ lb/ft}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume NaOH} &= \text{Jumlah NaOH} / \% \text{ berat} \times \text{densitas NaOH} \\ &= 132,9715548 \text{ lb/ft}^3\end{aligned}$$

Faktor keamanan = 20%

$$\begin{aligned}\text{Volume tangki} &= \text{Volume NaOH} \times 1,2 \\ &= 5,224982812 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

Direncanakan perbandingan diameter dengan tinggi tangki D:H

$$D = 2$$

$$H = 3$$

$$V = \frac{1}{4} \times \pi \times D^2 \times H$$

$$5,224982812 \text{ ft}^3 = \frac{1}{4} \times \pi \times D^2 \times (3/2 D)$$

$$5,224982812 \text{ ft}^3 = 0,375 \text{ phi} \times D^2$$

Maka

$$D^3 = 4,437352707$$

$$D = 1,643266431 \text{ ft}$$

$$= 0,500867608 \text{ m}$$

$$H = 0,751301412 \text{ ft}$$

$$= 0,22899667 \text{ m}$$

Daya pengaduk

Digunakan pengaduk propeller

$$D/D_i = 3 \text{ baffel}$$

$$D_i = 0,547755477 \text{ ft}$$

$$\text{Kecepatan pengaduk (N)} = 1 \text{ rps}$$

Dari Tabel. 12-9, Peters dan Timmerhaus diperoleh konstanta pengadukan

(KT) 5,2

$$P = KT \times N^3 \times D_i^5 \times \text{densitas} / gc \times 550$$

$$= (5,2 \times 1)^3 \times (0,547755477)^5 \times (132,9715548) / (32,174 \times 550)$$

$$= 0,001926762 \text{ Hp}$$

Efisiensi motor pengaduk penggerak 80%

$$\text{Daya motor} = P \times 80\%$$

$$= 0,0024084520 \text{ Hp}$$

14. Tangki Pelarut Ca(ClO)₂

Fungsi : Tempat pembuatan larutan Ca(ClO)₂ sebagai disinfektan

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan : Carbon steel

Jumlah $\text{Ca}(\text{ClO})_2$ yang akan dilarutkan:

$$= 160,587739 \text{ kg/regenerasi}$$

$$= 0,3540344949 \text{ lb/regenerasi}$$

$$= 129,2227562 \text{ lb/tahun}$$

Larutan yang akan dibuat $\text{Ca}(\text{ClO})_2$ dengan kadar 30% berat

$$\text{Densitas } \text{Ca}(\text{ClO})_2 = 1560 \text{ kg/m}^3$$

$$= 97,3876176 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Volume } \text{Ca}(\text{ClO})_2 = \text{Jumlah } \text{Ca}(\text{ClO})_2 / \% \text{ berat} \times \text{densitas } \text{Ca}(\text{ClO})_2$$

$$= 4,4229701 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Faktor keamanan} = 20\%$$

$$\text{Volume tangki} = \text{Volume } \text{Ca}(\text{ClO})_2 \times 1,2$$

$$= 5,30756412 \text{ ft}^3$$

Direncanakan perbandingan diameter dengan tinggi tangka D:H

$$D = 2$$

$$H = 3$$

$$V = \frac{1}{4} \times \pi \times D^2 \times H$$

$$5,30756412 \text{ ft}^3 = \frac{1}{4} \times \pi \times D^2 \times (3/2 D)$$

$$5,30756412 \text{ ft}^3 = 0,375 \pi \times D^3$$

Maka

$$D^3 = 4,507485453$$

$$D = 1,65187854 \text{ ft}$$

$$= 0,503492579 \text{ m}$$

$$H = 0,755238869 \text{ ft}$$

$$= 0,230196807 \text{ m}$$

Daya pengaduk

Digunakan pengaduk propeller

$$D/D_i = 3 \text{ baffel}$$

$$D_i = 0,55062618 \text{ ft}$$

$$\text{Kecepatan pengaduk (N)} = 1 \text{ rps}$$

Dari Tabel. 12-9, Peters dan Timmerhaus diperoleh konstanta pengadukan(KT) 5,2

$$P = KT \times N^3 \times D_i^5 \times \text{densitas} / gc \times 550$$

$$= (5,2 \times 1)^3 \times (0,55062618)^5 \times (97,3876176) / (32,174 \times 550)$$

$$= 0,001448517 \text{ Hp}$$

Efisiensi motor pengaduk penggerak 80%

$$\text{Daya motor} = P \times 80\%$$

$$= 0,001810646 \text{ Hp}$$

3. Unit Penyediaan Listrik

Kebutuhan Listrik pada pabrik biodiesel direncanakan dipenuhi dari Perusahaan Listrik Negara (PLN) yaitu PLN Rayon Pasang Kayu dan sebagai cadangan digunakan generator.

Perincian kebutuhan Listrik tersebut meliputi:

a. Kebutuhan Listrik untuk Proses Pabrikasi

No	Nama Alat	Jumlah (Unit)	Daya Motor (Hp)
1	Rotary Dryer Drum Vacuum Filter (RDVF)	1	18
2	Tangki Degumming (DG)	1	4
3	Mixer (M-01)	1	2
4	Reaktor Esterifikasi (R-01)	1	19
5	Reaktor Transesterifikasi (R-02)	1	30
6	Pompa (P-01)	1	24
7	Pompa (P-02)	1	0.05
8	Pompa (P-03)	1	19
9	Pompa (P-04)	1	78
10	Pompa (P-05)	1	1
11	Pompa (P-06)	1	99
12	Pompa (P-07)	1	57
13	Pompa (P-08)	1	43
14	Pompa (P-09)	1	15
15	Pompa (P-10)	1	3
16	Pompa (P-11)	1	21
17	Pompa (P-12)	1	65
18	Pompa (P-13)	1	3
19	Pompa (P-14)	1	48
Total			549.05

Kebutuhan listrik untuk proses (P proses)

$$P \text{ proses} = 549.05 \text{ Hp} \times 745.7 \text{ W/Hp}$$

$$= 409426.585 \text{ W}$$

$$= 409.4266 \text{ kW}$$

b. Kebutuhan Listrik untuk Proses Utilitas

No	Nama Alat	Jumlah (Unit)	Total Daya (Hp)
1	Boiler	1	77691
2	Cooling Tower	1	54
3	Tangki Pelarut H ₂ SO ₄	1	0.05
4	Tangki Pelarut NaOH	1	0.05
5	Tangki Plearut Kaporit	1	0.05
6	Pompa (P-01)	1	4000
7	Pompa (P-02)	1	2950
8	Pompa (P-03)	1	86
9	Pompa (P-04)	1	204
10	Pompa (P-05)	1	2949
11	Pompa (P-06)	1	1
12	Pompa (P-07)	1	1
Total			87936.15

Kebutuhan listrik untuk utilitas (P utilitas)

$$\begin{aligned} P \text{ utilitas} &= 87936.15 \text{ Hp} \times 745.7 \text{ W/Hp} \\ &= 65,573,987.06 \text{ W} \\ &= 65,573.99 \text{ kW} \end{aligned}$$

Total kebutuhan Listrik untuk pabrikasi (P pabrikasi)

$$\begin{aligned} P \text{ pabrikasi} &= P \text{ utilitas} + P \text{ proses} \\ &= 65,573.99 \text{ kW} + 409.4266 \text{ kW} \\ &= 65,983.41 \text{ kW} \end{aligned}$$

Jika faktor keamanan 20% maka:

$$\begin{aligned} P \text{ pabrikasi} &= (100\% + 20\%) \times 65,983.41 \text{ kW} \\ &= 79,180.10 \text{ kW} \end{aligned}$$

c. Kebutuhan Listrik untuk Alat Kontrol (P kontrol)

$$\begin{aligned} P \text{ kontrol} &= 0.2 \times 65,983.41 \text{ kW} \\ &= 13,196.68 \text{ kW} \end{aligned}$$

d. Kebutuhan untuk Penerangan (P penerangan)

$$\begin{aligned} P \text{ penerangan} &= 0.2 \times 65,983.41 \text{ kW} \\ &= 13,196.68 \text{ kW} \end{aligned}$$

e. Kebutuhan Listrik untuk Bengkel dan lain-lain

$$\begin{aligned} P_e &= 0.5 \times 65,982.41 \text{ kW} \\ &= 32,991.71 \text{ kW} \end{aligned}$$

Total kebutuhan listrik (P)

$$\begin{aligned} P &= P \text{ pabrikasi} + P \text{ kontrol} + P \text{ penerangan} + P_e \\ &= (79,180.10 + 13,196.68 + 13,196.68 + 32,991.71) \text{ kW} \\ &= 138,565.17 \text{ kW} \end{aligned}$$

4. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Generator digunakan hanya untuk menyuplai kebutuhan listrik proses dan utilitas apabila terjadi gangguan Listrik dari PLN. Diketahui power factor untuk generator penggerak mesin diesel sebesar 85%. Bahan bakar yang digunakan untuk generator adalah minyak solar karena minyak solar lebih efisien dan mempunyai nilai bahan bakar yang tinggi.

$$\begin{aligned} \text{Daya yang dibutuhkan} &= \frac{\text{total kebutuhan listrik utilitas + proses}}{\text{power faktor}} \\ &= \frac{(409.4266 + 65573.9871) \text{ kW}}{0.85} \\ &= 77,627.55 \text{ kW} \end{aligned}$$

$$= 264,876,053.2 \text{ BTU/h}$$

$$\text{Nilai bahan bakar solar} = 19860 \text{ BTU/lb (Perry, 1999)}$$

$$\text{Densitas bahan bakar solar} = 0.89 \text{ kg/l (Perry, 1999)}$$

Jumlah solar yang dibutuhkan untuk bahan bakar:

$$\frac{\text{daya yang dibutuhkan (BTU)}}{\text{nilai bahan bakar (BTU/lb)}}$$

$$= \frac{264,876,053.2 \frac{\square}{h}}{19860 \frac{\square}{\square}}$$

$$= 13,337.16 \text{ lb/h}$$

$$= 6,049.63 \text{ kg/h}$$

Kebutuhan solar

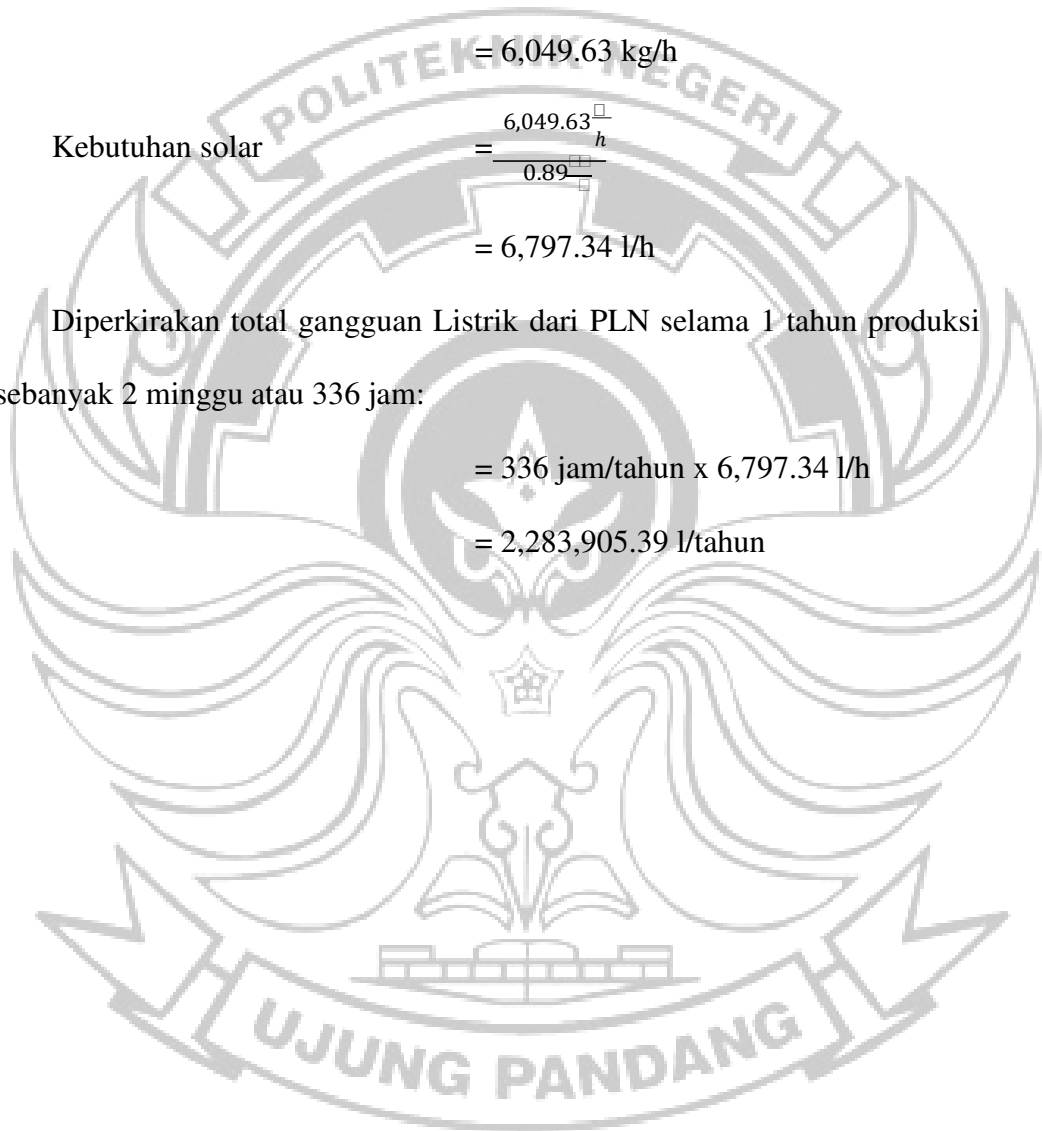
$$= \frac{6,049.63 \frac{\square}{h}}{0.89 \frac{\square}{\square}}$$

$$= 6,797.34 \text{ l/h}$$

Diperkirakan total gangguan Listrik dari PLN selama 1 tahun produksi sebanyak 2 minggu atau 336 jam:

$$= 336 \text{ jam/tahun} \times 6,797.34 \text{ l/h}$$

$$= 2,283,905.39 \text{ l/tahun}$$



Spesifikasi Peralatan Pompa Utilitas

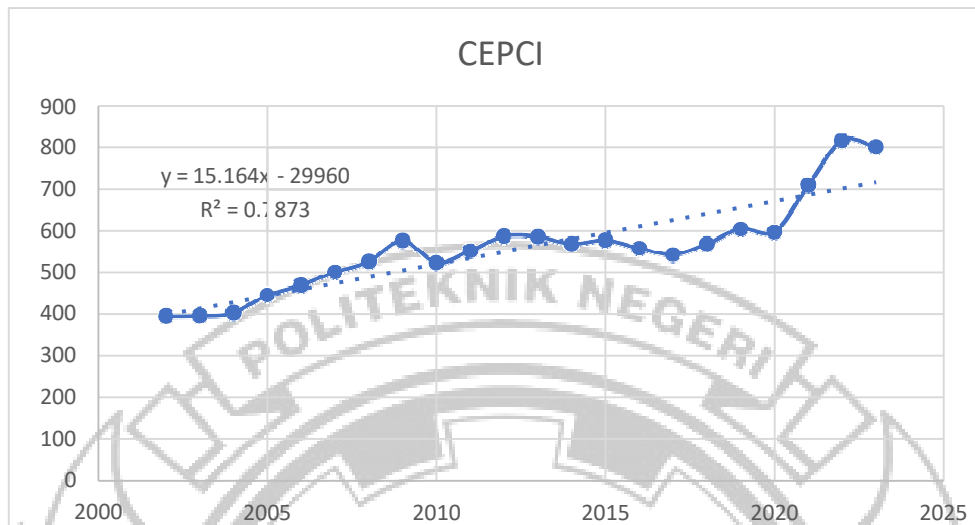
NO	Spesifikasi	Notasi	Pompa-02	Pompa-03	Pompa-04	Pompa-05	Pompa-06	Pompa-07
1	Kapasitas laju air umpan (lb/jam)	Q	28.862.072,38	1.355.391,57	3.216.406,60	28.857.176,47	4.895,91	4.895,91
2	Laju air volumetric (ft/dtk)	Qf	128,9811021	6,057080598	14,37373112	128,9592229	0,021879228	0,021879228
3	Diameter optimum (in)	Di opt	59,4232	15,0051	22,1374	59,4187	1,1946	1,1946
4	Diameter dalam (ft)	ID	2,41667	1,27083	1,9375	2,416667	0,115	0,115
5	Luas penampang (ft ²)	A	4,587	1,270833333	2,951388889	4,587	0,010416667	0,010416667
6	Kecepatan aliran (ft/dtk)	V	28,11883631	4,766227355	4,87015831	28,11406647	2,100405849	2,100405849
7	Panjang pipa (ft)	P	1033,308399	558,933399	834,933399	1033,308399	80,41839895	80,41839895
8	Friksi (ft lbf/ lbm)	F	52,49549494	2,482304697	2,158486423	52,47768579	1,149712874	1,149712874
9	Kerja pompa (ft lbf/lbm)	W	163,1981591	101,2602488	100,9519821	163,176186	99,64341446	99,64341446
10	Power pompa (Hp)	P	2378,907617	69,31681196	163,9912229	2378,183835	0,246386452	0,246386452
11	Daya motor (Hp)	N	2.950,25	86,44	203,83	2.949,36	0,77	0,77

LAMPIRAN E
ANALISA EKONOMI

Harga peralatan setia saat akan berubah tergantung pada perubahan ekonomi. Apabila alat pada beberapa tahun yang lalu diketahui, maka harga alat yang sekarang dapat diperkirakan dengan menggunakan cost index. Daftar indeks harga peralatan menurut Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI) dapat dilihat pada tabel E.1.

Tabel E.1 *Chemical Engineering Plant Cost Index*

Tahun (x)	Index (y)
2002	394,3
2003	395,6
2004	402
2005	444,2
2006	468,2
2007	499,6
2008	525,4
2009	575,4
2010	521,9
2011	550,8
2012	585,7
2013	584,6
2014	567,3
2015	576,1
2016	556,8
2017	541,7
2018	567,5
2019	603,1
2020	596,2
2021	708,8
2022	816
2023	800,8



Gambar E.1 Grafik hubungan antara tahun CEPCI

Untuk menentukan indeks harga pada tahun 2014 dan 2025 maka dapat digunakan metode linerisasi berdasarkan grafik dengan persamaan $y = 15.164x - 29960$ dengan “x” adalah tahun dan “y” adalah CEPCI. Dari persamaan yang diperoleh, dapat diproyeksikan indeks harga tahun 2025 yaitu 747,1

1) Perhitungan Harga Alat proses

Harga peralatan pada perhitungan Analisa ekonomi ini merupakan harga yang didapatkan dari (Matches,2014).

Contoh perhitungan

Tangki Penyimpanan CPO

Harga tahun 2014= \$ 68770

$$\text{Harga tahun 2025} = \frac{747,1}{567,3} \times 68770 = \$ 89.183$$

Daftar harga pada setiap alat proses dan utilitas dapat dilihat pada Tabel E.2 dan Tabel E.3.

Tabel E.2 Daftar Harga Alat Proses

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	2014	2025
Tangki Penyimpanan CPO	T-01	3	68.770	267.548
Tangki Penyimpanan H ₃ PO ₄	T-02	1	28.000	36.311
Tangki Penyimpanan HCl	T-03	1	25.000	32.421
Tangki Penyimpanan CH ₃ OH	T-04	1	49.799	64.581
Tangki Penyimpanan RCOOCH ₃	T-05	1	52.318	67.847
Tangki Penyimpanan C ₃ H ₅ (OH) ₃	T-06	1	45.081	58.462
Silo Bentonit	S-01	1	9.500	12.320
Gudang NaOH	G-01	1	50.975	66.106
Degummer	DG-01	1	88.905	115.294
Rotary Drum Vakum Filter	RDVF-01	2	285.100	739.449
Evaporator	EV-01	1	183.200	237.578
Evaporator	EV-02	1	183.200	237.578
Mixer	M-01	1	92.339	119.748
Reaktor Esterifikasi	R-01	1	181.187	234.968
Reaktor Transesterifikasi	R-02	1	185.747	240.881
Dekanter	DC-01	1	58.000	75.216
Dekanter	DC-02	1	58.000	75.216
Bucket Elevator Bentonit	BE-01	1	30.619	39.707
Bucket Elevator NaOH	BE-02	1	30.619	39.707
Heater CPO	HE-01	1	30.000	38.905
Cooler	CO-01	1	30.998	40.199
Cooler	CO-02	1	29.544	38.313
pompa reciprocating	P-01	1	20.115	26.086
pompa sentrifugal	P-02	1	15.000	19.452
pompa sentrifugal	P-03	1	10.300	13.357
pompa sentrifugal	P-04	1	9.700	12.579
pompa sentrifugal	P-05	1	8.550	11.088
pompa sentrifugal	P-06	1	7.700	9.986
pompa sentrifugal	P-07	1	8.833	11.455
pompa sentrifugal	P-08	1	8.900	11.542
pompa sentrifugal	P-09	1	7.340	9.519
pompa sentrifugal	P-10	1	9.515	12.339
pompa sentrifugal	P-11	1	8.760	11.360
pompa sentrifugal	P-12	1	9.700	12.579
pompa sentrifugal	P-13	1	9.654	12.520
pompa sentrifugal	P-14	1	9.944	12.896
Total				3.065.110

Tabel E.3 Daftar Harga Alat Utilitas

Nama Alat	Jumlah	US\$ 2014	US\$ 2025
Tangki Kation Exchanger	1	156.024	202.336
Tangki Anion Exchanger	1	154.480	200.333
Boiler	1	325.060	421.545
Generator	1	290.080	376.183
Tangki Kaporit	1	17.659	22.901
Tangki NaOH	1	30.704	39.818
Tangki H2SO4	1	29.482	38.233
Cooling Tower	1	302.904	392.813
Pompa	1	10.000	12.968
Pompa	1	8.000	10.375
Pompa	1	7.243	9.393
Pompa	1	8.054	10.445
Pompa	1	5.631	7.302
Pompa	1	4.772	6.188
Pompa	1	5.772	7.485
Total			1.758.318

Total harga peralatan = Harga alat Proses + Harga Alat Utilitas

$$= \$3.065.110 + \$1.758.318$$

$$= \$4.823.428$$

$$= \text{Rp.}73.232.895.448,11$$

2) Harga Bahan Baku dan Produk

Harga Bahan Baku dan produk pabrik biodiesel dapat dilihat pada Tabel E.4 dan E.5

Tabel E.4 Harga Bahan Baku Pabrik Amonium Nitrat

Bahan Baku	Kg/jam	Ton/tahun	Harga	\$2024	\$2027	Total Ton/tahun
CPO	22658,15	22,65815	900	848,9770964	13123870	297362614,9
H ₃ PO ₄	17,33348475	0,017333485	750	707,4809136	10936558,33	189568,667
CH ₃ OH	1673,1551	1,6731551	350	330,1577597	5103727,22	8539327,23
Bentonit	226,5815	0,2265815	200	188,661577	2916415,554	660805,811
HCl	83,52496493	0,083524965	450	424,4885482	6561934,998	548085,3905
NaOH	217,4049493	0,217404949	385	363,1735357	5614099,942	1220533,113

Tabel E.5 Harga Produk

Produk	kg/jam	Ton/tahun	Harga Per Liter	Harga Per Tahun
Biodiesel	97,77419004	879967,7104	12.382,00	1075.935516

Tabel E.5 Harga Produk Samping

Produk	kg/jam	Ton/tahun	Harga Per Kg	Harga Per Ton
Gliserol	2443,75	210.169	40.000	630.508.198.501

3) Harga Utililitas

❖ Listrik (PLN)

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan/jam} &= 138.565,17 \text{ kW} \\ \text{Harga/kW} &= \text{Rp. } 1250,45 \\ \text{Harga} &= 138.565,17 \times 1250,45 \\ &= 173.268.815 \\ \text{Harga /Tahun} &= 57.178.708.933 \end{aligned}$$

❖ Resin NaOH

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan/jam} &= 2,251032858 \text{ kg/regenerasi} \\ \text{Harga/kg} &= \text{Rp. } 110.000 /\text{kg} \\ \text{Harga/jam} &= 2,251032858 \text{ kg/Regenerasi} \times 110.000 /\text{kg} \\ &= 247.614 \\ \text{Harga/tahun} &= 1.961.099.826 /\text{tahun} \end{aligned}$$

❖ Resin H₂SO₄

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan/jam} &= 4,823641839 \text{ kg/regenerasi} \\ \text{Harga/kg} &= \text{Rp. } 85.000 /\text{kg} \\ \text{Harga/jam} &= 4,823641839 \text{ kg/Regenerasi} \times 85.000 /\text{kg} \\ &= 410.010 \\ \text{Harga/tahun} &= 3.247.275.686 /\text{tahun} \end{aligned}$$

❖ Kaporit

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan/hari} &= 160,587739 \text{ g/Hari} \\ &= 0,160587739 \text{ Kg/Hari} \\ \text{Harga/kg} &= \text{Rp. } 20.0000 \text{ /kg} \\ &= 0,160587739 \times 20.000 \text{ /Kg} \\ &= 3.212 \\ \text{Harga/tahun} &= 25.437.098 \text{ /tahun} \end{aligned}$$

❖ Bahan Bakar (solar)

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan} &= 288,37 \text{ L/jam} \\ \text{Harga/kg} &= \text{Rp. } 6800 \text{ /L} \\ \text{Harga} &= 288,37 \text{ L/jam} \times 6800 \text{ /l} \\ &= 15.530.556.652 \text{ l/tahun} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{❖ Total harga utilitas} &= \text{Listrik} + \text{NaOh} + \text{H}_2\text{SO}_4 + \text{Kaporit} + \text{Solar} \\ &= \text{Rp. } 77.943.078.255 \end{aligned}$$

4) Gaji karyawan

Perincian gaji karyawan pabrik amonium nitrat dapat dilihat pada Tabel E.6.

NO	JABATAN	JUMLAH	GAJI/BULAN	TOTAL
1	Direktur Utama	1	35.000.000	35.000.000
2	Direktur Teknik Dan Produksi	1	25.000.000,00	25.000.000
3	Direktur Administrasi dan Pemasaran	1	25.000.000,00	25.000.000
4	Kepala Bagian Proses dan Utilitas	1	15.000.000	15.000.000
5	Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi	1	15.000.000	15.000.000
6	Kepala Bagian Penelitian, Pengembangan, dan Pengendalian Mutu	1	15.000.000	15.000.000
7	Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran	1	15.000.000	15.000.000

8	Kepala Bagian Administrasi	1	15.000.000	15.000.000
9	Kepala Bagian Umum	1	15.000.000	15.000.000
10	Kepala Seksi Proses	1	10.000.000	10.000.000
11	Kepala Seksi Utilitas	1	10.000.000	10.000.000
12	Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel	1	10.000.000	10.000.000
13	Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi	1	10.000.000	10.000.000
14	Kepala Seksi Penelitian dan Pengembangan	1	10.000.000	10.000.000
15	Kepala Seksi Laboratorium dan Pengendalian Mutu	1	10.000.000	10.000.000
16	Kepala Seksi Keuangan	1	10.000.000	10.000.000
17	Kepala Seksi Pemasaran	1	10.000.000	10.000.000
18	Kepala Seksi Tata Usaha	1	10.000.000	10.000.000
19	Kepala Seksi Personalia	1	10.000.000	10.000.000
20	Kepala Seksi Humas dan Keamanan	1	10.000.000	10.000.000
21	Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja	1	10.000.000	10.000.000
22	Kepala Shift Unit Proses	4	8.000.000	32.000.000
23	Kepala Shift Unit Utilitas	4	8.000.000	32.000.000
24	Kepala Shift Unit Pemeliharaan dan Bengkel	4	8.000.000	32.000.000
25	Kepala Shift Unit Listrik dan Instrumentasi	4	8.000.000	32.000.000
26	Staf I Unit Penelitian dan Pengembangan	1	7.000.000	7.000.000
27	Staf I Unit Laboratorium dan Pengendalian Mutu	1	7.000.000	7.000.000
28	Staf I Unit Keuangan	1	7.000.000	7.000.000
29	Staf I Unit Pemasaran	1	7.000.000	7.000.000
30	Staf I Unit Kesehatan dan Keselamatan Kerja	1	7.500.000	7.500.000
31	Staf II Unit Penelitian dan Pengembangan	3	6.000.000	18.000.000

32	Staf II Unit Laboratorium Dan Pengendalian Mutu	3	6.000.000	18.000.000
33	Staf II Unit Keuangan	2	6.000.000	12.000.000
34	Staf II Unit Pemasaran	2	6.000.000	12.000.000
35	Staf II Unit Tata Usaha	2	6.000.000	12.000.000
36	Staf II Unit Personalia	2	6.000.000	12.000.000
37	Staf II Unit Humas dan Keamanan	2	6.000.000	12.000.000
38	Karyawan Kesehatan dan Keselamatan Kerja	4	7.500.000	30.000.000
39	Staf III Unit Keuangan	4	5.000.000	20.000.000
40	Staf III Unit Pemasaran	4	5.000.000	20.000.000
41	Staf III Unit Tata Usaha	4	5.000.000	20.000.000
42	Staf III Unit Personalia	4	5.000.000	20.000.000
43	Operator Unit Proses	9	5.000.000	45.000.000
44	Operator Unit Utilitas	9	5.000.000	45.000.000
45	Operator Unit Pemeliharaan dan Bengkel	9	5.000.000	45.000.000
46	Operator Unit Listrik dan Instrumentasi	9	5.000.000	45.000.000
47	Operator Unit Laboratorium dan Pengendalian Mutu	5	5.000.000	25.000.000
48	Kepala Regu Keamanan	1	4.000.000,00	4.000.000
49	Satpam	8	3.700.000,00	29.600.000
50	Sopir	5	4.000.000,00	20.000.000
51	Petugas Kebersihan	8	3.600.000,00	28.800.000
	Jumlah	141	472.300.000	951.900.000

Jumlah karyawan sebanyak 141 orang serta diasumsikan dalam 1 tahun terdapat 12 bulan maka total gaji karyawan yang dibutuhkan sebesar:

$$\text{Total gaji/bulan} = \Sigma(\text{jumlah gaji karyawan}) \frac{\square}{\square \text{ bulan}}$$

$$\text{Total gaji/tahun} = 11.422.800.000$$

5) Total Investasi/Total Capital Investment (TCI)

Total capital investment merupakan jumlah *fixed capital investment* (FCI) atau *working capital investment* (WCI). FCI merupakan jumlah biaya langsung (*direct cost*) dan biaya tidak langsung (*indirect cost*) yang dapat diperkirakan seperti pada Tabel E.7

Tabel E.7 Capital Investment

A. Direct Cost (DC)		
1.	Harga Peralatan	73.232.895.448,11
2.	Instalasi Peralatan	55% 40.278.092.496,46
3.	Instrumen & control	36% 26.363.842.361,32
4.	Perpipaan	40% 29.293.158.179,24
5.	Listrik	30% 21.969.868.634,43
6.	Bangunan	40% 29.293.158.179,24
7.	Perbaikan & lahan	30% 21.969.868.634,43
8.	Lahan	10% 7.323.289.544,81
Total Direct Cost (DC)		249.724.173.478,06
B. Indirect Cost (IC)		
1.	Engineering & Supervision	33% 82.408.977.247,76
2.	Biaya Kontruksi & Kontraktor	30% 74.917.252.043,42
3.	Biaya Tak Terduga	15% 15% FCI
Total Indirect Cost (IC)		157.326.229.291,18

a. *Fixed Capital Investment (FCI)*

$$\begin{aligned} \text{FCI} &= \text{DC} + \text{IC} \\ &= 249.724.173.478,06 + 157.326.229.291,18 + 0.15 \text{ FCI} \\ &= 407.050.402.769,24 + 0.15 \text{ FCI} \end{aligned}$$

$$\text{FCI} - 0.15 \text{ FCI} = 407.050.402.769,24$$

$$0.85 \text{ FCI} = 407.050.402.769,24$$

$$\text{FCI} = 478.882.826.787,34$$

$$\text{IC} = 157.326.229.291,18 + 0.15\% (\text{FCI})$$

$$= 157.326.229.291,18 + 0.15\% (478.882.826.787,34)$$

$$= 229.158.653.309,28$$

b. *Total Capital Investment (TCI)*

$$\text{WCI} = 10\% - 20\% \text{ dari TCI} \quad (\text{Peters \& Timmerhause, 1991, Hal.209})$$

$$\text{Dipilih WCI} = 15\% \text{ dari TCI}$$

$$\text{TCI} = \text{WCI} + \text{FCI}$$

$$\text{TCI} = 0.15 \text{ TCI} + 478.882.826.787,34$$

$$\text{TCI} - 0.15 \text{ TCI} = 478.882.826.787,34$$

$$0.85 \text{ TCI} = 478.882.826.787,34$$

$$\text{TCI} = 563.391.560.926,28$$

Working Capital Investment (WCI)

$$\text{WCI} = 15\% \text{ dari TCI}$$

$$\text{WCI} = 0.15 \times 563.391.560.926,28$$

$$= 84.508.734.138,94$$

6) *Modal Investasi*

Modal yang digunakan terdiri di:

a. *Modal Sendiri* = 60% dari TCI

$$= 0.60 \times 563.391.560.926,28$$

$$= 338.034.936.555,77$$

$$\begin{aligned}
 \text{b. Modal Pinjaman} &= 40\% \\
 &= 40\% \text{ dari TCI} \\
 &= 0.40 \times 563.391.560.926,28 \\
 &= 225.356.624.370,51
 \end{aligned}$$

7) Biaya Produksi Total/*Total Production Cost (TPC)*

Total Production Cost (TPC) Expenses merupakan jumlah *manufacturing cost* dan *general Expenses*. Komponen-komponen biayanya dapat dilihat pada Tabel E.8 dan E.9.

Tabel E.8 Perkiraan *Manufacturing cost*

A. Direct Production Cost (DPC)			
1.	Bahan Baku		308.520.935
2.	Gaji Karyawan	0%	11.422.800.000
3.	Pengawas & Tenaga Administrasi	15%	1.713.420.000
4.	Utilitas	45%	TPC
5.	Perawatan & Perbaikan pabrik	8%	38.310.626.142,99
6.	Suplai Produk	1%	4.788.828.267,87
7.	Biaya Laboratorium	15%	1.713.420.000
8.	<i>Paten dan royalty</i>	4%	0.04 TPC
<i>Total Direct Production Cost (DC)</i>			58.257.615.346
B. Fixed Charges (FC)			
1.	Depresiasi	10%	48.474.145.842,32
2.	Pajak Lokal	3%	14.366.484.803,62
3.	Asuransi	5%	23.944.141.339,37
<i>Total Fixed Charges (FC)</i>			86.784.771.985,31
<i>C. Plant-Overhead Cost</i>			10% dari TPC

Tabel E.9 Perkiraan *General Expenses*

<i>General Expense (GE)</i>		
Biaya administrasi	5% TPC	
Biaya distribusi & penjualan	5% TPC	
Biaya riset & pengembangan	5% TPC	
Bunga	12% Load	27.042.794.924,46
<i>General Expense (GE)</i>		27.042.794.924,46+ 0.15TPC

a. Total *Manufacturing Cost* (TMC)

$$\begin{aligned} \text{TMC} &= \text{DPC} + \text{FC} + \text{Plant-Overhead Cost} \\ &= 58.257.615.346 + 86.784.771.985,31 + 0.59 \text{ TPC} \\ &= 145.042.387.331,31 + 0.59 \text{ TPC} \end{aligned}$$

b. Total *Production Cost* (TPC)

$$\begin{aligned} \text{TPC} &= \text{TMC} + \text{GE} \\ &= 145.042.387.331,31 + 0,59 \text{ TPC} + 27.042.794.924,46 + 0.15\text{TPC} \end{aligned}$$

$$\text{TPC} = 172.085.182.255,77 + 0.59 \text{ TPC}$$

$$0.41 = 419.719.956.721,39$$

$$\begin{aligned} \text{TMC} &= 419.719.956.721,39 + 0.59 \text{ TPC} \\ &= 419.719.956.721,39 + 0,14 (145.042.387.331,31) \\ &= 392.677.161.796,92 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{GE} &= 27.042.794.924,46 + 0.15\text{TPC} \\ &= 27.042.794.924,46 + 0.15 (419.719.956.721,39) \\ &= 90.000788.432,67 \end{aligned}$$

8) Analisa Kelayakan Ekonomi Pabrik

Skenario Investasi

Tahun Pengadaan alat	2025
Masa Kontruksi	: 2 tahun
Tahun Beroperasi	2027
Umur pabrik	: 10 tahun
Banga Bank	: 12%
Modal Pinjaman	: Rp.225.356.624.370.,51
Modal Sendiri	:Rp.338.034.936.555,77
Depresiasi	: Rp.57,190,703,599.83
Hasil Penjualan	: Rp.630.508.198.501
Laju Inflasi	: 2.21% (Bank Indonesia,2024)
Pajak Pendapatan	: (UU RI No.36, 2008)

Tahun Pengembalian pinjaman: 5 tahun

Laju operasi/kapasitas produksi:

Tahun 1	: 60%
Tahun 2	: 80%
Tahun 3	: 100%

a. Biaya Total Produksi

Biaya Produksi tanpa depresi = TPC-depresiasi

$$= \text{Rp.}419.719.956.721,39 - \text{Rp.}48.474.145.842,32$$

$$= \text{Rp.} 371.245.810.879,07$$

Tabel E.10 Tabel Biaya Operasi Per Kapasitas

Kapasitas	Biaya Operasi
60%	222.747.486.527,44
80%	296.996.648.703,25
100%	371.245.810.879,07

b. Investasi

Modal pinjaman selama masa konstruksi dapat dilihat pada Tabel E.11 dan E.12

Tabel E.11 Total Modal Pinjaman

Masa Konstruksi (Tahun)	%	Jumlah	Bunga	Akumulasi
-2	50%	112.678.312.185,26	0	112.678.312.185,26
-1	50%	112.678.312.185,26	13.521.397.462,23	126.199.709.647,49
0	0		28.665.362.619,93	28.665.362.619,93
Modal Pinjaman Akhir Masa Konstruksi				267.543.384.452,67

Tabel E.12 Total Modal Sendiri

Masa Konstruksi (Tahun)	%	Jumlah	Inflasi	Akumulasi
-2	50%	169.017.468.277,88		169.017.468.277,88
-1	50%	169.017.468.277,88	3.735.286.048,94	172.752.754.326,82
0	0		7.553.121.919,56	7.553.121.919,56
Modal Sendiri Akhir Masa Konstruksi				349.323.344.524,27

$$\begin{aligned}
 \text{Total Investasi} &= \text{Modal Pinjaman} + \text{Modal sendiri} \\
 &= \text{Rp. } 267.543.384.452,67 + \text{Rp. } 349.323.344.524,27 \\
 &= \text{Rp. } 616.866.728.976,94
 \end{aligned}$$

c. Perhitungan *Internal Rate Of Return (IRR)*

Untuk menghitung *internal rate of return (IRR)* pada tiap tahun berbagai inflasi maka digunakan persamaan:

$$\text{Percent Value} = \frac{\text{Net Cash Flow}}{(1+i)^n}$$

Dimana:

i : *internal rate of return (IRR)*

n : Tahun ke-n

Harga I dapat diperoleh dengan cara *trial and error* yaitu apabila rasio antara total *percent value* dan total *capital investement (TCI)* bernilai 1, maka I yang dicoba adalah benar.

$$\text{TCI} = \text{Rp } 563.391.560.926,28$$

Tabel E. 13 Trial Nilai (IRR)

Tahun ke-n	Net Cash Flow	Percent Value untuk 28%
1	76.451.828.244,21	59.802.991.087,80
2	114.995.926.940,75	70.364.323.971,55
3	153.540.025.637,29	73.489.738.266,78
4	155.787.390.066,69	58.327.373.982,07
5	158.034.754.496,10	46.283.666.885,44
6	160.282.118.925,50	36.719.373.174,24
7	162.529.483.354,90	29.125.766.882,26
8	164.776.847.784,30	23.098.109.476,59
9	167.024.212.213,71	18.314.484.861,80
10	169.271.576.643,11	14.518.921.113,00
Total		430.044.749.701,52

Berdasarkan *trial and error* didapatkan harga I =28% dengan rasio total *percent value* dan total *Capital investement (ITC)* yaitu

$$\frac{\square \square \square}{\square} = \frac{\text{Rp.430.044.749.701,52}}{\square .563.391.560.926,28} = 1$$

Trial nilai I atau IRR 28% benar. Harha IRR diperoleh lebih tinggi dari bunga deposito bank 12% per tahun, maka dapat dikatakan bahwa pabrik layak untuk didirikan.

d. *Percent Return On Investement (ROI)*

Pajak pendapatan = 30% (UU.No 36 Tahun 2008)

Tabel E.14 Laba Yang dihasilkan Tiap tahun

Tahun Ke-n	Lab a Sebelum Pajak	Pajak (30% dari Lab a)	Lab a Setelah Pajak
1	78.188.601.210,23	23.456.580.363,07	54.732.020.847,16
2	133.251.599.348,14	39.975.479.804,44	93.276.119.543,70
3	188.314.597.486,06	56.494.379.245,82	131.820.218.240,24
4	191.525.118.099,49	57.457.535.429,85	134.067.582.669,64
5	194.735.638.712,92	58.420.691.613,88	136.314.947.099,04
6	197.946.159.326,35	59.383.847.797,91	138.562.311.528,45
7	201.156.679.939,78	60.347.003.981,94	140.809.675.957,85
8	204.367.200.553,22	61.310.160.165,96	143.057.040.387,25
9	207.577.721.166,65	62.273.316.349,99	145.304.404.816,65
10	210.788.241.780,08	63.236.472.534,02	147.551.769.246,06
Rata-Rata	180.785.155.762,29	54.235.546.728,69	126.549.609.033,61

Rata-rata sebelum pajak : Rp 180.785.155.762,29

Rata-rata setelah pajak : Rp 126.549.609.033,61

$$\begin{aligned} \square \square \square &= \frac{\square \square \square}{\square} \square 100\% \\ &= \frac{\text{Rp } 180.785.155.762,29}{\text{Rp } 478.882.826.787,34} \square 100\% = 37\% \\ \text{ROI Setelah Pajak} &= \frac{\text{laba setelah pajak}}{\square} \times 100\% \\ &= \frac{\text{Rp } 126.549.609.033,61}{\text{Rp } 478.882.826.787,34} \square 100\% = 26\% \end{aligned}$$

Analisa ini dilakukan untuk mengetahui laju pengembalian modal investasi total dalam pendirian pabrik. Kategori resiko pengembalian modal tersebut adalah:

- ❖ $\text{ROI} \leq 15$ resiko pengembalian modal rendah.
- ❖ $15 \leq \text{ROI} \leq 45$ resiko pengembalian modal rata-rata.
- ❖ $\text{ROI} \geq 45$ resiko pengembalian modal tinggi.

Hasil perhitungan diperoleh ROI sebesar 26% sehingga pabrik yang akan didirikan ini termasuk resiko pengembalian modal rata-rata.

e. Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time*) *POT*

Pay Out Time (POT) merupakan waktu minimum pengembalian modal investasi (*Capital Investement*).

Tabel E.15 *Cummulatife Net Cash Flow*

Tahun Ke-n	Net Cash Flow	Cummulatif Net Cash Flow
1	76.451.828.244,21	76.451.828.244,21
2	114.995.926.940,75	191.447.755.184,97
3	153.540.025.637,29	344.987.780.822,26
4	155.787.390.066,69	500.775.170.888,95
5	158.034.754.496,10	658.809.925.385,05
6	160.282.118.925,50	819.092.044.310,54
7	162.529.483.354,90	981.621.527.665,44
8	164.776.847.784,30	1.146.398.375.449,75
9	167.024.212.213,71	1.313.422.587.663,45
10	169.271.576.643,11	1.482.694.164.306,56

$$\begin{aligned}
 \text{POT} &= \frac{(\text{TCI}-y_1)}{(y_1-y_2)} (x_2 - x_1) + x_1 \\
 &= \frac{(\text{Rp.}563.391.560.926,28 - \text{Rp } 500.775.170.888,95)}{(\text{Rp.}658.809.925.385,05 - \text{Rp } 500.775.170.888,95)} (5 - 4) + 4 \\
 &= 4,3 \text{ Tahun}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan tabel E.15 dan hasil metode interpolasi nilai TCI sebesar Rp 563.391.560.926,28, pada *cumulative net cash flow* tahun ke-4 dan ke-5, waktu pengembalian modal POT yaitu selama 4,3 tahun. Waktu pengembalian modal ini memenuhi waktu yang di persyaratkan yaitu 2-5 tahun. (Aries & Newton, 1995, Hal.196), sehingga pabrik dinyatakan layak untuk didirikan.

f. *Break Event Point (BEP)* dan *Shut Down Point (SDP)*

Analisa *Break Event Point (BEP)* atau titik impas bertujuan untuk mengetahui kapasitas produksi yang paling minimal agar total biaya produksi sama dengan total penghasilan. *Shut down point (SDP)* bertujuan untuk mengetahui kapasitas produksi dimana *fixed charge* dengan jumlah kerugian pabrik. Adapun harga BEP digambarkan melalui gambar E.1

Tabel E.16 Komponen Biaya Menentukan BEP dan SDP

A. Fixed Charge (FC)			
1.	Depresiasi	10%	48.474.145.842,32
2.	Pajak Lokal	3%	14.366.484.803,62
3.	Asuransi	5%	23.944.141.339,37
<i>Total Fixed Charges (FC)</i>			Rp 87.784.771.985,31
B. Semi Variabel Cost (SVC)			
1.	Gaji Karyawan		11.422.800.000
2.	<i>Plant-Overhead Cost</i>	10% TPC	41.971.995.672,14
3.	Pengawas & Tenaga Administrasi	15%	1.713.420.000
4.	<i>General Expense (GE)</i>		90.000.788.432,67
5.	Biaya Laboratorium	15%	1.713.420.000

6.	Perawatan & Perbaikan	8%	38.310.626.142,99
7.	Suplai Produk	1%	4.788.828.267,87
<i>Total Semi Variabel Cost (SVC)</i>			Rp 189.921.878.516

C. Variabel Cost (VC)

1.	Bahan Baku		308.520.935
2.	Utilitas		188.873.980.525
3.	<i>Paten dan royalti</i>	4% (TPC)	16.788.798.268,86
<i>Total Variabel Cost (VC)</i>			Rp. 205.971.299.729

$$\begin{aligned}
 \text{BEP} &= \frac{S - VC - (0.7 \times SVC)}{S - VC - (0.7 \times SVC)} \times 100\% \\
 &= \frac{\text{Rp } 87.784.771.985,31 + (0.3 \times \text{Rp } 189.921.878.516)}{\text{Rp } 630.508.198.501 - \text{Rp } 205.971.299.729 - (0.7 \times \text{Rp } 189.921.878.516)} \times 100\% = 49\%
 \end{aligned}$$

BEP pada kapasitas produksi = 49% x 180,000 ton/tahun
= 88.744 ton/tahun

$$\begin{aligned}
 \text{SDP} &= \frac{0,3}{S - VC - (0,7 \times SVC)} \times 100\% \\
 &= \frac{0,3 \times \text{Rp } 189.921.878.516}{\text{Rp } 630.508.198.501 - 205.971.299.729 - (0,7 \times 189.921.878.516)} \times 100 \\
 &= 20\%
 \end{aligned}$$

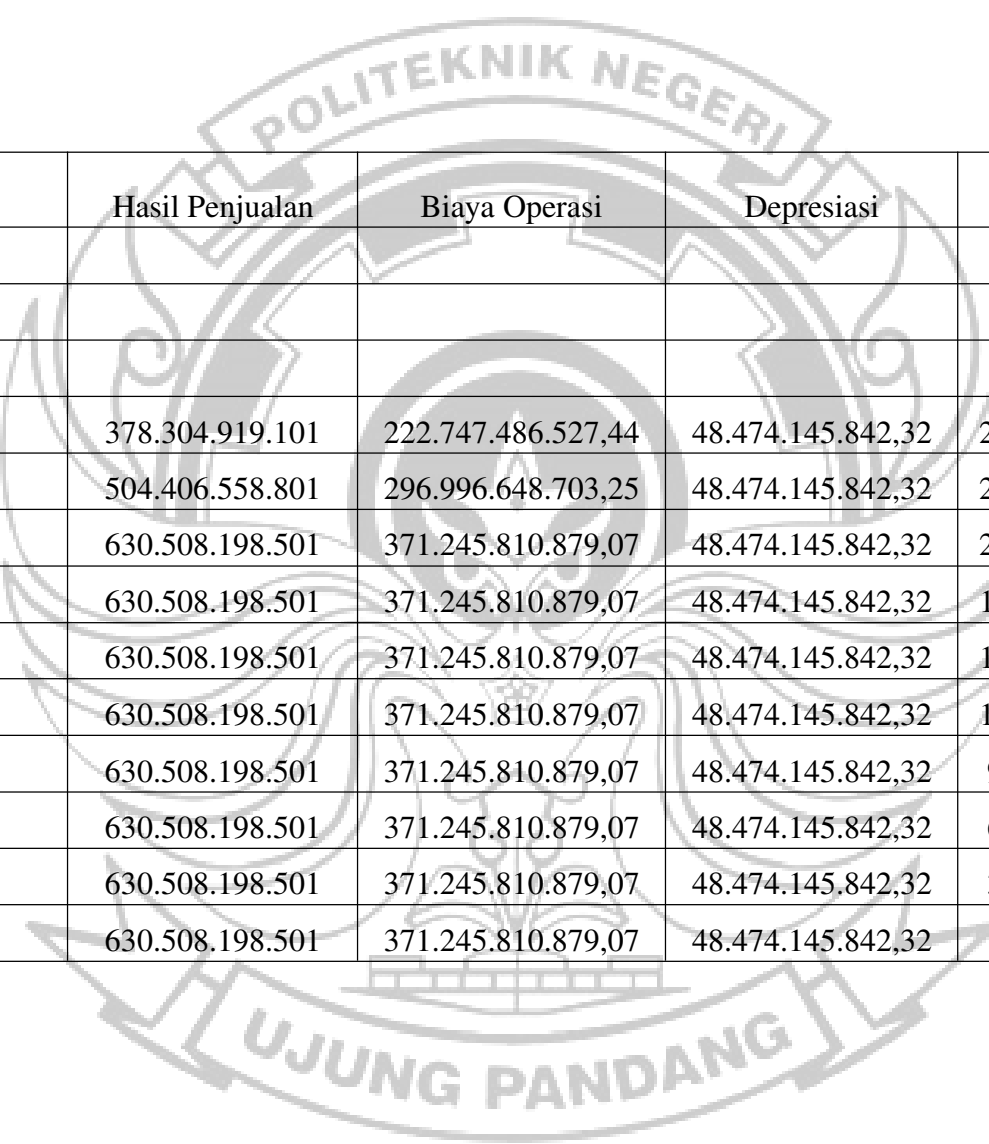
SDP pada kapasitas produksi = 20% x 180.000 ton/tahun
= 35.172 ton/tahun

Grafik BEP dan SDP



Modal Sendiri					
Tahun	Kapasitas	Pengeluaran	Inflasi	Jumlah	Akumulasi
-2	0%	169.017.468.277,88		169.017.468.277,88	169.017.468.277,88
-1	0%	169.017.468.277,88	3.735.286.048,94	172.752.754.326,82	341.770.222.604,71
0	0%		7.553.121.919,56	7.553.121.919,56	349.323.344.524,27
1	60%				
2	80%				
3	100%				
4	100%				
5	100%				
6	100%				
7	100%				
8	100%				
9	100%				
10	100%				

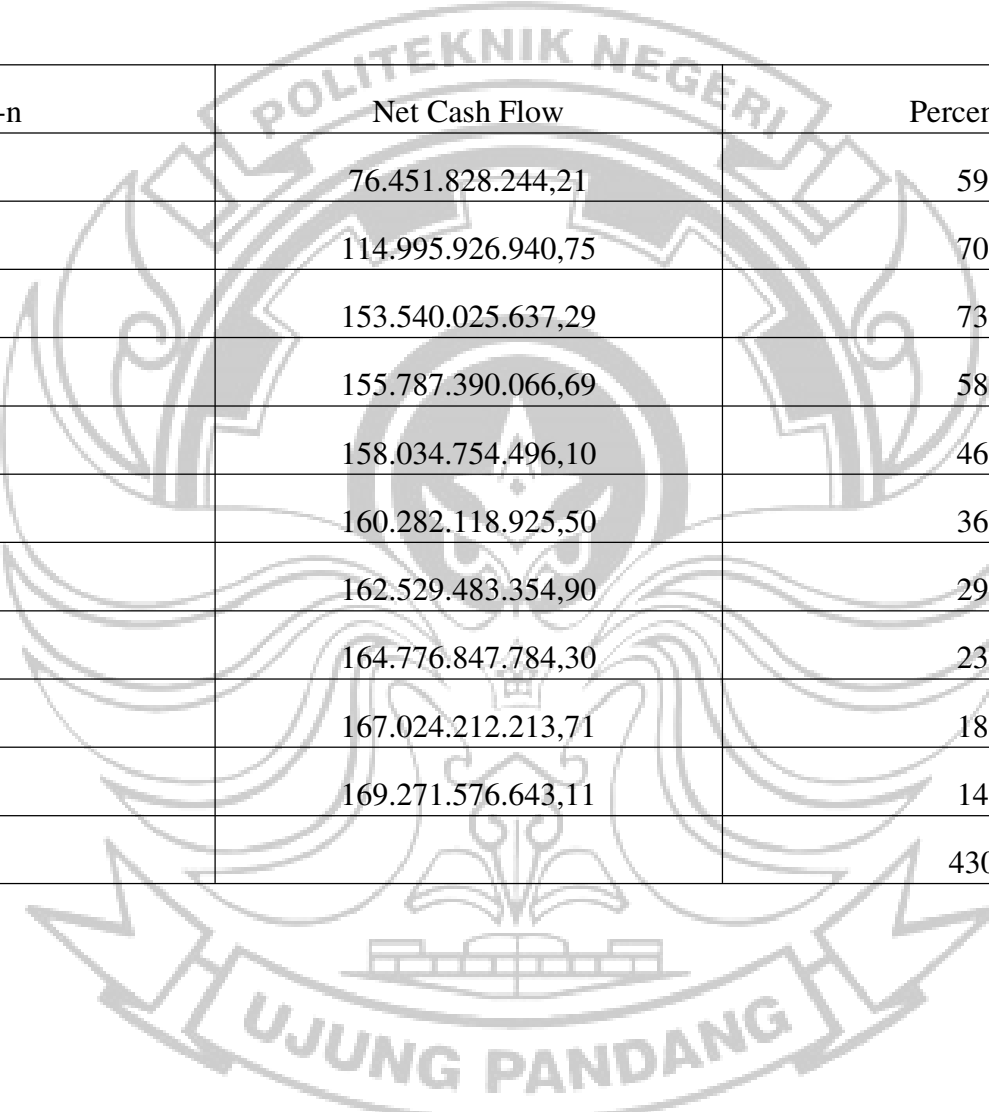
Modal Pinjaman					Pengembalian Pinjaman Sisa Pinjaman
Pengeluaran	Bunga	Jumlah	Akumulasi	Investasi Total	
112.678.312.185,26		112.678.312.185,26	112.678.312.185,26	281.695.780.463,14	
112.678.312.185,26	13.521.397.462,23	126.199.709.647,49	238.878.021.832,74	580.648.244.437,45	
	28.665.362.619,93	28.665.362.619,93	267.543.384.452,67	616.866.728.976,94	267.543.384.452,67
					26.754.338.445,27
					240.789.046.007,40
					26.754.338.445,27
					214.034.707.562,14
					26.754.338.445,27
					187.280.369.116,87
					26.754.338.445,27
					160.526.030.671,60
					26.754.338.445,27
					133.771.692.226,34
					26.754.338.445,27
					107.017.353.781,07
					26.754.338.445,27
					80.263.015.335,80
					26.754.338.445,27
					53.508.676.890,53
					26.754.338.445,27
					26.754.338.445,27
					26.754.338.445,27



Tahun Ke-N	Kapasitas	Hasil Penjualan	Biaya Operasi	Depresiasi	Bunga Sisa Pinjaman	Total Biaya Produksi
-2	0%					
-1	0%					
0	0%					
1	60%	378.304.919.101	222.747.486.527,44	48.474.145.842,32	28.894.685.520,89	300.116.317.890,65
2	80%	504.406.558.801	296.996.648.703,25	48.474.145.842,32	25.684.164.907,46	371.154.959.453,03
3	100%	630.508.198.501	371.245.810.879,07	48.474.145.842,32	22.473.644.294,02	442.193.601.015,41
4	100%	630.508.198.501	371.245.810.879,07	48.474.145.842,32	19.263.123.680,59	438.983.080.401,98
5	100%	630.508.198.501	371.245.810.879,07	48.474.145.842,32	16.052.603.067,16	435.772.559.788,55
6	100%	630.508.198.501	371.245.810.879,07	48.474.145.842,32	12.842.082.453,73	432.562.039.175,11
7	100%	630.508.198.501	371.245.810.879,07	48.474.145.842,32	9.631.561.840,30	429.351.518.561,68
8	100%	630.508.198.501	371.245.810.879,07	48.474.145.842,32	6.421.041.226,86	426.140.997.948,25
9	100%	630.508.198.501	371.245.810.879,07	48.474.145.842,32	3.210.520.613,43	422.930.477.334,82
10	100%	630.508.198.501	371.245.810.879,07	48.474.145.842,32		419.719.956.721,39



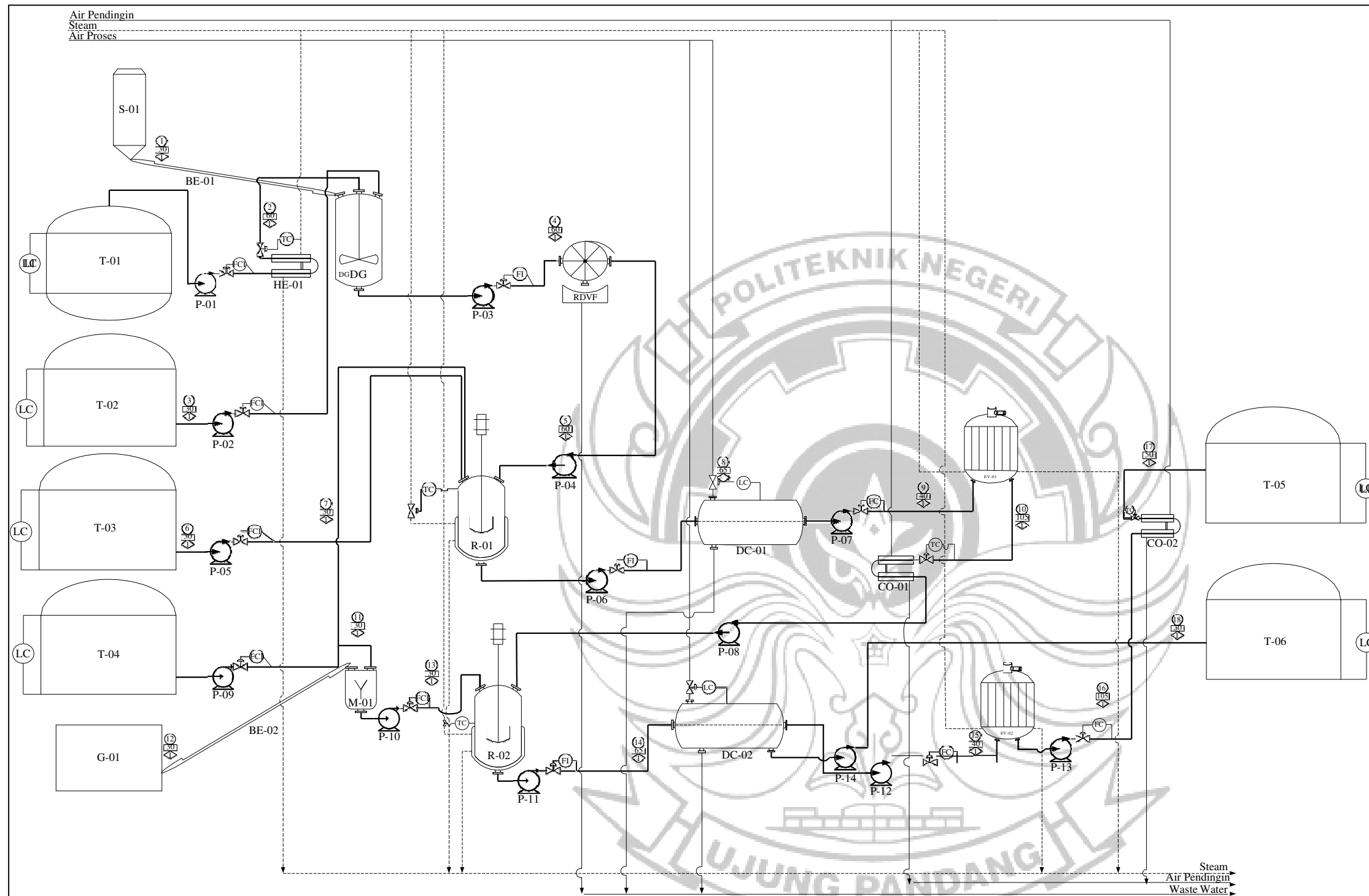
Tahun Ke-N	Laba Sebelum Pajak	Pajak (30% Dari Laba)	Laba Setelah Pajak
1	78.188.601.210,23	23.456.580.363,07	54.732.020.847,16
2	133.251.599.348,14	39.975.479.804,44	93.276.119.543,70
3	188.314.597.486,06	56.494.379.245,82	131.820.218.240,24
4	191.525.118.099,49	57.457.535.429,85	134.067.582.669,64
5	194.735.638.712,92	58.420.691.613,88	136.314.947.099,04
6	197.946.159.326,35	59.383.847.797,91	138.562.311.528,45
7	201.156.679.939,78	60.347.003.981,94	140.809.675.957,85
8	204.367.200.553,22	61.310.160.165,96	143.057.040.387,25
9	207.577.721.166,65	62.273.316.349,99	145.304.404.816,65
10	210.788.241.780,08	63.236.472.534,02	147.551.769.246,06
	180.785.155.762,29	54.235.546.728,69	126.549.609.033,61



Tahun Ke-n	Net Cash Flow	Percent Value Untuk 28%
1	76.451.828.244,21	59.802.991.087,80
2	114.995.926.940,75	70.364.323.971,55
3	153.540.025.637,29	73.489.738.266,78
4	155.787.390.066,69	58.327.373.982,07
5	158.034.754.496,10	46.283.666.885,44
6	160.282.118.925,50	36.719.373.174,24
7	162.529.483.354,90	29.125.766.882,26
8	164.776.847.784,30	23.098.109.476,59
9	167.024.212.213,71	18.314.484.861,80
10	169.271.576.643,11	14.518.921.113,00
		430.044.749.701,52

Tahun Ke-n	Net Cash Flow	Cummulatif Net Cash Flow
1	76.451.828.244,21	76.451.828.244,21
2	114.995.926.940,75	191.447.755.184,97
3	153.540.025.637,29	344.987.780.822,26
4	155.787.390.066,69	500.775.170.888,95
5	158.034.754.496,10	658.809.925.385,05
6	160.282.118.925,50	819.092.044.310,54
7	162.529.483.354,90	981.621.527.665,44
8	164.776.847.784,30	1.146.398.375.449,75
9	167.024.212.213,71	1.313.422.587.663,45
10	169.271.576.643,11	1.482.694.164.306,56

PID PABRIK BIODIESEL DARI CRUDE PALM OIL (CPO)



	PRODI SARJANA TERAPAN TEKNOLOGI REKAYASA KIMIA BERKELANJUTAN JURUSAN TEKNIK KIMIA POLITEKNIK NEGERI UJUNG PANDANG 2024
	PRA RANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI CRUDE PALM OIL (CPO) DENGAN METODE ESTERIFIKASI - TRANSESTERIFIKASI KAPASITAS 180.000 TON/TAHUN
Digambar Oleh: 1. Andi Sakiah Sabilah (431 20 006) 2. Iin Elmi Sari (431 20 020)	
Dosen Pembimbing: 1. Dr. Joice Muga S.T., M.T. 2. Jeanne Dewi Damayanti S.T., M.Sc.	

NO.	KODE	NAMA ALAT
1	S-01	Silo Bentonit
2	G-01	Gudang NaOH
3	T-01	Tangki Penampung CPO
4	T-02	Tangki Penampung H ₃ PO ₄
5	T-03	Tangki Penampung HCl
6	T-04	Tangki Penampung CH ₃ OH
7	T-05	Tangki Penampung Biodiesel
8	T-06	Tangki Penampung Gliserol
9	DG-01	Tangki Degimming
10	RDVF-01	Rotary Drum Vakum Filter
11	M-01	Mixer
12	R-01	Reaktor Esterifikasi
13	R-02	Reaktor Transesterifikasi
14	DC-01	Dekanter 01
15	DC-02	Dekanter 02
16	EV-01	Evaporator 01
17	EV-02	Evaporator 02
18	BE-01	Bucket Elevator 01
19	BE-02	Bucket Elevator 02
20	HE-01	Heater 01
21	CO-01	Cooler 01
22	CO-02	Cooler 02
23	P-01	Pompa 01
24	P-02	Pompa 02
25	P-03	Pompa 03
26	P-04	Pompa 04
27	P-05	Pompa 05
28	P-06	Pompa 06
29	P-07	Pompa 07
30	P-08	Pompa 08
31	P-09	Pompa 09
32	P-10	Pompa 10
33	P-11	Pompa 11
34	P-12	Pompa 12
35	P-13	Pompa 13
36	P-014	Pompa 14

KETERANGAN

	Nama Arus
	Temperatur (°C)
	Tekanan (atm)
	Air Pendingin
	Air Proses
	Steam

Komposisi	DG-01			RDVF-01			R-01			DC-01			EV-01			M-01			R-02			DC-02			EV-02						
	In (kg/jam)	Out (kg/jam)		In (kg/jam)	Out (kg/jam)		In (kg/jam)	Out (kg/jam)		In (kg/jam)	Out (kg/jam)		In (kg/jam)	Out (kg/jam)		In (kg/jam)	Out (kg/jam)		In (kg/jam)	Out (kg/jam)		In (kg/jam)	Out (kg/jam)								
Arus	F1	F2	F3	F4	F5	F6	F6	F7	F8	F9	F9	F10	F11	F12	F12	F13	F14	F15	F16	F17	F14	F17	F18	F18	F19	F20	F21	F22	F23	F24	
Trigliserida	21.667,989	21.667,989		21.667,989	21.667,989	21.667,989	21.667,989	21.667,989		21.667,989	21.667,989	21.667,989	21.667,989	21.667,989	21.667,989		21.667,989				21.667,989	433,360	433,360			433,360	433,360			433,360	
FFA	906,326	906,326		906,326	906,326	906,326	906,326			72,506	72,506			72,506	72,506		72,506				72,506	72,506	72,506			72,506	72,506			72,506	
H ₂ O	45,316	2,600	47,916	47,916	47,916		34,146	153,505	246,793	246,793	49,390,021	48,644,078	992,736	992,736	992,736		98,654		98,654		98,654	98,654	98,654	55,738,211	54,720,128	1,116,737	1,116,737	1,116,737			
Phosphatida	15,861		15,861	15,861	15,861																										
Karoten	6,797		6,797	6,797	6,797																										
Aldehid	15,861		15,861	15,861	15,861																										
Bentonit	226,582		226,582	226,582	226,582																										
H ₂ PO ₄		20,392	20,392	20,392	20,392																										
CH ₃ OH							1,707,301			1,602,146	1,602,146			1,602,146	1,602,146	1,602,146		4,932,717		4,932,717		4,932,717	2,382,026	2,382,026			2,382,026	2,382,026	2,382,026		
HCl								225,743	225,743	225,743		225,743																			
W ₂ U ₂ CH ₂									879,834	879,834		879,834		879,834	879,834						879,834		22,221,405	22,221,405			22,221,405	22,221,405		22,221,405	
NaOH																		217,405	217,405		217,405	217,405		217,405			217,405	217,405			
C ₁₇ H ₃₅ (OH) ₂																															
Jumlah	226,582	22,658,150	22,992	22,907,724	22,907,724	333,409	22,574,315	22,574,315	1,741,447	379,248	24,695,011	24,695,011	49,390,021	48,869,821	25,215,211	25,215,211	2,594,882	22,620,329	5,031,372	217,405	5,248,777	22,620,329	5,248,777	27,869,105	27,869,105	55,738,211	57,381,282	26,226,034	26,226,034	3,498,763	22,727,271
Total				45,815,448	45,815,448						49,390,021	49,390,021			148,170,063	148,170,063					10,497,553		55,738,210			167,214,631				52,452,068	