

**PRA RANCANGAN PABRIK METIL ESTER DARI *CRUDE*
PALM OIL (CPO) KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN**



SKRIPSI PRA RANCANGAN PABRIK

Diajukan sebagai salah satu syarat untuk menyelesaikan
Pendidikan Diploma Empat (D-4) Program Studi Teknologi Kimia Industri
Jurusan Teknik Kimia
Politeknik Negeri Ujung Pandang

IRENE WITANIA PAKAN 43222206

RIDHA MARDIATI WARIS 43222214

PROGRAM STUDI D-4 TEKNOLOGI KIMIA INDUSTRI
JURUSAN TEKNIK KIMIA
POLITEKNIK NEGERI UJUNG PANDANG
MAKASSAR
2024

HALAMAN PENGESAHAN

Skripsi dengan judul **“Pra Rancangan Pabrik Metil Ester dari *Crude Palm Oil* (CPO) Kapasitas 100.000 Ton/Tahun”** oleh Irene Witania Pakan NIM 432 22 206 telah diterima dan disahkan sebagai salah satu syarat untuk memperoleh gelar Sarjana Terapan pada Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang.

Makassar, 12 November 2024

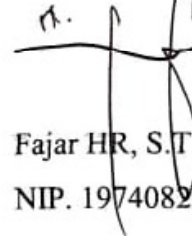
Menyetujui

Pembimbing I,



Octovianus SR. Pasanda, S.T., M.T.
NIP. 19651005 199303 1 001

Pembimbing II,



Fajar HR, S.T., M.Eng.
NIP. 19740826 200112 1 001

Mengetahui,



Ketua Jurusan Teknik Kimia

Wahyu Budi Utomo, HND., M.Sc.
NIP. 19650320 199202 1 001

HALAMAN PENGESAHAN

Skripsi dengan judul “**Pra Rancangan Pabrik Metil Ester dari *Crude Palm Oil* (CPO) Kapasitas 100.000 Ton/Tahun**” oleh Ridha Mardiaty Waris NIM 432 22 214 telah diterima dan disahkan sebagai salah satu syarat untuk memperoleh gelar Sarjana Terapan pada Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang.

Makassar, November 2024

Menyetujui

Pembimbing I,

Octovianus SR. Pasanda, S.T., M.T.

NIP. 19651005 199303 1 001

Pembimbing II,

Fajar HR, S.T., M.Eng.

NIP. 19740826 200112 1 001

Mengetahui,



Ketua Jurusan Teknik Kimia

Wahyu Budi Utomo, HND., M.Sc.





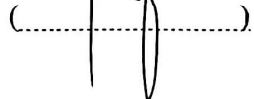
NIP. 19650320 199202 1 001

HALAMAN PENERIMAAN

Pada hari ini, 07 November 2024, tim penguji ujian skipsi telah menerima hasil ujian skipsi oleh mahasiswa Irene Witania Pakan NIM 432 22 206 dengan judul **“Pra Rancangan Pabrik Metil Ester dari *Crude Palm Oil* (CPO) Kapasitas 100.000 Ton/Tahun”**.

Makassar, 07 November 2024

Tim Penguji Ujian Skipsi:

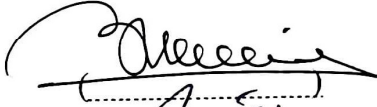



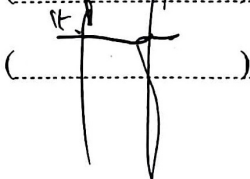
1. Ir. Barlian HS, M.T.	Ketua	
2. Yuliani HR, S.T., M.Eng.	Sekretaris	
3. Ir. Irwan Sofia, M.Si.	Anggota	
4. Octovianus SR. Pasanda, S.T., M.T.	Anggota	
5. Fajar HR, S.T., M.Eng.	Anggota	

HALAMAN PENERIMAAN

Pada hari ini, 07 November 2024, tim penguji ujian skipsi telah menerima hasil ujian skipsi oleh mahasiswa Ridha Mardiaty Waris NIM 432 22 214 dengan judul **“Pra Rancangan Pabrik Metil Ester dari *Crude Palm Oil* (CPO) Kapasitas 100.000 Ton/Tahun”**.

Makassar, 07 November 2024

Tim Penguji Ujian Skipsi:

1. Ir. Barlian HS, M.T.	Ketua	
2. Yuliani HR, S.T., M.Eng.	Sekretaris	
3. Ir. Irwan Sofia, M.Si.	Anggota	
4. Octovianus SR. Pasanda, S.T., M.T.	Anggota	
5. Fajar HR, S.T., M.Eng.	Anggota	

KATA PENGANTAR

Puji syukur kami panjatkan kehadirat Allah SWT karena atas Rahmat dan KaruniaNya-lah, penulisan Skripsi ini yang berjudul **“Pra Rancangan Pabrik Metil Ester dari *Crude Palm Oil* (CPO) Kapasitas 100.000 Ton/Tahun”** dapat diselesaikan dengan baik.

Skripsi Pra Rancangan ini dibuat dengan tujuan untuk memenuhi persyaratan kelulusan Program Studi Teknik Kimia Diploma IV Jurusan Teknologi Kimia Industri Politeknik Negeri Ujung Pandang. Dalam menyelesaikan skripsi ini, penulis berpegang pada teori yang penulis dapatkan dari pihak-pihak lain yang sangat membantu hingga terselesaikannya skripsi ini.

Penulis menyadari bahwa proses awal hingga selesainya skripsi ini, banyak sekali pihak yang telah terlibat dan berperan serta mewujudkan terselesainya skripsi ini, karena itu penulis ingin menyampaikan rasa hormat dan ucapan terima kasih yang setinggi-tingginya kepada mereka yang secara moril maupun materil telah banyak membantu penulis untuk merampungkan skripsi ini hingga selesai. Maka pada kesempatan kali ini pula penulis menyampaikan ucapan terima kasih yang sedalam-dalamnya kepada:

1. Bapak Dr. Jamal, S.T., 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. Fajriyati Mas'ud, STP., M.Si. selaku Kepala Program Studi D-4 Teknologi Kimia Industri;

4. Bapak Octovianus SR. Pasanda, S.T., M.T. dan Bapak Fajar HR, S.T., M.Eng. selaku dosen pembimbing yang dengan sabar dan ikhlas memberikan bimbingan dan arahan dalam menyusun laporan skripsi ini;
5. Seluruh dosen dan staf Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang;
6. Kedua orang tua dan seluruh keluarga yang selalu mendukung dan mendoakan penulis terutama sejak kuliah sampai penyelesaian studi di Politeknik Negeri Ujung Pandang;
7. Teman-teman mahasiswa/i Alih Jenjang D4 Teknologi Kimia Industri Politeknik Negeri Ujung Pandang yang telah memberikan dukungan dan senantiasa menjadi penyemangat selama penyusunan skripsi ini.

Penulis menyadari bahwa skripsi ini masih banyak kekurangan. Oleh karena itu, segala kritik dan saran yang sifatnya membangun dari semua pihak sangat dibutuhkan demi penyempurnaan skripsi ini.

Semoga skripsi ini bermanfaat bagi semua pihak, baik bagi penyusun sendiri maupun para pembaca.

Makassar, 07 November 2024

Penulis

DAFTAR ISI

SAMPUL.....	i
HALAMAN PENGESAHAN	ii
HALAMAN PENERIMAAN.....	iv
KATA PENGANTAR.....	vi
DAFTAR ISI.....	viii
DAFTAR LAMPIRAN	xii
DAFTAR TABEL.....	xiii
DAFTAR GAMBAR.....	xv
RINGKASAN.....	xvi
SURAT PERNYATAAN.....	xvii
BAB I PENDAHULUAN.....	1
1.1 Latar Belakang.....	1
1.2 Tinjauan Pustaka.....	3
1.3 Kapasitas Produksi.....	15
1.4 Pemilihan Lokasi Pabrik.....	20
BAB II URAIAN PROSES.....	26
2.1 Pertimbangan Pemilihan Proses.....	26
2.2 Uraian Proses.....	28
BAB III NERACA MASSA.....	32
3.1 Degummer (DG).....	32
3.2 Rotary Drum Vakum Filter (RDVF).....	33
3.3 Mixer (M-01).....	33
3.4 Reaktor Esterifikasi (R-01).....	33

3.5 Dekanter (DC-01).....	34
3.6 Evaporator (EV-01).....	34
3.7 Mixer (M-02).....	35
3.8 Reaktor Transesterifikasi (R-02).....	35
3.9 Dekanter (DC-02).....	36
3.10 Evaporator (EV-02).....	36
BAB IV NERACA PANAS.....	38
4.1 Heater (HE-01).....	38
4.2 Reaktor Esterifikasi (R-01).....	38
4.3 Dekanter (DC-01).....	39
4.4 Evaporator (EV-01).....	39
4.5 Cooler (CO-01).....	40
4.6 Reaktor Transesterifikasi (R-02).....	40
4.7 Dekanter (DC-02).....	40
4.8 Evaporator (EV-02).....	41
4.9 Cooler (CO-02).....	41
BAB V SPESIFIKASI ALAT.....	42
5.1 Tangki Penampungan H ₃ PO ₄ 85%.....	42
5.2 Tangki Penampungan CPO.....	42
5.3 Tangki Penampungan HCl 37%.....	43
5.4 Tangki Penampungan CH ₃ OH 98%.....	44
5.5 Silo Penampungan Bentonit.....	44
5.6 Gudang NaOH.....	45
5.7 Tangki Penampungan Gliserol.....	46
5.8 Tangki Penampungan Metil Ester.....	46
5.9 Tangki Degumming.....	47
5.10 Rotary Drum Vakum Filter.....	48
5.11 Evaporator-01.....	48
5.12 Evaporator-02.....	49
5.13 Reaktor Esterifikasi.....	50

5.14 Reaktor Transesterifikasi	51
5.15 Dekanter-01	52
5.16 Dekanter-02	53
5.17 Tangki Pencampur - 01	54
5.18 Tangki Pencampur - 02	55
5.19 Reaktor Transesterifikasi	56
5.20 Heater	57
5.21 Cooler-01	58
5.22 Cooler-02	59
5.23 Bucket Elevator (BE-01)	60
5.24 Bucket Elevator (BE-02)	60
5.25 Pompa	61
BAB VI UTILITAS	64
6.1 Kebutuhan <i>Steam</i>	64
6.2 Kebutuhan Air	65
6.3 Kebutuhan Listrik	70
BAB VII INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA	76
7.1 Instrumentasi	76
7.2 Keselamatan Kerja	79
BAB VIII BENTUK ORGANISASI DAN MANAJEMEN PERUSAHAAN	86
8.1 Bentuk Perusahaan	86
8.2 Struktur Organisasi	87
BAB IX LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK	106
9.1 Lokasi Pabrik	106
9.2 Tata Letak Pabrik	109
BAB X ANALISIS EKONOMI	114
10.1 Modal Investasi	115
10.2 Total Penjualan	119
10.3 Perkiraan Rugi/Laba Usaha	119

10.4 Analisis Aspek Ekonomi	119
BAB XI KESIMPULAN	123
DAFTAR PUSTAKA	125
LAMPIRAN	



DAFTAR LAMPIRAN

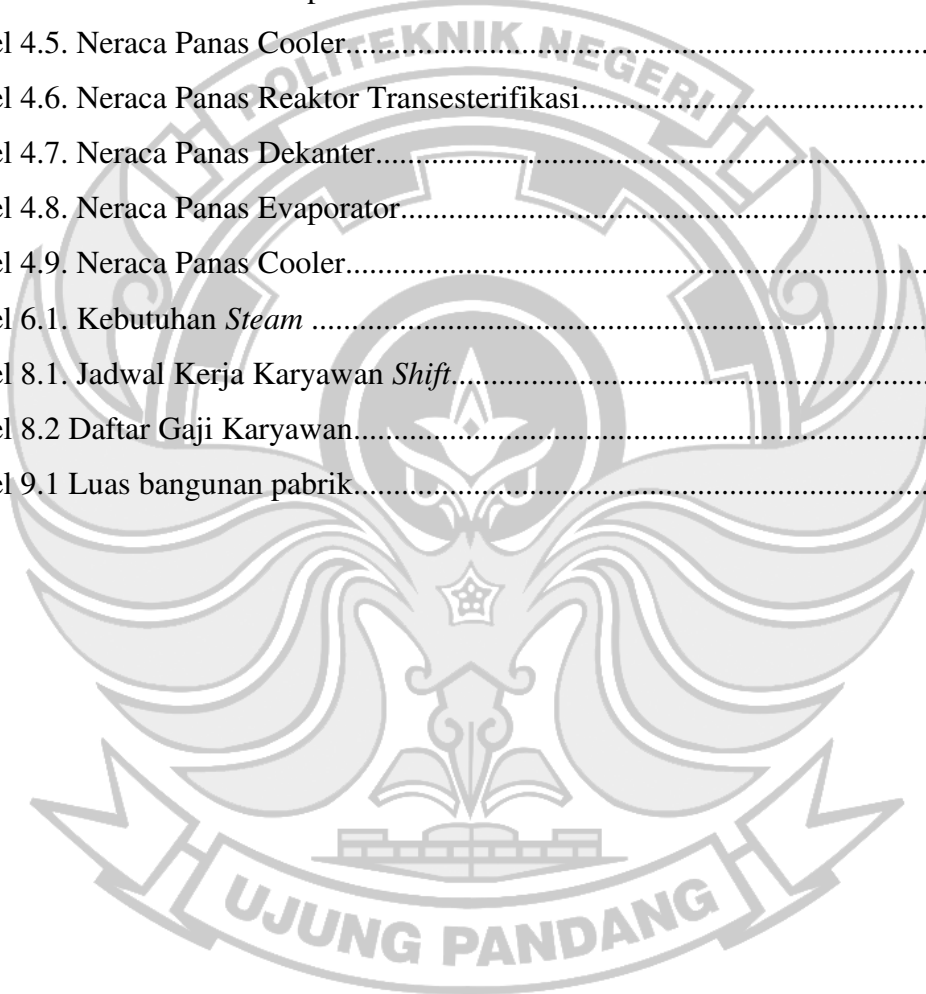
Lampiran A Neraca Massa	A-1
Lampiran B Neraca Panas	B-1
Lampiran C Spesifikasi Alat	C-1
Lampiran D Utilitas	D-1
Lampiran E Neraca Ekonomi	E-1



DAFTAR TABEL

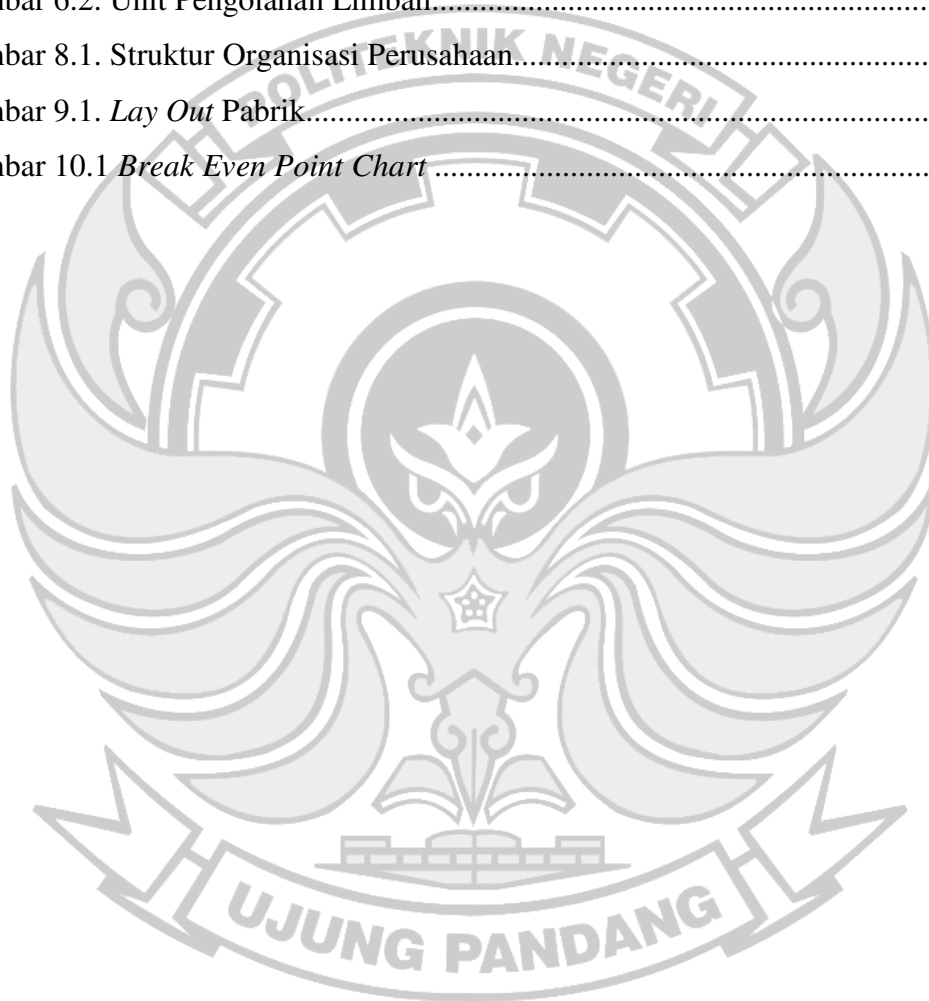
Tabel 1.1. Komponen Penyusun Minyak Sawit.....	8
Table 1.2. Komposisi Asam Lemak dalam Minyak Sawit	8
Tabel 1.3. Sifat Fisik dan Kimia Asam Palmitat	9
Tabel 1.4. Sifat Fisik dan Kimia Asam Oleat.....	9
Tabel 1.5. Sifat Fisik dan Kimia Metanol.....	10
Tabel 1.6. Sifat Fisik dan Kimia Natrium Hidroksida	10
Tabel 1.7. Sifat Fisik dan Kimia Asam Klorida.....	11
Tabel 1.8. Sifat Fisik dan Kimia Asam Fosfat.....	12
Tabel 1.9. Spesifikasi Metil Ester.....	13
Tabel 1.10. <i>Standarisasi Mutu</i> Metil ester di Indonesia (SNI 7182:2015).....	13
Tabel 1.11. Syarat Mutu Metil Ester Standar ASTM D6751-09.....	14
Tabel 1.12. Sifat Fisik dan Kimia Gliserol	14
Tabel 1.13. Data jumlah produksi CPO di Indonesia dan Sulawesi Tengah.....	15
Tabel 1.14. Data persentase distribusi CPO di Indonesia.....	16
Tabel 1.15. Data jumlah produksi dan konsumsi metil ester di Indonesia.....	16
Tabel 1.16. Data jumlah ekspor metil ester di Indonesia.....	16
Tabel 1.17. Pertumbuhan produksi dan konsumsi metil ester di Indonesia	17
Tabel 1.18. Pertumbuhan ekspor metil ester di Indonesia	17
Tabel 1.19. Prediksi data produksi, konsumsi, dan ekspor pada tahun 2027	18
Tabel 1.20. Daftar Perusahaan Penghasil Metil ester di Indonesia.....	19
Tabel 2.1. Perbandingan Metode Produksi Metil ester.....	26
Tabel 3.1. Neraca Massa Degummer.....	30
Tabel 3.2. Neraca Massa Rotary Drum Vakum Filter.....	31
Tabel 3.3. Neraca Massa Mixer	31
Tabel 3.4. Neraca Massa Reaktor Esterifikasi	32
Tabel 3.5. Neraca Massa Dekanter	32
Tabel 3.6. Neraca Massa Evaporator	33
Tabel 3.7. Neraca Massa Mixer	33

Tabel 3.8. Neraca Massa Reaktor Transesterifikasi.....	34
Tabel 3.9. Neraca Massa Dekanter.....	34
Tabel 3.10. Neraca Massa Evaporator.....	35
Tabel 4.1. Neraca Panas Heater.....	36
Tabel 4.2. Neraca Panas Reaktor Esterifikasi	36
Tabel 4.3. Neraca Panas Dekanter	37
Tabel 4.4. Neraca Panas Evaporator	37
Tabel 4.5. Neraca Panas Cooler.....	38
Tabel 4.6. Neraca Panas Reaktor Transesterifikasi.....	38
Tabel 4.7. Neraca Panas Dekanter.....	38
Tabel 4.8. Neraca Panas Evaporator.....	39
Tabel 4.9. Neraca Panas Cooler.....	39
Tabel 6.1. Kebutuhan <i>Steam</i>	62
Tabel 8.1. Jadwal Kerja Karyawan <i>Shift</i>	95
Tabel 8.2 Daftar Gaji Karyawan.....	98
Tabel 9.1 Luas bangunan pabrik.....	109



DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.3. Rencana Lokasi Pabrik Metil ester	24
Gambar 2.1. Diagram alir uraian proses	29
Gambar 6.1. <i>Water Treatment Plant</i>	72
Gambar 6.2. Unit Pengolahan Limbah.....	73
Gambar 8.1. Struktur Organisasi Perusahaan.....	87
Gambar 9.1. <i>Lay Out</i> Pabrik.....	108
Gambar 10.1 <i>Break Even Point Chart</i>	116



PRARANCANGAN PABRIK METIL ESTER DARI CRUDE PALM OIL (CPO) KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN

RINGKASAN

Prarancangan pabrik Metil Ester dari Crude Palm Oil (CPO) dengan kapasitas 100.000 ton per tahun. Pabrik ini diharapkan akan menghasilkan *metil ester* untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri. Pabrik ini direncanakan akan didirikan di Tangkiang, Kecamatan Kintom, Kabupaten Banggai, Sulawesi Tengah. Pembuatan *metil ester* dilakukan dengan menggunakan 2 metode yakni esterifikasi dan transesterifikasi. Proses esterifikasi dan transesterifikasi direncanakan akan beroperasi pada suhu 60°C dan pada tekanan 1 atm menggunakan reaktor alir tangki berpengaduk dengan masing-masing hasil konversi sebesar 92% dan 98% *metil ester*.

Perusahaan berbentuk Perseroan Terbatas (PT) dengan bentuk organisasi type garis dan staff dimana jumlah karyawan sebanyak 129 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 *metil ester* diatas total investasi yang dibutuhkan Rp 629.608.741.538,60 terdiri dari modal tetap Rp 440.726.119,077 dan modal kerja sebesar Rp 188.882.622.461,58 dengan keuntungan sebelum dan sesudah pajak sebesar 7,91% dan 5,54%. Profitabilitas meliputi POT sebelum dan sesudah pajak sebesar 2,73 tahun dan 3,49 tahun. Break Event Point (BEP) sebesar 64,75 % dan Shut Down Point 35,32 %.

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

SURAT PERNYATAAN

Saya yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Irene Witania Pakan

NIM : 432 22 206

Program Studi : D4 Teknologi Kimia Industri

Menyatakan dengan sebenar-benarnya bahwa segala pernyataan dalam Skripsi ini yang berjudul **“Pra Rancangan Pabrik Metil Ester dari *Crude Palm Oil* (CPO) Kapasitas 100.000 Ton/Tahun”** merupakan gagasan, hasil karya sendiri dengan arahan pembimbing, dan belum pernah diajukan dalam bentuk apapun pada perguruan tinggi 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 oleh penulis lain telah disebutkan dalam naskah dan dicantumkan dalam daftar pustaka Skripsi ini.

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

Makassar, 07 November 2024



Irene Witania Pakan
432 22 206

SURAT PERNYATAAN

Saya yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Ridha Mardiaty Waris

NIM : 432 22 214

Program Studi : D4 Teknologi Kimia Industri

Menyatakan dengan sebenar-benarnya bahwa segala pernyataan dalam Skripsi ini yang berjudul **“Pra Rancangan Pabrik Metil Ester dari *Crude Palm Oil* (CPO) Kapasitas 100.000 Ton/Tahun”** merupakan gagasan, hasil karya sendiri dengan arahan peembimbis, dan belum pernah diajukan dalam bentuk apapun pada perguruan tinggi 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 oleh penulis lain telah disebutkan dalam naskah dan dicantumkan dalam daftar pustaka Skripsi ini.

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

Makassar, 07 November 2024



Ridha Mardiaty Waris
432 22 214

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Saat ini, bahan bakar berbasis fosil adalah sumber energi secara global, termasuk di Indonesia. Menteri Energi dan Sumber Daya Mineral (ESDM) mengatakan masalah kelangkaan bahan bakar minyak dan persediaan bahan bakar fosil semakin menipis, maka akan diperkirakan habis pada tahun 2029 (Kementerian ESDM, 2020). Indonesia sedang mengalami krisis bahan energi dan harus impor Bahan Bakar Minyak (BBM) terutama bahan bakar diesel dari negara asing. Oleh karena itu, untuk mencari solusi dari permasalahan ini adalah membuat bahan bakar terbarukan (*energy renewable*) dimana bahan bakar alternatif itu harus layak, ramah lingkungan, ekonomis, dan mudah didapatkan.

Indonesia merupakan negara agraris dan sebagian besar penduduknya bermata pencaharian di bidang pertanian dan perkebunan. Kondisi alam yang mendukung, hamparan lahan yang luas, keragaman hayati yang melimpah, serta beriklim tropis dimana sinar matahari terjadi sepanjang tahun sehingga bisa menanam sepanjang tahun (Warsani, 2013). Salah satu produk pertanian penting di Indonesia dalam meningkatkan perekonomian adalah kelapa sawit. Kelapa sawit dikembangkan sebagai bahan baku untuk produksi energi alternatif untuk menggantikan bahan bakar minyak, baik berupa bioetanol sebagai pengganti premium maupun biodiesel sebagai pengganti solar (Maharani, 2018).

Metil ester atau dikenal dengan nama biodiesel (Kurniasih, 2018) adalah

bahan bakar nabati untuk aplikasi mesin/motor diesel yang terbuat dari minyak nabati atau lemak hewani melalui proses esterifikasi/transesterifikasi. Metil ester mempunyai sifat pembakaran yang sangat serupa dengan minyak solar tanpa mengubah mesin. Metil ester dapat dibuat dari bahan hayati yang ramah lingkungan seperti kelapa sawit (*crude palm oil*), jarak pagar, dan kacang kedelai (Dewi, 2019). Metil ester ini dapat dijadikan sebagai bahan bakar alternatif paling berpotensi untuk dikembangkan.

Metil ester dari *Crude Palm Oil* (CPO) memiliki potensi yang sangat tinggi berdasarkan jumlah bahan bakunya. Indonesia saat ini memiliki luas area perkebunan kelapa sawit sekitar 15,34 juta hektar dengan produksi minyak kelapa sawit sebanyak 46,73 juta ton (Badan Pusat Statistik, 2022). Jumlah ini akan meningkat pada tahun-tahun berikutnya mengingat penggunaan minyak kelapa sawit pada industri sangat besar akhir-akhir ini.

Menurut Kementerian ESDM, pada tahun 2022 penggunaan metil ester di Indonesia mencapai 9,2 juta ton. Kebutuhan akan metil ester ditahun-tahun selanjutnya akan terus meningkat dengan adanya program pemerintah yang akan meningkatkan persentase pencampuran Bahan Bakar Nabati (BBN) ke dalam BBM jenis minyak solar dari 30% (B30) menjadi 35% (B35) dan nantinya akan ditingkatkan lagi menjadi 40% (B40) (Kementerian ESDM, 2022). Provinsi Sulawesi Tengah merupakan penghasil minyak kelapa sawit terbesar kedua dikawasan Indonesia Timur dengan luas lahan 142.217 hektar dengan jumlah produksi mencapai 534.519 ton/tahun (Badan Pusat Statistik, 2022). Cadangan tersebut cukup untuk memasok kebutuhan pabrik metil ester.

Berdasarkan pertimbangan tersebut maka akan dibuat prarancangan pabrik metil ester kapasitas 100.000 ton/tahun yang berlokasi di Tangkiang, Kecamatan Kintom, Kabupaten Banggai, Sulawesi Tengah. Pertimbangan pemilihan lokasi pabrik berdasarkan beberapa faktor yaitu ketersediaan bahan baku yang cukup melimpah di Sulawesi Tengah, utilitas yang memadai, serta sarana transportasi yang mendukung. Lokasi pabrik berada dekat dari Pelabuhan Tangkiang sehingga dapat mempermudah pengiriman produk maupun penerimaan bahan baku. Pembangunan pabrik ini diharapkan dapat membantu perekonomian lokal dengan menyumbang devisa, menggerakkan ekonomi kabupaten, meningkatkan kesejahteraan masyarakat, dan menyerap tenaga kerja.

1.2 Tinjauan Pustaka

Metil ester (*Fatty Acid Methyl Ester*) adalah bahan bakar nabati untuk aplikasi mesin/motor diesel yang terbuat dari minyak nabati atau lemak hewani melalui proses esterifikasi/transesterifikasi. Metil ester memiliki sifat pembakaran yang mirip dengan bahan bakar minyak diesel yang berasal dari minyak bumi. Metil ester terbuat dari bahan terbarukan atau secara khusus merupakan bahan bakar mesin diesel yang terdiri atas ester alkil dari asam-asam lemak. Metil ester merupakan salah satu bahan bakar mesin diesel yang ramah lingkungan dan dapat diperbaharui (*renewable*) (Dewi, 2019).

Metil ester atau yang lebih dikenal dengan nama biodiesel dapat diaplikasikan baik dalam konsentrasi 100% (B100) atau campuran dengan minyak diesel pada konsentrasi tertentu, seperti 10% biodiesel dicampur 90% solar yang dikenal dengan nama B10. Bahan bakar yang berbentuk cair ini bersifat menyerupai

bahan bakar diesel, sehingga sangat prospektif untuk dikembangkan. Selain itu, penggunaan metil ester memberikan banyak keunggulan, yaitu (Tickell, 2000):

1. Tidak memerlukan modifikasi mesin diesel yang telah ada.
2. Ramah lingkungan karena bersifat biodegradasi dan tidak beracun.
3. Emisi polutan berupa hidrokarbon yang tidak terbakar, CO, CO₂, SO₂, dan jelaga hasil pembakaran biodiesel lebih rendah dari pada solar.
4. Tidak memperparah efek rumah kaca karena siklus karbon yang terlibat pendek.
5. Kandungan energi yang hampir sama dengan kandungan energi petroleum diesel (80% dari kandungan petroleum diesel).
6. Angka setana lebih tinggi dari pada petroleum diesel (solar).
7. Penyimpanan mudah karena titik nyala yang rendah.

Bahan bakar diesel dikehendaki relatif mudah terbakar sendiri (tanpa harus dipicu dengan letikan api busi) jika disemprotkan ke dalam udara panas bertekanan.

1.2.1 Proses Pembuatan Metil Ester

Proses pembuatan metil ester yang umum digunakan saat ini ada beberapa macam, sehingga dapat digunakan sebagai acuan dalam seleksi atau pemilihan proses. Seleksi proses dilakukan guna memperoleh proses yang efisien dengan produk terbaik. Proses yang terpilih diharapkan adalah proses yang paling efisien dan ekonomis. Ada 4 macam proses pembuatan metil ester, yaitu:

1. Proses Pirolisis

Pirolisis adalah dekomposisi kimia bahan organik melalui proses pemanasan

tanpa atau sedikit oksigen atau pereaksi kimia lainnya. Proses pirolisis minyak kelapa sawit mengalami dekomposisi termal dengan kehadiran udara/nitrogen (jika tidak diinginkan kehadiran oksigen). Dekomposisi termal minyak kelapa sawit menghasilkan berbagai jenis senyawa termasuk alkana, alkena, alkadiena, aromatil, dan asam karboksilat. Komposisi hasil dekomposisi sangat bervariasi tergantung dari minyak kelapa sawit yang digunakan. Fraksi-fraksi cair dari minyak kelapa sawit yang terdekomposisi termal cukup mendekati karakter minyak diesel. Minyak kelapa sawit terpirolisis mengandung jumlah sulfur, air, dan endapan dalam jumlah yang dapat diterima, demikian juga dengan korosi tembaga, namun terdapat juga abu dan residu karbon dalam jumlah yang tidak diterima. Minyak kelapa sawit yang diproses secara pirolisis dibatasi untuk pemakaian jangka pendek (Adi, 2011).

2. Proses Mikroemulsifikasi

Mikroemulsifikasi disebut juga dengan proses penyabunan dengan menambahkan katalis basa dalam jumlah banyak pada minyak nabati sehingga terjadi penyabunan, kemudian memisahkan sabun dengan alkil ester/biodiesel. Selain itu, mikroemulsi merupakan pembentukan depresi stabil secara termodinamis dari dua cairan yang biasanya tidak mudah larut. Proses ini ditunjukkan untuk mengatasi tingginya nilai viskositas minyak nabati sehingga mendekati viskositas bahan bakar diesel. Proses ini berlangsung dengan menggunakan satu atau lebih surfaktan dengan penurunan diameter dalam mikroemulsifikasi berkisar 100-1000Å. Mikroemulsifikasi ini menggunakan solvent seperti etanol, 1-butanol, atau metanol. Mikroemulsifikasi minyak nabati

dengan alkohol tidak dapat direkomendasikan untuk jangka panjang terutama untuk mesin diesel karena metil ester yang dihasilkan dari proses ini mempunyai deposit karbon yang tinggi, pembakaran yang tidak sempurna, dan peningkatan nilai viskositas pada pemberian minyak (*lubricating oil*) sehingga tidak memenuhi standar mutu (Estiasih, 2015).

3. Proses Esterifikasi

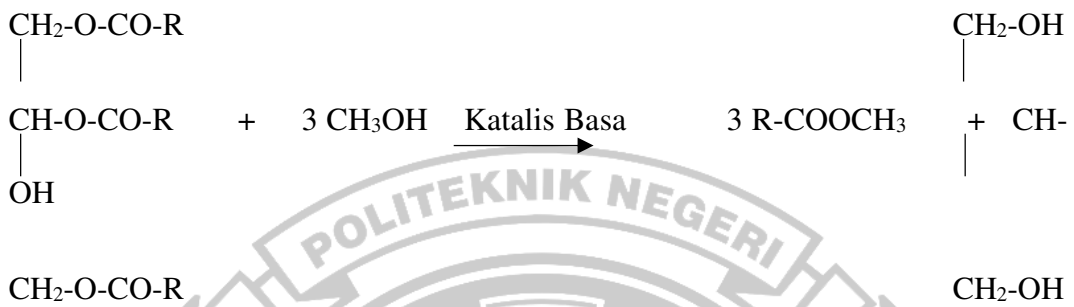
Metil ester dapat disintesis dengan proses esterifikasi antara bahan baku metanol dan asam lemak dalam bentuk *Free Fatty Acid* (FFA) atau asam lemak bebas. Pada reaksi esterifikasi ini dibutuhkan katalis asam seperti asam klorida atau asam sulfat pekat. Dalam esterifikasi asam lemak, alkohol bertindak sebagai reagen nukleofil. Reaksi ini dimulai dengan mencampur minyak kelapa sawit mentah yang mengandung FFA dengan metanol dan katalis asam. Kemudian dipanaskan sampai suhu reaksi sehingga dihasilkan metil ester dan air. Temperatur reaksi dan tekanan dibuat konstan 60°C pada tekanan 1 atm (Maharani, 2018). Reaksinya adalah sebagai berikut:



4. Proses Transesterifikasi

Transesterifikasi adalah tahap konversi dari trigliserida menjadi metil ester melalui reaksi dengan alkohol, dan menghasilkan produk samping gliserol. Pada reaksi transesterifikasi ini dibutuhkan katalis basa seperti natrium hidroksida. Temperatur reaksi dan tekanan dibuat konstan 60°C pada tekanan 1 atm. Metanol

adalah yang paling umum digunakan karena harganya murah dan reaktifitasnya paling tinggi. Penggunaan katalis pada transesterifikasi berfungsi untuk meningkatkan kecepatan reaksi dan yield yang dihasilkan (Maharani, 2018).



1.2.2 Kegunaan Produk

- 1) Metil ester
 - a. Metil ester berfungsi sebagai bahan bakar alternatif pengganti minyak bumi khusus untuk mesin diesel otomotif dan industri.
 - b. Menanggulangi pencemaran lingkungan akibat pembakaran bahan bakar fosil.
- 2) Gliserol
 - a. Untuk obat
Digunakan di dalam medis dan persiapan farmasi misalnya sebagai pelumas peralatan kedokteran, obat pencuci perut, sirup obat batuk, pengganti alkohol, untuk bahan pelarut dalam pengambilan herbal dan antiseptik.
 - b. Untuk perawatan pribadi
Digunakan sebagai bahan pasta gigi, obat kumur, produk perawatan kulit, cream cukur rambut, sabun.

c. Makanan dan minuman

Digunakan sebagai bahan pelarut dan bahan pemanis, mengawetkan makanan dan pewarna makanan (Susanto, 2014).

1.2.3 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

1.2.3.1 Spesifikasi Bahan Baku

1. Minyak Kelapa Sawit Mentah (CPO)

Minyak kelapa sawit terdiri dari lemak atau minyak yang dapat disabunkan, dan bagian lain yang tidak dapat disabunkan yang jumlahnya tidak melebihi 2%. Lemak atau minyak terdiri dari gliserida yang terikat pada asam-asam lemak. Satu molekul gliserida dapat mengikat tiga molekul asam lemak. Jika molekul-molekul asam lemak itu berbeda-beda, maka lemak disebut trigliserida campuran. Tetapi pada umumnya ketiga tempat itu diduduki oleh tiga asam lemak yang sama, misalnya triolein, tripalmitin, dan sebagainya (Maimun, 2017). Berikut tabel komposisi asam lemak pada minyak sawit.

Tabel 1.1. Komponen Penyusun Minyak Sawit

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

Sumber: Gunstone (1997)

Table 1.2. Komposisi Asam Lemak dalam Minyak Sawit

Tipe Asam Lemak	Presentase
Asam Laurat C12:0	0,2%
Asam Miristat C14:0	1,1%
Asam Palmitat C16:0	44%
Asam Kaprat C10:0	-
Asam Kaprilat C8:0	-
Asam Stearat C18:0	4,5%
Asam Oleat C18:1	39,2%
Asam Linoleat C18:2	10,2%
Asam Linolenat C18:2	0,8%

Sumber: Kementerian Perindustrian (2018)

Tabel 1.3. Sifat Fisik dan Kimia Asam Palmitat

Parameter	Nilai
Rumus kimia	$C_{16}H_{32}O_2$
Berat molekul	256,431 g/mol
Titik beku	63 °C
Titik didih	348,5 °C
<i>Critical temperature</i>	791 °K
<i>Critical pressure</i>	19 bar
<i>Critical volume</i>	0,946 m ³ /mol
Densitas	0,828 g/cm ³

Sumber: Coulson (1983)

Tabel 1.4. Sifat Fisik dan Kimia Asam Oleat

Parameter	Nilai
Rumus kimia	$C_{18}H_{34}O_2$
Berat molekul	282,689 g/mol
Titik beku	13,3 °C
Titik didih	362,3 °C
<i>Critical temperature</i>	797 °K
<i>Critical pressure</i>	17 bar
<i>Critical volume</i>	1,035 m ³ /mol
Densitas	0,893 g/cm ³

Sumber: Coulson (1983)

2. Metanol

Metanol disebut juga dengan metil alkohol yaitu merupakan senyawa organik yang paling sederhana dari alkohol. Formula molekularnya adalah CH_3OH .

Metanol mempunyai bilangan oktan yang tinggi. Metanol pada umumnya dibuat dari gas alam, dapat juga dihasilkan dari *biomass*. Metanol bersifat racun, jika terhirup menyebabkan sesak nafas dan jika terminum akan berbahaya (Putra, 2014).

Tabel 1.5. Sifat Fisik dan Kimia Metanol

Parameter	Nilai
Rumus molekul	CH ₃ OH
Massa molar	32,04 g/mol
Densitas	792 kg/m ³
Viskositas	0,59 mPa.s pada 20 °C
Wujud	Cairan tidak berwarna
Spesifik gravity	0,7918
Titik leleh	-97°C (176 K)
Titik didih	64,7°C (337,8 K)
Kelarutan dalam air	Sangat larut
Keasaman (pKa)	-15,5
Tekanan kritis	80,97 bar
Temperatur kritis	239,45 °C

Sumber: Perry (2008)

3. Natrium Hidroksida

Natrium hidroksida (NaOH) merupakan katalis basa homogen yang paling umum digunakan dalam proses pembuatan metil ester karena dapat digunakan pada temperatur dan tekanan operasi yang relatif rendah serta memiliki kemampuan katalisator yang tinggi. Namun, katalis basa homogen sangat sulit dipisahkan dari campuran reaksi sehingga tidak dapat digunakan kembali dan pada akhirnya ikut terbuang sebagai limbah yang dapat mencemarkan lingkungan

(Santoso, 2013).

Tabel 1.6. Sifat Fisik dan Kimia Natrium Hidroksida

Parameter	Nilai
Rumus molekul	NaOH
Massa molar	40 g/mol
Wujud	Zat padat putih
Densitas	1,43 g/cm ³
Spesifik gravity	2,130
Titik lebur	318°C (591 K)
Titik didih	1390°C (1663 K)
Kelarutan dalam air	111 g/100 ml (20°C)
Kebasaan (pKb)	-2,43

Sumber: Perry (2008)

4. Asam Klorida

Asam klorida adalah larutan akuatik dari gas hidrogen klorida (HCl). Asam klorida adalah senyawa asam kuat yang banyak digunakan secara luas dalam industri. Asam klorida harus ditangani dengan mewanti keselamatan yang tepat karena merupakan cairan yang sangat korosif (Killeinda, 2015).

Tabel 1.7. Sifat Fisik dan Kimia Asam Klorida

Parameter	Nilai
Rumus molekul	HCl
Massa molar	36,46 g/mol
Wujud	Cair
Densitas	1,18 g/cm ³
Titik beku	-27,32°C larutan 38%

Titik didih	48°C larutan 38%
Kelarutan	Tak terhingga
Spesifik gravity	2,130
Keasaman (<i>pKa</i>)	-6,3

Sumber: Perry (2008)

5. Asam Fosfat

Asam fosfat atau biasa dikenal sebagai asam ortofosfat merupakan suatu senyawa kimia yang digunakan dalam industri kimia yang dihasilkan dari hidrasi fosfor petoksida (Walinda, 2019).

Tabel 1.8. Sifat Fisik dan Kimia Asam Fosfat

Parameter	Nilai
Rumus molekul	H ₃ PO ₄
Massa molar	98 g/mol
Wujud	Cairan
Densitas	1,885 g/cm ³ (liquid) 1,685 g/cm ³ (85% solution)
Viskositas	2,4 – 9,4 cp
Spesifik gravity	1,843
Tekanan uap	0,03 mmHg pada 20 °C
Titik lebur	42,35°C
Titik didih	158°C
Kelarutan	Larut dalam air dan alkohol

Sumber: Perry (2008)

1.2.3.2 Spesifikasi Produk

1. Metil ester

Molekul dalam metil ester biasanya diperoleh dari minyak nabati melalui transesterifikasi. Metil ester biasanya diproduksi oleh reaksi katalis alkali antara lemak dan metanol dengan adanya basa seperti natrium hidroksida, natrium metoksida atau kalium hidroksida (Adu, 2020).

Tabel 1.9. Spesifikasi Metil Ester

Parameter	Nilai
Rumus molekul	R-COOCH ₃
Densitas	0,86 - 0,9 g/cm ³
Viskositas (40 °C)	1,9 - 6 mm ² /s
Titik kilat	172 °C
Angka setana	48 - 52
Energi yang dihasilkan	40,1 MJ/kg
Kemurnian metil ester yang dihasilkan	98%

Sumber: Labchem.com

Persyaratan mutu metil ester Indonesia ditetapkan dalam Standar Nasional Indonesia (SNI) 7182:2015, persyaratan metil ester ini merupakan revisi dari SNI 7128:2012.

Tabel 1.10. Standarisasi Mutu Metil ester di Indonesia (SNI 7182:2015)

No.	Parameter	Satuan	Nilai
1	Berat Jenis (40°C)	Kg/m ³	850-890
2	Viskositas (40°C)	mm ² /s (CSt)	2,3-6
3	Angka Setana	-	51
4	Titik Nyala	°C	100
5	Titik Kabut	°C	18
6	Korosi Bilah Tembaga	-	51
7	Air dan Sedimen	% volume	0,05
8	Temperatur Destilasi	°C	360
9	Abu	% massa	0,02

10	Belerang	Ppm, mg/kg	50
11	Fosfor	Ppm, mg/kg	4
12	Angka asam	Mg KOH/g	0,5
13	Gliserol bebas	% massa	0,02
14	Gliserol total	% massa	0,24
15	Kadar Metil ester	% massa, min	96,5
16	Angka iodium	% massa (g-12/100g), maks	115
17	Trigliserida	% massa, maks	0,8

Tabel 1.11. Syarat Mutu Metil Ester Standar ASTM D6751-09

Property	Method	Limits	Units
Flash point. Closed cup	D93	130min	°C
Water and sediment	D2709	0.050max	%volume
Kinematic viscosity 40°C	D445	1.9-6.0	Mm ² /s
Sulphated ash	D874	0.020max	Wt%
Total ash	D5454	0.050max	Wt%
Copper strip corrosion	D130	No.3max	
Cetane number	D613	47min	
Cloud point	D2500	Report	°C
Carbon residue	D4530	0.050max	Wt%
Acid number	D664	0.80max	mgKOH/g
Free glycerine	D6584	0.020max	Wt%
Total glycerine	D6584	0.240max	Wt%
Phosphorus	D4951	0.0010	Wt%
Vacuum distillation end point	D1160	360°Cmax	°C
Oxidative stability	EN14538	At 90% 5max	ppm
Sodium\potassium	EN14538	3min	hours
Calcium, magnesium	EN14538	5max	ppm

2. Gliserol

Gliserol adalah senyawa poliol sederhana. Ini adalah cairan tidak berwarna, tidak berbau, kental yang berasa manis dan tidak beracun. Tulang punggung gliserol ditemukan di lipid yang dikenal sebagai gliserida. Gliserol banyak digunakan sebagai pemanis dalam industri makanan dan sebagai humektan dalam formulasi farmasi. Karena adanya tiga gugus hidroksil, gliserol larut dengan air dan bersifat higroskopis (Prasetyo, 2012).

Tabel 1.12. Sifat Fisik dan Kimia Gliserol

Parameter	Nilai
-----------	-------

Rumus molekul	$C_3H_8O_3$
Berat molekul	92,09 g/mol
Wujud	Cair
Densitas	1,26 g/cm ³
Spesifik gravity	1,260
Titik lebur	17,9°C
Titik didih	290°C
Tekanan uap	0,003 mmHg pada 50°C

Sumber: Perry (2008)

1.3 Kapasitas Produksi

Pabrik metil ester dari minyak kelapa sawit mentah (CPO) akan direncanakan dibangun tahun 2027. Penentuan kapasitas produksi pabrik metil ester dari minyak kelapa sawit mentah (CPO) ini didapat dari data pendukung seperti data pertumbuhan produksi, konsumsi, dan ekspor suatu produk. Terdapat 4 tahapan perhitungan kapasitas produksi yaitu mengumpulkan data pendukung, menghitung prediksi data, menghitung peluang kapasitas dan menentukan kapasitas produksi.

1.3.1 Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku utama metil ester adalah minyak kelapa sawit mentah dan metanol. Berdasarkan data dari Gabungan Pengusaha Kelapa Sawit Indonesia (GAPKI), berikut data produksi, data persentase distribusi pada konsumsi domestik dan ekspor CPO di Indonesia:

Tabel 1.13. Data jumlah produksi CPO di Indonesia dan Sulawesi Tengah

Tahun	Produksi (Ton)	
	Indonesia	Sulawesi Tengah
2018	43.108.000	497.732

2019	47.180.000	542.174
2020	47.034.000	546.703
2021	46.888.000	465.778
2022	46.729.000	534.519

Sumber: GAPKI (2023)

Tabel 1.14. Data persentase distribusi CPO di Indonesia

Tahun	Konsumsi Domestik				Ekspor
	Pangan	Metil ester	Oleokimia	Total (%)	
2018	20,19%	8,87%	2,23%	31,29%	68,71%
2019	20,9%	12,36%	2,24%	35,5%	64,5%
2020	17,92%	15,36%	3,6%	36,88%	63,12%
2021	19,1%	15,66%	4,53%	39,29%	60,71%
2022	21,27%	18,92%	4,68%	44,87%	55,13%

Sumber: GAPKI (2023)

1.3.2 Pertumbuhan Rata-Rata Per Tahun

Berdasarkan data dari Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral (ESDM) produksi, konsumsi, dan ekspor metil ester pada tahun 2018-2022 di Indonesia sebagai berikut:

Tabel 1.15. Data jumlah produksi dan konsumsi metil ester di Indonesia

Tahun	Produksi (Ton)	Konsumsi (Ton)
2018	5.427.840	3.300.000
2019	7.391.120	5.628.480
2020	7.562.720	7.216.000
2021	9.011.200	8.178.720
2022	10.415.680	9.195.120

Sumber: Kementerian ESDM (2023)

Tabel 1.16. Data jumlah ekspor metil ester di Indonesia

Tahun	Ekspor (Ton)
-------	--------------

2018	1.586.640
2019	1.160.720
2020	316.800
2021	117.040
2022	327.360

Sumber: Kementerian ESDM (2023)

Dari data jumlah produksi, konsumsi, dan ekspor metil ester di Indonesia, nilai pertumbuhan rata-rata pertahun dapat dihitung menggunakan metode linier dengan persamaan sebagai berikut:

$$i = \frac{\sum \%P}{n}$$

(Sumber: Dewi, 2021)

dengan,

i = pertumbuhan rata-rata per tahun

%P = persen pertumbuhan per tahun

n = jumlah data %P

sehingga diperoleh nilai pertumbuhan rata-rata pertahun sebagai berikut:

Tabel 1.17. Pertumbuhan produksi dan konsumsi metil ester di Indonesia

Tahun	Jumlah (Ton)		%P	
	Produksi	Konsumsi	Produksi	Konsumsi
2018	5.427.840	3.300.000	-	-
2019	7.391.120	5.628.480	36.17%	70.56%
2020	7.562.720	7.216.000	2.32%	28.20%
2021	9.011.200	8.178.720	19.15%	13.34%
2022	10.415.680	9.195.120	15.59%	12.43%
	I		18.31%	31.13%

Tabel 1.18. Pertumbuhan ekspor metil ester di Indonesia

Tahun	Jumlah (Ton)	%P
-------	--------------	----

	Ekspor	Ekspor
2018	1.586.640	-
2019	1.160.720	-26.84%
2020	316.800	-72.71%
2021	117.040	-63.05%
2022	327.360	179.7%
	i	4.27%

1.3.3 Prediksi Data

Nilai prediksi data produksi, konsumsi, dan ekspor pada tahun 2027 dapat dicari dari data pertumbuhan rata-rata pertahun menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$m = p (1 + i)^a$$

(Sumber: Dewi, 2021)

dengan,

m = jumlah produk tahun yang diperhitungkan

p = jumlah produk pada tahun terakhir diketahui

a = selisih tahun (2027-2022)

sehingga diperoleh nilai prediksi data produksi pada tahun 2027 sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 m_2 &= p (1 + i)^a \\
 &= 10.415.680 \text{ ton } (1 + 18,31\%)^5 \\
 &= 24.140.933 \text{ ton}
 \end{aligned}$$

Tabel 1.19. Prediksi data produksi, konsumsi, dan ekspor pada tahun 2027

Prediksi	Jumlah (Ton)
m_2	24.140.933
m_4	35.655.416

$$m_5 = 403.543$$

dengan,

m_2 = prediksi data produksi

m_5 = prediksi data ekspor

m_4 = prediksi data konsumsi

1.3.4 Peluang Kapasitas Produksi

Berdasarkan data dari Kementerian ESDM, Indonesia tidak melakukan kegiatan impor produk metil ester. Sehingga untuk nilai prediksi data impor (m_1) diasumsikan 0. Maka diperoleh peluang kapasitas pabrik pada tahun 2027 (m_3) menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$\begin{aligned} m_3 &= (m_4 + m_5) - (m_1 + m_2) \\ &= (35.655.416 + 458.572) - (0 + 24.140.933) \\ &= 36.058.959 - 24.140.933 \\ &= 11.918.027 \text{ Ton/Tahun} \end{aligned}$$

1.3.5 Penentuan Kapasitas Produksi

Penentuan kapasitas produksi pabrik metil ester dari *Crude Palm Oil* (CPO) ini berdasarkan jumlah pabrik yang sudah ada di Indonesia, ketersediaan bahan baku, dan hasil perhitungan peluang kapasitas produksi (m_3). Maka direncanakan pembuatan pabrik metil ester dengan maksud untuk membantu memenuhi 0,84% kebutuhan metil ester pada tahun 2027 di Indonesia yaitu pabrik metil ester dengan kapasitas pabrik 100.000 ton/tahun.

Tabel 1.20. Daftar Perusahaan Penghasil Metil ester di Indonesia

Perusahaan	Lokasi	Kapasitas (Ton)
Batara Elok Semesta Terpadu	Jawa Timur	341.807

Eco Prima Energi	Jawa Timur	114.400
Wilmar Nabati Indonesia	Jawa Timur	1.116.235
Darmex Biofuels	Jawa Barat	122.285
Sinarmas Bio Energi	Jawa Barat	371.909
Multimas Nabati Asahan	Banten	342.050
Energi Unggul Persada	Kalimantan Timur	892.147
Kutai Refinery Nusantara	Kalimantan Timur	846.759
Jhonlin Agro Raya	Kalimantan Selatan	275.438
SMART Tbk	Kalimantan Selatan	483.544
Sukajadi Sawit Mekar	Kalimantan Tengah	205.223
Multi Nabati Sulawesi	Sulawesi Utara	335.648
Sari Dumai Oleo	Riau	306.480
Sari Dumai Sejati	Riau	525.817
Wilmar Bioenergi Indonesia	Riau	956.935
Pelita Agung Agrindustri	Riau	544.351
Ciliandra Perkasa	Riau	222.513
Bayas Biofuel	Riau	134.449
Intibenua Perkasatama	Riau	233.564
Musim Mas	Kepulauan Riau	849.625
LDC Indonesia	Lampung	401.418
Tunas Baru Lampung	Lampung	405.604
Permata Hijau Palm Oleo	Sumatera Utara	307.479
Total		10.415.680

Sumber: Kementerian ESDM (2022)

1.4 Pemilihan Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi adalah hal yang sangat penting dalam perancangan pabrik, karena hal ini berhubungan langsung dengan nilai ekonomis pabrik yang akan didirikan. Berdasarkan beberapa pertimbangan maka pabrik metil ester ini didirikan di Tangkiang, Kecamatan Kintom, Kabupaten Banggai, Sulawesi Tengah. Pertimbangan-pertimbangan tersebut meliputi faktor primer dan faktor sekunder.

1. Faktor Primer

a. Ketersediaan Bahan Baku

Lokasi dimana pabrik akan didirikan harus berdekatan dengan lokasi sumber bahan baku utama maupun bahan baku samping umumnya. Kondisi tersebut merupakan pilihan untuk pengamanan ketersediaan bahan baku dan perolehan bahan baku yang ekonomis. Bahan baku yang digunakan yaitu *Crude Palm Oil* (CPO) yaitu minyak kelapa sawit. Provinsi Sulawesi Tengah merupakan penghasil minyak kelapa sawit terbesar di Pulau Sulawesi dengan luas lahan 142.217 hektar dengan jumlah produksi mencapai 534.519 ton/tahun (Badan Pusat Statistik, 2022). Berdasarkan data pada tabel 3.6, menunjukkan bahwa belum adanya pabrik metil ester yang berlokasi di Sulawesi Tengah. Hal ini menunjukkan bahan baku yang tersedia di Sulawesi Tengah cukup besar sehingga dapat memenuhi kebutuhan industri.

b. Pemasaran Produk

Lokasi pabrik harus mendekati keberadaan konsumen. Pemilihan tersebut untuk mempermudah pendistribusian dan pemasaran produk.

Pemasaran merupakan salah satu hal yang sangat mempengaruhi studi kelayakan proses. Pemasaran yang tepat akan menghasilkan keuntungan dan menjamin kelangsungan pabrik. Berdasarkan pemasaran, lokasi pabrik relatif strategis untuk jadi pemasok metil ester dikawasan Indonesia Timur. Sasaran pasar produk mencakup di bidang Industri Pertanian, industri perikanan, dan transportasi lokal. Di wilayah Indonesia Timur yang mungkin memiliki akses terbatas terhadap infrastruktur bahan bakar fosil, metil ester dapat menjadi alternatif yang lebih terjangkau dan ramah lingkungan untuk digunakan sebagai bahan bakar untuk mesin-mesin pertanian, kapal-kapal dan alat-alat kerja perikanan, serta transportasi lokal, seperti kendaraan bermotor dan angkutan umum.

c. Infrastruktur

Lokasi pabrik harus sudah mempunyai infrastruktur yang baik, terutama dalam hal mobilitas. Sarana dan prasarana transportasi sangat diperlukan untuk proses penyediaan bahan baku dan pemasaran produk. Berdasarkan lokasi pada gambar 3.1, menunjukkan lokasi pabrik berada dekat dengan jalan Trans Luwuk dan berjarak sekitar 1,7 km dari Pelabuhan Tangkiang (titik kordinat: -1.209006,122.628900). Sarana transportasi yang memadai ini dapat mempermudah dalam operasional administrasi dan pengelolaan manajemen pabrik.

d. Utilitas

Dalam pendirian suatu pabrik penyediaan air, bahan bakar, dan listrik adalah faktor penunjang yang paling penting. Kebutuhan air diperoleh dari

sungai yang berlokasi di samping pabrik dengan jarak sekitar 300 meter. Untuk kebutuhan listrik, Sulawesi Tengah memiliki kapasitas listrik terpasang sebesar 1.687,64 megawatt (MW) (Koesnadi, 2021). Hal ini menunjukkan bahwa listrik yang tersedia di Sulawesi Tengah cukup besar sehingga dapat memenuhi kebutuhan industri.

e. Tenaga Kerja

Lokasi pabrik yang dipilih harus mudah untuk memperoleh tenaga kerja, baik sumber daya manusia skill (operator, engineer, dll), maupun sumber daya manusia non skill (satpam, buruh, cleaning service, dll). Tenaga kerja merupakan modal utama dalam pendirian suatu pabrik. Sebagian besar tenaga kerja yang dibutuhkan yaitu tenaga kerja yang berpendidikan kejuruan atau menengah dan sebagian sarjana. Sulawesi Tengah memiliki Angka Partisipasi Murni (APM) pada jenjang pendidikan cukup tinggi.

2. Faktor Sekunder

a. Karakteristik Lokasi

Lokasi pabrik harus mempunyai iklim dan letak geografis yang baik, stabil, serta bebas bencana. Lokasi yang dipilih merupakan lokasi yang cukup stabil karena memiliki iklim rata-rata yang cukup baik, yakni beriklim tropis dengan suhu udara 20 – 30 °C. Bencana alam seperti tanah longsor dan banjir jarang terjadi sehingga operasi pabrik dapat berjalan lancar.

b. Peraturan Pemerintah

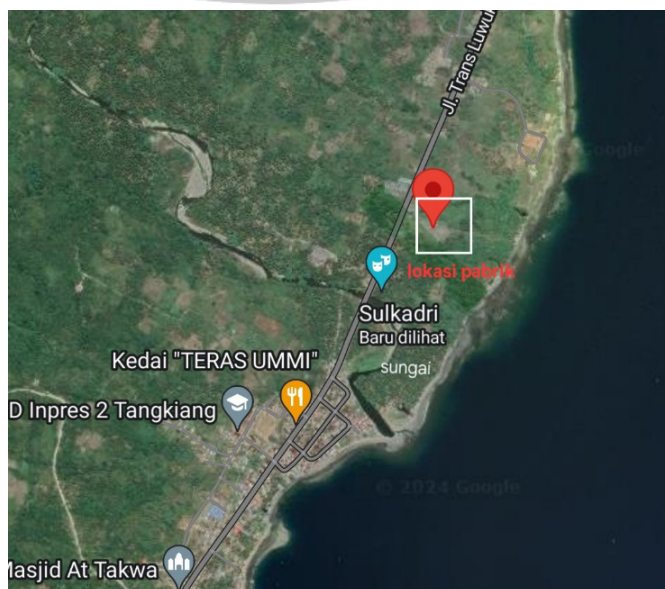
Daerah lokasi pabrik, peraturan pemerintah daerah mendukung dan memfasilitasi masuknya investor untuk pendirian dan pengoperasian pabrik. Selain itu, di Sulawesi Tengah sudah terdapat beberapa pabrik yang berdiri, sehingga pendirian pabrik akan lebih mudah.

c. Harga Tanah dan Bangunan

Lokasi pembangunan pabrik merupakan daerah dengan harga tanah dan bangunan yang terjangkau, serta masih tersedia lahan/tanah untuk perluasan pabrik dan pengolahan limbah. Penambahan bangunan dan perluasan pabrik dimasa yang akan datang harus sudah masuk dalam pertimbangan awal.

d. Kemasyarakatan

Lokasi pabrik yang dipilih berada di sekitar kawasan industri yang memiliki masyarakat yang akomodatif terhadap perkembangan industri dan tersedianya fasilitas umum untuk hidup bermasyarakat. Kondisi sosial masyarakat yang baik diharapkan memberi dukungan terhadap operasional pabrik.



The logo of Politeknik Negeri Ujung Pandang is a circular emblem. At the top, a banner reads "POLITEKNIK NEGERI". The center features a stylized bird with its wings spread, perched on a book. Below the bird is a five-pointed star. At the bottom, another banner reads "UJUNG PANDANG".

Gambar 1.3 Rencana Lokasi Pabrik Metil ester

(Sumber: *Google Maps*, 2024)

Dengan memperhatikan faktor-faktor tersebut diatas maka lokasi pabrik metil ester akan didirikan di Tangkiang, Kecamatan Kintom, Kabupaten Banggai, Sulawesi Tengah dengan titik koordinat -1,1933368, 122,6336934.

BAB II

URAIAN PROSES

2.1 Pertimbangan Pemilihan Proses

Pada proses pembuatan metil ester dikenal ada 4 metode yakni:

1. Proses Pirolisis

Proses penguraian bahan organik dengan menggunakan panas tanpa adanya kehadiran oksigen. Minyak kelapa sawit terpirolisis mengandung jumlah sulfur, air dan endapan dalam jumlah yang dapat diterima, namun terdapat jumlah abu dan residu karbon dalam jumlah yang tidak dapat diterima. Penggunaan minyak kelapa sawit yang diproses secara pirolisis pada mesin dibatasi untuk pemakaian jangka pendek.

2. Proses Mikroemulsifikasi

Proses penyabunan dengan menambahkan katalis basa dalam jumlah banyak pada minyak nabati sehingga terjadi penyabunan, kemudian memisahkan sabun dengan metil ester. Mikroemulsifikasi minyak nabati dengan alkohol tidak direkomendasikan untuk jangka panjang terutama untuk mesin diesel karena metil ester yang dihasilkan dari proses ini mempunyai deposit karbon yang tinggi, pembakaran yang tidak sempurna, dan peningkatan nilai viskositas pada pemberian minyak sehingga tidak memenuhi standar mutu.

3. Proses Transesterifikasi

Proses konversi dari trigliserida menjadi alkil ester melalui reaksi dengan alkohol dengan penambahan katalis basa dan menghasilkan produk samping gliserol.

4. Proses Esterifikasi

Proses konversi asam lemak bebas menjadi metil ester. Proses ini mereaksikan metanol dan asam lemak dengan bantuan katalis asam sehingga menghasilkan produk metil ester dan air.

Tabel 2.1. Perbandingan Metode Produksi Metil ester

Pembanding	Metode Produksi Metil ester			
	Pirolisis	Mikroemulsi	Transesterifikasi	Esterifikasi
Bahan Baku	Minyak nabati dan Minyak bumi	Minyak nabati, Methanol, dan 2 Oktanol dan <i>Centane improver</i>	Asam lemak dan Trigliserida	Asam Lemak dan Trigliserida
Kondisi operasi	Suhu 500°C Waktu reksi 30 menit Tekanan 1 atm	Suhu ruang	Suhu 60-70°C Waktu reksi 30-60 menit Tekanan 1 atm	Suhu 60-70°C Waktu reksi 60-120 menit Tekanan 1 atm
Konversi	50% Arang, 30% Syngas, dan 20% Minyak		95-99,5%	92%
Katalis	SiO ₂ , Al ₂ O ₃	Tween 80, Oleique, Cremophor, RH ₄₀ , Labrasoll	NaOH, KOH	H ₂ SO ₄ , H ₃ PO ₄
Produk	Arang, Gas dan Gasolin	Bahan bakar hybrid	Metil ester dan Gliserol	Metil ester dan Air

Sumber: Asri, 2018

Dari keempat proses pembuatan metil ester diatas, digunakan proses esterifikasi dan transesterifikasi dengan pertimbangan hasil konversi metil ester dari masing-masing proses 92% dan 98%. Proses dilakukan secara 2 tahap karena kadar asam lemak minyak (ALB) CPO yakni 4%, CPO dengan kandungan ALB >2% terlebih dahulu diesterifikasi untuk menurunkan kadar ALB kemudian dilanjutkan proses transesterifikasi untuk memperoleh metil ester dengan kemurnian 98%.

2.2 Uraian Proses

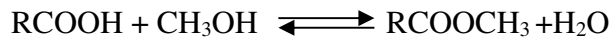
2.2.1 Persiapan dan Pemurnian Bahan Baku

Mula-mula dilakukan pemanasan awal pada *Crude Palm Oil* (CPO) hingga mencapai suhu 60°C. Kemudian dialirkan menuju tangki proses *degumming* (DG) dengan menambahkan asam fosfat (H₃PO₄) 85% sebanyak 0,09% b/b CPO dan adsorben bentonit sebanyak 1% b/b CPO berlangsung selama 30 menit. 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 vakum filter* (RVF) untuk menangkap sisa produk gum dan adsorben. Dari proses ini maka dihasilkan CPO murni yang bebas dari senyawa-senyawa pengotor.

2.2.2 Tahap Reaksi Esterifikasi

CPO murni dialirkan ke reaktor esterifikasi (R-01) dengan menambahkan metanol (CH₃OH) 98% dan HCl 37% yang berasal dari tangki pencampuran dimana metanol yang dialirkan sesuai dengan ratio mol minyak-metanol yakni 1:2 dan katalis HCl sebanyak 1% b/b CPO. Reaksi esterifikasi berlangsung selama 2 jam pada suhu 60°C dan tekanan 1 atm dengan konversi reaksi 92%.

Hasil produk esterifikasi ini menghasilkan metil ester dan air. Mekanisme reaksi pada proses esterifikasi:



Setelah reaksi esterifikasi, produk dialirkan menuju *decanter* (DC-01) yang berfungsi untuk memisahkan sisa katalis, metanol dan air dengan metil ester. Selanjutnya produk *decanter* dialirkan ke *evaporator* (EV-01) untuk menghilangkan air dan metanol dengan suhu 105°C dan berlangsung selama 30 menit. Setelah itu dialirkan ke reaktor transesterifikasi.

2.2.3 Tahap Reaksi Transesterifikasi

Metanol (CH₃OH) 98% dan NaOH dialirkan ke tangki pencampuran dimana metanol yang dialirkan sesuai dengan ratio mol minyak-metanol yakni 1:6 dan katalis NaOH sebanyak 1% b/b produk esterifikasi. Produk esterifikasi dan produk tangki pencampuran dialirkan ke reaktor transesterifikasi (R-02). Proses transesterifikasi berlangsung selama 2 jam pada suhu 60 °C dan tekanan 1 atm dengan konversi reaksi 98% . Hasil produk transesterifikasi ini menghasilkan metil ester dan gliserol. Mekanisme reaksi pada proses transesterifikasi:

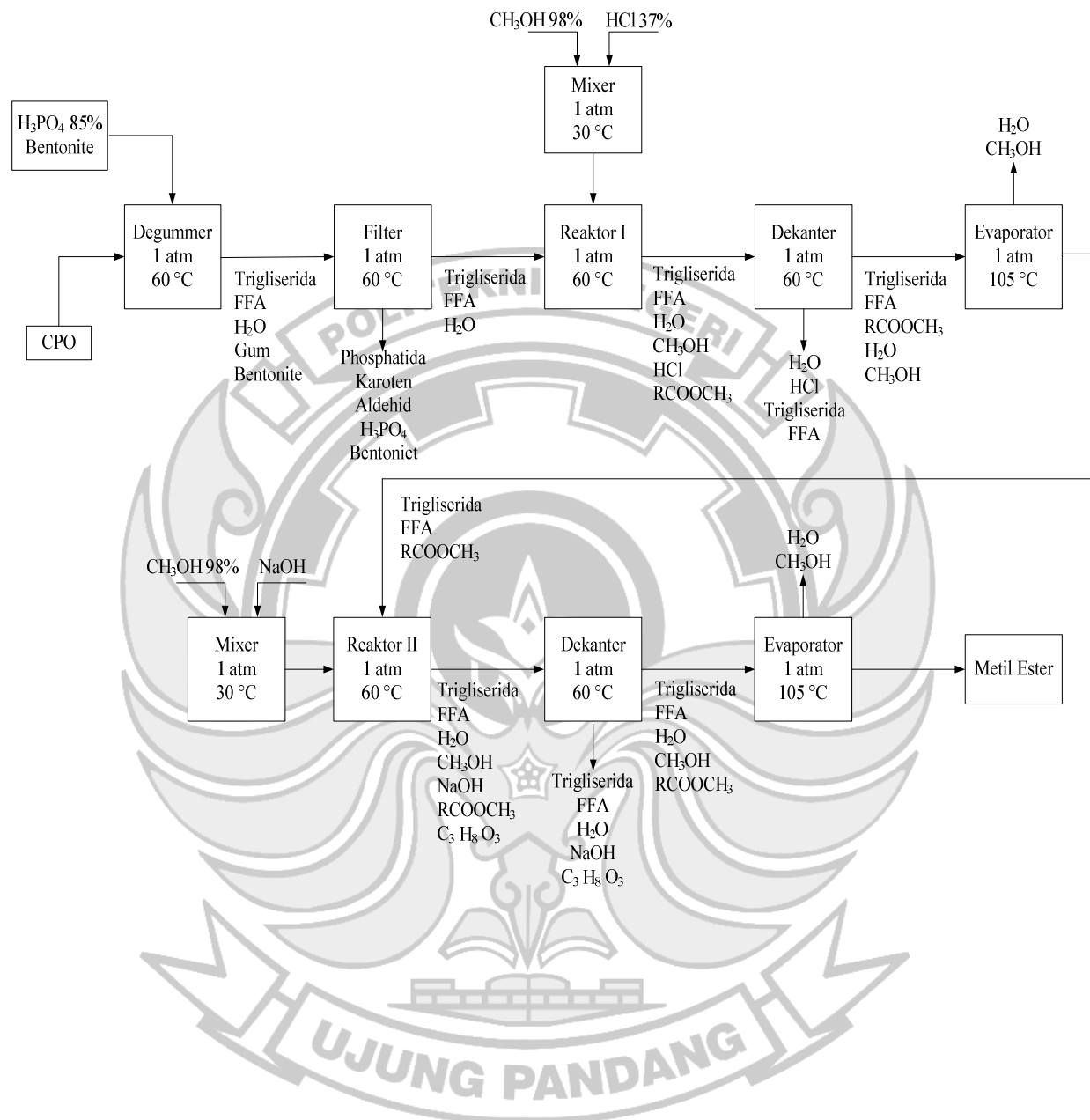


2.2.4 Tahap Pemurnian

Produk dari reaktor transesterifikasi selanjutnya dipisahkan dalam *decanter* (DC-02) yang berfungsi untuk memisahkan gliserol, katalis, metanol dan air dengan metil ester. Kemudian produk dari *decanter* pada lapisan atas yaitu metil ester dialirkan menuju evaporator untuk menguapkan seluruh air dan methanol yang dapat mempengaruhi kualitas produk metil ester. Selanjutnya produk metil

ester murni disimpan di dalam tangki penyimpanan dengan suhu 50°C dan tekanan 1 atm.





BAB III
NERACA MASSA

Kapasitas Produksi = 100.000 ton/tahun = 100.000.000 kg/tahun

Waktu Operasi = 330 hari/tahun

Rate Produksi = $100.000.000 \text{ kg/thn} \times \frac{1 \text{ thn}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}}$
= 12626,2626 kg/jam

Jika basis yang digunakan = 100 kg/jam umpan CPO

Maka Faktor Pengali:

FP = $\frac{12626,2626 \text{ kg/jam}}{90,4265 \text{ kg/jam}}$
= 139,6301 kg/jam

Neraca massa tiap alat

3.1 Degummer (DG)

Tabel 3.1 Neraca Massa Degummer

Komposisi	Degummer			
	Input			Output
	Alur 1 (kg/jam)	Alur 2 (kg/jam)	Alur 3 (kg/jam)	Alur 4 (kg/jam)
Trig	0.0000	13352.8259	0.0000	13352.8259
FFA	0.0000	558.5204	0.0000	558.5204
H2O	0.0000	27.9260	1.8850	29.8110
Phospatida	0.0000	9.7741	0.0000	9.7741
Karoten	0.0000	4.1889	0.0000	4.1889
Aldehyd	0.0000	9.7741	0.0000	9.7741
Bentonit	139.6301	0.0000	0.0000	139.6301
H3PO4	0.0000	0.0000	10.6817	10.6817
TOTAL	139.6301	13963.0094	12.5667	14115.2062
		14115.2062		

3.2 Rotary Drum Vakum Filter (RDVF)

Tabel 3.2 Neraca Massa Rotary Drum Vakum Filter

Komposisi	Rotary Drum Vakum Filter		
	Input	Output	
	Alur 4 (kg/jam)	Alur 5 proses selanjutnya (kg/jam)	Alur 5 Kotoran terbuang (kg/jam)
Trig	13352.8259	13352.8259	0.0000
FFA	558.5204	558.5204	0.0000
H2O	29.8110	29.8110	0.0000
Phospatida	9.7741	0.0000	9.7741
Karoten	4.1889	0.0000	4.1889
Aldehyd	9.7741	0.0000	9.7741
Bentonit	139.6301	0.0000	139.6301
H3PO4	10.6817	0.0000	10.6817
TOTAL	14115.21	13941.157	174.04891
		14115.21	

3.3 Mixer (M-01)

Tabel 3.3 Neraca Massa Mixer

Komposisi	MIXER I		
	Input	Output	
	Alur 6 (kg/jam)	Alur 7 (kg/jam)	Alur 8 (kg/jam)
CH3OH	1031.0763	0.0000	1031.0763
H2O	21.0424	87.6415	108.6839
HCL	0.0000	51.4720	51.4720
TOTAL	1052.1186	139.1135	1191.2321
	1191.2321		

3.4 Reaktor Esterifikasi (R-01)

Tabel 3.4 Neraca Massa Reaktor Esterifikasi

komposisi	Reaktor I		
	input		Output
	Arus 5 (kg/jam)	Arus 8 (kg/jam)	Arus 9 (kg/jam)
Trig	13352.84	0.00	13352.84
FFA	558.52	0.00	44.68
H2O	29.81	108.68	172.75
HCL	0.00	51.47	51.47
CH3OH	0.00	1031.08	970.11
RCOOCH3	0.00	0.00	540.44
TOTAL	13941.2	1191.2	15132.3
	15132		15132

3.5 Dekanter (DC-01)

Tabel 3.5 Neraca Massa Dekanter

komposisi	Dekanter I		
	input	Output	
	Arus 9 (kg/jam)	Arus 10 proses selanjutnya (kg/jam)	Arus 10 terbuang (kg/jam)
Trig	13352.84	12017.55	1335.28
FFA	44.68	40.21	4.47
H2O	172.75	155.47	17.27
HCL	51.47	0.00	51.47
CH3OH	970.11	970.11	0.00
RCOOCH3	540.44	540.44	0.00
TOTAL	15132.28	13723.79	1408.50
		15132.28	

3.6 Evaporator (EV-01)

Tabel 3.6 Neraca Massa Evaporator

komposisi	Evaporator I		
	Input	Output	
	Alur 10 (kg/jam)	Alur 11 (kg/jam)	Alur 11 terbuang (kg/jam)
Trig	12017.5531	12017.5531	0.0000
FFA	40.2135	40.2135	0.0000
H2O	155.4726	0.0000	155.4726
CH3OH	970.1079	0.0000	970.1079
RCOOCH3	540.4385	540.4385	0.0000
TOTAL	13723.7856	12598.2050	1125.5805
		13723.7856	

3.7 Mixer (M-02)

Tabel 3.7 Neraca Massa Mixer

komposisi	Mixer II		
	input		Output
	Alur 12 (kg/jam)	Alur 13 (kg/jam)	Alur 14 (kg/jam)
CH3OH	2734.24	0.00	2734.24
H2O	56.94	0.00	56.94
NaOH	0.00	120.18	120.18
TOTAL	2791.18	120.18	2911.35
	2911.35		2911.35

3.8 Reaktor Transesterifikasi (R-02)

Tabel 3.8 Neraca Massa Reaktor Transesterifikasi

komposisi	Reaktor II		
	input		Output
	Alur 11 (kg/jam)	Alur 14 (kg/jam)	Alur 15 (kg/jam)
Trig	12017.55	0.00	240.35
FFA	40.21	0.00	40.21
RCOOH3	540.44	0.00	12373.75
H2O	0.00	56.94	56.94
CH3OH	0.00	2734.24	1399.27
NaOH	0.00	120.18	120.18
C ₃ H ₅ (OH) ₃	0.00	0.00	1279.00
TOTAL	12598.21	2911.35	15510
	15510		15510

3.9 Dekanter (DC-02)

Tabel 3.9 Neraca Massa Dekanter

komposisi	Dekanter II		
	input	Output	
	Alur 14 (kg/jam)	Alur 15 ke terbuang (kg/jam)	Alur 16 ke proses selanjutnya (kg/jam)
Trig	240.35	24.04	216.32
FFA	40.21	4.02	36.19
H2O	56.94	51.25	5.69
CH3OH	1399.27	0.00	1399.27
RCOOCH3	12373.75	0.00	12373.75
NaOH	120.18	120.18	0.00
C ₃ H ₅ (OH) ₃	1279.00	1279.00	0.00
TOTAL	15509.70	1478.47	14031.23
		15509.70	

3.10 Evaporator (EV-02)

Tabel 3.10 Neraca Massa Evaporator

komposisi	Evaporator II		
	Input	Output	
	Alur 16 (kg/jam)	Alur 17 terbuang (kg/jam)	Alur 17 (kg/jam)
Trig	216.3160	0.0000	216.3160
FFA	36.1921	0.0000	36.1921
H ₂ O	5.6940	5.6940	0.0000
CH ₃ OH	1399.2695	1399.2695	0.0000
RCOOCH ₃	12373.7545	0.0000	12373.7545
TOTAL	14031.23	1404.96	12626.26
		14031.23	



BAB IV

NERACA PANAS

Kapasitas Produksi = 100.000 ton/tahun
 = 100.000.000 kg/tahun

Waktu Operasi = 330 hari/tahun

4.1 Heater (HE-01)

Tabel 4.1. Neraca Panas Heater

Neraca panas total			
Komponen	masuk (kkal/jam)	Komponen	Keluar (kkal/jam)
Trigliserida	39555.1568	Trigliserida	305658.3361
FFA	1695.2729	FFA	12020.3876
H2O	139.9736	H2O	392.3948
Phosphatida	0.0436	Phosphatida	0.3053
Karoten	0.0256	Karoten	0.1793
Aldehyd	0.0223	Aldehyd	0.1563
Q steam	359412.1874	Qsteam	82730.8682
Total	400802.68	Total	400802.63

4.2 Reaktor Esterifikasi (R-01)

Tabel 4.2. Neraca Panas Reaktor Esterifikasi

Neraca panas total			
Komponen	Masuk (kkal/jam)	Komponen	Keluar (kkal/jam)
Trigliserida	305658.34	Trigliserida	305658.34
FFA	12020.39	FFA	961.63
H2O	4844.10	H2O	6042.88
CH3OH	10820055.44	CH3OH	10179849.50
HCl	1282.068393	HCl	1282.068393
Qreaksi	10814332.31	RCOOCH3	10429.90
		Qserap	11453968.34
Total	21958192.65		21958192.65

4.3 Dekanter (DC-01)

Tabel 4.3. Neraca Panas Dekanter

Neraca panas total			
Komponen	Masuk (kkal/jam)	Komponen	Keluar (kkal/jam)
Trigliserida	305658.34	Trigliserida	122624.98
FFA	961.63	FFA	408.65
H2O	6042.88	H2O	2594.54
CH3OH	10179849.50	CH3OH	4362687.60
HCl	1282.07	HCl	518.77
RCOOCH3	46231.64	RCOOCH3	4688.08
		Q pendingin	6046503.43
Total	10540026.05		10540026.05

4.4 Evaporator (EV-01)

Tabel 4.4. Neraca Panas Evaporator

Neraca panas total			
Komponen	Masuk (kkal/jam)	Komponen	Keluar (kkal/jam)
Trigliserida	110362.48	Trigliserida	730435.11
FFA	367.79	FFA	2014.22
H2O	2334.80	H2O	12429.81
CH3OH	4362862.35	CH3OH	23270656.44
RCOOCH3	4424.06	RCOOCH3	24350.14
Q Steam	25408062.95	Qsteam	5848524.84
Total	29888414.43		29888410.56

4.5 Cooler (CO-01)

Tabel 4.5. Neraca Panas Cooler

Neraca panas total			
Komponen	Masuk (kkal/jam)	Komponen	Keluar (kkal/jam)
Trigliserida	730435.11	Trigliserida	275092.50
FFA	2014.22	FFA	865.47
RCOOCH ₃	24350.14	RCOOCH ₃	10427.34
		Q Pendingin	470414.15
Total	756799.47	Total	756799.47

4.6 Reaktor Transesterifikasi (R-02)

Tabel 4.6. Neraca Panas Reaktor Transesterifikasi

Neraca panas total			
Komponen	Masuk (kkal/jam)	Komponen	Keluar (kkal/jam)
Trigliserida	275092.50	Trigliserida	5501.85
FFA	865.47	FFA	865.47
H ₂ O	1991.56	H ₂ O	1991.56
CH ₃ OH	28692920.33	CH ₃ OH	14683854.04
NaOH	1450.142174	NaOH	1450.140996
RCOOCH ₃	10427.34	RCOOCH ₃	238742.08
Qreaksi	28723750.59	C ₃ H ₅ (OH) ₃	257.74
		Qserap	42773835.06
Total	57706497.94		57706497.94

4.7 Dekanter (DC-02)

Tabel 4.7. Neraca Panas Dekanter

Neraca panas total			
Komponen	Masuk (kkal/jam)	Komponen	Keluar (kkal/jam)
Trigliserida	5501.85	Trigliserida	2207.25
FFA	865.47	FFA	367.79
H ₂ O	1991.56	H ₂ O	855.09
CH ₃ OH	14683854.04	CH ₃ OH	6292928.79
NaOH	1450.14	RCOOCH ₃	101292.19

RCOOCH3	238742.08	NaOH	618.49
C3H5(OH)3	257.7409714	C3H5(OH)3	430.57
		Q Pendingin	8533962.71
Total	14932662.88		14932662.88

4.8 Evaporator (EV-02)

Tabel 4.8. Neraca Panas Evaporator

Neraca panas total			
Komponen	Masuk (kkal/jam)	Komponen	Keluar (kkal/jam)
Trigliserida	1986.53	Trigliserida	13147.84
FFA	331.01	FFA	1812.79
H2O	85.51	H2O	455.22
CH3OH	6292928.79	CH3OH	33565254.20
RCOOCH3	101292.19	RCOOCH3	557515.28
Q Steam	36036611.48	Qsteam	8295044.68
Total	42433235.51		42433230.02

4.9 Cooler (CO-02)

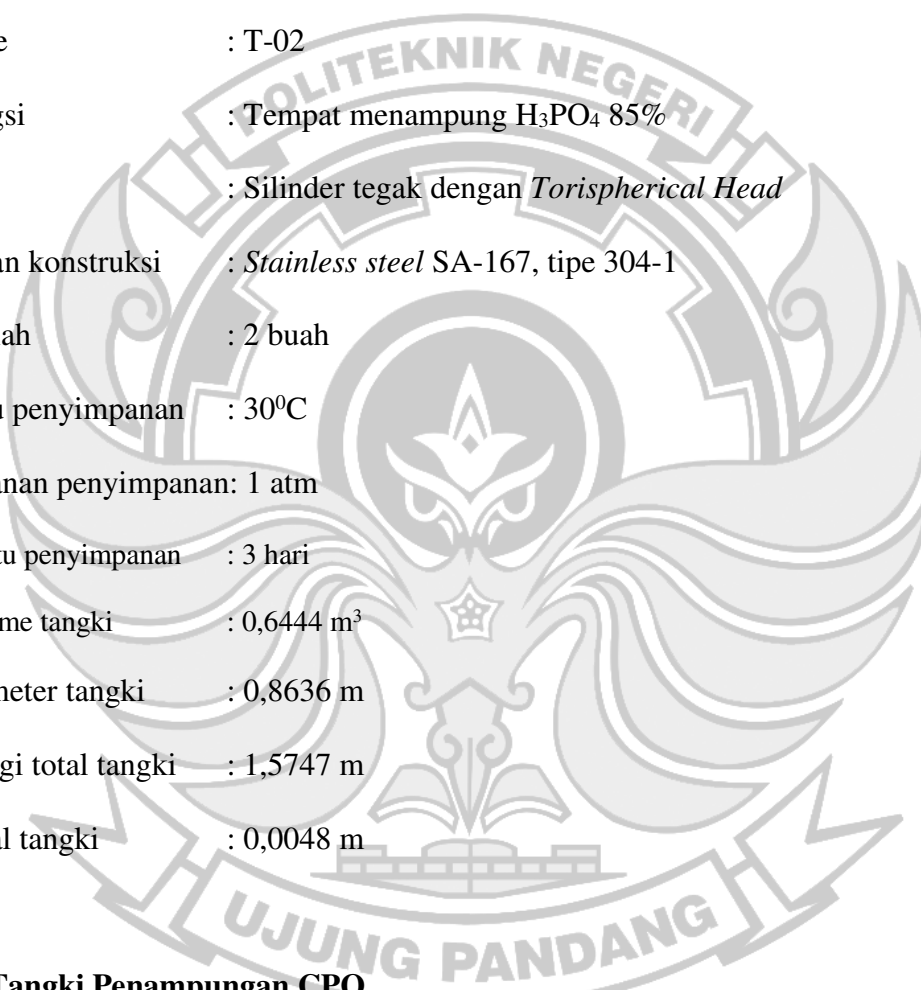
Tabel 4.9. Neraca Panas Cooler

Neraca panas total			
Komponen	Masuk (kkal/jam)	Komponen	Keluar (kkal/jam)
Trigliserida	13147.84	Trigliserida	87.73
FFA	1812.79	FFA	554.05
RCOOCH3	557515.28	RCOOCH3	169682.47
		Q Pendingin	402151.67
Total	572475.92		572475.92

BAB V
SPESIFIKASI ALAT

Spesifikasi Alat

5.1 Tangki Penampungan H₃PO₄ 85%



Nama Alat	: Tangki H ₃ PO ₄ 85%
Kode	: T-02
Fungsi	: Tempat menampung H ₃ PO ₄ 85%
Tipe	: Silinder tegak dengan <i>Torispherical Head</i>
Bahan konstruksi	: <i>Stainless steel</i> SA-167, tipe 304-1
Jumlah	: 2 buah
Suhu penyimpanan	: 30°C
Tekanan penyimpanan	: 1 atm
Waktu penyimpanan	: 3 hari
Volume tangki	: 0,6444 m ³
Diameter tangki	: 0,8636 m
Tinggi total tangki	: 1,5747 m
Tebal tangki	: 0,0048 m

5.2 Tangki Penampungan CPO

Nama Alat	: Tangki CPO
Kode	: T-01
Fungsi	: Tempat menampung CPO sebelum masuk ke <i>degummer</i>
Tipe	: Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah

berbentuk *torispherical head*

Bahan konstruksi : *Carbon steel 285 grade C*

Jumlah : 4 buah

Suhu penyimpanan : 30°C

Tekanan penyimpanan: 1 atm

Waktu penyimpanan : 8 jam

Volume tangki : 149,7708 m³

Diameter tangki : 4,572 m

Tinggi *head* : 0,863 m

Tinggi total tangki : 10,87 m

Tebal dinding tangki : 0,0375 in

5.3 Tangki Penampungan HCl 37%

Nama Alat : Tangki HCl 37%

Kode : T-03

Fungsi : Tempat menampung HCl 37%

Tipe : Silinder tegak dengan *Torispherical head*

Bahan konstruksi : *Stainless steel SA-167, tipe 304-1*

Jumlah : 2 buah

Suhu penyimpanan : 30°C

Tekanan penyimpanan: 1 atm

Waktu penyimpanan : 3 hari

Volume tangki : 10,1859 m³

Diameter tangki : 2,1334 m

Tinggi head : 0,4197 m
Tinggi total tangki : 3,5185 m
Tebal dinding tangki : 0,006 m

5.4 Tangki Penampungan CH₃OH 98%

Nama Alat : Tangki CH₃OH 98%
Kode : T-04
Fungsi : Tempat menampung CH₃OH 98%
Tipe : Silinder tegak dengan *Torispherical head*
Bahan konstruksi : *Carbon steel 285 grade C*
Jumlah : 4 buah
Suhu penyimpanan : 30⁰C
Tekanan penyimpanan: 1 atm
Waktu penyimpanan : 1 hari
Volume tangki : 137,4105 m³
Diameter tangki : 5,7912 m
Tinggi head : 1,0421 m
Tinggi total tangki : 6,8333 m
Tebal dinding tangki : 0,0095 m

5.5 Silo Penampungan Bentonit

Nama Alat : Silo
Kode : S-01

Fungsi : Tempat menampung Bentonite
Tipe : Silinder tegak dengan tutup bawah berbentuk konis
Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-283 grade C*
Jumlah : 2 buah
Suhu penyimpanan : 30°C
Tekanan penyimpanan: 1 atm
Waktu penyimpanan : 3 hari
Volume bahan : 4,5697 m³
Volume silo : 5,4837 m³
Diameter silo : 1,524 m
Tebal shell : 0,006 m
Tinggi silo : 3,7886 m

5.6 Gudang NaOH

Nama Alat : Gudang Penyimpanan NaOH
Kode : G-01
Fungsi : Tempat menyimpan bahan NaOH
Tipe : Bangunan berbentuk balok
Jumlah : 2 unit
Suhu penyimpanan : Suhu ruang
Waktu penyimpanan : 6 hari
Volume gudang : 14,5219 m³
Panjang gudang : 2,6853 m

Lebar gudang : 2,6853 m

Tinggi gudang : 2,0139 m

5.7 Tangki Penampungan Gliserol

Nama Alat : Tangki Gliserol

Kode : T-06

Fungsi : Tempat menampung gliserol

Tipe : Silinder tegak dengan *Torispherical head*

Bahan konstruksi : *Carbon steel 285 grade C*

Jumlah : 2 buah

Suhu penyimpanan : 30⁰C

Tekanan penyimpanan: 1 atm

Waktu penyimpanan : 1 hari

Volume tangki : 33,7549 m³

Diameter tangki : 3,2 m

Tinggi head : 0,6 m

Tinggi tangki : 5,4768 m

Tebal tangki : 0,006 m

5.8 Tangki Penampungan Metil Ester

Nama Alat : Tangki RCOOCH₃

Kode : T-05

Fungsi : Tempat menampung RCOOCH_3
Tipe : Silinder tegak dengan *Torispherical head*
Bahan konstruksi : *Stainless steel SA-167*, tipe 304-1
Jumlah : 4 buah
Suhu penyimpanan : 30°C
Tekanan penyimpanan: 1 atm
Waktu penyimpanan : 8 jam
Volume tangki : $139,8064 \text{ m}^3$
Diameter tangki : 5,7912 m
Tinggi head : 1,0675 m
Tinggi total tangki : 6,8587 m
Tebal tangki : 0,0095 m

5.9 Tangki Degumming

Nama Alat : Degumming
Kode : DG
Fungsi : Tempat bercampurnya CPO, H_3PO_4 85%, dan bentonite
Tipe : Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk *torispherical head* yang dilengkapi dengan pengaduk
Jenis Pengaduk : *Flate blades turbine impeller*
Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-285*, grade C
Jumlah : 1 buah
Suhu Operasi : 60°C

Tekanan Operasi : 1 atm
Waktu tinggal : 30 menit
Volume tangki : 9,3183 m³
Diameter tangki : 1,9928 m
Tinggi tangki : 3,2448 m
Tebal tangki : 0,0049 m
Jumlah Blade : 6 buah
Jumlah Baffle : 4 buah
Daya pengaduk : 6 Hp

5.10 Rotary Drum Vakum Filter

Nama Alat : Rotary Drum Vakum Filter
Kode : RDVF
Fungsi : Memisahkan fraksi padat (cake) dan fraksi cair (filtrat)
Tipe : Rotary Drum Vakum Filter
Jumlah : 1 unit
Panjang drum : 10 ft
Diameter drum : 6 ft
Luas permukaan : 16,3472 m²
Daya motor : 11 Hp

5.11 Evaporator-01

Nama Alat : Evaporator
Kode : EV-01

Fungsi : Menguapkan air dan methanol yang terkandung dalam produk

Tipe : *Long tube vertical*

Bahan konstruksi : *Carbon steel 285 grade C*

Jumlah : 1 buah

Suhu operasi : 105⁰C

Tekanan operasi : 1 atm

Waktu tinggal : 0,5 jam

Volume tangki : 9,2169 m³

Diameter tangki : 1,804 m

Tebal tangki : 0,0048 m

Tinggi tangki : 4,3332 m

5.12 Evaporator-02

Nama Alat : Evaporator

Kode : EV-02

Fungsi : Menguapkan air dan methanol yang terkandung dalam produk

Tipe : *Long tube vertical*

Bahan konstruksi : *Carbon steel 285 grade C*

Jumlah : 1 buah

Suhu operasi : 105⁰C

Tekanan operasi : 1 atm

Waktu tinggal : 0,5 jam

Volume tangki : 10,3484 m³
Diameter tangki : 1,875 m
Tebal tangki : 0,0049 m
Tinggi tangki : 4,5057 m

5.13 Reaktor Esterifikasi

Nama Alat : Reaktor Esterifikasi
Kode : R-01
Fungsi : Mereaksikan *free fatty acid*(FFA) dan metanol (CH₃OH) menjadi metil ester (RCOOCH₃) dan air (H₂O)
Tipe : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)
Jenis pengaduk : *Flat blades turbine impeller*
Bahan konstruksi : *Carbon steel 285 grade C*
Jumlah : 1 buah
Suhu operasi : 60⁰C
Tekanan operasi : 1 atm
Waktu tinggal : 2 jam
Volume tangki : 40,8105 m³
Diameter tangki : 2,9618 m
Tinggi tangki : 7,0476 m
Tebal dinding tangki : 0,006 m
Jumlah Blade : 6 buah
Jumlah Buffle : 4 buah
Daya pengaduk : 17 Hp

Jenis pendingin : Jaket pendingin
Tinggi jaket : 5,92 m
Diameter jaket : 3,228 m
Tebal jaket : 0,0067 m

5.14 Reaktor Transesterifikasi

Nama Alat : Reaktor transesterifikasi
Kode : R-02
Fungsi : Mereaksikan Trigliserida dan metanol (CH_3OH) menjadi metil ester (RCOOCH_3) dan gliserol
Tipe : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)
Jenis pengaduk : *Flat blades turbine impeller*
Bahan konstruksi : *Carbon steel 285 grade C*
Jumlah : 1 buah
Suhu operasi : 60°C
Tekanan operasi : 1 atm
Waktu tinggal : 2 jam
Volume tangki : $42,09 \text{ m}^3$
Diameter tangki : 2,99 m
Tinggi tangki : 7,12 m
Tebal dinding tangki : 0,006 m
Jumlah Blade : 6 buah
Jumlah Baffle : 4 buah

Daya pengaduk : 18 Hp
Jenis pendingin : Jacket pendingin
Tinggi jaket : 5,98 m
Diameter jaket : 3,26 m
Tebal jaket : 0,007 m

5.15 Dekanter-01

Nama alat : Decanter
Kode : DC-01
Fungsi : Memisahkan fase ringan (lapisan atas) yang terdiri dari metil ester (produk), trigliserida, *free fatty acid* (FFA), dan metanol dengan fase berat (lapisan bawah) yang terdiri dari H₂O dan HCl
Tipe : *Horizontal Cylinder Vessel*
Bahan konstruksi : *Carbon steel 167 tipe 304-3*
Jumlah : 1 buah
Suhu operasi : 40°C
Tekanan operasi : 1 atm
Waktu tinggal : 10 menit
Volume tangki : 10,21 m³
Diameter tangki : 1,87 m
Panjang tangki : 4,5109 m
Tebal dinding tangki : 0,0048 m
Ukuran Pipa:

a. Diameter dalam pipa

Pipa umpan = 0,04 m

Pipa fase ringan = 0,03 m

Pipa fase berat = 0,01 m

b. Diameter luar pipa

Pipa umpan = 0,05 m

Pipa fase ringan = 0,04 m

Pipa fase berat = 0,02 m

c. Tinggi pipa

Pipa umpan = 0,99 m

Pipa fase ringan = 1,77 m

Pipa fase berat = 1,75 m

5.16 Dekanter-02

Nama alat : Decanter

Kode : DC-02

Fungsi : Memisahkan fase ringan (lapisan atas) yang terdiri dari metil ester (produk), trigliserida, *free fatty acid* (FFA), dan metanol dengan fase berat (lapisan bawah) yang terdiri dari H₂O dan NaOH

Tipe : *Horizontal Cylinder Vessel*

Bahan konstruksi : *Carbon steel 167 tipe 304-3*

Jumlah : 1 buah

Suhu operasi : 40°C

Tekanan operasi : 1 atm

Waktu tinggal : 10 menit
Volume tangki : 10,45 m³
Diameter tangki : 1,88 m
Panjang tangki : 4,54 m
Tebal dinding tangki : 0,0048 m

Ukuran Pipa:

a. Diameter dalam pipa

Pipa umpan = 0,04 m

Pipa fase ringan = 0,03 m

Pipa fase berat = 0,01 m

b. Diameter luar pipa

Pipa umpan = 0,05 m

Pipa fase ringan = 0,04 m

Pipa fase berat = 0,02 m

c. Tinggi pipa

Pipa umpan = 0,99 m

Pipa fase ringan = 1,77 m

Pipa fase berat = 1,53 m

5.17 Tangki Pencampur - 01

Nama Alat : Tangki pencampur

Kode : M-01

Fungsi : Untuk mencampur HCl dan metanol

Tipe : Silinder tegak dengan tutup *flat* dan bawah berbentuk *torispherical head* yang dilengkapi dengan pengaduk

Jenis Pengaduk : *Flate blades turbine impeller*

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-285, grade C*

Jumlah : 1 buah

Suhu Operasi : 30°C

Tekanan Operasi : 1 atm

Waktu tinggal : 30 menit

Volume tangki : 0,864 m³

Diameter tangki : 0,902 m

Tinggi tangki : 1,5494 m

Tebal tangki : 0,004 m

Jumlah Blade : 6 buah

Jumlah Buffle : 4 buah

Daya pengaduk : 2 Hp

5.18 Tangki Pencampur - 02

Nama Alat : Tangki pencampur

Kode : M-02

Fungsi : Untuk mencampur HCl dan metanol

Tipe : Silinder tegak dengan tutup *flat* dan bawah berbentuk *Torispherical head* yang dilengkapi dengan pengaduk

Jenis Pengaduk : *Flate blades turbine impeller*
Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-285, grade C*
Jumlah : 1 buah
Suhu Operasi : 30°C
Tekanan Operasi : 1 atm
Waktu tinggal : 30 menit
Volume tangki : 2,08 m³
Diameter tangki : 1,21 m
Tinggi tangki : 2,06 m
Tebal tangki : 0,004 m
Jumlah Blade : 6 buah
Jumlah Buffle : 4 buah
Daya pengaduk : 2 Hp

5.19 Reaktor Transesterifikasi

Nama Alat : Reaktor transesterifikasi
Kode : R-02
Fungsi : Mereaksikan Trigliserida dan metanol (CH₃OH) menjadi metil ester (RCOOCH₃) dan gliserol
Tipe : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)
Jenis pengaduk : *Flat blades turbine impeller*
Bahan konstruksi : *Carbon steel 285 grade C*
Jumlah : 1 buah

Suhu operasi : 60°C
Tekanan operasi : 1 atm
Waktu tinggal : 2 jam
Volume tangki : 42,09 m³
Diameter tangki : 2,99 m
Tinggi tangki : 7,12 m
Tebal dinding tangki : 0,006 m
Jumlah Blade : 6 buah
Jumlah Buffle : 4 buah
Daya pengaduk : 18 Hp
Jenis pendingin : Jaket pendingin
Tinggi jaket : 5,98 m
Diameter jaket : 3,26 m
Tebal jaket : 0,007 m

5.20 Heater

Nama alat : Heater
Kode : HE-01
Fungsi : Memanaskan CPO dari temperatur 30°C hingga temperatur 60°C
dengan media pemanas berupa *steam*
Tipe : *Shell and Tube Heat Exchanger*
Jumlah : 1 buah
Bahan : *Stainless Steel*

Jumlah tube : 14 tube

Dimensi Tube pipa:

Panjang pipe : 3,66 m

OD pipe : 0,025 m

ID pipe : 0,02 m

Dimensi Shell side:

Panjang shell : 3,66 m

ID shell : 0,20 m

5.21 Cooler-01

Nama alat : Cooler

Kode : CO-01

Fungsi : Menurunkan temperatur umpan dari 105°C hingga temperatur 60°C dengan media pendingin berupa air dengan temperatur 30°C dan keluar 45°C

Tipe : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Jumlah : 1 buah

Bahan : *Stainless Steel*

Jumlah tube : 58 tube

Dimensi Tube pipa:

Panjang pipe : 3,66 m

OD pipe : 0,025 m

ID pipe : 0,022 m

Dimensi Shell side:

Panjang shell : 3,66 m

ID shell : 0,34 m

5.22 Cooler-02

Nama alat : Cooler

Kode : CO-02

Fungsi : Menurunkan temperatur umpan dari 105°C hingga temperatur 60°C dengan media pendingin berupa air dengan temperatur 30°C dan keluar 45°C

Tipe : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Jumlah : 1 buah

Bahan : *Stainless Steel*

Jumlah tube : 118 tube

Dimensi Tube pipa:

Panjang pipe : 3,66 m

OD pipe : 0,025 m

ID pipe : 0,023 m

Dimensi Shell side:

Panjang shell : 3,66 m

ID shell : 0,44 m

5.23 Bucket Elevator (BE-01)

Fungsi : Mengangkut bentonit dari gudang penyimpanan ke tangki degummer

Jenis : *Centrifugal discharge buckets*

Bahan : *Malleable-iron*

Jumlah : 2 unit

Tinggi elevator : 7,6196 m

Ukuran bucket : 2,5908 m

Jarak antar bucket : 0,3048 m

Kecepatan bucket : 1,1429 m/det

Kecepatan putaran : 43 putaran/menit

Lebar belt : 0,1778 m

Rasio daya/tinggi : 0,02

Daya bucket : 2 Hp

5.24 Bucket Elevator (BE-02)

Fungsi : Mengangkut NaOH dari gudang penyimpanan ke tangki degummer

Jenis : *Centrifugal discharge buckets*

Bahan : *Malleable-iron*

Jumlah : 2 unit

Tinggi elevator : 7,6196 m

Ukuran bucket : 2,5908 m

Jarak antar bucket : 0,3048 m
Kecepatan bucket : 1,1429 m/det
Kecepatan putaran : 43 putaran/menit
Lebar belt : 0,1778 m
Rasio daya/tinggi : 0,02
Daya bucket : 2 Hp

5.25 Pompa

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

1) Pompa *Reciprocating*

Fungsi : Untuk memompa CPO dari tangki penampungan ke *heater*
Kode : P-01
Efisiensi : 80%
Jumlah : 1 unit
Laju alir : 30.788,44 lb/jam
Volume bahan : 551,02 ft³/jam
ID optimum : 2,83 in
Daya pompa : 15 Hp

2) Pompa Sentrifugal

Fungsi : Untuk memompa H₃PO₄ dari tangki penampungan ke degummer.
Kode : P-02

Kapasitas umpan : 27,71 lb/jam

Laju alir massa : 0,0328 gpm

Diameter optimum : 0,23 in

Diameter dalam : 0,364 in

Kecepatan aliran : 0,1013 ft/dtk

Panjang pipa total : 13,13 m

Kerja pompa : 8,3829 lbf ft/lbm

Daya pompa : 1/8Hp

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	31.124,03	30.740,25	306,75
2	Laju alir massa (gpm)	Qf	68,42	68,58	0,5192
3	Diameter optimum (in)	Di opt	2,83	2,83	0,51
4	Diameter dalam (ft)	ID	0,2557	0,2557	0,0518
5	Kecepatan aliran (ft/dtk)	V	2,97	2,9812	0,55
6	Panjang pipa total (ft)	L	21,70	31,17	47,84
7	Kerja pompa (ft lbf/lbm)	W	8,08	14,33	12,89
8	Power pompa (Hp)	P	1/8	1/8	1/8
9	Daya motor (Hp)	N	3/8	3/8	1/8

No.	Spesifikasi	Notasi	P-06	P-07	P-08
1	Kapasitas umpan (lb/jam)	Q	2.319,92	2.626,67	33.366,92
2	Laju alir massa (gpm)	Qf	5,85	6,3419	75,1140
3	Diameter optimum (in)	Di opt	0,92	0,96	2,94
4	Diameter dalam (ft)	ID	0,09	0,09	0,26
5	Kecepatan aliran (ft/dtk)	V	2,17	2,35	3,26
6	Panjang pipa total (ft)	L	35,10	34,78	31,82
7	Kerja pompa (ft lbf/lbm)	W	9,94	13,05	15,40
8	Power pompa (Hp)	P	3/16	3/16	3,16
9	Daya motor (Hp)	N	1/8	3/8	¼

No	Spesifikasi	Notasi	P-09	P-010	P-011
1	Kapasitas umpan (lb/jam)	Q	30.047,27	27.779,31	6.277,29
2	Laju alir massa (gpm)	Qf	67,46	62,218	15,42
3	Diameter optimum (in)	Di opt	2,80	2,70	1,81
4	Diameter dalam (ft)	ID	0,26	0,21	0,17
5	Kecepatan aliran (ft/dtk)	V	2,93	4,17	1,48
6	Panjang pipa total (ft)	L	61,94	52,74	31,50
7	Kerja pompa (ft lbf/lbm)	W	20,17	14,22	12,97
8	Power pompa (Hp)	P	1/4	1/8	3/16
9	Daya motor (Hp)	N	1/2	1/8	3/8

No.	Spesifikasi	Notasi	P-12	P-013	P-014
1	Kapasitas umpan (lb/jam)	Q	34.399,46	30.539,86	27.840,91
2	Laju alir massa (gpm)	Qf	80,57	60,97	68,49
3	Diameter optimum (in)	Di opt	3,31	2,72	2,79
4	Diameter dalam (ft)	ID	0,34	0,26	0,26
5	Kecepatan aliran (ft/dtk)	V	2,03	2,65	2,98
6	Panjang pipa total (ft)	L	63,22	47,84	82,89
7	Kerja pompa (ft lbf/lbm)	W	14,76	17,63	21,88
8	Power pompa (Hp)	N	7/16	1/8	1/4
9	Daya motor (Hp)	N	3/4	1/8	1/2

No.	Spesifikasi	Notasi	P-015
1	Kapasitas umpan (lb/jam)	Q	3.859,61
2	Laju alir massa (gpm)	Qf	7,6157
3	Diameter optimum (in)	Di opt	1,07
4	Diameter dalam (ft)	ID	0,0874
5	Kecepatan aliran (ft/dtk)	V	2,8278
6	Panjang pipa total (ft)	L	63,22
7	Kerja pompa (ft lbf/lbm)	W	14,76
8	Power pompa (Hp)	P	7/16
9	Daya motor (Hp)	N	¾

BAB VI

UTILITAS

Unit utilitas memegang peranan sangat penting dan harus ada dalam perancangan suatu pabrik. Utilitas merupakan salah satu bagian dari Unit Produksi yang menunjang kegiatan operasi pabrik, yang mempunyai tugas menyediakan kebutuhan-kebutuhan rutin yang diperlukan oleh kegiatan operasi seperti energi steam, listrik, dan air. Tugas dan tanggung jawab bagian utilitas adalah:

- a. Mengamankan dan menjaga kesinambungan proses produksi dengan memberikan sumber tenaga yang handal.
- b. Memberikan pelayanan pasokan steam, listrik, dan air untuk kebutuhan operasional pabrik serta kebutuhan air pendingin.

Kebutuhan utilitas bermula dari air yang diolah pada unit ini sehingga membentuk air proses, air pendingin, steam dan yang lainnya yang digunakan dalam proses maupun kebutuhan fasilitas penunjang. Sumber air untuk utilitas berasal dari sungai, sedangkan bahan bakar disuplai dari Pertamina. Sarana utilitas yang disediakan pada pabrik metil ester ini antara lain:

6.1 Kebutuhan *Steam*

Kebutuhan uap panas (*steam*) pada pabrik ini bertujuan untuk memanaskan:

Tabel 6.1. Kebutuhan *Steam*

No	Nama Peralatan	Jumlah <i>Steam</i> (kg/jam)
1	Heater (HE-01)	5,6422
2	Evaporator (EV-01)	9.427,8627
3	Evaporator (EV-02)	13.215,9182

Total	22.649,4230
--------------	--------------------

Dari tabel 6.1 untuk menjaga kemungkinan kebocoran steam pada saat distribusi serta adanya aliran blowdown pada boiler, maka jumlah steam dilebihkan sebanyak 20%, sehingga jumlah steam yang diproduksi sebesar 27179,3076 kg/jam. Kebutuhan overdesign tersebut adalah kebutuhan saat start up pabrik, sementara untuk kebutuhan selanjutnya digunakan make up water dari air umpan boiler overdesign, yaitu 5435,8615 kg/jam.

Penyediaan *steam* untuk pabrik metil ester 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 metil ester 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 = 2005128,31 kg/jam
- Air umpan boiler = 27179,3076 kg/jam
- Air sanitasi = 248,2430 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) didistribusikan 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

6.2.2 Spesifikasi Alat Utilitas

1. Pompa air sungai (P-01)

Fungsi : Memompa air dari sungai ke bak penampungan

Tipe : *Centrifugal pump*

Kapasitas : 4923727,1618 lb/jam

Daya pompa : 84,30 Hp

Daya motor : 96,89 Hp

Tipe : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1

Material : Beton

2. Bak sand filter (B-SF)

Fungsi : Menyaring partikel-partikel halus

Bentuk : Persegi

Panjang : 22,326 m
Lebar : 22,326 m
Kedalaman : 5 m
Material : Beton

3. Bak penampungan air bersih (BP-01)

Fungsi : Tempat penampungan awal air bersih
Bentuk : Persegi
Panjang : 22,326 m
Lebar : 22,326 m
Kedalaman : 5 m
Material : Beton

4. Tangki kation exchanger (TKE)

Fungsi : Menghilangkan kesadahan air
Bentuk : Silinder dengan bed resin
Laju alir volumetri : 9875,47 gpm
Diameter bed : 64,7565 ft
Luas penampang bed : 3291,82 ft²
Tinggi bed resin : 6,25 ft
Material : Baja tahan karat

5. Tangki anion exchanger (TAE)

Fungsi : Menghilangkan kesadahan air
Bentuk : Silinder dengan bed resin
Laju alir volumetri : 9875,47 gpm

Diameter bed : 64,7565 ft
Luas penampang bed : 3291,82 ft²
Tinggi bed resin : 6,25 ft
Material : Baja tahan karat

6. Bak air pendingin (BP-02)

Fungsi : Menampung sementara air pendingin sebelum digunakan
Bentuk : Persegi
Panjang : 7,016 m
Lebar : 7,016 m
Kedalaman : 5 m
Material : Beton

7. *Cooling Tower* (CT)

Fungsi : Mendinginkan air pendingin bekas
Panjang : 7,016 m
Lebar : 7,016 m
Kedalaman : 5 m
Suhu air masuk : 45°C
Suhu air keluar : 30°C
Jenis : *Induced draft cooling*

8. Bak air umpan boiler (BP-03)

Fungsi : Menampung sementara air kebutuhan boiler
Bentuk : Persegi
Panjang : 12,0659 m

Lebar : 12,0659 m
Kedalaman : 5 m
Material : Beton

9. Tangki pelarut H₂SO₄

Fungsi : Tempat membuat larutan asam sulfat
Diameter : 0,4 m
Tinggi : 0,6 m
Daya motor : 0,81 Hp
Bahan : *Carbon stell*

10. Tangki pelarut NaOH

Fungsi : Tempat membuat larutan natrium hidroksida
Diameter : 0,4 m
Tinggi : 0,6 m
Daya motor : 0,594 Hp
Bahan : *Carbon stell*

11. Bak Penambahan Disinfektan (BP-05)

Fungsi : Menampung sementara air sanitasi dengan penambahan kaporit
Bentuk : Persegi
Panjang : 2,2104 m
Lebar : 2,2104 m
Kedalaman : 3 m
Material : Beton

12. Bak air sanitasi (BP-06)

Fungsi	: Menampung air sanitasi
Bentuk	: Persegi
Panjang	: 2,2104 m
Lebar	: 2,2104 m
Kedalaman	: 3 m
Material	: Beton

13. Tangki pelarut $\text{Ca}(\text{ClO})_2$

Fungsi	: Tempat membuat larutan kaporit
Diameter	: 0,33 m
Tinggi	: 0,5 m
Daya motor	: 0,05 Hp
Bahan	: <i>Carbon stell</i>

6.3 Kebutuhan Listrik

Kebutuhan listrik pada pabrik metil ester ini yaitu 1.225,482 kw dengan pengaturan sebagai berikut:

- Untuk keperluan penggerak motor (proses)
- Untuk keperluan penerangan
- Untuk keperluan kontrol
- Untuk keperluan bengkel dan lain-lain

Kebutuhan tenaga listrik diperoleh dari PLN dan 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 20.200,27 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 pembuatan metil ester meliputi:

1. Limbah proses

Proses pembuatan metil ester menghasilkan limbah cair.

2. Limbah cair hasil pencucian peralatan pabrik

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

3. 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.

4. 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.

Adapun tahapan pengolahan limbah pabrik metil ester terdiri dari tiga proses utama, yaitu:

Pengolahan secara fisik-kimia:

- Bar Screen (Coarse Screen & Fine Screen)
- Bak Ekualisasi dan Netralisasi
- Bak Koagulasi Flokulasi I
- Bak Sedimentasi I
- Bak Pengumpul lumpur
- Bak Koagulasi Flokulasi II
- Bak Sedimentasi II
- Bak Filtrasi (Anaerobik-aerobik biofilter)

Pengolahan secara biologis:

- Activated Sludge (lumpur aktif konvensional)

Pengolahan lumpur:

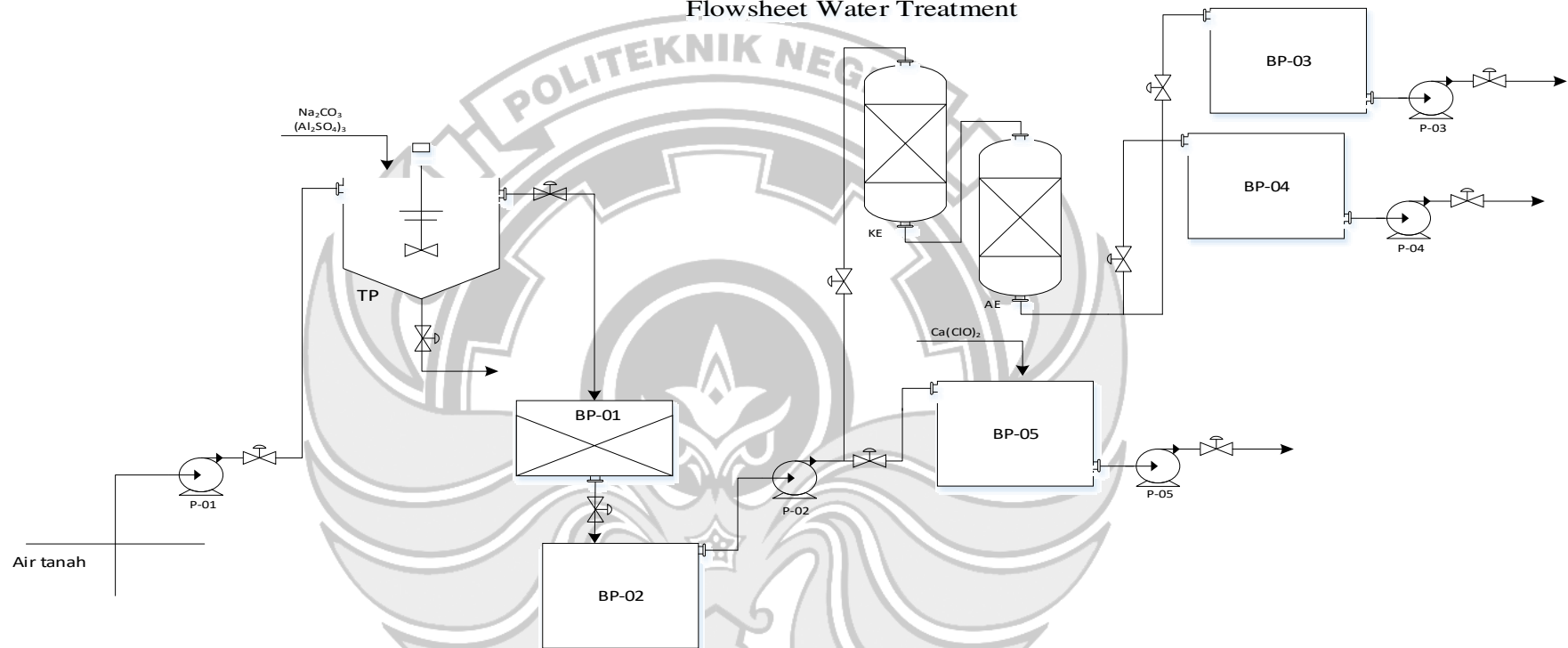
- Plate Filter Press

Air limbah Pabrik Methyl Ester pertama kali akan dilewatkan melalui saluran air limbah/sewerage yang akan menuju ke unit pertama yaitu Bar Screen. Bar Screen ini terdiri dari saringan kasar kasar dan halus. Saringan kasar digunakan untuk menyaring limbah kotoran berukuran besar atau benda benda mengapung lainnya. Namun dalam penggunaannya, saringan ini kurang bekerja secara optimal. Sedangkan untuk saringan halus digunakan untuk menyaring kotoran dan benda mengapung lainnya yangn

berukuran kecil. Kotoran dan benda lainnya yang terangkat saringan kemudian dikumpulkan jadi satu. Selanjutnya air limbah mengalir ke unit bak ekualisasi dan netralisasi. Bak ekualisasi ini terjadi proses penetralan dan pengendapan. Proses penetralan terjadi kerana ada penambahan NaOH atau caustik soda dilanjutkan pengadukan. Setelah itu air limbah diendapkan dan dipompa ke unit selanjutnya. Di dalam bak koagulasi dan flokulasi dilakukan penambahan bahan koagulan berupa tawas dan PAC serta terjadi pengadukan. Proses ini bertujuan untuk membentuk flok-flok di air limbah. Air limbah selanjutnya dialirkan ke bak sedimentasi I untuk dilakukan pengendapan. Lumpur yang terkumpul di bak ini lalu dikumpulkan ke bak pengumpul lumpur. Selanjutnya air limbah menuju ke bak penyetaraan debit sebelum memasuki unit biologis.

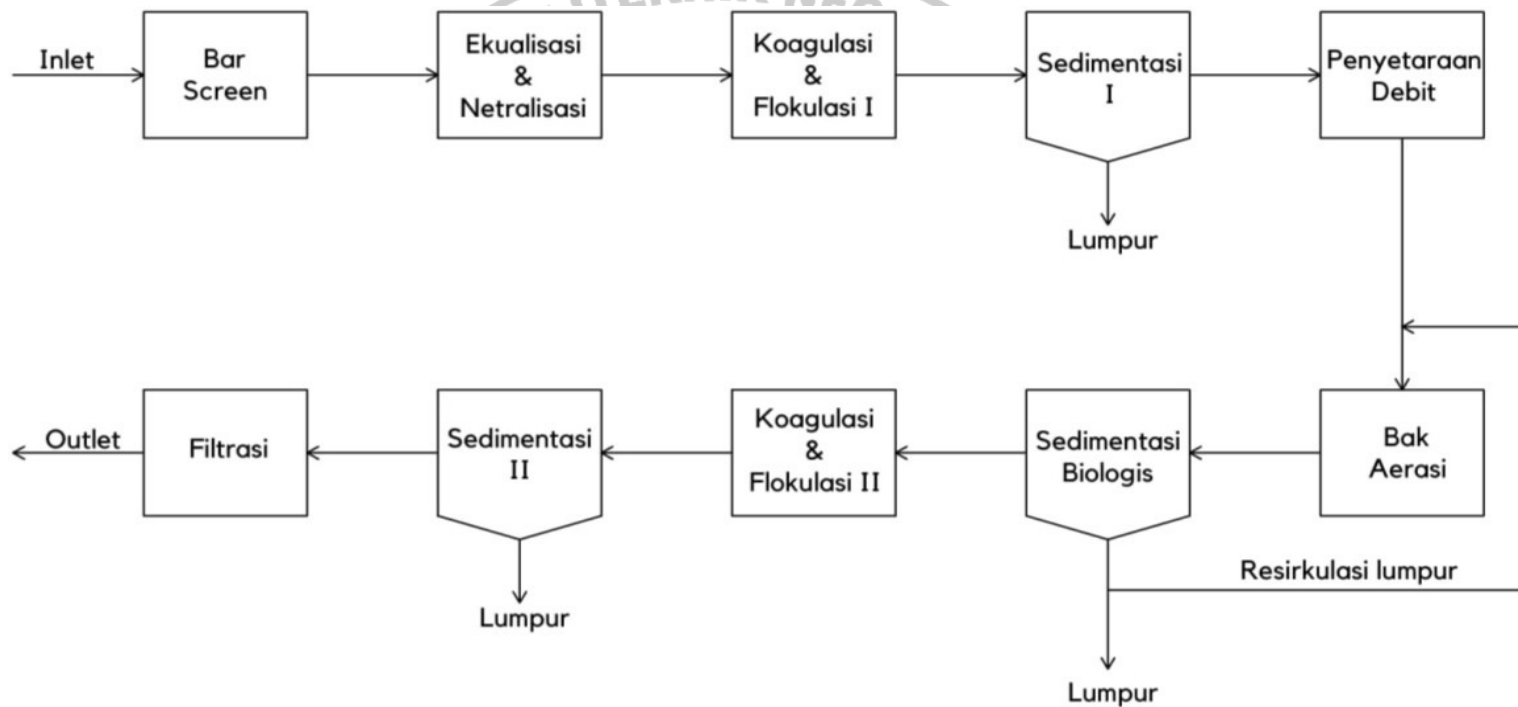
Air limbah dialirkan ke dua bak aerasi. Selanjutnya air limbah diendapkan di bak pengendap lumpur aktif. Lumpur dari bak pengendap ini dikembalikan ke bak aerasi untuk kebutuhan mikroorganismenya. Air limbah dari unit pengendap ini dialirkan ke unit bak koagulasi flokulasi kedua. Setelah itu air limbah diendapkan kembali di bak pengendap II. Dari unit pengendap II, air limbah dialirkan secara gravitasi ke unit filtrasi. Media filtrasi yang digunakan berupa batu bata, pecahan genteng dan batu hitam. Air limbah dialirkan menuju outlet dan disambungkan melalui pipa besar menuju badan air/sungai yang terletak jauh dari industri. Sedangkan lumpur yang sudah terkumpul diolah di unit Plate Filter Press.

Flowsheet Water Treatment



Kode	Keterangan	Kode	Keterangan
P-01	Pompa Air Tanah	BP-01	Bak Send Filter
P-02	Pompa Bak Air Bersih	BP-02	Bak Air Bersih
P-03	Pompa Air Pendingin	BP-03	Bak Air Pendingin
P-04	Pompa Umpan Boiler	BP-04	Bak Umpan Boiler
P-05	Pompa Sanitasi	BP-05	Bak Air Sanitasi
KE	Kation Exchanger	TP	Tangki Pelarut
AE	Anion Exchanger		

Gambar 6.1. Water Treatment Plant



Gambar 6.2. Unit Pengolahan Limbah

BAB VII

INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA

7.1 Instrumentasi

Instrumen adalah suatu alat yang dipakai didalam suatu proses kontrol untuk mengatur jalannya proses agar diperoleh hasil sesuai dengan yang diharapkan. Instrumentasi yang digunakan dalam Perancangan Pabrik Metil Ester dari Crude Palm Oil (CPO) ini berupa alat kontrol otomatis dan manual yang tergantung dari sistem peralatan dan faktor pertimbangan teknis dan ekonominya. Pemakaian alat-alat kontrol dan rangkaian instrumentasi dapat membuat operasi dan peralatan yang ada di pabrik dapat dipantau dan dikontrol dengan teliti sehingga kondisi operasi selalu terjaga dan berada dalam keadaan yang memuaskan (Perry, 1999).

Adapun beberapa variable proses dalam sistem alat kontrol atau instrumen sebagai berikut :

1. Tekanan

Peralatan untuk mengukur tekanan fluida adalah kombinasi silikon oil dalam membran / plat tipis dengan pengukur kuat arus listrik. Prinsipnya adalah perubahan kuat arus listrik akibat perubahan tekanan. Instrumen ini digunakan antara lain untuk mengukur tekanan pada reaktor.

2. Temperatur

Peralatan untuk mengukur temperatur adalah *thermocouple*. Instrumen ini digunakan antara lain dalam pengukuran temperatur dalam reaktor, *heat exchanger*, dan *steam reformer*.

3. Laju Alir

Peralatan yang digunakan untuk mengukur laju alir fluida adalah *venturimeter*. Instrumen ini digunakan antara lain dalam pengukuran laju alir zat masukan reaktor.

4. Perbandingan Laju Alir

Peralatan yang digunakan adalah sambungan mekanik (*mechanical linkage*) yang dapat disesuaikan (*adjustable*), pneumatik, atau elektronik. Hasil pengukuran laju alir aliran yang satu menentukan (*me-reset*) *set point* laju alir aliran lainnya. Instrumen ini digunakan pada pengukuran laju alir umpan reaktor.

5. Permukaan Cairan

Peralatan untuk mengukur *level* permukaan cairan adalah pelampung dan lengan gaya. Prinsipnya adalah perubahan gaya apung yang dialami pelampung akibat perubahan level cairan. Pelampung yang mengapung pada permukaan cairan selalu mengikuti tinggi permukaan cairan sehingga gaya apung pelampung dapat diteruskan ke lengan gaya, sehingga dapat diketahui tinggi cairan. Penggunaannya adalah untuk mengukur level permukaan fluida seperti pada kolom *waste heat boiler*, dan tangki.

Tujuan utama daripada perancangan sangat menentukan tata letak alat-alat pengendali tersebut berdasarkan fungsi dari masing-masing alat tersebut untuk keamanan operasi, tingkat produksi, kualitas produksi, dan biaya.

7.1.1 Alat Instrumentasi

Beberapa alat kontrol atau instrumen yang digunakan pada pabrik metil ester ini sebagai berikut :

1. *Temperature Controller (TC)*

Temperature Controller adalah alat/instrumen yang digunakan untuk mengontrol temperatur operasi alat-alat proses. *Temperatur controller* bekerja dengan membaca suhu yang ada melalui sensor, membandingkan suhu tersebut dengan suhu yang diinginkan (set point), dan kemudian memberikan sinyal kepada perangkat pemanas atau pendingin untuk menyesuaikan suhu sesuai kebutuhan.

2. *Level Controller (LC)*

Level Controller adalah alat/instrumen yang dipakai untuk mengatur ketinggian (level) cairan dalam suatu alat dimana cairan tersebut bekerja. Pengukuran tinggi permukaan cairan dilakukan dengan operasi dari sebuah control valve, yaitu dengan mengatur rate cairan masuk atau keluar proses. *Level Controller* bekerja dengan jumlah aliran fluida diatur oleh *control valve*. Kemudian rate fluida melalui valve ini akan memberikan sinyal kepada LC untuk mendeteksi tinggi permukaan pada set point.

3. *Flow Indicator (FI)*

Flow Indicator adalah alat/instrumen yang digunakan untuk menunjukkan dan mengukur laju aliran fluida dalam suatu proses. *Flow Indicator* bekerja dengan mendeteksi kecepatan atau volume fluida yang lewat melalui sensor. Sensor ini mengukur aliran fluida, kemudian menampilkan hasil pengukurannya pada layar baik secara digital maupun analog.

4. *Level Indicator (LI)*

Level Indicator adalah alat/instrumen yang digunakan untuk menunjukkan level

cairan dalam sebuah tangki pada suatu proses. *Level Indicator* bekerja dengan metode pengukuran pelampung mekanis yaitu mendeteksi perubahan level cairan menyebabkan pergerakan pelampung yang menggerakkan jarum penunjuk.

5. *Flow Control Indicator* (FCI)

Flow Control Indicator adalah alat/instrumen yang digunakan untuk mengatur laju aliran suatu fluida dalam suatu sistem pipa atau proses. *Flow Control Indicator* bekerja dengan mengukur aliran fluida menggunakan flow sensor lalu memberikan sinyal ke valve (katup) untuk mengatur laju aliran. Sistem ini menggunakan pengendalian PID untuk mempertahankan laju aliran yang konstan sesuai set point yang diinginkan.

7.2 Keselamatan Kerja

Agar kegiatan produksi dapat berjalan dengan lancar dan selamat maka faktor yang harus diperhatikan dalam suatu pabrik untuk menghindari hal-hal yang tidak diinginkan adalah keselamatan kerja yang terpadu dalam berlangsungnya proses produksi.

Secara umum keselamatan kerja merupakan suatu usaha untuk menciptakan lingkungan kerja yang aman, dimana bebas dari kecelakaan, kebakaran, keracunan dan bebas dari penyakit lingkungan kerja. Keselamatan kerja harus mendapatkan perhatian khusus dalam merencanakan sebuah pabrik. Jaminan keamanan terhadap kemungkinan bahaya akan menjamin produktivitas kerja yang baik, dan konsentrasi pada pekerjaannya, bahkan keselamatan kerja perlu sekali memperoleh perhatian untuk tujuan kemanusiaan, ekonomi sosial, dan hukum.

Prinsip dasar dari keselamatan kerja adalah tindakan pencegahan terhadap

kemungkinan yang tidak dikehendaki bersama agar tidak terjadi hal-hal yang tidak diinginkan yang dapat menimbulkan kerugian baik karyawan maupun kerja perusahaan. Usaha-usaha yang dilakukan untuk menangani masalah-masalah keselamatan kerja antara lain meliputi:

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 dengan maksud 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 dilokalisasi 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. Memasang tanda-tanda mekanis pada tempat sesuai fungsinya.
13. Dipasang alarm/tanda bahaya, berguna apabila terjadi bahaya dapat diketahui serta adanya tempat berkumpul para karyawan.
14. Menyediakan ruang poliklinik dan tenaga medis perusahaan yang memadai untuk pertolongan pertama pada kecelakaan.
15. 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.

Meskipun dari segi perencanaan kemungkinan terjadinya bahaya kecelakaan dapat diminimalkan tetapi faktor manusia akan kesadaran tentang keselamatan kerja yang menentukan sehingga pengawasan dan penerapan disiplin yang tegas terhadap seluruh karyawan akan mendukung peningkatan produktivitas kerja pabrik. Pada umumnya bahaya yang ditimbulkan di dalam suatu pabrik disebabkan oleh:

1. Bahaya kebakaran dan ledakan

Kemungkinan-kemungkinannya dapat dicegah dan dikurangi dengan

perencanaan tata letak peralatan dan ruangan yang baik serta pemilihan bahan konstruksi yang baik dan kondisi operasi sesuai dengan yang direncanakan. Selain itu juga dapat disediakan alat-alat untuk pemadam kebakaran, pemasangan alarm atau tanda bahaya serta konstruksi beton pada penguat dinding di sekitar alat yang mudah meledak. Kebakaran terdiri dari beberapa kelas berdasarkan sumber dan penyebabnya serta penggunaan Alat Pemadam Kebakaran Ringan (APAR) yaitu:

a. 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.

b. 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.

c. Kebakaran kelas C

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

d. 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-bahan kimia yang dapat membahayakan kesehatan

maupun keselamatan para karyawan, khususnya terhadap bahan-bahan kimia yang bersifat racun, merusak bila tersentuh kulit, mudah terbakar maupun meledak. Untuk itu harus diketahui batasan-batasan kemampuan bahan kimia tersebut khususnya yang mudah meledak dan terbakar. Hal ini dapat dilakukan dengan cara penempatan-penempatan tangki penyimpanan pada lokasi yang terisolir serta pembuatan parit-parit di sekitar tangki.

3. Bahaya karena bangunan

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

- a. Memberi pagar pengaman untuk peralatan yang berputar
- b. 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:

- a. Memberi tanda bahaya pada daerah yang bertegangan tinggi
- b. Pengontrolan dan pengisolasian yang baik terhadap peralatan maupun kabel-kabel listrik.
- c. Menjauhkan dari tempat-tempat yang mudah terbakar seperti pengelasan dan sebagainya.

Pemakaian alat pengaman kerja pada pabrik metil ester yaitu berupa APD

(Alat Pelingung Diri). Keadaan bahaya kadang-kadang masih belum dapat dikendalikan sepenuhnya sehingga perlu digunakan alat pelindung diri.

Penggunaan alat pelindung diri merupakan salah satu upaya mencegah terjadinya kecelakaan kerja yang berdampak pada kepala, mata, kaki, dan lain-lain. Alat-alat pelindung diri yang digunakan pada pabrik metil ester ini sebagai berikut:

1. Pakaian kerja

Pakaian tenaga kerja pria yang bekerja melayani mesin seharusnya berlengan pendek, pas atau longgar pada dada atau punggung, tidak berdasi, dan tidak ada lipatan-lipatan yang mungkin mendatangkan bahaya.

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 paku, atau benda tajam lainnya yang mungkin terinjak serta dari bahaya terbakar karena logam cair atau bahan kimia korosif lainnya, serta kemungkinan tersandung atau tergelincir.

4. Sarung tangan

Sarung tangan yang dapat melindungi tangan dari bahaya yang dapat menimpah tangan, serta jari dan tangan harus bebas bergerak.

5. Helm pengaman

Helm pengaman yang cukup keras dan kokoh tetapi ringan sehingga tidak mengganggu pekerjaan tetapi dapat melindungi dari kemungkinan tertimpah

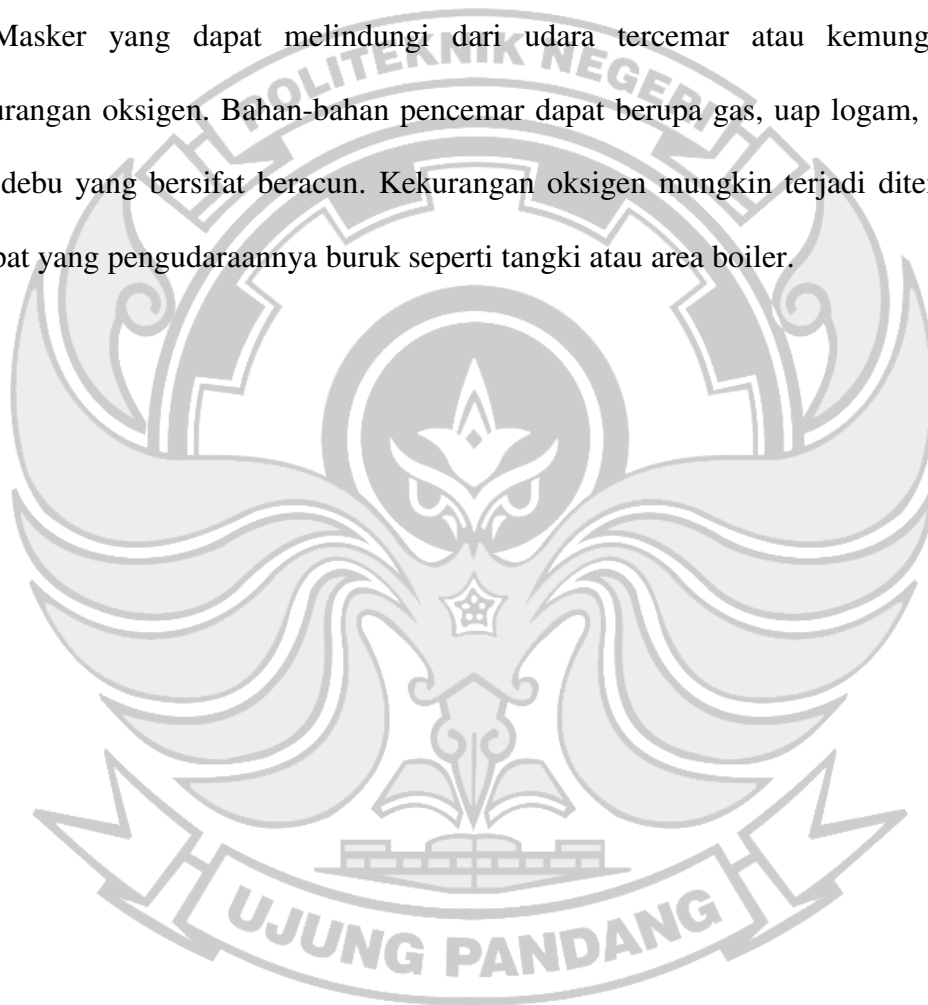
benda jatuh, melayang atau bergerak.

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 beracun. Kekurangan oksigen mungkin terjadi ditempat-tempat yang pengudaraannya buruk seperti tangki atau area boiler.



BAB VIII

BENTUK ORGANISASI DAN MANAJEMEN PERUSAHAAN

8.1 Bentuk Perusahaan

Bentuk perusahaan : Perseroan Terbatas (PT)

Lapangan usaha : Memproduksi metil ester dengan bahan baku minyak kelapa sawit mentah (*crude palm oil*)

Lokasi : Tangkiang, Kec. Kintom, Kab. Banggai, Sulawesi Tengah.

Kapasitas : 100.000 ton/tahun

Pabrik metil ester 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 menjangkut 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 penjiwaan 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 di sini dibantu oleh tiga kepala departemen.

8.2 Struktur Organisasi

Struktur organisasi sangat penting bagi suatu perusahaan untuk mempermudah pengorganisasian dan pengaturan kerja masing-masing bagian. Pada perancangan pabrik metil ester dari minyak kelapa sawit mentah ini menggunakan struktur organisasi garis. Pemilihan ini dilakukan dengan memperhatikan lima aspek penting bagi organisasi yaitu:

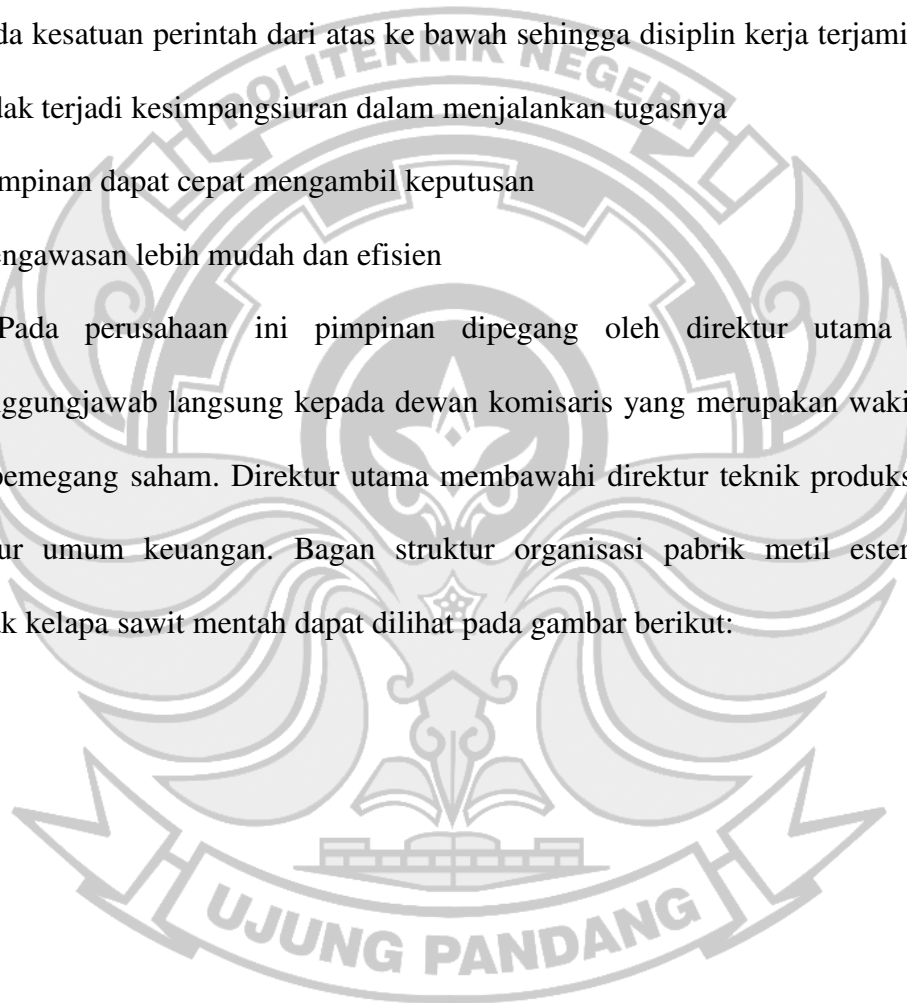
1. Tata pembagian unit formal diantara unit-unit kerja
2. Tata hubungan kerja antara para direktur dan kepala bagian dengan pejabat-pejabat di bawahnya.
3. Macam-macam pekerjaan yang menjadi tanggungjawab setiap unit kerja
4. Pelaksanaan departementasi pada perusahaan
5. Jenjang-jenjang jabatan secara 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:

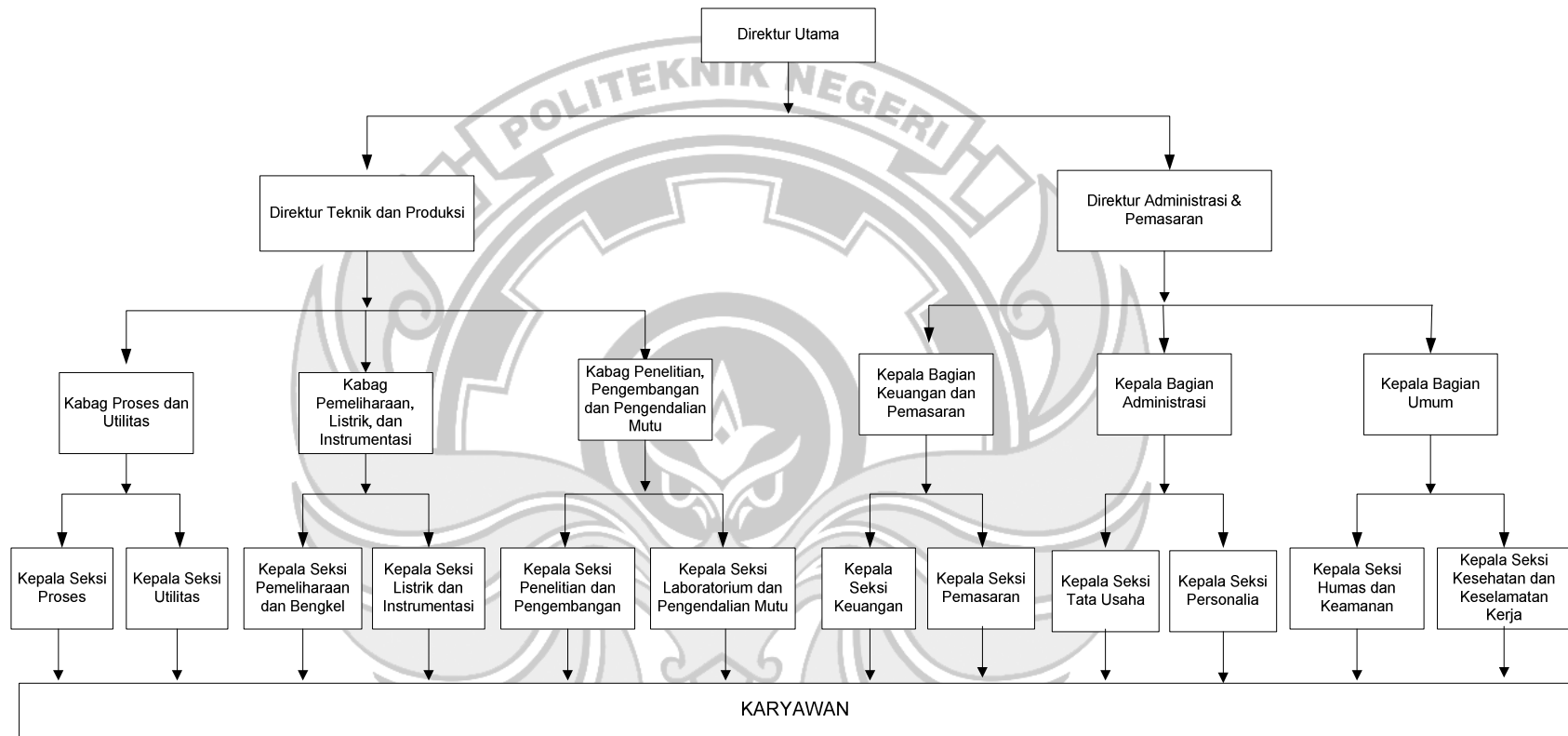
1. Ada kesatuan perintah dari atas ke bawah sehingga disiplin kerja terjamin dan tidak terjadi kesimpangsiuran dalam menjalankan tugasnya
2. Pimpinan dapat cepat mengambil keputusan
3. Pengawasan lebih mudah dan efisien

Pada perusahaan ini pimpinan dipegang oleh direktur utama yang bertanggungjawab 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 metil ester dari minyak kelapa sawit mentah 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 metil ester ini ditetapkan sebagai berikut:

1. Direktur Utama

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

Pendidikan : Sarjana 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 : Sarjana 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 : Sarjana Ekonomi

Jumlah : 1 Orang

4. Kepala Bagian

1) Kepala Bagian Proses dan Utilitas (1 orang)

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

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia

2) Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi (1 orang)

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

Pendidikan : Sarjana 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 : Sarjana Teknik Kimia

4) Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran (1 orang)

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

Pendidikan : Sarjana Teknik Ekonomi/Akuntansi

5) Kepala Bagian Administrasi (1 orang)

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

Pendidikan : Sarjana Sospol/Manajemen

6) Kepala Bagian Umum (1 orang)

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

Pendidikan : Sarjana Sospol/Ekonomi

5. Kepala Seksi dan Karyawan

1) Kepala Seksi Proses (1 orang)

Tugas : Memimpin langsung serta memantau kelancaran proses produksi.

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia

Bawahan : 12 orang terdiri dari:

- 4 orang kepala *shift* (D3 Teknik Kimia)

- 8 orang operator (STM/SLTA)

2) Kepala Seksi Utilitas (1 orang)

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

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia

Bawahan : 12 orang terdiri dari:

- 4 orang kepala *shift* (D3 Teknik Kimia)

- 8 orang operator (STM/SLTA)

3) Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel (1 orang)

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

Pendidikan : Sarjana Teknik Mesin

Bawahan : 12 orang terdiri dari:

- 4 orang kepala *shift* (D3 Teknik Mesin)

- 8 orang operator (STM/SLTA)

4) Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi (1 orang)

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

Pendidikan : Sarjana Teknik Elektro

Bawahan : 12 orang terdiri dari:

- 4 orang kepala *shift* (D3 Teknik Elektro)

- 8 orang operator (STM/SLTA)

5) Kepala Seksi Penelitian dan Pengembangan (1 orang)

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

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia

Bawahan : 4 orang terdiri dari:

- 1 orang staf I, 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 : Sarjana Teknik Kimia

Bawahan : 7 orang terdiri dari:

- 1 orang staf I (S₁ Teknik Kimia)

- 2 orang staf II (D₃ MIPA/Analitik)

- 4 operator (STM/SLTA)

7) Kepala Seksi Keuangan (1 orang)

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

Pendidikan : Sarjana 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 (SMEA)

8) Kepala Seksi Pemasaran (1 orang)

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

Pendidikan : Sarjana Ekonomi

Bawahan : 7 orang terdiri dari:

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

9) Kepala Seksi Tata Usaha (1 orang)

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

Pendidikan : Sarjana Hukum/Ekonomi

Bawahan : 6 orang terdiri dari:

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

10) Kepala Seksi Personalia (1 orang)

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian.

Pendidikan : Sarjana Hukum/Psikologi Industri

Bawahan : 6 orang terdiri dari:

- 2 orang staf II (D₃ Komunikasi/Psikologi)

- 4 orang staf III (SLTA)

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 : Sarjana Komunikasi/Psikologi/Hukum

Bawahan : 11 orang terdiri dari:

- 2 orang staf II (DIII Komunikasi)

- 1 orang kepala regu keamanan (SMA)

- 7 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 3 orang.

7. Pembantu

Diperkirakan keperluan tenaga pesuruh dan petugas kebersihan sejumlah 3 orang (SD/SMP).

1. Jadwal Kerja Karyawan

Pabrik metil ester 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 kontinu.

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.

2. 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 128 orang.

3. 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.

Perincian gaji karyawan pabrik metil ester dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel 8.2 Daftar Gaji Karyawan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan	Total
1	Direktur Utama	1	25.000.000,00	25.000.000,00
2	Direktur Teknik dan Produksi	1	18.000.000,00	18.000.000,00
3	Direktur Administrasi dan Pemasaran	1	18.000.000,00	18.000.000,00
4	Kepala Bagian Proses dan Utilitas	1	12.000.000,00	12.000.000,00

5	Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi	1	12.000.000,00	12.000.000,00
6	Kepala Bagian Penelitian, Pengembangan dan Pengendalian Mutu	1	12.000.000,00	12.000.000,00
7	Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran	1	12.000.000,00	12.000.000,00
8	Kepala Bagian Administrasi	1	12.000.000,00	12.000.000,00
9	Kepala Bagian Umum	1	12.000.000,00	12.000.000,00
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	7.000.000,00	28.000.000,00
23	Kepala shift Unit Utilitas	4	7.000.000,00	28.000.000,00
24	Kepala shift Unit Pemeliharaan dan Bengkel	4	7.000.000,00	28.000.000,00
25	Kepala shift Unit Listrik dan Instrumentasi	4	7.000.000,00	28.000.000,00
26	Staf I Unit Penelitian dan Pengembangan	2	7.000.000,00	14.000.000,00
27	Staf I Unit Laboratorium dan Pengendalian Mutu	1	7.000.000,00	7.000.000,00
28	Staf I Unit Keuangan	1	7.000.000,00	7.000.000,00
29	Staf I Unit Pemasaran	1	7.000.000,00	7.000.000,00
30	Staf I Unit Kesehatan dan Keselamatan Kerja	1	7.000.000,00	7.000.000,00

31	Staf II Unit Penelitian dan Pengembangan	3	5.000.000,00	15.000.000,00
32	Staf II Unit Laboratorium dan Pengendalian Mutu	2	5.000.000,00	10.000.000,00
33	Staf II Unit Keuangan	2	5.000.000,00	10.000.000,00
34	Staf II Unit Pemasaran	2	5.000.000,00	10.000.000,00
35	Staf II Unit Tata Usaha	2	5.000.000,00	10.000.000,00
36	Staf II Unit Personalia	2	5.000.000,00	10.000.000,00
37	Staf II Unit Humas dan Keamanan	2	5.000.000,00	10.000.000,00
38	Karyawan Kesehatan dan Keselamatan Kerja	4	5.000.000,00	20.000.000,00
39	Staf III Unit Keuangan	4	3.500.000,00	14.000.000,00
40	Staf III Unit Pemasaran	4	3.500.000,00	14.000.000,00
41	Staf III Unit Tata Usaha	4	3.500.000,00	14.000.000,00
42	Staf III Unit personalia	4	3.500.000,00	14.000.000,00
43	Operator Unit Proses	8	3.500.000,00	28.000.000,00
44	Operator Unit Utilitas	8	3.500.000,00	28.000.000,00
45	Operator Unit Pemeliharaan dan Bengkel	8	3.500.000,00	28.000.000,00
46	Operator Unit Listrik dan Instrumentasi	8	3.500.000,00	28.000.000,00

47	Operator Unit Laboratorium dan Pengendalian Mutu	4	3.500.000,00	14.000.000,00
48	Kepala regu Keamanan	1	3.500.000,00	3.500.000,00
49	Satpam	8	3.000.000,00	24.000.000,00
50	Sopir	3	3.000.000,00	9.000.000,00
51	Petugas Kebersihan	3	3.000.000,00	9.000.000,00
	Jumlah	129		731.500.000



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 Tangkiang, Kecamatan Kintom, Kabupaten Banggai, Sulawesi Tengah. Beberapa pertimbangan yang diperhatikan dalam menentukan lokasi pabrik antara lain:

1. Faktor Primer

a. Ketersediaan Bahan Baku

Lokasi dimana pabrik akan didirikan harus berdekatan dengan lokasi sumber bahan baku utama maupun bahan baku samping umumnya. Kondisi tersebut merupakan pilihan untuk pengamanan ketersediaan bahan baku dan perolehan bahan baku yang ekonomis. Bahan baku yang digunakan yaitu *Crude Palm Oil* (CPO) yaitu minyak kelapa sawit. Provinsi Sulawesi Tengah merupakan penghasil minyak kelapa sawit terbesar di Pulau Sulawesi dengan luas lahan 142.217 hektar dengan jumlah produksi mencapai 534.519 ton/tahun (Badan Pusat Statistik, 2022). Berdasarkan data pada tabel 3.6, menunjukkan bahwa belum adanya pabrik biodiesel yang berlokasi di Sulawesi Tengah. Hal ini menunjukkan bahan baku yang tersedia di Sulawesi

Tengah cukup besar sehingga dapat memenuhi kebutuhan industri.

b. Pemasaran Produk

Lokasi pabrik harus mendekati keberadaan konsumen. Pemilihan tersebut untuk mempermudah pendistribusian dan pemasaran produk. Pemasaran merupakan salah satu hal yang sangat mempengaruhi studi kelayakan proses. Pemasaran yang tepat akan menghasilkan keuntungan dan menjamin kelangsungan pabrik. Berdasarkan pemasaran, lokasi pabrik relatif strategis untuk jadi pemasok biodiesel dikawasan Indonesia Timur. Sasaran pasar produk mencakup di bidang Industri Pertanian, industri perikanan, dan transportasi lokal. Di wilayah Indonesia Timur yang mungkin memiliki akses terbatas terhadap infrastruktur bahan bakar fosil, biodiesel dapat menjadi alternatif yang lebih terjangkau dan ramah lingkungan untuk digunakan sebagai bahan bakar untuk mesin-mesin pertanian, kapal-kapal dan alat-alat kerja perikanan, serta transportasi lokal, seperti kendaraan bermotor dan angkutan umum.

c. Infrastruktur

Lokasi pabrik harus sudah mempunyai infrastruktur yang baik, terutama dalam hal mobilitas. Sarana dan prasarana transportasi sangat diperlukan untuk proses penyediaan bahan baku dan pemasaran produk. Berdasarkan lokasi pada gambar 3.1, menunjukkan lokasi pabrik berada dekat dengan jalan Trans Luwuk, berjarak sekitar 1,7 km dari Pelabuhan Tangkiang dan 23 km dari Bandar Udara. Sarana transportasi yang memadai ini dapat mempermudah dalam operasional administrasi dan pengelolaan manajemen

pabrik.

d. Utilitas

Dalam pendirian suatu pabrik penyediaan air, bahan bakar, dan listrik adalah faktor penunjang yang paling penting. Kebutuhan air diperoleh dari sungai yang berlokasi di samping pabrik dengan jarak sekitar 300 meter. Untuk kebutuhan listrik, Sulawesi Tengah memiliki kapasitas listrik terpasang sebesar 1.687,64 megawatt (MW) (Koesnadi, 2021). Hal ini menunjukkan bahwa listrik yang tersedia di Sulawesi Tengah cukup besar sehingga dapat memenuhi kebutuhan industri.

e. Tenaga Kerja

Lokasi pabrik yang dipilih harus mudah untuk memperoleh tenaga kerja, baik sumber daya manusia skill (operator, engineer, dll), maupun sumber daya manusia non skill (satpam, buruh, cleaning service, dll). Tenaga kerja merupakan modal utama dalam pendirian suatu pabrik. Sebagian besar tenaga kerja yang dibutuhkan yaitu tenaga kerja yang berpendidikan kejuruan atau menengah dan sebagian sarjana. Sulawesi Tengah memiliki Angka Partisipasi Murni (APM) pada jenjang pendidikan cukup tinggi.

2. Faktor Sekunder

a. Karakteristik Lokasi

Lokasi pabrik harus mempunyai iklim dan letak geografis yang baik, stabil, serta bebas bencana. Lokasi yang dipilih merupakan lokasi yang cukup stabil karena memiliki iklim rata-rata yang cukup baik, yakni beriklim tropis dengan

suhu udara 20 – 30 °C. Bencana alam seperti tanah longsor dan banjir jarang terjadi sehingga operasi pabrik dapat berjalan lancar.

b. Peraturan Pemerintah

Daerah lokasi pabrik, peraturan pemerintah daerah mendukung dan memfasilitasi masuknya investor untuk pendirian dan pengoperasian pabrik. Selain itu, di Sulawesi Tengah sudah terdapat beberapa pabrik yang berdiri, sehingga pendirian pabrik akan lebih mudah.

c. Harga Tanah dan Bangunan

Lokasi pembangunan pabrik merupakan daerah dengan harga tanah dan bangunan yang terjangkau, serta masih tersedia lahan/tanah untuk perluasan pabrik dan pengolahan limbah. Penambahan bangunan dan perluasan pabrik dimasa yang akan datang harus sudah masuk dalam pertimbangan awal.

d. Kemasyarakatan

Lokasi pabrik yang dipilih berada di sekitar kawasan industri yang memiliki masyarakat yang akomodatif terhadap perkembangan industri dan tersedianya fasilitas umum untuk hidup bermasyarakat. Kondisi sosial masyarakat yang baik diharapkan memberi dukungan terhadap operasional pabrik.

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 pemeliharannya
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 dalam 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 alat-alat 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.

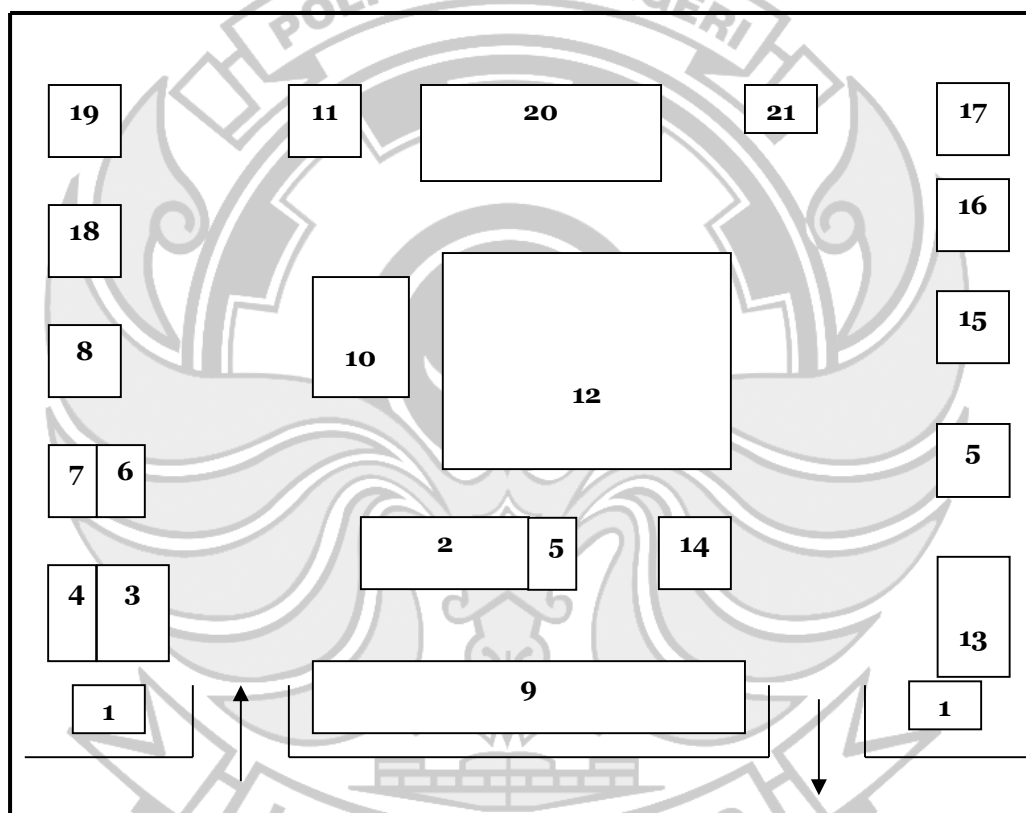
Disamping itu pula bila terjadi gangguan operasi pabrik dan gangguan kesehatan dari karyawan dapat ditekan sekecil mungkin.

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 tentang tata letak lokasi pabrik ini dapat dilihat pada gambar.



Gambar 9.1. Lay Out Pabrik

Keterangan:

- | | |
|---------------------|------------------------|
| 1. Pos Jaga | 12. Daerah Proses |
| 2. Kantor | 13. Gudang Produk |
| 3. Gedung Serbaguna | 14. Ruang Kontrol |
| 4. Tempat Ibadah | 15. Pembangkit Listrik |

- | | |
|-----------------------|-----------------------|
| 5. Toilet | 16. Gudang 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. Gudang Bahan Baku | |

Adapun untuk rincian luas bangunan pada pabrik dapat dilihat pada tabel.

Tabel 9.1 Luas bangunan pabrik

No.	Nama Bangunan	Ukuran			Luas (m ²)	Jumlah	Total (m ²)
			(m)				
1	Pos keamanan	3	X	3	9	2	18
2	Kantor	60	X	30	1800	1	1800
3	Gedung serbaguna	8	X	8	64	1	64
4	Tempat ibadah	6	X	6	36	1	36
5	Toilet	3	X	2	6	2	12
6	Koperasi	4	X	4	16	1	16
7	Poliklinik	4	X	4	16	1	16
8	Kantin	8	X	6	48	1	48
9	Tempat parkir	15	X	5	75	1	75
10	Laboratorium	20	X	15	300	1	300
11	Gudang bahan baku	20	X	20	400	1	400
12	Daerah proses	150	X	100	15000	1	15000
13	Gudang produk	55	X	16	880	1	880
14	Ruang kontrol	20	X	5	100	1	100
15	Area utilitas	80	X	50	4000	1	4000
16	Gudang peralatan	40	X	5	200	1	200
17	Bengkel	7	X	5	35	1	35
18	Lapangan olahraga	25	X	16	400	1	400
19	Mess karyawan	40	X	16	640	1	640
20	Area perluasan						2000
21	Limbah	6	X	6	36	1	36
Total							26.076

BAB X

ANALISIS EKONOMI

Pendirian suatu pabrik dinyatakan layak bukan hanya dari segi pertimbangan faktor teknis tetapi juga harus ditinjau kelayakannya dari segi ekonomis. Analisa ekonomi dilakukan untuk mengetahui apakah pabrik yang dirancangakan menguntungkan atau tidak. Dari segi ekonomi, suatu pabrik dikatakan sehat jika dapat memenuhi kewajiban finansial kedalam dan keluar serta dapat mendatangkan keuntungan yang layak bagi perusahaan dan pemiliknya. Kewajiban finansial kedalam ini terdiri dari berbagai macam beban pembiayaan operasi seperti bahan baku, bahan penunjang peralatan, gaji/upah karyawan, penyediaan piutang dagang. Sedangkan kewajiban finansial keluar terutama terdiri dari pembayaran pinjaman bank serta bunganya.

Analisa ekonomi bertujuan untuk menganalisa dan melihat apakah pabrik natrium bikarbonat ini layak didirikan atau tidak. Dalam analisa ekonomi ini dihitung harga peralatan yang digunakan, harga bahan, harga jual produk utama ataupun produk samping, jumlah tenaga kerja beserta jumlah gaji. Berbagai parameter ekonomi digunakan, sebagai pedoman untuk menentukan kelayakan pendirian pabrik ini. Parameter-parameter ekonomi tersebut antara lain sebagai berikut:

1. Modal Investasi/*Capital Investment* (CI)
2. Biaya Produksi Total/*Total Cost* (TC)
3. Margin Keuntungan/*Profit Margin* (PM)
4. Titik Impas/*Break Even Point* (BEP)

5. Laju Pengembalian Modal/*Return On Investment* (ROI)
6. Waktu Pengembalian Modal/*Pay Out Time* (POT)
7. Laju Pengembalian Internal/*Internal Rate of Return* (IRR)

10.1 Modal Investasi

Modal investasi adalah seluruh modal untuk mendirikan pabrik dan mulai menjalankan usaha sampai mampu menarik hasil penjualan. Modal investasi terdiri dari:

10.1.1 Modal Investasi Tetap (MIT)/ *Fixed Capital Investment* (FCI)

Modal investasi tetap adalah modal yang diperlukan untuk menyediakan segala peralatan dan fasilitas manufaktur pabrik. Modal investasi tetap ini terdiri dari:

1. Modal Investasi Tetap Langsung (MITL)/ *Direct Fixed Capital Investment* (DFCI), yaitu modal yang diperlukan untuk mendirikan bangunan pabrik, membeli dan memasang mesin, peralatan proses, dan peralatan pendukung yang diperlukan untuk operasi pabrik.

Modal investasi tetap langsung ini meliputi:

- a. Modal untuk tanah
- b. Modal untuk bangunan
- c. Modal untuk peralatan proses
- d. Modal untuk peralatan utilitas
- e. Modal untuk instrumentasi dan alat kontrol
- f. Modal untuk perpipaan
- g. Modal untuk instalasi listrik

- h. Modal untuk insulasi
- i. Modal untuk inventaris kantor
- j. Modal untuk perlengkapan kebakaran dan keamanan
- k. Modal untuk sarana transportasi
- l. Dari hasil perhitungan lampiran E diperoleh Modal Investasi Tetap

Langsung (MITL) adalah sebesar Rp388.832.130.864,22

- 2. Modal Investasi Tetap Tak Langsung (MITTL)/ *Indirect Fixed Capital Investment (IFCI)*, yaitu modal yang diperlukan pada saat pendirian pabrik (*construction overhead*) dan semua komponen pabrik yang tidak berhubungan secara langsung dengan operasi proses. Modal investasi tetap tak langsung ini meliputi:

- a. Modal untuk pra-investasi
- b. Modal untuk engineering dan supervisi
- c. Modal biaya legalitas
- d. Modal biaya kontraktor (*contractor's fee*)
- e. Modal untuk biaya tak terduga (*contingencies*)

Dari perhitungan pada Lampiran E diperoleh modal investasi tetap tak langsung, MITTL sebesar Rp51.893.988.212,80

Maka total Modal Investasi Tetap (MIT),

$$\text{Total MIT} = \text{MITL} + \text{MITTL}$$

$$= \text{Rp}388.832.130.864,22 + \text{Rp}51.893.988.212,80$$

$$= \text{Rp}440.726.119.077$$

10.1.2 Modal Kerja/*Working Capital* (WC)

Modal kerja adalah modal yang diperlukan untuk memulai usaha sampai mampu menarik keuntungan dari hasil penjualan dan memutar keuangannya. Jangka waktu pengadaan biasanya antara 3-4 bulan, tergantung pada cepat atau lambatnya hasil produksi yang diterima. Dalam perancangan ini jangka waktu pengadaan modal kerja diambil 3 bulan. Modal kerja ini meliputi:

1. Modal untuk biaya bahan baku proses, utilitas, dan pengolahan limbah.
2. Modal untuk kas.

Kas merupakan cadangan yang digunakan untuk kelancaran operasi dan jumlahnya tergantung pada jenis usaha. Alokasi kas meliputi gaji pegawai, biaya administrasi umum dan pemasaran, pajak, dan biaya lainnya.

- a. Modal untuk mulai beroperasi (*start-up*).
- b. Modal untuk piutang dagang.

Dari hasil perhitungan pada Lampiran E diperoleh Modal Kerja sebesar Rp188.882.622.461,58

$$\begin{aligned}\text{Total Modal Investasi} &= \text{Modal Investasi Tetap} + \text{Modal Kerja} \\ &= \text{Rp}440.726.119.077,02 + \text{Rp}188.882.622.461,58 \\ &= \text{Rp}629.608.741.538,60\end{aligned}$$

Modal Investasi berasal dari:

1. Modal sendiri/saham-saham sebanyak 60% dari modal investasi total. Modal sendiri adalah Rp377.765.244.923
2. Pinjaman dari bank sebanyak 40% dari modal investasi total. Pinjaman bank adalah Rp251.843.496.615

10.1.3 Biaya Produksi Total (BPT)/Total Cost (TC)

Biaya produksi total merupakan semua biaya yang digunakan selama pabrik beroperasi. Biaya produksi total meliputi:

a) Biaya Tetap/ *Fixed Cost* (FC)

Biaya tetap adalah biaya yang jumlahnya tidak tergantung pada jumlah produksi, meliputi:

1. Bunga pinjaman bank
2. Depresiasi dan amortisasi
3. Biaya tambahan industri
4. Biaya administrasi umum
5. Biaya asuransi
6. Pajak Bumi dan Bangunan (PBB)

Dari hasil perhitungan pada Lampiran E diperoleh biaya tetap (FC) adalah sebesar Rp82.478.745.142

b) Biaya Variabel/ *Variable Cost* (VC)

Biaya variabel adalah biaya yang jumlahnya tergantung pada jumlah produksi. Biaya variabel meliputi:

1. Biaya bahan baku proses dan utilitas
2. Biaya variabel tambahan, meliputi biaya perawatan dan penanganan lingkungan, pemasaran dan distribusi.
3. Gaji tetap karyawan
4. Biaya laboratorium, penelitian, dan pengembangan

5. Biaya hak paten dan royalti

Dari hasil perhitungan pada Lampiran E diperoleh biaya *variabel cost* (VC) adalah sebesar Rp973,502,240,014.

10.2 Total Penjualan

Penjualan diperoleh dari hasil penjualan produk Metil Ester dan produk samping Gliserol adalah sebesar Rp1.484.726.069.594.

10.3 Perkiraan Rugi/Laba Usaha

Dari hasil perhitungan pada Lampiran E diperoleh:

1. Laba sebelum pajak (*brutto*) = Rp117.422.486.044,03
2. Laba setelah pajak (*netto*) = Rp82.195.740.230,82

10.4 Analisis Aspek Ekonomi

10.4.1 *Percent Profit on Sales* (POS) / *Profit Margin*

Profit Margin adalah persentase perbandingan antara keuntungan sebelum pajak penghasilan PPh terhadap total penjualan.

$$\text{POS} = \frac{\text{Profit sebelum pajak}}{\text{Harga Penjualan}} \times 100\%$$

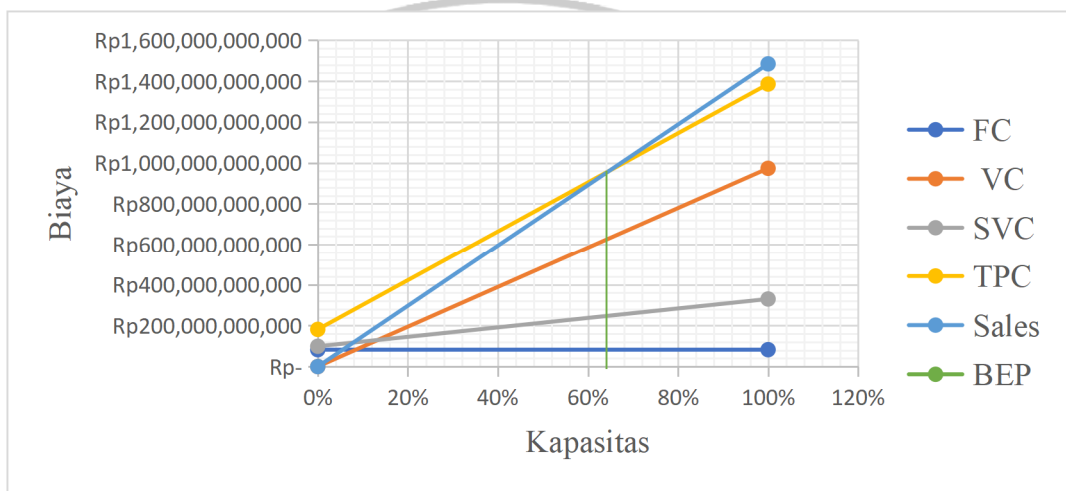
$$\text{POS} = \frac{\text{Rp117.422.486.044,03}}{\text{Rp1.484.726.069.593,55}} \times 100\%$$

$$= 7,91\%$$

Dari hasil perhitungan diperoleh *profit margin* sebesar 7,91%, maka pra rancangan pabrik ini memberikan keuntungan.

10.4.2 Break Even Point (BEP)

Break Even Point adalah keadaan kapasitas produksi pabrik pada saat hasil penjualan hanya dapat menutupi biaya produksi. Dalam keadaan ini pabrik tidak untung dan tidak rugi.



Gambar 10.1 Break Even Point Chart

Terlihat pada grafik diatas bahwa BEP = 64,75% kapasitas produk

$$\begin{aligned}
 \text{BEP} &= \frac{\text{Fixed Cost} + (0,3 \times \text{Semi Variabel Cost})}{\text{Total penjualan} - (0,7 \times \text{Semi Variabel Cost}) - \text{Variabel Cost}} \times 100 \% \\
 &= \frac{\text{Rp}82,478,745,142 + (0,3 \times \text{Rp}329,961,608,168)}{\text{Rp}1,484,726,069,594 - (0,7 \times \text{Rp}329,961,608,168) - \text{Rp}973,502,240,014} \\
 &= 64,75\%
 \end{aligned}$$

Dari hasil perhitungan lampiran E, maka *Break Even Point* sebesar 64,75%.

Titik BEP terjadi pada kapasitas produksi pada saat 64.751,75 ton.

10.4.3 Return on Investment (ROI)

Return on Investment adalah besarnya persentase pengembalian modal tiap tahun dari penghasilan bersih.

$$\text{Percent Return on Investment (ROI)} = \frac{\text{profit setelah pajak}}{\text{Fixed Capital Investment}} \times 100\%$$

$$\text{ROI sesudah pajak} = \frac{\text{Rp}82.195.740.230,82}{\text{Rp}440.726.119.077,02} \times 100\% = 18,65\%$$

Analisis ini dilakukan untuk mengetahui laju pengembalian modal investasi total dalam pendirian pabrik. Kategori resiko pengembalian modal tersebut adalah:

1. $\text{ROI} \leq 15\%$ resiko pengembalian modal rendah.
2. $15 \leq \text{ROI} \leq 45\%$ resiko pengembalian modal rata-rata.
3. $\text{ROI} \leq 45\%$ resiko pengembalian modal tinggi.

Dari hasil perhitungan diperoleh ROI sebesar 18,65%, sehingga pabrik yang akan didirikan ini termasuk resiko laju pengembalian modal rata-rata.

10.4.4 *Pay Out Time (POT)*

Pay Out Time adalah waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang dicapai. Perhitungan ini diperlukan untuk mengetahui berapa tahun investasi yang telah dilakukan akan kembali.

$$\text{Pay Out Time} = \frac{FCI}{\text{Profit} + \text{Depresiasi}}$$

$$\text{POT sebelum pajak} = \frac{\text{Rp}440.726.119.077,02}{\text{Rp}117.422.486.044,03 + \text{Rp}44.072.611.907,70} = 2,73 \text{ tahun}$$

$$\text{POT sesudah pajak} = \frac{\text{Rp}440.726.119.077,02}{\text{Rp}82.195740.230,82 + \text{Rp}44.072.611.907,70} = 3,49 \text{ tahun}$$

Dari hasil perhitungan diperoleh POT sebelum pajak sebesar 2,73 tahun, dan POT setelah pajak sebesar 3,49 tahun.

10.4.5 *Internal Rate of Return (IRR)*

Internal rate of return berdasarkan *discounted cash flow* adalah suatu tingkat bunga tertentu dimana seluruh penerimaan akan tepat menutup seluruh jumlah pengeluaran modal. Apabila IRR ternyata lebih besar dari bunga ril yang berlaku,

maka pabrik akan menguntungkan tetapi bila IRR lebih kecil dari bunga riil yang berlaku maka pabrik dianggap rugi. Dari perhitungan Lampiran E diperoleh IRR = 13,5%, sehingga pabrik akan menguntungkan karena lebih besar dari bunga bank saat ini sebesar 10% (BRI, 2024).

10.4.6 Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point adalah suatu titik atau saat penentuan aktivitas produksi dihentikan. Penyebabnya antara lain adalah *Variable cost* yang terlalu tinggi, atau karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan keuntungan).

$$\begin{aligned}
 \text{SDP} &= \frac{0,3\text{SVC}}{S-0,7\text{SVC}-\text{VC}} \times 100\% \\
 &= \frac{0.3(\text{Rp}329,961,608,168)}{\text{Rp}1,484,726,069,594 - (0.7 \times \text{Rp}329,961,608,168) - \text{Rp}973,502,240,014} \times 100\% \\
 &= 35,32\%
 \end{aligned}$$

BAB XI

KESIMPULAN

Hasil analisis pada Pra Rancangan Pabrik Metil Ester dari *Crude Palm Oil* (CPO) dengan Kapasitas Produksi 100.000 Ton/Tahun diperoleh beberapa kesimpulan, yaitu:

1. Pabrik direncanakan beroperasi selama 330 hari/tahun dengan kapasitas produksi 100.000 ton/tahun.
2. Proses yang dipilih untuk pembuatan metil ester yaitu proses esterifikasi dan transesterifikasi dengan konversi 98%.
3. Bahan baku utama yang digunakan dalam proses pembuatan metil ester adalah *crude palm oil* (CPO) atau minyak kelapa sawit mentah.
4. Lokasi pabrik direncanakan didirikan di Tangkiang, Kecamatan Kintom, Kabupaten Banggai, Sulawesi Tengah yang merupakan daerah penghasil minyak sawit. Bentuk badan usaha yang direncanakan adalah Perseroan Terbatas (PT), dengan jumlah tenaga kerja yang dibutuhkan 129 orang yang terbagi dalam 2 kategori yaitu karyawan *shift* dan *non shift*.
5. Hasil analisis ekonomi yang diperoleh adalah sebagai berikut :
 - *Total Capital Investment* = Rp629.608.741.538,60
 - *Sales Cost* = Rp1.484.726.069.594
 - Laba Bersih = Rp82.195.740.230,82
 - *Pay Out Time* (POT) = 3,49 tahun
 - *Break Event Point* (BEP) = 64,75%

6. Berdasarkan hasil pertimbangan dari data di atas maka dapat disimpulkan bahwa Pra Rancangan Pabrik Metil Ester *Crude Palm Oil* (CPO) dengan Kapasitas Produksi 100.000 Ton/Tahun ini layak untuk didirikan.



DAFTAR PUSTAKA

- Adi, Muhammad Syah Budi Kusuma. 2011. Reaksi Pirolisis Minyak Jarak Pagar Menjadi Bio Sentara Solar Komersial Menggunakan Katalis NiO/ α -Al₂O₃ dan NiMo/ γ -Al₂O₃. Universitas Indonesia. Depok
- Adu, R. E. Y. 2020. Esterifikasi dan Deasidifikasi Minyak Jelantah Sebelum Pembuatan Biodiesel dengan Katalis Abu Tongkol Jagung. *Jurnal Kimia (Journal of Chemistry)* Vol. 14 (2):162
- Arfandi, Azis. 2008. Simulasi Proses Pembuatan Biodiesel dengan Bantuan *Chemcad* Menggunakan Metode *Hybrid* dan Perhitungan Awal Ekonominya. Universitas Indonesia. Jakarta
- Asri, Fajar. 2018. Prarancangan Pabrik Biodiesel dari Minyak Jelantah dengan Proses Esterifikasi dan Transesterifikasi Kapasitas 7.500 Ton/Tahun. Universitas Islam Indonesia. Yogyakarta
- ASTM D6751-09. Syarat Mutu Metil Ester Standar.2002.
- Badan Pusat Statistik. 2022. Statistik Kelapa Sawit Indonesia. www.bps.go.id. Diakses pada tanggal 25 November 2023
- Badan Standarisasi Nasional. 2015. SNI 7182:2015, Biodisel. Badan Standar Nasional.
- Brownell, L.E. and Young, E.H. 1959. "*Process Equipment Design*". John Wiley and Sons, Inc. New York
- Coulson, J. M., and Richardson., J. F., 1983. *Chemical Engineering, Vol. 6, 1st Edition*. Pergamon Press. Oxford.
- Damarani, Z. 2019. Pra-Desain Pabrik *Refined Bleached Deodorized (RBD)* Olein dari *Crude Palm Oil (CPO)*. *Jurnal Teknik ITS* vol. 8 (1): 51
- Dewi, Riska Apriliana. 2019. PraRancangan Pabrik Pembuatan *Fatty Acid Methyl Ester (FAME)* dari *Crude Palm Oil (MINYAK KELAPA SAWIT)* dengan Proses Transesrifikasi. Universitas Bhayangkara Jakarta Raya. Jakarta

- Estiasih, Teti. 2015. Mikroemulsifikasi Fraksi Tidak Tersabunkan Distilat Asam Lemak Minyak Sawit. *Jurnal Teknol dan Industri Pangan* Vol. 26 (2):190
- Gabungan Pengusaha Kelapa Sawit Indonesia (GAPKI).2023. *Crude Palm Oil CPO di Indonesia*.
- Geankoplis, C.J. 1983. *Transport Processes and Unit Operations, 2ed. Allyn and Bacon Inc. Boston*
- Gustone, F.D., dan Padley, F.B. 1997. *Lipid Technologies and Application. Marcel Dekket Inc, New York.*
- <https://www.matches.com>
- Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral RI. 2022. *Handbook Of Energy & Economic Statistics of Indonesia*. www.esdm.go.id. Diakses pada tanggal 5 Desember 2023
- Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral RI. 2020. Menteri Arifin: Transisi Energi Mutlak Diperlukan. www.esdm.go.id. Diakses pada tanggal 5 Desember 2023
- Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral RI. 2022. Perubahan Kedua Penetapan BU BBM dan BU BBN Jenis Biodiesel serta Alokasi Volume BBN Jenis Biodiesel untuk Pencampuran BBM Jenis Minyak Solar Periode Januari-Desember 2022. www.esdm.go.id. Diakses pada tanggal 5 Desember 2023
- Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral RI. 2022. Persiapan B40 Hampir Selesai, Sudah Sampai Overhaul Dan Rating Mesin. www.esdm.go.id. Diakses pada tanggal 5 Desember 2023
- Kementerian Perindustrian. 2018. Gambaran Sekilas Industri Minyak Kelapa Sawit. www.kemenperin.go.id. Diakses pada tanggal 21 Januari 2024
- Kern, D.Q., 1965 , "Process Heat Transfer" , Inted , McGraw Hill Book Company Inc. , N.Y.
- Ketaren, s. 1986. Pengantar Teknologi Minyak dan Lemak Pangan. UI Press. Jakarta
- Killeainda, Elda Sefti. 2015. Pengaruh Konsentrasi Larutan Asam Klorida Tanpa dan Dengan Inhibitor Kalium Kromat 0,2% terhadap Laju Korosi Baja Api 51 Grade B PSI 1. *Jurnal Teori dan Aplikasi Fisika* Vol. 03 (1):44

- Koesnadi, Claudya Stanila. 2021. Pra Desain Pabrik Pembuatan Pupuk Urea dari Gas Alam Menggunakan Metode *Snamprogetti* dengan Kapasitas 626.000 Ton/tahun. Institut Teknologi Sepuluh Nopember. Surabaya
- Kurniasih, Eka. 2018. Analisis Perolehan Densitas Metil Ester Melalui Variasi Rasio Katalis Zeolit/KI dan Rasio Mol CH₃OH. Universitas Wahid Hasyim. Semarang
- LabChem. 2024. <https://www.labchem.com/tools/msds/msds/VT430.pdf>. Diakses pada tanggal 10 Juni 2024
- Maharani, Putri. 2018. Perancangan Pabrik *Fatty Acid Methyl Ester* dari Minyak Kelapa Sawit Kapasitas 80.000 Ton/Tahun. Universitas Islam Indonesia. Yogyakarta
- Maimun, Teuku. 2017. Penghambatan Peningkatan Kadar Asam Lemak Bebas (*Free Fatty Acid*) pada Buah Kelapa Sawit dengan Menggunakan Asap Cair. Jurnal Unsyiah vol. 9 (2):45
- Patent US 2013/8404005B2. *System And Process Of Biodiesel Production*. Google Patent.
- 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
- 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
- Prasetyo, A. 2012. Potensi Gliserol dalam Pembuatan Turunan Gliserol Melalui Proses Esterifikasi. Jurnal Ilmu Lingkungan Vol. 10 (1):26
- Putra, Yudi. 2014. Pengaruh Campuran Premium dan Metanol terhadap Emisi Gas Buangan Sepeda Motor Vario*Techno* PGM-FI. Universitas Negeri Padang. Padang

- Rachmaniah, O. 2009. Produksi Biodiesel Berkemurnian Tinggi dari *Crude Palm Oil* (CPO) dengan *Tertrahidrofuran-fast Single-Phase Process*. Institut Teknologi Sepuluh Nopember. Surabaya
- Santoso, Herry. 2013. Pembuatan Biodiesel Menggunakan Katalis Basa Heterogen Berbahan Dasar KulitTelur. Universitas Katolik Parahyangan. Bandung
- Sianturi, Nancy L. 2011. Kajian Proses *Degumming* Minyak Kelapa Sawit Kasar (CPO) dengan Menggunakan Asam Fosfat. IPB. Bogor
- Susanto, Heri. 2014. Prarancangan Pabrik Biodisel dari *Crude Palm Oil* (MINYAK KELAPA SAWIT) dan Metanol Kapasitas 660.000 Ton/Tahun. Universitas Muhammadiyah Surakarta. Sukoharjo
- Tickell, J. 2000. *From the Fryer to the Fuel Tank, 3rd ed.* Tickell Energy Consulting. USA
- Walas, Stanley M. 1990. *Chemical Process Equipment*. Departement of Chemical and Petroleum Engineering University of Kanas
- Warlinda, Yulia Asri. 2019. Asam Posfat (H_3PO_4) *Ionic Trasformation of Phosphoric Acid in Aqueous Solution*. Universitas Negeri Padang. Padang
- Warsani, Hengki. 2013. Kajian Pemanfaatan Lahan Sawah di Kecamatan Kuantan Tengah Kabupaten Kuantan Singingi. Universitas Pendidikan Indonesia. Bandung.
- Yaws, Carl L. 1999. *Chemical Properties Handbook*, Mc Graw-Hill. New York

L

A

M

P

I

R

A

N



LAMPIRAN A

NERACA MASSA

Kapasitas Produksi

Produksi = Metil ester

Bahan baku = Crude palm oil

Kemurnian produk = 98%

Kapasitas produksi = 100.000 ton/tahun

Waktu operasi = 330 hari/tahun

= 24 jam/hari

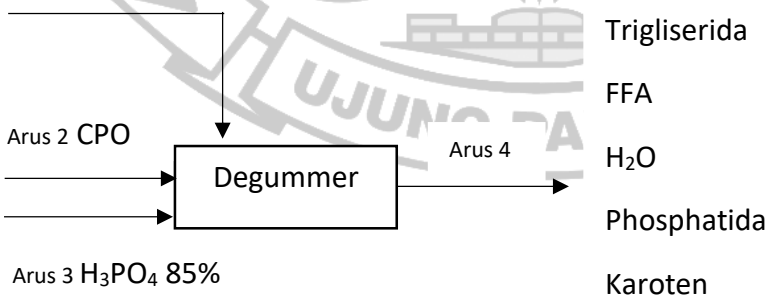
Kapasitas produksi per jam = $\frac{100.000 \text{ ton}}{\text{tahun}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jami}} \times \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}}$

= 12.626,2626 kg/jam

Basis yang digunakan = 100 kg/jam

A. Degummer (DG)

Arus 1 Bentonit



Komponen Penyusun Minyak

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

Sumber: Gunstone (1997)

Komposisi bahan baku

1. CPO 100 kg/jam

Trigliserida = 95,63 %

$$= \frac{95,63}{100} \times 100 \text{ kg/jam} = 95,63 \text{ kg/jam}$$

FFA = 4 %

$$= \frac{4}{100} \times 100 \text{ kg/jam} = 4 \text{ kg/jam}$$

H₂O = 0,2 %

$$= \frac{0,2}{100} \times 100 \text{ kg/jam} = 0,2 \text{ kg/jam}$$

Phosphatida = 0,07 %

$$= \frac{0,07}{100} \times 100 \text{ kg/jam} = 0,07 \text{ kg/jam}$$

Karoten = 0,03 %

$$= \frac{0,03}{100} \times 100 \text{ kg/jam} = 0,03 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Aldehid} = 0,07 \%$$

$$= \frac{0,07}{100} \times 100 \text{ kg/jam} = 0,07 \text{ kg/jam}$$

2. Komposisi bentonit sebanyak 1 % dari berat CPO

$$\text{Bentonit} = \frac{1}{100} \times 100 \text{ kg/jam} = 1 \text{ kg/jam}$$

3. Komposisi H₃PO₄ 85% sebanyak 0,09 % dari berat CPO

$$\text{H}_3\text{PO}_4 = \frac{0,09}{100} \times 100 \text{ kg/jam} = 0,09 \text{ kg/jam}$$

$$= \frac{85}{100} \times 0,09 \text{ kg/jam} = 0,0765 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{O} = \frac{0,09}{100} \times 100 \text{ kg/jam} = 0,09 \text{ kg/jam}$$

$$= \frac{15}{100} \times 0,09 \text{ kg/jam} = 0,0135 \text{ kg/jam}$$

Jadi total campuran H₂O = 0,2 kg/jam + 0,0135 kg/jam

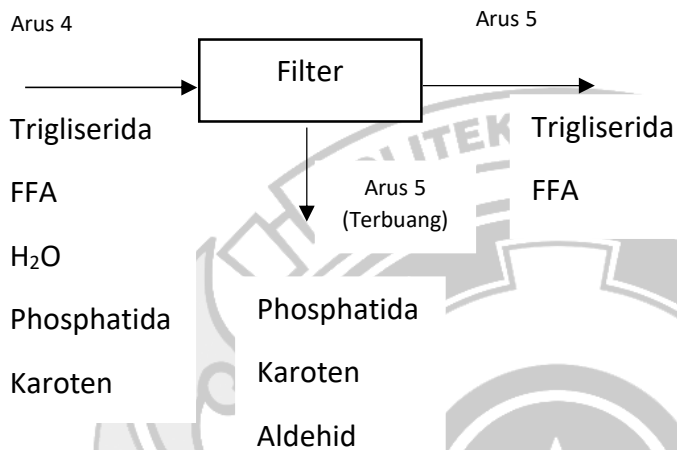
$$= 0,2135 \text{ kg/jam}$$

Neraca Massa Total

Komposisi	Degummer			
	Input			Output
	Arus 1 (kg/jam)	Arus 2 (kg/jam)	Arus 3 (kg/jam)	Arus 4 (kg/jam)
Trig	0	95.63	0	95.63
FFA	0	4	0	4
H2O	0	0.2	0.0135	0.2135
Phospatida	0	0.07	0	0.07
Karoten	0	0.03	0	0.03
Aldehid	0	0.07	0	0.07
Bentonit	1	0	0	1

H ₃ PO ₄	0	0	0.0765	0.0765
TOTAL	1	100	0.09	101.09
	101.09			101.09

B. Rotary Drum Vakum Filter (RDVF)



Komposisi umpan masuk

Trigliserida = 95,63 kg/jam

FFA = 4 kg/jam

Phosphatida = 0,07 kg/jam

Karoten = 0,03 kg/jam

Aldehyd = 0,07 kg/jam

Bentonit = 1 kg/jam

H₃PO₄ = 0,0765 kg/jam

H₂O = 0,2135 kg/jam

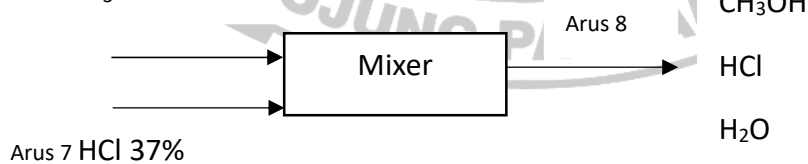
Diasumsikan phosphatida, karoten, aldehyd, H₃PO₄ terikut 100% dalam padatan keluar dari tangki filter.

Neraca Massa Total

Komposisi	RDVF		
	input	Output	
	Alur 4 (kg/jam)	Alur 5 proses selanjutnya (kg/jam)	Alur 5 Kotoran terbuang (kg/jam)
Trig	95.63	95.63	0
FFA	4	4	0
H ₂ O	0.2135	0.2135	0
Phospatida	0.07	0	0.07
Karoten	0.03	0	0.03
Aldehid	0.07	0	0.07
Bentonit	1	0	1
H ₃ PO ₄	0.0765	0	0.0765
TOTAL	101.09	99.8435	1.2465
	101.09	101.09	

C. Mixer (M-01)

Arus 6 CH₃OH 98%



Berat minyak = 99,63 kg/jam

BM minyak = 847,28 kg/kmol

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

Komposisi umpan masuk

$$1. \text{ Mol minyak} = \frac{99,63 \text{ kg/jam}}{847,28 \text{ kg/kmol}} = 0,1176 \text{ kmol/jam}$$

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

$$\text{CH}_3\text{OH} = (0,1176 \text{ kmol/jam} \times 32,04 \text{ kg/kmol}) \times 2 = 7,5350 \text{ kg/jam}$$

$$\text{CH}_3\text{OH} = \frac{98}{100} \times 7,5350 \text{ kg/jam} = 7,3843 \text{ kg/jam}$$

$$\text{CH}_3\text{OH } 98\% = 7,3843 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 0,1507 \text{ kg/jam}$$

2. Komposisi HCl 37% sebanyak 1% dari berat minyak

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

$$= \frac{37}{100} \times 0,9963 \text{ kg/jam} = 0,3686 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{O} = \frac{1}{100} \times 99,63 \text{ kg/jam} = 0,9963 \text{ kg/jam}$$

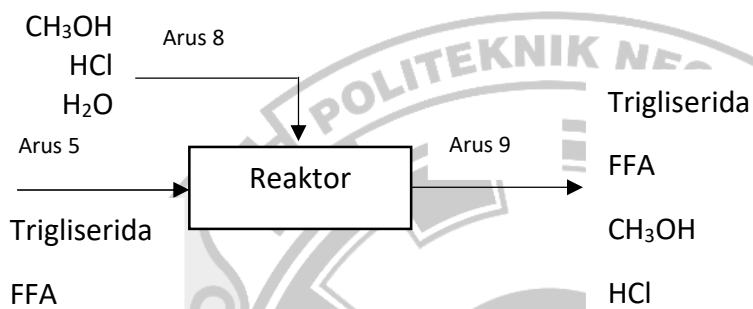
$$= \frac{63}{100} \times 0,9963 \text{ kg/jam} = 0,6277 \text{ kg/jam}$$

Neraca Massa Total

komposisi	MIXER I		
	Input		Output
	Alur 6 (kg/jam)	Alur 7 (kg/jam)	Alur 8 (kg/jam)
CH ₃ OH	7.3843	0.0000	7.3843

H2O	0.1507	0.6277	0.7784
HCL	0.0000	0.3686	0.3686
TOTAL	7.5350	0.9963	8.5313
		8.5313	8.5313

D. Reaktor Esterifikasi (R-01)



Reaksi yang terjadi dalam reaktor:



Kondisi operasi reaktor

Suhu = 60 °C

Tekanan = 1 atm

Konversi = 92 % (United State Patent, 8,404,005)

FFA				
		mol	Xif	Persen mol
Asam Palmitat	44%	0.1716	0.4633	46.33
asam Oleat	39.2%	0.1387	0.3744	37.44
Asam Linoleat	10.2%	0.0364	0.0982	9.82

Asam Linolenat	6.6%	0.0237	0.0640	6.40
		0.3703	1	100

$$\text{BM FFA} = (\text{Asam Palmitat} \times 46,33\%) + (\text{Asam oleat} \times 37,44\%) + (\text{Asam linoleat} \times 9,82\%) + (\text{Asam Linolenat} \times 6,40\%)$$

$$= (256,431 \times 0,443) + (282,689 \times 0,3744) + (280,45 \times 0,982) + (278,4 \times 0,640)$$

$$= 270,0284 \text{ kg/kmol}$$

RCOOCH ₃				
		mol	Xif	Persen mol
Metil Palmitat	44%	0.1627	0.4621	46.21
Metil Oleat	39.2%	0.1322	0.3755	37.55
Metil Linoleat	10.2%	0.0346	0.0984	9.84
Metil Linolenat	6.6%	0.0226	0.0641	6.41
		0.3521	1	100

$$\text{BM RCOOCH}_3 = (\text{Metil Palmitat} \times 46,21\%) + (\text{Metil oleat} \times 37,55\%) + (\text{Metil linoleat} \times 9,84\%) + (\text{Metil Linolenat} \times 6,41\%)$$

$$= (270,45 \times 0,4621) + (296,49 \times 0,3755) + (294,5 \times 0,984) + (292,5 \times 0,641)$$

$$= 284,0066 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{BM H}_2\text{O} = 18 \text{ kg/kmol}$$

Komposisi umpan masuk

1. Trigliserida = 95,63 kg/jam = 0,1128 kmol/jam
2. FFA = 4 kg/jam = 0,0148 kmol/jam
3. H₂O = 0.2135 kg/jam = 0,0119 kmol/jam
4. CH₃OH 98% = 7,3843 kg/jam = 0,2305 kmol/jam
- H₂O = 0,7784 kg/jam = 0,0432 kmol/jam
5. HCl = 0,3686 kg/jam = 0,0101 kmol/jam



mula2	0.0148	0.2305		
Reaksi	0.0136	0.0136	0.0136	0.0136
sisas	0.0012	0.2168	0.0136	0.0136

- ❖ Mol FFA bereaksi = Konversi Reaksi x Mol FFA masuk
 = 92 % x 0,0148 kmol/jam
 = 0,0136 kmol/jam
- ❖ Mol Metanol bereaksi = $\frac{\text{Koef Metanol}}{\text{Koef FFA}} \times \text{mol FFA bereaksi}$
 = $\frac{1}{1} \times 0,0148 \text{ kmol/jam}$
 = 0,0136 kmol/jam
- ❖ Mol Metil ester terbentuk = $\frac{\text{Koef Metil Ester}}{\text{Koef FFA}} \times \text{mol FFA bereaksi}$
 = $\frac{1}{1} \times 0,0148 \text{ kmol/jam}$
 = 0,0136 kmol/jam

$$\begin{aligned} \text{❖ Mol H}_2\text{O terbentuk} &= \frac{\text{Koef H}_2\text{O}}{\text{Koef FFA}} \times \text{mol FFA bereaksi} \\ &= \frac{1}{1} \times 0,0148 \text{ kmol/jam} \\ &= 0,0136 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Mr FFA} = 270,0284 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{Mr H}_2\text{O} = 18 \text{ kg/kmol}$$

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

$$\text{Mr RCOOCH}_3 = 284,0066 \text{ kg/kmol}$$

Komposisi produk keluar

$$\begin{aligned} \text{❖ Laju alir FFA} &= \text{mol FFA sisa} \times \text{Mr} \\ &= 0,0012 \text{ kmol/jam} \times 270,0284 \text{ kg/kmol} \\ &= 0,3200 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

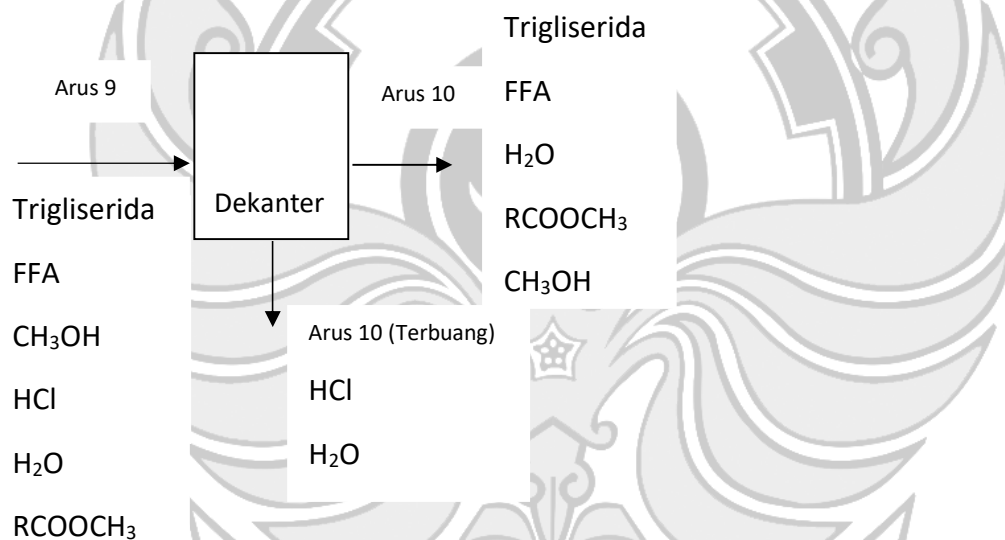
$$\begin{aligned} \text{❖ Laju alir CH}_3\text{OH} &= \text{mol CH}_3\text{OH sisa} \times \text{Mr} \\ &= 0,2168 \text{ kmol/jam} \times 32,04 \text{ kg/kmol} \\ &= 6,947 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{❖ Laju alir RCOOCH}_3 &= \text{mol RCOOCH}_3 \text{ terbentuk} \times \text{Mr} \\ &= 0,0136 \text{ kmol/jam} \times 284,0066 \text{ kg/kmol} \\ &= 3,8705 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

komposisi	Reaktor I					
	Input				Output	
	Arus 5 (kg/jam)	Arus 5 (Kmol/jam)	Arus 8 (Kg/jam)	Arus 8 (Kmol/jam)	Arus 9 (kg/jam)	Arus 9 (Kmol/jam)
Trig	95.6300	0.1128	0.0000	0.0000	95.6300	0.1128

FFA	4	0.0148	0.0000	0.0000	0.3200	0.0012
H ₂ O	0.2135	0.0119	0.7784	0.0432	1.2373	0.0687
HCL	0.0000	0.0000	0.3686	0.0101	0.3686	0.0101
CH ₃ OH	0.0000	0.0000	7.3843	0.2305	6.9477	0.2168
RCOOCH ₃	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	3.8705	0.0136
TOTAL	99.8435	0.1394	8.5313		108.3740	
			108.37		108.37	

E. Dekanter (DC-01)



Komposisi masuk dekanter

Triglicerida = 95,63 kg/jam = 0,1128 kmol/jam

FFA = 0,3200 kg/jam = 0,0012 kmol/jam

RCOOCH₃ = 3,8705 kg/jam = 0,0136 kmol/jam

CH₃OH = 6,9477 kg/jam = 0,2168 kmol/jam

$$\text{HCl} = 0,3686 \text{ kg/jam} = 0,0101 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 1,2373 \text{ kg/jam} = 0,0687 \text{ kmol/jam}$$

Efisiensi alat decanter 90%, (Felder, R.M & Rousseau R.W. 2005)

Maka komposisi produk keluar :

1. Trigliserida keluar = $95,63 \text{ kg/jam} \times 0,90 = 86,067 \text{ kg/jam}$
 Trigliserida terbuang = $95,63 \text{ kg/jam} \times 0,10 = 9,563 \text{ kg/jam}$
2. FFA keluar = $0,3200 \text{ kg/jam} \times 0,90 = 0,288 \text{ kg/jam}$
 FFA terbuang = $0,3200 \text{ kg/jam} \times 0,10 = 0,032 \text{ kg/jam}$
3. H₂O keluar = $1,2373 \text{ kg/jam} \times 0,90 = 1,1136 \text{ kg/jam}$
 H₂O terbuang = $1,2373 \text{ kg/jam} \times 0,10 = 0,1237 \text{ kg/jam}$

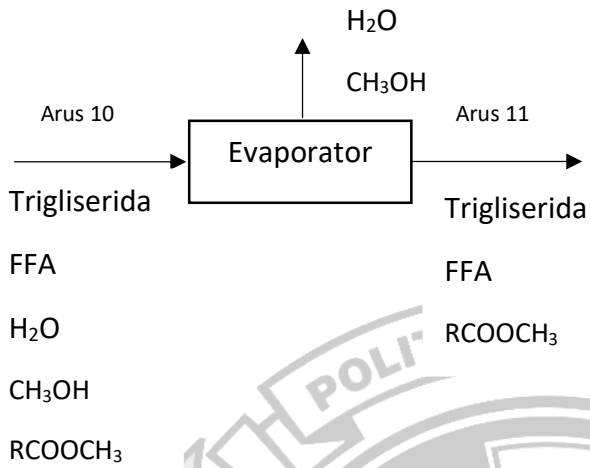
Diasumsikan HCl terbuang 100%

Neraca Massa Total

komposisi	Dekanter		
	Input	Output	
	Arus 9 (kg/jam)	Arus 10 proses selanjutnya (kg/jam)	Arus 10 terbuang (kg/jam)
Trig	95.6300	86.0670	9.5630
FFA	0.3200	0.2880	0.0320
H ₂ O	1.2373	1.1135	0.1237
HCL	0.3686	0.0000	0.3686
CH ₃ OH	6.9477	6.9477	0.0000
RCOOCH ₃	3.8705	3.8705	0.0000
TOTAL	108.3740	98.2867	10.0873
	108.3740	108.3740	

F. Evaporator (EV-01)

Arus 11 (Terbuang)



Komposisi masuk evaporator

Triglisericida	= 86,0670 kg/jam	= 0,1015 kmol/jam
FFA	= 0,2880 kg/jam	= 0,0011 kmol/jam
H ₂ O	= 1,1135 kg/jam	= 0,0619 kmol/jam
CH ₃ OH	= 6,9477 kg/jam	= 0,2168 kmol/jam
RCOOCH ₃	= 3,8705 kg/jam	= 0,0136 kmol/jam

Diasumsikan H₂O dan CH₃OH menguap 100%

Neraca Massa Total

komposisi	Evaporator I		
	input	Output	
	Alur 10 (kg/jam)	Alur 11 (kg/jam)	Alur 11 terbuang (kg/jam)
Trig	86.0670	86.0670	0.0000
FFA	0.2880	0.2880	0.0000
H ₂ O	1.1135	0.0000	1.1135
CH ₃ OH	6.9477	0.0000	6.9477
RCOOCH ₃	3.8705	3.8705	0.0000
TOTAL	98.2867	90.2254	8.0612
	98.2867	98.2867	

G. Mixer (M-02)



Berat minyak = 86,0670 kg/jam

BM minyak = 847,28 kg/kmol

BM CH₃OH = 32,04 kg/kmol

Komposisi umpan masuk:

$$1. \text{ Mol minyak} = \frac{86,0670 \text{ kg/jam}}{847,28 \text{ kg/kmol}} = 0,1016 \text{ kmol/jam}$$

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

$$\text{CH}_3\text{OH} = (0,1016 \text{ kmol/jam} \times 32,04 \text{ kg/kmol}) \times 6 = 19,9816 \text{ kg/jam}$$

$$\text{CH}_3\text{OH} = \frac{98}{100} \times 19,9816 \text{ kg/jam} = 19,5820 \text{ kg/jam}$$

$$\text{CH}_3\text{OH } 98\% = 19,5820 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 0,4078 \text{ kg/jam}$$

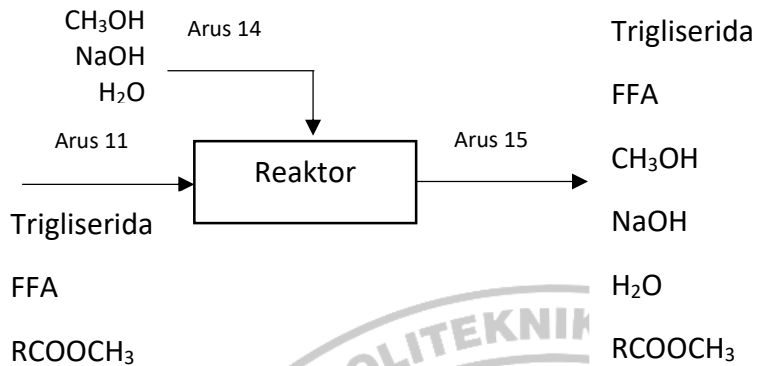
2. Komposisi NaOH sebanyak 1% dari berat minyak

$$\text{NaOH} = \frac{1}{100} \times 86,0670 \text{ kg/jam} = 0,8607 \text{ kg/jam}$$

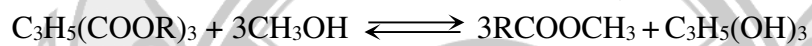
Neraca Massa Total

Komposisi	Mixer		
	Input		Output
	Alur 12 (kg/jam)	Alur 13 (kg/jam)	Alur 14 (kg/jam)
CH ₃ OH	19.5820	0.0000	19.5820
H ₂ O	0.4078	0.0000	0.4078
NaOH	0.0000	0.8607	0.8607
TOTAL	19.9898	0.8607	20.8504
	20.8504		20.8504

H. Reaktor Transesterifikasi (R-02)



Reaksi yang terjadi dalam reaktor:



Kondisi operasi reaktor

Suhu = 60 °C

Tekanan = 1 atm

Konversi = 98 % (United State Patent, 8,404,005)

Trigliserida				
		mol	Xif	Persen mol
Tripalmitin	44%	0.0545	0.4622	46.22
Triolein	39.2%	0.0443	0.3754	37.54
Trilinolein	10.2%	0.0116	0.0984	9.84
Trilinolenin	6.6%	0.0076	0.0641	6.41
		0.1179	1	100

$$\begin{aligned}
 \text{BM Trigliserida} &= (\text{Tripalmitin} \times 46,22\%) + (\text{Triolein} \times 37,54\%) + (\text{Trilinolein} \times 9,84\%) \\
 &\quad + (\text{Trilinolenin} \times 6,41\%) \\
 &= (807,3364 \times 0,4622) + (885,456 \times 0,3754) + (879,388 \times 0,984) + \\
 &\quad (873,3364 \times 0,641) \\
 &= 847,9796 \text{ kg/kmol}
 \end{aligned}$$

$$\text{BM RCOOCH}_3 = 284,0066 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{BM C}_3\text{H}_5(\text{OH})_3 = 92,09 \text{ kg/kmol}$$

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

Komposisi masuk reaktor

$$\text{Trigliserida} = 86,0670 \text{ kg/jam} = 0,1015 \text{ kmol/jam}$$

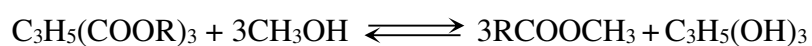
$$\text{FFA} = 0,2880 \text{ kg/jam} = 0,0011 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{RCOOCH}_3 = 3,8705 \text{ kg/jam} = 0,0136 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{CH}_3\text{OH} = 19,5820 \text{ kg/jam} = 0,6112 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{NaOH} = 0,8607 \text{ kg/jam} = 0,0215 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 0,4078 \text{ kg/jam} = 0,0227 \text{ kmol/jam}$$



	$C_3H_5(COOR)_3$	+	$3CH_3OH$	\rightleftharpoons	$3RCOOCH_3$	+	$C_3H_5(OH)_3$
mula2	0.1015		0.6112				
Reaksi	0.0995		0.2984		0.2984		0.0995
sis	0.0020		0.3128		0.2984		0.0995

$$\text{❖ Mol Trig bereaksi} = \text{Konversi Reaksi} \times \text{Mol Trig masuk}$$

$$= 98 \% \times 0,1015 \text{ kmol/jam}$$

$$= 0,0995 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{❖ Mol Metanol bereaksi} = \frac{\text{Koef Metanol}}{\text{Koef Trig}} \times \text{mol Trig bereaksi}$$

$$= \frac{3}{1} \times 0,0995 \text{ kmol/jam}$$

$$= 0,2984 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{❖ Mol Metil ester terbentuk} = \frac{\text{Koef Metil Ester}}{\text{Koef Trig}} \times \text{mol Trig bereaksi}$$

$$= \frac{3}{1} \times 0,0995 \text{ kmol/jam}$$

$$= 0,2984 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{❖ Mol Gliserol terbentuk} = \frac{\text{Koef Gliserol}}{\text{Koef Trig}} \times \text{mol Trig bereaksi}$$

$$= \frac{1}{1} \times 0,0995 \text{ kmol/jam}$$

$$= 0,0995 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Mr Triglicerida} = 847,9796 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{Mr FFA} = 270,0284 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{Mr H}_2\text{O} = 18 \text{ kg/kmol}$$

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

$$\text{Mr RCOOCH}_3 = 284,0066 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{Mr Gliserol} = 92,09 \text{ kg/kmol}$$

Komposisi produk keluar

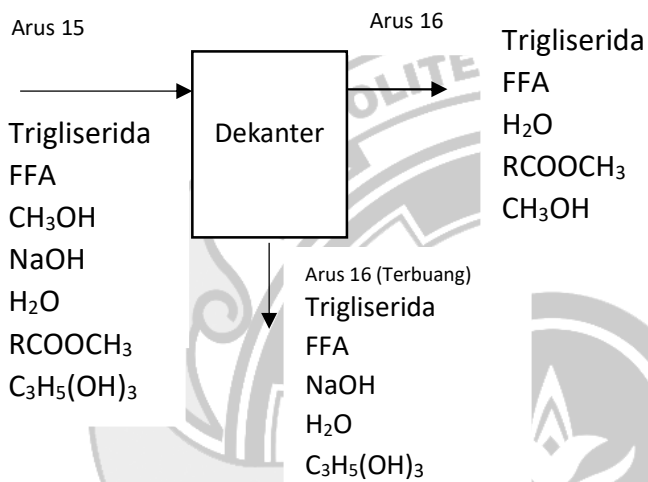
- ❖ Laju alir Triglicerida = mol Trig sisa x Mr
 $= 0,0020 \text{ kmol/jam} \times 847,9796 \text{ kg/kmol}$
 $= 1,7213 \text{ kg/jam}$
- ❖ Laju alir CH₃OH = mol CH₃OH sisa x Mr
 $= 0,3128 \text{ kmol/jam} \times 32,04 \text{ kg/kmol}$
 $= 10,0213 \text{ kg/jam}$
- ❖ Laju alir RCOOCH₃ = mol RCOOCH₃ terbentuk x Mr
 $= 0,2984 \text{ kmol/jam} \times 284,0066 \text{ kg/kmol}$
 $= 84,7475 \text{ kg/jam}$
- ❖ Laju alir Gliserol = mol Gliserol terbentuk x Mr
 $= 0,0995 \text{ kmol/jam} \times 92,09 \text{ kg/kmol}$
 $= 9,1599 \text{ kg/jam}$

Neraca Massa Total

komposisi	Reaktor II					
	Input				Output	
	Alur 11 (kg/jam)	Alur 11 (kmol/jam)	Alur 14 (kg/jam)	Alur 14 (kmol/jam)	Alur 15 (kg/jam)	Alur 15 (kmol/jam)
Trig	86.0670	0.1015	0.0000	0.0000	1.7213	0.0020
FFA	0.2880	0.0011	0.0000	0.0000	0.2880	0.0011
RCOOH3	3.8705	0.0136	0.0000	0.0000	88.6180	0.3120
H2O	0.0000	0.0000	0.4078	0.0227	0.4078	0.0227
CH3OH	0.0000	0.0000	19.5820	0.6112	10.0213	0.3128
NaOH	0.0000	0.0000	0.8607	0.0215	0.8607	0.0215

Gliserol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	9.1599	0.0995
TOTAL	90.23		20.85		111.08	
	111.08				111.08	

I. Dekanter (DC-02)



Komposisi masuk dekanter

Trigliserida = 1,7213 kg/jam = 0,0020 kmol/jam

FFA = 0,2880 kg/jam = 0,0011 kmol/jam

RCOOCH₃ = 88,6180 kg/jam = 0,3120 kmol/jam

CH₃OH = 10,0213 kg/jam = 0,3128 kmol/jam

NaOH = 0,8607 kg/jam = 0,0215 kmol/jam

C₃H₅(OH)₃ = 9,1599 kg/jam = 0,0995 kmol/jam

H₂O = 0,4078 kg/jam = 0,0227 kmol/jam

Efisiensi alat decanter 90%,

(Felder, R.M & Rousseau R.W. 2005)

Maka komposisi produk keluar :

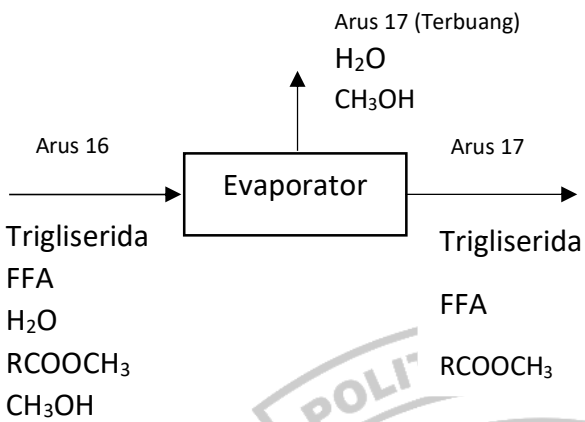
1. Trigliserida keluar = $1,7213 \text{ kg/jam} \times 0,90 = 1,5492 \text{ kg/jam}$
 Trigliserida terbuang = $1,7231 \text{ kg/jam} \times 0,10 = 0,1721 \text{ kg/jam}$
2. FFA keluar = $0,2880 \text{ kg/jam} \times 0,90 = 0,2592 \text{ kg/jam}$
 FFA terbuang = $0,2880 \text{ kg/jam} \times 0,10 = 0,0288 \text{ kg/jam}$
3. H₂O keluar = $0,4078 \text{ kg/jam} \times 0,90 = 0,3670 \text{ kg/jam}$
 H₂O terbuang = $0,4078 \text{ kg/jam} \times 0,10 = 0,0408 \text{ kg/jam}$

Diasumsikan NaOH dan C₃H₅(OH)₃ terbuang 100%

Neraca Massa Total

komposisi	Dekanter II		
	input	Output	
	Alur 15 (kg/jam)	Alur 16 ke terbuang (kg/jam)	Alur 16 ke proses selanjutnya (kg/jam)
Trig	1.7213	0.1721	1.5492
FFA	0.2880	0.0288	0.2592
H ₂ O	0.4078	0.3670	0.0408
CH ₃ OH	10.0213	0.0000	10.0213
RCOOCH ₃	88.6180	0.0000	88.6180
NaOH	0.8607	0.8607	0.0000
Gliserol	9.1599	9.1599	0.0000
TOTAL	111.0770	10.5885	100.4885
		111.0770	

J. Evaporator (EV-02)



Komposisi masuk evaporator

Trigliserida = 1,5492 kg/jam = 0,0018 kmol/jam

FFA = 0,2592 kg/jam = 0,0010 kmol/jam

RCOOCH₃ = 88,6180 kg/jam = 0,3120 kmol/jam

CH₃OH = 10,0213 kg/jam = 0,3128 kmol/jam

H₂O = 0,0408 kg/jam = 0,0023 kmol/jam

Diasumsikan H₂O dan CH₃OH menguap 100%

Neraca Massa Total

komposisi	Evaporator II		
	Input	Output	
	Alur 16 (kg/jam)	Alur 17 terbuang (kg/jam)	Alur 17 (kg/jam)
Trig	1.5492	0.0000	1.5492
FFA	0.2592	0.0000	0.2592

H2O	0.0408	0.0408	0.0000
CH3OH	10.0213	10.0213	0.0000
RCOOCH3	88.6180	0.0000	88.6180
TOTAL	100.4885	10.0620	90.4264
		100.4885	

Kemurnian Produk :

$$\text{Kemurnian RCOOCH}_3 = \frac{\text{Komponen Produk RCOOCH}_3}{\text{Total Produk}}$$

$$= \frac{88,6181 \text{ Kg/jam}}{90,4265 \text{ Kg/jam}}$$

$$= 98,0\%$$

$$\text{Faktor Pengali} = \frac{\text{Kapasitas Produksi Per Jam}}{\text{Produk RCOOCH}_3 \text{ dari Basis}}$$

$$= \frac{12626,263 \text{ Kg/jam}}{90,4265 \text{ Kg/jam}}$$

$$= 139,6301$$

$$\text{Umpan CPO yang diperlukan} = \text{Umpan Basis} \times \text{Faktor Pengali}$$

$$= 100 \text{ kg/jam} \times 139,6301$$

$$= 13963.009 \text{ kg/jam}$$

LAMPIRAN B

NERACA PANAS

Kapasitas Produksi = 100.000 ton/tahun
= 100.000.000 kg/tahun

Waktu Operasi = 330 hari/tahun

Suhu *Reference* = 25°C ; 1 atm

Satuan = kkal

A. Persamaan panas untuk kondisi aliran *steady* (Q)

$$Q = \Delta H = H_2 - H_1$$

$$\Delta H = m \cdot C_p \cdot dT$$

$$= m \cdot \int_{T_{ref}}^{T_{in}} C_p \cdot dT \quad (\text{Himmelblau, 1989})$$

Dengan : m = Berat bahan (Kg)

H = Panas (kkal)

C_p = Kapasitas panas (kkal/kg°C)

dT = Perubahan suhu (°C)

B. Kapasitas Panas

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 \quad (\text{Himmelblau, 1989})$$

Dengan : Konstanta = A,B,C,D

T = Suhu

Data Konstanta Kapasitas Panas

Komponen	A	B	C	D	Satuan	Literatur
FFA	278.686	2.5434	-5.44E-03	4.92E-06	kJ/kmol ^o K	Yaws, 1999
Trigliserida	274.33	2.4324	-0.0011	0.000044	kJ/kmol ^o K	perry, 7th
H2O	92.053	-3.9953.E-02	-2.1103.E-04	5.3469.E-07	kJ/kmol ^o K	Yaws, 1999
CH3OH	40,152	3.1046E-01	-1.029E-03	1.4598E-06	kJ/kmol ^o K	Yaws, 1999
HCl 37%	73.993	-1.2946E-01	-7.8980E-05	2.6409E-06	kJ/kmol ^o K	Yaws, 1999
NaOH	51.235	1.31E-02	2.34E-05		kJ/kmol ^o K	Yaws, 1999
C3H5(OH)3	132.145	1.00E-04	-1.87E-03	1.81E-06	kJ/kmol ^o K	Yaws, 1999
RCOOCH3	183.562	2.9014	-6.26E-03	5.70E-06	kJ/kmol ^o K	Yaws, 1999

Komponen	Cp (kJ/kmol ^o C)	Literatur
C ₃ H ₅ (OH) ₃	0,5927	Geankoplis, 1983
RCOOCH ₃	0,4750	Himmelblau, 1989

Data Perhitungan Cp

Kapasitas panas dapat dihitung berdasarkan data sebagai berikut:

Element	Solids (kJ/kmol ^o C)	Liquids (kJ/kmol ^o 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	C	H	O	P	N	kJ/kmol ^o K	kJ/kg ^o K	kcal/kg ^o K
Cp Aldehyd	40	8	1			637.1	1.1040083	0.2636372
Cp Karoten	40	56				1476	2.7491767	0.6565034
Cp Phosphatida	42	76	8	1	1	2124.7	2.8177458	0.6728777

C. Panas Pembentukan

Komponen	ΔH_f (kcal/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 (kcal/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 (kcal/mol)
Asam Palmitat	0	15	31	1	1	1	4679
Asam Oleat	1	16	35	1	1	1	5305
Asam Linoleat	2	15	32	1	1	1	5156

$$\begin{aligned} \Delta H_f \text{ FFA} & : (50,6\% \times \text{Palmitat}) + (39,2\% \times \text{Oleat}) + (10,2\% \times \text{Linoleat}) \\ & : (50,6\% \times 4679) + (39,2\% \times 5305) + (10,2\% \times 5156) \\ & : 4973,046 \text{ kkal/mol} \end{aligned}$$

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	47	98	6	0	3	14617
Trioleat Gliserida	0	53	104	6	0	3	15709
Trilinoelat Gliserida	0	53	98	6	0	3	15115

$$\begin{aligned} \Delta H_f \text{ Trigliserida} & : (50,6\% \times \text{Palmitat}) + (39,2\% \times \text{Oleat}) + (10,2\% \times \text{Linoleat}) \\ & : (50,6\% \times 14617) + (39,2\% \times 15709) + (10,2\% \times 15115) \\ & : 15095,86 \text{ kkal/mol} \end{aligned}$$

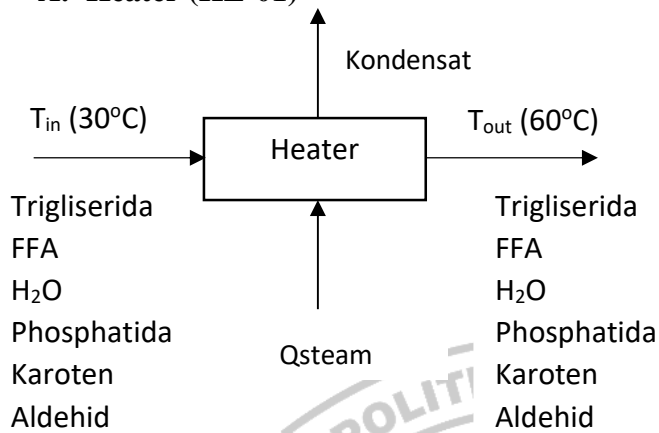
Perhitungan ΔH_f pada Metil Ester

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

$$\begin{aligned} \Delta H_f \text{ Metil Ester} & : (50,6\% \times \text{Palmitat}) + (39,2\% \times \text{Oleat}) + (10,2\% \times \text{Linoleat}) \\ & : (50,6\% \times 4949) + (39,2\% \times 5377) + (10,2\% \times 5243) \\ & : 5146,764 \text{ kkal/mol} \end{aligned}$$

Komponen	ΔH_f (kkal/g-mol)
FFA	4973,046
Trigliserida	15095,86
Metil Ester	5146,764

A. Heater (HE-01)



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 (kj/Kmol ^o K)	CpdT (kkal/Kmol ^o K)	Q (kkal/jam)
Trigliserida	13,352.83	15.75	10,510.10	2511.9751	39,555.16
FFA	558.52	2.07	3,429.27	819.6152	1,695.27
H2O	27.93	1.55	377.49	90.2214	139.97
Subtotal					41,390.40

komponen	Massa (Kg/Jam)	mol (kmol/jam)	CpdT (kkal/Kmol ^o K)	Q (kkal/jam)
Phosphatida	9.7741	0.0130	3.3644	0.0436
Karoten	4.1889	0.0078	3.2825	0.0256
Aldehyd	9.7741	0.0169	1.3182	0.0223
subtotal				0.0915
Total				41,390.4948

Panas keluar:

$$\text{Suhu bahan yang keluar } (T_{\text{out}}) = 60^{\circ}\text{C} = 333,15 \text{ K}$$

$$\text{Suhu referensi } (T_{\text{ref}}) = 25^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

komponen	Massa (Kg/Jam)	mol (kmol/jam)	CpdT (kj/Kmol \cdot K)	CpdT (kkal/Kmol \cdot K)	Q (kkal/jam)
Trigliserida	13,352.83	15.75	81,215.73	19411.0244	305,658.34
FFA	558.52	2.07	24,315.35	5811.5086	12,020.39
H2O	29.81	1.66	991.31	236.9293	392.39
Subtotal					318,071.12

komponen	Massa (Kg/Jam)	mol (kmol/jam)	CpdT (kj/Kmol \cdot K)	Q (kkal/jam)
Phosphatida	9.7741	0.0130	23.5507	0.3053
Karoten	4.1889	0.0078	22.9776	0.1793
Aldehid	9.7741	0.0169	9.2273	0.1563
subtotal				0.6408
total				318,071.7593

Panas yang dilepas steam (Q_{steam}):

$$Q_{\text{steam}} = Q_{\text{keluar}} - Q_{\text{masuk}}$$

$$= (318.071,7593 - 41.390,4948) \text{ kkal/jam}$$

$$= 276.681,2645 \text{ kkal/jam}$$

Media panas yang digunakan adalah saturated steam. Saturated steam pada 4,578 bar, 150°C. Berdasarkan steam table (Smith Van Ness, 1987),

$$\text{Pada } T = 150 \text{ }^{\circ}\text{C} \quad H_v = 656,4293 \text{ kkal/kg (steam stable)}$$

$$\text{Pada } T = 150 \text{ }^{\circ}\text{C} \quad H_l = 151,0994 \text{ kkal/kg (steam stable)}$$

Diperoleh harga λ pada suhu 150°C adalah 505,3298 kkal/kg

Kebutuhan steam:

$$\begin{aligned} \text{Massa steam} &= \frac{Q_{\text{steam}}}{\lambda} \\ &= \frac{11.926,40}{505,3298} \\ &= 547,5261 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

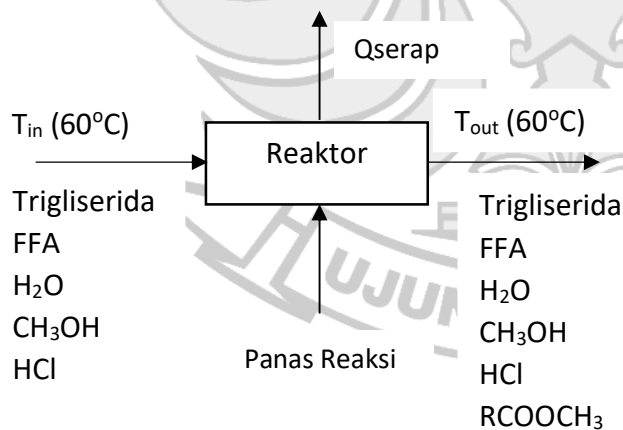
$$\begin{aligned} \text{Panas steam masuk (} Q_s \text{ masuk)} &= m_{\text{steam}} \times H_v \\ &= 547,5261 \text{ kg/jam} \times 656,4293 \text{ kkal/kg} \\ &= 359.412,1874 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Panas steam keluar (} Q_s \text{ keluar)} &= m_{\text{steam}} \times H_l \\ &= 547,5261 \text{ kg/jam} \times 151,0994 \text{ kkal/kg} \\ &= 82.730,8682 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

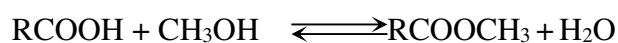
Neraca Panas Total

Neraca panas total			
Komponen	masuk (kkal/jam)	Komponen	Keluar (kkal/jam)
Trigliserida	39555.1568	Trigliserida	305658.3361
FFA	1695.2729	FFA	12020.3876
H ₂ O	139.9736	H ₂ O	392.3948
Phosphatida	0.0436	Phosphatida	0.3053
Karoten	0.0256	Karoten	0.1793
Aldehyd	0.0223	Aldehyd	0.1563
Q steam	359412.1874	Qsteam	82730.8682
Total	400802.68	Total	400802.63

B. Reaktor Esterifikasi (R-01)



Reaksi yang terjadi dalam reaktor:



Panas Masuk:

$$\text{Suhu bahan masuk } (T_{in}) = 60^{\circ}\text{C} = 333,15^{\circ}\text{K}$$

$$\text{Suhu referensi } (T_{ref}) = 25^{\circ}\text{C} = 298,15^{\circ}\text{K}$$

komponen	Massa (Kg/Jam)	mol (kmol/jam)	CpdT (kj/Kmol \cdot K)	CpdT (kkal/Kmol \cdot K)	Q (kkal/jam)
Trigliserida	13,352.8259	15.7466	81215.7263	19411.02	305658.34
FFA	558.5204	2.0684	24315.3520	5811.51	12020.39
H2O	138.4949	7.6942	2634.1664	629.58	4844.10
CH3OH	1,031.0763	32.1809	1406769.3089	336225.93	10820055.44
HCl	51.4720	1.4117	3799.6942	908.15	1282.07
Total					11143860.33

Panas Keluar:

$$\text{Suhu bahan keluar } (T_{out}) = 60^{\circ}\text{C} = 333,15^{\circ}\text{K}$$

$$\text{Suhu referensi } (T_{ref}) = 25^{\circ}\text{C} = 298,15^{\circ}\text{K}$$

komponen	Massa (Kg/Jam)	mol (kmol/jam)	CpdT (kj/Kmol \cdot K)	CpdT (kkal/Kmol \cdot K)	Q (kkal/jam)
Trigliserida	13,352.8259	15.7466	81215.7263	19411.02	305658.34
FFA	44.6816	0.1655	24315.3520	5811.51	961.63
H2O	172.7686	9.60	2634	629.58	6042.88
CH3OH	970.0691	30.2768	1406769.309	336225.93	10179849.50
HCl	51.4720	1.4117	3799.6942	908.15	1282.07
RCOOCH3	540.5709	1.9034	22927	5479.69	10429.90
Total					10504224.31

Delta Hf = 25°C

komponen	koefisien	Δ Hf (kkal/kmol)	Q (kkal/jam)
FFA	1	4973.046	4973.046
CH3OH	1	-57.04	-57.04
Sub total			4916.006
metil ester	1	5146.764	5146.764
H2O	1	-68.3174	-68.3174
Subtotal			5078.4466
Total			9994.4526

$$\begin{aligned} \Delta H_{F25} &= \Delta H_{F \text{ produk}} - \Delta H_{F \text{ reaktan}} \\ &= (5078,4466 - 4916,006) \text{ kkal/kmol} \\ &= 162,4406 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jika FFA yang beraksi} &= \text{konversi} \times \frac{\text{Massa FFA}}{\text{Bm FFA}} \\ &= 0,92 \times \frac{558,5204 \text{ kg/jam}}{270,0284 \text{ kg/kmol}} \\ &= 1,9029 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

Panas pembentukan reaksi pada T = 25°C

$$\Delta H_{R25} = 162,4406 \text{ kkal/kmol} \times 1,9029 \text{ kmol/jam} = 309,1092 \text{ kkal/jam}$$

Panas pembentukan

$$\begin{aligned} \Delta H \text{ produk} &= Q \text{ RCOOH}_3 + Q \text{ H}_2\text{O} + Q \text{ FFA} \\ &= (10.429,90 + 6.042,88 + 961,63) \text{ kkal/jam} \\ &= 17.434,41 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H \text{ reaktan} &= Q \text{ FFA} + Q \text{ CH}_3\text{OH} \\ &= (5.811,51 + 10.820.055,44) \text{ kkal/jam} \\ &= 10.832.075,83 \text{ kkal/jam}\end{aligned}$$

Panas reaksi pada 60°C

$$\begin{aligned}\Delta HR_{60} &= \Delta HR_{25} + \Delta H \text{ produk} - \Delta H \text{ reaktan} \\ &= 309,1092 \text{ kkal/jam} + 17.434,41 \text{ kkal/jam} - 10.832.075,83 \text{ kkal/jam} \\ &= -10.814.332,31 \text{ kkal/jam}\end{aligned}$$

Karena ΔHR_{60} bernilai negatif, maka reaksi bersifat eksotermis

Neraca Panas Total:

$$\begin{aligned}Q_{\text{masuk}} + Q_{\text{reaksi}} &= Q_{\text{keluar}} + Q_{\text{serap}} \\ Q_{\text{serap}} &= Q_{\text{masuk}} + Q_{\text{reaksi}} - Q_{\text{keluar}} \\ &= 11.143.860,33 + 10.814.332,31 - 10.504.224,31 \\ &= 11.453.968,34 \text{ kkal/jam}\end{aligned}$$

Menghitung $C_p \cdot dT$ air pada :

$$T_1 = 30^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K} \text{ dan } T_2 = 45^\circ\text{C} = 318,15 \text{ K}$$

$$\begin{aligned}C_p \cdot dT &= \int_{T_1}^{T_2} (A + B \cdot T^2 + C \cdot T^3 + D \cdot T^4) dt \\ &= A (T_2 - T_1) + \frac{B}{2} (T_2^2 - T_1^2) + \frac{C}{3} (T_2^3 - T_1^3) + \frac{D}{4} (T_2^4 - T_1^4)\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
&= 92,053 (318,15-303,15) + \left(\frac{-0.039953}{2} \left((318,15^2- \right. \right. \\
&303,15^2) \right) + \left(\frac{-0.00021103}{3} \left((318,15^3- \right. \right. \\
&303,15^3) \right) + \left(\frac{1,459 \times 10^{-6}}{4} \left((318,15^4-303,15^4) \right) \right) \\
&= 1129,668 \text{ kJ/kmol} \\
&= 14,9998 \text{ kkal/kg}
\end{aligned}$$

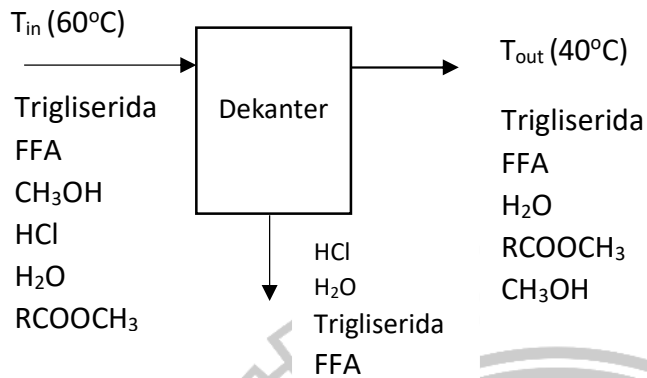
Kebutuhan Pendingin :

$$\begin{aligned}
\text{Massa pendingin} &= \frac{Q_{\text{serap}}}{C_p \Delta T} \\
&= \frac{11.453.968,34}{14,9998} \\
&= 763.605,717 \text{ kg/jam}
\end{aligned}$$

Neraca Panas Total

Neraca panas total			
Komponen	Masuk (kkal/jam)	Komponen	Keluar (kkal/jam)
Trigliserida	305658.34	Trigliserida	305658.34
FFA	12020.39	FFA	961.63
H2O	4844.10	H2O	6042.88
CH3OH	10820055.44	CH3OH	10179849.50
HCl	1282.068393	HCl	1282.068393
Qreaksi	10814332.31	RCOOCH3	10429.90
		Qserap	11453968.34
Total	21958192.65		21958192.65

C. Dekanter (DC-01)



Suhu bahan masuk (T_{in}) = 60°C = $333,15^{\circ}\text{K}$

Suhu referensi (T_{ref}) = 25°C = $298,15^{\circ}\text{K}$

komponen	Massa (Kg/Jam)	mol (kmol/jam)	CpdT (kj/Kmol $^{\circ}$ K)	CpdT (kkal/Kmol $^{\circ}$ K)	Q (kkal/jam)
Triglicerida	13,352.8259	15.75	81215.7263	19411.02	305658.34
FFA	44.6816	0.1655	24315.3520	5811.51	961.63
H2O	172.7686	9.60	2634	629.58	6042.88
CH3OH	970.0691	30.28	1406769	336225.93	10179849.50
HCl	51.4720	1.41	3800	908.15	1282.07
Sub total					10493794.41

komponen	Massa (Kg/Jam)	mol (kmol/jam)	CpdT (kj/Kmol $^{\circ}$ K)	CpdT (kkal/Kmol $^{\circ}$ K)	Q (kkal/jam)
RCOOCH3	540.5709	2.0165	22927.0207	5479.69	46231.64
Total					10540026.05

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 (kj/Kmol°K)	CpdT (kkal/Kmol°K)	Q (kkal/jam)
Trigliserida	13,352.8259	15.7466	32582.3831	7787.3764	122624.98
FFA	44.6816	0.1655	10332.9901	2469.6439	408.65
H2O	172.7686	9.5983	1131	270.3138	2594.54
CH3OH	970.0691	30.2768	602887	144093.3597	4362687.60
HCl	51.4720	1.4117	1537	367.4654	518.77
Sub total					4488834.54

komponen	Massa (Kg/Jam)	mol (kmol/jam)	CpdT (kj/Kmol°K)	CpdT (kkal/Kmol°K)	Q (kkal/jam)
RCOOCH3	540.5709	2.0165	9727.3519	2324.8929	4688.08
Total					4493522.62

$$Q_{pendingin} = Q_{in} - Q_{out}$$

$$= 10.540.026,05 \text{ kkal/jam} - 4.493.522,62 \text{ kkal/jam}$$

$$= 6.046.503,43 \text{ kkal/jam}$$

Kebutuhan air pendingin:

$$\text{Massa} = \frac{Q_{pendingin}}{C_p \Delta T}$$

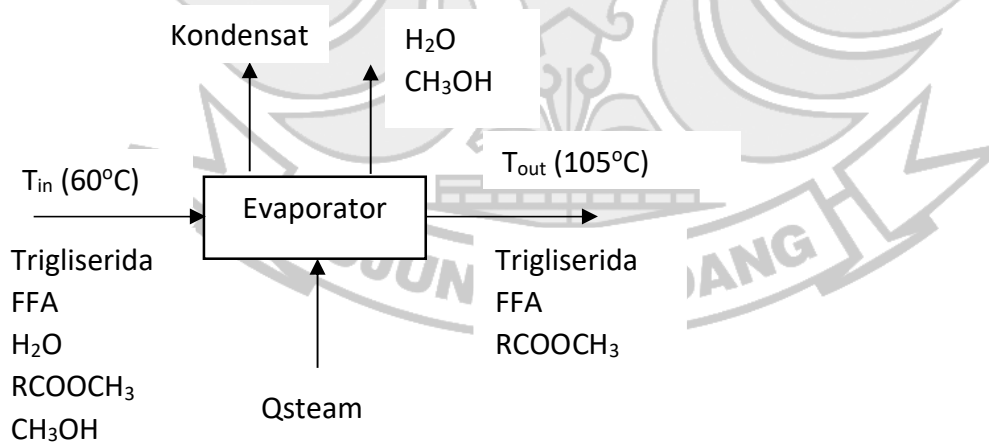
$$= \frac{6.046.503,43}{14,9998}$$

= 403104,361 kg/jam

Neraca Panas Total

Neraca panas total			
Komponen	Masuk (kkal/jam)	Komponen	Keluar (kkal/jam)
Trigliserida	305658.34	Trigliserida	122624.98
FFA	961.63	FFA	408.65
H ₂ O	6042.88	H ₂ O	2594.54
CH ₃ OH	10179849.50	CH ₃ OH	4362687.60
HCl	1282.07	HCl	518.77
RCOOCH ₃	46231.64	RCOOCH ₃	4688.08
		Q pendingin	6046503.43
Total	10540026.05		10540026.05

D. Evaporator (EV-01)



Asumsi:

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 (kj/Kmol°K)	CpdT (kkal/Kmol°K)	Q (kkal/jam)
Trigliserida	12,017.5433	14.1720	32582.3831	7787.38	110362.48
FFA	40.2135	0.1489	10332.9901	2469.64	367.79
H2O	155.4726	8.6374	1130.9930	270.31	2334.80
CH3OH	970.1079	30.2780	602886.6169	144093.36	4362862.35
Sub total					4475927.42

komponen	Massa (Kg/Jam)	mol (kmol/jam)	CpdT (kj/Kmol°K)	CpdT (kkal/Kmol°K)	Q (kkal/jam)
RCOOCH3	540.4385	1.9029	9,727.3519	2324.89	4424.06
Total	13,724				4480351.48

Panas Keluar:

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 (kj/Kmol°K)	CpdT (kkal/Kmol°K)	Q (kkal/jam)
Trigliserida	12,017.5433	14.1720	215646.80	51540.82	730435.11
FFA	40.2135	0.1489	56589.46	13525.21	2014.22
H2O	155.4726	8.64	6021	1439.07	12429.81

CH3OH	970.1079	30.2780	3215680	768565.86	23270656.44
Sub total					24015535.57

komponen	Massa (Kg/Jam)	mol (kmol/jam)	CpdT (kj/Kmol ^o K)	CpdT (kkal/Kmol ^o K)	Q (kkal/jam)
RCOOCH3	540.4385	1.9029	53539.6388	12796.28	24350.14
Total					24039885.72

Panas yang dilepas steam (Q_{steam}):

$$Q \text{ masuk} + Q \text{ steam} = Q \text{ keluar}$$

$$Q \text{ steam} = Q \text{ keluar} - Q \text{ masuk}$$

$$= (24039885,72 - 4480351,48) \text{ kkal/jam}$$

$$= 19559534,24 \text{ kkal/jam}$$

Pada T = 150 °C $H_v = 656,4293 \text{ kkal/kg (steam stable)}$

Pada T = 150 °C $H_l = 151,0994 \text{ kkal/kg (steam stable)}$

Diperoleh harga λ pada suhu 150°C adalah 505,3298 kkal/kg

Kebutuhan steam:

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

$$= \frac{19559534,24}{505,3298}$$

$$= 38706,4729 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Panas steam masuk (Qs masuk)} = m_{\text{steam}} \times H_v$$

$$= 38706,4729 \text{ kg/jam} \times 656,4293 \text{ kkal/kg}$$

$$= 25.408.062,95 \text{ kkal/jam}$$

$$\text{Panas steam keluar (Qs keluar)} = m_{\text{steam}} \times H_l$$

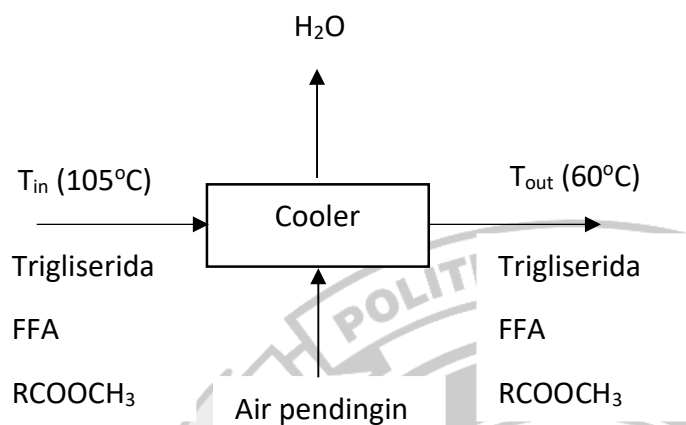
$$= 38706,4729 \text{ kg/jam} \times 151,0994 \text{ kkal/kg}$$

$$= 5.848.524,84 \text{ kkal/jam}$$

Neraca Panas Total

Neraca panas total			
Komponen	Masuk (kkal/jam)	Komponen	Keluar (kkal/jam)
Trigliserida	110362.48	Trigliserida	730435.11
FFA	367.79	FFA	2014.22
H2O	2334.80	H2O	12429.81
CH3OH	4362862.35	CH3OH	23270656.44
RCOOCH3	4424.06	RCOOCH3	24350.14
Q Steam	25408062.95	Qsteam	5848524.84
Total	29888414.43		29888410.56

E. Cooler (CO-01)



Panas Masuk:

$$\text{Suhu bahan masuk } (T_{in}) = 105^{\circ}\text{C} = 378,15^{\circ}\text{K}$$

$$\text{Suhu referensi } (T_{ref}) = 25^{\circ}\text{C} = 298,15^{\circ}\text{K}$$

komponen	Massa (Kg/Jam)	mol (kmol/jam)	CpdT (kkal/Kg ^o K)	CpdT (kkal/Kg ^o K)	Q (kkal/jam)
Triglycerida	12,017.5433	14.1720	215,646.7993	51,540.8220	730435.11
FFA	40.2135	0.1489	56,589.4582	13,525.2051	2014.22
RCOOCH ₃	540.4385	1.9029	53,539.6388	12,796.2808	24350.14
Total					756799.47

Panas Keluar:

$$\text{Suhu bahan keluar } (T_{in}) = 60^{\circ}\text{C} = 333,15^{\circ}\text{K}$$

$$\text{Suhu referensi } (T_{ref}) = 25^{\circ}\text{C} = 298,15^{\circ}\text{K}$$

komponen	Massa (Kg/Jam)	mol (kmol/jam)	CpdT (kkal/Kg°K)	CpdT (kkal/Kg°K)	Q (kkal/jam)
Trigliserida	12,017.5433	14.1720	81,215.7263	19,411.0244	275092.50
FFA	40.2135	0.1489	24,315.3520	5,811.5086	865.47
RCOOCH3	540.4385	1.9029	22,927.0207	5,479.6895	10427.34
Total					286385.31

$$\begin{aligned}
 Q \text{ pendingin} &= Q_{in} - Q_{out} \\
 &= 756.799,47 \text{ kkal/jam} - 286.385,31 \text{ kkal/jam} \\
 &= 470.414,15 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

Kebutuhan air pendingin:

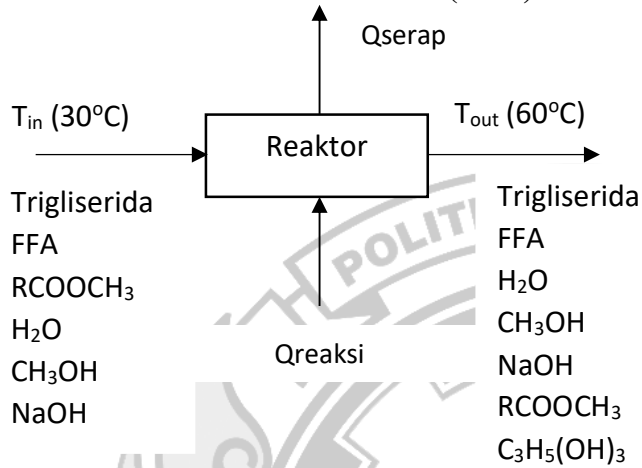
$$\begin{aligned}
 \text{Massa} &= \frac{Q_{pendingin}}{C_p \Delta T} \\
 &= \frac{470.414,15}{14,9998} \\
 &= 31.361,265 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Neraca Panas Total

Neraca panas total			
Komponen	Masuk (kkal/jam)	Komponen	Keluar (kkal/jam)
Trigliserida	730435.11	Trigliserida	275092.50
FFA	2014.22	FFA	865.47
RCOOCH3	24350.14	RCOOCH3	10427.34
		Q Pendingin	470414.15

Total	756799.47	Total	756799.47
--------------	------------------	--------------	------------------

F. Reaktor Transesterifikasi (R-02)



Reaksi yang terjadi dalam reaktor:



Panas Masuk:

$$\text{Suhu bahan masuk } (T_{in}) = 60^\circ\text{C} = 333,15^\circ\text{K}$$

$$\text{Suhu referensi } (T_{ref}) = 25^\circ\text{C} = 298,15^\circ\text{K}$$

Komponen	Massa (Kg/Jam)	mol (kmol/jam)	CpdT (kj/Kmol)	CpdT (kkal/Kmol)	Q (kkal/jam)
H2O	56.9395	3.1633	2634.2	629.5809	1991.56
CH3OH	2734.2363	85.3382	1406769.309	336225.9343	28692920.33
NaOH	120.1755	3.0046	2019.36	482.6385	1450.14
sub total					28696362.03

Komponen	Massa (Kg/Jam)	mol (kmol/jam)	CpdT (kj/Kmol)	CpdT (kkal/Kmol)	Q (kkal/jam)
Trigliserida	12,017.5433	14.1720	81215.7263	19411.0244	275092.50
FFA	40.2135	0.1489	24315.3520	5811.5086	865.47
RCOOCH3	540.4385	1.9029	22927	5479.6895	10427.34
sub total					286385.31
Total					28982747.34

Panas Keluar

$$\text{Suhu bahan keluar } (T_{\text{out}}) = 60^{\circ}\text{C} = 333,15^{\circ}\text{K}$$

$$\text{Suhu referensi } (T_{\text{ref}}) = 25^{\circ}\text{C} = 298,15^{\circ}\text{K}$$

Komponen	Massa (Kg/Jam)	mol (kmol/jam)	CpdT (kj/Kmol)	CpdT (kkal/Kmol)	Q (kkal/jam)
Trigliserida	240.3509	0.2834	81215.73	19411.0244	5501.85
FFA	40.2135	0.1489	24315.35	5811.5086	865.47
H2O	56.9395	3.1633	2634.17	629.5809	1991.56
CH3OH	1,399.2695	43.6726	1406769.31	336225.9343	14683854.04
NaOH	120.1754	3.0046	2019.36	482.6385	1450.14
RCOOCH3	12,373.7547	43.5685	22927.02	5479.6895	238742.08
C3H5(OH)3	1,279.4657	13.8936	77.62	18.5510	257.74
Total					14932662.88

Delta Hf = 25°C

Komponen	koefisien	Δ Hf (kkal/kmol)	Q (kkal/jam)
Trigliserida	1	15095.86	15095.86
CH3OH	3	-57.04	-171.12
Sub total			14924.74
metil ester	3	5146.764	15440.292
Gliserol	1	-159,16	-159,16
Subtotal			15281.132
Total			30205.872

$$\begin{aligned} \Delta H_{F25} &= \Delta H_{F \text{ produk}} - \Delta H_{F \text{ reaktan}} \\ &= (15281,132 - 14924,74) \text{ kkal/kmol} \\ &= 356,392 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jika trigliserida yang beraksi} &= \text{konversi} \times \frac{\text{Massa Trigliserida}}{\text{Bm Trigliserida}} \\ &= 0,98 \times \frac{12.017,5433 \text{ kg/jam}}{847,9796 \text{ kg/kmol}} \\ &= 14,7658 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

Panas pembentukan reaksi pada T = 25°C

$$\Delta H_{R25} = 356,392 \text{ kkal/kmol} \times 14,7658 \text{ kmol/jam} = 5262,4219 \text{ kkal/jam}$$

Panas pembentukan

$$\begin{aligned} \Delta H \text{ produk} &= Q \text{ RCOOCH}_3 + Q \text{ Gliserol} \\ &= (238.742,08 + 257,74) \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$= 283.999,82 \text{ kkal/jam}$$

$$\begin{aligned}\Delta H \text{ reaktan} &= Q \text{ Trigliserida} + Q \text{ CH}_3\text{OH} \\ &= (275.092,50 + 28692920,33) \text{ kkal/jam} \\ &= 28.968.012,83 \text{ kkal/jam}\end{aligned}$$

Panas reaksi pada 60°C

$$\begin{aligned}\Delta HR_{60} &= \Delta HR_{25} + \Delta H \text{ produk} - \Delta H \text{ reaktan} \\ &= 5262,4219 \text{ kkal/jam} + 283.999,82 \text{ kkal/jam} - 28.968.012,83 \text{ kkal/jam} \\ &= -28.723.750,59 \text{ kkal/jam}\end{aligned}$$

Karena ΔHR_{60} bernilai negatif, maka reaksi bersifat eksotermis

Neraca Panas Total:

$$\begin{aligned}Q_{\text{masuk}} + Q_{\text{reaksi}} &= Q_{\text{keluar}} + Q_{\text{serap}} \\ Q_{\text{serap}} &= Q_{\text{masuk}} + Q_{\text{reaksi}} - Q_{\text{keluar}} \\ &= 28.982.747,34 + 28.723.750,59 - 14.932.662,88 \\ &= 42773835,06 \text{ kkal/jam}\end{aligned}$$

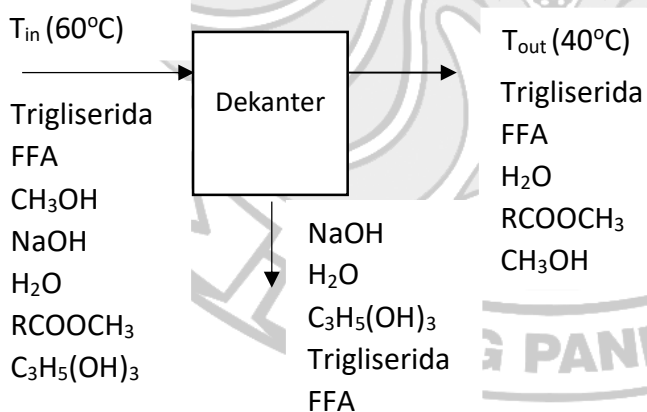
Kebutuhan Pendingin:

$$\begin{aligned}\text{Massa pendingin} &= \frac{Q_{\text{serap}}}{C_p \Delta T} \\ &= \frac{42773835,06}{14,9998} \\ &= 2851618,2 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Neraca Panas Total

Neraca panas total			
Komponen	Masuk (kkal/jam)	Komponen	Keluar (kkal/jam)
Trigliserida	275092.50	Trigliserida	5501.85
FFA	865.47	FFA	865.47
H ₂ O	1991.56	H ₂ O	1991.56
CH ₃ OH	28692920.33	CH ₃ OH	14683854.04
NaOH	1450.142174	NaOH	1450.140996
RCOOCH ₃	10427.34	RCOOCH ₃	238742.08
Qreaksi	28723750.59	C ₃ H ₅ (OH) ₃	257.74
		Qserap	42773835.06
Total	57706497.94		57706497.94

G. Dekanter (DC-02)



Panas Masuk:

$$\text{Suhu bahan masuk } (T_{in}) = 60^{\circ}\text{C} = 333,15 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

$$\text{Suhu referensi } (T_{ref}) = 25^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

Komponen	Massa (Kg/Jam)	mol (kmol/jam)	CpdT (kj/Kg)	CpdT (kkal/Kg)	Q (kkal/jam)
Trigliserida	240.3509	0.2834	81,215.7263	19,411.0244	5501.85
FFA	40.2135	0.1489	24,315.3520	5,811.5086	865.47
H2O	56.9395	3.1633	2,634.1664	629.5809	1991.56
CH3OH	1,399.2695	43.6726	1,406,769.3089	336,225.9343	14683854.04
NaOH	120.1754	3.0046	2,019.3594	482.6385	1450.14
RCOOCH3	12,373.7547	43.5685	22,927.0207	5,479.6895	238742.08
C3H5(OH)3	1,279.4657	13.8936	77.6174	18.5510	257.74
Total					14932662.88

Panas Keluar:

$$\text{Suhu bahan keluar } (T_{in}) = 40^{\circ}\text{C} = 298,15^{\circ}\text{K}$$

$$\text{Suhu referensi } (T_{ref}) = 25^{\circ}\text{C} = 298,15^{\circ}\text{K}$$

Komponen	Massa (Kg/Jam)	mol (kmol/jam)	CpdT (kj/Kg)	CpdT (kkal/Kg)	Q (kkal/jam)
Trigliserida	240.3509	0.2834	32,582.3831	7,787.3764	2207.25
FFA	40.2135	0.1489	10,332.9901	2,469.6439	367.79
H2O	56.9395	3.1633	1,130.9930	270.3138	855.09
CH3OH	1,399.2695	43.6726	602,886.6169	144,093.3597	6292928.79
RCOOCH3	12,373.7547	43.5685	9,727.3519	2,324.8929	101292.19
NaOH	120.1754	3.0046	861.2704	205.8486	618.49
C3H5(OH)3	1,279.4657	13.8936	129.6630	30.9902	430.57
Total					6398700.17

$$Q \text{ pendingin} = Q_{in} - Q_{out}$$

$$= 14932662,88 \text{ kkal/jam} - 6398700,17 \text{ kkal/jam}$$

$$= 8533962,71 \text{ kkal/jam}$$

Kebutuhan air pendingin:

$$\text{Massa} = \frac{Q_{pendingin}}{C_p \Delta T}$$

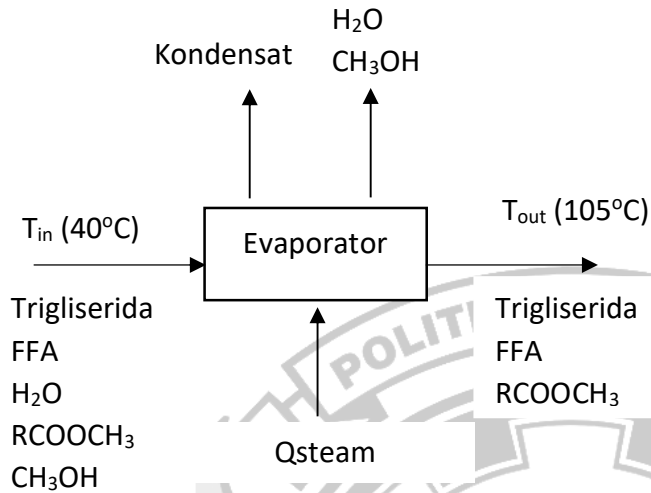
$$= \frac{8533962,71}{14,9998}$$

$$= 568936,68 \text{ kg/jam}$$

Neraca Panas Total

Neraca panas total			
Komponen	Masuk (kkal/jam)	Komponen	Keluar (kkal/jam)
Trigliserida	5501.85	Trigliserida	2207.25
FFA	865.47	FFA	367.79
H ₂ O	1991.56	H ₂ O	855.09
CH ₃ OH	14683854.04	CH ₃ OH	6292928.79
NaOH	1450.14	RCOOCH ₃	101292.19
RCOOCH ₃	238742.08	NaOH	618.49
C ₃ H ₅ (OH) ₃	257.7409714	C ₃ H ₅ (OH) ₃	430.57
		Q Pendingin	8533962.71
Total	14932662.88		14932662.88

H. Evaporator (EV-02)



Panas Masuk:

$$\text{Suhu bahan masuk } (T_{in}) = 60^{\circ}\text{C} = 313,15 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

$$\text{Suhu referensi } (T_{ref}) = 25^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

Komponen	Massa (Kg/Jam)	mol (kmol/jam)	CpdT (kj/Kmol)	CpdT (kkal/Kmol)	Q (kkal/jam)
Trigliserida	216.3160	0.2551	32,582.38	7,787.3764	1986.53
FFA	36.1921	0.1340	10,332.99	2,469.6439	331.01
H2O	5.6940	0.3163	1,130.99	270.3138	85.51
CH3OH	1,399.2695	43.6726	602,886.62	144,093.3597	6292928.79
Sub total					6295331.84

Komponen	Massa (Kg/Jam)	mol (kmol/jam)	CpdT (kj/Kmol)	CpdT (kkal/Kmol)	Q (kkal/jam)
RCOOCH3	12,373.7545	43.5685	9,727.35	2,324.8929	101292.19
Total					6396624.03

Panas Keluar:

$$\text{Suhu bahan keluar } (T_{in}) = 105^{\circ}\text{C} = 378,15 \text{ K}$$

$$\text{Suhu referensi } (T_{ref}) = 25^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

komponen	Massa (Kg/Jam)	mol (kmol/jam)	CpdT (kj/Kmol)	CpdT (kkal/Kmol)	Q (kkal/jam)
Trigliserida	216.3160	0.2551	215,646.80	51,540.8220	13147.84
FFA	36.1921	0.1340	56,589.46	13,525.2051	1812.79
H2O	5.6940	0.3163	6,021.09	1,439.0744	455.22
CH3OH	1,399.2695	43.6726	3,215,679.57	768,565.8627	33565254.20
Sub total					33580670.06

komponen	Massa (Kg/Jam)	mol (kmol/jam)	CpdT (kj/Kmol)	CpdT (kkal/Kmol)	Q (kkal/jam)
RCOOCH3	12,373.7545	43.5685	53,539.64	12,796.2808	557515.28
Total					34138185.34

Panas yang dilepas steam (Q_{steam}):

$$Q \text{ masuk} + Q \text{ steam} = Q \text{ keluar}$$

$$Q \text{ steam} = Q \text{ keluar} - Q \text{ masuk}$$

$$= (34138185,34 - 6396624,03) \text{ kkal/jam}$$

$$= 27741561,31 \text{ kkal/jam}$$

Pada $T = 150^{\circ}\text{C}$ $H_v = 656,4293 \text{ kkal/kg}$ (steam stable)

Pada $T = 150\text{ }^{\circ}\text{C}$ $H_i = 151,0994\text{ kkal/kg (steam stable)}$

Diperoleh harga λ pada suhu 150°C adalah $505,3298\text{ kkal/kg}$

Kebutuhan steam:

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

$$= \frac{27741561,31}{505,3298}$$
$$= 54.897,9326\text{ kg/jam}$$

$$\text{Panas steam masuk (} Q_s \text{ masuk)} = m_{\text{steam}} \times H_v$$
$$= 54.897,9326\text{ kg/jam} \times 656,4293\text{ kkal/kg}$$
$$= 36036611,48\text{ kkal/jam}$$

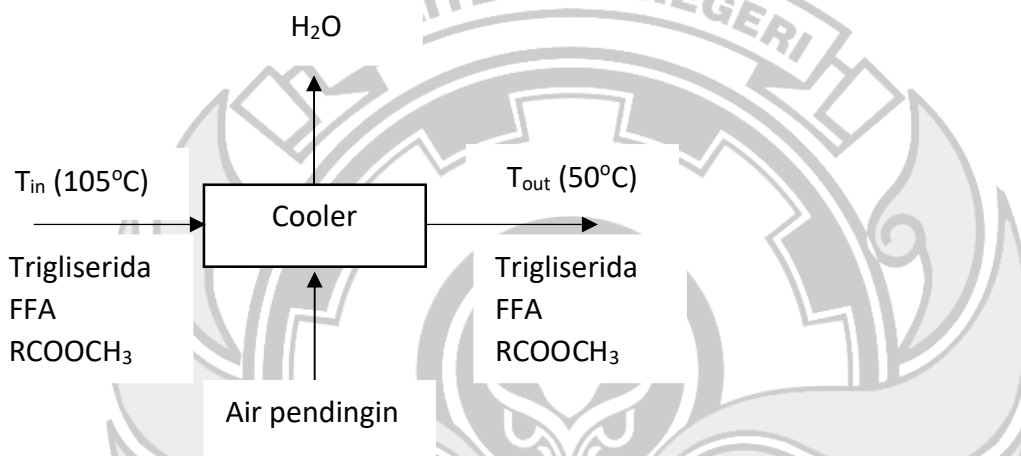
$$\text{Panas steam keluar (} Q_s \text{ keluar)} = m_{\text{steam}} \times H_i$$
$$= 54.897,9326\text{ kg/jam} \times 151,0994\text{ kkal/kg} =$$
$$8295044,68\text{ kkal/jam}$$

Neraca Panas Total

Neraca panas total			
Komponen	Masuk (kkal/jam)	Komponen	Keluar (kkal/jam)
Trigliserida	1986.53	Trigliserida	13147.84
FFA	331.01	FFA	1812.79
H2O	85.51	H2O	455.22

CH3OH	6292928.79	CH3OH	33565254.20
RCOOCH3	101292.19	RCOOCH3	557515.28
Q Steam	36036611.48	Q _{steam}	8295044.68
Total	42433235.51		42433230.02

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 (kj/Kmol)	CpdT (kkal/Kmol)	Q (kkal/jam)
Trigliserida	216.3160	0.2551	215646.80	51540.82	13147.84
FFA	36.1921	0.1340	56589.46	13525.21	1812.79
RCOOCH3	12373.7545	43.5685	53539.64	12796.28	557515.28
Total					572475.92

Panas Keluar:

$$\text{Suhu bahan keluar } (T_{in}) = 50^{\circ}\text{C} = 323,15 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

$$\text{Suhu referensi } (T_{ref}) = 25^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

komponen	Massa (Kg/Jam)	mol (kmol/jam)	CpdT (kj/Kmol)	CpdT (kkal/Kmol)	Q (kkal/jam)
Triglicerida	216.3158	0.2551	1,438.91	343.9067	87.73
FFA	36.1921	0.1340	17,295.51	4,133.7256	554.05
RCOOCH3	12,373.7547	43.5685	16,295.05	3,894.6099	169682.47
Total					170324.25

$$Q_{pendingin} = Q_{in} - Q_{out}$$

$$= 572.475,92 \text{ kkal/jam} - 170.324,25 \text{ kkal/jam}$$

$$= 402.151,67 \text{ kkal/jam}$$

Kebutuhan air pendingin:

$$\text{Massa} = \frac{Q_{pendingin}}{Cp\Delta T}$$

$$= \frac{402.151,67}{14,9998}$$

$$= 26810,39 \text{ kg/jam}$$

Neraca Panas Total

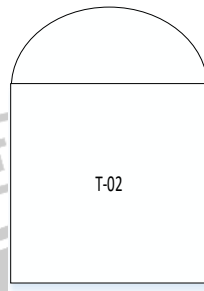
Neraca panas total			
Komponen	Masuk (kkal/jam)	Komponen	Keluar (kkal/jam)
Trigliserida	13147.84	Trigliserida	87.73
FFA	1812.79	FFA	554.05
RCOOCH ₃	557515.28	RCOOCH ₃	169682.47
		Q Pendingin	402151.67
Total	572475.92		572475.92



LAMPIRAN C

SPESIFIKASI ALAT

1. Tangki Penyimpanan H₃PO₄ 85%



Gambar 1.1. Tangki H₃PO₄ 85%

Fungsi : Untuk menampung H₃PO₄ 85%

Tipe : Silinder vertikal dengan *Torispherical head*

Bahan : *Stainless steel SA-167, tipe 304-1*

Waktu penyimpanan : 3 hari

Kondisi Operasi:

- Temperatur : 30°C

- Tekanan : 1 atm

a. Menentukan Volume Cairan didalam Tangki

Kapasitas tangki dirancang untuk waktu operasi 3 hari

Waktu tinggal = 3 hari x 24 jam/1hari = 72 jam

Densitas H₃PO₄ 85% = 1685 kg/m³

$$\begin{aligned} \text{Massa umpan} &= 12,5667 \text{ kg/jam} \times 72 \text{ jam} \\ &= 904,803 \text{ kg} \end{aligned}$$

Maka,

$$\begin{aligned} V_{\text{liquid}} &= \frac{\text{Massa Umpan}}{\text{Densitas Campuran}} \\ &= \frac{904,803 \text{ kg}}{1685 \text{ kg/m}^3} \\ &= 0,537 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

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,

$$\begin{aligned} V_t &= 1,2 \times \text{Volume liquid} \\ &= 1,2 \times 0,537 \text{ m}^3 \\ &= 0,6444 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

c. Menentukan Dimensi Tangki

Berdasarkan Tabel 4-27 Ulrich, dimana $\frac{H}{D} < 2$ dipilih perbandingan D:H yakni 1:1,5

$$- \quad V_{\text{torispherical}} (V_H) = 0,000049 D^3 \text{ in} = 8,0296 \times 10^{-10} D^3 \text{ m}$$

(Pers. 5.11, Brownell&Young, 1959)

$$- \quad V_{\text{shell}} (V_s) = (1/4) \times \pi \times D^2 \times H \quad (\text{Pers. 3.1, Brownell\&Young, 1959})$$

$$- \quad V_{\text{tangki}} (V_t) = \text{Volume Shell} (V_s) + \text{Volume Head} (V_H)$$

Maka :

$$\begin{aligned}
V \text{ tangki} &= \left\{ \left(\frac{1}{4} \right) \times \pi \times D^2 \times H \right\} + (8,0296 \cdot 10^{-10} D^3) \\
&= \left\{ \left(\frac{1}{4} \right) \times \left(\frac{22}{7} \right) \times (D)^2 \times 1,5D \right\} + (8,0296 \cdot 10^{-10} \times (D)^3) \\
&= \left\{ \left(\frac{1}{4} \right) \times \left(\frac{22}{7} \right) \times 1,5 \times D^3 \right\} + (8,0296 \cdot 10^{-10} \times D^3) \\
&= 1,1775 \times D^3 + 8,0296 \cdot 10^{-10} \times D^3 \\
&= 1,1775 D^3
\end{aligned}$$

Sehingga,

$$\begin{aligned}
- \text{ Diamater (D)} &= \sqrt[3]{\frac{\text{volume tangki}}{1,1775}} \\
&= \sqrt[3]{\frac{0,6444}{1,1775}} \\
&= 0,8179 \text{ m}
\end{aligned}$$

$$D = 0,8179 \text{ m} \times 3,2808 \text{ ft/m} = 2,6835 \text{ ft}$$

$$D = 0,8179 \text{ m} \times 39,370 \text{ in/m} = 32,2025 \text{ in}$$

$$D_{\text{standar}} = 34 \text{ in (2,83 ft)}$$

- Tinggi shell (Hs)

$$H_s = 1,5D$$

$$= 1,5 \times 0,8179 \text{ m}$$

$$= 1,2269 \text{ m}$$

$$H_s = 1,2269 \text{ m} \times 3,2808 \text{ ft/m} = 4,0253 \text{ ft}$$

$$H_s = 1,2269 \text{ m} \times 39,370 \text{ in/m} = 48,3038 \text{ in}$$

$$H_s \text{ standar} = 54 \text{ in (4,5 ft)}$$

- Tinggi cairan dalam tangki (Hliquid)

$$H_{\text{liquid}} = \frac{100}{120} \times H_s$$

$$= \frac{100}{120} \times 4,5 \text{ ft}$$

$$= 3,75 \text{ ft}$$

d. Menentukan Jumlah Courses

Lebar plat standar yang digunakan:

$$L = 72 \text{ in (6 ft)} \quad (\text{Appendix E, item 1, Brownell \& Young})$$

Maka,

$$\begin{aligned} \text{Jumlah courses} &= \frac{4,5 \text{ ft}}{6 \text{ ft}} \\ &= 0,75 = 1 \text{ buah} \end{aligned}$$

e. Menentukan Tekanan Perancangan

$$\begin{aligned} \text{Tekanan hidrostatik, } P_h &= \frac{\rho \left(\frac{g}{gc}\right) H_{\text{liquid}}}{144} \\ &= \frac{105,1946 \text{ lb/ft}^3 \times \left(\frac{9,81}{9,81}\right) \times 3,75 \text{ ft}}{144} \\ &= 2,7394 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan absolut, } P_{\text{abs}} &= \text{Tekanan hidrostatik} + \text{Tekanan operasi} \\ &= (2,7394 + 14,7) \text{ Psi} \end{aligned}$$

$$= 17,4394 \text{ Psi}$$

Tekanan design dibuat 5 -10% lebih tekanan absolut, diambil 10%, (Coulson, 1988 Hal, 673)

$$\text{Tekanan Design, Pr} = (100\% + 10\%) \times P_{abs}$$

$$= 1,1 \times 17,4394 \text{ psi}$$

$$= 19,1834 \text{ psi}$$

f. Menentukan Tebal Dinding Tangki

Untuk menghitung tebal shell tangki berdasarkan persamaan:

$$\text{Tebal shell (ts)} = \frac{Pr, D}{2(S, E - 0,6Pr)} + C \quad (\text{pers, 13,1 Brownell\&Young})$$

Tangki dirancang menggunakan *stainless steel* SA-167, tipe 304-1, Adapun data-data yang digunakan sebagai berikut:

$$S = F = \text{stress yang diizinkan (N/m}^2\text{)} = 18750 \text{ Psi}$$

$$E = \text{efisiensi sambungan} = 85 \%$$

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

$$D = \text{Diameter tangki (in)}$$

Maka, Tebal dinding tangki (ts):

$$ts = \frac{19,1834 \times 32,2025}{2(18750 \times 0,85) - (0,6 \times 19,1834)} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,1441 \text{ in}$$

$$= 0,1441 \text{ in} \times 0,0254 \text{ m/in} = 0,0037 \text{ m}$$

$$= 0,1441 \text{ in} \times 0,0833 \text{ ft/in} = 0,012 \text{ ft}$$

Diambil tebal *shell* standar : 3/16 in

(Table 5.6, Brownell&Young)

- Outside Diameter (OD)

$$\begin{aligned} \text{OD} &= D + (2 \times t_s) \\ &= 32,2025 \text{ in} + (2 \times 0,1875 \text{ in}) \\ &= 32,5775 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari tabel 5.7 hal,89 Brownell & Young, 1959 OD standar yang mendekati perhitungan adalah 34 in (0,8636 m).

- Inside Diameter (ID)

$$\begin{aligned} \text{ID} &= \text{OD standar} - (2 \times t_s) \\ &= 34 \text{ in} - (2 \times 0,1875 \text{ in}) \\ &= 33,625 \text{ in} \end{aligned}$$

g. Menentukan Dimensi Tutup

- Menentukan tebal tutup:

$$t_h = \frac{0,885 Pr, D}{2 (F, E - 0,1 Pr)} + C \quad (\text{pers, 13-12 Brownell \& Young})$$

Keterangan :

t_h = Tebal head (in)

F = Allowable stress

E = Efisiensi sambungan

C = Corrosian allowance

Pr = Tekanan desain (psi)

D = Diameter tangki (in)

Maka:

$$th = \frac{0,885 \times 19,1834 \times 32,2025}{2 (18750 \text{ psi} \times 0,85) - (0,1 \times 19,1834)} + 0,125 \text{ in}$$

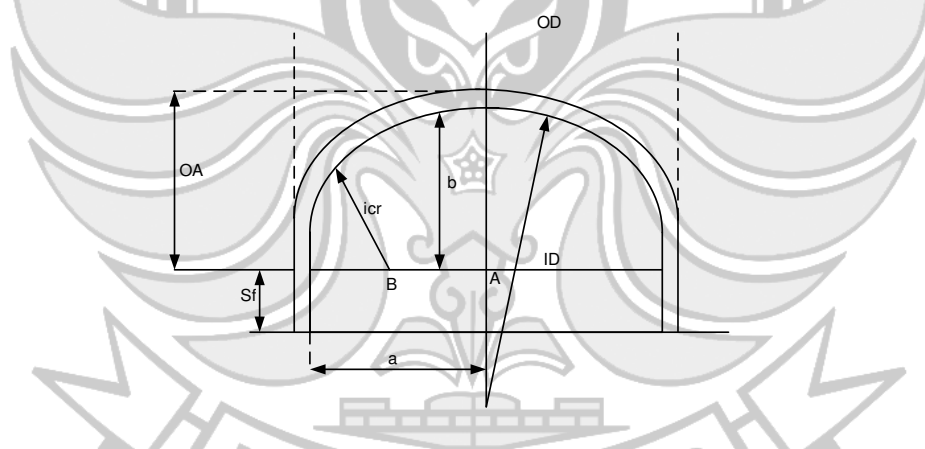
$$= 0,1422 \text{ in}$$

$$= 0,1422 \text{ in} \times 0,0254 \text{ m/in} = 0,0036 \text{ m}$$

$$= 0,1422 \text{ in} \times 0,0833 \text{ ft/in} = 0,0118 \text{ ft}$$

Diambil tebal *head* standar : 3/16 in (Table 5,6, Brownell&Young)

- Menentukan Tinggi Tutup



Gambar 1.2. Torispherical head

Dari Brownell fig. 5.8, hal. 87, dihitung ukuran-ukuran sebagai berikut :

$$- b = rc - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$$

$$- AB = rc/2 - (icr)$$

$$- BC = rc - (icr)$$

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

$$- \quad OA = th + b + sf$$

Keterangan :

icr = Jari-jari kelengkungan pojok (inside corner radius) (in)

rc = Radius knuckle (in)

sf = Flange lurus (straight flange) (in)

th = Tebal head (in)

OA = Tinggi head (in)

b = Depth of dish (in)

Dengan nilai OD standar 34 in (Tabel 5,7, Brownell and Young, 1959 : 89)

Maka diperoleh :

$$rc = 34 \text{ in}$$

$$icr = 2,125 \text{ in}$$

Berdasarkan tebal head standar (3/16), maka dipilih straight flange (Sf) antara 1 1/2 – 2 1/4 in, (Tabel 5,8, Brownell and Young, 1959 : 93)

Dipilih Sf = 2 in

$$\begin{aligned} AB &= \frac{rc}{2} - icr \\ &= \frac{34}{2} - 2,125 \text{ in} = 14,875 \text{ in} \end{aligned}$$

$$BC = rc - icr$$

$$= 34 \text{ in} - 2,125 \text{ in} = 31,875 \text{ in}$$

$$AC^2 = BC^2 - AB^2$$

$$= 31,875^2 \text{ in} - 14,875^2 \text{ in} = 794,75 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{794,75 \text{ in}} = 28,1913 \text{ in}$$

$$b = rc - AC$$

$$= 34 \text{ in} - 26,6331 \text{ in} = 5,8087 \text{ in}$$

Maka, tinggi tutup tangki (OA) = $th + b + Sf$

$$= 0,1875 \text{ in} + 5,8087 \text{ in} + 2 \text{ in}$$

$$= 7,9962 \text{ in} = 0,2031 \text{ m}$$

- Tinggi total tangki (Ht) = $Hs + OA$

$$= 1,3716 \text{ m} + 0,2031 \text{ m}$$

$$= 1,5747 \text{ m}$$

Ringkasan Spesifikasi:

Nama Alat : Tangki H_3PO_4 85%

Kode : T-02

Fungsi : Tempat menampung H_3PO_4 85%

Tipe : Silinder tegak dengan *Torispherical Head*

Bahan konstruksi : *Stainless steel* SA-167, tipe 304-1

Jumlah : 2 buah

Suhu penyimpanan : 30°C

Tekanan penyimpanan: 1 atm

Waktu penyimpanan : 3 hari

Volume tangki : 0,6444 m³

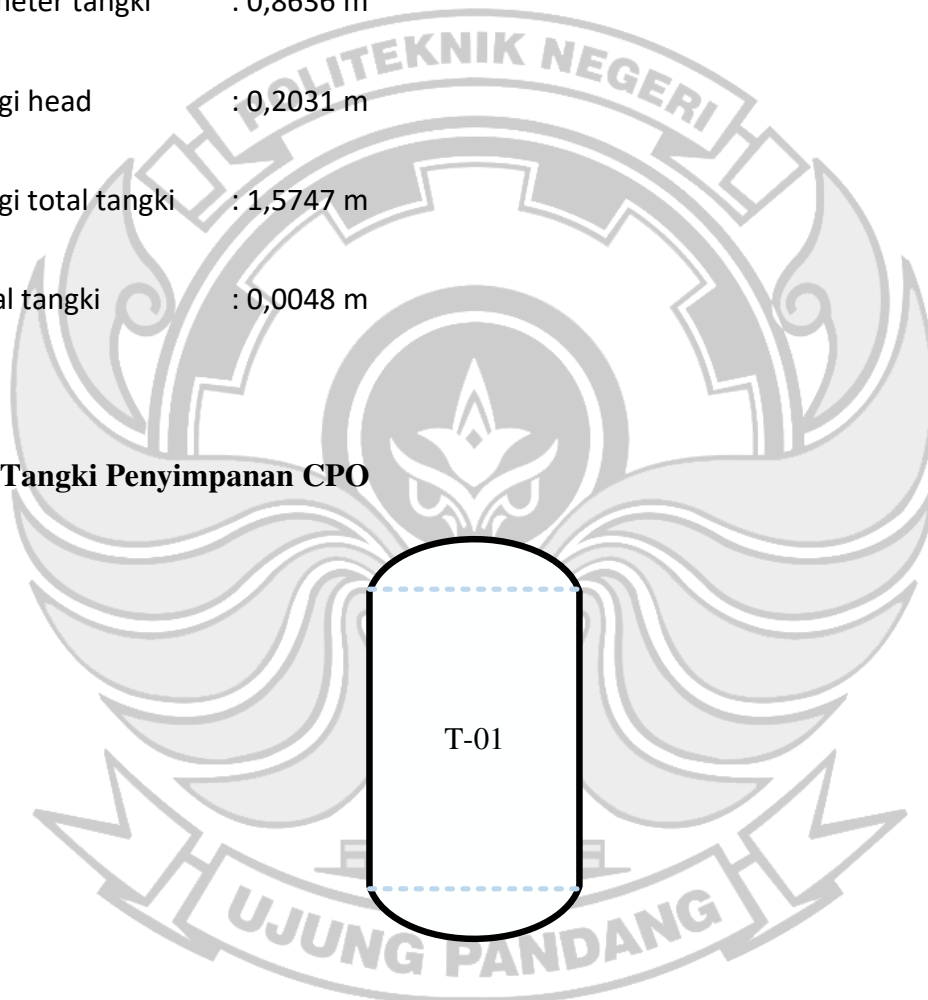
Diameter tangki : 0,8636 m

Tinggi head : 0,2031 m

Tinggi total tangki : 1,5747 m

Tebal tangki : 0,0048 m

2. Tangki Penyimpanan CPO



Gambar 2.1. Tangki penyimpanan CPO

Fungsi : Menampung CPO sebelum masuk ke *degummer*

Bentuk : Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk
Torispherical Head

Bahan : Carbon steel 285 grade C

Lama penyimpanan : 8 jam

Kondisi Operasi

- Temperatur : 30°C

- Tekanan : 1 atm

a. Menentukan Volume Cairan didalam Tangki

Kapasitas tangki dirancang untuk waktu operasi 8 jam

Waktu tinggal = 8 jam

Densitas CPO = 895 kg/m³

Massa umpan = 13.963,0094 kg/jam x 8 jam

= 111.704,0752 kg

Maka,

$V_{liquid} = \frac{\text{Massa Umpan}}{\text{Densitas Campuran}}$

$= \frac{111.704,0752 \text{ kg}}{895 \text{ kg/m}^3}$

= 124,8090 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:

$V_t = 1,2 \times V_{liquid}$

$= 1,2 \times 124,8090 \text{ m}^3 = 149,7708 \text{ m}^3$

c. Menentukan Dimensi Tangki

Berdasarkan Tabel 4-27 Ulrich, dimana $\frac{H}{D} < 2$ dipilih perbandingan D:H yakni 1:2,

$$- \quad V_{\text{torispherical}} (V_H) = 0,000049 D^3 \text{ in} = 8,0296 \times 10^{-10} D^3 \text{ m}$$

(Pers. 5.11, Brownell&Young, 1959)

$$- \quad V_{\text{shell}} (V_s) = (1/4) \times \pi \times D^2 \times H \quad (\text{Pers. 3.1, Brownell\&Young, 1959})$$

$$- \quad V_{\text{tangki}} (V_t) = \text{Volume Shell } (V_s) + \{2 \times \text{Volume Head } (V_H)\}$$

Maka :

$$\begin{aligned} V_{\text{tangki}} (V_t) &= \left\{ \left(\frac{1}{4} \right) \times \pi \times D^2 \times H \right\} + (2 \times 8,0296 \cdot 10^{-10} D^3) \\ &= \left\{ \left(\frac{1}{4} \right) \times \left(\frac{22}{7} \right) \times (D)^2 \times 2D \right\} + (2 \times 8,0296 \cdot 10^{-10} \times (D)^3) \\ &= \left\{ \left(\frac{1}{4} \right) \times \left(\frac{22}{7} \right) \times 2 \times D^3 \right\} + (16 \cdot 10^{-10} \times D^3) \\ &= 1,5708 \times D^3 + 16 \cdot 10^{-10} \times D^3 \\ &= 1,5708 D^3 \end{aligned}$$

Sehingga,

$$\begin{aligned} - \quad \text{Diamater (D)} &= \sqrt[3]{\frac{V_t}{1,5708}} \\ &= \sqrt[3]{\frac{149,7708 \text{ m}^3}{1,5708}} \\ &= 4,5684 \text{ m} \end{aligned}$$

$$D = 4,5684 \text{ m} \times 3,2808 \text{ ft/m} = 14,9882 \text{ ft}$$

$$D = 4,5684 \text{ m} \times 39,370 \text{ in/m} = 179,8598 \text{ in}$$

$$D_{\text{standar}} = 180 \text{ in (15 ft)}$$

- Tinggi shell (Hs)

$$H_s = 2 \times 4,5684 \text{ m} = 9,1369 \text{ m}$$

$$H_s = 9,1369 \text{ m} \times 3,2808 \text{ ft/m} = 29,9763 \text{ ft}$$

$$H_s = 9,1369 \text{ m} \times 39,370 \text{ in/m} = 359,7197 \text{ in}$$

$$H_s \text{ standar} = 360 \text{ in (30 ft)}$$

- Tinggi cairan dalam tangki (H_{liquid})

$$H_{\text{liquid}} = \frac{100}{120} \times H_s$$

$$= \frac{100}{120} \times 30 \text{ ft}$$

$$= 25 \text{ ft}$$

d. Menentukan Jumlah Courses

Lebar plat standar yang digunakan:

$$L = 96 \text{ in (8 ft)} \quad (\text{Appendix E, item 1, Brownell \& Young})$$

Maka,

$$\text{Jumlah courses} = \frac{30 \text{ ft}}{8 \text{ ft}}$$

$$= 3,75 = 4 \text{ buah}$$

e. Menentukan Tekanan Perancangan

$$\begin{aligned} \text{- Tekanan hidrostatik, } P_h &= \frac{\rho \left(\frac{g}{gc}\right) H_{\text{liquid}}}{144} \\ &= \frac{55,87485 \text{ lb/ft}^3 \times (9,81 / 9,81) \times 25 \text{ ft}}{144} \end{aligned}$$

$$= 9,7005 \text{ psi}$$

- Tekanan absolut, P_{abs} = Tekanan hidrostatik + Tekanan operasi

$$= (9,7005 + 14,7) \text{ Psi}$$

$$= 24,4005 \text{ Psi}$$

Tekanan desain dibuat 5 -10% lebih tekanan absolut (Coulson, 1988 Hal, 673).

Dipilih 10%, maka tekanan desain pada course ke-1 adalah:

$$\text{Tekanan Design, } Pr = (100\% + 10\%) \times \text{Tekanan absolut}$$

$$= 1,1 \times 24,4005 \text{ psi}$$

$$= 26,8405 \text{ psi}$$

Berikut ini adalah tabel perhitungan tekanan desain untuk setiap courses:

Tabel 2.1 Tekanan desain masing-masing courses.

Courses	H (ft)	H _{liquid} (ft)	Ph (psi)	Pabs (psi)	Pr (psi)
1	30	25	9,7005	24,4005	26,8405
2	22	18,33	7,1137	21,8137	23,9951
3	14	11,67	4,5269	19,2269	21,1496
4	6	5	1,9401	16,6401	18,3041

f. Menentukan Tebal Dinding Tangki

Untuk menghitung tebal shell tangki (ts) berdasarkan persamaan:

$$ts = \frac{Pr, D}{2 (S, E - 0,6Pr)} + C$$

(pers, 13,1 Browell&Young)

Tangki dirancang menggunakan *carbon steel* 285 grade C, Adapun data-data yang digunakan sebagai berikut:

S = F = stress yang diizinkan (N/m²) = 13750 Psi

E = efisiensi sambungan = 80 %

C = faktor korosi = 0,125 in

D = Diameter tangki (in)

Maka, Tebal dinding tangki (ts):

$$ts = \frac{26,8405 \times 179,8598}{2 (13750 \times 0,80) - (0,6 \times 26,8405)} + 0,125 \text{ in} = 0,3448 \text{ in}$$

$$= 0,3448 \text{ in} \times 0,0254 \text{ m/in} = 0,0088 \text{ m}$$

$$= 0,3448 \text{ in} \times 0,0833 \text{ ft/in} = 0,0287 \text{ ft}$$

Diambil tebal *shell* standar : 3/8 in (Table 5.6, Brownell and Young)

Tabel 2.2 Tebal *shell* masing-masing courses.

Courses	H (ft)	Pr (psi)	ts (in)	ts standar (in)
1	30	26,8405	0,3448	0,375
2	22	23,9951	0,3214	0,375
3	14	21,1496	0,2981	0,3125
4	6	18,3041	0,2748	0,3125

- Outside Diameter (OD)

$$OD = D + (2 \times ts)$$

$$= 179,8598 \text{ in} + (2 \times 0,375 \text{ in})$$

$$= 180 \text{ in}$$

Dari tabel 5.7 hal,89 Brownell&Young, 1959 OD standar adalah 180 in (0,8636 m).

- Inside Diameter (ID)

$$ID = OD \text{ standar} - (2 \times ts)$$

$$= 180 \text{ in} - (2 \times 0,375 \text{ in})$$

$$= 179,25 \text{ in}$$

g. Menentukan Dimensi Tutup

- Menentukan tebal tutup:

$$th = \frac{0,885 Pr, D}{2 (F, E - 0,1 Pr)} + C \quad (\text{Pers, 13-12 Brownell\&Young})$$

Keterangan :

th = Tebal head (in)

D = Diameter tangki (in)

F = Allowable stress

E = Efisiensi sambungan

C = Corrosian allowance

Pr = Tekanan desain (psi)

Maka:

$$th = \frac{0,885 \times 26,8405 \times 179,8598}{2 \times ((13750 \text{ psi} \times 0,85) - (0,1 \times 26,8405))} + 0,125 \text{ in}$$

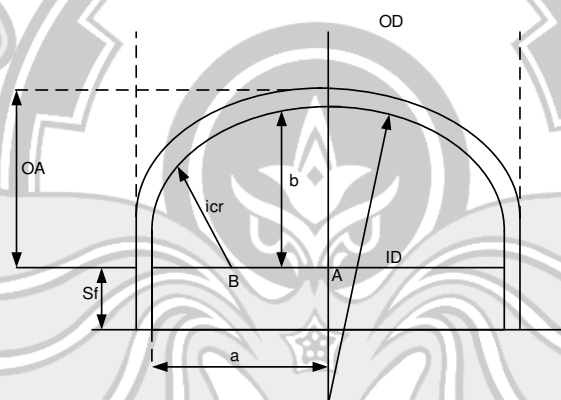
$$= 0,3192 \text{ in}$$

$$= 0,3192 \text{ in} \times 0,0254 \text{ m/in} = 0,0081 \text{ m}$$

$$= 0,3192 \text{ in} \times 0,0833 \text{ ft/in} = 0,0266 \text{ ft}$$

Diambil tebal *head* standar : 3/8 in (Table 5,6, Brownell&Young)

- Menentukan tinggi tutup tangki



Gambar 2.2. *Torispherical head*

Dari Brownell fig. 5.8, hal. 87, dihitung ukuran-ukuran sebagai berikut :

- $b = rc - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$

- $AB = rc/2 - (icr)$

- $BC = rc - (icr)$

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

- $OA = th + b + sf$

Keterangan :

icr = Jari-jari kelengkungan pojok (inside corner radius) (in)

rc = Radius knuckle (in)

sf = Flange lurus (straight flange) (in)

th = Tebal head (in)

OA = Tinggi head (in)

b = Depth of dish (in)

Dengan nilai Dstandar 180 in (Tabel 5,7, Brownell and Young, 1959 : 89)

Maka diperoleh :

icr = 11 in

rc = 180 in

Berdasarkan tebal head standar (5/16), maka dipilih straight flange (Sf) antara 1 1/2 – 3 in, (Tabel 5,8, Brownell and Young, 1959 : 93)

Dipilih Sf = 3 in

$$AB = \frac{rc}{2} - icr$$

$$= \frac{180 \text{ in}}{2} - 11 \text{ in} = 79 \text{ in}$$

$$BC = rc - icr$$

$$= 180 \text{ in} - 11 \text{ in} = 169 \text{ in}$$

$$AC^2 = BC^2 - AB^2$$

$$= 169^2 \text{ in} - 79^2 \text{ in}$$

$$AC = 149,3988 \text{ in}$$

$$b = rc - AC$$

$$= 180 \text{ in} - 149,3988 \text{ in}$$

$$= 30,6012 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} - \text{ Tinggi tutup tangki (OA)} &= th + b + Sf \\ &= 0,375 \text{ in} + 30,6012 \text{ in} + 3 \text{ in} \\ &= 33,9762 \text{ in} = 0,863 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} - \text{ Tinggi total tangki (Ht)} &= Hs + (2 \times OA) \\ &= 9,144 \text{ m} + (2 \times 0,863) \\ &= 10,87 \text{ m} \end{aligned}$$

Ringkasan Spesifikasi:

Nama Alat	: Tangki CPO
Kode	: T-01
Fungsi	: Tempat menampung CPO sebelum masuk ke <i>degummer</i>
Tipe	: Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk <i>Torispherical head</i>
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel 285 grade C</i>
Jumlah	: 4 buah

Suhu penyimpanan : 30°C

Tekanan penyimpanan: 1 atm

Waktu penyimpanan : 8 jam

Volume tangki : 149,7708 m³

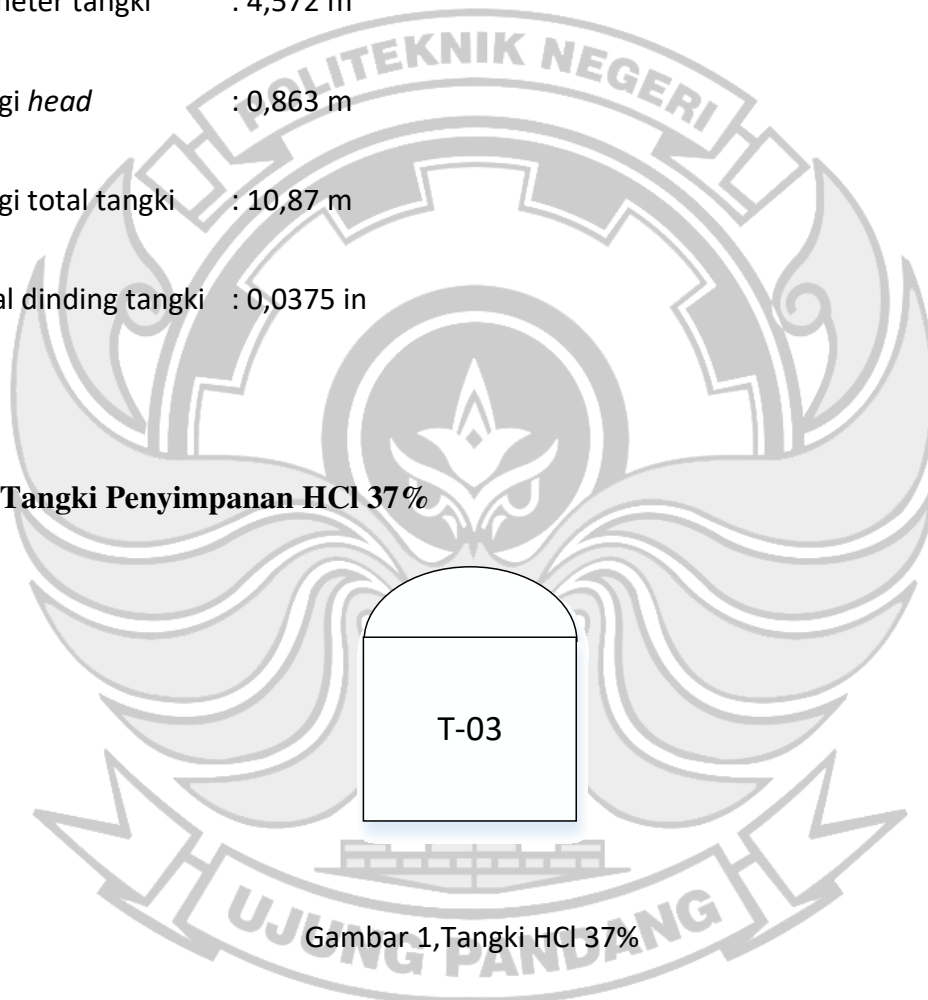
Diameter tangki : 4,572 m

Tinggi *head* : 0,863 m

Tinggi total tangki : 10,87 m

Tebal dinding tangki : 0,0375 in

3. Tangki Penyimpanan HCl 37%



Gambar 1, Tangki HCl 37%

Fungsi : Untuk menampung HCl 37%

Tipe : Silinder vertikal dengan *Torispherical head*

Waktu penyimpanan : 3 hari

Kondisi Operasi:

Temperatur : 30°C

Tekanan : 1 atm

a. Menentukan Volume Cairan didalam Tangki

Kapasitas tangki dirancang untuk waktu operasi 3 hari

Waktu tinggal = 3 hari x 24 jam/1 hari = 72 jam

Densitas HCl 37% = 1180 kg/m³

Massa umpan = 139,1135 kg/jam x 72 jam

= 10.016,172 kg

Maka,

$V_{\text{liquid}} = \frac{\text{Massa Umpan}}{\text{Densitas Campuran}}$

$= \frac{10.016,172 \text{ kg}}{1180 \text{ kg/m}^3}$

= 8,4883 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,

$V_t = 1,2 \times V_{\text{liquid}}$

= 1,2 x 8,4883 m³

= 10,1859 m³

c. Menentukan Dimensi Tangki

Berdasarkan Tabel 4-27 Ulrich, dimana $\frac{H}{D} < 2$ dipilih perbandingan D:H yakni 1:1,5,

$$V_{\text{torispherical}} (V_H) = 0,000049 D^3 \text{ in} = 8,0296 \times 10^{-10} D^3 \text{ m}$$

(Pers. 5.11, Brownell&Young, 1959)

$$V_{\text{shell}} (V_s) = (1/4) \times \pi \times D^2 \times H \quad (\text{Pers. 3.1, Brownell\&Young, 1959})$$

$$V_{\text{tangki}} = \text{Volume Shell } (V_s) + \text{Volume Head } (V_H)$$

Maka :

$$\begin{aligned} V_{\text{tangki}} &= \left\{ \left(\frac{1}{4} \right) \times \pi \times D^2 \times H \right\} + (8,0296 \cdot 10^{-10} D^3) \\ &= \left\{ \left(\frac{1}{4} \right) \times \left(\frac{22}{7} \right) \times (D)^2 \times 1,5D \right\} + (8,0296 \cdot 10^{-10} \times (D)^3) \\ &= \left\{ \left(\frac{1}{4} \right) \times \left(\frac{22}{7} \right) \times 1,5 \times D^3 \right\} + (8,0296 \cdot 10^{-10} \times D^3) \\ &= 1,1775 \times D^3 + 8,0296 \cdot 10^{-10} \times D^3 = 1,1775 D^3 \end{aligned}$$

Sehingga,

- Diameter tangki (D)

$$\begin{aligned} D &= \sqrt[3]{\frac{\text{volume tangki}}{1,1775}} \\ &= \sqrt[3]{\frac{10,1859}{1,1775}} = 2,0528 \text{ m} \end{aligned}$$

$$D = 2,0528 \text{ m} \times 3,2808 \text{ ft/m} = 6,7348 \text{ ft}$$

$$D = 2,0528 \text{ m} \times 39,370 \text{ in/m} = 80,8187 \text{ in}$$

$$D_{\text{standar}} = 84 \text{ in (7 ft)}$$

- Tinggi shell (Hs)

$$H_s = 1,5 \times 2,0528 \text{ m}$$

$$= 3,0792 \text{ m}$$

$$H_s = 3,0792 \text{ m} \times 3,2808 \text{ ft/m} = 10,1022 \text{ ft}$$

$$H_s = 3,0792 \text{ m} \times 39,370 \text{ in/m} = 121,2281 \text{ in}$$

$$H_s \text{ standar} = 122 \text{ in (10,17 ft)}$$

- Tinggi cairan dalam tangki (H_{liquid})

$$H_{\text{liquid}} = \frac{100}{120} \times H_s$$

$$= \frac{100}{120} \times 10,17 \text{ ft}$$

$$= 8,47 \text{ ft}$$

d. Menentukan Jumlah Courses

Lebar plat standar yang digunakan:

$$L = 72 \text{ in (6 ft)} \quad (\text{Appendix E, item 1, B\&Y})$$

Maka,

$$\text{Jumlah courses} = \frac{10,17 \text{ ft}}{6 \text{ ft}}$$

$$= 1,78 = 2 \text{ buah}$$

e. Menentukan Tekanan Perancangan

$$\text{- Tekanan hidrostatik, } P_h = \frac{\rho \left(\frac{g}{gc}\right) H_{\text{liquid}}}{144}$$

$$= \frac{73,6674 \text{ lb/ft}^3 \times 8,47 \text{ ft} \times 1}{144}$$

$$= 4,3342 \text{ psi}$$

- Tekanan absolut = Tekanan hidrostatik + Tekanan operasi

$$= (4,3342 + 14,7) \text{ psi} = 19,0342 \text{ psi}$$

Tekanan design dibuat 5 -10% lebih tekanan absolut, diambil 10%, (Coulson, 1988 Hal.673) maka tekanan desain pada course ke-1 adalah:

$$\begin{aligned}
 - \text{ Tekanan Design, } Pr &= (100\% + 10\%) \times \text{ Tekanan absolut} \\
 &= 1,1 \times 19,0342 \text{ psi} \\
 &= 20,9376 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Berikut ini adalah tabel perhitungan tekanan desain untuk setiap courses:

Tabel 3.1 Tekanan desain masing-masing courses.

Courses	H (ft)	H _{liquid} (ft)	Ph (psi)	Pabs (psi)	Pr (psi)
1	10,17	8,47	4,3342	19,0342	20,9376
2	4,17	3,47	1,7777	16,4777	18,1255

f. Menentukan Tebal Dinding Tangki

Untuk menghitung tebal shell tangki berdasarkan persamaan:

$$t_s = \frac{Pr, D}{2(S, E - 0,6Pr)} + C \quad (\text{pers, 13,1 Browell \& Young})$$

Tangki dirancang menggunakan *stainless steel* SA-167, tipe 304-1, Adapun data-data yang digunakan sebagai berikut:

$$S = F = \text{stress yang diizinkan (N/m}^2\text{)} = 18750 \text{ Psi}$$

$$E = \text{efisiensi sambungan} = 85 \%$$

C = faktor korosi = 0,125 in

D = Diameter tangki (in)

Maka, Tebal dinding tangki (ts):

$$ts = \frac{20,9376 \times 80,8187}{2(18750 \times 0,85) - (0,6 \times 20,9376)} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,1975 \text{ in}$$

$$= 0,1975 \text{ in} \times 0,0254 \text{ m/in} = 0,005 \text{ m}$$

$$= 0,1975 \text{ in} \times 0,0833 \text{ ft/in} = 0,0164 \text{ ft}$$

Diambil tebal *shell* standar : 1/4 in (Table 5,6, Brownell and Young)

Tabel 3.2 Tebal *shell* masing-masing courses.

Courses	H (ft)	Pr (psi)	ts (in)	ts standar (in)
1	10,17	20,9376	0,1975	0,25
2	4,17	18,1255	0,1877	0,25

- Outside Diameter (OD)

$$OD = D + 2 \times ts$$

$$= 80,8187 + (2 \times 0,25)$$

$$= 81,3187 \text{ in}$$

Dari tabel 5.7 hal,89 Brownell & Young, 1959 OD standar yang mendekati perhitungan adalah 84 in (2,1336 m).

- Inside Diameter (ID)

$$ID = OD \text{ standar} - 2 \times ts$$

$$= 84 - (2 \times 0,25) = 83,5 \text{ in}$$

g. Menentukan Dimensi Tutup

- Menentukan tebal tutup

$$th = \frac{0,885 Pr, D}{2 (F, E - 0,1 Pr)} + C \quad (\text{pers, 13-12 Brownell \& Young})$$

Keterangan :

th = Tebal head (in)

F = Allowable stress

E = Efisiensi sambungan

C = Corrosion allowance

Pr = Tekanan desain (psi)

D = Diameter tangki (in)

Maka:

$$th = \frac{0,885 \times 20,9376 \times 80,8187}{2 (13750 \text{ psi} \times 0,80) - (0,1 \times 20,9376)} + 0,125 \text{ in} = 0,1891 \text{ in}$$

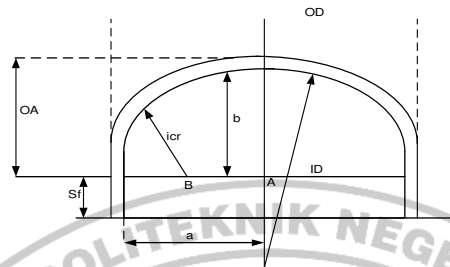
$$= 0,1891 \text{ in} \times 0,0254 \text{ m/in} = 0,0048 \text{ m}$$

$$= 0,1891 \text{ in} \times 0,0833 \text{ ft/in} = 0,0157 \text{ ft}$$

Diambil tebal *head* standar : 1/4 in

(Table 5.6, Brownell and Young)

- Menentukan tinggi tutup



Gambar 2, *Torispherical head*

Dari Brownell fig. 5.8, hal. 87, dihitung ukuran-ukuran sebagai berikut :

- $b = rc - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$
- $AB = rc/2 - (icr)$
- $BC = rc - (icr)$
- $AC = \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$
- $OA = th + b + sf$

Keterangan :

icr = Jari-jari kelengkungan pojok (inside corner radius) (in)

rc = Radius knuckle (in)

sf = Flange lurus (straight flange) (in)

th = Tebal head (in)

OA = Tinggi head (in)

b = Depth of dish (in)

Dengan nilai OD standar 84 in (Tabel 5,7, Brownell and Young, 1959 : 89)

Maka diperoleh :

$$icr = 5,125 \text{ in}$$

$$rc = 84 \text{ in}$$

Berdasarkan tebal head standar (1/4), maka dipilih straight flange (Sf) antara 1 1/2 – 2 1/4 in, (Tabel 5,8, Brownell and Young, 1959 : 93)

Dipilih Sf = 2 in

$$\begin{aligned} AB &= \frac{rc}{2} - icr \\ &= \frac{84}{2} - 5,125 \text{ in} = 36,875 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= rc - icr \\ &= 84 \text{ in} - 5,125 \text{ in} = 78,875 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC^2 &= BC^2 - AB^2 \\ &= 78,875^2 \text{ in} - 36,875^2 \text{ in} \\ &= 4.861,5 \text{ in} \end{aligned}$$

$$AC = \sqrt{4.861,5 \text{ in}} = 69,7244 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} b &= rc - AC \\ &= 84 \text{ in} - 69,7244 \text{ in} = 14,2755 \text{ in} \end{aligned}$$

Maka, tinggi tutup tangki (OA) = $th + b + Sf$

$$= 0,25 \text{ in} + 14,2755 \text{ in} + 2 \text{ in}$$

$$= 16,5255 \text{ in} = 0,4197 \text{ m}$$

- Tinggi total tangki (Ht) = $Hs + OA$

$$= 3,0988 \text{ m} + 0,4197 \text{ m}$$

$$= 3,5185 \text{ m}$$

Ringkasan Spesifikasi:

Nama Alat : Tangki HCl 37%

Kode : T-03

Fungsi : Tempat menampung HCl 37%

Tipe : Silinder tegak dengan *Torispherical head*

Bahan konstruksi : *Stainless steel SA-167, tipe 304-1*

Jumlah : 2 buah

Suhu penyimpanan : 30°C

Tekanan penyimpanan: 1 atm

Waktu penyimpanan : 3 hari

Volume tangki : 10,1859 m³

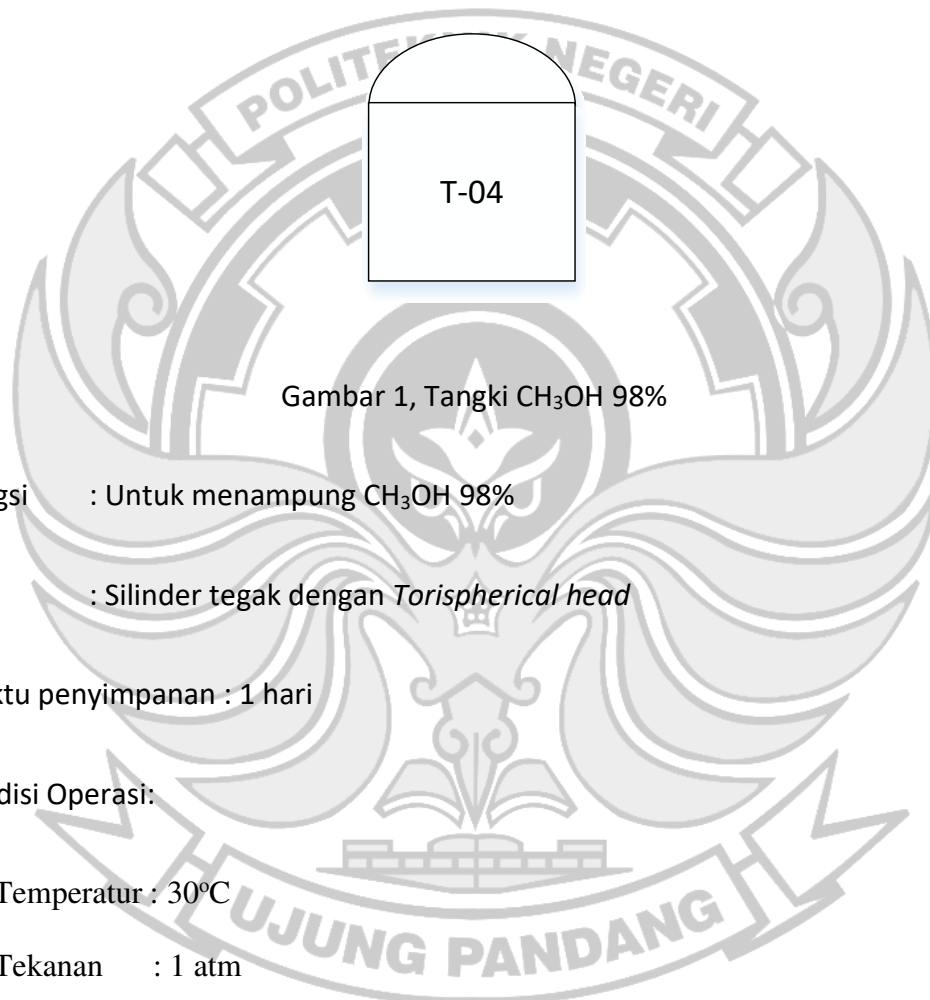
Diameter tangki : 2,1334 m

Tinggi head : 0,4197 m

Tinggi total tangki : 3,5185 m

Tebal dinding tangki : 0,006 m

4. Tangki Penyimpanan CH₃OH 98%



Gambar 1, Tangki CH₃OH 98%

Fungsi : Untuk menampung CH₃OH 98%

Tipe : Silinder tegak dengan *Torispherical head*

Waktu penyimpanan : 1 hari

Kondisi Operasi:

- Temperatur : 30°C
- Tekanan : 1 atm

a. Menentukan Volume Cairan didalam Tangki

Kapasitas tangki dirancang untuk waktu operasi 1 hari

Waktu tinggal = 1 hari x 24 jam/1hari = 24 jam

Densitas Metanol = 792 kg/m³

$$\begin{aligned} \text{Massa umpan} &= 3.778,79 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam} \\ &= 90.690,96 \text{ kg} \end{aligned}$$

Maka,

$$\begin{aligned} V_{\text{liquid}} &= \frac{\text{Massa Umpan}}{\text{Densitas}} \\ &= \frac{90.690,96 \text{ kg}}{792 \text{ kg/m}^3} \\ &= 114,5087 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

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,

$$\begin{aligned} V_t &= 1,2 \times \text{Volume cairan} \\ &= 1,2 \times 114,5087 \text{ m}^3 \\ &= 137,4105 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

c. Menentukan Dimensi Tangki

Berdasarkan tabel 4-27 Ulrich, dimana $\frac{H}{D} < 2$ dipilih perbandingan D:H yakni 1:1,

$$- \quad V_{\text{torispherical}} (V_H) = 0,000049 D^3 \text{ in} = 8,0296 \times 10^{-10} D^3 \text{ m}$$

(Pers. 5.11, Brownell&Young, 1959)

$$- \quad V_{\text{shell}} (V_s) = (1/4) \times \pi \times D^2 \times H \quad (\text{Pers. 3.1, Brownell\&Young, 1959})$$

$$- \quad V_{\text{tangki}} (V_t) = \text{Volume Shell} (V_s) + \text{Volume Head} (V_H)$$

Maka :

$$\begin{aligned}
 V \text{ tangki} &= \left\{ \left(\frac{1}{4} \right) \times \pi \times D^2 \times H \right\} + (8,0296,10^{-10} D^3) \\
 &= \left\{ \left(\frac{1}{4} \right) \times \left(\frac{22}{7} \right) \times (D)^2 \times D \right\} + (8,0296,10^{-10} \times (D)^3) \\
 &= \left\{ \left(\frac{1}{4} \right) \times \left(\frac{22}{7} \right) \times D^3 \right\} + (8,03,10^{-10} \times D^3) \\
 &= 0,785 \times D^3 + 8,03,10^{-10} \times D^3 \\
 &= 0,785 D^3
 \end{aligned}$$

Sehingga,

- Diamater tangki (D)

$$\begin{aligned}
 D &= \sqrt[3]{\frac{\text{volume tangki}}{0,785}} \\
 &= \sqrt[3]{\frac{137,4105}{0,785}} \\
 &= 5,5939 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$D = 5,5939 \text{ m} \times 3,2808 \text{ ft/m} = 18,3526 \text{ ft}$$

$$D = 5,5939 \text{ m} \times 39,370 \text{ in/m} = 220,2329 \text{ in}$$

$$D_{\text{standar}} = 228 \text{ in (19 ft)}$$

- Tinggi shell (Hs)

$$H_s = 1 \times 5,5939 \text{ m} = 5,5939 \text{ m}$$

$$H_s = 5,5939 \text{ m} \times 3,2808 \text{ ft/m} = 18,3526 \text{ ft}$$

$$H_s = 5,5939 \text{ m} \times 39,370 \text{ in/m} = 220,2329 \text{ in}$$

$$H_s \text{ standar} = 228 \text{ in (19 ft)}$$

- Tinggi cairan dalam tangki (Hliquid)

$$H_{\text{liquid}} = \frac{100}{120} \times H_s$$

$$= \frac{100}{120} \times 19 \text{ ft} = 15,8332 \text{ ft}$$

d. Menentukan Jumlah Courses

Lebar plat standar yang digunakan:

$$L = 72 \text{ in (6 ft)} \quad (\text{Appendix E,item 1, Broenell\&Young})$$

Maka,

$$\begin{aligned} \text{Jumlah courses} &= \frac{19 \text{ ft}}{6 \text{ ft}} \\ &= 3,17 = 4 \text{ buah} \end{aligned}$$

e. Menentukan Tekanan Perancangan

$$\begin{aligned} \text{- Tekanan hidrostatis, } P_h &= \frac{\rho \left(\frac{g}{gc}\right) H_{liquid}}{144} \\ &= \frac{49,44456 \text{ lb/ft}^3 \times 1 \times 15,8332 \text{ ft}}{144} \\ &= 5,4366 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{- Tekanan absolut} &= \text{Tekanan hidrostatis} + \text{Tekanan operasi} \\ &= (5,4365 + 14,7) \text{ psi} \\ &= 20,1366 \text{ psi} \end{aligned}$$

Tekanan design dibuat 5-10% lebih tekanan absolut, diambil 10%, (Coulson, 1988 Hal, 673), maka tekanan desain pada course ke-1 adalah:

$$\begin{aligned} \text{- Tekanan Design, } P_r &= (100\% + 10\%) \times \text{Tekanan absolut} \\ &= 1,1 \times 20,1365 \text{ psi} \\ &= 22,1502 \text{ psi} \end{aligned}$$

Berikut ini adalah tabel perhitungan tekanan desain untuk setiap courses:

Tabel 4.1 Tekanan desain masing-masing courses.

Courses	H (ft)	H _{liquid} (ft)	Ph (psi)	Pabs (psi)	Pr (psi)
1	19	15,83	5,4366	20,1366	22,1502
2	13	10,83	3,7198	18,4198	20,2618
3	7	5,83	2,0030	16,7030	18,3733
4	1	0,83	0,2861	14,9861	16,4848

f. Menentukan Tebal Dinding Tangki

Untuk menghitung tebal shell tangki (ts) berdasarkan persamaan:

$$ts = \frac{Pr, D}{2(S, E - 0,6Pr)} + C \quad (\text{pers, 13,1 Browell\& Young})$$

Tangki dirancang menggunakan *carbon steel* SA-285 grade C (table 13,1 Browell & Young), Adapun data-data yang digunakan sebagai berikut:

$$S = F = \text{stress yang diizinkan (N/m}^2\text{)} = 13750 \text{ psi}$$

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

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

$$D = \text{Diameter tangki (in)}$$

Maka, Tebal dinding tangki (ts):

$$ts = \frac{22,1502 \times 220,2329}{2(13750 \times 0,8) - (0,6 \times 22,1502)} + 0,125 \text{ in} = 0,347 \text{ in}$$

$$= 0,347 \text{ in} \times 0,0254 \text{ m/in} = 0,009 \text{ m}$$

$$= 0,347 \text{ in} \times 0,0833 \text{ ft/in} = 0,029 \text{ ft}$$

Diambil tebal *shell* standar : 3/8 in (Table 5.6, Brownell and Young)

Tabel 4.2 Tebal *shell* masing-masing courses.

Courses	H (ft)	Pr (psi)	ts (in)	ts standar (in)
1	19	22,1502	0,3470	0,375
2	13	20,2618	0,3281	0,375
3	7	18,3733	0,3091	0,3125
4	1	16,4848	0,2902	0,3125

- Outside Diameter (OD)

$$OD = D + (2 \times ts)$$

$$= 220,2329 + (2 \times 0,375 \text{ in})$$

$$= 220,9829 \text{ in}$$

Dari tabel 5.7 hal,89 Brownell & Young, 1959 OD standar yang mendekati perhitungan adalah 228 in (5,7912 m).

- Inside Diameter (ID)

$$ID = OD \text{ standar} - (2 \times ts)$$

$$= 228 - (2 \times 0,375 \text{ in})$$

$$= 228,75 \text{ in}$$

g. Menentukan Dimensi Tutup

- Menentukan tebal tutup:

$$th = \frac{0,885 Pr, D}{2 (F, E - 0,1 Pr)} + C \quad (\text{pers, 13-12 Brownell \& Young})$$

Keterangan :

th = Tebal head (in)

D = Diameter tangki (in)

F = Allowable stress

E = Efisiensi sambungan

C = Corrosian allowance

Pr = Tekanan desain (psi)

Maka:

$$th = \frac{0,885 \times 22,1502 \times 220,2329}{2 (13750 \text{ psi} \times 0,8) - (0,1 \times 22,1502)} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,3213 \text{ in}$$

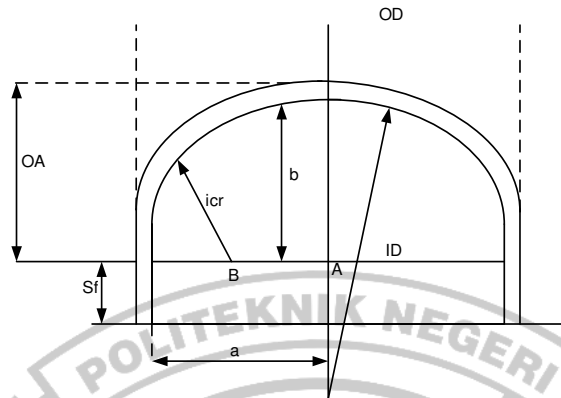
$$= 0,3213 \text{ in} \times 0,0254 \text{ m/in} = 0,008 \text{ m}$$

$$= 0,3213 \text{ in} \times 0,0833 \text{ ft/in} = 0,027 \text{ ft}$$

Diambil tebal *head* standar : 3/8 in

(Table 5,6, Brownell and Young)

- Menentukan tinggi tutup



Gambar 2, *Torispherical head*

Dari Brownell fig. 5.8, hal. 87, dihitung ukuran-ukuran sebagai berikut :

- $b = rc - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$
- $AB = rc/2 - (icr)$
- $BC = rc - (icr)$
- $AC = \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$
- $OA = th + b + sf$

Keterangan :

icr = Jari-jari kelengkungan pojok (inside corner radius) (in)

rc = Radius knuckle (in)

sf = Flange lurus (straight flange) (in)

th = Tebal head (in)

OA = Tinggi head (in)

b = Depth of dish (in)

Dengan nilai OD standar 228 in (Tabel 5,7, Brownell and Young, 1959 : 89)

Maka diperoleh :

$$icr = 13,750 \text{ in}$$

$$rc = 228$$

Berdasarkan tebal head standar (3/8), maka dipilih straight flange (Sf) antara 1 1/2 – 3 in, (Tabel 5,8, Brownell and Young, 1959 : 93)

Dipilih Sf = 2 in

$$\begin{aligned} AB &= \frac{rc}{2} - icr \\ &= \frac{228 \text{ in}}{2} - 13,750 \text{ in} = 100,25 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= rc - icr \\ &= 228 \text{ in} - 13,750 \text{ in} = 214,25 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC^2 &= BC^2 - AB^2 \\ &= 214,25^2 \text{ in} - 100,25^2 \text{ in} \\ &= 35.853 \text{ in} \end{aligned}$$

$$AC = \sqrt{35.853 \text{ in}} = 189,3489 \text{ in}$$

$$b = rc - AC$$

$$= 228 \text{ in} - 189,3489 \text{ in}$$

$$= 38,6511 \text{ in}$$

Maka, tinggi tutup tangki (OA) = $th + b + Sf$

$$= 0,375 \text{ in} + 38,6511 \text{ in} + 2 \text{ in}$$

$$= 41,0261 \text{ in} = 1,0421 \text{ m}$$

- Tinggi total tangki (Ht) = $Hs + OA$

$$= 5,7912 \text{ m} + 1,0421 \text{ m}$$

$$= 6,8333 \text{ m}$$

Ringkasan Spesifikasi:

Nama Alat : Tangki CH_3OH 98%

Kode : T-04

Fungsi : Tempat menampung CH_3OH 98%

Tipe : Silinder tegak dengan *Torispherical head*

Bahan konstruksi : *Carbon steel 285 grade C*

Jumlah : 4 buah

Suhu penyimpanan : 30°C

Tekanan penyimpanan: 1 atm

Waktu penyimpanan : 1 hari

Volume tangki : $137,4105 \text{ m}^3$

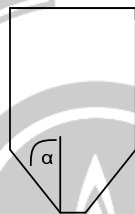
Diameter tangki : 5,7912 m

Tinggi head : 1,0421 m

Tinggi total tangki : 6,8333 m

Tebal dinding tangki : 0,0095 m

5. Silo Penampungan Bentonite



Fungsi : Menyimpan bahan baku bentonite,

Bentuk : Silinder tegak dengan tutup bawah berbentuk konis

Bahan : *Carbon steel SA-283 grade C*

Lama penyimpanan : 3 hari

Kondisi operasi

- Temperature : 30°C

- Tekanan : 1 atm

a. Menentukan Volume Bahan

Kapasitas tangki dirancang untuk waktu operasi 3 hari

Waktu tinggal = 3 hari x 24 jam/1hari = 72 jam

Densitas bentonit = 2.200 kg/m³

$$\begin{aligned} \text{Massa umpan} &= 139,6301 \text{ kg/jam} \times 72 \text{ jam} \\ &= 10.053,3672 \text{ kg} \end{aligned}$$

Maka,

$$\begin{aligned} \text{Volume padatan} &= \frac{\text{Massa Umpan}}{\text{Densitas Campuran}} \\ &= \frac{10.053,3672 \text{ kg}}{2.200 \text{ kg/m}^3} \\ &= 4,5697 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

b. Menentukan Volume silo (V)

Menurut Peter dan Timmerhaus (1991) halaman 37 tabel 6, *overdesign* yang direkomendasikan adalah 20%, sehingga volume silo 120% dari volume padatan,

$$\begin{aligned} V &= 1,2 \times \text{Volume padatan} \\ &= 1,2 \times 4,5697 \text{ m}^3 \\ &= 5,4837 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

c. Menentukan Dimensi Silo

Berdasarkan tabel 4-27 Ulrich, dimana $\frac{H}{D} < 2$ dipilih perbandingan D:H yakni 1:2,

Dimana :

$$V = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H \quad (\text{Pers. 3.1, Brownell, hal 41})$$

$$= \frac{\pi}{4} \times D^2 \times 2D$$

$$= \frac{\pi}{2} \times D^3$$

Maka :

$$D = \sqrt[3]{\frac{2V}{\pi}}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{2 \times 5,4837 \text{ m}^3}{3,14}}$$

$$= 1,5 \text{ m} = 58,1595 \text{ in}$$

$$D_{\text{standar}} = 60 \text{ in (5 ft)}$$

Sehingga :

$$H = 2D$$

$$= 2 \times 1,5 \text{ m}$$

$$= 3 \text{ m} = 118,11 \text{ in}$$

$$H_{\text{standar}} = 120 \text{ in (10 ft)}$$

Tinggi bahan padatan :

$$H_{\text{padatan}} = \frac{100}{120} \times H$$

$$= \frac{100}{120} \times 10 \text{ ft}$$

$$= 8,33 \text{ ft}$$

d. Menentukan Jumlah Courses

Lebar plat standar yang digunakan:

$$L = 72 \text{ in (6 ft)} \quad (\text{Appendix E,item 1, B\&Y})$$

Maka,

$$\begin{aligned} \text{Jumlah courses} &= \frac{10 \text{ ft}}{6 \text{ ft}} \\ &= 1,67 = 2 \text{ buah} \end{aligned}$$

e. Menentukan Tekanan Perancangan

$$\begin{aligned} \text{Tekanan hidrostatik, } P_h &= \frac{\rho \left(\frac{\text{g}}{\text{cc}} \right) H_{\text{padatan}}}{144} \\ &= \frac{137,3416 \text{ lb/ft}^3 \times (9,81 / 9,81) 8,33 \text{ ft}}{144} \\ &= 7,9479 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan absolut, } P_{\text{abs}} &= \text{Tekanan hidrostatik} + \text{Tekanan operasi} \\ &= (7,9479 + 14,7) \text{ psi} \\ &= 22,6479 \text{ psi} \end{aligned}$$

Tekanan desain dibuat 5 -10% lebih tekanan absolut (Coulson, 1988 Hal, 673).

Dipilih 10%, maka tekanan desain pada course ke-1 adalah:

$$\begin{aligned} \text{Tekanan Desain, } P_r &= (100\% + 10\%) \times \text{Tekanan absolut} \\ &= 1,1 \times 22,6479 \text{ psi} \\ &= 24,9127 \text{ psi} \end{aligned}$$

Berikut ini adalah tabel perhitungan tekanan desain untuk setiap courses:

Tabel 5.1 Tekanan desain masing-masing courses.

Courses	H (ft)	Hpadatan (ft)	Ph (psi)	Pabs (psi)	Pr (psi)
1	10	8,33	7,9479	22,6479	24,9127
2	4	3,33	3,176	17,876	19,6636

f. Menentukan Tebal Dinding Silo

Untuk menghitung tebal shell silo (ts) berdasarkan persamaan:

$$ts = \frac{Pr \cdot D}{2(S,E-0,6.Pr)} + C \quad (\text{pers, 13,1 Browell \& Young})$$

Direncanakan material yang akan digunakan adalah *carbon steel SA-283 grade C*,

Adapun data-datanya sebagai berikut:

S = stress yang diizinkan = 12650 psi

E = efisiensi sambungan = 80%

C = factor korosi (m) = 0,125

Pr = tekanan design (psi)

D = Diameter tangki (in)

Maka, Tebal dinding tangki (ts):

$$ts = \frac{24,9127 \times 58,1595}{2(12650 \times 0,8) - (0,6 \times 24,9127)} + 0,125 \text{ in} = 0,1967 \text{ in}$$

$$= 0,1967 \text{ in} \times 0,0254 \text{ m/in} = 0,005 \text{ m}$$

$$= 0,1967 \text{ in} \times 0,0833 \text{ ft/in} = 0,016 \text{ ft}$$

Dari table 5.7 Brownell, hal,89 diambil tebal *shell* standar = 1/4 in.

Tabel 5.2 Ketebalan shell masing masing courses

Courses	H (ft)	Pr (psi)	ts (in)	ts standar (in)
1	10	24,9127	0,1967	0,25
2	4	19,6636	0,1816	0,1875

g. Menentukan Tutup Bawah Konis

- Untuk menghitung tebal konis (tk) berdasarkan persamaan:

$$tk = \frac{Pr \times D}{2 \cos \alpha (S \cdot E - 0,6 \cdot Pr)} + C \quad (\text{Pers. 6.154 Brownell, hal 118})$$

$$tk = \frac{24,9127 \times 58,1595}{2 \cos 45 (12650 \times 0,8 - 0,6 \times 24,9127)} + 0,125$$

$$= 0,2264 \text{ in}$$

$$= 0,0057 \text{ m}$$

Dari table 5.8 Brownell, hal,89 diambil tebal konis standar = 1/4 in

- Tinggi tutup bawah (Hk) :

$$Hk = \frac{D}{2 \times \sin 45} \times \cos 45 \quad (\text{Pers. 4-17, Hesse, hal.92})$$

$$H_k = \frac{1,5 \text{ m}}{2 \times \sin 45} \times \cos 45$$

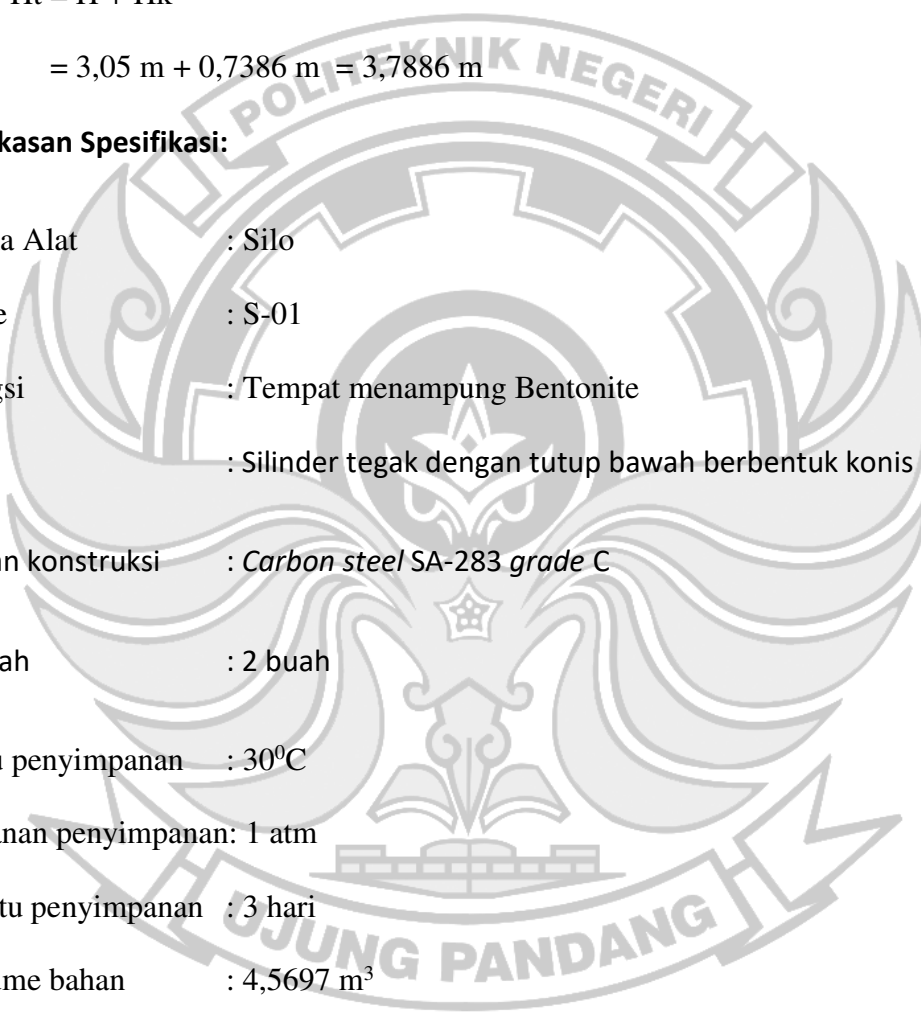
$$= 0,7386 \text{ m}$$

Maka, Tinggi total silo (Ht) :

$$H_t = H + H_k$$

$$= 3,05 \text{ m} + 0,7386 \text{ m} = 3,7886 \text{ m}$$

Ringkasan Spesifikasi:



Nama Alat	: Silo
Kode	: S-01
Fungsi	: Tempat menampung Bentonite
Tipe	: Silinder tegak dengan tutup bawah berbentuk konis
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA-283 grade C</i>
Jumlah	: 2 buah
Suhu penyimpanan	: 30 ⁰ C
Tekanan penyimpanan	: 1 atm
Waktu penyimpanan	: 3 hari
Volume bahan	: 4,5697 m ³
Volume silo	: 5,4837 m ³
Diameter silo	: 1,524 m
Tebal shell	: 0,006 m
Tinggi silo	: 3,7886 m

6. Gudang penyimpanan NaOH

Fungsi : Menyimpan bahan NaOH

Lama penyimpanan : 1 minggu (6 hari)

Bentuk : Bangunan balok

Temperatur : Suhu ruang

a. Menentukan kapasitas penyimpanan

Bahan = 120,1754 kg/jam

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan NaOH (m)} &= 120,1754 \text{ kg/jam} \times \frac{24 \text{ jam}}{1 \text{ hari}} \times \frac{6 \text{ hari}}{1 \text{ minggu}} \\ &= 17,305,2624 \text{ kg/minggu}\end{aligned}$$

$$\text{Densitas (p)} = 1,43 \text{ gr/cm}^3 = 1,430 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned}\text{Volume gudang} &= \frac{m}{\rho} \\ &= \frac{17,305,2624 \text{ kg/minggu}}{1,430 \text{ kg/m}^3} \\ &= 12,1016 \text{ m}^3/\text{minggu}\end{aligned}$$

Dengan faktor kelonggaran sebesar 20%, kapasitas gudang menjadi:

$$\begin{aligned}\text{Volume gudang} &= (1 + 0,20) \times 12,1016 \text{ m}^3/\text{minggu} \\ &= 14,5219 \text{ m}^3/\text{minggu}\end{aligned}$$

b. Menentukan Dimensi Gudang

Direncanakan gudang penyimpanan bahan baku dengan perbandingan:

$$\text{Panjang gudang : Lebar Gudang} = 2 : 2$$

$$\text{Panjang gudang : Tinggi gudang} = 2 : 1,5$$

Lebar gudang : Tinggi gudang = 2 : 1,5

Perhitungan dimensi gudang dengan persamaan $P : L : T = 2x : 2x : 1,5x$

Volume gudang = Panjang x Lebar x Tinggi

$$14,5219 \text{ m}^3 = (2x) \cdot (2x) \cdot (1,5x)$$

$$14,5219 \text{ m}^3 = 6x^3$$

$$x = 1,3426 \text{ m}$$

Sehingga didapatkan spesifikasi gudang dengan:

$$\text{Tinggi} = 1,3426 \text{ m} \times 1,5 = 2,0139 \text{ m}$$

$$\text{Panjang} = 1,3426 \text{ m} \times 2 = 2,6853 \text{ m}$$

$$\text{Lebar} = 1,3426 \text{ m} \times 2 = 2,6853 \text{ m}$$

Ringkasan Spesifikasi:

Nama Alat : Gudang Penyimpanan NaOH

Kode : G-01

Fungsi : Tempat menyimpan bahan NaOH

Tipe : Bangunan berbentuk balok

Jumlah : 2 buah

Suhu penyimpanan : Suhu ruang

Waktu penyimpanan : 6 hari

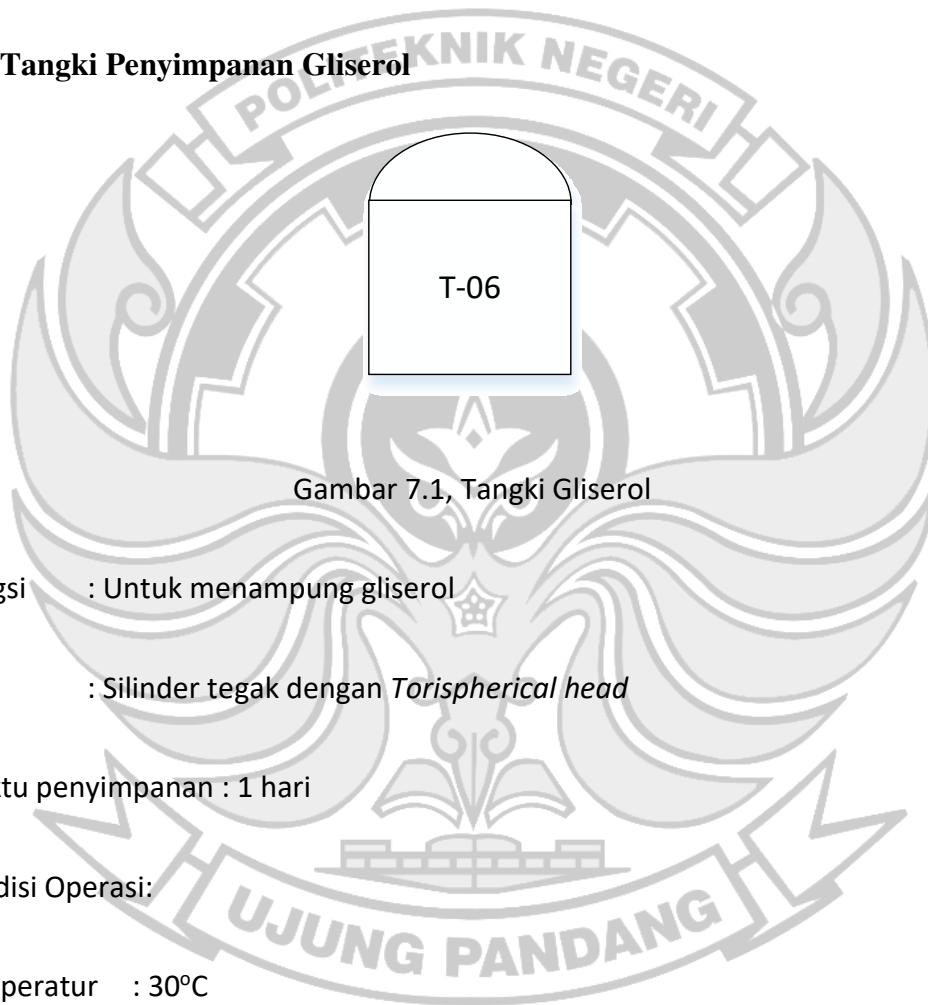
Volume gudang : 14,5219 m³

Panjang gudang : 2,6853 m

Lebar gudang : 2,6853 m

Tinggi gudang : 2,0139 m

7. Tangki Penyimpanan Gliserol



Gambar 7.1, Tangki Gliserol

Fungsi : Untuk menampung gliserol

Tipe : Silinder tegak dengan *Torispherical head*

Waktu penyimpanan : 1 hari

Kondisi Operasi:

Temperatur : 30°C

Tekanan : 1 atm

a. Menentukan Volume Cairan didalam Tangki

Kapasitas tangki dirancang untuk waktu operasi 1 hari

$$\text{Waktu tinggal} = 1 \text{ hari} \times 24 \text{ jam/1hari} = 24 \text{ jam}$$

$$\text{Densitas gliserol} = 1260 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Masa umpan} &= 1.476,7777 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam} \\ &= 35.442,6648 \text{ kg} \end{aligned}$$

Maka,

$$\begin{aligned} V_{\text{liquid}} &= \frac{\text{Masa Umpan}}{\text{Densitas Campuran}} \\ &= \frac{35.442,6648 \text{ kg}}{1260 \text{ kg/m}^3} \\ &= 28,1291 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

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,

$$\begin{aligned} V_t &= 1,2 \times V_{\text{liquid}} \\ &= 1,2 \times 28,1291 \text{ m}^3 \\ &= 33,7549 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

c. Menentukan Dimensi Tangki

Berdasarkan Tabel 4-27 Ulrich, dimana $\frac{H}{D} < 2$ dipilih perbandingan D:H yakni 1:1,5.

$$V_{\text{torispherical}} (V_H) = 0,000049 D^3 \text{ in} = 8,0296 \times 10^{-10} D^3 \text{ m}$$

(Pers. 5.11, Brownell&Young, 1959)

$$V_{shell} (V_s) = (1/4) \times \pi \times D^2 \times H \quad (\text{Pers. 3.1, Brownell\&Young, 1959})$$

$$V \text{ tangki} = \text{Volume Shell } (V_s) + \text{Volume Head } (V_H)$$

Maka :

$$\begin{aligned} V \text{ tangki} &= \left\{ \left(\frac{1}{4} \right) \times \pi \times D^2 \times H \right\} + (8,0296,10^{-10} D^3) \\ &= \left\{ \left(\frac{1}{4} \right) \times \left(\frac{22}{7} \right) \times (D)^2 \times 1,5D \right\} + (8,0296,10^{-10} \times (D)^3) \\ &= \left\{ \left(\frac{1}{4} \right) \times \left(\frac{22}{7} \right) \times 1,5 \times D^3 \right\} + (8,03,10^{-10} \times D^3) \\ &= 1,1775 \times D^3 + 8,03,10^{-10} \times D^3 \\ &= 1,1775 D^3 \end{aligned}$$

Sehingga,

- Diameter tangki (D)

$$\begin{aligned} D &= \sqrt[3]{\frac{\text{volume tangki}}{1,1775}} \\ &= \sqrt[3]{\frac{33,7549}{1,1775}} = 3,0605 \text{ m} \end{aligned}$$

$$D = 3,0605 \text{ m} \times 3,2808 \text{ ft/m} = 10,0409 \text{ ft}$$

$$D = 3,0605 \text{ m} \times 39,370 \text{ in/m} = 120,4918 \text{ in}$$

$$D_{\text{standar}} = 126 \text{ in (10,5 ft)}$$

- Tinggi shell (Hs)

$$H_s = 1,5 \times 3,0605 \text{ m} = 4,5907 \text{ m}$$

$$H_s = 4,5907 \text{ m} \times 3,2808 \text{ ft/m} = 15,0613 \text{ ft}$$

$$H_s = 4,5907 \text{ m} \times 39,370 \text{ in/m} = 180,7377 \text{ in}$$

$$H_s \text{ standar} = 192 \text{ in (16 ft)}$$

- Tinggi cairan dalam tangki (Hliquid)

$$H_{\text{liquid}} = \frac{100}{120} \times H_s$$

$$= \frac{100}{120} \times 16 \text{ ft}$$

$$= 13,33 \text{ ft}$$

d. Menentukan Jumlah Courses

Lebar plat standar yang digunakan:

$$L = 96 \text{ in (8 ft)} \quad (\text{Appendix E, item 1, Broenell\&Young})$$

Maka,

$$\text{Jumlah courses} = \frac{16 \text{ ft}}{8 \text{ ft}}$$

$$= 2 \text{ buah}$$

e. Menentukan Tekanan Perancangan

$$\text{Tekanan hidrostatik, } P_h = \frac{\rho \left(\frac{g}{gc}\right) H_{\text{liquid}}}{144}$$

$$= \frac{78,6618 \times 13,33 \times 1}{144}$$

$$= 7,2834 \text{ psi}$$

Tekanan absolut = Tekanan hidrostatik + Tekanan operasi

$$= (7,2834 + 14,7) \text{ Psi}$$

$$= 21,9834 \text{ Psi}$$

Tekanan design dibuat 5 -10% lebih tekanan absolut, diambil 10%, (Coulson, 1988 Hal, 673)

$$\begin{aligned} \text{Tekanan Design, Pr} &= (100\% + 10\%) \times \text{Tekanan Absolut} \\ &= 1,1 \times 21,9834 \text{ psi} \\ &= 24,1818 \text{ psi} \end{aligned}$$

Berikut ini adalah tabel perhitungan tekanan desain untuk setiap courses:

Tabel 7.1 Tekanan desain masing-masing courses.

Courses	H (ft)	H _{liquid} (ft)	Ph (psi)	Pabs (psi)	Pr (psi)
1	16	13,33	7,2834	21,9834	24,1818
2	8	6,67	3,6417	18,3417	20,1759

f. Menentukan Tebal Dinding Tangki

Untuk menghitung tebal shell tangki berdasarkan persamaan:

$$t_s = \frac{Pr \cdot D}{2(S \cdot E - 0,6 \cdot Pr)} + C \quad (\text{pers, 13,1 Browell \& Young})$$

Tangki dirancang menggunakan *carbon steel* 285grade C, Adapun data-data yang digunakan sebagai berikut:

$$S = F = \text{stress yang diizinkan (N/m}^2\text{)} = 13750 \text{ Psi}$$

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

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

$$D = \text{Diameter tangki (in)}$$

Maka, Tebal dinding tangki (ts):

$$ts = \frac{24,1818 \times 120,4918}{2 (13750 \times 0,80) - (0,6 \times 24,1818)} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,2576 \text{ in}$$

$$= 0,2576 \text{ in} \times 0,0254 \text{ m/in} = 0,0065 \text{ m}$$

$$= 0,2576 \text{ in} \times 0,0833 \text{ ft/in} = 0,021 \text{ ft}$$

Diambil tebal *shell* standar : 5/16 in (Table 5.6, Brownell and Young)

Tabel 2.2 Tebal *shell* masing-masing courses.

Courses	H (ft)	Pr (psi)	ts (in)	ts standar (in)
1	16	24,1818	0,2576	0,3125
2	8	20,1759	0,2356	0,25

- Outside Diameter

$$OD = D + (2 \times ts)$$

$$= 120,4918 \text{ in} + (2 \times 0,3125 \text{ in})$$

$$= 120,9953 \text{ in}$$

Dari tabel 5.7 hal,89 Brownell & Young, 1959 OD standar yang mendekati perhitungan adalah 126 in (3,2004 m).

- Inside Diameter (ID)

$$ID = OD \text{ standar} - (2 \times ts)$$

$$= 126 - (2 \times 0,3125 \text{ in})$$

$$= 125,375 \text{ in}$$

g. Menentukan Dimensi Tutup

- Menentukan tebal tutup

$$th = \frac{0,885 Pr, D}{2 (F, E - 0,1 Pr)} + C \quad (\text{pers, 13-12 Brownell \& Young})$$

Keterangan :

th = Tebal head (in)

D = Diameter tangka (in)

F = Allowable stress

E = Efisiensi sambungan

C = Corrosian allowance

Pr = Tekanan desain (psi)

Maka:

$$th = \frac{0,885 \times 24,1818 \times 120,4918}{2 (13750 \text{ psi} \times 0,80) - (0,1 \times 24,1818)} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,2422 \text{ in}$$

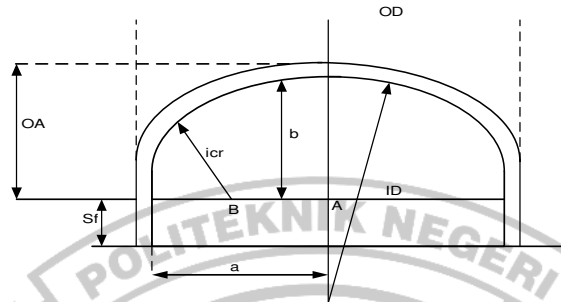
$$= 0,2422 \text{ in} \times 0,0254 \text{ m/in} = 0,0060 \text{ m}$$

$$= 0,2422 \text{ in} \times 0,0833 \text{ ft/in} = 0,02 \text{ ft}$$

Diambil tebal *head* standar : 1/4 in

(Table 5,6, Brownell and Young)

- Menentukan tinggi tutup



Gambar 2, *Torispherical head*

Dari Brownell fig. 5.8, hal. 87, dihitung ukuran-ukuran sebagai berikut :

- $b = rc - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$
- $AB = rc/2 - (icr)$
- $BC = rc - (icr)$
- $AC = \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$
- $OA = th + b + sf$

Keterangan :

icr = Jari-jari kelengkungan pojok (inside corner radius) (in)

rc = Radius knuckle (in)

sf = Flange lurus (straight flange) (in)

th = Tebal head (in)

OA = Tinggi head (in)

b = Depth of dish (in)

Dengan nilai OD standar 126 in (Tabel 5,7, Brownell and Young, 1959 : 89)

Maka diperoleh :

$$icr = 7,6250 \text{ in}$$

$$rc = 126 \text{ in}$$

Berdasarkan tebal head standar (1/4), maka dipilih straight flange (Sf) antara 1 1/2 – 2 1/4 in, (Tabel 5,8, Brownell and Young, 1959 : 93)

Dipilih Sf = 2 in

$$\begin{aligned} AB &= \frac{rc}{2} - icr \\ &= \frac{126}{2} - 7,625 \text{ in} = 55,375 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= rc - icr \\ &= 126 \text{ in} - 7,625 \text{ in} = 118,375 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC^2 &= BC^2 - AB^2 \\ &= 118,375^2 \text{ in} - 55,375^2 \text{ in} \\ &= 10.946,25 \text{ in} \end{aligned}$$

$$AC = \sqrt{10.946,25} \text{ in} = 104,6243 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} b &= rc - AC \\ &= 126 \text{ in} - 104,6243 \text{ in} = 21,3757 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Maka, tinggi tutup tangki (OA)} &= th + b + Sf \\
 &= 0,25 \text{ in} + 21,3757 \text{ in} + 2 \text{ in} \\
 &= 23,6257 \text{ in} = 0,6 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 - \text{ Tinggi total tangki (Ht)} &= Hs + OA \\
 &= 4,8768 \text{ m} + 0,6 \text{ m} \\
 &= 5,4768 \text{ m}
 \end{aligned}$$

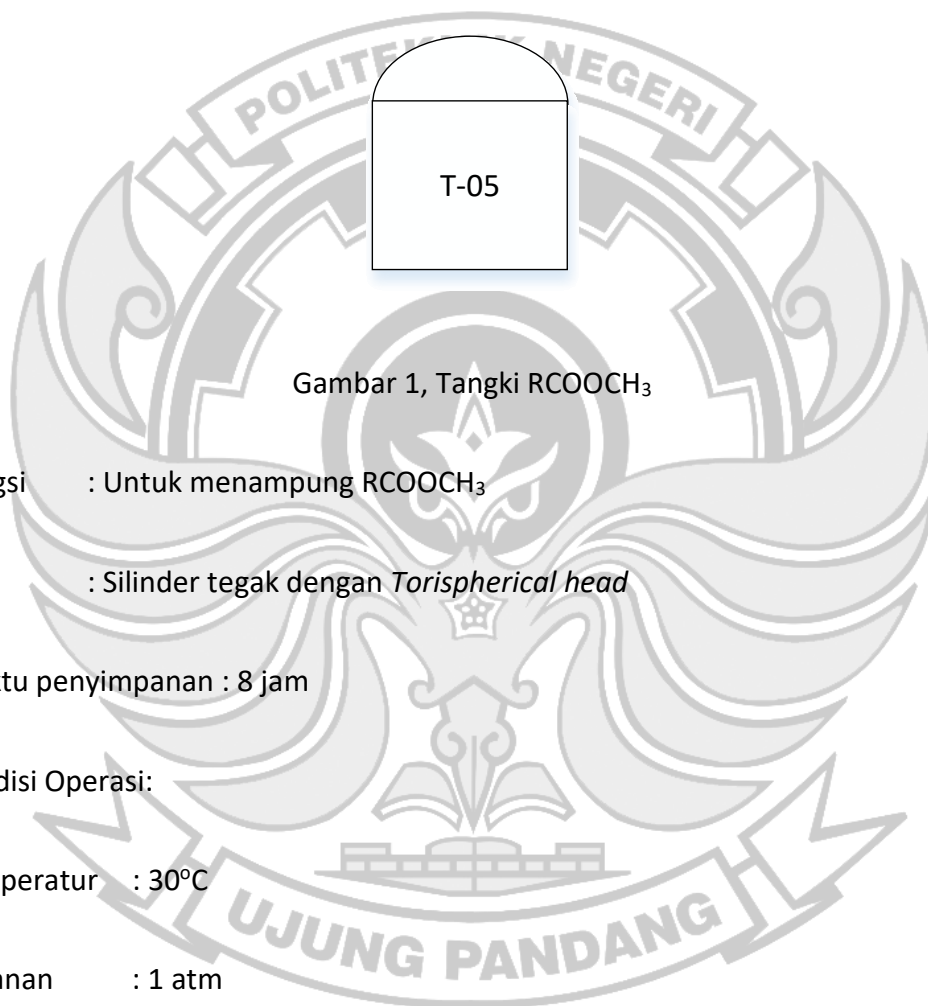
Ringkasan Spesifikasi:

Nama Alat	: Tangki Gliserol
Kode	: T-06
Fungsi	: Tempat menampung gliserol
Tipe	: Silinder tegak dengan <i>Torispherical head</i>
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel 285 grade C</i>
Jumlah	: 2 buah
Suhu penyimpanan	: 30°C
Tekanan penyimpanan	: 1 atm
Waktu penyimpanan	: 1 hari
Volume tangki	: 33,7549 m ³
Diameter tangki	: 3,2 m
Tinggi head	: 0,6 m

Tinggi tangki : 5,4768 m

Tebal tangki : 0,006 m

8. Tangki Penyimpanan RCOOCH_3



Gambar 1, Tangki RCOOCH_3

Fungsi : Untuk menampung RCOOCH_3

Tipe : Silinder tegak dengan *Torispherical head*

Waktu penyimpanan : 8 jam

Kondisi Operasi:

Temperatur : 30°C

Tekanan : 1 atm

a. Menentukan Volume Cairan didalam Tangki

Volume cairan (V_L) = Kecepatan volume x waktu tinggal

Kapasitas tangki dirancang untuk waktu operasi 8 jam

$$\text{Densitas} = 867 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Umpan} = 12.626,2626 \text{ kg/jam}$$

Maka,

$$\text{Rate volumetric (V)} = \frac{\text{Massa Umpan}}{\text{Densitas Campuran}}$$

$$= \frac{12,626,2626 \text{ kg/jam}}{867 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 14,5632 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Volume cairan (V}_L) = 14,5632 \text{ m}^3/\text{jam} \times 8 \text{ jam}$$

$$= 116,5053 \text{ m}^3$$

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,

$$V_t = 1,2 \times \text{Volume cairan}$$

$$= 1,2 \times 116,5053 \text{ m}^3 = 139,8064 \text{ m}^3$$

c. Menentukan Dimensi Tangki

Berdasarkan Tabel 4-27 Ulrich, dimana $\frac{H}{D} < 2$ dipilih perbandingan D:H yakni 1:1,

$$V_{\text{torispherical}} (V_H) = 0,000049 D^3 \text{ in} = 8,0296 \times 10^{-10} D^3 \text{ m}$$

(Pers.5.11, Brownell&Young, 1959)

$$V_{\text{shell}} (V_s) = (1/4) \times \pi \times D^2 \times H$$

(Pers.3.1, Brownell&Young, 1959)

V tangki = Volume *Shell* (Vs) + Volume *Head* (V_H)

Maka :

$$\begin{aligned} V \text{ tangki} &= \left\{ \left(\frac{1}{4} \right) \times \pi \times D^2 \times H \right\} + (8,0296,10^{-10} D^3) \\ &= \left\{ \left(\frac{1}{4} \right) \times \left(\frac{22}{7} \right) \times (D)^2 \times 1D \right\} + (8,0296,10^{-10} \times (D)^3) \\ &= \left\{ \left(\frac{1}{4} \right) \times \left(\frac{22}{7} \right) \times D^3 \right\} + (8,03,10^{-10} \times D^3) \\ &= 0,785 \times D^3 + 8,03,10^{-10} \times D^3 \\ &= 0,785 D^3 \end{aligned}$$

Sehingga,

- Diameter tangki (D)

$$\begin{aligned} D &= \sqrt[3]{\frac{\text{volume tangki}}{0,785}} \\ &= \sqrt[3]{\frac{139,8064}{0,785}} \\ &= 5,6263 \text{ m} \end{aligned}$$

$$D = 5,6263 \text{ m} \times 3,2808 \text{ ft/m} = 18,4586 \text{ ft}$$

$$D = 5,6263 \text{ m} \times 39,370 \text{ in/m} = 221,5055 \text{ in}$$

$$D_{\text{standar}} = 228 \text{ in (19 ft)}$$

- Tinggi shell (H_s)

$$H_s = 1 \times 5,6263 = 5,6263 \text{ m}$$

$$H_s = 5,6263 \text{ m} \times 3,2808 \text{ ft/m} = 18,4586 \text{ ft}$$

$$H_s = 5,6263 \text{ m} \times 39,370 \text{ in/m} = 221,5055 \text{ in}$$

$$H_s \text{ standar} = 228 \text{ in (19 ft)}$$

- Tinggi cairan dalam tangki (Hliquid)

$$\begin{aligned} H_{\text{liquid}} &= \frac{100}{120} \times H_s \\ &= \frac{100}{120} \times 19 \text{ ft} \\ &= 15,8332 \text{ ft} \end{aligned}$$

d. Menentukan Jumlah Courses

Lebar plat standar yang digunakan:

$$L = 72 \text{ in (6 ft)} \quad (\text{Appendix E,item 1, Broenell\&Young})$$

Maka,

$$\begin{aligned} \text{Jumlah courses} &= \frac{19 \text{ ft}}{6 \text{ ft}} \\ &= 3,17 = 4 \text{ buah} \end{aligned}$$

e. Menentukan Tekanan Perancangan

$$\begin{aligned} \text{Tekanan hidrostatik, } P_h &= \frac{\rho \left(\frac{g}{g_c}\right) H_{\text{liquid}}}{144} \\ &= \frac{54,1268 \times 1 \times 15,8332}{144} \\ &= 5,9514 \text{ psi} \end{aligned}$$

Tekanan absolut = Tekanan hidrostatik + Tekanan operasi

$$= (5,9514 + 14,7) \text{ psi}$$

$$= 20,6514 \text{ psi}$$

Tekanan design dibuat 5 -10% lebih tekanan absolut, diambil 10%, (Coulson, 1988 Hal, 673):

Tekanan Design, $P_r = (100\% + 10\%) \times \text{Tekanan Absolut}$

$$= 1,1 \times 20,6514 \text{ psi}$$

$$= 22,7165 \text{ psi}$$

Berikut ini adalah tabel perhitungan tekanan desain untuk setiap courses:

Tabel 8.1 Tekanan desain masing-masing courses.

Courses	H (ft)	H _{liquid} (ft)	Ph (psi)	Pabs (psi)	Pr (psi)
1	19	15,83	5,9514	20,6514	22,7165
2	13	10,83	4,072	18,772	20,6492
3	7	5,83	2,1926	16,8926	18,5819
4	1	0,83	0,3132	15,0132	16,5146

f. Menentukan Tebal Dinding Tangki

Untuk menghitung tebal shell tangki berdasarkan persamaan:

$$t_s = \frac{P_r \cdot D}{2(S.E-0,6.P_r)} + C \quad (\text{pers.13,.1 Browell\& Young})$$

Tangki dirancang menggunakan *stainless steel* SA-167, tipe 304-1. Adapun data-data yang digunakan sebagai berikut:

$$S = F = \text{stress yang diizinkan (N/m}^2\text{)} = 13750 \text{ Psi}$$

E = efisiensi sambungan = 80 %

C = faktor korosi = 0,125 in

D = Diameter tangki (in)

Maka, Tebal dinding tangki (ts):

$$ts = \frac{22,7165 \times 221,5055}{2(13750 \times 0,85) - (0,6 \times 22,7165)} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,3405 \text{ in}$$

$$= 0,3405 \text{ in} \times 0,0254 \text{ m/in} = 0,0086 \text{ m}$$

$$= 0,3405 \text{ in} \times 0,0833 \text{ ft/in} = 0,0284 \text{ ft}$$

Diambil tebal *shell* standar : 3/8 in (Table 5,6, Brownell and Young)

Tabel 8.2 Tebal *shell* masing-masing courses.

Courses	H (ft)	Pr (psi)	ts (in)	ts standar (in)
1	19	22,7165	0,3405	0,375
2	13	20,6492	0,3209	0,375
3	7	18,5819	0,3012	0,3125
4	1	16,5146	0,2816	0,3125

- Outside Diameter (OD)

$$OD = D + (2 \times ts)$$

$$= 221,5055 \text{ in} + (2 \times 0,375 \text{ in})$$

$$= 222,25 \text{ in}$$

Dari tabel 5.7 hal,89 Brownell & Young, 1959 OD standar yang mendekati perhitungan adalah 228 in (5,7912 m).

- Inside Diameter (ID)

$$\text{ID} = \text{OD standar} - (2 \times t_s)$$

$$= 228 \text{ in} - (2 \times 0,375 \text{ in})$$

$$= 227,25 \text{ in}$$

g. Menentukan Dimensi Tutup

- Menentukan tebal tutup

$$t_h = \frac{0,885 Pr, D}{2 (F, E - 0,1 Pr)} + C \quad (\text{pers, 13-12 Brownell \& Young})$$

Keterangan :

t_h = Tebal head (in)

F = Allowable stress

E = Efisiensi sambungan

C = Corrosion allowance

Pr = Tekanan desain (psi)

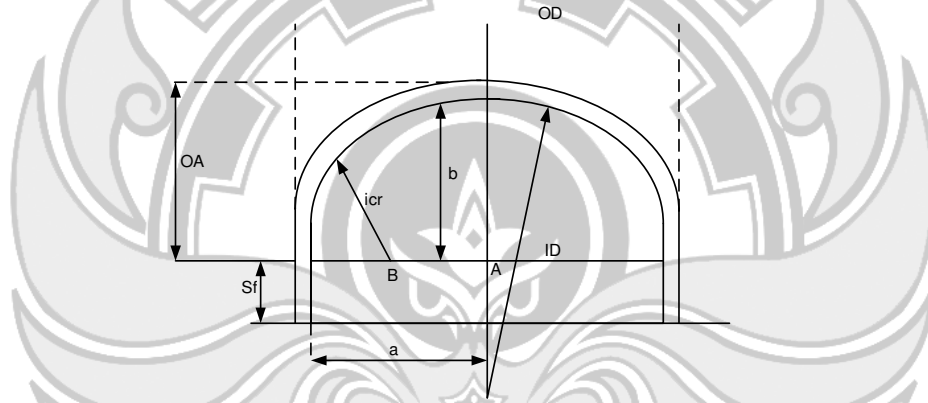
D = Diameter tangka (in)

Maka:

$$\begin{aligned}
 th &= \frac{0,885 \times 22,7165 \times 221,5055}{2 (13750 \text{ psi} \times 0,85) - (0,1 \times 22,7165)} + 0,125 \text{ in} \\
 &= 0,3155 \text{ in} \\
 &= 0,3155 \text{ in} \times 0,0254 \text{ m/in} = 0,008 \text{ m} \\
 &= 0,3155 \text{ in} \times 0,0833 \text{ ft/in} = 0,0263 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Diambil tebal *head* standar : 3/8 in (Table 5.6, Brownell and Young)

- Menentukan tinggi tutup



Gambar 8.2, *Torispherical head*

Dari Brownell fig. 5.8, hal. 87, dihitung ukuran-ukuran sebagai berikut :

- $b = rc - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$
- $AB = rc/2 - (icr)$
- $BC = rc - (icr)$
- $AC = \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$
- $OA = th + b + sf$

Keterangan :

icr = Jari-jari kelengkungan pojok (inside corner radius) (in)

r_c = Radius knuckle (in)

s_f = Flange lurus (straight flange) (in)

t_h = Tebal head (in)

OA = Tinggi head (in)

b = Depth of dish (in)

Dengan nilai OD standar 228 in (Tabel 5,7, Brownell and Young, 1959 : 89)

Maka diperoleh :

$i_{cr} = 13,750$ in

$r_c = 228$ in

Berdasarkan tebal head standar (5/16), maka dipilih straight flange (S_f) antara 1 1/2 – 3 in, (Tabel 5,8, Brownell and Young, 1959 : 93)

Dipilih $S_f = 3$ in

$$\begin{aligned} AB &= \frac{r_c}{2} - i_{cr} \\ &= \frac{228 \text{ in}}{2} - 13,750 \text{ in} = 100,25 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= r_c - i_{cr} \\ &= 228 \text{ in} - 13,750 \text{ in} = 214,25 \text{ in} \end{aligned}$$

$$AC^2 = BC^2 - AB^2$$

$$= 214,25^2 \text{ in} - 100,25^2 \text{ in}$$

$$= 35.853 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{35.853 \text{ in}} = 189,3489 \text{ in}$$

$$b = rc - AC$$

$$= 228 \text{ in} - 189,3489 \text{ in} = 38,6511 \text{ in}$$

Maka, tinggi tutup tangki (OA) = $th + b + Sf$

$$= 0,375 \text{ in} + 38,6511 \text{ in} + 3 \text{ in}$$
$$= 42,0261 \text{ in} = 1,0675 \text{ m}$$

- Tinggi total tangki (Ht) = $Hs + OA$

$$= 5,7912 \text{ m} + 1,0675 \text{ m}$$
$$= 6,8587 \text{ m}$$

Ringkasan Spesifikasi:

Nama Alat	: Tangki RCOOCH_3
Kode	: T-05
Fungsi	: Tempat menampung RCOOCH_3
Tipe	: Silinder tegak dengan <i>Torispherical head</i>
Bahan konstruksi	: <i>Stainless steel</i> SA-167, tipe 304-1
Jumlah	: 4 buah
Suhu penyimpanan	: 30°C

Tekanan penyimpanan: 1 atm

Waktu penyimpanan : 8 jam

Volume tangki : 139,8064 m³

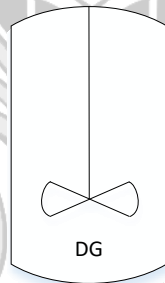
Diameter tangki : 5,7912 m

Tinggi head : 1,0675 m

Tinggi total tangki : 6,8587 m

Tebal tangki : 0,0095 m

9. Tangki Degumming



Gambar 1, Tangki Degumming

Fungsi : Sebagai tempat bercampurnya CPO, H₃P₀₄ 85%, dan bentonite

Tipe : Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk *torispherical head* yang dilengkapi dengan pengaduk.

Waktu operasi : 30 menit

Kondisi operasi

Tekanan : 1 atm

Temperature : 60°C

a. Menentukan Volume Cairan

Komponen	Massa	Xi	ρ (g/cm ³)	ρ campuran
Trig	13352,8259	0,9460	0,8950	0,8467
FFA	558,5204	0,0396	0,8950	0,0354
Phospa	9,7741	0,0007	0,9296	0,0006
Karoten	4,1889	0,0003	0,9400	0,0003
Aldehyd	9,7741	0,0007	1,0451	0,0007
Bentonit	139,6301	0,0099	2,2000	0,0218
H3PO4	10,6817	0,0008	1,6850	0,0013
H2O	29,8110	0,0021	1,0000	0,0021
Total	14115,2062	1		0,9089

Volume cairan (V_L) = Kecepatan volume x waktu tinggal

Waktu tinggal = 0,5 jam

Densitas (ρ_{camp}) = 0,9086 g/cm³ = 908,6126 kg/m³

= 56,7599 lb/ft³

Umpan = 14.115,2062 kg/jam

Laju alir volumetric (V) = $\frac{\text{umpan}}{\rho}$

= $\frac{14,115,2062 \text{ kg/jam}}{908,6126 \text{ kg/m}^3}$ = 15,5305 m³/jam

$$\text{Volume cairan (V}_L) = 15,5305 \text{ m}^3/\text{jam} \times 0,5 \text{ jam} = 7,7652 \text{ m}^3$$

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,

$$\text{Volume tangki} = 1,2 \times \text{Volume Cairan}$$

$$= 1,2 \times 7,7652 \text{ m}^3$$

$$= 9,3183 \text{ m}^3$$

c. Menentukan Dimensi Tangki

Berdasarkan Tabel 4-27 Ulrich, dimana $\frac{H}{D} < 2$ dipilih perbandingan D:H yakni 1:1,5

Maka, berdasarkan persamaan 5,11 Brownell-Young, 1959, diperoleh :

$$\text{Volume shell (V}_s) = \frac{1}{4} \pi D^2 (1,5D)$$

$$= \frac{1}{4} (3,14) D^2 (1,5D)$$

$$= 1,1775 D^3$$

$$\text{Volume Dish (V}_d) = 1,2446 \times 10^{-6} D^3$$

$$\text{Volume tangki (V}_T) = V_s + 2V_d$$

$$= 1,1775 D^3 + 2 (1,2446 \times 10^{-6} D^3)$$

$$= 1,1775 D^3$$

Maka,

$$\begin{aligned} \text{Diameter tangki (D)} &= \sqrt[3]{\frac{V_T}{1,1775}} \\ &= \sqrt[3]{\frac{9,3183}{1,1775}} = 1,9928 \text{ m} \end{aligned}$$

$$D = 1,9928 \text{ m} \times 3,2808 \text{ ft/m} = 6,5379 \text{ ft}$$

$$D = 1,9928 \text{ m} \times 39,370 \text{ in/m} = 78,4556 \text{ in}$$

$$D_{\text{standar}} = 84 \text{ in (7 ft)}$$

- Tinggi shell (H_s)

$$H_s = 1,5 \times 1,9928 \text{ m}$$

$$= 2,9892 \text{ m}$$

$$H_s = 2,9892 \text{ m} \times 3,2808 \text{ ft/m} = 9,8069 \text{ ft}$$

$$H_s = 2,9892 \text{ m} \times 39,370 \text{ in/m} = 117,683 \text{ in}$$

$$H_s \text{ standar} = 120 \text{ in (10 ft)}$$

- Tinggi cairan dalam tangki (H_{liquid})

$$H_{\text{liquid}} = \frac{100}{120} \times H_s$$

$$= \frac{100}{120} \times 10 \text{ ft}$$

$$= 8,33 \text{ ft}$$

d. Menentukan Jumlah Courses

Lebar plat standar yang digunakan:

$$L = 72 \text{ in (6 ft)}$$

(Appendix E, item 1, B&Y)

Maka,

$$\text{Jumlah courses} = \frac{10 \text{ ft}}{6 \text{ ft}} = 1,67 = 2 \text{ buah}$$

e. Menentukan Tekanan Perancangan

$$\begin{aligned} \text{Tekanan hidrostatik, } P_h &= \frac{\rho \left(\frac{g}{gc}\right) H_{liquid}}{144} \\ &= \frac{56,7599 \times 8,33 \times 1}{144} \\ &= 2,8261 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan absolut} &= \text{Tekanan hidrostatik} + \text{Tekanan operasi} \\ &= (2,8261 + 14,7) \text{ psi} \\ &= 17,5261 \text{ psi} \end{aligned}$$

Tekanan design dibuat 5 -10% lebih tekanan absolut, diambil 10%, (Coulson, 1988 Hal, 673)

$$\begin{aligned} \text{Tekanan Design, } P_r &= (100\% + 10\%) \times \text{Tekanan Absolut} \\ &= 1,1 \times 17,5261 \text{ psi} = 19,2787 \text{ psi} \end{aligned}$$

Berikut ini adalah tabel perhitungan tekanan desain untuk setiap courses:

Tabel 9.1 Tekanan desain masing-masing courses.

Courses	H (ft)	H _{liquid} (ft)	Ph (psi)	Pabs (psi)	Pr (psi)
1	10	8,33	2,8261	17,5261	19,2787
2	4	3,33	1,3126	16,0126	17,6139

f. Menentukan Tebal Shell (ts)

Untuk menghitung tebal shell tangki berdasarkan persamaan:

$$\text{Tebal shell (ts)} = \frac{Pr \cdot D}{2 (S \cdot E - 0,6 \cdot Pr)} + C \quad (\text{pers, 13,1 Brownell \& Young})$$

Tangki dirancang menggunakan adalah *carbon steel SA-285 grade C* (table 13,1

Brownell & Young), Adapun data-data yang digunakan sebagai berikut:

S = F = stress yang diizinkan (N/m^2) = 13750 Psi

E = efisiensi sambungan = 80 %

C = faktor korosi = 0,125 in

D = Diameter tangki (in)

Maka, Tebal dinding tangki (ts):

$$ts = \frac{19,2787 \text{ psi} \times 78,4556 \text{ in}}{2 (13750 \text{ psi} \times 0,8) - (0,6 \times 19,2787 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,1938 \text{ in}$$

$$= 0,1938 \text{ in} \times 0,0254 \text{ m/in} = 0,0049 \text{ m}$$

$$= 0,1938 \text{ in} \times 0,0833 \text{ ft/in} = 0,0162 \text{ ft}$$

Diambil tebal *shell* standar : 1/4

(Table 5,6, Brownell and Young)

Tabel 9.2 Tebal *shell* masing-masing courses.

Courses	H (ft)	Pr (psi)	ts (in)	ts standar (in)
1	10	19,2787	0,1938	0,25
2	4	17,6139	0,1879	0,25

- Outside Diameter

$$\begin{aligned}
 OD &= D + 2 \text{ ts} \\
 &= 78,4556 + 2 (0,25) \\
 &= 78,9556 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari tabel 5,7 hal,89 Brownell & Young,1959, OD standar yang mendekati perhitungan adalah 84 in :

- Inside Diameter (ID)

$$\begin{aligned}
 ID &= OD \text{ standar} - 2 \times \text{ts} \\
 &= 84 \text{ in} - 2 \times 0,25 \text{ in} \\
 &= 83,5 \text{ in}
 \end{aligned}$$

g. Menentukan Dimensi Tutup

- Menentukan Tebal Tutup (th)

$$th = \frac{0,885 \text{ Pr}, D}{2 (F, E - 0,1 \text{ Pr})} + C \quad (\text{pers, 13-12 Brownell \& Young})$$

Keterangan :

- th = Tebal head (in)
- F = Allowable stress
- E = Efisiensi sambungan
- C = Corrosion allowance
- Pr = Tekanan desain (psi)

Maka:

$$th = \frac{0,885 \times 19,2787 \text{ psi} \times 78,9556 \text{ in}}{2 (13750 \text{ psi} \times 0,8) - (0,1 \times 19,2787 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in}$$

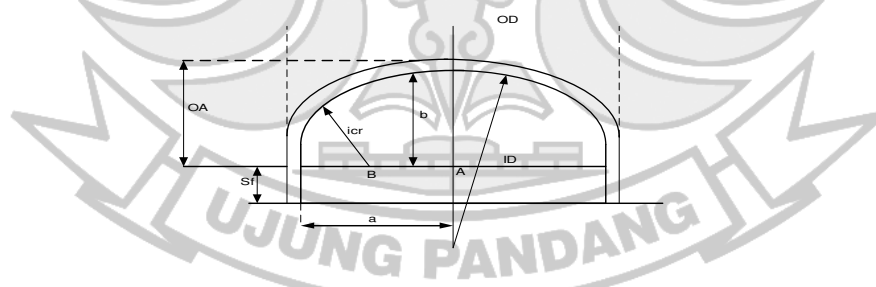
$$= 0,1859 \text{ in}$$

$$= 0,1859 \text{ in} \times 0,0254 \text{ m/in} = 0,0047 \text{ m}$$

$$= 0,1859 \text{ in} \times 0,0833 \text{ ft/in} = 0,0155 \text{ ft}$$

Diambil tebal *head* standar : 1/4 in (Table 5,6, Brownell and Young)

- Menentukan Tinggi Tutup



Gambar 2, *Torispherical head*

Dari Brownell fig. 5.8, hal. 87, dihitung ukuran-ukuran sebagai berikut :

- b = $rc - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$
- AB = $rc/2 - (icr)$
- BC = $rc - (icr)$

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

$$- OA = th + b + sf$$

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 (in)

Dengan nilai OD standar 84 in (Tabel 5,7, Brownell and Young, 1959 : 89)

Maka diperoleh :

$$r = 84 \text{ in}$$

$$icr = 5,125 \text{ in}$$

$$rc = D$$

Berdasarkan tebal head standar (1/4), maka dipilih straight flange (Sf) antara 1

1/2 – 2 1/4 in, (Tabel 5,8, Brownell and Young, 1959 : 93)

Dipilih Sf = 2 in

$$AB = \frac{rc}{2} - icr$$

$$= \frac{78,4556 \text{ in}}{2} - 5,125 \text{ in}$$

$$= 34,1028 \text{ in}$$

$$BC = rc - lcr$$

$$= 78,4556 \text{ in} - 5,125 \text{ in} = 73,3306 \text{ in}$$

$$AC^2 = BC^2 - AB^2$$

$$= 73,3306^2 \text{ in} - 34,1028^2 \text{ in}$$

$$= 4,214,38 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{4,214,38 \text{ in}} = 64,9182 \text{ in}$$

$$b = rc - AC$$

$$= 78,4556 \text{ in} - 64,9182 \text{ in} = 13,5374 \text{ in}$$

$$\text{Maka, tinggi tutup tangki (OA)} = th + b + Sf$$

$$= 0,1859 \text{ in} + 13,5374 \text{ in} + 2 \text{ in}$$

$$= 5,0320 \text{ in}$$

$$\text{- Tinggi total tangki (Ht)} = Hs + 2 \text{ OA}$$

$$= 117,683 + 2 (5,0320)$$

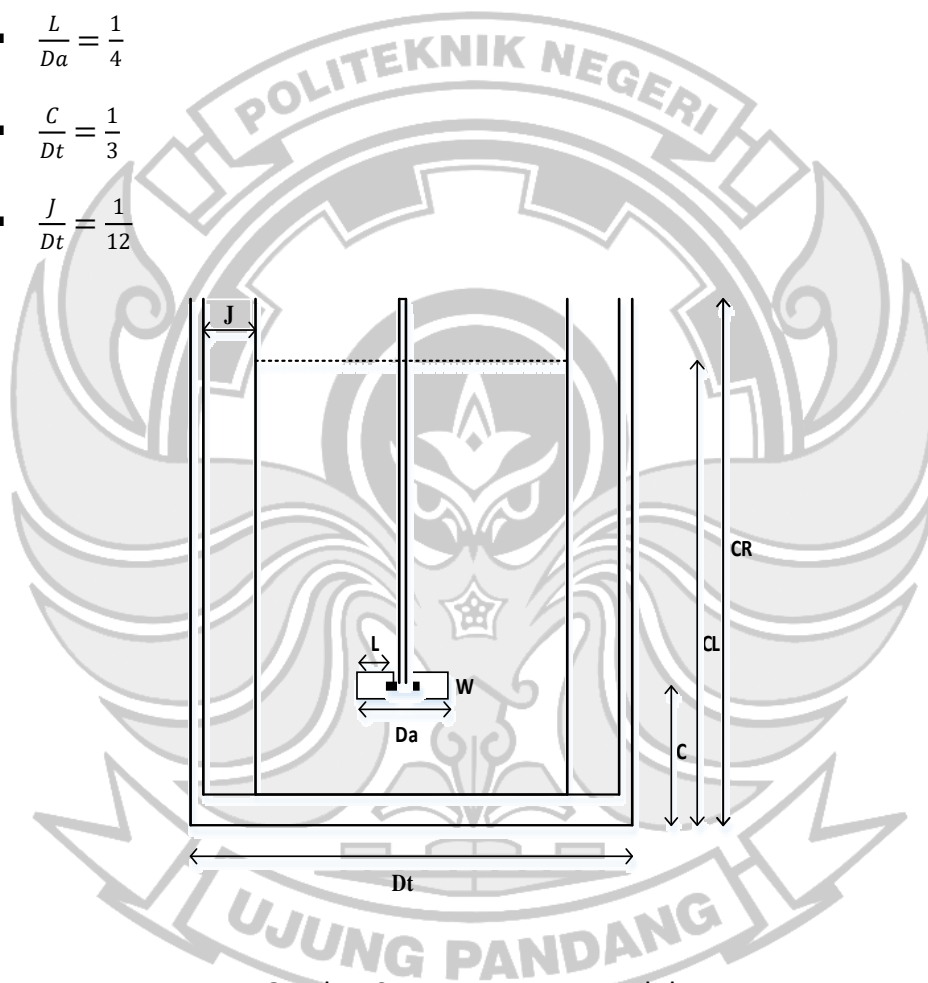
$$= 127,7474 \text{ in} = 3,2448 \text{ m}$$

h. Menentukan Dimensi Pengaduk

- Jenis pengaduk : Flat blades turbine impeller.

Berdasarkan table 3,4-1, Geankoplis diperoleh system operasi standar pengaduk sebagai berikut:

- $\frac{Da}{Dt} = 0,3$
- $\frac{W}{Da} = \frac{1}{5}$
- $\frac{L}{Da} = \frac{1}{4}$
- $\frac{C}{Dt} = \frac{1}{3}$
- $\frac{J}{Dt} = \frac{1}{12}$



Gambar 3, Komponen Pengaduk

Keterangan:

Da = diameter pengaduk (ft)

D = diameter tangki (ft)

J = lebar *baffle* (ft)

C = tinggi daun pengaduk dari dasar tangki (ft)

CL = tinggi bahan dalam tangki (ft)

CR = 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 (1,9928)
= 0,5978 m

Panjang blade, (L) = $\frac{1}{4}$ Da
= $\frac{1}{4}$ (0,5978)
= 0,1495 m

Lebar blade, (W) = $\frac{1}{5}$ Da
= $\frac{1}{5}$ (0,5978)
= 0,1196 m

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi impeller dari dasar (C)} &= \frac{1}{3} D \\
 &= \frac{1}{3} \times 1,9928 \\
 &= 0,6643 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Lebar baffle (J)} &= \frac{1}{12} , D \\
 &= \frac{1}{12} \times 1,9928 \\
 &= 0,1661 \text{ m}
 \end{aligned}$$

i. Menentukan Kecepatan Putar Pengaduk

Berdasarkan MV Joshi(1977), halaman 415 kecepatan putaran untuk pengaduk

dengan viskositas tinggi berkisar antara 200 – 250 m/menit,

Dipilih kecepatan putar pengaduk (V) = 250 m/menit

Untuk mencari kecepatan putar pengaduk dalam satuan rpm (N) maka menggunakan rumus :

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

$$= \frac{250 \text{ m/mnt}}{(3,14 \times 0,5978) \text{ m}}$$

$$= 133,1774 \text{ rpm} = 2,2196 \text{ rps}$$

Dari Wallas, halaman 275 untuk kecepatan pengaduk standar yang digunakan adalah kecepatan pengaduk yang mendekati 133,1774 rpm adalah 155 rpm,

$$N = 155 \text{ rpm} \times \frac{1 \text{ menit}}{60 \text{ sekon}} = 2,5833 \text{ rps}$$

j. Menentukan Bilangan Reynold

Menghitung densitas campuran umpan

Komponen	Massa	Xi	μ (Cp)	μ campuran
CPO	13,963,0094	0,9892	3,2	3,1655
Bentonite	139,6301	0,0099	6,5	0,0643
H ₃ PO ₄	10,6817	0,0008	2,4	0,0018
H ₂ O	1,8850	0,0001	0,5	0,0001
Total	14,115,2062	1		3,2317

$$\mu_{\text{campuran}} = 3,2317 \text{ Cp}$$

$$= 3,32 \text{ cp} \times 2,42 \text{ lb/(ft hr)} \times \frac{1 \text{ hr}}{3600 \text{ det}}$$

$$= 0,0022 \text{ lb/(ft det)}$$

Rumus yang digunakan :

$$NRe = \frac{\rho \times D^2 \times N}{\mu}$$

Keterangan :

$$\rho = \rho \text{ campuran umpan masuk} = 56,7599 \text{ lb/ft}^3$$

N = Kecepatan pengadukan = 2,5833 rps

Da = Diameter impeller = 0,5978 m = 1,9614 ft

μ = Viskositas campuran umpan masuk

Maka, nilai bilangan reynold

$$\begin{aligned} NRe &= \frac{\rho \times D^2 \times N}{\mu} = \frac{56,7599 \times 1,9614^2 \times 2,5833}{0,0022} \\ &= 259,561,28 \end{aligned}$$

Dari figure 3,4-4, Geankoplis untuk six blade turbine dengan $NRe = 259,561,28$ nilai N_p (power number) yang diperoleh adalah 4,

k. Menghitung Daya pengaduk

Dihitung dengan persamaan :

$$P = N_p \times N^3 \times D a^5 \times \frac{\rho}{g_c}$$

Keterangan :

P = Daya penggerak (hp)

N_p = Power Number

ρ = Densitas cairan yang diaduk (lb/ft³)

N = Kecepatan pengaduk standar (rps)

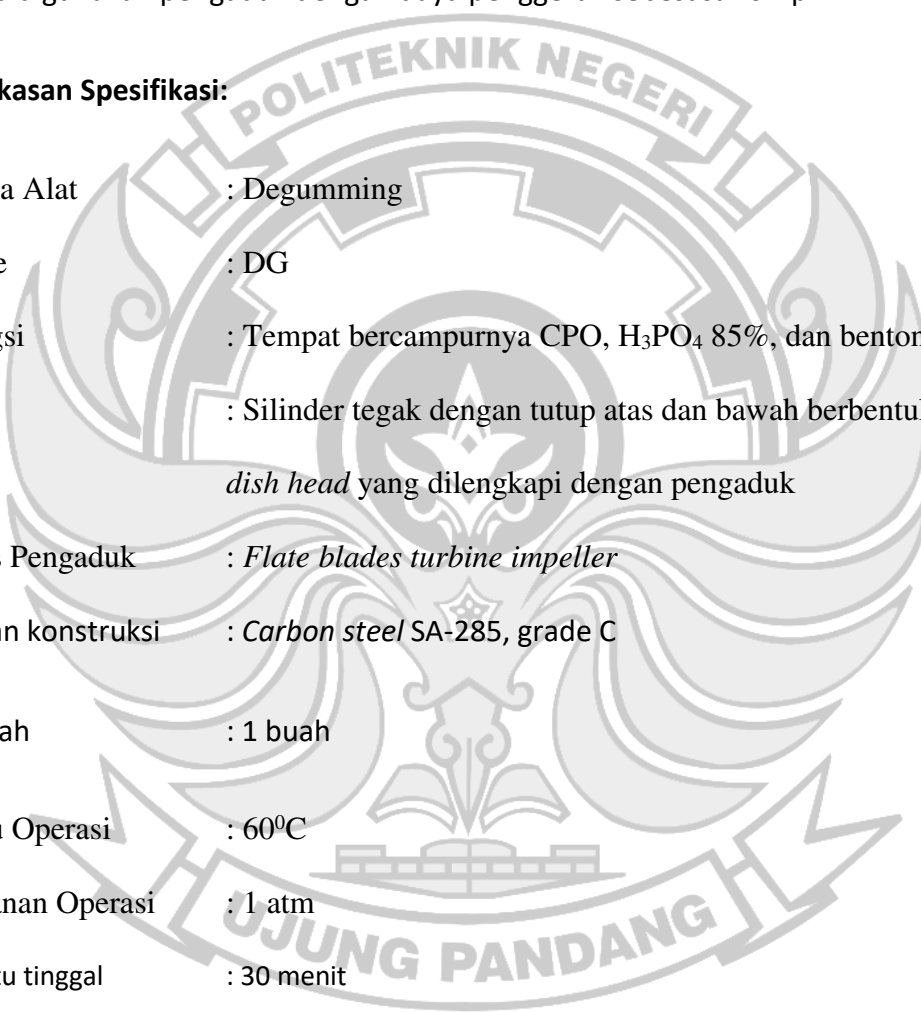
Da = Diameter pengaduk (ft)

Maka, tenaga pengaduk

$$P = 4 \times 2,2196^3 \times 1,9614^5 \times \frac{56,7599}{32,174}$$
$$= 3,530,01 \text{ ft lbf/s} = 6,42 \text{ Hp}$$

Maka digunakan pengaduk dengan daya penggerak sebesar 6 Hp.

Ringkasan Spesifikasi:



Nama Alat	: Degumming
Kode	: DG
Fungsi	: Tempat bercampurnya CPO, H ₃ PO ₄ 85%, dan bentonite
Tipe	: Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk <i>dish head</i> yang dilengkapi dengan pengaduk
Jenis Pengaduk	: <i>Flate blades turbine impeller</i>
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA-285, grade C</i>
Jumlah	: 1 buah
Suhu Operasi	: 60°C
Tekanan Operasi	: 1 atm
Waktu tinggal	: 30 menit
Volume tangki	: 9,3183 m ³
Diameter tangki	: 2,1336 m
Tinggi tangki	: 3,2448 m

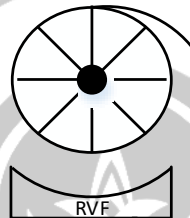
Tebal tangki : 0,0049 m

Jumlah Blade : 6 buah

Jumlah Buffle : 4 buah

Daya pengaduk : 6 Hp

10. Rotary Drum Vacuum Filter (RDVF)



Gambar RDVF

Fungsi : Memisahkan fraksi padat (cake) dan fraksi cair (filtrat)

Tipe : *Rotary drum vacuum filter*

Perhitungan

Massa filtrat = 13,941,1573 kg/jam = 30,734,95 lb/jam

Massa cake = 174,0489 kg/jam = 383,7117 lb/jam

Menghitung densitas campuran

Komponen	Massa (Kg/jam)	Xi	Densitas (g/cm ³)	Xi,Den
Trig	13,352,8259	0,9460	0,8950	0,8467

FFA	558,5204	0,0396	0,8950	0,0354
H2O	29,8110	0,0021	1,0000	0,0021
Phospa	9,7741	0,0007	0,9296	0,0006
Karoten	4,1889	0,0003	0,9400	0,0003
Aldehyd	9,7741	0,0007	1,0451	0,0007
Bentonit	139,6301	0,0099	2,2000	0,0218
H3PO4	10,6817	0,0008	1,6850	0,0013
Total	14,115,2062	1,0000		0,9089

$\rho_{\text{campuran}} = 0,9089 \text{ g/cm}^3$
 $= 908,8701 \text{ Kg/m}^3$
 $= 56,7408 \text{ lb/ft}^3$

Menghitung densitas cake

Komponen	Massa (Kg/jam)	Xi	Densitas (g/cm ³)	Xi,Den
Phospa	9,7741	0,0562	0,9296	0,0522
Karoten	4,1889	0,0241	0,9400	0,0226
Aldehyd	9,7741	0,0562	1,0451	0,0587
Bentonit	139,6301	0,8022	2,2000	1,7649
H3PO4	10,6817	0,0614	1,6850	0,1034
	174,0489	1		2,0019

$\rho_{\text{cake}} = 2,0019 \text{ g/cm}^3$
 $= 2,001,87 \text{ Kg/m}^3 = 124,9768 \text{ lb/ft}^3$

Massa cake = 174,0489 Kg/jam = 383,7117 lb/jam

$$\begin{aligned}
 \text{Rate cake} &= \frac{\text{massa cake}}{\rho \text{ cake}} = \frac{383,7117 \text{ lb/jam}}{124,9768 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 3,0703 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 3,0703 \text{ ft}^3/\text{jam} \times \frac{1 \text{ jam}}{60 \text{ menit}} \\
 &= 0,0512 \text{ ft}^3/\text{menit}
 \end{aligned}$$

$$\text{Tebal cake} = \frac{1}{32} \text{ in} = 0,0026 \text{ ft} \quad (\text{Tabel 11,14,C, Wallas})$$

Dalam 1 menit terdapat $\frac{1}{2}$ putaran maka untuk 30 menit:

$$\begin{aligned}
 \text{Banyaknya putaran} &= 30 \text{ menit} \times \frac{1}{2} \text{ putaran} \\
 &= 15 \text{ putaran}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Sigma \text{ bahan yang diputar} &= \frac{\text{kapasitas cake}}{\text{banyaknya putaran}} \\
 &= \frac{383,7117 \frac{\text{lb}}{\text{jam}}}{15 \text{ putaran}} \\
 &= 25,5808 \text{ lb/putaran} = 26 \text{ lb/putaran}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume bahan yang diputar} &= \frac{\Sigma \text{ bahan yang diputar}}{\rho \text{ campuran}} \\
 &= \frac{26 \text{ lb/jam}}{56,7408 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 0,4582 \text{ ft}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Luas permukaan cake, A} &= \frac{\text{Volume cake}}{\text{Tebal cake}} \\
 &= \frac{0,4582}{0,0026 \text{ ft}} \\
 &= 175,9652 \text{ ft}^2 = 16,3472 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Berdasarkan luas permukaan cake diperoleh dimensi rotary filter dari table 11-12

Stanley M, Wallas sebagai berikut:

- Panjang Drum : 10 ft

- Diameter Drum : 6 ft

Menentukan total power

Total power: $A^{0,75} - 2A^{0,75}$ (Ulrich, hal 222)

Dipilih $A^{0,75}$

Sehingga,

$$\begin{aligned} A^{0,75} &= (16,3472)^{0,75} \\ &= 8,1298 \text{ kw} \times \frac{1 \text{ Hp}}{0,74570 \text{ kw}} \\ &= 10,9023 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Maka digunakan total power sebesar 11 Hp

Ringkasan Spesifikasi

Nama Alat : Rotary Drum Vakum Filter

Kode : RDVF

Fungsi : Memisahkan fraksi padat (cake) dan fraksi cair (filtrat)

Tipe : Rotary Drum Vakum Filter

Jumlah : 1 unit

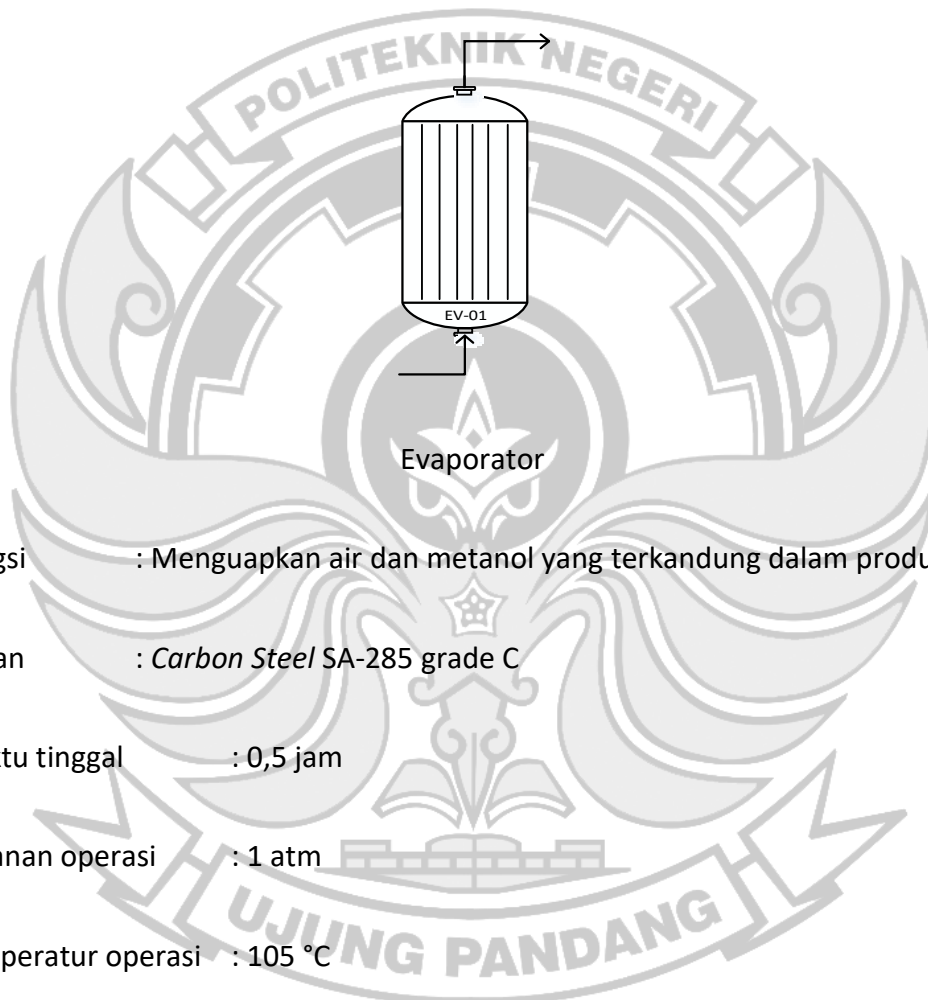
Panjang drum : 10 ft

Diameter drum : 6 ft

Luas permukaan : 16,3472 m²

Daya motor : 11 Hp

11. Evaporator-01



Fungsi : Menguapkan air dan metanol yang terkandung dalam produk

Bahan : *Carbon Steel SA-285 grade C*

Waktu tinggal : 0,5 jam

Tekanan operasi : 1 atm

Temperatur operasi : 105 °C

a. Menentukan Volume Larutan

Komponen	Umpan (kg/jam)	Fraksi Berat (xi)	ρ_i (g/cm ³)	ρ Mix (g/cm ³)
Trigliserida	12,017,5433	0,8846	0,895	0,7917
FFA	40,2135	0,0030	0,895	0,0026

RCOOCH ₃	540,5709	0,0398	0,81	0,0322
CH ₃ OH	970,0691	0,0714	0,792	0,0566
H ₂ O	17,2769	0,0013	1	0,0013
Total	13,585,6736			0,8844

Volume cairan (V_L) = Kecepatan volume x waktu tinggal

Waktu tinggal = 0,5 jam

Densitas campuran = 0,8844 g/cm³
= 884,3968 kg/m³ = 55,2129 lbm/ft³

Maka,

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetric (V)} &= \frac{\text{Massa umpan}}{\text{Densitas campuran}} \\ &= \frac{13,585,6736 \text{ kg/jam}}{884,3968 \text{ kg/m}^3} \\ &= 15,3615 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume cairan (V}_L) &= (15,3615 \text{ m}^3/\text{jam}) \times 0,5 \text{ jam} \\ &= 7,6808 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

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,

Volume tangki = 1,2 x Volume cairan

$$= 1,2 \times 7,6808 \text{ m}^3$$

$$= 9,2169 \text{ m}^3$$

c. Menentukan Dimensi Tangki

Berdasarkan Tabel 4-27 Ulrich, dimana $\frac{H}{D} < 2$ dipilih perbandingan D:H yakni 1: 2,

Volume shell tangki (V_s)

$$V_s = \frac{1}{4} \pi D^2 H \quad (\text{Pers. 3.1, Brownell, hal 41})$$

$$= \frac{1}{4} \cdot 3,14 \cdot D^2 \cdot 2D$$

$$= 1,5708 D^3$$

Volume dish (V_d)

$$V_d = 1,2446 \times 10^{-6} D^3 \quad (\text{Pers. 5-11, Brownell})$$

Volume tangki (V_T)

$$V_T = V_{\text{shell}} + 2 V_{\text{dish}}$$

$$= 1,5708 D^3 + 2(1,2446 \times 10^{-6} D^3)$$

$$= 1,5708 D^3$$

Maka,

$$\text{Diamteter} = \sqrt[3]{\frac{V_T}{1,5708}}$$

Sehingga diperoleh diameter tangki :

$$D = \sqrt[3]{\frac{9,2169}{1,5708}} = 1,804 \text{ m}$$

$$D = 1,804 \text{ m} \times 3,2808 \text{ ft/m} = 5,9185 \text{ ft}$$

$$D = 1,804 \text{ m} \times 39,370 \text{ in/m} = 71,0223 \text{ in}$$

$$D_{\text{standar}} = 72 \text{ in (6 ft)}$$

- Tinggi shell (Hs)

$$H_s = 2 \times 1,804 \text{ m} = 3,6079 \text{ m}$$

$$H_s = 3,6079 \text{ m} \times 3,2808 \text{ ft/m} = 11,8369 \text{ ft}$$

$$H_s = 3,6079 \text{ m} \times 39,370 \text{ in/m} = 142,0446 \text{ in}$$

$$H_s \text{ standar} = 144 \text{ in (12 ft)}$$

- Tinggi cairan dalam tangki (Hliquid)

$$H_{\text{liquid}} = \frac{100}{120} \times H_s$$

$$= \frac{100}{120} \times 12 \text{ ft}$$

$$= 10 \text{ ft}$$

d. Menentukan Jumlah Courses

Lebar plat standar yang digunakan:

$$L = 72 \text{ in (6 ft)}$$

(Appendix E, item 1, B&Y)

Maka,

$$\text{Jumlah courses} = \frac{6 \text{ ft}}{6 \text{ ft}}$$

$$= 1 \text{ buah}$$

e. Tekanan Perancangan (Pr)

$$\text{Tekanan hidrostatik, } P_h = \frac{\rho \left(\frac{\text{g}}{\text{gc}} \right) H_{\text{liquid}}}{144}$$

$$= \frac{55,2129 \text{ lb/ft}^3 \times 1 \times 10 \text{ ft}}{144}$$

$$= 3,987 \text{ psi}$$

Tekanan absolut = Tekanan hidrostatis + Tekanan operasi

$$= (3,3987 + 14,7) \text{ psi}$$

$$= 18,0987 \text{ psi}$$

Tekanan design dibuat 5 -10% lebih tekanan absolut, diambil 10%, (Coulson, 1988 Hal, 673)

Tekanan design, Pr = (100% + 10%) x Tekanan Absolut

$$= 1,1 \times 18,0987 \text{ psi} = 19,9086 \text{ psi}$$

f. Menentukan Tebal Tangki (ts)

Untuk menghitung tebal shell tangki berdasarkan persamaan:

$$ts = \frac{Pr \cdot D}{2(S.E - 0,6Pr)} + C \quad (\text{pers.13.1 Browell\& Young})$$

Tangki dirancang menggunakan *carbon steel* SA-285 grade C (tabel 13,1 Browell& Young), Adapun data-data yang digunakan sebagai berikut:

S = F = stress yang diizinkan (N/m²) = 13750 Psi

E = efisiensi sambungan = 80 %

C = faktor korosi = 0,125 in

D = Diameter tangki (in)

Maka, Tebal dinding tangki (ts):

$$ts = \frac{19,9086 \text{ psi} \times 71,0223 \text{ in}}{2 (13750 \text{ psi} \times 0,8) - (0,6 \times 19,9086 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,1893 \text{ in}$$

$$= 0,1893 \text{ in} \times 0,0254 \text{ m/in} = 0,0048 \text{ m}$$

$$= 0,1893 \text{ in} \times 0,0833 \text{ ft/in} = 0,0158 \text{ ft}$$

Diambil tebal *shell* standar: 3/16

(tabel 5.6 Brownell and Young)

- Outside Diameter (OD)

$$OD = D + 2 \text{ ts}$$

$$= 71,0223 + 2 (0,1893)$$

$$= 71,4010 \text{ in}$$

Dari tabel 5,7 hal,89 Brownell & Young, 1959 OD standar yang mendekati perhitungan adalah 72 in:

- Inside Diameter (ID)

$$ID = OD \text{ standar} - 2 \times \text{ts}$$

$$= 72 \text{ in} - 2 \times 0,1893 \text{ in}$$

$$= 71,6213 \text{ in}$$

g. Menentukan Dimensi Tutup

- Menentukan Tebal Tutup (*th*)

$$th = \frac{0,885 Pr, D}{2 (F, E - 0,1 Pr)} + C$$

pers, 13-12 Brownell & Young

Keterangan:

th = Tebal *head* (in)

F = Allowable stress

E = Efisiensi sambungan

C = Corrosion allowance

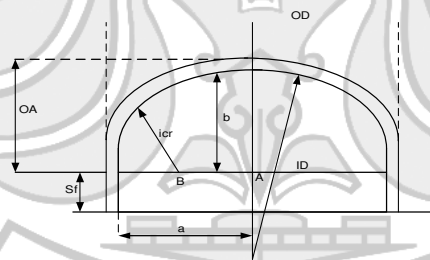
Pr = Tekanan desain (psi)

Maka:

$$\begin{aligned} th &= \frac{0,885 \times 19,9086 \text{ psi} \times 71,0223 \text{ in}}{2 (13750 \text{ psi} \times 0,8) - (0,1 \times 19,9086 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,1819 \text{ in} \\ &= 0,1819 \text{ in} \times 0,0254 \text{ m/in} = 0,0045 \text{ m} \\ &= 0,0046 \text{ in} \times 0,0833 \text{ ft/in} = 0,00038 \text{ ft} \end{aligned}$$

Diambil tebal *head* standar : 3/16 in (tabel 5,6 Brownell and Young)

- Perhitungan Tinggi Tutup



Gambar 2. Torispherical head

Dari Brownell fig. 5.8, hal. 87, dihitung ukuran-ukuran sebagai berikut :

- $b = rc - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$

- $AB = rc/2 - (icr)$

- $BC = rc - (icr)$

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

$$- OA = th + b + sf$$

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 (in)

Dengan nilai OD standar 66 in tabel 5,7 Brownell and Young, 1959,

Maka diperoleh :

$$r = 72 \text{ in}$$

$$icr = 4,3750 \text{ in}$$

$$rc = D$$

Berdasarkan tebal *head* standar (3/16), maka dipilih *straight flange* (Sf) antara

11/2 – 2 1/4 in, tabel 5,8 Brownell and Young, 1959

Dipilih Sf = 2 in = 0,0508 m

$$AB = \frac{rc}{2} - icr$$

$$= \frac{71,0223 \text{ in}}{2} - 4,3750 \text{ in} = 31,1362 \text{ in}$$

$$BC = rc - lcr$$

$$= 71,0223 \text{ in} - 4,3750 \text{ in} = 66,6473 \text{ in}$$

$$AC^2 = BC^2 - AB^2$$

$$= 31,1362^2 \text{ in} - 31,1362^2 \text{ in}$$

$$= 3,472,4045 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{3,472,4045 \text{ in}} = 58,9271 \text{ in}$$

$$b = rc - AC$$

$$= 71,0223 \text{ in} - 58,9271 \text{ in} = 12,0952 \text{ in}$$

$$\text{Maka, tinggi tutup tangki (OA)} = th + b + Sf$$

$$= 0,1819 \text{ in} + 12,0952 \text{ in} + 2 \text{ in}$$

$$= 14,2771 \text{ in}$$

$$\text{Maka, tinggi total tangki} = H \text{ shell} + 2 (H \text{ head})$$

$$= 142,0446 \text{ in} + 2 (14,2771) \text{ in}$$

$$= 170,5988 \text{ in} = 4,3332 \text{ m}$$

h. Menentukan Dimensi Panas

Kondisi operasi:

Temperatur masuk steam, $T_1 = 150^\circ\text{C} = 302^\circ\text{F}$

Temperatur keluar steam, $T_2 = 150^\circ\text{C} = 302^\circ\text{F}$

Temperatur masuk evaporator, $t_1 = 40^\circ\text{C} = 104^\circ\text{F}$

Temperatur keluar evaporator, $t_2 = 105^\circ\text{C} = 221^\circ\text{F}$

Maka

Fluida Panas ($^\circ\text{F}$)		Fluida Dingin ($^\circ\text{F}$)	Selisih($^\circ\text{F}$)
$T_1 = 302$	Suhu tinggi	$t_2 = 221$	$\Delta t_1 = 81$
$T_2 = 302$	Suhu rendah	$t_1 = 104$	$\Delta t_2 = 198$
$T_1 - T_2 = 0$	Selisih	$t_2 - t_1 = 117$	$\Delta t_2 - \Delta t_1 = 117$

$$\begin{aligned}\Delta t \text{ LMTD} &= \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln(\Delta t_2 / \Delta t_1)} \\ &= \frac{117}{\ln(198/81)} \\ &= 130,8991^\circ\text{F}\end{aligned}$$

Panas yang dibutuhkan (Q) = 19,928,616,0958 kkal/jam = 73,536,593,3936 Btu/jam

UD yang digunakan = 300 Btu/ft²,jam,°F

Sehingga:

$$\begin{aligned}A &= \frac{Q}{U_D \times \Delta t \text{LMTD}} \\ &= \frac{73,536,593,3936 \text{ Btu/jam}}{300 \text{ Btu/ft}^2, \text{jam}, ^\circ\text{F} \times 130,8991^\circ\text{F}}\end{aligned}$$

$$= 1,872,6018 \text{ ft}^2$$

Dari appendix table 10 Kern,1965 diperoleh:

- Tube 24 in sch 20
- Bahan konstruksi koil: stainless steel
- Surface per lin ft, $a^1 = 6,2830$
- Diameter luar, OD = 24 in = 2 ft

Maka:

Luas permukaan tiap satu belitan (A_p)

$$\begin{aligned} A_p &= \pi \times OD \times a^1 \\ &= 3,14 \times 2 \text{ ft} \times 6,2830 \text{ ft}^2/\text{ft} \\ &= 39,4931 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Sehingga:

Jumlah belitan yang dibutuhkan

$$\begin{aligned} \frac{A}{A_p} &= \frac{1,872,6018}{39,4931} \\ &= 47,4159 = 47 \text{ belitan} \end{aligned}$$

Panjang linier tube koil (L)

$$\begin{aligned} L &= \frac{A}{a^1} \\ &= \frac{1,872,6018}{6,2830} = 298,0426 \text{ ft} \end{aligned}$$

Jarak antar lilitan koil (S)

$$\begin{aligned}
 S &= 0,25 \times D_{\text{tube}} \\
 &= 0,25 \times 2 \text{ ft} \\
 &= 0,5 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Jarak koil dari dasar tangki (b)

$$\begin{aligned}
 b &= 0,10 \times D \\
 &= 0,10 \times 5,9185 \text{ ft} \\
 &= 0,5918 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Panjang koil

$$\begin{aligned}
 P_k &= n \times OD + ((n - 1) \times S) + b \\
 &= 47 \times 2 \text{ ft} + ((47 - 1) \times 0,5 \text{ ft}) + 0,5918 \text{ ft} \\
 &= 117,5918 \text{ ft} = 35,7479 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Ringkasan Spesifikasi

Nama Alat	: Evaporator
Kode	: EV-01
Fungsi	: Menguapkan air dan methanol yang terkandung dalam produk
Tipe	: <i>Long tube vertical</i>
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel 285 grade C</i>
Jumlah	: 1 buah

Suhu operasi : 105°C
Tekanan operasi : 1 atm
Waktu tinggal : 0,5 jam
Volume tangki : 9,2169 m³
Diameter tangki : 1,804 m
Tebal tangki : 0,0048 m
Tinggi tangki : 4,3332 m

12. Evaporator-02



Fungsi : Menguapkan air dan metanol yang terkandung dalam produk

Tipe : *Long tube vertical*

Waktu tinggal = 0,5 jam

Tekanan operasi = 1 atm

Temperatur operasi = 105 °C

a. Menentukan Volume Cairan

Komponen	Umpan (kg/jam)	FraksiBerat (xi)	ρi (g/cm ³)	ρ Mix (g/cm ³)
Trigliserida	216,3158	0,0155	0,895	0,0139
FFA	36,1921	0,0026	0,895	0,0023
RCOOCH ₃	12,373,7547	0,8858	0,81	0,7175
CH ₃ OH	1,336,6790	0,0957	0,792	0,0758
H ₂ O	5,4533	0,0004	1	0,0004
Total	13,968,3949	1		0,8099

Volume cairan (V_L) = Kecepatan volume x waktu tinggal

Waktu tinggal = 0,5 jam

Densitas campuran = 0,8099 g/cm³
 = 809,8883 kg/m³ = 50,5613 lbm/ft³

Maka,

Rate volumetric (V) = $\frac{\text{Massa umpan}}{\text{Densitas campuran}}$
 = $\frac{13,968,3949 \text{ kg/jam}}{809,8883 \text{ kg/m}^3}$
 = 17,2473 m³/jam

Volume cairan (V_L) = 17,2473 m³/jam x 0,5 jam
 = 8,6237 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,

Volume tangki = 1,2 x Volume cairan

$$= 1,2 \times 8,6237 \text{ m}^3$$

$$= 10,3484 \text{ m}^3$$

c. Menentukan Dimensi Tangki

Berdasarkan Tabel 4-27 Ulrich, dimana $\frac{H}{D} < 2$ dipilih perbandingan D : H yakni 1: 2, (H:2D),

Volume shell tangki (V_s)

$$V_s = \frac{1}{4} \pi D^2 H$$

(Pers. 3.1, Brownell, hal 41)

$$= \frac{1}{4} \pi (3,14) D^2 (2D)$$

$$= 1,5708 D^3$$

Volume dish (V_d)

$$V_d = 1,2446 \times 10^{-6} D^3$$

(Pers. 5-11, Brownell)

Volume tangki (V_T)

$$V_T = V_{shell} + 2 V_{dish}$$

$$= 1,5708 D^3 + 2(1,2446 \times 10^{-6} D^3)$$

$$= 1,5708 D^3$$

Maka,

$$\text{Diamteter} = \sqrt[3]{\frac{V_T}{1,5708}}$$

Sehingga diperoleh diameter tangki:

$$D = \sqrt[3]{\frac{10,3484 \text{ m}^3}{1,5708}} = 1,875 \text{ m}$$

$$D = 1,875 \text{ m} \times 3,2808 \text{ ft/m} = 6,1514 \text{ ft}$$

$$D = 1,875 \text{ m} \times 39,370 \text{ in/m} = 73,8172 \text{ in}$$

$$D_{\text{standar}} = 78 \text{ in (6,5 ft)}$$

- Tinggi *shell* (Hs)

$$H_s = 2 \times 1,875 \text{ m} = 3,7499 \text{ m}$$

$$H_s = 3,7499 \text{ m} \times 3,2808 \text{ ft/m} = 12,3027 \text{ ft}$$

$$H_s = 3,7499 \text{ m} \times 39,370 \text{ in/m} = 147,6343 \text{ in}$$

$$H_s \text{ standar} = 156 \text{ in (13 ft)}$$

- Tinggi cairan dalam tangki (Hliquid)

$$H_{\text{liquid}} = \frac{100}{120} \times H_s$$

$$= \frac{100}{120} \times 13 \text{ ft}$$

$$= 10,83 \text{ ft}$$

d. Menentukan Jumlah Courses

Lebar plat standar yang digunakan:

$$L = 96 \text{ in (8 ft)}$$

(Appendix E, item 1, B&Y)

Maka,

$$\begin{aligned} \text{Jumlah courses} &= \frac{13 \text{ ft}}{8 \text{ ft}} \\ &= 1,625 = 2 \text{ buah} \end{aligned}$$

e. Tekanan Perancangan

$$\begin{aligned} \text{Tekanan hidrostatik, } P_h &= \frac{\rho \left(\frac{\text{g}}{\text{gc}} \right) H_{\text{liquid}}}{144} \\ &= \frac{50,5613 \times 1 \times 10,83}{144} \\ &= 3,2487 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan absolut} &= \text{Tekanan hidrostatik} + \text{Tekanan operasi} \\ &= (3,2487 + 14,7) \text{ Psi} \\ &= 17,9487 \text{ Psi} \end{aligned}$$

Tekanan design dibuat 5 -10% lebih tekanan absolut, diambil 10%, (Coulson, 1988 Hal, 673)

$$\begin{aligned} \text{Tekanan design, } P_r &= (100\% + 10\%) \times \text{Tekanan Absolut} \\ &= 1,1 \times 17,9487 \text{ psi} \\ &= 19,7435 \text{ psi} \end{aligned}$$

Berikut ini adalah tabel perhitungan tekanan desain untuk setiap courses:

Tabel 3.1 Tekanan desain masing-masing courses.

Courses	H (ft)	H _{liquid} (ft)	Ph (psi)	Pabs (psi)	Pr (psi)
1	13	10,83	3,2487	17,9487	19,7435
2	5	4,17	1,4642	16,1642	17,7806

f. Menentukan Tebal Tangki (ts)

Untuk menghitung tebal *shell* tangki berdasarkan persamaan:

$$ts = \frac{Pr \cdot D}{2 (SE - 0,6Pr)} + C \quad \text{pers. 13,1 Browell \& Young}$$

Tangki dirancang menggunakan *carbon steel* SA-285 grade C (tabel 13,1 Browell & Young), Adapun data-data yang digunakan sebagai berikut:

S = F = stress yang diizinkan (N/m²) = 13750 Psi

E = efisiensi sambungan = 80 %

C = faktor korosi = 0,125 in

Maka, Tebal dinding tangki (ts):

$$ts = \frac{19,7435 \text{ psi} \times 73,8172 \text{ in}}{2 (13750 \text{ psi} \times 0,8) - (0,6 \times 19,7435 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,1913 \text{ in}$$

$$= 0,1913 \text{ in} \times 0,0254 \text{ m/in} = 0,0049 \text{ m}$$

$$= 0,1913 \text{ in} \times 0,0833 \text{ ft/in} = 0,0159 \text{ ft}$$

Diambil tebal *shell* standar: 1/4

tabel 5.6 Brownell and Young

Tabel 3.2 Tebal *shell* masing-masing courses.

Courses	H (ft)	Pr (psi)	ts (in)	ts standar (in)
1	13	19,7435	0,1913	0,25
2	5	17,7806	0,1847	0,1875

- Outside Diameter (OD)

$$OD = Dt + 2 ts$$

$$= 73,8172 \text{ in} + 2 (0,1913)$$

$$= 74,1998 \text{ in}$$

Dari tabel 5,7 hal,89 Brownell & Young, 1959 OD standar yang mendekati perhitungan adalah 78 in:

- Inside Diameter (ID)

$$ID = OD \text{ standar} - 2 \times ts$$

$$= 78 \text{ in} - 2 \times 0,1913 \text{ in}$$

$$= 77,6174 \text{ in}$$

g. Menentukan Dimensi Tutup

- Menentukan Tebal Tutup (th)

$$th = \frac{0,885 Pr, D}{2 (F, E - 0,1 Pr)} + C$$

pers, 13-12 Brownell & Young

Keterangan:

th = Tebal *head* (in)

F = Allowable stress

E = Efisiensi sambungan

C = Corrosion allowance

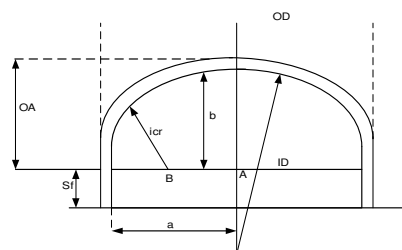
Pr = Tekanan desain (psi)

Maka:

$$\begin{aligned} th &= \frac{0,885 \times 19,7435 \text{ psi} \times 73,8172 \text{ in}}{2 (13750 \text{ psi} \times 0,8) - (0,1 \times 19,7435 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,1836 \text{ in} \\ &= 0,1836 \text{ in} \times 0,0254 \text{ m/in} = 0,0047 \text{ m} \\ &= 0,0047 \text{ in} \times 0,0833 \text{ ft/in} = 0,00039 \text{ ft} \end{aligned}$$

Diambil tebal *head* standar : 3/16 in (tabel 5.6 Brownell and Young)

- Perhitungan Tinggi Tutup



Torispherical flanged and dished head

Dari Brownell fig. 5.8, hal. 87, dihitung ukuran-ukuran sebagai berikut :

- $b = rc - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$
- $AB = rc/2 - (icr)$
- $BC = rc - (icr)$
- $AC = \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$
- $OA = th + b + sf$

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 (in)

Dengan nilai OD standar 78 in tabel 5,7 Brownell and Young, 1959,

Maka diperoleh :

$r = 78$ in

$icr = 4,75$ in

Berdasarkan tebal *head* standar (3/16), maka dipilih *straight flange* (*Sf*) antara 11/2 – 2 1/4 in, tabel 5.8 Brownell and Young, 1959.

Dipilih Sf = 2 in

$$\begin{aligned} AB &= \frac{rc}{2} - lcr \\ &= \frac{73,8172 \text{ in}}{2} - 4,75 \text{ in} = 32,1586 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= rc - lcr \\ &= 73,8172 \text{ in} - 4,75 \text{ in} = 69,0672 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC^2 &= BC^2 - AB^2 \\ &= 69,0672^2 \text{ in} - 32,1586^2 \text{ in} \\ &= 3,736,0977 \text{ in} \end{aligned}$$

$$AC = \sqrt{3,736,0977 \text{ in}} = 61,1236 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} b &= rc - AC \\ &= 73,8172 \text{ in} - 61,1236 \text{ in} = 12,6935 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka, tinggi tutup tangki (OA)} &= th + b + Sf \\ &= 0,1836 \text{ in} + 12,6935 \text{ in} + 2 \text{ in} \\ &= 14,8772 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka, tinggi total tangki} &= H \text{ shell} + 2 (H \text{ head}) \\ &= 147,6343 \text{ in} + 2 (14,8772 \text{ in}) \\ &= 177,3886 \quad = 4,5057 \text{ m} \end{aligned}$$

h. Penentuan Dimensi Panas

Kondisi operasi:

Temperatur masuk steam, $T_1 = 150^\circ\text{C} = 302^\circ\text{F}$

Temperatur keluar steam, $T_2 = 150^\circ\text{C} = 302^\circ\text{F}$

Temperatur masuk evaporator, $t_1 = 40^\circ\text{C} = 104^\circ\text{F}$

Temperatur keluar evaporator, $t_2 = 105^\circ\text{C} = 221^\circ\text{F}$

Maka

Fluida Panas ($^\circ\text{F}$)		Fluida Dingin ($^\circ\text{F}$)	Selisih ($^\circ\text{F}$)
$T_1 = 302$	Suhu tinggi	$t_2 = 221$	$\Delta t_1 = 81$
$T_2 = 302$	Suhu rendah	$t_1 = 104$	$\Delta t_2 = 198$
$T_1 - T_2 = 0$	Selisih	$t_2 - t_1 = 117$	$\Delta t_2 - \Delta t_1 = 117$

$$\begin{aligned} \Delta t \text{ LMTD} &= \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln(\Delta t_2 / \Delta t_1)} \\ &= \frac{117}{\ln(198/81)} \\ &= 130,8991^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Panas yang dibutuhkan (Q) = 27,935,807,8 kkal/jam = 103,083,130,9 Btu/jam

UD yang digunakan = 300 Btu/ft²,jam,°F

Sehingga:

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t \text{ LMTD}}$$

$$\frac{103,083,130,9 \text{ Btu/jam}}{300 \text{ Btu/ft}^2\text{,jam,}^\circ\text{F} \times 130,8991^\circ\text{F}}$$

$$= 2,625,0013 \text{ ft}^2$$

Dari appendix table 10 Kern,1965 diperoleh:

- Tube 24 in sch 20
- Bahan konstruksi koil: stainless steel
- Surface per lin ft, $a^1 = 6,2830$
- Diameter luar, $OD = 24 \text{ in} = 2 \text{ ft}$

Maka:

Luas permukaan tiap satu belitan (A_p)

$$\begin{aligned} A_p &= \pi \times OD \times a^1 \\ &= 3,14 \times 2 \text{ ft} \times 6,2830 \text{ ft}^2/\text{ft} \\ &= 39,4931 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Sehingga:

Jumlah belitan yang dibutuhkan

$$\begin{aligned} \frac{A}{A_p} &= \frac{2,625,0013}{39,4931} \\ &= 66,4673 = 66 \text{ belitan} \end{aligned}$$

Panjang linier tube koil (L)

$$L = \frac{A}{a^1}$$

$$= \frac{2,625,0013}{6,2830}$$

$$= 417,7942 \text{ ft}$$

Jarak antar lilitan koil (S)

$$S = 0,25 \times D_{\text{tube}}$$

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

$$= 0,5 \text{ ft}$$

Jarak koil dari dasar tangki (b)

$$b = 0,10 \times D$$

$$= 0,10 \times 6,151 \text{ ft}$$

$$= 0,6151 \text{ ft}$$

Panjang koil

$$P_k = n \times OD + ((n - 1) \times S) + b$$

$$= 66 \times 2 \text{ ft} + ((66 - 1) \times 0,5 \text{ ft}) + 0,6151 \text{ ft}$$

$$= 165,1151 \text{ ft} = 50,195 \text{ m}$$

Ringkasan Spesifikasi

Nama Alat : Evaporator

Kode : EV-02

Fungsi : Menguapkan air dan methanol yang terkandung dalam produk

Tipe : *Long tube vertical*

Bahan konstruksi : *Carbon steel 285 grade C*

Jumlah : 1 buah

Suhu operasi : 105⁰C

Tekanan operasi : 1 atm

Waktu tinggal : 0,5 jam

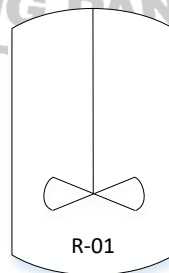
Volume tangki : 10,3484 m³

Diameter tangki : 1,875 m

Tebal tangki : 0,0049 m

Tinggi tangki : 4,5057 m

13. Reaktor Esterifikasi



Gambar reaktor tangki berpengaduk

Fungsi : Mereaksikan *free fatty acid*(FFA) dan metanol (CH₃OH) menjadi metil ester (RCOOCH₃) dan air (H₂O)

Tipe : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB),

Bahan : *Carbon steel* SA-285 grade C

Kondisi operasi

Suhu Operasi : 60°C

Tekanan Operasi : 1 atm

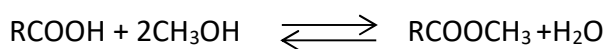
Konversi reaksi : 92 %

Waktu reaksi : 2 jam

a. Menentukan Volume Tangki

Komponen	Massa	Xi	ρ(g/cm ³)	ρ _{campuran}
Trig	13.352,84	0,8824	0,895	0,7897
FFA	558,5204	0,0369	0,895	0,0330
CH ₃ OH	1,031,0763	0,0681	0,792	0,0540
HCl	51,4720	0,0034	1,18	0,0040
H ₂ O	138,4949	0,0092	1	0,0092
	15,132,28			0,8899

Reaksi :



Volume cairan (V_L) = Kecepatan volume x waktu tinggal

$$\text{Waktu tinggal} = 2 \text{ jam}$$

$$\text{Densitas } (\rho_{\text{camp}}) = 0,8899 \text{ g/cm}^3 = 889,912 \text{ kg/m}^3$$

$$= 55,5572 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Laju alir volumetrik} = \frac{m}{\rho}$$

$$= \frac{15,132,28 \text{ kg/jam}}{889,912 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 17,0044 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Volume cairan } (V_L) = 17,0044 \text{ m}^3/\text{jam} \times 2 \text{ jam}$$

$$= 34,0087 \text{ m}^3$$

$$= 1,200,95 \text{ ft}^3$$

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

$$\text{Volume tangki} = 1,2 \times \text{Volume Cairan}$$

$$= 1,2 \times 34,0087 \text{ m}^3$$

$$= 40,8105 \text{ m}^3$$

b. Menentukan Dimensi Reaktor

Berdasarkan Tabel 4-27 Ulrich, dimana $\frac{H}{D} < 2$ dipilih perbandingan D:H yakni 1: 2,

- Volume Shell (V_s)

$$V_s = \frac{1}{4} \pi D^2 \cdot 2D$$

$$= \frac{1}{4} \cdot 3,14 \cdot D^2 \cdot 2D$$

$$= 1,5708 D^3$$

- Volume Dish (Vd)

Berdasarkan persamaan 5,11 Brownell-Young,1959, diperoleh :

$$Vd = 0,000049 ID^3 \quad (\text{d dalam in})$$

$$= 8,0296 \times 10^{-10} ID^3 \quad (\text{d dalam m})$$

Sehingga diperoleh volume reaktor (Vr)

$$Vr = Vd + Vs$$

$$= 2 (8,0296 \times 10^{-10} D^3 + 1,5708 D^3)$$

$$= 1,5708 D^3$$

Maka,

$$\text{Diamteter} = \sqrt[3]{\frac{V_T}{1,5708}}$$

Sehingga diperoleh diameter tangki :

$$D = \sqrt[3]{\frac{40,8105}{1,5708}} = 2,9618 \text{ m}$$

$$D = 2,9618 \text{ m} \times 3,2808 \text{ ft/m} = 9,7171 \text{ ft}$$

$$D = 2,9618 \text{ m} \times 39,370 \text{ in/m} = 116,6048 \text{ in}$$

$$D_{\text{standar}} = 120 \text{ in (10 ft)}$$

- Tinggi shell (Hs)

$$Hs = 2 \times 2,9618 = 5,92 \text{ m}$$

$$Hs = 5,92 \text{ m} \times 3,2808 \text{ ft/m} = 19,4341 \text{ ft}$$

$$Hs = 5,92 \text{ m} \times 39,370 \text{ in/m} = 233,2096 \text{ in}$$

Hs standar = 240 in (20 ft)

- Tinggi larutan

Volume dish = 0,131328 D³

Vd = 0,131328 (9,7171)³

= 120,49 ft³

Volume larutan dalam shell = Vol, larutan – Vol, larutan dalam dish

= 1,200,95 ft³ – 120,49 ft³

= 1,080,46 ft³

Tinggi larutan dalam vessel = $\frac{\text{vol, larutan dalam shell}}{\pi/4 \times D^2}$

= $\frac{1,080,46 \text{ ft}^3}{3,14/4 \times 9,7171^2} = 14,58 \text{ ft} = 4,44 \text{ m}$

c. Tekanan Perancangan

Tekanan hidrostatik, Ph = $\frac{\rho \left(\frac{g}{gc}\right) H_{liquid}}{144}$

= $\frac{55,5572 \times 14,58 \times 1}{144} = 5,2382 \text{ psi}$

Tekanan absolut = Tekanan hidrostatik + Tekanan operasi

= (5,2382 + 14,7) Psi

= 19,9382 Psi

Tekanan design dibuat 5 -10% lebih tekanan absolut, diambil 10%, (Coulson, 1988 Hal, 673)

$$\begin{aligned}
 \text{Tekanan Design, Pr} &= (100\% + 10\%) \times \text{Tekanan Absolut} \\
 &= 1,1 \times 19,9382 \text{ psi} \\
 &= 21,932 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

d. Menentukan Tebal Tangki (ts)

Untuk menghitung tebal shell tangki berdasarkan persamaan:

$$ts = \frac{Pr \cdot D}{2(S \cdot E - 0,6Pr)} + C \quad (\text{pers, 13,1 Brownell \& Young})$$

Tangki dirancang menggunakan adalah *carbon steel* SA-285 grade C (table 13,1 Brownell & Young), Adapun data-data yang digunakan sebagai berikut:

$$S = F = \text{stress yang diizinkan (N/m}^2\text{)} = 13750 \text{ psi}$$

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

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

Maka, Tebal dinding tangki (ts):

$$ts = \frac{21,932 \text{ psi} \times 58,3024 \text{ in}}{(13750 \text{ psi} \times 0,8) - (0,6 \times 21,932 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,2414 \text{ in}$$

$$= 0,2414 \text{ in} \times 0,0254 \text{ m/in} = 0,006 \text{ m}$$

$$= 0,2414 \text{ in} \times 0,0833 \text{ ft/in} = 0,02 \text{ ft}$$

Diambil tebal *shell* standar : 1/4 (Table 5.6, Brownell and Young)

e. Menentukan Diameter Koreksi

- Outside Diameter (OD)

$$\begin{aligned} \text{OD} &= D + 2 \text{ ts} \\ &= 116,6048 + 2(0,2414) \\ &= 117,0876 \text{ in} \\ &= 117,0876 \text{ in} \times 0,0254 \text{ m/in} = 2,974 \text{ m} \\ &= 117,0876 \text{ in} \times 0,0833 \text{ ft/in} = 9,7534 \text{ ft} \end{aligned}$$

Dari tabel 5.7 hal.89 Brownell & Young,1959, OD standar yang mendekati perhitungan adalah 120 in :

$$\text{OD standar} = 120 \text{ in} \times \frac{1\text{m}}{39,3701\text{in}} = 3,048 \text{ m}$$

- Inside Diameter (ID)

$$\begin{aligned} \text{ID} &= \text{OD standar} - 2 \times \text{ts} \\ &= 120 \text{ in} - 2 \times 0,2414 \text{ in} \\ &= 116,6048 \text{ in} \\ \text{ID} &= 116,6048 \text{ in} \times \frac{1\text{m}}{39,3701\text{in}} = 2,9618 \text{ m} \\ \text{ID} &= 2,9618 \text{ m} \times 3,2808 \frac{\text{ft}}{\text{m}} = 9,717 \text{ ft} \end{aligned}$$

f. Menentukan Dimensi Tutup

- Menentukan Tebal Tutup (th)

$$\text{th} = \frac{0,885 \text{ Pr}, D}{2 (F, E-0,1 \text{ Pr})} + C \quad (\text{pers, 13-12 Brownell \& Young})$$

Keterangan :

- th = Tebal head (in)
- F = Allowable stress
- E = Efisiensi sambungan
- C = Corrosion allowance
- Pr = Tekanan desain (psi)

Maka:

$$th = \frac{0,885 \times 21,932 \text{ psi} \times 116,6048 \text{ in}}{2 (13750 \text{ psi} \times 0,8) - (0,1 \times 21,932 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in}$$

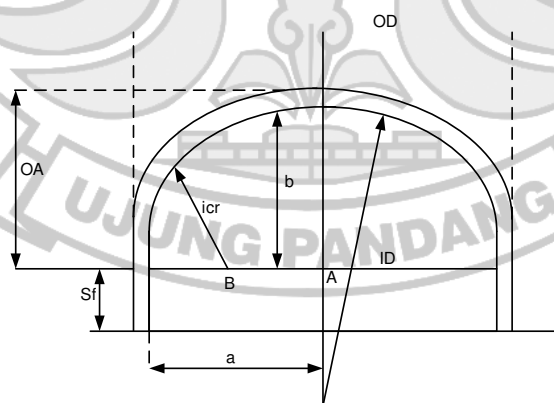
$$= 0,2279 \text{ in}$$

$$= 0,2279 \text{ in} \times 0,0254 \text{ m/in} = 0,0058 \text{ m}$$

$$= 0,2279 \text{ in} \times 0,0833 \text{ ft/in} = 0,019 \text{ ft}$$

Diambil tebal *head* standar : 1/4 in (Table 5.6, Brownell and Young)

- Perhitungan Tinggi Tutup



Gambar 1, *Torispherical head*

Dari Brownell fig. 5.8, hal. 87, dihitung ukuran-ukuran sebagai berikut :

- $b = rc - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$
- $AB = rc/2 - (icr)$
- $BC = rc - (icr)$
- $AC = \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$
- $OA = th + b + sf$

Keterangan :

icr = Jari-jari kelengkungan pojok (inside corner radius) (in)

rc = Radius knuckle (in)

sf = Flange lurus (straight flange) (in)

th = Tebal head (in)

OA = Tinggi head (in)

b = Depth of dish (in)

Dengan nilai OD standar 120 in (Tabel 5,7, Brownell and Young, 1959 : 89)

Maka diperoleh :

$icr = 7,25$ in

$rc = D$

Berdasarkan tebal head standar (1/4), maka dipilih straight flange (Sf) antara 1

1/2 – 2 1/4 in, (Tabel 5,8, Brownell and Young, 1959 : 93)

Dipilih $Sf = 2$ in

$$AB = \frac{rc}{2} - lcr$$

$$= \frac{116,6048 \text{ in}}{2} - 7,25 \text{ in} = 51,0524 \text{ in}$$

$$BC = rc - lcr$$

$$= 116,6048 \text{ in} - 7,25 \text{ in} = 109,3548 \text{ in}$$

$$AC^2 = BC^2 - AB^2$$

$$= 109,3548^2 \text{ in} - 51,0524^2 \text{ in}$$

$$= 9,352,1287 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{9,352,1287 \text{ in}} = 96,7064 \text{ in}$$

$$b = rc - AC$$

$$= 116,6048 \text{ in} - 96,7064 \text{ in} = 19,8984 \text{ in}$$

$$\text{Maka, tinggi tutup tangki (OA)} = th + b + Sf$$

$$= 0,2279 \text{ in} + 19,8984 \text{ in} + 2 \text{ in}$$

$$= 22,1263 \text{ in} = 0,562 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi total reaktor (Ht)} = Hs + (2 \times OA)$$

$$= 4,44 + (2 \times 0,562)$$

$$= 7,0476 \text{ m}$$

g. Desain Sistem Pengaduk

- Jenis pengaduk : *Flat blades turbine impeller*

Berdasarkan table 3,4-1, Geankoplis diperoleh system operasi standar pengaduk sebagai berikut:

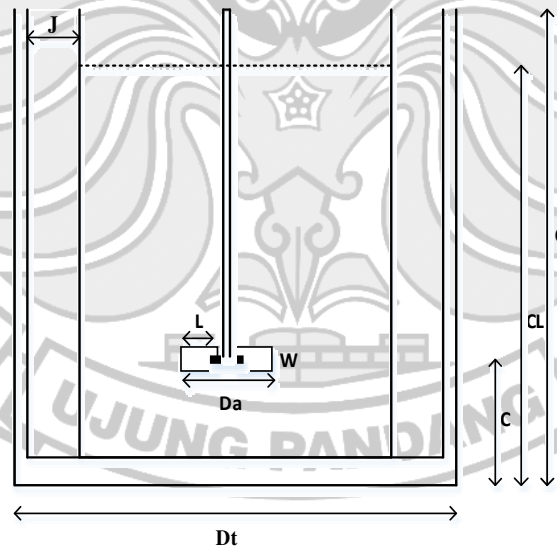
▪ $\frac{Da}{Dt} = 0,3$

▪ $\frac{W}{Da} = \frac{1}{5}$

▪ $\frac{L}{Da} = \frac{1}{4}$

▪ $\frac{C}{Dt} = \frac{1}{3}$

▪ $\frac{J}{Dt} = \frac{1}{12}$



Gambar 2. Komponen Pengaduk

Keterangan:

Da = diameter pengaduk (m)

Dt = diameter tangki (m)

J = lebar *baffle* (m)

C = tinggi daun pengaduk dari dasar tangki (m)

CL = tinggi bahan dalam tangki (m)

CR = tinggi degumming (m)

L = panjang *blade* (m)

W = lebar *blade* (daun) pengaduk (m)

Spesifikasi dari pengaduk yang dirancang adalah sebagai berikut:

Jumlah *Blade* = 6 buah

Jumlah *Baffle* = 4 buah

Diameter impeller, (Da) = 0,3 Dt
= 0,3 (2,9618)
= 0,89 m

Panjang blade, (L) = $\frac{1}{4}$ Da
= $\frac{1}{4}$ (0,89 m)
= 0,22 m

Lebar blade, (W) = $\frac{1}{5}$ Da

$$= 1/5 (0,89 \text{ m})$$

$$= 0,18 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi impeller dari dasar (C)} = \frac{1}{3} D_t$$

$$= \frac{1}{3} \times 2,9618$$

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

$$\text{Lebar baffle (J)} = \frac{1}{12} D_t$$

$$= \frac{1}{12} \times 2,9618$$

$$= 0,25 \text{ m}$$

h. Menentukan Kecepatan Putar Pengaduk

Berdasarkan MV Joshi(1977), halaman 415 kecepatan putaran untuk pengaduk

dengan viskositas tinggi berkisar antara 200 – 250 m/menit,

Dipilih kecepatan putar pengaduk (V) = 250 m/menit

Untuk mencari kecepatan putar pengaduk dalam satuan rpm (N) maka menggunakan rumus :

$$N = \frac{V}{\pi \times D_a}$$

$$= \frac{250 \text{ m/mnt}}{(3,14 \times 0,89) \text{ m}} = 89,61 \text{ rpm}$$

Dari Wallas, halaman 275 untuk kecepatan pengaduk standar yang digunakan adalah kecepatan pengaduk yang mendekati 89,61 rpm adalah 100 rpm,

$$N = 100 \text{ rpm} \times \frac{1 \text{ menit}}{60 \text{ sekon}} = 1,6667 \text{ rps}$$

i. Menentukan Bilangan Reynold

Menghitung densitas campuran umpan

Komponen	Massa	Xi	μ (Cp)	μ campuran
Trig	13,352,8259	0,8824	3,1	2,7354
FFA	558,5204	0,0369	3,1	0,1144
CH3OH	1,031,0763	0,0681	0,38	0,0259
HCl	51,4720	0,0034	1,2	0,0041
H2O	138,4949	0,0092	0,5	0,0046
Total	15,132,3894	1		2,8844

$$\mu_{\text{campuran}} = 2,8844 \text{ Cp}$$

$$= 2,8844 \text{ cp} \times 2,42 \text{ lb}/(\text{ft hr}) \times \frac{1 \text{ hr}}{3600 \text{ det}}$$

$$= 0,0019 \text{ lb}/(\text{ft det})$$

Rumus yang digunakan :

$$NRe = \frac{\rho \times D^2 \times N}{\mu}$$

Keterangan :

$$\rho = \rho \text{ campuran umpan masuk} = 55,5572 \text{ lb}/\text{ft}^3$$

N = Kecepatan pengadukan = 1,6667 rps

Da = Diameter impeller = 0,89 m = 2,9151 ft

μ = Viskositas campuran umpan masuk

Maka, nilai bilangan reynold

$$\begin{aligned} NRe &= \frac{\rho \times D^2 \times N}{\mu} \\ &= \frac{55,5572 \times 2,9151^2 \times 1,6667}{0,0019} \\ &= 405,809,38 \end{aligned}$$

Dari figure 3,4-4, Geankoplis untuk six blade turbine dengan $NRe = 405,809,38$ nilai Np (power number) yang diperoleh adalah 5,5,

j. Menghitung Daya pengaduk

Dihitung dengan persamaan :

$$P = Np \times N^3 \times Da^5 \times \frac{\rho}{gc}$$

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

$$P = 5,5 \times 1,6667^3 \times 2,9151^5 \times \frac{55,5572}{32,174}$$

$$= 9,255,51 \text{ ft lbf/s}$$

$$= 16,83 \text{ Hp}$$

Digunakan daya pengaduk sebesar 17 Hp

k. Menentukan Dimensi Jacket Pendingin

- Laju alir air pendingin = 763,620,7356 kg/jam
- Densitas air pendingin = 1015,9579 kg/m³
- Laju volume air pendingin, G = 751,6264 m³/jam x 2 jam
= 1,503,2528 m³
- Tinggi Jacket = Tinggi *shell* = 5,92 m
- Diameter dalam jaket, D1 = D + (2 x ts)
= 116,6048 in + (2 x 0,2414 in)
= 117,0876 in
- Asumsi jarak jaket adalah 5 in, maka:
D2 = D1 + (2 x ts)
= 117,0876 in + (2 x 5 in)
= 127,0876 in
- Luas yang dilalui steam (A), yaitu:
A = $\frac{\pi}{4} \times (D_2^2 - D_1^2)$
= $\frac{\pi}{4} \times (127,0876 \text{ in}^2 - 117,0876 \text{ in}^2)$
= 1,916,7752 in²
= 1,2366 m²

- Kecepatan steam (v)

$$v = \frac{G}{A}$$

$$= \frac{751,6264 \text{ m}^3/\text{jam}}{1,2366 \text{ m}^2}$$

$$= 607,8038 \text{ m/jam}$$

- Menghitung tebal dinding jaket

$$\begin{aligned} \text{Tekanan hidrostatik} &= \rho \times g \times h \\ &= 1015,9579 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 5,92 \text{ m} \\ &= 58,976,9054 \text{ Pa} \\ &= 58,9769 \text{ kPa} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan udara luar} &= 1 \text{ atm} \\ &= 101,325 \text{ kPa} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan operasi} &= \text{Tekanan hidrostatik} + \text{Tekanan udara luar} \\ &= 58,9769 \text{ kPa} + 101,325 \text{ kPa} \\ &= 160,3019 \text{ kPa} \end{aligned}$$

$$\text{Faktor keamanan} = 10\%$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan design, P} &= (1+0,1) \times \text{Tekanan operasi} \\ &= (1+0,1) \times 160,3019 \text{ kPa} \\ &= 176,3321 \text{ kPa} \\ &= 25,5748 \text{ Psi} \end{aligned}$$

Tebal jaket pendingin

$$\text{Allowable stress, f} = 13750$$

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

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

$$\begin{aligned} \text{Tebal dinding shell, ts} &= \frac{P,D}{2f,E-0,6P} + C \\ &= \frac{25,5748 \times 127,0876}{2 \times 13750 \times 0,85 - 0,6 \times 25,5748} + 0,125 \\ &= 0,2641 \text{ in} = 0,0067 \text{ m} \end{aligned}$$

Tebal jaket standar yang dipilih adalah 5/16 in (0,3125 in)

Ringkasan Spesifikasi:

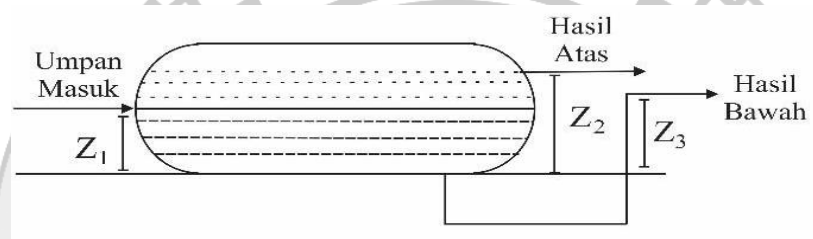
Nama Alat	: Reaktor Esterifikasi
Kode	: R-01
Fungsi	: Mereaksikan <i>free fatty acid</i> (FFA) dan metanol (CH_3OH) menjadi metil ester (RCOOCH_3) dan air (H_2O)
Tipe	: Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)
Jenis pengaduk	: <i>Flat blades turbine impeller</i>
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel 285 grade C</i>
Jumlah	: 1 buah
Suhu operasi	: 60°C
Tekanan operasi	: 1 atm
Waktu tinggal	: 2 jam
Volume tangki	: $40,8105 \text{ m}^3$
Diameter tangki	: 2,9618 m
Tinggi tangki	: 7,0476 m
Tebal dinding tangki	: 0,006 m
Jumlah Blade	: 6 buah
Jumlah Baffle	: 4 buah
Daya pengaduk	: 17 Hp
Jenis pendingin	: Jaket pendingin

Tinggi jaket : 5,92 m

Diameter jaket : 3,228 m

Tebal jaket : 0,0067 m

14. Dekanter-01



Gambar decanter

Fungsi : Memisahkan fase ringan (lapisan atas) yang terdiri dari metil ester (produk), trigliserida, *free fatty acid* (FFA), dan metanol dengan fase berat (lapisan bawah) yang terdiri dari H₂O dan HCl

Tipe : *Horizontal Cylinder Vessel*

Dimana :

- Umpan masuk terdiri dari H₂O, Trigliserida, FFA, biodiesel, metanol dan HCl,
- Hasil atas dekanter yang terdiri dari H₂O, Trigliserida, FFA, metil ester, dan metanol,
- Hasil bawah dekanter yang terdiri dari H₂O, HCl, Trigliserida dan FFA

Kondisi Operasi :

- Temperatur : 40°C
- Tekanan : 1atm

a. Neraca Massa Dekanter

1) Komponen Masuk Dekanter

Hasil keluaran reaktor esterifikasi sebagai umpan pada dekanter sebagai berikut:

Tabel 1, Komponen Keluar Reaktor

Komponen	Masuk	Keluar	Xi massa	%massa
Trig	13,352,8259	13.352,8259	0,8824	88,2400
FFA	44,6816	44,6816	0,0030	0,2953
RCOOCH ₃	540,5709	540,5709	0,0357	3,5723
CH ₃ OH	970,0691	970,0691	0,0641	6,4105
HCl	51,4720	51,4720	0,0034	0,3401
H ₂ O	172,7686	172,7686	0,0114	1,1417
Total	15.132,3881	15.132,3881	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	(xi)	ρ	ρ,xi
Triglicerida	12.017,5433	0,8846	0,8950	0,7917
FFA	40,2135	0,0030	0,8950	0,0026
RCOOCH ₃	540,5709	0,0398	0,8670	0,0345
CH ₃ OH	970,0691	0,0714	0,7920	0,0566
H ₂ O	17,2769	0,0013	1,0000	0,0013
Total	13.585,6736	1,0000		0,8867

Maka densitas campuran pada lapisan 1 adalah 0,89 kg/liter

Tabel 3, Densitas Campuran Lapisan 2

Komponen	Masuk	(xi)	ρ	ρ, x
H ₂ O	155,4917	0,1005	1,0000	0,1005
HCl	51,4720	0,0333	1,1800	0,0393
Trigliserida	1.335,2826	0,8633	0,8950	0,7727
FFA	4,4682	0,0029	0,8950	0,0026
Total	1.546,7145	1,0000		0,9150

Maka densitas campuran lapisan 2 adalah 0,915 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 dekanter) adalah lapisan 1 dan fase berat (lapisan bawah dekanter) adalah lapisan 2,

3) Komponen Keluar Dekanter

a) Lapisan Atas Dekanter

Tabel 4, komponen Lapisan Atas Dekanter

Komponen	Masuk	Xmassa
Trig	12.017,5433	0,8846
FFA	40,2135	0,0030
RCOOCH ₃	540,5709	0,0398
CH ₃ OH	970,0691	0,0714
H ₂ O	17,2769	0,0013
Total	13.585,6736	1,0000

b) Lapisan Bawah Dekanter

Tabel 5, Komponen Lapisan Bawah Dekanter

Komponen	Masuk	Xmassa
H ₂ O	155,4917	0,1005
HCl	51,4720	0,0333
Triglicerida	1.335,2826	0,8633
FFA	4,4682	0,0029
Total	1.546,7145	1,0000

Neraca Massa Total Dekanter

Komponen	Masuk	Keluar	
	Z1	Z2	Z3
Trig	13.352.8259	12.017.5433	1.335.2826
FFA	44.6816	40.2135	4.4682
RCOOCH ₃	540.5709	540.5709	
CH ₃ OH	970.0691	970.0691	
HCl	51.4720		51.4720
H ₂ O	172.7686	17.2769	155.4917
Total	15.132.3881	13.585.6736	1.546.7145
	15.132.3881	15.132.3881	

b. Menentukan Dimensi Dekanter

1) Menentukan Kecepatan Volumetrik Fase Ringan dan Fase Berat

a) Menentukan Kecepatan Volumetrik Fase Ringan (Q_L)

Densitas campuran fase ringan (ρ_L) = 0,89 kg/liter

Massa total fase ringan = 13.585,67 kg/jam

Kecepatan volumetris fase ringan (Q_L) = $\frac{\text{Massa total fase ringan}}{\text{Densitas campuran fase ringan}}$

$$= \frac{13.585,67 \text{ kg/jam}}{0,89 \text{ kg/liter}}$$

$$= 15.322,22 \text{ liter/jam}$$

$$= 15,32 \text{ m}^3/\text{jam}$$

b) Menentukan Kecepatan Volumetrik Fase Berat (Q_H)

Densitas campuran fase berat (ρ_H) = 0,92 kg/liter

Massa total fase berat = 1.546,71 kg/jam

Kecepatan volumetris fase berat (Q_H) = $\frac{\text{Massa total fase ringan}}{\text{Densitas campuran fase ringan}}$

$$= \frac{1.546,71 \text{ kg/jam}}{0,92 \text{ kg/liter}}$$

$$= 1.690,32 \text{ liter/jam}$$

$$= 1,69 \text{ m}^3/\text{jam}$$

2) Menentukan Fase Terdispersi

Sebelum menentukan waktu pemisahan, perlu diketahui fase yang akan terdispersi dengan menggunakan persamaan berikut :

$$\psi = \frac{Q_L}{Q_H} \left(\frac{\rho_L \mu_H}{\rho_H \mu_L} \right)^{0,3} \quad \text{Persamaan 18,5 (Walas, 1990 : 613)}$$

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:

$$\text{Log } 10 \mu_{\text{liq}} = A + \frac{B}{T} + C \cdot T + \frac{D}{T}$$

$$\mu_{\text{liq}} = 10^{\text{log}10\mu_{\text{liq}}} \quad (\text{Yaws,1999})$$

Tabel Viskositas

Komponen	A	B	C	D	Log μ	μ
RCOOCH ₃	-22	4,86E+03	3,19E-02	-1,72E-05	1,35	22,12
CH ₃ OH	-9,0562	1,25E+03	2,24E-02	-2,35E-05	-0,45	0,36
H ₂ O	-10,2158	1,79E+03	1,77E-02	-1,26E-05	-0,33	0,47
HCl	-1,515	1,95E+02	3,07E-03	-1,38E-05	-1,44	0,04

(Yaws,1999)

Menentukan Viskositas Campuran pada Fase Ringan

Komponen	Masuk	Xi	μ	$\mu \cdot x_i$
Trigriserida	12,017.5433	0.8846	3.10	2.74
FFA	40.2135	0.0030	3.10	0.01
RCOOCH ₃	540.5709	0.0398	22.12	0.88
CH ₃ OH	970.0691	0.0714	0.36	0.03
H ₂ O	17.2769	0.0013	0.47	0.00
Total	13,585.6736	1		3.66 cp
				0.0037 kh/m.s

Maka, viskositas campuran pada fase ringan (μ_L) sebesar 0,0035 kg/m,s,

Menentukan Viskositas Campuran pada Fase Berat

Komponen	Masuk	Xi	μ	μ, x
H2O	155.49	0.1005	0.47	0.0471
HCl	51.47	0.0333	0.04	0.0012
Trig	1,335.28	0.8633	3.10	2.68
FFA	4.47	0.0029	3.10	0.01
Total	1,546.71	1.0000		2.7335 cp
				0.0027 kg/m.s

Maka, viskositas campuran pada fase berat (μ_H) sebesar 0,0005kg/m,s,

Maka, parameter dispersi dihitung sebagai berikut:

$$\Psi = \frac{Q_L}{Q_H} \left(\frac{\rho_L, \mu_H}{\rho_H, \mu_L} \right)^{0,3} \quad (\text{persamaan 18,5, Wallas, 1990})$$

$$\Psi = 8,2283 \quad (\text{Wallas, 1990 : 613})$$

Ψ senilai 8,2283, sehingga $\Psi > 3,3$ maka fase ringan cenderung terdispersi, sedangkan fase berat adalah fase kontinyu (Wallas, 1990 : 613).

3) Menentukan Terminal Velocity Butiran Terdispersi (U_d)

Terminal velocity butiran terdispersi ditentukan dengan persamaan :

$$U_d = \frac{d_d^2 \cdot g \cdot (\rho_d - \rho_c)}{18\mu_c} \quad (\text{Persamaan 10,7, Coulson, 2005})$$

Keterangan :

U_d = *Terminal velocity* fase terdispersi (fase ringan) (m/s)

d_p = Diameter butir terdispersi (m)

ρ_d = Densitas fase terdispersi/fase ringan (kg/m³)

ρ_c = Densitas fase kontinyu/fase berat (kg/m³)

μ_c = Viskositas fase kontinyu/fase berat (kg/m,s)

g = Percepatan gravitasi (9,81 m/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 (d_d) = 150 μm = $1,5 \times 10^{-4}$ m,

Maka, *Terminal velocity* dapat dihitung sebagai berikut:

$$U_d = \frac{1,5 \times 10^{-4} \text{ m}, 9,81 \text{ m/s}^2, ((0,92-0,89) \text{ kg/liter}), (1000 \text{ liter/m}^3)}{18 \times 0,0037 \text{ kg/ms}}$$

$$U_d = 0,63 \text{ m/s}$$

Tanda positif (+) menunjukkan bahwa arah kecepatan fase terdispersi (fase berat) adalah kebawah,

4) Menentukan Ukuran Dekanter

Dikarenakan umpan masuk dekanter lebih besar yaitu sebesar 15.132,3881 kg/jam, sehingga dekanter yang dipilih adalah tipe horizontal,

a) Menentukan Volume Cairan (VL)

Waktu tinggal cairan dalam dekanter berkisar 5 sampai 10 menit, maka waktu tinggal cairan (t) didalam dekanter yang dipilih selama 10 menit (Coulson, 2005),

$$V_L = Q \times t$$

Keterangan :

Q = Kecepatan volumetrik umpan masuk dekanter

t = Waktu tinggal cairan didalam decanter

Kecepatan volumetrik umpan masuk dekanter (Q)

$$= Q_L + Q_H$$

$$= (15,32 + 1,69) \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 31,64 \text{ m}^3/\text{jam} / 60 \text{ menit}$$

$$= 0,28 \text{ m}^3/\text{menit}$$

Maka,

$$V_L = 0,28 \text{ m}^3/\text{menit} \times 10 \text{ menit}$$

$$= 8,51 \text{ m}^3$$

b) Menentukan Volume Dekanter (V_D)

Faktor keamanan perancangan, dibuat *over design* 20% sehingga volume dekanter menjadi 120% dari volume cairan didalam decanter (Peters,1991),

$$V_D = \text{Volume cairan} \times (1 + \text{Over design})$$

$$= 8,51 \text{ m}^3 \times (1 + 0,2)$$

$$= 10,21 \text{ m}^3$$

c) Menentukan Diameter dan Panjang Dekanter

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 dekanter sebesar 1 atm, maka jenis *head* yang digunakan berjenis *torispherical dished head*,

Untuk tangki silinder, dirancang panjang (L) = 2 x *Diameter* (D)

(Coulson, 2005).

Berdasarkan persamaan 5.11 Brownell-Young, 1959,

Diperoleh :

$$\begin{aligned} V_{\text{torispherical}} &= V_H = 0,000049 D^3 \text{ (d dalam in)} \\ &= 8,0296 \times 10^{-10} D^3 \text{ (d dalam m)} \end{aligned}$$

$$V_{\text{dekanter}} = \text{Volume Shell } (V_s) + \{2 \times \text{Volume Head } (V_H)\}$$

Dimana :

$$V_{\text{shell}} (V_s) = (1/4) \times \pi \times D^2 \times H$$

Maka :

$$\begin{aligned} V_{\text{dekanter}} &= \left\{ \left(\frac{1}{4} \right) \times \pi \times D^2 \times L \right\} + (2 \times V_H) \\ &= \left\{ \left(\frac{1}{4} \right) \times \left(\frac{22}{7} \right) \times D^2 \times 2, D \right\} + (2 \times V_H) \\ &= \left\{ \left(\frac{1}{4} \right) \times \left(\frac{22}{7} \right) \times D^3 \times 2 \right\} + (2 \times V_H) \\ &= 1,5714 D^3 + (2 \times 8,0296 \times 10^{-10} D^3) \\ &= 1,5714 D^3 + 1,60593 \times 10^{-09} D^3 \end{aligned}$$

$$V_{\text{dekanter}} = 1,5714 D^3$$

Maka,

$$\text{Diameter } (D) = \sqrt[3]{\frac{\text{volume dekanter}}{1,5714}}$$

Sehingga diperoleh *Diameter* (D)

$$D = \sqrt[3]{\frac{10,21}{1,5714}} = 1,87 \text{ m}$$

$$D = 1,87 \text{ ft m} \times 3,2808\text{ft/m} = 6,12 \text{ ft}$$

$$D = 1.87 \text{ m} \times 39,370\text{in/m} = 73,46 \text{ in}$$

Maka, panjang *shell* (Ls)

$$Ls = 2 \times D$$

$$= 2 \times 1,87 \text{ m}$$

$$= 3,73 \text{ m}$$

$$Ls = 3,73 \text{ m} \times 3,2808\text{ft/m} = 12,24 \text{ ft}$$

$$Ls = 3,73 \text{ m} \times 39,370\text{in/m} = 146,92 \text{ in}$$

d) Menentukan Tebal Dinding Dekanter (ts)

Dekanter terdiri atas dinding (*shell*), tutup atas dan tutup bawah (*head*),

$$ts = \frac{P, ri}{f, E - 0,6, P} \quad (\text{Persamaan 13,1, Brownell and Young})$$

Jika material yang digunakan adalah carbon steel SA-167 Tipe 304

Brownell & Young) :

S = F = stress yang diizinkan (N/m²) = 16650 Psi

E = efisiensi sambungan = 80 %

C = factor korosi (m) = 0,125 in

$$R_i = \text{jari-jari (m)} = \frac{ID \text{ Dekanter}}{2} = \frac{73,46}{2} = 36,7294 \text{ in} = 0,9329 \text{ m}$$

Tekanan perancangan

$$P \text{ operasi} = 1 \text{ atm} = 14,696 \text{ psi}$$

Tekanan desain 5-10 % di atas tekanan kerja normal (Coulson,1988),

Dipilih 10%

$$P_{\text{desain}} = 1,1 \times P_{\text{operasi}}$$

$$= 1,1 \times 14,696 \text{ psi} = 16,1656 \text{ psi}$$

Sehingga :

$$t_s = \frac{16,1656 \times 36,7294}{(16650 \times 0,8) - (0,6 \times 16,1656)} + 0,125$$

$$= 0,1696 \approx 0,1875 \text{ in} \approx \frac{3}{16}$$

e) Menentukan Inside Diameter Shell Sesungguhnya (IDkoreksi)

$$\text{Outside Diameter (OD)} = D + 2 \times t_{\text{shell standar}}$$

$$= 73,46 \text{ in} + (2 \times 0,1875 \text{ in})$$

$$= 73,8339 \text{ in} \times \frac{1\text{m}}{39,3701\text{in}}$$

$$= 1,8754 \text{ m}$$

Dari tabel 5,7 hal,91 Brownell & Young,1959, OD standar yang mendekati perhitungan adalah 78 in :

$$OD \text{ standar} = 78 \text{ in} \times \frac{1\text{m}}{39,3701\text{in}} = 1,98 \text{ m}$$

Koreksi ID

$$ID = OD \text{ standar} - 2 \times t_{shell} \text{ standar}$$

$$= 78 \text{ in} - 2 \times 0,1875 \text{ in}$$

$$= 77,625 \text{ in}$$

$$ID = 77,625 \text{ in} \times \frac{1m}{39,3701in} = 1,97 \text{ m}$$

$$ID = 1,97 \text{ m} \times 3,2808 \frac{ft}{m} = 6,4687 \text{ ft}$$

f) Menentukan Dimensi Head dan Bottom Dekanter

• Menentukan Ketebalan Torispherical Head

Dibutuhkan data :

$$S = F = \text{stress yang diizinkan (N/m}^2\text{)} = 16650 \text{ Psi}$$

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

$$C = \text{factor korosi (m)} = 0,125 \text{ in}$$

$$P_{\text{desain}} = 16,1656 \text{ psi}$$

Menghitung tebal *head* dapat menggunakan persamaan sebagai berikut:

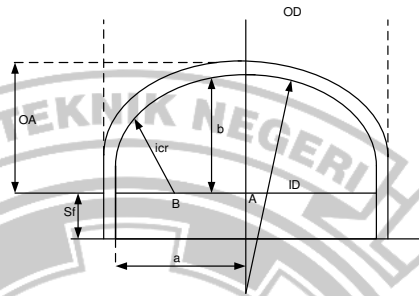
$$th = \frac{0,885 Pr, D}{2 (F, E - 0,1 Pr)} + C \quad (\text{pers 13-12 Brownell \& Young})$$

Maka :

$$th = \frac{0,885 \times 16,1656 \times 77,625}{2 (13750 \times 0,8) - (0,1 \times 16,1656)} + 0,125$$

$$= 0,1667 \text{ in} \approx \frac{3}{16} \text{ in}$$

- **Menentukan Panjang Torispherical Head**



Gambar 2 Torispherical head

Keterangan :

icr = Jari-jari kelengkungan pojok (*inside corner radius*) (in)

rc = Radius knuckle (in)

sf = *Flange lurus (straight flange)* (in)

th = *Tebal head* (in)

OA = *Panjang head* (in)

b = *Depth of dish (inside)* (in)

Dengan nilai OD standar 78 in (Tabel 5,7, Brownell and Young, 1959 : 90)

Maka diperoleh :

icr = 4,75 in

rc = D

Berdasarkan tebal *head* standar (3/16), maka dipilih *straight flange* (Sf) antara 1 1/2 – 2 1/4 in, (Tabel 5,8, Brownell and Young, 1959)

Dipilih Sf = 2 in

$$AB = rc/2 - lcr$$

$$= 38,8125 - 4,75 = 34,0625 \text{ in}$$

$$BC = rc - lcr$$

$$= 77,625 - 4,75 = 73,25 \text{ in}$$

$$AC^2 = BC^2 - AB^2$$

$$= 73,25^2 - 34,0625^2$$

$$= 4.205,3086 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{4.205,3086} = 64,8484 \text{ in}$$

$$b = rc - AC$$

$$= 77,625 - 64,8484$$

$$= 15,3391 \text{ in}$$

Maka, Panjang *head* (OA) :

$$OA = th + b + Sf$$

$$= 0,1875 + 13,1516 + 2$$

$$= 15,3391 \text{ in} = 0,3896 \text{ m}$$

g) Menentukan Panjang Total Dekanter (LD)

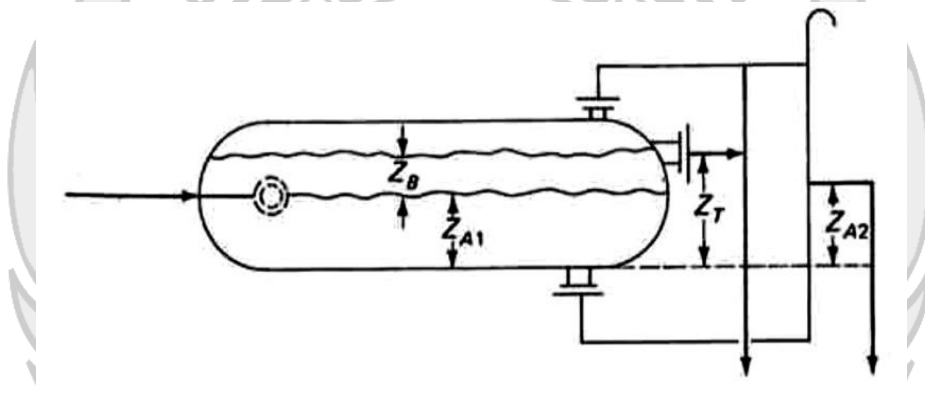
Panjang total dekanter (LD) = Panjang *shell* + 2 x Panjang *head*

$$= 146,92 \text{ in} + 2 \times 15,3391 \text{ in}$$

$$= 177,5961 \text{ in} \times \frac{1\text{m}}{39,3701\text{in}}$$

$$= 4,5109 \text{ m}$$

5) Menentukan Tinggi Larutan



Gambar 3, Rangkaian Pipa pada Dekanter (D-01)

Dengan :

Z_{A1} = Tinggi lapisan *interface* (m)

Z_B = Tinggi lapisan fase ringan (m)

Z_{A2} = Tinggi lapisan fase berat (m)

Z_T = Tinggi cairan didalam dekanter (m)

Menentukan Tinggi Larutan dalam Dekanter (Z_T)

Pada tangki silinder horizontal, tinggi cairan adalah 90% dari diameter tangki,

$$\begin{aligned}
 Z_T &= 0,9 \times ID \text{ shell} && \text{(Farhan,2012)} \\
 &= 0,9 \times 1,97 \text{ m} \\
 &= 1,7745 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Menentukan Tinggi Lapisan Interface (Z_{A1})

$$\begin{aligned}
 Z_{A1} &= 0,5 \times ID \text{ shell} \\
 &= 0,5 \times 1,97 \text{ m} \\
 &= 0,9858 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Menentukan Tinggi Cairan Fase Berat (Z_{A2})

$$\begin{aligned}
 Z_{A2} &= Z_{A1} + (Z_T - Z_{A1}) \times \frac{\rho l}{\rho h} && \text{(Persamaan 2,3, Farhan, 2012)} \\
 &= 0,9858 \text{ m} + (1,7745 - 0,9858) \text{ m} \times (0,89 / 0,92) \\
 &= 1,7501 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Menentukan Tinggi Cairan Fase Ringan (Z_B)

$$\begin{aligned}
 Z_B &= Z_T - Z_{A2} \\
 &= 1,7745 \text{ m} - 1,7501 \text{ m} = 0,0245 \text{ m}
 \end{aligned}$$

6) Menentukan Tinggi Pipa

Tinggi Pipa Umpan (H_U)

Tinggi pipa umpan diasumsi berada pada bagian tengah tangki atau sama dengan tinggi lapisan *interface*,

$$H_U = 0,9858 \text{ m}$$

Tinggi Pipa Keluaran Hasil Atas (Fase Ringan) (H_B)

Tinggi pipa pengeluaran hasil atas (fase ringan) sama dengan tinggi cairan pada tangki,

$$H_B = 1,7745 \text{ m}$$

Tinggi Pipa Keluaran Hasil Bawah (Fase Berat) (Z_3)

Tinggi pipa keluaran sama dengan tinggi cairan pada fase berat,

$$H_{A2} = 1,7501 \text{ m}$$

7) Menentukan Ukuran Pipa

a) Pipa Masuk Umpan

Ukuran pipa pemasukan umpan dapat dihitung dengan persamaan 15, Peter M,S 1991,

$$ID = 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

Keterangan :

ID = *Inside diameter* pipa (in)

Q_f = Laju alir umpan (ft³/det)

ρ = Densitas umpan (lb/ft³)

Dimana :

$$\begin{aligned} Q_f &= 17,01 \text{ m}^3/\text{jam} \times \frac{3,2808^3 \text{ ft}^3}{\text{m}^3} \\ &= 55,8148 \text{ ft}^3/\text{jam} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ det}} = 0,0155 \text{ ft}^3/\text{det} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rho &= \text{Massa total : laju alir umpan} \\ &= 15.132,3881 \text{ kg/jam} : 17,01 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 889,4841 \text{ kg/m}^3 \times \frac{0,0624 \text{ lb/ft}^3}{1 \text{ kg/m}^3} \\ &= 55,5038 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

Maka,

$$\begin{aligned} ID &= 3,9 \times (0,0155 \text{ ft}^3/\text{det})^{0,45} \times (55,5038 \text{ lb/ft}^3)^{0,13} \\ &= 1,0082 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih ukuran pipa standar dengan spesifikasi (Tabel 11 Kern, 1965)

$$\text{Nominal pipe size, NPS} = 1,25 \text{ in}$$

$$\text{Schedule number, Sch} = 40$$

$$\begin{aligned} \text{Outside diameter, OD} &= 1,66 \text{ in} \times \frac{1 \text{ m}}{39,3701 \text{ in}} \\ &= 0,04 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Inside diameter, ID} &= 1,38 \text{ in} \times \frac{1 \text{ m}}{39,3701 \text{ in}} \\ &= 0,04 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Flow area per pipe} = 1,5 \text{ in}^2$$

b) Pipa Keluaran Fase Berat

Ukuran pipa keluaran fase berat (hasil bawah) dapat dihitung dengan persamaan 15, Peter M,S 1991),

$$ID = 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

Keterangan :

ID = *Inside diameter* pipa (in)

Q_f = Laju alir keluaran fase ringan (ft³/det)

ρ = Densitas fase ringan (lb/ft³)

Dimana :

$$\begin{aligned} Q_f &= 1,69 \text{ m}^3/\text{jam} \times \frac{3,2808^3 \text{ ft}^3}{\text{m}^3} \\ &= 5,55 \text{ ft}^3/\text{jam} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ det}} \\ &= 0,0015 \text{ ft}^3/\text{det} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rho &= 0,92 \text{ kg/liter} \times \frac{1000 \text{ liter}}{1 \text{ m}^3} \\ &= 915,0399 \text{ kg/m}^3 \times \frac{0,0624 \text{ lb/ft}^3}{1 \text{ kg/m}^3} \\ &= 57,0985 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

Maka,

$$\begin{aligned} ID &= 3,9 \times (0,0015 \text{ ft}^3/\text{det})^{0,45} \times (57,0985 \text{ lb/ft}^3)^{0,13} \\ &= 0,3580 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih ukuran pipa standar dengan spesifikasi (Tabel 11 Kern, hal 844, 1965)

Nominal pipe size, NPS = 0,375 in

Schedule number, Sch = 40

$$\begin{aligned} \text{Outside diameter, OD} &= 0,675 \text{ in} \times \frac{1\text{m}}{39,3701\text{in}} \\ &= 0,0171 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Inside diameter, ID} &= 0,493 \text{ in} \times \frac{1\text{m}}{39,3701\text{in}} \\ &= 0,01 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Flow area per pipe} = 0,192 \text{ in}^2$$

c) Pipa Keluaran Fase Ringan

Ukuran pipa keluaran fase ringan (hasil atas) dapat dihitung dengan persamaan 15, Peter M,S 1991),

$$\text{ID} = 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

Keterangan :

ID = *Inside diameter* pipa (in)

Qf = Laju alir keluaran fase ringan (ft³/det)

ρ = Densitas fase ringan (lb/ft³)

Dimana :

$$Q_f = 15,32 \text{ m}^3/\text{jam} \times \frac{3,2808^3 \text{ft}^3}{\text{m}^3}$$

$$= 50,27 \text{ ft}^3/\text{jam} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ det}}$$

$$= 0,01 \text{ ft}^3/\text{det}$$

$$\rho = 0,89 \text{ kg/liter} \times \frac{1000 \text{ liter}}{1\text{m}^3}$$

$$= 886,66 \text{ kg/m}^3 \times \frac{0,0624 \text{ lb/ft}^3}{1 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 55,33 \text{ lb/ft}^3$$

Maka,

$$\text{ID} = 3,9 \times (0,01 \text{ ft}^3/\text{det})^{0,45} \times (55,33 \text{ lb/ft}^3)^{0,13}$$

$$= 0,96 \text{ in}$$

Dipilih ukuran pipa standar dengan spesifikasi (Tabel 11 Kern, hal 844, 1965)

$$\text{Nominal pipa size, NPS} = 1 \text{ in}$$

$$\text{Schedule number, Sch} = 40$$

$$\text{Outside diameter, OD} = 1,32 \text{ in} \times \frac{1 \text{ m}}{39,3701 \text{ in}} = 0,03 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Inside diameter, ID} &= 1,049 \text{ in} \times \frac{1 \text{ m}}{39,3701 \text{ in}} \\ &= 0,03 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Flow area per pipe} = 0,864 \text{ in}^2$$

Ringkasan Spesifikasi:

Nama alat : Decanter

Kode : DC-01

Fungsi : Memisahkan fase ringan (lapisan atas) yang terdiri dari biodiesel (produk), trigliserida, *free fatty acid* (FFA), dan metanol dengan fase berat (lapisan bawah) yang terdiri dari H₂O dan HCl

Tipe : *Horizontal Cylinder Vessel*

Bahan konstruksi : *Carbon steel 167 tipe 304-3*

Jumlah : 1 buah

Suhu operasi : 40°C

Tekanan operasi : 1 atm

Waktu tinggal : 10 menit

Volume tangki : 10,21 m³

Diameter tangki : 1,87 m

Panjang tangki : 4,5109 m

Tebal dinding tangki : 0,0048 m

Ukuran Pipa:

a. Diameter dalam pipa

Pipa umpan = 0,04 m

Pipa fase ringan = 0,03 m

Pipa fase berat = 0,01 m

b. Diameter luar pipa

Pipa umpan = 0,05 m

Pipa fase ringan = 0,04 m

Pipa fase berat = 0,02 m

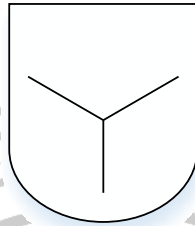
c. Tinggi pipa

Pipa umpan = 0,99 m

Pipa fase ringan = 1,77 m

Pipa fase berat = 1,75 m

15. Tangki pencampur



Gambar 1, tangki pencampur

- Fungsi = Untuk mencampur HCl dan metanol
- Tipe = Silinder tegak dengan tutup flat dan bawah berbentuk dishead yang dilengkapi dengan pengaduk,
- Bahan = Carbon Steel SA-285 Grade C
- Waktu tinggal = 0,5 jam
- Kondisi Operasi:**
- Temperatur = 30°C
- Tekanan = 1 atm

Perhitungan:

Volume cairan (V_L) = Laju umpan masuk x waktu tinggal

Waktu tinggal = 0,5 jam

$$\text{Laju umpan masuk} = 1.191,2321 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas } (\rho \text{ camp}) = 827,183 \text{ kg/m}^3 = 51,6410 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Laju alir volumetrik} = \frac{V}{\rho}$$

$$= \frac{1.191,2321}{827,183}$$

$$= 1,44 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Volume cairan } (V_L) = 1,44 \text{ m}^3/\text{jam} \times 0,5 \text{ jam}$$

$$= 0,72 \text{ m}^3$$

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

$$\text{Volume tangki} = 1,2 \times \text{Volume Cairan}$$

$$= 1,2 \times 0,72 \text{ m}^3$$

$$= 0,864 \text{ m}^3$$

1) Menentukan Dimensi Tangki

Tangki dirancang dengan menggunakan perbandingan diameter dan tinggi yakni 1: 1,5

$$\text{Luas penampang } (A) = \pi/4 \cdot D^2$$

$$= \pi/4 \cdot 1^2$$

$$= 0,785 \text{ ft}^2$$

Volume tangki (V_t) = $A \times H$

$$= \pi/4, D^2, H$$

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

$$V_t = 1,1775, D^3$$

Maka,

$$\text{Diamteter} = \sqrt[3]{\frac{V_t}{1,1775}}$$

Sehingga diperoleh diameter tangki :

$$D = \sqrt[3]{\frac{0,864}{1,1775}} = 0,902 \text{ m}$$

$$D = 0,902 \text{ m} \times 3,2808 \text{ ft/m} = 2,9592 \text{ ft}$$

$$D = 0,902 \text{ m} \times 39,370 \text{ in/m} = 35,511 \text{ in}$$

Maka, Tinggi shell (H_s)

$$H_s = 1,5 \times 0,902 = 1,353 \text{ m}$$

$$H_s = 1,353 \text{ m} \times 3,2808 \text{ ft/m} = 4,4388 \text{ ft}$$

$$H_s = 1,353 \text{ m} \times 39,370 \text{ in/m} = 44,3885 \text{ in}$$

Menentukan Tinggi bahan, H_m

$$H_m = \frac{100}{120} \% \times H_s$$

$$= \frac{100}{120} \% \times 1,353 \text{ m} = 1,127 \text{ m}$$

$$= 1,127 \text{ m} \times 3,2808 \text{ ft/m} = 3,699 \text{ ft}$$

$$= 1,1277 \text{ m} \times 39,370 \text{ in/m} = 44,3885 \text{ in}$$

2) Perhitungan tebal shell dan tutup

- **Menentukan Tebal Shell (ts)**

Untuk menghitung tebal shell tangki berdasarkan persamaan:

$$t_s = \frac{Pr, Ri}{S, E - 0,6Pr} + C \quad (\text{pers, 13,1 Browell \& Young})$$

Tangki dirancang menggunakan adalah *carbon steel SA-285 grade C* (table

13.1 Browell & Young), Adapun data-data yang digunakan sebagai berikut:

$$S = F = \text{stress yang diizinkan (N/m}^2\text{)} = 13750 \text{ Psi}$$

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

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

$$R_i = \text{jari-jari} = \frac{D}{2} = \frac{35,511 \text{ in}}{2} = 17,7554 \text{ in}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} \text{Tekanan hidrostatik, } P_h &= \frac{\rho \left(\frac{g}{gc}\right) H_{liquid}}{144} \\ &= \frac{51,641 \times 3,699 \times 1}{144} \\ &= 0,9679 \text{ psi} \end{aligned}$$

Tekanan absolut = Tekanan hidrostatik + Tekanan operasi

$$= (0,9679 + 14,7) \text{ Psi}$$

$$= 15,6679 \text{ Psi}$$

Tekanan design dibuat 5 -10% lebih tekanan absolut, diambil 10%, (Coulson, 1988 Hal, 673)

Tekanan Design, Pr = (100% + 10%) x Tekanan Absolut

$$= 1,1 \times 15,6679 \text{ psi}$$

$$= 17,235 \text{ psi}$$

Maka, Tebal dinding tangki (ts):

$$ts = \frac{17,235 \text{ psi} \times 17,7554 \text{ in}}{(13750 \text{ psi} \times 0,8) - (0,6 \times 17,235 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,1528 \text{ in}$$

$$= 0,1528 \text{ in} \times 0,0254 \text{ m/in} = 0,004 \text{ m}$$

$$= 0,1528 \text{ in} \times 0,0833 \text{ ft/in} = 0,014 \text{ ft}$$

Diambil tebal *shell* standar : 3/16 (Table 5,6, Brownell and Young)

- **Menentukan Tebal Tutup Bawah (th)**

Untuk menghitung tebal shell tangki berdasarkan persamaan:

$$th = \frac{0,885 Pr, D}{2 (F, E - 0,1 Pr)} + C \quad (\text{pers 13-12 Brownell \& Young})$$

Maka :

$$th = \frac{0,885 \times 17,235 \times 35,511}{2 (13750 \times 0,8) - (0,1 \times 17,235)} + 0,125 = 0,1496 \text{ in}$$

$$= 0,1496 \text{ in} \times 0,0254 \text{ m/in} = 0,003 \text{ m}$$

$$= 0,1496 \text{ in} \times 0,0833 \text{ ft/in} = 0,012 \text{ ft}$$

Perhitungan tinggi tutup :

Dari table 5,6 Brownell & Young untuk unsur tebal tutup $\frac{3}{16}$ inch, diperoleh :

$$Sf = 1\frac{1}{2} \text{ inch}$$

$$Dt = 35,5108 \text{ inch}$$

$$lcr = 2,25 \text{ inch}$$

Dimana :

$$\begin{aligned} AB &= \frac{Dt}{2} - lcr \\ &= \frac{35,5108}{2} - 2,25 \end{aligned}$$

$$= 15,5054 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} BC &= Dt - lcr \\ &= 35,5108 - 2,25 \\ &= 33,2608 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC^2 &= BC^2 - AB^2 \\ &= 33,2608^2 - 15,5054^2 = 865.8634 \end{aligned}$$

$$AC = 29,4256 \text{ in}$$

$$b = Dt - AC$$

$$= 35,5108 - 29,4256$$

$$= 6,0852 \text{ in}$$

Tinggi tutup bawah (OA) :

$$OA = th + b + Sf$$

$$= 0,1496 + 6,085 + 1.5$$

$$= 7,7349 \text{ in}$$

Tinggi total tangki (Htot)

$$H_{tot} = H_s + OA$$

$$= 53,2662 + 7,7349$$

$$= 61,0011 \text{ in} = 1,5494 \text{ m}$$

3) Menghitung pengaduk

a. Spesifikasi pengaduk

Digunakan pengaduk dengan jenis :

Jenis = Flat blades turbine impeller,

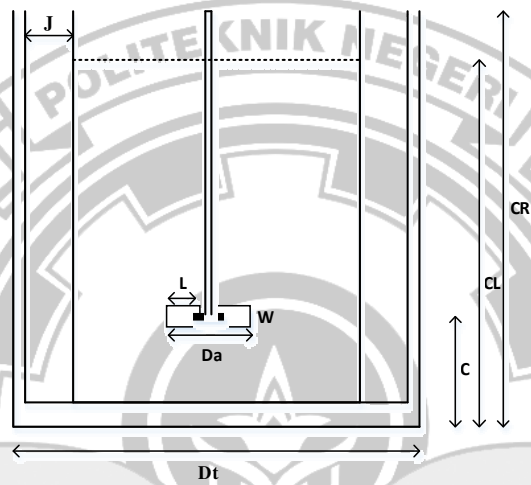
Kondisi Operasi

Suhu operasi = 30°C

Berdasarkan table 3,4-1, Geankoplis diperoleh system operasi standar pengaduk sebagai berikut:

- $\frac{Da}{Dt} = 0,3$

- $\frac{W}{Da} = \frac{1}{5}$
- $\frac{L}{Da} = \frac{1}{4}$
- $\frac{C}{Dt} = \frac{1}{3}$
- $\frac{J}{Dt} = \frac{1}{12}$



Gambar 2, Komponen Pengaduk

Keterangan:

D_a = diameter pengaduk (ft)

D_t = diameter tangki (ft)

J = lebar *baffle* (ft)

C = tinggi daun pengaduk dari dasar tangki (ft)

CL = tinggi bahan dalam tangki (ft)

CR = 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 Dt
= 0,3 (0,902)
= 0,2706 m

Panjang blade, (L) = $\frac{1}{4}$ Da
= $\frac{1}{4}$ (0,2706)
= 0,0676 m

Lebar blade, (W) = $\frac{1}{5}$ Da
= $\frac{1}{5}$ (0,2706)
= 0,0541 m

Tinggi impeller dari dasar (C) = $\frac{1}{3}$ Dt
= $\frac{1}{3}$ x 0,902
= 0,3007 m

$$\begin{aligned} \text{Lebar baffle (J)} &= \frac{1}{12} \cdot D_t \\ &= \frac{1}{12} \times 0,902 \\ &= 0,0752 \text{ m} \end{aligned}$$

b. Menentukan Kecepatan Putar Pengaduk

Berdasarkan MV Joshi(1977), halaman 415 kecepatan putaran untuk pengaduk dengan viskositas tinggi berkisar antara 200 – 250 m/menit,

Dipilih kecepatan putar pengaduk (V) = 250 m/menit

Untuk mencari kecepatan putar pengaduk dalam satuan rpm maka menggunakan rumus :

$$\begin{aligned} N &= \frac{V}{\pi \times D_a} \\ &= \frac{250 \text{ m/mnt}}{(3,14 \times 0,2706) \text{ m}} \\ &= 294,2348 \text{ rpm} = 4,9049 \text{ rps} \end{aligned}$$

Dari Wallas, halaman 275 untuk kecepatan pengaduk standar yang digunakan adalah kecepatan pengaduk yang mendekati 294,2348 rpm adalah 350 rpm,

$$N = 350 \text{ rpm} \times \frac{1 \text{ menit}}{60 \text{ sekon}} = 5,83 \text{ rps}$$

c. Menentukan Bilangan Reynold

Menghitung densitas campuran umpan

$$\mu_{\text{campuran}} = 0,53 \text{ Cp}$$

$$= 0,53 \text{cp} \times 2,42 \text{ lb}/(\text{ft hr}) \times \frac{1 \text{ hr}}{3600 \text{ det}}$$

$$= 0,0004 \text{ lb}/(\text{ft det})$$

Rumus yang digunakan :

$$NRe = \frac{\rho \times D^2 \times N}{\mu}$$

Keterangan :

$$\rho = \rho \text{ campuran umpan masuk} = 51,641 \text{ lb}/\text{ft}^3$$

$$N = \text{Kecepatan pengadukan} = 5,83 \text{ rps}$$

$$Da = \text{Diameter impeller} = 0,2706 \text{ m} = 0,8878 \text{ ft}$$

$$\mu = \text{Viskositas campuran umpan masuk}$$

Maka, nilai bilangan reynold

$$NRe = \frac{\rho \times D^2 \times N}{\mu} = \frac{51,641 \times 0,8878^2 \times 5,83}{0,0004}$$

$$= 666.369,4671$$

Dari figure 3,4-4, Geankoplis untuk six blade turbine dengan $NRe = 666.369,4671$

nilai Np (power number) yang diperoleh adalah 5,5,

d. Menghitung Daya pengaduk

Dihitung dengan persamaan :

$$P = N_p \times N^3 \times D_a^5 \times \frac{\rho}{g_c}$$

Keterangan :

P = Daya penggerak (hp)

N_p = Power Number

ρ = Densitas cairan yang diaduk (lb/ft³)

N = Kecepatan pengaduk standar (rps)

D_a = Diameter pengaduk (ft)

Maka, tenaga pengaduk

$$P = 5,5 \times 5,83^3 \times 0,8878^5 \times \frac{51,641}{32,174}$$

$$= 966,24 \text{ ft lbf/s}$$

$$= 1,74 \text{ Hp}$$

Digunakan daya pengaduk sebesar 2 Hp

Ringkasan Spesifikasi

Nama Alat : Tangki pencampur

Kode : M-01

Fungsi : Untuk mencampur HCl dan metanol

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

Jenis Pengaduk : *Flate blades turbine impeller*

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-285, grade C*

Jumlah : 1 buah

Suhu Operasi : 30°C

Tekanan Operasi : 1 atm

Waktu tinggal : 30 menit

Volume tangki : 0,864 m³

Diameter tangki : 0,902 m

Tinggi tangki : 1,5494 m

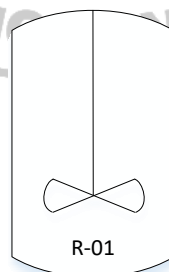
Tebal tangki : 0,004 m

Jumlah Blade : 6 buah

Jumlah Buffle : 4 buah

Daya pengaduk : 2 Hp

16. Reaktor Transesterifikasi



Gambar reaktor tangki berpengaduk

Fungsi : Mereaksikan Triglicerida dan metanol (CH₃OH) menjadi metil ester (RCOOCH₃) dan gliserol

Tipe : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB),

Bahan : *Carbon steel* SA-285 grade C

Kondisi operasi

Suhu Operasi : 60°C

Tekanan Operasi : 1 atm

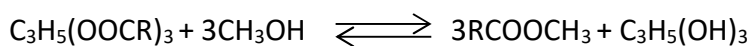
Konversi reaksi : 98 %

Waktu reaksi : 2 jam

a. Menentukan Volume Reaktor

Komponen	Massa	Xi	ρ (g/cm ³)	ρ campuran
RCOOCH ₃	540,44	0,035	0,867	0,0303
Trig	12.017,55	0,7781	0,895	0,6964
FFA	40,2135	0,0026	0,895	0,0023
CH ₃ OH	2.734,24	0,1730	0,792	0,1370
NaOH	120,1754	0,0078	1,43	0,0111
H ₂ O	56,94	0,0035	1	0,0035
Total	15.510			0.8807

Reaksi :



Volume cairan (V_L) = Kecepatan volume x waktu tinggal

Waktu tinggal = 2 jam

Densitas (ρ_{camp}) = $0,8807 \text{ g/cm}^3 = 880,7337 \text{ kg/m}^3$
= $54,9842 \text{ lb/ft}^3$

Laju alir volumetrik = $\frac{m}{\rho}$

$$= \frac{15,510 \text{ kg/jam}}{880,7337 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 17,5367 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Volume cairan (V_L) = $17,5367 \text{ m}^3/\text{jam} \times 2 \text{ jam}$

$$= 35,0734 \text{ m}^3$$

$$= 1,238,5478 \text{ ft}^3$$

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

Volume tangki = $1,2 \times \text{Volume Cairan}$

$$= 1,2 \times 35,0734 \text{ m}^3$$

$$= 42,0881 \text{ m}^3$$

b. Menentukan Dimensi Reaktor

Berdasarkan Tabel 4-27 Ulrich, dimana $\frac{H}{D} < 2$ dipilih perbandingan D : H yakni 1 : 2,

(H:2D)

- Volume Shell (Vs)

$$\begin{aligned} V_s &= \frac{1}{4} \pi D^2 L \\ &= \frac{1}{4} \pi (3,14) D^2 (2D) \\ &= 1,5708 D^3 \end{aligned}$$

- Volume Dish (Vd)

Berdasarkan persamaan 5,11 Brownell-Young,1959, diperoleh :

$$\begin{aligned} V_d &= 0,000049 ID^3 \quad (\text{d dalam in}) \\ &= 8,0296 \times 10^{-10} ID^3 \quad (\text{d dalam m}) \end{aligned}$$

Sehingga diperoleh volume reaktor (Vr)

$$\begin{aligned} V_r &= V_d + V_s \\ &= 2 (8,0296 \times 10^{-10} D^3 + 1,5708 D^3) \\ &= 1,5708 D^3 \end{aligned}$$

Maka,

$$\text{Diamteter} = \sqrt[3]{\frac{V_r}{1,5708}}$$

Sehingga diperoleh diameter tangki :

$$D_t = \sqrt[3]{\frac{42,0881}{1,5708}} = 2,9924 \text{ m}$$

$$D_t = 2,9924 \text{ m} \times 3,2808 \text{ ft/m} = 9,8174 \text{ ft}$$

$$D_t = 2,9924 \text{ m} \times 39,370 \text{ in/m} = 117,8092 \text{ in}$$

- Tinggi shell (Hs)

$$H_s = 2 \times 2,9924 = 5,98 \text{ m}$$

$$H_s = 5,98 \text{ m} \times 3,2808 \text{ ft/m} = 19,6349 \text{ ft}$$

$$H_s = 5,98 \text{ m} \times 39,370 \text{ in/m} = 235,6184 \text{ in}$$

- Tinggi bahan (Hm)

$$\text{Volume dish (Vd)} = 0,131328 D^3$$

$$V_d = 0,131328 (9,8174)^3$$

$$= 124,27 \text{ ft}^3$$

$$\text{Volume larutan dalam shell} = \text{Vol, larutan} - \text{Vol, larutan dalam dish}$$

$$= 1.238,5478 \text{ ft}^3 - 124,27 \text{ ft}^3$$

$$= 1.114,28 \text{ ft}^3$$

$$\text{Tinggi larutan dalam vessel} = \frac{\text{vol, larutan dalam shell}}{\pi/4 \times D^2}$$

$$= \frac{1.114,28 \text{ ft}^3}{3,14/4 \times 9,8174^2} = 14,73 \text{ ft} = 4,49 \text{ m}$$

c. Menentukan Tekanan Perancangan

$$\text{Tekanan hidrostatik, } P_h = \frac{\rho \left(\frac{\text{g}}{\text{gc}} \right) H_{\text{liquid}}}{144}$$

$$= \frac{54,9842 \times (14,73-1)}{144} = 5,2416 \text{ psi}$$

$$\text{Tekanan absolut} = \text{Tekanan hidrostatik} + \text{Tekanan operasi}$$

$$= (5,2416 + 14,7) \text{ Psi}$$

$$= 19,9416 \text{ Psi}$$

Tekanan design dibuat 5 -10% lebih tekanan absolut, diambil 10%, (Coulson, 1988 Hal, 673)

$$\begin{aligned} \text{Tekanan Design, } Pr &= (100\% + 10\%) \times \text{Tekanan Absolut} \\ &= 1,1 \times 19,9416 \text{ psi} \\ &= 21,9358 \text{ psi} \end{aligned}$$

d. Menentukan Tebal Tangki (ts)

Untuk menghitung tebal shell tangki berdasarkan persamaan:

$$ts = \frac{Pr, Ri}{S, E - 0,6Pr} + C \quad (\text{pers, 13,1 Brownell \& Young})$$

Tangki dirancang menggunakan adalah *carbon steel* SA-285 grade C (table 13,1 Brownell & Young), Adapun data-data yang digunakan sebagai berikut:

S = F = stress yang diizinkan (N/m²)

$$= 13750 \text{ Psi}$$

E = efisiensi sambungan = 80 %

C = faktor korosi = 0,125 in

$$Ri = \text{jari-jari} = \frac{D}{2} = \frac{117,8092 \text{ in}}{2} = 58,9046 \text{ in}$$

Maka, Tebal dinding tangki (ts):

$$ts = \frac{21,9358 \text{ psi} \times 58,9046 \text{ in}}{(13750 \text{ psi} \times 0,8) - (0,6 \times 21,9358 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in} = 0,2426 \text{ in}$$

$$= 0,2426 \text{ in} \times 0,0254 \text{ m/in} = 0,006 \text{ m}$$

$$= 0,2426 \text{ in} \times 0,0833 \text{ ft/in} = 0,02 \text{ ft}$$

Diambil tebal *shell* standar : 1/4 (Table 5,6, Brownell and Young)

e. Menentukan Diameter Koreksi

$$OD = Dt + 2 Ts$$

$$= 117,8092 + 2(0,2426)$$

$$= 118,2944 \text{ in}$$

$$= 118,2944 \text{ in} \times 0,0254 \text{ m/in} = 3,048 \text{ m}$$

$$= 118,2944 \text{ in} \times 0,0833 \text{ ft/in} = 9,8539 \text{ ft}$$

Dari tabel 5,7 hal,89 Brownell & Young,1959, OD standar yang mendekati perhitungan adalah 120 in :

$$OD \text{ standar} = 120 \text{ in} \times \frac{1m}{39,3701in} = 3,048 \text{ m}$$

Koreksi ID

$$ID = OD \text{ standar} - 2 \times t_{shell} \text{ standar}$$

$$= 120 \text{ in} - 2 \times 0,2426 \text{ in}$$

$$= 119,5148 \text{ in}$$

$$ID = 119,5148 \text{ in} \times \frac{1m}{39,3701in} = 3,036 \text{ m}$$

$$ID = 3,036 \text{ m} \times 3,2808 \frac{ft}{m} = 9,9595 \text{ ft}$$

f. Menentukan Dimensi Tutup

- Menentukan Tebal Tutup (th)

$$th = \frac{0,885 Pr, D}{2 (F, E - 0,1 Pr)} + C$$

(pers, 13-12 Brownell & Young)

Keterangan :

- th = Tebal head (in)
- F = Allowable stress
- E = Efisiensi sambungan
- C = Corrosian allowance
- Pr = Tekanan desain (psi)

Maka:

$$th = \frac{0,885 \times 21,9358 \text{ psi} \times 58,9046 \text{ in}}{(13750 \text{ psi} \times 0,8) - (0,1 \times 21,9358 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in}$$

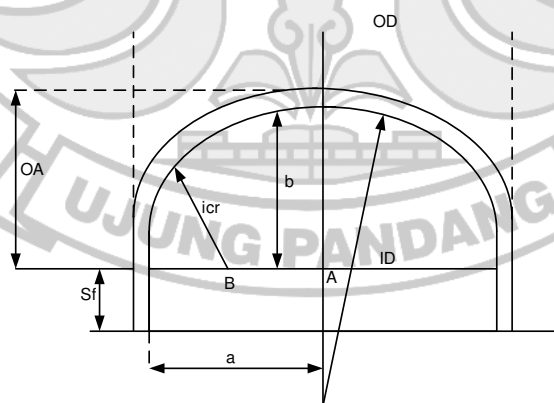
$$= 0,229 \text{ in}$$

$$= 0,229 \text{ in} \times 0,0254 \text{ m/in} = 0,0058 \text{ m}$$

$$= 0,229 \text{ in} \times 0,0833 \text{ ft/in} = 0,0191 \text{ ft}$$

Diambil tebal *head* standar : 1/4 in (Table 5,6, Brownell and Young)

- Perhitungan Tinggi Tutup



Gambar 1, *Torispherical head*

Dari Brownell fig. 5.8, hal. 87, dihitung ukuran-ukuran sebagai berikut :

- $b = rc - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$
- $AB = rc/2 - (icr)$
- $BC = rc - (icr)$
- $AC = \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$
- $OA = th + b + sf$

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 (in)

Dengan nilai OD standar 120 in (Tabel 5,7, Brownell and Young, 1959 : 89)

Maka diperoleh :

$r = 114$ in

$icr = 7,25$ in

Berdasarkan tebal head standar (1/4), maka dipilih straight flange (Sf) antara 1 1/2 – 2 1/4 in, (Tabel 5,8, Brownell and Young, 1959 : 93)

Dipilih Sf = 2 in

$$AB = \frac{rc}{2} - lcr$$

$$= \frac{117,8092 \text{ in}}{2} - 7,25 \text{ in} = 51,6546 \text{ in}$$

$$BC = rc - lcr$$

$$= 117,8092 \text{ in} - 7,25 \text{ in} = 110,5592 \text{ in}$$

$$AC^2 = BC^2 - AB^2$$

$$= 110,5592^2 \text{ in} - 51,6546^2 \text{ in}$$

$$= 9.555,1358 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{9.555,1358 \text{ in}} = 97,7504 \text{ in}$$

$$b = rc - AC$$

$$= 117,8092 \text{ in} - 97,7504 \text{ in} = 20,0588 \text{ in}$$

$$\text{Maka, tinggi tutup tangki (OA)} = th + b + Sf$$

$$= 0,229 \text{ in} + 20,0588 \text{ in} + 2 \text{ in}$$

$$= 22,2878 \text{ in} = 0,562 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi total reaktor (Ht)} = Hs + (2 \times OA)$$

$$= 4,49 + (2 \times 0,562)$$

$$= 7,1169 \text{ m}$$

g. Desain Sistem Pengaduk

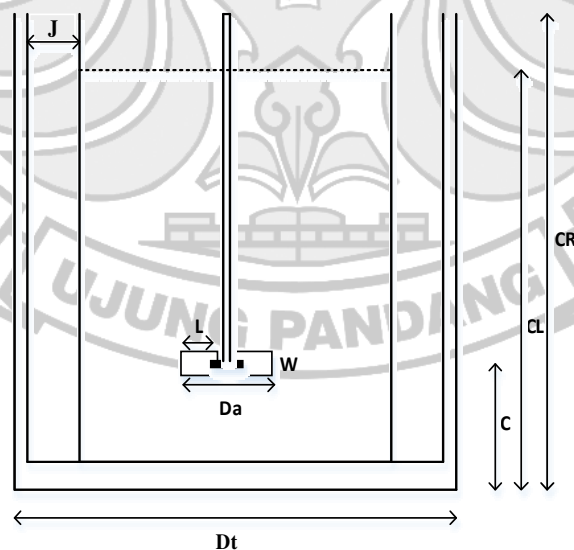
- Jenis pengaduk = Flat blades turbine impeller,

Kondisi Operasi

Suhu operasi = 60°C

Berdasarkan table 3.4-1, Geankoplis diperoleh system operasi standar pengaduk sebagai berikut:

- $\frac{Da}{Dt} = 0,3$
- $\frac{W}{Da} = \frac{1}{5}$
- $\frac{L}{Da} = \frac{1}{4}$
- $\frac{C}{Dt} = \frac{1}{3}$
- $\frac{J}{Dt} = \frac{1}{12}$



Gambar 2. Komponen Pengaduk

Keterangan:

Da = diameter pengaduk (m)

Dt = diameter tangki (m)

J = lebar *baffle* (m)

C = tinggi daun pengaduk dari dasar tangki (m)

CL = tinggi bahan dalam tangki (m)

CR = tinggi degumming (m)

L = panjang *blade* (m)

W = lebar *blade* (daun) pengaduk (m)

Spesifikasi dari pengaduk yang dirancang adalah sebagai berikut:

Jumlah *Blade* = 6 buah

Jumlah *Baffle* = 4 buah

Diameter impeller, (Da) = 0,3 Dt
= 0,3 (2,9924)
= 0,90 m

Panjang blade, (L) = $\frac{1}{4}$ Da
= $\frac{1}{4}$ (0,90 m)
= 0,22 m

Lebar blade, (W) = $\frac{1}{5}$ Da

$$= 1/5 (0,90 \text{ m})$$

$$= 0,18 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi impeller dari dasar (C)} = \frac{1}{3} Dt$$

$$= \frac{1}{3} \times 2,9924 \text{ m}$$

$$= 1 \text{ m}$$

$$\text{Lebar baffle (J)} = \frac{1}{12} Dt$$

$$= \frac{1}{12} \times 2,9924$$

$$= 0,25 \text{ m}$$

h. Menentukan Kecepatan Putar Pengaduk

Berdasarkan MV Joshi(1977), halaman 415 kecepatan putaran untuk pengaduk dengan viskositas tinggi berkisar antara 200 – 250 m/menit,

Dipilih kecepatan putar pengaduk (V) = 250 m/menit

Untuk mencari kecepatan putar pengaduk dalam satuan rpm maka menggunakan rumus :

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

$$= \frac{250 \text{ m/mnt}}{(3,14 \times 0,9) \text{ m}}$$

$$= 88,69 \text{ rpm}$$

Dari Wallas, halaman 275 untuk kecepatan pengaduk standar yang digunakan adalah kecepatan pengaduk yang mendekati 89,61 rpm adalah 100 rpm,

$$N = 100 \text{ rpm} \times \frac{1 \text{ menit}}{60 \text{ sekon}} = 1,6667 \text{ rps}$$

i. Menentukan Bilangan Reynold

Menghitung densitas campuran umpan

Komponen	Massa	Xi	μ (Cp)	μ campuran
RCOOCH3	540,57	0,035	5	0,175
Trig	12.017,5433	0,7781	3,1	2,4120
FFA	40,2135	0,0026	3,1	0,0081
CH3OH	2.672,1361	0,1730	0,38	0,0657
NaOH	120,1754	0,0078	673,13	5,2375
H2O	54,5334	0,0035	0,5	0,0018
Total	15.445,1726	0,9650		7.9001

$$\begin{aligned} \mu_{\text{campuran}} &= 7,9001 \text{ Cp} \times 2,42 \text{ lb}/(\text{ft hr}) \times \frac{1 \text{ hr}}{3600 \text{ det}} \\ &= 0,0053 \text{ lb}/(\text{ft det}) \end{aligned}$$

Rumus yang digunakan :

$$NRe = \frac{\rho \times D^2 \times N}{\mu}$$

Keterangan :

$$\rho = \rho \text{ campuran umpan masuk} = 54,9842 \text{ lb}/\text{ft}^3$$

N = Kecepatan pengadukan = 1,6667 rps

Da = Diameter impeller = 0,90 m = 2,9452 ft

μ = Viskositas campuran umpan masuk

Maka, nilai bilangan reynold

$$\begin{aligned} NRe &= \frac{\rho \times D^2 \times N}{\mu} \\ &= \frac{54,9842 \times 2,9452^2 \times 1,6667}{0,0053} = 149.681,95 \end{aligned}$$

Dari figure 3,4-4, Geankoplis untuk six blade turbine dengan $NRe = 149.681,95$ nilai Np (power number) yang diperoleh adalah 5,5,

j. Menghitung Daya pengaduk

Dihitung dengan persamaan :

$$P = Np \times N^3 \times Da^5 \times \frac{\rho}{gc}$$

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

$$\begin{aligned} P &= 5,5 \times 1,6667^3 \times 2,9452^5 \times \frac{54,9842}{32,174} \\ &= 9.642,98 \text{ ft lbf/s} \\ &= 17,53 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Digunakan daya pengaduk sebesar 18 Hp

k. Menentukan Dimensi Jacket Pendingin

$$\begin{aligned} \text{Laju alir air pendingin} &= 2.766.235,577 \text{ kg/jam} \\ \text{Densitas air pendingin} &= 1015,9579 \text{ kg/m}^3 \\ \text{Laju volume air pendingin, G} &= 2.722,7856 \text{ m}^3/\text{jam} \times 2 \text{ jam} \\ &= 5.445,5715 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi Jacket} = \text{Tinggi shell} = 5,98 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter dalam jacket, D1} &= D + (2 \times t_s) \\ &= 117,8092 \text{ in} + (2 \times 0,2426 \text{ in}) \\ &= 118,2944 \text{ in} \end{aligned}$$

Asumsi jarak jacket adalah 5 in

$$\begin{aligned} D2 &= D1 + (2 \times t_s) \\ &= 118,2944 \text{ in} + (2 \times 5 \text{ in}) \\ &= 128,2944 \text{ in} \end{aligned}$$

Luas yang dilalui steam (A), yaitu:

$$\begin{aligned} A &= \frac{\pi}{4} \times (D_2^2 - D_1^2) \\ &= \frac{\pi}{4} \times (128,2944 \text{ in}^2 - 118,2944 \text{ in}^2) \\ &= 1.935,723 \text{ in}^2 \\ &= 1,2489 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan steam, } v &= \frac{G}{A} \\ &= \frac{2.722,7858 \text{ m}^3/\text{jam}}{1,2489 \text{ m}^2} = 2.180,2337 \text{ m/jam} \end{aligned}$$

Menghitung tebal dinding jaket

$$\begin{aligned}\text{Tekanan hidrostatik} &= \rho \times g \times h \\ &= 1015,9579 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 5,98 \text{ m} \\ &= 59.586,0508 \text{ Pa} \\ &= 59,586 \text{ kPa}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Tekanan udara luar} &= 1 \text{ atm} \\ &= 101,325 \text{ kPa}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Tekanan operasi} &= \text{Tekanan hidrostatik} + \text{Tekanan udara luar} \\ &= 59,586 \text{ kPa} + 101,325 \text{ kPa} \\ &= 160,911 \text{ kPa}\end{aligned}$$

$$\text{Faktor keamanan} = 20\%$$

$$\begin{aligned}\text{Tekanan } design &= (1+0,2) \times 160,911 \text{ kPa} \\ &= 193,0933 \text{ kPa} \\ &= 28,0059 \text{ Psia}\end{aligned}$$

Tebal jaket pendingin

$$\text{Allowable stress, } f = 13750$$

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

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

$$\begin{aligned}\text{Tebal dinding } shell, t &= \frac{P \cdot D}{2 \cdot f \cdot E - 0,6P} + C \\ &= \frac{28,0059 \times 128,2944}{2 \times 13750 \times 0,85 - 0,6 \times 28,0059} + 0,125 \\ &= 0,2788 \text{ in} = 0,0071 \text{ m}\end{aligned}$$

Tebal jaket standar yang dipilih adalah 5/16 in (0,3125 in)

Ringkasan Spesifikasi:

Nama Alat : Reaktor transesterifikasi

Kode : R-02

Fungsi : Mereaksikan Trigliserida dan metanol (CH_3OH) menjadi metil ester (RCOOCH_3) dan gliserol

Tipe : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)

Jenis pengaduk : *Flat blades turbine impeller*

Bahan konstruksi : *Carbon steel 285 grade C*

Jumlah : 1 buah

Suhu operasi : 60°C

Tekanan operasi : 1 atm

Waktu tinggal : 2 jam

Volume tangki : 42,09 m³

Diameter tangki : 2,99 m

Tinggi tangki : 7,12 m

Tebal dinding tangki : 0,006 m

Jumlah Blade : 6 buah

Jumlah Buffle : 4 buah

Daya pengaduk : 18 Hp

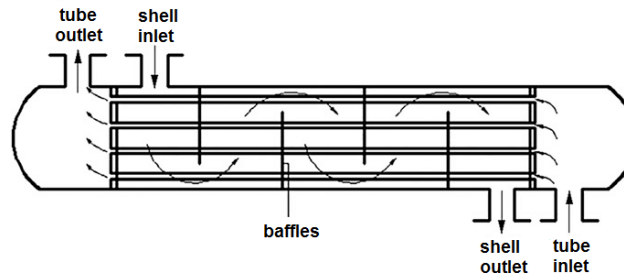
Jenis pendingin : Jaket pendingin

Tinggi jaket : 5,98 m

Diameter jaket : 3,26 m

Tebal jaket : 0,007 m

17. Heater



Shell and Tube Heat Exchanger

Fungsi = Memanaskan CPO dari temperature 30°C hingga temperature 60°C dengan media pemanas berupa *steam*

Jenis = *Shell and Tube Heat Exchanger*

Kondisi operasi umpan

Fluida dingin = CPO

Laju alir, w = 13.963,01 kg/jam = 30.788,44 lb/jam

t_1 = 30°C = 86°F

t_2 = 60°C = 140°F

Kondisi operasi *steam*

Fluida panas = *steam*

Laju alir, W = 5,6422 kg/jam = 12,44 lb/jam

T_1 = 150 °C = 302°F

T_2 = 150 °C = 302°F

Q = 11.926,4 kkal/jam $\times \frac{3,966 \text{ btu/jam}}{1 \text{ kkal/jam}}$ = 47.300,11 btu/jam

Menghitung Δt LMTD

Fluida Panas($^{\circ}F$)	Fluida Dingin($^{\circ}F$)	$\Delta t(^{\circ}F)$
302	Temperatur Tinggi 140	162
302	Temperatur Rendah 86	216
0	<i>Difference</i> 54	-54

$$\Delta t \text{ LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}}$$

$$= \frac{(302^{\circ}F - 86^{\circ}F) - (302^{\circ}F - 140^{\circ}F)}{\ln \frac{302^{\circ}F - 86^{\circ}F}{302^{\circ}F - 140^{\circ}F}} = 187,71^{\circ}F$$

Koreksi LMTD

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{302^{\circ}F - 302^{\circ}F}{140^{\circ}F - 86^{\circ}F} = 0$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{140^{\circ}F - 86^{\circ}F}{302^{\circ}F - 86^{\circ}F} = 0,25^{\circ}F$$

Menghitung temperatur kalorik T_c dan t_c

Suhu kalorik digunakan untuk mengetahui sifat termofisikal dari suatu fluida

$$\frac{\Delta t_c}{\Delta t_h} = \frac{216^{\circ}F}{162^{\circ}F} = 1,33;$$

$$K_c = 0,325$$

$$F_c = 0,48$$

$$T_c = 302^{\circ}F + 0,48 (302^{\circ}F - 302^{\circ}F)$$

$$= 302^{\circ}F$$

$$t_c = 86^{\circ}F + 0,48 (140^{\circ}F - 86^{\circ}F)$$

$$= 111,92^{\circ}F$$

Dari table 8. Hal.840 Kern dipilih UD untuk:

Hot fluida = Steam

Fig,17 Kern

Cold fluida = *Haevy organics*

RangeUD = 6-60btu/jamft² °F

Dipilh UD = 6 btu/jam ft² °F

Dari tabel, 10 hal, 843 Kern dipilih pendingin jenis *Shell and Tube* dengan spesifikasi sebagai berikut:

OD *tube* = 1 in

ID *tube* = 0,782 in

BWG = 12

Surface (a") = 0,2618 ft²

Panjang (L) = 12 ft

Menentukan luas perpindahan panas

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{UD, \Delta t} \\ &= \frac{47.300,11 \frac{\text{btu}}{\text{jam}}}{6 \frac{\text{Btu}}{\text{jam}} \text{ft}^2 \text{°F} \times 187,71 \text{F}} \\ &= 41,9981 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Menentukan jumlah *tube*

$$N_t = \frac{A}{L \times a''} = \frac{41,9981 \text{ ft}^2}{12 \text{ ft} \times 0,2618 \text{ ft}} = 13,3684 \text{ tube}$$

Dari pendekatan *tube* diambil pendekatan pada tabel, 9 hal, 842 Kern untuk menentukan spesifikasi *shell*

$$Pitch = 1 \frac{1}{4} \text{ in}$$

$$OD \text{ tube} = 1 \text{ in}$$

$$ID \text{ shell} = 8 \text{ in}$$

$$Heat \text{ exchanger} = 6 \text{ pass}$$

$$Nt = 14 \text{ tube}$$

Menentukan luas perpindahan panas standar dan UD koreksi

$$A = Nt \times L \times a''$$

$$= 14 \times 12 \text{ ft} \times 0,2618 \text{ ft} = 43,9824 \text{ ft}^2$$

$$UD \text{ koreksi} = \frac{Q}{A \times \Delta t}$$

$$= \frac{47.300,11 \frac{\text{btu}}{\text{jam}}}{43,9824 \text{ ft}^2 \times 187,71^\circ\text{F}} = 5,73 \text{ btu/jam ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

Nilai UD asumsi sama dengan nilai UD koreksi dengan demikian spesifikasi yang direncanakan dapat diterima,

Menentukan koefisien perpindahan panas

Shell : Steam

Flow area, as

$$C' = Pitch - OD \text{ tube}$$

$$= 1,25 \text{ in} - 1 \text{ in} = 0,25 \text{ in}$$

$$as = ID \times \frac{C' \times B}{144 \text{ Pitch}}$$

$$= 8 \text{ in} \times \frac{0,25 \text{ in} \times 4 \text{ in}}{144 \times 1,25 \text{ in}} = 0,0444 \text{ ft}^2$$

Kecepatan aliran massa, Gs

$$G_s = \frac{W}{a_s}$$
$$= \frac{12,44 \text{ lb/jam}}{0,0444 \text{ ft}^2} = 279,92 \text{ lb/jam,ft}^2$$

Reynold number, Res

Pada $T_c = 302^\circ\text{F}$

$$\mu = 0,06 \text{ lb/jam ft}$$

fig, 15 Kern

$$D_s = 0,06 \text{ ft}$$

fig,28 Kern

$$Re_s = \frac{D_s G_s}{\mu}$$
$$= \frac{0,06 \text{ ft} \times 279,92 \text{ lb/jam ft}^2}{0,06 \text{ lb/jam ft}}$$
$$= 30,546,4$$

Dari kern, hal, 164 untuk koefisien perpindahan panas pada *shell* untuk *steam saturated* digunakan :

$$\Phi_s = 1$$

$$h_o = 1500 \text{ btu/jam,ft}^2\text{F}$$

Tube : Umpan

Flow area, at

$$a_t = \frac{N_t \times a''}{144 n}$$
$$= \frac{14 \times 0,2618 \text{ ft}}{144 \times 1 \text{ in}}$$
$$= 0,0254 \text{ ft}^2$$

Kecepatan aliran massa (Gt)

$$G_t = \frac{w}{a t}$$

$$= \frac{30.788,44 \text{ lb/jam}}{0,0254 \text{ ft}^2}$$

$$= 1.209.629,69 \text{ lb/jam,ft}^2$$

Reynold number, Ret

Pada $T_c = 113^\circ\text{F}$

$$D_t = \frac{0,782 \text{ in}}{12 \frac{\text{in}}{\text{ft}}}$$

$$= 0,0651 \text{ ft}$$

tabel, 10 Kern

Menghitung viskositas campuran

Komponen	Umpan (kg/jam)	X_i	μ	μ campuran
Trigliserida	13.352,8259	0,959851	4,7	4,511302
FFA	558,520376	0,040149	4,7	0,188698
Total	13.911,3463	1		4,7

$$\mu = 4,7 \text{ cp} \times 2,42$$

$$= 11,374 \text{ lb/jam ft}$$

$$Re_t = \frac{D_t \times G_t}{\mu}$$

$$= \frac{0,06517 \text{ ft} \times 1.209.629,69 \text{ lb/jam ft}^2}{11,374 \text{ lb/jam ft}}$$

$$= 6.930,50$$

Menentukan hio

Menentukan bilangan Prandtl

$$k = 0,077 \text{ btu/jam ft}$$

fig, 1 Kern

$$c_p = 0,49 \text{ btu/lb}^\circ\text{F}$$

fig, 4 Kern

$$Pr = \left(\frac{c_p \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$= \left(\frac{0,49 \text{ btu/lb jam} \times 11,374 \text{ lb/jam ft}}{0,077 \text{ btu/jam ft}^2} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$= 4,1675$$

Menentukan $jH = 20$

fig,24 Kern

Koefisien perpindahan panas

$$\frac{hi0}{\Phi_t} = jH \times \frac{k}{Dt} \times \left(\frac{cp \times \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$= 20 \times \frac{0,077 \text{ btu/jam ft}^2}{0,06517 \text{ ft}} \times 4,1675$$

$$= 98,4845 \text{ btu/jam,ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Temperatur dinding t_w

$$t_w = t_c + \frac{\frac{h_o}{\Phi_s}}{\frac{h_o}{\Phi_s} + \frac{h_{io}}{\Phi_p}} \times (T_c - t_c)$$

$$= 113^\circ\text{F} + \frac{1500 \text{ btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}{1500 \text{ btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} + 98,4845 \text{ btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}} (302 - 113)^\circ\text{F}$$

$$= 315,281^\circ\text{F}$$

Pada $t_w = 315,281^\circ\text{F}$

Menghitung viskositas campuran

Komponen	Umpan (kg/jam)	X_i	μ	μ campuran
Triglicerida	13.352,8259	0,959851	0,75	0,719889
FFA	558,520376	0,040149	0,75	0,030111
Total	13.911,3463	1		0,75

$$\mu_w = 0,75 \text{ cp} \times 2,42$$

$$= 1,815 \text{ lb/jam,ft}$$

$$\Phi_t = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} = \left(\frac{11,374 \text{ lb/jam ft}}{1,815 \text{ lb/jam ft}} \right)^{0,14} = 1,2929$$

Koreksi koefisien (hio)

$$\begin{aligned} h_{io} &= \frac{h_{io}}{\Phi_t} \times \Phi_t \\ &= 98,4845 \text{ btu/jam,ft}^2\text{F} \times 1,2929 = 127,3366 \text{ btu/jam,ft}^2\text{F} \end{aligned}$$

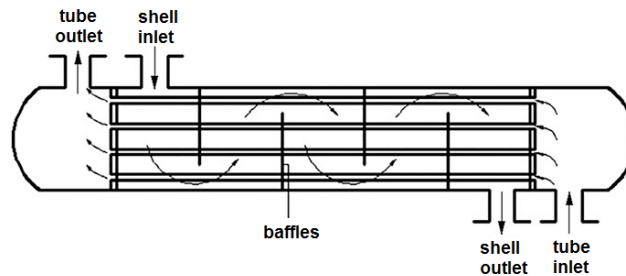
Sehingga diperoleh *Clean over coefficient*

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\ &= \frac{127,3366 \text{ btu/jam,ft}^2\text{F} \times 1500 \text{ btu/jam,ft}^2\text{F}}{127,3366 \text{ btu/jam,ft}^2\text{F} + 1500 \text{ btu/jam,ft}^2\text{F}} = 117,3727 \text{ btu/jam,ft}^2\text{F} \end{aligned}$$

Ringkasan Spesifikasi:

- Nama alat : Heater
- Kode : HE-01
- Fungsi : Memanaskan CPO dari temperatur 30°C hingga temperatur 60°C dengan media pemanas berupa *steam*
- Tipe : *Shell and Tube Heat Exchanger*
- Jumlah : 1 buah
- Bahan : *Stainless Steel*
- Jumlah tube : 14 tube
- Dimensi Tube pipa:
- Panjang pipe : 3,66 m
- OD pipe : 0,025 m
- ID pipe : 0,02 m
- Dimensi Shell side:
- Panjang shell : 3,66 m
- ID shell : 0,20 m

18. Cooler (CO-01)



Shell and Tube Heat Exchanger

Fungsi = Menurunkan temperatur umpan dari 105°C hingga temperature 60°C dengan media pendingin berupa air dengan temperatur masuk 30°C dan keluar 45°C,

Jenis = *Shell and Tube Heat Exchanger*

Kondisi operasi umpan

Fluida panas = FFA, Trigliserida, dan biodiesel

Laju alir, W = 2.598,3277 kg/jam = 27.779,31 lb/jam

T_1 = 105°C = 221°F

T_2 = 60°C = 140°F

Fluida dingin = Air pendingin

Laju alir, W = 1.072,5 kg/jam = 2.364,87 lb/jam

t_1 = 30°C = 86°F

t_2 = 45°C = 113°F

Q = 16.087,39 kkal/jam $\times \frac{3,966 \text{ btu/jam}}{1 \text{ kkal/jam}} = 63.802,58 \text{ btu/jam}$

Menghitung Δt LMTD

Fluida panas($^{\circ}F$)		Fluida dingin($^{\circ}F$)	$\Delta t(^{\circ}F)$
221	Temperatur tinggi	113	108
140	Temperatur rendah	86	54
81	<i>Difference</i>	27	54

$$\Delta t \text{ LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}}$$

$$= \frac{(221^{\circ}F - 113^{\circ}F) - (140^{\circ}F - 86^{\circ}F)}{\ln \frac{221^{\circ}F - 113^{\circ}F}{140^{\circ}F - 86^{\circ}F}} = 77,91^{\circ}F$$

Koreksi Δt LMTD

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{221^{\circ}F - 140^{\circ}F}{113^{\circ}F - 86^{\circ}F} = 3^{\circ}F$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{113^{\circ}F - 86^{\circ}F}{221^{\circ}F - 86^{\circ}F} = 0,2^{\circ}F$$

$$F_T = 0,925$$

fig, 18 hal, 828 Kern

$$\Delta t = F_T \times \Delta t \text{ LMTD}$$

$$= 0,925 \times 77,91^{\circ}F = 72,0626^{\circ}F$$

Menghitung temperatur kalorik T_c dan t_c

Suhu kalorik digunakan untuk mengetahui sifat termofisikal dari suatu fluida

$$\frac{\Delta t_c}{\Delta t_h} = \frac{54^{\circ}F}{108^{\circ}F} = 0,5$$

$$K_c = 0,2$$

$$F_c = 0,425$$

fig, 17 hal, 827 Kern

$$T_c = 140^{\circ}F + 0,425 (221^{\circ}F - 140^{\circ}F)$$

$$= 174,43^{\circ}F$$

$$t_c = 86^{\circ}F + 0,425 (113^{\circ}F - 86^{\circ}F)$$

$$= 97,475^{\circ}\text{F}$$

Dari table,8 hal, 840 Kern dipilih UD untuk:

Hot fluid = *Haevy organics*

Cold fluid = *Water*

Range UD = 5-75btu/jamft² °F

API = 34°API

Dipilh UD = 5 btu/jam ft² °F

Dari tabel, 10 hal, 843 Kern dipilih pendingin jenis *Shell and Tube* dengan spesifikasi sebagai berikut:

OD tube = 1 in

ID tube= 0,87 in

BWG = 16

Surface (a'') = 0,2618 ft²

Panjang (L) = 12 ft

Menentukan luas perpindahan panas

$$A = \frac{Q}{UD, \Delta t}$$

$$= \frac{16.087,39 \text{ btu/jam}}{5 \text{ btu/jam ft}^2 \text{ }^{\circ}\text{F} \times 72,0626^{\circ}\text{F}}$$

$$= 177,0754 \text{ ft}^2$$

Menentukan jumlah *tube*

$$\begin{aligned} N_t &= \frac{A}{L \times a''} \\ &= \frac{177,0754 \text{ ft}^2}{12 \text{ ft} \times 0,2618 \text{ ft}} \\ &= 56,3647 \text{ tube} \end{aligned}$$

Dari pendekatan *tube* diambil pendekatan pada tabel, 9 hal, 842 Kern untuk menentukan spesifikasi *shell*

$$\text{Pitch} = 1,25 \text{ in}$$

$$\text{OD tube} = 1 \text{ in}$$

$$\text{ID shell} = 13,25 \text{ in}$$

$$\text{Heat exchanger} = 4 \text{ pass}$$

$$N_t = 58 \text{ tube}$$

Menentukan luas perpindahan panas standar dan UD koreksi

$$\begin{aligned} A &= N_t \times L \times a'' \\ &= 58 \times 12 \text{ ft} \times 0,2618 \text{ ft} \\ &= 182,2128 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{UD koreksi} &= \frac{Q}{A \times \Delta t} \\ &= \frac{63.802,58 \frac{\text{btu}}{\text{jam}}}{182,2128 \text{ ft}^2 \times 72,0626^\circ\text{F}} \\ &= 4,86 \text{ btu/jam ft}^2 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Nilai UD asumsi sama dengan nilai UD koreksi dengan demikian spesifikasi yang direncanakan dapat diterima,

Menentukan koefisien perpindahan panas

Shell : Air pendingin

Flow area, as

$$\begin{aligned}C' &= \text{Pitch} - \text{OD tube} \\ &= 1,25 \text{ in} - 1 \text{ in} = 0,25 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}a_s &= ID \times \frac{C' \times B}{144 \text{ Pitch}} \\ &= 12 \text{ in} \times \frac{0,25 \text{ in} \times 6,625 \text{ in}}{144 \times 1,25 \text{ in}} = 0,1219 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

Kecepatan aliran massa, Gs

$$\begin{aligned}G_s &= \frac{W}{a_s} \\ &= \frac{2.364,87 \text{ lb/jam}}{0,1219 \text{ ft}^2} = 19.397,16 \text{ lb/jam,ft}^2\end{aligned}$$

Reynold number, Res

Pada $t_c = 97,48^\circ\text{F}$

$$\mu = 2,057 \text{ lb/jam ft}$$

fig 14 Kern

$$D_e = 0,06 \text{ ft}$$

fig,28 Kern

$$\begin{aligned}Res &= \frac{D_e G_s}{\mu} \\ &= \frac{0,06 \text{ ft} \times 19.397,16 \text{ lb/jam ft}^2}{2,057 \text{ lb/jam ft}}\end{aligned}$$

$$= 565,79$$

Tube : Umpan

Flow area, at

$$a_t = \frac{Nt \times a''}{144 n}$$

$$= \frac{58 \times 0,2618 \text{ ft}}{144 \times 1 \text{ in}} = 0,1054 \text{ ft}^2$$

Kecepatan aliran massa, Gt

$$Gt = \frac{w}{at}$$

$$= \frac{27.779,31 \text{ lb/jam}}{0,1054 \text{ ft}^2}$$

$$= 263.442,81 \text{ lb/jam,ft}^2$$

Reynold number, Ret

Pada $T_c = 174,43^\circ\text{F}$

$$Dt = \frac{0,87 \text{ in}}{12 \text{ in/ft}} = 0,0725 \text{ ft}$$

(tabel.10 Kern)

Menghitung viskositas campuran

Komponen	Umpan (kg/jam)	Xi	μ	μ campuran
Trigliserida	12.017,5433	0,953899884	2,3	2,19397
FFA	40,2134671	0,003191969	2,3	0,007342
RCOOCH ₃	540,5709	0,042908147	2,3	0,098689
Total	12.598,3277	1		2,3

$$\mu = 2,3 \text{ cp} \times 2,42$$

$$= 5,5664 \text{ lb/jam ft}$$

$$Ret = \frac{Dt \times Gt}{\mu}$$

$$= \frac{0,0725 \text{ ft} \times 263.442,81 \text{ lb/jam ft}^2}{5,5664 \text{ lb/jam ft}}$$

$$= 3.431,48$$

Menentukan hio

Shell : Air pendingin

Menentukan bilangan Prandtl

$$k = 0,361 \text{ btu/jam ft}$$

tabel, 4 Kern

$$c_p = 1 \text{ btu/lb } ^\circ\text{F}$$

fig, 2 Kern

$$\begin{aligned} Pr &= \left(\frac{c_p \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \\ &= \left(\frac{1 \text{ btu/lb} \times 2,057 \text{ lb/jam ft}}{0,361 \text{ btu/jam ft}} \right)^{\frac{1}{3}} = 1,7861 \end{aligned}$$

Menentukan $jH = 12$

fig, 28 Kern

Koefisien perpindahan panas

$$\begin{aligned} \frac{h_o}{\Phi_s} &= jH \times \frac{k}{De} \times \left(\frac{c_p \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \\ &= 12 \times \frac{0,363 \text{ btu/jam ft}}{0,06 \text{ ft}} \times 1,7861 \\ &= 128,9574 \text{ btu/jam.ft}^2\text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Tube: Umpan

Menentukan bilangan Prandtl

$$k = 0,0755 \text{ btu/jam ft}$$

fig, 1 Kern

$$c_p = 0,565 \text{ btu/lb} ^\circ\text{F}$$

fig, 4 Kern

$$\begin{aligned} Pr &= \left(\frac{c_p \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \\ &= \left(\frac{0,565 \text{ btu/lb jam} \times 5,566 \text{ lb/jam ft}}{0,0755 \text{ btu/jam ft}^2} \right)^{\frac{1}{3}} \\ &= 3,4664 \end{aligned}$$

Menentukan $jH = 10$

fig,24 Kern

Koefisien perpindahan panas

$$\frac{h_i}{\Phi_t} = jH \frac{k}{Dt} \left(\frac{c_p \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$= 10 \times \frac{0,0755 \text{ btu/jam ft}}{0,0725 \text{ ft}} \times 3,4664$$

$$= 36,0986 \text{ btu/jam,ft}^2\text{°F}$$

$$\frac{h_{io}}{\Phi_t} = \frac{h_i}{\Phi_t} \times \frac{ID}{OD}$$

$$= 36,0986 \text{ btu/jam,ft}^2\text{°F} \times \frac{0,0725 \text{ ft}}{0,0833 \text{ ft}}$$

$$= 34,4184 \text{ btu/jam,ft}^2\text{°F}$$

Temperatur dinding t_w

$$t_w = t_c + \frac{\frac{h_o}{\Phi_s}}{\frac{h_o}{\Phi_s} + \frac{h_{io}}{\Phi_t}} \times (T_c - t_c)$$

$$= 97,48\text{°F} + \frac{128,9574 \text{ btu/jam ft}^2 \text{°F}}{128,9574 \text{ btu/jam ft}^2 \text{°F} + 34,4184 \text{ btu/jam ft}^2 \text{°F}} (174,43 - 97,48)\text{°F}$$

$$= 159,3501\text{°F}$$

Shell : Air pendingin

Pada $t_w = 159,3501\text{°F}$

$$\mu_w = 1,0164 \text{ lb/jam,ft}$$

fig, 14 Kern

$$\Phi_s = \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$$

$$= \left(\frac{2,057 \text{ lb/jam ft}}{1,0164 \text{ lb/jam ft}}\right)^{0,14}$$

$$= 1,1037$$

Koreksi koefisien (h_o)

$$h_o = \frac{h_o}{\Phi_s} \times \Phi_s$$

$$= 128,9574 \text{ btu/jam,ft}^2\text{°F} \times 1,1037$$

$$= 142,3344 \text{ btu/jam,ft}^2\text{°F}$$

Tube: Umpan

Pada $t_w = 159,3501^\circ\text{F}$

Menghitung viskositas campuran

Komponen	Umpan (kg/jam)	X_i	μ	μ campuran
Triglicerida	12.017,5433	0,953899884	2,6	2,48014
FFA	40,2134671	0,003191969	2,6	0,008299
RCOOCH_3	540,5709	0,042908147	2,6	0,111561
Total	12.598,3277	1		2.6

$$\begin{aligned}\mu_w &= 2,6 \text{ cp} \times 2,42 \\ &= 6,292 \text{ lb/jam,ft}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Phi_t &= \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14} \\ &= \left(\frac{5,566 \text{ lb/jam ft}}{6,292 \text{ lb/jam ft}}\right)^{0,14} \\ &= 0,983\end{aligned}$$

Koreksi koefisien (hio)

$$\begin{aligned}hio &= \frac{hio}{\Phi_t} \times \Phi_t \\ &= 31,4184 \text{ btu/jam,ft}^2\text{F} \times 0,9884 \\ &= 30,8837 \text{ btu/jam,ft}^2\text{F}\end{aligned}$$

Sehingga diperoleh *Clean over coefficient*

$$\begin{aligned}U_c &= \frac{hio \times ho}{hio + ho} \\ &= \frac{30,8837 \text{ btu/jam,ft}^2\text{F} \times 142,3344 \text{ btu/jam,ft}^2\text{F}}{30,8837 \text{ btu/jam,ft}^2\text{F} + 142,3344 \text{ btu/jam,ft}^2\text{F}} \\ &= 25,3773 \text{ btu/jam,ft}^2\text{F}\end{aligned}$$

Ringkasan Spesifikasi:

Nama alat : Cooler

Kode : CO-01

Fungsi : Menurunkan temperatur umpan dari 105°C hingga temperatur 60°C dengan media pendingin berupa air dengan temperatur 30°C dan keluar 45°C

Tipe : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Jumlah : 1 buah

Bahan : *Stainless Steel*

Jumlah tube : 58 tube

Dimensi Tube pipa:

Panjang pipe : 3,66 m

OD pipe : 0,025 m

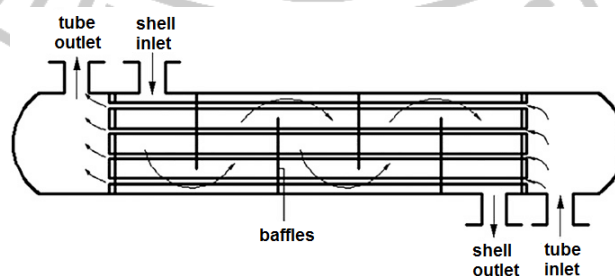
ID pipe : 0,022 m

Dimensi Shell side:

Panjang shell : 3,66 m

ID shell : 0,34 m

19. Cooler-02



Shell and Tube Heat Exchanger

Fungsi = Menurunkan temperatur umpan dari 105°C hingga temperature 50°C dengan media pendingin berupa air dengan temperatur masuk 30°C dan keluar 45°C,

Jenis = *Shell and Tube Heat Exchanger*

Kondisi operasi umpan

Fluida panas = FFA, Trigliserida dan Biodiesel

Laju alir, W = 12.626 kg/jam = 270.840,91 lb/jam

T1 = 105°C = 221°F

T2 = 50°C = 122°F

Fluida dingin = Air pendingin

Laju alir, W = 27.481,65 kg/jam = 60.597,03 lb/jam

t1 = 30°C = 86°F

t2 = 45°C = 113°F

$$Q = 412.220,45 \text{ kkal/jam} \times \frac{3,966 \text{ btu/jam}}{1 \text{ kkal/jam}}$$

$$= 1.634.866,31 \text{ btu/jam}$$

Menghitung ΔtLMTD

Fluida panas(°F)		Fluida dingin(°F)	Δt(°F)
221	Temperatur tinggi	113	108
122	Temperatur rendah	86	36
99	<i>Difference</i>	27	72

$$\Delta t \text{ LMTD} = \frac{(T1-t2) - (T2-t1)}{\ln \frac{T1-t2}{T2-t1}}$$

$$= \frac{(221^{\circ}\text{F} - 113^{\circ}\text{F}) - (122^{\circ}\text{F} - 86^{\circ}\text{F})}{\ln \frac{221^{\circ}\text{F} - 113^{\circ}\text{F}}{122^{\circ}\text{F} - 86^{\circ}\text{F}}} = 63,57^{\circ}\text{F}$$

Koreksi LMTD

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{221^{\circ}\text{F} - 122^{\circ}\text{F}}{113^{\circ}\text{F} - 86^{\circ}\text{F}} = 3,67^{\circ}\text{F}$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{113^{\circ}\text{F} - 86^{\circ}\text{F}}{221^{\circ}\text{F} - 86^{\circ}\text{F}} = 0,2^{\circ}\text{F}$$

$$F_T = 0,97$$

fig, 18 hal, 828 Kern

$$\Delta t = F_T \times \Delta t \text{ LMTD}$$

$$= 0,97 \times 65,54^{\circ}\text{F} = 63,571^{\circ}\text{F}$$

Menghitung temperatur kalorik Tc dan tc

Suhu kalorik digunakan untuk mengetahui sifat termofisikal dari suatu fluida

$$\frac{\Delta t_c}{\Delta t_h} = \frac{36^{\circ}\text{F}}{108^{\circ}\text{F}} = 0,33$$

$$K_c = 0,18$$

$$F_c = 0,4$$

fig, 17 hal, 827 Kern

$$T_c = 122^{\circ}\text{F} + 0,4 (221^{\circ}\text{F} - 122^{\circ}\text{F})$$

$$= 161,6^{\circ}\text{F}$$

$$t_c = 86^{\circ}\text{F} + 0,4 (113^{\circ}\text{F} - 86^{\circ}\text{F})$$

$$= 96,8^{\circ}\text{F}$$

Dari table,8 hal, 840 Kern dipilih UD untuk:

Hot fluid = *Heavy organics*

Cold fluid = *Water*

RangeUD = 5-75btu/jamft² °F

$$\text{API} = 34^\circ \text{API}$$

$$\text{Dipilih UD} = 75 \text{ btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Dari tabel, 10 hal, 843 Kern dipilih pendingin jenis *Shell and Tube* dengan spesifikasi sebagai berikut:

$$\text{OD tube} = 1 \text{ in}$$

$$\text{ID tube} = 0,9020 \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 18$$

$$\text{Surface (a'')} = 0,2618 \text{ ft}^2$$

$$\text{Panjang (L)} = 12 \text{ ft}$$

Menentukan luas perpindahan panas

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{\text{UD}, \Delta t} \\ &= \frac{1.634.866,31 \text{ btu/jam}}{75 \text{ btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \times 63,571^\circ\text{F}} = 342,895 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Menentukan jumlah tube

$$N_t = \frac{A}{L \times a''} = \frac{342,895 \text{ ft}^2}{12 \text{ ft} \times 0,2618 \text{ ft}} = 109,1466 \text{ tube}$$

Dari pendekatan *tube* diambil pendekatan pada tabel, 9 hal, 842 Kern untuk menentukan spesifikasi *shell*

$$\text{Pitch} = 1,25 \text{ in}$$

$$\text{OD tube} = 1 \text{ in}$$

ID shell= 17,25 in

Heat exchanger= 2 pass

Nt = 118 tube

Menentukan luas perpindahan panas standar dan UD koreksi

$$A = Nt \times L \times a''$$

$$= 118 \times 12 \text{ ft} \times 0,2618 \text{ ft}$$

$$= 370,7088 \text{ ft}^2$$

$$\text{UD koreksi} = \frac{Q}{A \times \Delta t} = \frac{1.634.866,31 \text{ btu/jam}}{370,7088 \text{ ft}^2 \times 63,571^\circ\text{F}} = 69,37 \text{ btu/jam ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

Nilai UD asumsi sama dengan nilai UD koreksi dengan demikian spesifikasi yang direncanakan dapat diterima,

Menentukan koefisien perpindahan panas

Shell : Air pendingin

Flow area, as

$$C' = \text{Pitch} - \text{ODtube}$$

$$= 1,25 \text{ in} - 1 \text{ in}$$

$$= 0,25 \text{ in}$$

$$as = \text{ID} \times \frac{C' \times B}{144 \text{ Pitch}} = 17,25 \text{ in} \times \frac{0,25 \text{ in} \times 8,625 \text{ in}}{144 \times 1,25 \text{ in}} = 0,2066 \text{ ft}^2$$

Kecepatan aliran massa, Gs

$$Gs = \frac{W}{as}$$

$$= \frac{60.597,03 \text{ lb/jam}}{0,2066 \text{ ft}^2} = 293.248,38 \text{ lb/jam,ft}^2$$

Reynold number, Res

Pada $t_c = 96,8^\circ\text{F}$

$$\mu = 1,7182 \text{ lb/jam ft}$$

fig 14 Kern

$$D_e = 0,06 \text{ ft}$$

fig,28 Kern

$$\begin{aligned} \text{Res} &= \frac{D_e G_s}{\mu} \\ &= \frac{0,06 \text{ ft} \times 293.248,38 \text{ lb/jam ft}^2}{1,7182 \text{ lb/jam ft}} \\ &= 10.240,31 \end{aligned}$$

Tube : Umpan

Flow area, at

$$\begin{aligned} a_t &= \frac{N t \times a''}{144 n} \\ &= \frac{118 \times 0,2618 \text{ ft}}{144 \times 1 \text{ in}} = 0,2145 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Kecepatan aliran massa, Gt

$$\begin{aligned} G_t &= \frac{w}{a_t} \\ &= \frac{27.840,91 \text{ lb/jam}}{0,2145 \text{ ft}^2} \\ &= 129.775,96 \text{ lb/jam.ft}^2 \end{aligned}$$

Reynold number, Ret

Pada $T_c = 161,6^\circ\text{F}$

$$D_p = \frac{0,902 \text{ in}}{12 \text{ in/ft}} = 0,0752 \text{ ft}$$

tabel, 10 Kern

Menghitung viskositas campuran

Komponen	Umpan (kg/jam)	Xi	μ	μ campuran
Trigliserida	216,3157	0,0171	2,3	0,0394

FFA	36,1921	0,0028	2,3	0,0065
RCOOCH ₃	12.373,7547	0,9800	2,3	2,25400
Total	12.626,2626	1		2.3

$$\mu = 2,3 \text{ cp} \times 2,42$$

$$= 5,5664 \text{ lb/jam ft}$$

$$\text{Ret} = \frac{D \times G \times \mu}{\mu}$$

$$= \frac{0,0752 \text{ ft} \times 129.775,96 \text{ lb/jam ft}^2}{5,5664 \text{ lb/jam ft}}$$

$$= 1.752,57$$

Menentukan hio

Shell : Air pendingin

Menentukan bilangan Prandtl

$$k = 0,361 \text{ btu/jam ft}$$

tabel, 4 Kern

$$cp = 1 \text{ btu/lb } ^\circ\text{F}$$

fig, 2 Kern

$$\text{Pr} = \left(\frac{cp \times \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$= \left(\frac{1 \text{ btu/lb} \times 1,7182 \text{ lb/jam ft}}{0,361 \text{ btu/jam ft}} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$= 1,7$$

Menentukan jH = 85

fig, 28 Kern

Koefisien perpindahan panas

$$\frac{ho}{\Phi_s} = jH \times \frac{k}{De} \times \left(\frac{cp \times \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$= 85 \times \frac{0,361 \text{ btu/jam ft}}{0,06 \text{ ft}} \times 1,7$$

$$= 860,2613 \text{ btu/jam,ft}^2\text{°F}$$

Tube: Umpan

Menentukan bilangan Prandtl

$$k = 0,077 \text{ btu/jam ft}$$

fig, 1 Kern

$$c_p = 0,52 \text{ btu/lb°F}$$

fig, 4 Kern

$$\begin{aligned} Pr &= \left(\frac{c_p \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \\ &= \left(\frac{0,52 \text{ btu/lb jam} \times 5,566 \text{ lb/jam ft}}{0,077 \text{ btu/jam ft}^2} \right)^{\frac{1}{3}} \\ &= 3,3498 \end{aligned}$$

Menentukan $j_H = 60$

fig,24 Kern

Koefisien perpindahan panas

$$\begin{aligned} \frac{h_i}{\Phi_t} &= j_H \frac{k}{D} \left(\frac{c_p \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \\ &= 60 \times \frac{0,077 \text{ btu/jam ft}}{0,0752 \text{ ft}} \times 3,3498 = 205,89 \text{ btu/jam,ft}^2\text{°F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \frac{h_o}{\Phi_t} &= \frac{h_i}{\Phi_t} \times \frac{ID}{OD} \\ &= 205,89 \text{ btu/jam,ft}^2\text{°F} \times \frac{0,0752 \text{ ft}}{0,0833 \text{ ft}} \\ &= 185,7871 \text{ btu/jam,ft}^2\text{°F} \end{aligned}$$

Temperatur dinding t_w

$$\begin{aligned} t_w &= t_c + \frac{\frac{h_o}{\Phi_s}}{\frac{h_o}{\Phi_s} + \frac{h_i}{\Phi_p}} \times (T_c - t_c) \\ &= 96,8\text{°F} + \frac{860,2613 \text{ btu/jam ft}^2 \text{°F}}{860,2613 \text{ btu/jam ft}^2 \text{°F} + 185,7871 \text{ btu/jam ft}^2 \text{°F}} (161,6 - 96,8)\text{°F} \end{aligned}$$

$$= 150,091^{\circ}\text{F}$$

Shell : Air pendingin

Pada $t_w = 150,091^{\circ}\text{F}$

$$\mu_w = 1,1616 \text{ lb/jam,ft}$$

fig, 14 Kern

$$\begin{aligned} \Phi_s &= \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14} \\ &= \left(\frac{1,7182 \text{ lb/jam ft}}{1,1616 \text{ lb/jam ft}}\right)^{0,14} \\ &= 1,0563 \end{aligned}$$

Koreksi koefisien (ho)

$$\begin{aligned} h_o &= \frac{h_o}{\Phi_s} \times \Phi_s \\ &= 860,2613 \text{ btu/jam,ft}^2\text{F} \times 1,0563 = 908,7256 \text{ btu/jam,ft}^2\text{F} \end{aligned}$$

Tube: Umpan

Pada $t_w = 150,091^{\circ}\text{F}$

Menghitung viskositas campuran

Komponen	Umpan (kg/jam)	Xi	μ	μ campuran
Trigliserida	216,3158	0,0171	3	0,0514
FFA	36,1921	0,0029	3	0,0086
RCOOCH ₃	12.373,7547	0,98	3	2,94
Total	12.626.2626	1		3

$$\begin{aligned} \mu_w &= 3 \text{ cp} \times 2,42 \\ &= 7,26 \text{ lb/jam,ft} \end{aligned}$$

$$\Phi_t = \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$$

$$= \left(\frac{5,566 \text{ lb/jam ft}}{7,26 \text{ lb/jam ft}} \right)^{0,14}$$

$$= 0,9635$$

Koreksi koefisien (hio)

$$h_{io} = \frac{h_{io}}{\Phi_t} \times \Phi_t$$

$$= 185,7871 \text{ btu/jam,ft}^2\text{°F} \times 0,9635$$

$$= 179,0031 \text{ btu/jam,ft}^2\text{°F}$$

Sehingga diperoleh *Clean over coefficient*

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$= \frac{179,0031 \text{ btu/jam,ft}^2\text{°F} \times 908,7256 \text{ btu/jam,ft}^2\text{°F}}{179,0031 \text{ btu/jam,ft}^2\text{°F} + 908,7256 \text{ btu/jam,ft}^2\text{°F}}$$

$$= 149,5453 \text{ btu/jam,ft}^2\text{°F}$$

Ringkasan Spesifikasi:

- Nama alat : Cooler
- Kode : CO-02
- Fungsi : Menurunkan temperatur umpan dari 105°C hingga temperatur 60°C dengan media pendingin berupa air dengan temperatur 30°C dan keluar 45°C
- Tipe : *Shell and Tube Heat Exchanger*
- Jumlah : 1 buah
- Bahan : *Stainless Steel*

Jumlah tube : 118 tube

Dimensi Tube pipa:

Panjang pipe : 3,66 m

OD pipe : 0,025 m

ID pipe : 0,023 m

Dimensi Shell side:

Panjang shell : 3,66 m

ID shell : 0,44 m

20. Bucket Elevator (BE-01)

Fungsi = Mengangkut bentonite dari gudang penyimpanan ke tangki degummer

Jenis = Centrifugal discharge buckets

Bahan = Malleable-iron

Jumlah = 1 unit

Kondisi Operasi

Temperatur = 30°C

Tekanan = 1 atm

a) Spesifikasi peralatan

Perhitungan perencanaan desain bucket elevator :

Laju bahan yang diangkut (F^2) = 139,6301 kg/jam = 3.351,1223 kg/hari
= 0,1396 ton/jam

Faktor kelonggaran (fk) = 12 % (Tabel 28-8, Perry, dkk, 1999)

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas} &= (1 + 0,12) \times 139,6301 \text{ kg/jam} \\ &= 156,3857 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Dari Tabel.21-8, Perry, dkk (1999), untuk bucket elevator dengan kapasitas ≤ 14 ton/jam, spesifikasi peralatan sebagai berikut =

- Tinggi elevator = 25 ft = 7,6196 m
- Ukuran bucket = $(6 \times 4 \times 4^{1/4})$ in = 102 in = 2,5908 m
- Jarak antar bucket = 12 in = 0,3048 m
- Kecepatan bucket = 225 ft/menit = 68,5766 m/menit = 1,1429 m/det
- Kecepatan putaran = 43 putaran per menit
- Lebar belt = 7 in = 0,1778 m = 17,78 cm
- Rasio daya/tinggi = 0,02
- power poros = 1 hp

b) Power bucket elevator (P)

$$\begin{aligned} P &= (\Delta Z \times \text{rasio daya/tinggi}) + \text{power poros} \quad (\text{Peters \& Timmerhaus, 1976}) \\ &= (25 \times 0,02) + 1 \text{ hp} \\ &= 1,5 \text{ hp} \end{aligned}$$

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

$$\begin{aligned} \text{Power motor} &= \frac{1,5 \text{ hp}}{0,8} \\ &= 1,8750 \text{ hp} \end{aligned}$$

Jadi, daya bucket elevator yang digunakan adalah 2 hp.

21. Bucket Elevator (BE-02)

Fungsi = Mengangkut NaOH dari gudang penyimpanan ke tangki pencampur.

Jenis = Centrifugal discharge buckets

Bahan = Malleable-iron

Jumlah = 1 unit

Kondisi Operasi

Temperatur = 30 °C (303 °K)

Tekanan = 1 atm

a) Spesifikasi peralatan

Perhitungan perencanaan desain bucket elevator :

Laju bahan yang diangkut (F^2) = 120,1754 kg/jam = 2.884,21 kg/hari
= 0,1202 ton/jam

Faktor kelonggaran (f_k) = 12 % (Tabel 28-8, Perry, dkk, 1999)

Kapasitas = $(1 + 0,12) \times 120,1754$ kg/jam
= 134,5965 kg/jam

Dari Tabel.21-8, Perry, dkk (1999), untuk bucket elevator dengan kapasitas ≤ 14 ton/jam, spesifikasi peralatan sebagai berikut =

- Tinggi elevator = 25 ft = 7,6196 m
- Ukuran bucket = $(6 \times 4 \times 4^{1/4})$ in = 102 in = 2,5908 m
- Jarak antar bucket = 12 in = 0,3048 m
- Kecepatan bucket = 225 ft/menit = 68,5766 m/menit = 1,1429 m/det
- Kecepatan putaran = 43 putaran per menit
- Lebar belt = 7 in = 0,1778 m = 17,78 cm
- Rasio daya/tinggi = 0,02
- power poros = 1 hp

b) Power bucket elevator (P)

$P = (\Delta Z \times \text{rasio daya/tinggi}) + \text{power poros}$ (Peters & Timmerhaus, 1976)

$$= (25 \times 0,02) + 1 \text{ hp}$$

$$= 1,5 \text{ hp}$$

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

$$\text{Power motor} = \frac{1,5 \text{ hp}}{0,8} = 1,8750 \text{ hp}$$

Jadi, daya bucket elevator yang digunakan adalah 1,8750 hp.

22. Pompa

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

1) Pompa *Reciprocating*

Pompa CPO

Fungsi = Memompa CPO dari tangki penampungan ke tangki degumming.

Tipe = *Reciprocating Pump*

Efisiensi = 80%

Jumlah = 1 unit

Dasar perancangan

Laju alir campuran = 13.963,01 kg/jam = 30.788,44 lb/jam

$$\text{Densitas} = 895 \text{ kg/m}^3 = 55,8749 \text{ lb/ft}^3$$

Perhitungan

Menghitung rate volumetrik

$$Q = \frac{\text{Laju alir campuran}}{\rho \text{ campuran}} = \frac{30,788.44 \text{ lb/jam}}{55.8749 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 551,02 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

Menentukan dimensi pipa

Asumsi aliran turbulen

Untuk aliran turbulen, $N_{Re} > 2100$, sehingga

$$\text{ID optimal} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

(Peter and Timmerhaus, pers 15 hal 496)

$$\text{ID optimal} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

$$= 3,9 \times (0,1531)^{0,45} \times (55,8749)^{0,13}$$

$$= 2,83 \text{ in}$$

Berdasarkan ID optimal, maka dipilih pipa :

$$\text{Standarisasi ID} = 3 \text{ in, sch 40}$$

Sehingga diperoleh harga :

$$\text{OD} = 3,5 \text{ in} = 0,2917 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 3,068 \text{ in} = 0,2557 \text{ ft}$$

$$A = 0,0513 \text{ ft}^2$$

$$P = \frac{0,148 \times T1 \times qo}{520 \times n} \log \frac{P2}{P1} \quad (\text{Mc Cabe ed 4 per. 8-30})$$

Dimana

$$P = \text{Break horsepower (hp)}$$

q_0 = Laju alir (ft^3/jam)

T_1 = Temperature dalam degumming

P_1 = Tekanan dalam degumming (lbf/in^2)

P_2 = Tekanan udara luar (lbf/in^2)

n = Efisiensi pompa

$P_2 = 1 \text{ atm} = 14,6959 \text{ lbf}/\text{in}^2$

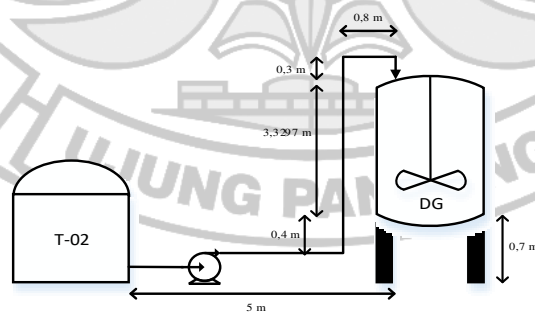
$P_1 = 0,6 \text{ atm} = 8,8176 \text{ lbf}/\text{in}^2$ (Mc Cabe ed 4)

Maka :

$$P = \frac{0,148 \times 333 \times 551.02 \text{ ft}^3/\text{jam}}{520 \times 0,8} \log \frac{14,6959 \text{ lbf}/\text{in}^2}{8,8176 \text{ lbf}/\text{in}^2}$$
$$= 14,48 \text{ hp}$$
$$= 15 \text{ hp}$$

2) Pompa Sentrifugal

a. Pompa 1



Fungsi = untuk memompa H_3PO_4 dari tangki penampungan ke degummer.

Type = Centrifugal pump.

Kapasitas laju air umpan (Q) :

$$\begin{aligned} Q &= 12,5667 \text{ kg/jam} \times 2,205 \\ &= 27,71 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

Densitas (ρ) :

$$\begin{aligned} \rho &= 1685 \text{ kg/m}^3 \times 0,06243 \\ &= 105,1946 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

Viskositas (μ) :

$$\mu = 0,0016 \text{ lb/ft} \cdot \text{sec}$$

1. Menentukan Laju Alir Volumetrik

Laju air volumetric (Qf) :

$$\begin{aligned} Q_f &= \frac{27,71 \text{ lb/jam}}{105,1946 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 0,26 \text{ ft}^3/\text{jam} = 0,000073 \text{ ft}^3/\text{dtk} \\ &= 0,26 \text{ ft}^3/\text{jam} \times \frac{7,481 \text{ gallon}}{\text{ft}^3} \times \frac{1 \text{ jam}}{60 \text{ menit}} \\ &= 0,0328 \text{ gallon/menit (gpm)} \end{aligned}$$

Laju air pipa diasumsi sebagai aliran laminar, dari Peter, pers 14-15 hal. 496

($N_{re} \geq 2100$), maka diameter pipa optimum ($D_{i \text{ opt}}$) :

$$D_{i \text{ opt}} = 3 \cdot (Q_f)^{0,36} \cdot (\rho)^{0,18} \quad (\text{Pers. 14-15 Peters})$$

$$= 3 \times (0.000073)^{0,36} \times 105.1946^{0,18}$$

$$= 0,23 \text{ in}$$

Berdasarkan tabel 13 hal. 888 Peter dipilih :

- Nominal size pipe = 1/2 inch
- Schedule = 40
- Inside diameter(ID) = 0,364 inch = 0,0303 ft
- Outside diameter (OD) = 0,54 inch = 0,045 ft
- Luas permukaan aliran (A) = 0,104 inch² = 0,0007 ft²

2. Menentukan kecepatan aliran fluida

Kecepatan aliran dalam pipa (V) :

$$V = \frac{Q_f}{A}$$

$$= \frac{0.000073 \text{ ft}^3/\text{dtk}}{0.0007 \text{ ft}^2} = 0,1013 \text{ ft/dtk}$$

3. Menentukan Bilangan Reynold

Bilangan Reynold (NRe) :

$$NRe = \frac{\rho \times V \times D}{\mu}$$

$$= \frac{105.1946 \text{ lb/ft} \times 0.1013 \text{ ft/dtk} \times 0.0303 \text{ ft}}{0.0016 \text{ lb/ft dtk}}$$

$$= 200,45 \text{ (Laminer)}$$

Dari figure 14-1 Peter hal. 482 dipilih material pipa komersial steel

$$\varepsilon = 0,00015$$

$$\epsilon/D = 0,00015/0,0303$$

$$= 0,005$$

$$\text{Factor friksi} = 0,05$$

4. Menentukan panjang pipa:

- Panjang pipa lurus (L) = 9,3 m = 30,5114 ft

- Elbow 90° = 3 buah

$$Le/D = 35 \quad (\text{Tabel 2.10-1 Geankoplis, Hal.93})$$

$$Le = 35 \times ID$$

$$L = 35 \times 3 \times 0,0303 \text{ft} = 3,185 \text{ft}$$

- Gate valve = 1 buah

$$Le/D = 9$$

$$Le = 9 \times ID$$

$$= 9 \times 1 \times 0,0303 \text{ft}$$

$$= 0,273 \text{ft}$$

- Globe valve = 1 buah

$$Le/D = 300$$

$$Le = 300 \times ID$$

$$= 300 \times 1 \times 0,0303$$

$$= 9,1 \text{ft}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang pipa total} &= \text{pipa lurus} + \text{elbow } 90 + \text{gate valve} + \text{globe valve} \\
 &= 30,5114 + 3,185 + 0,273 + 9,1 \\
 &= 43,0694 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

5. Menentukan Friction Loss

- a. Friksi karena kontraksi dari tangki ke pipa (Geankoplis pers.2.10-6 Hal.93)

$$\begin{aligned}
 K_c &= 0,55 \times \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2 && (A_2/A_1 = 0 \text{ karena nilai } A_1 > A_2) \\
 &= 0,55 \times (1 - 0)^2 \\
 &= 0,55 \\
 H_c &= K_c \frac{v^2}{2\alpha} \\
 &= 0,55 \times \frac{v^2}{2\alpha} = \frac{0,55 \times (0,0682 \text{ ft/dtk})^2}{2 \times 32,2 \text{ lbm ft/lbf}^2} = 0,00003976 \text{ lbf ft/lbm}
 \end{aligned}$$

- b. Friksi sepanjang pipa lurus:

$$\begin{aligned}
 F_f &= \frac{4 \times f \times v^2 \times L}{2gc \times ID} && (\text{Peter, fig 14 - 1, Hal. 482.}) \\
 &= \frac{4 \times 0,05 \times (0,0682 \text{ ft/detik})^2 \times 43,0694}{32,2 \frac{\text{lbmft}}{\text{lbfdtk}^2} \times 0,0303 \text{ ft}} \\
 &= 0,0412 \text{ lbf ft/lbm}
 \end{aligned}$$

- c. Friksi karena sambungan (elbow 90°)

$$K_f = 0,75 \quad (\text{Geankoplis tabel 2.10-1, Hal.93})$$

$$H_f = K_f \frac{v^2}{2\alpha}$$

$$= 0,75 \times \frac{0,0682^2}{2,32,17}$$

$$= 0,0561 \text{ lbf ft/lbm}$$

d. Friksi karena adanya bukaan (gate valve)

$$K_f = 4,5 \quad (\text{Geankoplis tabel 2.10-1, Hal.93})$$

$$H_f = K_f \frac{v^2}{2.\alpha}$$

$$= 4,5 \times \frac{0,0682^2}{2.32,17}$$

$$= 0,3367 \text{ lbf ft/lbm}$$

e. Friksi karena adanya globe

$$K_f = 9,5 \quad (\text{Geankoplis tabel 2.10-1, Hal.93})$$

$$H_f = K_f \frac{v^2}{2.\alpha}$$

$$= 9,5 \times \frac{0,0689^2}{2.32,17} = 0,7108 \text{ lbf ft/lbm}$$

f. Ekspansi

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2 \quad (A_2/A_1 = 0 \text{ karena nilai } A_1 > A_2)$$

$$= (1 - 0)^2$$

$$= 1$$

$$H_f = K_{ex} \times \frac{v^2}{2.\alpha}$$

$$= 1 \times \frac{0,0689^2}{2.32,17}$$

$$= 0,0748 \text{ lbf ft/lbm}$$

Sehingga:

$$\text{Total friksi} = F_f + h_c + h_{ex} + h_f$$

$$= 0,00003976 + 0,0421 + 0,0561 + 0,3367 + 0,7108 + 0,0748$$

$$= 1,2196 \text{ lbf ft/lbm}$$

6. Penentuan kerja pompa (W)

Berdasarkan persamaan Bernoulli :

$$W = \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta H \times \frac{g}{g_c} + \frac{v^2}{2 \times \alpha \times g_c} + \Sigma F \dots (\text{Peter, pers.10, hal.486})$$

Dimana :

$$P_1 = P_2 = 1 \text{ atm}$$

$$\frac{\Delta P}{\rho} = \frac{P_2 - P_1}{\rho} = 0$$

$$\Delta H_{\text{bahan}} = 7,1633 \text{ ft}$$

Jika diasumsikan bahwa sepanjang pengaliran fluida tidak terjadi perubahan diameter pipa, maka :

$$\Delta V = V_2 - V_1 = 0,0682 \text{ ft/dtk}$$

Untuk aliran turbulen $\alpha = 1$

Jadi :

$$W = 0 + 7,1633 \text{ ft} + \left(\frac{0,0682^2}{2 \times 1 \times 32,2} \right) + 0,0159 \text{ lbf ft/lbm}$$

$$= 8,3829 \text{ lbf ft/lbm}$$

Penentuan daya pompa

$$P = \frac{\rho \times Q_f \times W}{550} = \frac{105.1946 \times 0.000049 \times 8,3829}{550}$$

$$= 1/8 \text{ Hp}$$

Untuk $Q_f = 0,0221 \text{ gpm}$

Berdasarkan Peter fig. 14 – 37, hal 520, efisiensi pompa (η) = 45%, maka :

Brake House Power (BHP) :

$$\text{BHP} = \frac{P}{\eta} = \frac{0,0001 \text{ Hp}}{0,45}$$

$$= 1/8 \text{ Hp}$$

Penentuan daya motor (N)

Berdasarkan Peter fig 14 – 38, hal 521 untuk BHP 0.0002 Hp maka diperoleh

efisiensi motor = 80% sehingga :

$$N = \frac{0.0002 \text{ Hp}}{0,8}$$

$$= 1/8 \text{ Hp}$$

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	31,124,03	30.740,25	306,75
2	Laju alir massa (gpm)	Qf	68,4189	68,5789	0,5192
3	Diameter optimum (in)	Di opt	2,83	2,835	0,51
4	Diameter dalam (ft)	ID	0,2557	0,2557	0,0518
5	Kecepatan aliran (ft/dtk)	V	2,9742	2,9812	0,5479
6	Panjang pipa total (ft)	L	21,70	31,17	47,84
7	Kerja pompa (ft lbf/lbm)	W	8,08	14,33	12,89
8	Power pompa (Hp)	P	1/8	1/8	1/8
9	Daya motor (Hp)	N	3/8	3/8	1/8

No.	Spesifikasi	Notasi	P-06	P-07	P-08
1	Kapasitas umpan (lb/jam)	Q	2.319,92	2.626,67	33.366,92
2	Laju alir massa (gpm)	Qf	5,8501	6,3419	75,1140
3	Diameter optimum (in)	Di opt	0,92	0,96	2,94
4	Diameter dalam (ft)	ID	0,0874	0,0874	0,2557
5	Kecepatan aliran (ft/dtk)	V	2,1722	2,3548	3,2652
6	Panjang pipa total (ft)	L	35,10	34,78	31,82
7	Kerja pompa (ft lbf/lbm)	W	9,94	13,05	15,40
8	Power pompa (Hp)	P	3/16	3/16	3,16
9	Daya motor (Hp)	N	3/8	3/8	¼

No.	Spesifikasi	Notasi	P-09	P-010	P-011
1	Kapasitas umpan (lb/jam)	Q	30.047,27	27.779,31	6.277,29
2	Laju alir massa (gpm)	Qf	67,4614	62,2180	15,4234

3	Diameter optimum (in)	Di opt	2,80	2,70	1,81
4	Diameter dalam (ft)	ID	0,2557	0,2058	0,1723
5	Kecepatan aliran (ft/dtk)	V	2,9326	4,1671	1,4770
6	Panjang pipa total (ft)	L	61,94	52,74	31,50
7	Kerja pompa (ft lbf/lbm)	W	20,17	14,22	12,97
8	Power pompa (Hp)	P	1/4	1/8	P-015 3/16
9	Daya motor (Hp)	N	1/2	1/8	3.859,6 3/8
1	Kapasitas umpan (lb/jam)	Q			
2	Laju alir massa (gpm)	Qf			7,6157
3	Diameter optimum (in)	Di opt			1,07
No.	Spesifikasi	Notasi	P-12	P-013	P-014
4	Diameter dalam (ft)	ID	0,0874		
1	Kapasitas umpan (lb/jam)	Q	34.399,46	30.539,86	27.840,91
5	Kecepatan aliran (ft/dtk)	V			2,8278
2	Laju alir massa (gpm)	Qf	80,5708	60,9742	68,4857
6	Panjang pipa total (ft)	L			63,22
3	Diameter optimum (in)	Di opt	3,31	2,72	2,79
7	Kerja pompa (ft lbf/lbm)	W			14,76
4	Diameter dalam (ft)	ID	0,3355	0,2557	0,2557
8	Power pompa (Hp)	P			7/16
5	Kecepatan aliran (ft/dtk)	V	2,0353	2,6506	2,9771
9	Daya motor (Hp)	N			3/4
6	Panjang pipa total (ft)	L	63,22	47,84	82,89
7	Kerja pompa (ft lbf/lbm)	W	14,76	17,63	21,88
8	Power pompa (Hp)	N	7/16	1/8	1/4
9	Daya motor (Hp)	N	3/4	1/8	1/2

LAMPIRAN D

UTILITAS

Unit utilitas pada suatu pabrik adalah sebagai penunjang jalannya proses produksi dalam suatu pabrik. Pada pabrik metil ester ini menggunakan:

1. Unit penyediaan *steam* (uap)
2. Unit penyediaan air
3. Unit penyediaan listrik
4. Unit penyediaan bahan bakar

1. Unit Penyediaan *Steam*

Nama Alat : *Boiler*

Kode : E-201

Fungsi : Menghasilkan *steam* yang digunakan di peralatan proses

Tipe : *Water Tube Boiler*

Berdasarkan perhitungan neraca panas diketahui kebutuhan *steam* peralatan sebagai berikut:

Tabel D.1 Kebutuhan *Steam* untuk Pemanas

No	Nama Peralatan	Jumlah <i>Steam</i> (kg/jam)
1	Heater (HE-01)	5,6422
2	Evaporator (EV-01)	9.427,8627
3	Evaporator (EV-02)	13.215,9182
Total		22.649,4230

Untuk memperhitungkan faktor keamanan dan kebocoran, maka direncanakan steam yang disediakan 20% lebih besar dari kebutuhan normal. Jadi jumlah steam yang harus disediakan oleh boiler:

$$\begin{aligned} W_s &= 1,2 \times \text{total steam} \\ &= 1,2 \times 22.649,4230 \text{ kg/jam} \\ &= 27.179,3076 \text{ kg/jam} \\ &= 59.920,0451 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

Asumsi: Suhu air masuk pada $T = 30^\circ\text{C}$

Dari App. A.2-3 dan A.2-4 Geankoplis, didapatkan:

$$\text{Densitas} = 995,6800 \text{ kg/m}^3 = 62,1304 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Viskositas} = 0,8007 \text{ cp} = 0,0005 \text{ lb/ft.s}$$

Steam yang dihasilkan adalah *saturated steam* pada temperatur 150°C , tekanan 475,8 kPa. Dari Tabel A.2-9 Geankoplis: 858 diketahui data entalpi steam pada kondisi:

$$\text{Saturated vapor } (H_g) = 2746,5 \text{ kJ/kg} = 1180,7204 \text{ Btu/lb}$$

$$\text{Saturated liquid } (H_f) = 632,2 \text{ kJ/kg} = 271,7828 \text{ Btu/lb}$$

$$\text{Entalpi air umpan } (H_f) 30^\circ\text{C} = 125,79 \text{ kJ/kg} = 54,0771 \text{ Btu/lb}$$

a. Penentuan Power Boiler (BHP)

Power boiler dihitung sesuai persamaan:

$$\text{BHP} = \frac{W_s \times (H_g - H_f)}{970,3 \text{ Btu/lb} \times 34,5 \frac{\text{lb/jam}}{\text{Hp}}} \quad (\text{Severns, Pers 172 ; Page 140})$$

Dimana:

BHP = Boiler Horse Power (Hp)

Ws = Massa *steam* yang dihasilkan (lb/jam)

H_g = Entalpi *steam* (Btu/lb)

H_f = Entalpi air masuk (Btu/lb)

Jadi,

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{59.920,0451 \text{ lb/jam} (1180,7204 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}} - 54,0771 \text{ Btu/lb})}{970,3 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}} \times 34,5 \frac{\text{lb/jam}}{\text{Hp}}} \\ &= 2.016,6634 \text{ Hp} \\ &= 2.020 \text{ Hp} \end{aligned}$$

b. Kebutuhan Air Umpan Boiler (W_b)

Kebutuhan air umpan boiler dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$$W_b = \frac{W_s}{F}$$

Dimana, F adalah faktor evaporasi dari persamaan 173, Saverns W.H hal.140

$$F = \frac{(H_g - H_f)}{970,4} = \frac{1180,7204 \frac{\text{btu}}{\text{lb}} - 271,7828 \frac{\text{btu}}{\text{lb}}}{970,4} = 0,9367$$

Sehingga :

$$W_b = \frac{W_s}{F} = \frac{59.920,0451 \text{ lb/jam}}{0,9367} = 63971,8433 \text{ lb/jam} = 27179,3076 \text{ kg/jam}$$

Jadi kebutuhan air umpan *boiler* sebesar = 63971,8433 lb/jam.

Untuk menghemat pemakaian air, *steam* bekas dari peralatan pemanas perlu disirkulasi. Dengan asumsi, terjadi kehilangan 20% dari total *steam* sebelum disirkulasi.

$$\begin{aligned} \text{Kondensat } \textit{steam} \text{ yang disirkulasi} &= 80\% \times W_b \\ &= 80\% \times 27179,3076 \text{ kg/jam} \\ &= 21743,4461 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan } \textit{make up water boiler} &= W_b - \text{Kondensat } \textit{steam} \\ &= (27179,3076 - 21743,4461) \text{ kg/jam} \\ &= 5435,8615 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

c. Perpindahan panas boiler

Boiler yang dipakai tipe *Water Tube Boiler*.

Diketahui:

$$\text{Heating value surface} = 10 \text{ ft}^2/\text{Hp Boiler} \quad (\text{Severn, hal.140})$$

Maka:

$$\text{Heating surface boiler (A)} = \text{BHP} \times 10 \text{ ft}^2$$

$$= 2016,66 \text{ Hp} \times 10 \text{ ft}^2/\text{Hp}$$

$$= 20166,6340 \text{ ft}^2$$

Karena luas perpindahan panas lebih dari 120 ft², maka digunakan *Shell and Tube*. Tabel 11, Kern, hal 844 ditetapkan *tube boiler*:

- *Nominal pipe size (NPS)* = 3 in
- Luas permukaan per panjang *tube* = 0,917 ft²/ft
- Panjang *tube* = 25 ft

Maka jumlah tube, Nt:

$$N_t = \frac{A}{a \times L} = \frac{20166,6334 \text{ ft}^2}{0,917 \frac{\text{ft}^2}{\text{ft}} \times 25 \text{ ft}} = 880 \text{ tube}$$

d. Kebutuhan bahan bakar (W_f)

Untuk bahan bakar *boiler* digunakan *fuel oil* 33°API dengan *Heating Value*:

Heating value, H_v = 132000 Btu/US gal. (Perry's 7th ed. fig. 27-3)

$$= 36788400 \text{ kJ/m}^3$$

$$= 36788,4 \text{ kJ/kg}$$

Kebutuhan bahan bakar boiler:

Dari persamaan 175 Saverns W.H., "*Steam Air and Gas Poer*", hal 140:

$$W_f = \frac{W_b (H_g - H_f)}{\eta \times H_v}$$

Dimana,

W_f = Massa bahan bakar yang digunakan, kg/jam

W' = Massa steam yang dihasilkan, kg/jam

H_g = Entalpi uap jenuh steam, kJ/kg

H_f = Entalpi liquid jenuh steam, kJ/kg

η = Efisiensi boiler, dianggap 85% (dari Severn 60 - 85%)

H_v = Nilai kalor bahan bakar, kJ/kg

Maka:

$$W_f = \frac{27179,3076 \text{ kg/jam} (2746,50 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} - 632,20 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}})}{0,85 \times 36788,4 \text{ kJ/kg}}$$
$$= 1837,7024 \text{ kg/jam}$$

Berdasarkan Perry's 7thed., pers. 27-9 diketahui densitas *fuel oil* adalah 893,3333 kg/jam.

Maka:

$$\text{Rate volumetric (Q)} = \frac{W_f}{\rho} = \frac{1837,7024 \text{ kg/jam}}{893,3333 \text{ kg/jam}}$$
$$= 2,0571 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 2057,1295 \text{ liter/jam}$$

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 (Wp)

Berdasarkan perhitungan neraca panas diketahui kebutuhan air pendingin.

No	Nama Peralatan	Kebutuhan (kg/jam)
1	Reaktor esterifikasi (R-01)	763.620,74
2	Dekanter (DC-01)	390.907,68
3	Cooler (CO -02)	1.072,50
4	Reaktor Transesterifikasi (R-02)	2.766.23,58
5	Dekanter (DC-02)	545.422,17
6	Cooler (CO -02)	27.481,64
Total		2.005.128,3087

Dengan memperhitungkan faktor keamanan dan kebocoran, maka diinginkan jumlah air pendingin yang harus disediakan 10% lebih besar dibandingkan dengan kebutuhan normal. Sehingga jumlah air pendingin yang disediakan (Wp) sebanyak:

$$\begin{aligned} W_p &= 110\% \times \text{Jumlah air pendingin} \\ &= 1.1 \times 2.005.128,3087 \text{ kg/jam} \\ &= 2205641,14 \text{ kg/jam} \\ &= 4862600,5692 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

Untuk menghemat pemakaian air, air bekas pendingin dari peralatan pendingin perlu disirkulasi. Dengan asumsi, terjadi kehilangan 10% dari total air sebelum disirkulasi

$$\text{Air pendingin yang disirkulasi} = 90\% \times W_p$$

$$= 0,9 \times 2205641,14 \text{ kg/jam}$$

$$= 1985077,0256 \text{ kg/jam}$$

$$= 4376340,5122 \text{ lb/jam}$$

Air yang harus ditambahkan (make-up water):

Make up air pendingin = W_p – air pendingin yang disirkulasi

$$= (2205641,14 - 1985077,0256) \text{ kg/jam}$$

$$= 220.564,1140 \text{ kg/jam}$$

$$= 486.260,0569 \text{ lb/jam}$$

2. Air umpan boiler (W_s)

Kebutuhan air umpan boiler (W_s) = 27.179,3076 kg/jam

3. Air sanitasi

Air sanitasi ini dipergunakan untuk memenuhi kebutuhan karyawan, laboratorium, taman dan kebutuhan yang lain. Air sanitasi yang dipergunakan harus memenuhi syarat kualitas air sebagai berikut:

1. Syarat fisik

- Berada di bawah suhu udara
- Warnanya jernih
- Tidak berasa
- Tidak berbau

2. Syarat kimia

- Tidak mengandung logam berat seperti Pb, As, Cr, Cd, Hg
- Tidak mengandung zat-zat kimia beracun

3. Syarat mikrobiologis

- Tidak mengandung kuman maupun bakteri, terutama bakteri pathogen

Kebutuhan air sanitasi pada prarancangan pabrik ini yaitu :

- Air untuk keperluan perkantoran

Menurut standar Kementerian Pekerjaan Umum, kebutuhan air per orang adalah 40 L/hari. Diperkirakan jumlah karyawan pabrik sebanyak 129 orang maka:

$$\rho \text{ air} = 0,996 \text{ kg/L} = 996,24 \text{ kg/m}^3$$

$$W_k = 40 \text{ lt/hari} \times \frac{0,996 \text{ kg}}{\text{L}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \times 129 \text{ org}$$

$$= 215,8635 \text{ kg/jam}$$

- Air untuk keperluan lain-lain

Diperkirakan keperluan air untuk laboratorium, kantor, pencucian peralatan dan lain-lain 15% dari keperluan kantor maka:

$$W_o = 0,15 \times 215,8635 \text{ kg/jam}$$

$$= 32,3795 \text{ kg/jam}$$

Keperluan untuk air sanitasi:

$$M_s = W_k + W_o$$

$$= 215,8635 \text{ kg/jam} + 32,3795 \text{ kg/jam}$$

$$= 248,2430 \text{ kg/jam}$$

Keperluan air total yang diperlukan (M_{total}):

$$M_{\text{total}} = W_s + W_p + M_s$$

$$= (2.005.128,3087 + 27.179,3076 + 248,2430) \text{ kg/jam}$$

$$= 2233367,7286 \text{ kg/jam}$$

b) Perhitungan Spesifikasi Alat Utilitas

1. Pompa air sungai (P-201)

Fungsi : mengalirkan air ke bak penampungan awal

Tipe : pompa sentrifugal

Kapasitas laju air umpan (Q):

$$\begin{aligned} Q &= 2233367,7286 \text{ kg/jam} \times 2,205 \text{ lb/kg} \\ &= 4923727,1618 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

Densitas air (ρ):

Dari App. A.2-3 dan A.2-4 Geankoplis hal 855, didapatkan :

$$\rho = 995,68 \text{ kg/m}^3 = 62,1603 \text{ lb/ft}^3$$

Viskositas (μ):

$$\mu = 0,8007 \text{ cP} = 0,0005 \text{ lb/ft s}$$

Laju air volumetrik (Q_F):

$$\begin{aligned} Q_F &= \frac{Q}{\rho} = \frac{4923727,1618 \text{ lb/jam}}{62,1603 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 79248,2364 \text{ ft}^3/\text{jam} = 22,0134 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 79248,2364 \text{ ft}^3/\text{jam} \times \frac{7,481 \text{ gallon}}{1 \text{ ft}^3} \times \frac{1 \text{ jam}}{60 \text{ menit}} \\ &= 9880,93 \text{ gpm} \end{aligned}$$

Diasumsikan laju alir pipa sebagai aliran turbulen, maka berdasarkan Peter and Timmerhauss pers.15 hal 496 ($N_{re} \geq 2100$) maka diameter optimum

($D_{i_{opt}}$):

$$\begin{aligned} D_{i_{opt}} &= 3,9 \times Q_F^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 22,0134^{0,45} \times 62,1603^{0,13} \\ &= 26,82 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari tabel Geankoplis app A.51 hal 892, dipilih:

$$\begin{aligned} \text{Nominal size pipa} &= 30 \text{ in} \\ \text{Schedule} &= 40 \\ \text{Inside diameter (ID)} &= 29 \text{ in} = 2,4167 \text{ ft} \\ \text{Outside diameter (OD)} &= 30 \text{ in} = 2,5 \text{ ft} \\ \text{Luas penampang (A)} &= 4,587 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Kecepatan aliran dalam pipa (V):

$$\begin{aligned} V &= \frac{Q_f}{A} = \frac{22,0134 \text{ ft}^3/\text{s}}{4,587 \text{ ft}^2} \\ &= 4,7991 \text{ ft/s} \\ &= 1,4628 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Pemeriksaan bilangan reynold (N_{Re}):

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{\rho \times V \times ID}{\mu} \\ &= \frac{62,1603 \text{ lb/ft}^3 \times 4,7991 \text{ ft/s} \times 2,4167 \text{ ft}}{0,0005 \text{ lb/ft s}} \end{aligned}$$

$$= 1338985,168$$

Karena $NRe \geq 2100$, maka asumsi benar

Dipilih material pipa commercial steel:

$$\epsilon = 0.00015 \quad (\text{G.G. Brown, fig. 126})$$

$$\epsilon/D = 0.00015/1,2708$$

$$= 0,00001 \text{ f}$$

$$= 0,0160$$

(G.G. Brown, fig. 125)

Direncanakan:

$$\text{Panjang pipa lurus (P)} = 20 \text{ m} = 656,168 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi pemompaan (H)} = 30 \text{ m} = 98,4252 \text{ ft}$$

3 *elbow* 90°

$$Le/ID = 35$$

(Tabel 2.10-1 Geankoplis, hal 93)

$$Le = 35 \times 3 \times 2,4167 \text{ ft}$$

$$= 253,75 \text{ ft}$$

1 *gate valve*:

$$Le/ID = 9$$

$$Le = 9 \times 1 \times 2,4167 \text{ ft}$$

$$= 21,75 \text{ ft}$$

1 *globe valve*:

$$Le/ID = 300$$

$$Le = 300 \times 1 \times 2,4167 \text{ ft}$$

$$= 725 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang pipa total} &= \text{pipa lurus} + \text{elbow } 90^\circ + \text{gate valve} + \text{globe valve} \\
 &= 656,168\text{ft} + 253,75\text{ ft} + 21,75\text{ ft} + 725\text{ ft} \\
 &= 1656,67\text{ ft}
 \end{aligned}$$

Dipilih material pipa *commercial steel*:

$$\varepsilon = 0,00015$$

$$\varepsilon/\text{ID} = 0,00015 / 2,4167\text{ ft} \quad (\text{Peter, fig. 14-1, hal 482})$$

$$= 0,0001\text{ ft}$$

$$f = 0,004$$

Friksi yang terjadi (F):

Friksi karena sambungan (*elbow 90°*)

$$F = \frac{2 \times f \times V^2 \times L_e}{g_c \times \text{ID}} \quad (\text{Peter, fig. 14-1, hal 482})$$

$$= 0,6008\text{ lbf ft/lbm}$$

Friksi karena adanya bukaan (*gate valve*)

$$F = \frac{2 \times f \times V^2 \times L_e}{g_c \times \text{ID}}$$

$$= 0,0515\text{ lbf ft/lbm}$$

Friksi karena adanya bukaan (*globe valve*)

$$F = \frac{2 \times f \times V^2 \times L_e}{g_c \times \text{ID}}$$

$$= 1,7166\text{ lbf ft/lbm}$$

Friksi sepanjang pipa lurus

$$F = \frac{2 \times f \times v^2 \times P}{g_c \times \text{ID}}$$

$$= 1,5536 \text{ lbf ft/lbm}$$

Total friksi (ΣF):

$$\Sigma F = (0,6008 + 0,0515 + 1,7166 + 1,5536) \text{ lbf ft/lbm}$$

$$= 3,9226 \text{ lbf ft/lbm}$$

Penentuan kerja pompa (W):

Berdasarkan persamaan bernouilly

$$W = \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta H \cdot \frac{g}{gc} + \frac{V^2}{2 \cdot \alpha \cdot gc} \Sigma F \quad (\text{Peter, pers.10 hal 486})$$

Dimana:

$$P1=P2 = 1 \text{ atm}$$

$$\frac{\Delta P}{\rho} = \frac{P2-P1}{\rho} = 0$$

$$\Delta H = 26,2466 \text{ ft}$$

V1 = kecepatan linier fluida dari sungai ke pipa

V2 = kecepatan linier fluida ke bak

Karena pada 2 titik reference dianggap sama,

maka V1 = V2 = 4,7991 ft/s

Sehingga velocity head ($\Delta V^2 / 2\alpha gc$) = 0

Untuk aliran turbulen $\alpha = 1$

$$W = 0 + 26,2466 \text{ ft} \times 1 \text{ lbf/lbm} + 0 + 3,9226 \text{ lbf ft/lbm}$$

$$= 30,1692 \text{ lbf ft/lbm}$$

Penentuan daya pompa (P):

$$P = \frac{\rho \times Q_f \times W}{550}$$

$$= \frac{62,1603 \times 22,0134 \times 30,1692}{550}$$

$$= 75,0227$$

Untuk $Q_F = 9880,93$ gpm

Berdasarkan Peter, fig 14-37 hal 520 efisiensi pompa (η)

$\eta = 89\%$

maka :

Brake horse power (BHP)

$$\text{BHP} = p / \eta = 75,0227 \text{ Hp} / 0,89$$

$$= 84,30 \text{ Hp}$$

Penentuan daya motor (N):

Berdasarkan Peter, fig.14-38 hal 521 untuk BHP = 84,30 Hp maka diperoleh

efisiensi motor = 87%

$$N = \text{BHP} / \eta$$

$$= 84,30 \text{ Hp} / 0,87$$

$$= 96,89 \text{ Hp}$$

2. *Bak sand filter (B-SF)*

Fungsi : Menyaring partikel - partikel halus

Jenis : *gravity sand filter*

Bentuk : persegi

Waktu tinggal (θ) = 1 jam

Volume air yang akan ditampung (V_C):

$$V_C = 2233367,7286 \text{ kg/jam}$$

Maka volume air yang akan mengisi bak:

$$\begin{aligned} V_C &= \frac{2233367,7286 \text{ kg/jam}}{995,68 \text{ kg/m}^3} \times 1 \text{ jam} \\ &= 2243,0577 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Jika direncanakan akan digunakan 1 buah bak penampungan, maka:

$$\begin{aligned} V_C &= \frac{2243,0577 \text{ m}^3}{1} \\ &= 2243,0577 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Volume bak penampungan jika 90% terisi air, maka:

$$\begin{aligned} V_B &= \frac{2243,0577 \text{ m}^3}{0,9} \\ &= 2492,2864 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Penentuan ukuran bak

$$\text{Panjang(P)} = \text{Lebar(L)}$$

$$\text{Tinggi(T)} = 5 \text{ meter}$$

$$V = P \cdot L \cdot T$$

$$2492,2864 = L^2 \times 5$$

$$\begin{aligned} L &= \sqrt{\frac{2492,2864}{5}} \\ &= 22,326 \text{ m} \end{aligned}$$

Sehingga,

$$P = L$$

$$= 22,326 \text{ m}$$

Penentuan ukuran saringan:

Direncanakan volume bahan penyaring = 1/3 volume tangki

Tinggi pasir = 3 ft

Tinggi kerikil = 2ft

Maka ukuran bak:

Panjang = 22,326 m

Lebar = 22,326 m

Tinggi = 5 m

Konstruksi = beton

3. Bak penampungan air bersih (BP-01)

Fungsi : Tempat penampungan awal air bersih

Bentuk : persegi

Waktu tinggal (θ) = 1 jam

Volume air yang akan ditampung (V_C):

$$V_C = 2233367,7286 \text{ kg/jam}$$

Maka volume air yang akan mengisi bak:

$$\begin{aligned} V_C &= \frac{2233367,7286 \text{ kg/jam}}{995,68 \text{ kg/m}^3} \times 1 \text{ jam} \\ &= 2243,0577 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Jika direncanakan akan digunakan 1 buah bak penampungan, maka:

$$\begin{aligned} V_C &= \frac{2243,0577 \text{ m}^3}{1} \\ &= 2243,0577 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Volume bak penampungan jika 90% terisi air, maka:

$$V_B = \frac{2243,0577 \text{ m}^3}{0,9}$$

$$= 2492,2864 \text{ m}^3$$

Penentuan ukuran bak

Panjang(P) = Lebar(L)

Tinggi(T) = 5 meter

$$V = P \cdot L \cdot T$$

$$2492,2864 = L^2 \times 5$$

$$L = \sqrt{\frac{2492,2864}{5}}$$

$$= 22,326 \text{ m}$$

Maka ukuran bak:

Panjang = 22,326 m

Lebar = 22,326 m

Tinggi = 5 m

Konstruksi = beton

4. Tangki kation exchanger (T-KE)

Fungsi : Menghilangkan kesadahan air

Bentuk : silinder dengan bed resin

Konstruksi bahan : baja tahan karat

Kapasitas air yang akan dilunakkan (Q):

$$Q = 2232820,447 \text{ kg/jam} \times 2,205 \text{ lb/kg}$$

$$= 4923369,086 \text{ lb/jam}$$

Densitas air (ρ):

$$\begin{aligned}\rho &= 995,68 \text{ kg/m}^3 \\ &= 62,1603 \text{ lb/ft}^3\end{aligned}$$

Viskositas (μ):

$$\begin{aligned}\mu &= 0,8007 \text{ cP} \\ &= 0,0005 \text{ lb/ft sec}\end{aligned}$$

Laju air volumetri (Q_F):

$$\begin{aligned}Q_F &= \frac{Q}{\rho} = \frac{2232820,447 \text{ kg/jam}}{995,68 \text{ kg/m}^3} \\ &= 2242,51 = 9875,47 \text{ gpm}\end{aligned}$$

Berdasarkan Powell, hal 155 diketahui kecepatan penyerapan dalam *exchanger* 3-8 gal/min.ft²

Ditetapkan,

$$V = 3 \text{ gal/min.ft}^2$$

Sehingga :

$$\text{Luas penampang (A)} = \frac{Q_f}{V} = \frac{9875,47 \text{ gpm}}{3 \text{ gal/min.ft}^2} = 3291,82 \text{ ft}^2$$

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 :

$$\text{Volume bed (Vb)} = A \times T$$

$$= 3291,82 \text{ ft}^2 \times 6,25 \text{ ft} = 20573,9 \text{ ft}^3$$

Diameter bed (D):

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}}$$

$$= \sqrt{\frac{4 \times 3291,82 \text{ ft}^2}{3,14}}$$

$$= 64,7565 \text{ ft}$$

Sehingga :

Tinggi tangki (H_T):

- Lapisan *spacing* bagian atas dan bawah = 2 + 2 ft = 4 ft
- Tinggi bed resin = 6,25 ft

$$\text{Tinggi total tangki} = 10,25 \text{ ft}$$

Jadi, diambil tinggi tangki

$$\text{Tinggi tangki} = 11 \text{ ft}$$

$$\text{Volume tangki} = A \times H = 3291,82 \text{ ft}^2 \times 11 \text{ ft}$$

$$= 36210,1 \text{ ft}^3$$

Diasumsikan tiap gallon mengandung 5 grain *hardness*, sehingga:

$$\begin{aligned}
 \text{Kesadahan air} &= 9875,468 \text{ gpm} \times 5 \text{ grain/gal} \times \frac{60 \text{ menit}}{1 \text{ jam}} \\
 &= 2962640,4 \text{ grain/jam} \times \frac{647.989,1 \text{ kg}}{1 \text{ grain}} \\
 &= 0,2187 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Volume resin (V_R):

Jika digunakan “*Natural Green Zeolit*” dengan kapasitas penyerapan 10000 grain/ft³ resin (powell tabel 5.b hal. 172)

$$\begin{aligned}
 V_R &= \text{Volume bed} \times \text{kapasitas penyerapan} \\
 &= 20573,9 \text{ ft}^3 \times 10000 \text{ grain /ft}^3 \\
 &= 205738921,8 \text{ grain}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Umur resin} &= \frac{V_R}{\text{Kandungan kation}} = \frac{205738921,8 \text{ grain}}{2962640,4 \text{ grain/jam}} \\
 &= 69,4444 \text{ jam} \approx 70 \text{ jam}
 \end{aligned}$$

Jadi, setelah 70 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, 1988)

Resin yang digunakan memiliki EC (*Exchanger Capacity*) = 20 kg/ft³

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan H}_2\text{SO}_4 &= \frac{\text{Kesadahan air} \times \text{kapasitas regenerasi}}{\text{kapasitas resin}} \\
 &= \frac{0,2187 \text{ kg/jam} \times 6 \text{ lb H}_2\text{SO}_4/\text{ft}^3}{20 \text{ kg/ft}^3}
 \end{aligned}$$

$$= 0,0656 \text{ lb/jam} \times 70 \text{ jam/regenerasi}$$

$$= 4,5931 \frac{\text{lb}}{\text{regenerasi}} \times \frac{0,454 \text{ kg}}{1 \text{ lb}}$$

$$= 2,0853 \text{ kg/regenerasi}$$

5. Tangki anion exchanger (T-AE)

Fungsi : menghilangkan kesadahan air

Bentuk : silinder dengan bed resin

Konstruksi bahan : baja tahan karat

Kapasitas air yang akan dilunakkan (Q):

$$Q = 2232820,447 \text{ kg/jam} \times 2,205 \text{ lb/kg}$$

$$= 4923369,086 \text{ lb/jam}$$

Densitas air (ρ):

$$\rho = 995,68 \text{ kg/m}^3$$

$$= 62,1603 \text{ lb/ft}^3$$

Viskositas (μ):

$$\mu = 0,8007 \text{ cP}$$

$$= 0,0005 \text{ lb/ft sec}$$

Laju air volumetri (Q_F):

$$Q_F = \frac{Q}{\rho} = \frac{2232820,447 \text{ kg/jam}}{995,68 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 2242,51 = 9875,47 \text{ gpm}$$

Berdasarkan Powell, hal 155 diketahui kecepatan penyerapan dalam *exchanger* 3-8 gal/min.ft²

Ditetapkan,

$$V = 3 \text{ gal/min.ft}^2$$

Sehingga :

$$\text{Luas penampang (A)} = \frac{Q_f}{v} = \frac{9875,47 \text{ gpm}}{3 \text{ gal/min.ft}^3} = 3291,82 \text{ ft}^2$$

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 :

$$\begin{aligned} \text{Volume bed (Vb)} &= A \times T \\ &= 3291,82 \text{ ft}^2 \times 6,25 \text{ ft} = 20573,9 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Diameter bed (D):

$$\begin{aligned} D &= \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} \\ &= \sqrt{\frac{4 \times 3291,82 \text{ ft}^2}{3,14}} \\ &= 64,7565 \text{ ft} \end{aligned}$$

Sehingga :

Tinggi tangki (H_T):

- Lapisan *spacing* bagian atas dan bawah = $2 + 2 \text{ ft} = 4 \text{ ft}$
- Tinggi bed resin = $6,25 \text{ ft}$

Tinggi total tangki = $10,25 \text{ ft}$

Jadi, diambil tinggi tangki

Tinggi tangki = 11 ft

$$\begin{aligned}\text{Volume tangki} &= A \times H = 3291,82 \text{ ft}^2 \times 11 \text{ ft} \\ &= 36210,1 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

Diasumsikan tiap gallon mengandung 5 grain *hardness*, sehingga:

$$\begin{aligned}\text{Kesadahan air} &= 9875,468 \text{ gpm} \times 5 \text{ grain/gal} \times \frac{60 \text{ menit}}{1 \text{ jam}} \\ &= 2962640,4 \text{ grain/jam} \times \frac{647.989,1 \text{ kg}}{1 \text{ grain}} \\ &= 0,2187 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Volume resin (V_R):

Jika digunakan “*Natural Green Zeolit*” dengan kapasitas penyerapan 10000 grain/ft³ resin (powell tabel 5.b hal. 172)

$$\begin{aligned}V_R &= \text{Volume bed} \times \text{kapasitas penyerapan} \\ &= 20573,9 \text{ ft}^3 \times 10000 \text{ grain /ft}^3 \\ &= 205738921,8 \text{ grain}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Umur resin} &= \frac{V_R}{\text{Kandungan kation}} = \frac{205738921,8 \text{ grain}}{2962640,4 \text{ grain/jam}} \\ &= 69,4444 \text{ jam} \approx 70 \text{ jam}\end{aligned}$$

Jadi, setelah 70 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, 1988)

Resin yang digunakan memiliki EC (*Exchanger Capacity*) = 25 kg/ft³

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan NaOH} &= \frac{\text{Kesadahan air} \times \text{kapasitas regenerasi}}{\text{kapasitas resin}} \\
 &= \frac{0,2187 \text{ kg/jam} \times 3,5 \text{ lb NaOH/ft}^3}{25 \text{ kg/ft}^3} \\
 &= 0,0306 \text{ lb/jam} \times 70 \text{ jam/regenerasi} \\
 &= 2,1435 \frac{\text{lb}}{\text{regenerasi}} \times \frac{0,454 \text{ kg}}{1 \text{ lb}} \\
 &= 0,9731 \text{ kg/regenerasi}
 \end{aligned}$$

6. Bak air pendingin (BP-02)

Fungsi : menampung sementara air pendingin sebelum digunakan di pabrik

Bentuk : persegi

Waktu tinggal $\theta = 1$ jam

Volume air yang ditampung (V_C):

$$\begin{aligned}
 V_C &= \frac{220564,1140 \text{ kg/jam}}{995,68 \text{ kg/m}^3} \times 1 \text{ jam} \\
 &= 221,5211 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Volume bak (V_B)

Jadi direncanakan akan digunakan 1 buah bak, maka:

$$V_B = \frac{221,5211 \text{ m}^3}{1}$$
$$= 221,5211 \text{ m}^3$$

Volume bak dirancang 90% berisi air, maka:

$$V_B = \frac{221,5211 \text{ m}^3}{0,9}$$
$$= 246,1345 \text{ m}^3$$

Penentuan ukuran bak:

$$\text{Tinggi (T)} = 5 \text{ m}$$

$$\text{Panjang (P)} = \text{Lebar (L)}$$

$$V = P \cdot L \cdot T$$

$$246,1345 = L^2 \cdot 5$$

$$L = \sqrt{\frac{246,1345}{5}}$$
$$= 7,016 \text{ m}$$

Maka ukuran bak:

$$\text{Panjang} = 7,016 \text{ m}$$

$$\text{Lebar} = 7,016 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi} = 5 \text{ m}$$

Konstruksi = beton

7. Cooling tower (CT)

Fungsi : mendinginkan air pendingin bekas

Jenis : *induced draft cooling*

Laju alir massa : 1985077,026 kg/jam

Suhu air pendingin masuk : 45°C = 113°F

Suhu air pendingin keluar : 30°C = 86°F

$$\begin{aligned}\text{Laju air pendingin} &= \frac{1985077,026 \text{ kg/jam}}{995,68 \text{ kg/m}^3} \\ &= \frac{1993,69 \text{ m}^3/\text{jam}}{60 \text{ menit/jam}} \times \frac{264,1721 \text{ gal}}{1 \text{ m}^3} \\ &= 8777,95 \text{ gpm}\end{aligned}$$

Kecepatan aliran 1,3 gpm/ft² (fig. 12-14 Perry)

$$\text{Luas permukaan menara} = \frac{8777,95 \text{ gpm}}{1,3 \text{ gpm/ft}^2} = 6752,27 \text{ ft}^2$$

Diambil *performace* menara pendingin 90% dari (fig. 12-15 Perry) maka diperoleh *horsepower* 0,030 hp/ft²

$$\begin{aligned}\text{Power fan} &= 0,030 \text{ hp/ft}^2 \times 6752,27 \text{ ft}^2 \\ &= 202,57 \text{ Hp}\end{aligned}$$

Diasumsikan:

$$\text{Tinggi (T)} = 5 \text{ m}$$

$$\text{Panjang (P)} = \text{Lebar (L)}$$

$$V = P \cdot L \cdot T$$

$$246,1345 = L^2 \cdot 5$$

$$L = \sqrt{\frac{246,1345}{5}}$$

$$= 7,016 \text{ m}$$

8. Bak air umpan boiler (BP-03)

Fungsi : menampung air kebutuhan boiler

Bentuk : persegi

Waktu tinggal $\theta = 24$ jam

Volume air yang ditampung (V_c)

$$V_c = \frac{27179,31 \text{ kg/jam}}{995,68 \text{ kg/m}^3} \times 24 \text{ jam}$$
$$= 655,1336 \text{ m}^3$$

Volume bak (V_B)

Jadi direncanakan akan digunakan 1 buah bak, maka:

$$V_B = \frac{655,1336 \text{ m}^3}{1}$$
$$= 655,1336 \text{ m}^3$$

Volume bak dirancang 90% berisi air, maka:

$$V_B = \frac{655,1336 \text{ m}^3}{0,9}$$
$$= 727,93 \text{ m}^3$$

Penentuan ukuran bak:

$$\text{Tinggi (T)} = 5 \text{ m}$$

$$\text{Panjang (P)} = \text{Lebar (L)}$$

$$V = P \cdot L \cdot T$$

$$727,93 = L^2 \cdot 5$$

$$L = \sqrt{\frac{727,93}{5}}$$

$$= 12,0659 \text{ m}$$

Maka ukuran bak:

Panjang = 12,0659 m

Lebar = 12,0659 m

Tinggi = 5 m

Konstruksi = beton

9. Tangki pelarut H₂SO₄

Fungsi : tempat membuat larutan asam sulfat

Bentuk : silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan : *carbon stell*

Jumlah asam sulfat yang akan dilarutkan

$$= 2,0853 \text{ kg/regenerasi}$$

$$= 4,5973 \text{ lb/regenerasi} = 68,9595 \text{ lb/ 15 regenerasi}$$

Larutan yang akan dibuat H₂SO₄ dengan kadar 30% berat

$$\rho \text{ H}_2\text{SO}_4 = 1830 \text{ kg/m}^3 = 114,2432 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Volume H}_2\text{SO}_4 = \frac{\text{Jumlah H}_2\text{SO}_4}{\% \text{ berat} \times \rho \text{ H}_2\text{SO}_4}$$

$$= \frac{68,9595 \text{ lb}}{0,3 \times 114,2432 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 2,0121 \text{ ft}^3$$

Faktor keamanan 20%

$$\text{Volume tangki} = 2,0121 \text{ ft}^3 \times 1,2$$

$$= 2,4145 \text{ ft}^3$$

Direncanakan perbandingan diameter dengan tinggi tangki D:H = 2:3

$$V = \frac{1}{4} \pi D^2 H$$

$$2,4145 \text{ ft}^3 = \frac{1}{4} \pi D^2 \left(\frac{3}{2} D\right)$$

$$2,4145 \text{ ft}^3 = \frac{3}{8} \pi D^3$$

Maka,

$$D^3 = \frac{2,4145 \text{ ft}^3 \times 8}{3 \times 3,14}$$

$$D = \sqrt[3]{2,4145} = 1,3415 \text{ ft} = 0,41 \text{ m}$$

$$H = \frac{1,2772 \text{ ft} \times 3}{2} = 1,9159 \text{ ft} = 0,6 \text{ m}$$

Daya pengaduk

Digunakan pengaduk *propeller*

$$D/D_i = 3 \text{ baffel}$$

$$D_i = 1/3 \times 1,3415 \text{ ft} = 0,4472 \text{ ft}$$

Kecepatan pengadukan (N) = 1 rps

Dari tabel 12-9, Peters diperoleh konstanta pengadukan (K_T) = 5,2

$$P = \frac{K_T \times N^3 \times D_i^5 \times \rho}{g_c \times 550}$$

$$= \frac{5,2 \times 1^3 \times 0,4472^5 \times 114,2432}{32,174 \times 550}$$

$$= 0,647 \text{ Hp}$$

Efisiensi motor penggerak = 80%

$$\text{Daya motor} = \frac{0,647 \text{ Hp}}{0,8} = 0,81 \text{ Hp}$$

10. Bak penambahan desinfektan (BP-05)

Fungsi : menampung air sanitasi dengan penambahan kaporit ($\text{Ca}(\text{ClO})_2$) sebagai desinfektan

Bentuk : persegi

Waktu tinggal $\theta = 24$ jam

Volume air yang ditampung (V_c)

$$V_c = \frac{547,2814 \text{ kg/jam}}{995,68 \text{ kg/m}^3} \times 24 \text{ jam}$$

$$= 13,1917 \text{ m}^3$$

Volume bak (V_B)

Jadi direncanakan akan digunakan 1 buah bak, maka:

$$V_B = \frac{13,1917 \text{ m}^3}{1}$$

$$= 13,1917 \text{ m}^3$$

Volume bak dirancang 90% berisi air, maka:

$$V_B = \frac{13,1917 \text{ m}^3}{0,9}$$

$$= 14,6575 \text{ m}^3$$

Penentuan ukuran bak:

$$\text{Tinggi (T)} = 3 \text{ m}$$

$$\text{Panjang (P)} = \text{Lebar (L)}$$

$$V = P \cdot L \cdot T$$

$$14,6575 \text{ m}^3 = L^2 \cdot 3$$

$$L = \sqrt{\frac{14,6575}{3}} = 2,2104 \text{ m}$$

Sehingga,

$$\begin{aligned} P &= L \\ &= 2,2104 \text{ m} \end{aligned}$$

Maka ukuran bak:

$$\text{Panjang} = 2,2104 \text{ m}$$

$$\text{Lebar} = 2,2104 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi} = 3 \text{ m}$$

Konstruksi = beton

Kebutuhan desinfektan:

Kandungan klorin dalam kaporit = 70 %

Digunakan kaporit dengan dosis = 3 ppm (Kirk-Othmer Vol. 22, hal 85)

Maka jumlah kaporit yang ditambahkan tiap jam proses adalah:

$$= \frac{547,2814 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 3}{1000000} = 0,0016 \text{ kg/jam}$$

$$= 0,276 \text{ kg/minggu}$$

11. Bak air sanitasi (BP-06)

Fungsi : menampung air sanitasi

Bentuk : persegi

Waktu tinggal $\theta = 24$ jam

Volume air yang ditampung (V_c)

$$V_c = \frac{547,2814 \text{ kg/jam}}{995,68 \text{ kg/m}^3} \times 24 \text{ jam}$$
$$= 13,1917 \text{ m}^3$$

Volume bak (V_B)

Jadi direncanakan akan digunakan 1 buah bak, maka:

$$V_B = \frac{13,1917 \text{ m}^3}{1}$$
$$= 13,1917 \text{ m}^3$$

Volume bak dirancang 90% berisi air, maka:

$$V_B = \frac{13,1917 \text{ m}^3}{0,9}$$
$$= 14,6575 \text{ m}^3$$

Penentuan ukuran bak:

$$\text{Tinggi (T)} = 3 \text{ m}$$

$$\text{Panjang (P)} = \text{Lebar (L)}$$

$$V = P \cdot L \cdot T$$

$$14,6575 \text{ m}^3 = L^2 \cdot 3$$

$$L = \sqrt{\frac{14,6575}{3}} = 2,2104 \text{ m}$$

Sehingga,

$$P = L \\ = 2,2104 \text{ m}$$

Maka ukuran bak:

Panjang = 2,2104 m

Lebar = 2,2104 m

Tinggi = 3 m

12. Tangki pelarut NaOH

Fungsi : Tempat membuat larutan natrium hidroksida

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan : *Carbon stell*

Jumlah NaOH yang akan dilarutkan

$$= 0,9731 \text{ kg/regenerasi}$$

$$= 2,145 \text{ lb/regenerasi} = 75,075 \text{ lb/ 35 regenerasi}$$

Larutan yang akan dibuat NaOH dengan kadar 30% berat

$$\rho \text{ NaOH} = 2130 \text{ kg/m}^3 = 132,9716 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Volume NaOH} = \frac{\text{Jumlah NaOH}}{\% \text{ berat} \times \rho \text{ NaOH}}$$

$$= \frac{75,075 \text{ lb}}{0,3 \times 132,9716 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 1,882 \text{ ft}^3$$

Faktor keamanan 20%

$$\begin{aligned}\text{Volume tangki} &= 1,882 \text{ ft}^3 \times 1,2 \\ &= 2,258 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

Direncanakan perbandingan diameter dengan tinggi tangki D:H = 2:3

$$V = \frac{1}{4} \pi D^2 H$$

$$2,258 \text{ ft}^3 = \frac{1}{4} \pi D^2 \left(\frac{3}{2} D\right)$$

$$2,258 \text{ ft}^3 = \frac{3}{8} \pi D^3$$

Maka,

$$D^3 = \frac{2,258 \text{ ft}^3 \times 8}{3 \times 3,14}$$

$$D = \sqrt[3]{1,918} = 1,242 \text{ ft} = 0,379 \text{ m}$$

$$H = \frac{1,2486 \text{ ft} \times 3}{2} = 1,8729 \text{ ft} = 0,6 \text{ m}$$

Daya pengaduk

Digunakan pengaduk *propeller*

$$D/D_i = 3 \text{ baffel}$$

$$D_i = 1/3 \times 1,242 \text{ ft} = 0,414 \text{ ft}$$

Kecepatan pengadukan (N) = 1 rps

Dari tabel 12-9, Peters diperoleh konstanta pengadukan (K_T) = 5,2

$$P = \frac{K_T \times N^3 \times D_i^5 \times \rho}{g_c \times 550}$$
$$= \frac{5,2 \times 1^3 \times 0,414^5 \times 132,9716}{32,174 \times 550}$$
$$= 0,475 \text{ Hp}$$

Efisiensi motor penggerak = 80%

$$\text{Daya motor} = \frac{0,475 \text{ Hp}}{0,8} = 0,594 \text{ Hp}$$

13. Tangki pelarut $\text{Ca}(\text{ClO})_2$

Fungsi : Tempat membuat larutan kaporit sebagai desinfektan

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan : *Carbon stell*

Jumlah $\text{Ca}(\text{ClO})_2$ yang akan dilarutkan

$$= 44,892 \text{ g/hari}$$

$$= 0,09897 \text{ lb/hari} = 36,2231 \text{ lb/tahun}$$

Larutan yang akan dibuat $\text{Ca}(\text{ClO})_2$ dengan kadar 30% berat

$$\rho \text{ Ca}(\text{ClO})_2 = 1560 \text{ kg/m}^3 = 97,3876 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Volume CaOCl}_2 = \frac{\text{Jumlah Ca}(\text{ClO})_2}{\% \text{ berat} \times \rho \text{ Ca}(\text{ClO})_2}$$

$$= \frac{36,2231 \text{ lb}}{0,3 \times 97,3876 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 1,2398 \text{ ft}^3$$

Faktor keamanan 20%

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= 1,2398 \text{ ft}^3 \times 1,2 \\ &= 1,4878 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Direncanakan perbandingan diameter dengan tinggi tangki D:H = 2:3

$$V = \frac{1}{4} \pi D^2 H$$

$$1,4878 \text{ ft}^3 = \frac{1}{4} \pi D^2 \left(\frac{3}{2} D\right)$$

$$1,4878 \text{ ft}^3 = \frac{3}{8} \pi D^3$$

Maka,

$$D^3 = \frac{1,4878 \text{ ft}^3 \times 8}{3 \times 3,14}$$

$$D = \sqrt[3]{1,2635} = 1,0811 \text{ ft} = 0,33 \text{ m}$$

$$H = \frac{1,0811 \text{ ft} \times 3}{2} = 1,6217 \text{ ft} = 0,5 \text{ m}$$

Daya pengaduk

Digunakan pengaduk *propeller*

$$D/D_i = 3 \text{ baffel}$$

$$D_i = 1/3 \times 1,0811 \text{ ft} = 0,3604 \text{ ft}$$

Kecepatan pengadukan (N) = 1 rps

Dari tabel 12-9, Peters diperoleh konstanta pengadukan (K_T) = 5,2

$$P = \frac{K_T \times N^3 \times D_i^5 \times \rho}{g_c \times 550}$$

$$= \frac{5,2 \times 1^3 \times 0,3604^5 \times 97,3876}{32,174 \times 550}$$

$$= 0,00017 \text{ Hp}$$

Efisiensi motor penggerak = 80%

$$\text{Daya motor} = \frac{0,00017 \text{ Hp}}{0,8} = 0,00022 \text{ Hp} \approx 0,05 \text{ Hp}$$

3. Unit Penyediaan Listrik

Kebutuhan listrik pada pabrik metil ester ini direncanakan dipenuhi dari Perusahaan Listrik Negara (PLN) dan sebagai cadangan digunakan generator. Perincian kebutuhan listrik tersebut meliputi:

a) Kebutuhan listrik untuk proses pabrikasi

Kebutuhan Daya Alat Proses

No	Nama Alat	Jumlah (Unit)	Daya Motor (Hp)	Total Daya (Hp)
1	Rotary Dryer Vakum Filter (RDVF)	1	11	11
2	Degummer (DG)	1	6	6
3	Mixer (M-01)	1	2	2
4	Mixer (M-02)	1	2	2
5	Reaktor Esterifikasi (R-01)	1	17	17
6	Reaktor Transesterifikasi (R-02)	1	18	18
7	Pompa (P-01)	1	15	15

8	Pompa (P-02)	1	0,375	0,375
9	Pompa (P-03)	1	0,375	0,375
10	Pompa (P-04)	1	0,375	0,375
11	Pompa (P-05)	1	0,125	0,125
12	Pompa (P-06)	1	0,375	0,375
13	Pompa (P-07)	1	0,375	0,375
14	Pompa (P-08)	1	0,25	0,25
15	Pompa (P-09)	1	0,5	0,5
16	Pompa (P-10)	1	0,125	0,125
17	Pompa (P-11)	1	0,375	0,375
18	Pompa (P-12)	1	0,75	0,75
19	Pompa (P-13)	1	0,125	0,125
20	Pompa (P-14)	1	0,5	0,5
21	Pompa (P-15)	1	0,75	0,75
TOTAL				76,375

Kebutuhan listrik untuk proses (P proses)

$$P \text{ proses} = 76,375 \text{ Hp} \times 745,7 \text{ watt/ Hp}$$

$$= 56.952,84 \text{ watt}$$

$$= 56,95 \text{ kw}$$

b) Kebutuhan listrik untuk proses utilitas

Kebutuhan Daya Alat Utilitas

No	Nama Alat	Jumlah (Unit)	Daya Motor (Hp)	Total Daya (Hp)
1	Boiler	1	407	407
2	Cooling Tower	1	202	202
3	Tangki pelarut H ₂ SO ₄	1	0,81	0,81
4	Tangki pelarut NaOH	1	0,594	0,594
5	Tangki pelarut kaporit	1	0,05	0,05
6	Pompa (P-01)	1	84,30	84,30
7	Pompa (P-02)	1	5	5
8	Pompa (P-03)	1	5	5
9	Pompa (P-04)	1	0,5	0,5
10	Pompa (P-05)	1	0,5	0,5
TOTAL				706,204

Kebutuhan listrik untuk utilitas (P utilitas)

$$\begin{aligned} P \text{ utilitas} &= 706,204 \text{ Hp} \times 745,7 \text{ watt/ Hp} \\ &= 526.616,323 \text{ watt} \\ &= 526,616 \text{ kw} \end{aligned}$$

Total kebutuhan listrik untuk pabrikasi (P pabrikasi)

$$\begin{aligned} P \text{ pabrikasi} &= P \text{ utilitas} + P \text{ proses} \\ &= 526,616 \text{ kw} + 56,95 \text{ kw} \\ &= 583,566 \text{ kw} \end{aligned}$$

Jika faktor keamanan 20% maka

$$\begin{aligned} P \text{ pabrikasi} &= 1,2 \times 583,566 \text{ kw} \\ &= 700,279 \text{ kw} \end{aligned}$$

c) Kebutuhan listrik untuk alat kontrol (P kontrol)

$$\begin{aligned} P \text{ kontrol} &= 0,2 \times 583,566 \text{ kw} \\ &= 116,71 \text{ kw} \end{aligned}$$

d) Kebutuhan untuk penerangan (P penerangan)

$$\begin{aligned} P \text{ penerangan} &= 0,2 \times 583,566 \text{ kw} \\ &= 116,71 \text{ kw} \end{aligned}$$

Kebutuhan listrik untuk bengkel dan lain-lain (Pe)

$$\begin{aligned} P_e &= 0,5 \times 583,566 \text{ kw} \\ &= 291,783 \text{ kw} \end{aligned}$$

Total kebutuhan listrik (p)

$$P = P \text{ pabrikasi} + P \text{ kontrol} + P \text{ penerangan} + P_e$$

$$= 700,279 \text{ kw} + 116,71 \text{ kw} + 116,71 \text{ kw} + 291,783 \text{ kw}$$

$$= 1.225,482 \text{ kw}$$

4. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Generator disediakan hanya untuk menyuplai kebutuhan listrik proses dan utilitas apabila terjadi gangguan listrik dari PLN. Diketahui power faktor untuk generator penggerak mesin diesel sebesar 85%. Bahan bakar yang digunakan untuk generator adalah minyak solar karena minyak solar lebih efisien dan mempunyai nilai bakar yang tinggi.

$$\begin{aligned} \text{Daya yang dibutuhkan} &= \frac{\text{total kebutuhan listrik utilitas + proses}}{\text{power faktor}} \\ &= \frac{526,616 \text{ kwh} + 56,95 \text{ kwh}}{0,85} \\ &= 686,55 \text{ kwh} \\ &= 2342605,82 \text{ btu/h} \end{aligned}$$

$$\text{Nilai bahan bakar solar} = 19860 \text{ btu/lb (Perry, 1999)}$$

$$\text{Densitas bahan bakar solar} = 0,89 \text{ kg/l (Perry, 1999)}$$

Jumlah solar yang dibutuhkan untuk bahan bakar:

$$\begin{aligned} &= \frac{\text{daya yang dibutuhkan (btu/h)}}{\text{nilai bahan bakar (btu/lb)}} \\ &= \frac{2342605,82 \text{ btu/h}}{19860 \text{ btu/lb}} \\ &= 117,96 \text{ lb/h} = 53,507 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

$$\text{Kebutuhan solar} = \frac{53,507 \text{ kg/h}}{0,89 \text{ kg/l}} = 60,12 \text{ l/h}$$

Diperkirakan total gangguan listrik dari PLN selama 1 tahun produksi

sebanyak 2 minggu atau 336 jam.

Bahan bakar untuk kebutuhan generator:

$$= 336 \text{ jam/tahun} \times 60,12 \text{ l/h} = 20.200,27 \text{ l/tahun}$$



LAMPIRAN E

PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI

Kapasitas Produksi	= 100.000 ton/tahun
	= 12.626,2626 kg/jam
Lama Operasi	= 330 hari
Basis	= 12,6263 ton/jam
Nilai Tukar Rupiah	= Rp15.600,00,-/US \$
Pengadaan Alat	= 2024
Mulai Konstruksi, tahun	= 2024
Lama Konstruksi	= 3
Mulai Beroperasi, tahun	= 2027

1. Harga Tanah

Luas tanah dan bangunan	= 26.076 m ²
Harga tanah per m ²	= Rp300.000
Harga tanah total	= Rp300.000 x 26.076
	= Rp7.822.800.000

2. Harga Peralatan

Harga Peralatan setiap saat akan berubah tergantung pada perubahan ekonomi. Apabila harga alat pada beberapa tahun yang lalu diketahui, maka harga alat pada masa sekarang dapat ditaksir dengan menggunakan *Chemical Engineering Plant Cost index (CEPCI)*.

$$\text{Harga alat sekarang} = \frac{\text{Indeks harga tahun sekarang}}{(\text{indeks harga tahun } x)} \times (\text{Harga tahun } x)$$

(Max S. Peters and Klaus D. Timmerhaus 1991, hal 165)

Perhitungan pada analisa ekonomi ini berdasarkan :

Tahun Pengadaan Alat : 2024

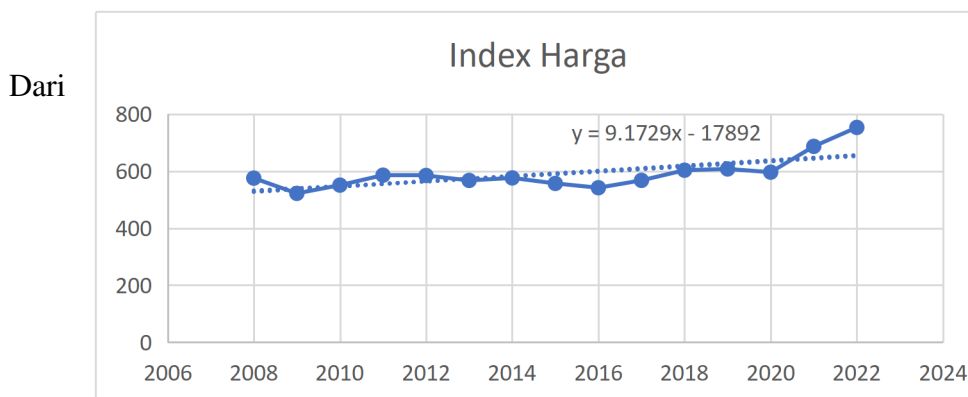
Tahun pabrik selesai didirikan : 2027

Tabel E.1. *Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI)*

Tahun	Annual Index
2008	575,4
2009	521,9
2010	550,8
2011	585,7
2012	584,6
2013	567,3
2014	576,1
2015	556,8
2016	541,7
2017	567,5
2018	603,1
2019	607,5
2020	596,2
2021	686,7
2022	753,1

Sumber : www.chemengonline.com/pci

Untuk mengetahui *annual index* tahun 2023 maka dilakukan regresi linear seperti berikut.



grafik tersebut didapatkan persamaan $y = 9,1729x - 17892$ sehingga untuk *annual index* tahun 2024 sebagai berikut :

$$y = 9,1729x - 17892$$

$$2024 = 9,1729x - 17892$$

$$y = 673,9$$

Jadi annual index untuk tahun 2024 adalah 673,9

1.2 Perhitungan Harga Peralatan Proses

Harga peralatan proses pada perhitungan analisa ekonomi ini merupakan harga yang didapatkan dari <http://www.matche.com> yang memberikan harga dari Gulf Coast USA, data yang diperoleh dari <http://www.matche.com> merupakan data tahun 2014.

Contoh perhitungan

1. Tangki Penyimpanan CPO

$$\text{Harga tahun 2014} = \$ 50.800,00 \text{ (sumber:www.matche.com)}$$

$$\text{Harga tahun 2024} = \frac{\text{Indeks tahun 2024}}{\text{indeks tahun 2014}} \times \text{harga tahun 2014}$$

$$= \frac{673,9}{576,10} \times \$ 50.800,00$$

$$= \$ 59.424$$

$$\text{Cost Total (2024)} = \$ 59.424 \times \text{Jumlah alat}$$

$$= \$ 59.424 \times 4 \text{ buah}$$

$$= \$ 237.696$$

Tabel E.2. Harga Peralatan Alat Proses

Kode	Nama Alat	Jumlah	Harga	Total
------	-----------	--------	-------	-------

Alat		Unit	2014	2024	
T-01	Tangki Penyimpanan CPO	4	\$50.800	\$59.424	\$237.696
T-02	Tangki Penyimpanan H ₃ PO ₄	2	\$2.389	\$2.795	\$5.589
T-03	Tangki Penyimpanan HCl	2	\$7.340	\$8.586	\$17.172
T-04	Tangki Penyimpanan CH ₃ OH	4	\$39.702	\$46.442	\$185.767
T-05	Tangki Penyimpanan RCOOCH ₃	4	\$42.687	\$49.934	\$199.736
T-06	Tangki Penyimpanan C ₃ H ₅ (OH) ₃	2	\$22.126	\$25.882	\$51.764
S-01	Silo Bentonit	2	\$669	\$783	\$1.566
G-01	Gudang NaOH	2	\$28.823	\$33.716	\$67.431
DG	Degummer	1	\$83.058	\$97.158	\$97.158
RDVF	Rotary Drum Vakum Filter	1	\$122.734	\$143.570	\$143.570
EV-01	Evaporator I	1	\$9.100	\$10.645	\$10.645
EV-02	Evaporator II	1	\$10.020	\$11.721	\$11.721
M-01	Mixer I	1	\$64.026	\$74.895	\$74.895
M-02	Mixer II	1	\$65.153	\$76.213	\$76.213
R-01	Reaktor Esterifikasi	1	\$102.809	\$120.262	\$120.262
R-02	Reaktor Transesterifikasi	1	\$106.678	\$124.787	\$124.787
DC-01	Dekanter I	1	\$36.022	\$42.137	\$42.137
DC-02	Dekanter II	1	\$38.175	\$44.655	\$44.655
E-01	Elevator Bentonit	2	\$22.582	\$26.416	\$52.832
E-02	Elevator NaOH	2	\$22.582	\$26.416	\$52.832
HE-01	Heater CPO	1	\$8.140	\$9.522	\$9.522
CO-01	Cooler (CO-01)	1	\$17.739	\$20.750	\$20.750
CO-02	Cooler (CO-02)	1	\$18.662	\$21.830	\$21.830
P-01	Pompa 1	1	\$19.538	\$22.855	\$22.855
P-02	Pompa 2	1	\$674	\$789	\$789

P-03	Pompa 3	1	\$1.632	\$1.909	\$1.909
P-04	Pompa 4	1	\$1.591	\$1.861	\$1.861
P-05	Pompa 5	1	\$1.587	\$1.857	\$1.857
P-06	Pompa 6	1	\$709	\$830	\$830
P-07	Pompa 7	1	\$1.131	\$1.323	\$1.323
P-08	Pompa 8	1	\$1.740	\$2.035	\$2.035
P-09	Pompa 9	1	\$1.788	\$2.092	\$2.092
P-10	Pompa 10	1	\$2.727	\$3.190	\$3.190
P-11	Pompa 11	1	\$1.681	\$1.966	\$1.966
P-12.1	Pompa 12	1	\$1.070	\$1.251	\$1.251
P-12.2	Pompa 12	1	\$1.195	\$1.398	\$1.398
P-13	Pompa 13	1	\$1.194	\$1.396	\$1.396
P-14	Pompa 14	1	\$2.084	\$2.438	\$2.438
P-15	Pompa 15	1	\$2.020	\$2.363	\$2.363
Total Harga Alat Proses					\$1.720.085

(sumber: www.matche.com)

Kurs Dollar Amerika \$1 = Rp15.600.00 (<https://id.valutafx.com/USD-IDR.htm>)

Jadi. Harga Peralatan Proses pada Tahun 2024

= Rp15.600.00 x \$1.720.085

= Rp26.833.332.625

1.2 Harga Peralatan Utilitas

Peralatan Utilitas meliputi :

- a. Steam
- b. Listrik
- c. Bahan Bakar
- d. Pengolahan Air
- e. Pengolahan Limbah

Harga peralatan utilitas diperkirakan 45% dari harga peralatan (Tabel 6.1 Coulson)

Harga peralatan utilitas = 45% x Rp26.833.332.625

= Rp12.074.999.681

Total harga peralatan (E) = Harga peralatan proses + Utilitas

$$= \text{Rp}12.074.999.681 + \text{Rp}12.074.999.681$$

$$= \text{Rp}38.908.332.306$$

3. Harga Bahan Dan Penjualan Produk

Harga bahan baku dan produk berdasarkan sumber www.alibaba.com.

Tabel E.3 Perhitungan Biaya Bahan Baku

Bahan Baku	Kebutuhan (kg/jam)	Harga/ton	Harga Total Per Tahun
CPO	13.963,0094	Rp5.460.159	Rp603.822.791.425
Bentonite	139,6301	Rp2.418.000	Rp2.673.994.608
H ₃ PO ₄ 85%	12,5667	Rp12.354.014	Rp1.229.573.567
HCl 37%	139,1135	Rp2.496.000	Rp2.750.040.184
NaOH	120,1754	Rp7.020.000	Rp6.681.559.959
CH ₃ OH	3.778,7881	Rp7.098.000	Rp212.428.956.436
Total			Rp829.586.916.179

Tabel E.4 Perhitungan Hasil Penjualan Produk

Bahan Baku	Jumlah (kg/jam)	Harga/ton	Harga Total Per Tahun
Metil Ester	12.626,2626	Rp14.351.088	Rp1.435.108.797.015
Gliserol	1.279,47	Rp4.896.408	Rp49.617.272.579
Total			Rp1.484.726.069.594

4. Gaji Karyawan

Biaya untuk keperluan gaji karyawan selama satu bulan. dapat diperkirakan:

Tabel E.5 Gaji Karyawan

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji/bln (Rp)	Total (Rp)
1	Direktur Utama	1	25.000.000	25.000.000
2	Direktur Teknik dan Produksi	1	18.000.000	18.000.000
3	Direktur Administrasi dan Pemasaran	1	18.000.000	18.000.000
4	Kepala Bagian Proses dan Utilitas	1	12.000.000	12.000.000
5	Kepala Bagian Pemeliharaan. Listrik. dan Instrumentasi	1	12.000.000	12.000.000
6	Kepala Bagian Penelitian. Pengembangan dan Pengendalian Mutu	1	12.000.000	12.000.000
7	Kepala Bagian Keuangan dan	1	12.000.000	12.000.000

	Pemasaran			
8	Kepala Bagian Administrasi	1	12.000.000	12.000.000
9	Kepala Bagian Umum	1	12.000.000	12.000.000
10	Kepala Seksi Proses	1	12.000.000	12.000.000
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	7.000.000	28.000.000
23	Kepala shift Unit Utilitas	4	7.000.000	28.000.000
24	Kepala shift Unit Pemeliharaan dan Bengkel	4	7.000.000	28.000.000
25	Kepala shift Unit Listrik dan Instrumentasi	4	7.000.000	28.000.000
26	Staf I Unit Penelitian dan Pengembangan	2	7.000.000	14.000.000
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	7.000.000	7.000.000
31	Staf II Unit Penelitian dan Pengembangan	3	5.000.000	15.000.000
32	Staf II Unit Laboratorium dan Pengendalian Mutu	2	5.000.000	10.000.000
33	Staf II Unit Keuangan	2	5.000.000	10.000.000

34	Staf II Unit Pemasaran	2	5.000.000	10.000.000
35	Staf II Unit Tata Usaha	2	5.000.000	10.000.000
36	Staf II Unit Personalia Staf II Unit Humas dan	2	5.000.000	10.000.000
37	Keamanan Karyawan Kesehatan dan	2	5.000.000	10.000.000
38	Keselamatan Kerja	4	5.000.000	20.000.000
39	Staf III Unit Keuangan	4	3.500.000	14.000.000
40	Staf III Unit Pemasaran	4	3.500.000	14.000.000
41	Staf III Unit Tata Usaha	4	3.500.000	14.000.000
42	Staf III Unit personalia	4	3.500.000	14.000.000
43	Operator Unit Proses	8	3.500.000	28.000.000
44	Operator Unit Utilitas Operator Unit Pemeliharaan	8	3.500.000	28.000.000
45	dan Bengkel Operator Unit Listrik dan	8	3.500.000	28.000.000
46	Instrumentasi Operator Unit Laboratorium	8	3.500.000	28.000.000
47	dan Pengendalian Mutu	4	3.500.000	14.000.000
48	Kepala regu Keamanan	1	3.500.000	3.500.000
49	Satpam	8	3.000.000	24.000.000
50	Sopir	3	3.000.000	9.000.000
51	Petugas Kebersihan	3	3.000.000	9.000.000
Total		129		731.500.000

Biaya untuk gaji karyawan selama satu bulan = Rp. 731.500.000

Biaya untuk gaji karyawan selama satu tahun = Rp. 8.778.000.000

5. Analisa Ekonomi

Analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang telah direncanakan layak untuk didirikan atau tidak. Untuk itu, perlu dilakukan evaluasi atau penilaian investasi, dengan mempertimbangkan hal-hal berikut ini:

1. Laju pengembalian modal (*Internal Rate of Return. IRR*)
2. Waktu pengembalian modal minimum (*Minimum Pay Out Period. MPP*)
3. Titik impas (*Break Event Point. BEP*)

Sebelum dilakukan analisa terhadap ketiga faktor diatas perlu dilakukan peninjauan terhadap beberapa hal sebagai berikut :

1. Penaksiran modal (*Total Capital Investment* . TCI) yang meliputi :
 - a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*. FCI)
 - b. Modal kerja (*Working Capital Investment*. WCI)
2. Penentuan biaya produksi (*Total Production Cost*. TPC) yang terdiri :
 - a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya Plant Overhead (*Plant overhead cost*)
 - c. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)
3. Biaya Total
 Untuk mengetahui besarnya titik impas (*BEP*) perlu dilakukan penaksiran
 - a. Biaya tetap
 - b. Biaya semi variabel
 - c. Biaya variabel

5.1. Penentuan Investasi Total (*Total Capital Investment*. TCI)

Total Capital investment dihitung berdasarkan harga alat dan disesuaikan dengan tabel 6.9 Peters and Timmerhaus.

- **Modal Tetap**

A. **Biaya Langsung (*Direct Cost*. DC)**

1	Harga peralatan		E	Rp38.908.332.305,76
2	Instrumentasi dan pengendalian	30%	E	Rp11.672.499.691,73
3	Instalasi	10%	E	Rp3.890.833.230,58
4	Perpipaan	35%	E	Rp13.617.916.307,02
5	Listrik	20%	E	Rp7.781.666.461,15

6	Harga FOB (ad.1-5)		F	Rp75.871.247.996,23
7	ongkos angkutan kapal laut	15%	F	Rp11.380.687.199,43
8	harga C dan F (ad.6-7)		G	Rp87.251.935.195,66
9	Biaya Asuransi	1%	G	Rp872.519.351,96
10	Harga CIF (ad.8-9)		H	Rp88.124.454.547,62
11	Biaya angkut barang ke plant	8%	H	Rp7.049.956.363,81
12	pemasangan alat	35%	E	Rp13.617.916.307,02
13	Bangunan Pabrik	20%	E	Rp7.781.666.461,15
14	<i>Service Vact. & Yrd Improvement</i>	50%	E	Rp19.454.166.152,88
15	Tanah	4%	E	Rp1.556.333.292,23
	Total Biaya Langsung (DC)			Rp388.832.130.864,22

B. Biaya tidak Langsung (*Indirect Cost. IC*)

1	Engineering and supervision	12,5%	E	Rp9.483.905.999,53
2	Construction Expenses	40%	E	Rp63.332.922,30
3	Legal Expenses	4%	E	Rp1.556.333.292,23
4	Ongkos Kontraktor	20%	E	Rp7.781.666.461,15
5	Biaya tak terduga	45%	E	Rp17.508.749.537,59
	Indirect Cost (IC)			Rp51.893.988.212,80

C. Fixed Capital Investment (FCI)

$$\begin{aligned}
 \text{FCI} &= \text{DC} + \text{IC} && \text{(Peters and Timmerhaus, 1991)} \\
 &= \text{Rp388.832.130.864,22} + \text{Rp51.893.988.212,80} \\
 &= \text{Rp440.726.119.077}
 \end{aligned}$$

D. Modal Kerja (*Working Capital Investment. WCI*)

$$\text{WCI} = 30\% \text{ TCI} \quad (\text{Peters and Timmerhaus, 1991})$$

$$\text{TCI} = \text{FCI} + \text{WCI} \quad (\text{Peters and Timmerhaus, 1991})$$

$$\text{TCI} = \text{Rp}440.726.119.077 + 30\% \text{ TCI}$$

$$= \frac{\text{Rp}440.726.119.077}{70\%}$$

$$\text{TCI} = \text{Rp}629.608.741.538,60$$

$$\text{WCI} = 30\% \times \text{Rp}629.608.741.538,60 = \text{Rp}188.882.622.461,58$$

Jadi,

$$\text{Modal Tetap (FCI)} = \text{Rp}440.726.119.077$$

$$\text{Modal Kerja (WCI)} = \text{Rp}188.882.622.461,58 +$$

$$\text{Total Investasi (TCI)} = \text{Rp}629.608.741.538,60$$

Modal investasi terbagi atas :

$$1. \text{ Modal sendiri (equity) } 60\% = \text{Rp}377.765.244.923$$

$$2. \text{ Modal Pinjaman Bank (loan) } 40\% = \text{Rp}251.843.496.615$$

5.2. Penentuan Biaya Produksi

A. Biaya produksi langsung (*Direct Production Cost. DPC*)

1	Bahan Baku (1 tahun)			Rp829.586.916.179
2	Tenaga kerja (L)			Rp8.778.000.000
3	Biaya supervise	10%	L	Rp877.800.000
4	Utilitas	10%	TPC	
5	Perawatan perbaikan (M)	4%	FCI	Rp17.629.044.763
6	Operating supplies	10%	M	Rp1.762.904.476

$$\text{MC} = \text{Rp}941.991.210.560 + 16\% \text{ TPC}$$

$$\text{TPC} = \text{MC} + \text{GE} \quad (\text{Peters and Timmerhaus, 1991})$$

$$\text{MC} = \text{Rp}941.991.210.560 + 16\% \text{ TPC}$$

$$\text{GE} = \frac{12\% \text{ TPC}}{72\%} +$$

$$\text{TPC} = \text{Rp}941.991.210.560 + 28\% \text{ TPC}$$

$$\begin{aligned} \text{TPC} &= \frac{\text{Rp}941.991.210.560}{72\%} \\ &= \text{Rp}1.308.321.125.777 \end{aligned}$$

Sehingga.

$$\text{MC} = \text{Rp}1.151.322.590.684$$

$$\text{GE} = \text{Rp}156.998.535.093$$

$$\text{TPC} = \text{Rp}1.308.321.125.777$$

5.3 Analisa Ekonomi

Analisa ekonomi dilakukan dengan metode *discounted cash flow* yaitu cash flow yang nilainya diproyeksikan pada masa sekarang. Adapun anggapan yang dipakai sebagai berikut:

1. Modal

Modal sendiri	= 60%
Modal pinjaman	= 40%
2. Bunga Bank = 10%
3. Laju inflasi = 5%
4. Masa konstruksi 3 tahun

Tahun pertama menggunakan 60% modal sendiri dan 40% modal pinjaman dan tahun selanjutnya menggunakan sisa modal sendiri dan modal pinjaman.

5. Pembayaran modal pinjaman selama konstruksi dilakukan secara diskrit dengan cara sebagai berikut :

- Pada awal masa konstruksi tahun pertama dan tahun kedua dilakukan pembayaran sebesar 50% dari modal pinjaman untuk keperluan pembelian tanah dan uang muka.
- Pada akhir tahun ketiga dan keempat masa konstruksi dibayarkan sisa modal pinjaman.

6. Pengembalian pinjaman dalam 10 tahun. sebesar = 10% per tahun.

7. Umur peralatan pabrik diperkirakan 10 tahun dengan depresiasi sebesar 10%.

8. Pajak pendapatan = 30%

Pajak pendapatan (UU. 36. tahun 2008)

- Perhitungan biaya total produksi

Biaya produksi tanpa depresiasi = TPC – depresiasi

$$= \text{Rp}1.308.321.125.777 - \text{Rp}44.072.611.908$$

$$= \text{Rp}1.264.248.513.870$$

- Investasi

Investasi total pabrik tergantung pada masa konstruksi. Investasi yang berasal dari modal sendiri akan habis pada tahun pertama konstruksi.

Nilai modal sendiri tidak akan terpengaruh oleh inflasi dan bunga bank.

Sehingga modal sendiri pada masa akhir masa konstruksi tetap. Untuk

modal pinjaman dari bank total pinjaman pada akhir masa konstruksi adalah:

Tabel E.6. Modal Pinjaman Selama Masa Konstruksi

Masa kons.	%	Modal Pinjaman	Bunga	Jumlah
-3	33.33%	Rp83.939.437.422	Rp-	Rp83.939.437.422
-2	33.33%	Rp83.939.437.422	Rp8.393.943.742	Rp92.333.381.164
-1	33.33%	Rp83.939.437.422	Rp9.233.338.116	Rp93.172.775.538
0			Rp17.627.281.859	Rp17.627.281.859
Modal pinjaman akhir masa konstruksi				Rp287.072.875.983

Tabel E.7. Modal Sendiri Selama Masa Konstruksi

Masa kons.	%	Modal Sendiri	Inflasi	Jumlah
-3	33.33%	Rp125.909.156.133	Rp-	Rp125.909.156.133
-2	33.33%	Rp125.909.156.133	Rp6.295.457.807	Rp132.204.613.940
-1	33.33%	Rp125.909.156.133	Rp6.610.230.697	Rp132.519.386.830
0			Rp19.531.657.845	Rp19.531.657.845
Modal sendiri akhir masa konstruksi				Rp410.164.814.747

Total investasi pada akhir masa konstruksi = modal sendiri + modal pinjaman
= Rp697.237.690.730

A. Perhitungan harga penjualan

Dari *cash flow*, maka untuk kapasitas 100% didapatkan harga penjualan:

Produk metil ester dan gliserol = Rp1.484.726.069.594 per tahun.

B. Keuntungan (*Profit*)

Tabel E.8. Proyeksi Rugi - Laba Selama 10 Tahun Produksi

Tahun ke-	Kapasitas	Laba Sebelum Pajak (Rp)	Pajak (Rp)	Laba Sesudah Pajak (Rp)
-3	0%	-	-	-
-2	0%	-	-	-
-1	0%	-	-	-

0	0%	-	-	-
1	80%	Rp40.297.847.969	Rp12.089.354.391	Rp28.208.493.579
2	100%	Rp85.661.447.441	Rp25.698.434.232	Rp59.963.013.209
3	100%	Rp95.744.058.149	Rp28.723.217.445	Rp67.020.840.705
4	100%	Rp105.826.668.858	Rp31.748.000.657	Rp74.078.668.200
5	100%	Rp115.909.279.566	Rp34.772.783.870	Rp81.136.495.696
6	100%	Rp125.991.890.275	Rp37.797.567.082	Rp88.194.323.192
7	100%	Rp136.074.500.983	Rp40.822.350.295	Rp95.252.150.688
8	100%	Rp146.157.111.691	Rp43.847.133.507	Rp102.309.978.184
9	100%	Rp156.239.722.400	Rp46.871.916.720	Rp109.367.805.680
10	100%	Rp166.322.333.108	Rp49.896.699.932	Rp116.425.633.176
Rata-rata		Rp117.422.486.044		Rp82.195.740.231

Keterangan :

*Pajak sebesar 30% sesuai dengan pasal 17 UU PPh no.17. 2012

Rata-rata laba sebelum pajak = Rp117.422.486.044

Rata-rata laba sesudah pajak = Rp82.195.740.231

Harga penjualan = Rp1.484.726.069.593,55

Sehingga didapatkan nilai-nilai sebagai berikut berdasarkan persamaan *Peters and Timmerhaus*, 1991:

Percent Profit on Sales (POS) / Profit Margin sebelum pajak :

$$\begin{aligned} \text{POS sebelum pajak} &= \frac{\text{Profit sebelum pajak}}{\text{Harga penjualan}} \times 100\% \\ &= \frac{\text{Rp117.422.486.044}}{\text{Rp1.484.726.069.593,55}} \times 100\% \\ &= 7,91\% \end{aligned}$$

Percent Profit on Sales (POS) sesudah pajak :

$$\begin{aligned} \text{POS sesudah pajak} &= \frac{\text{Profit sesudah pajak}}{\text{Harga penjualan}} \times 100\% \\ &= \frac{\text{Rp82.195.740.231}}{\text{Rp1.484.726.069.593,55}} \times 100\% \\ &= 5,54\% \end{aligned}$$

C. *Percent Return on Investment (ROI)*

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

$$\text{Percent Return on Investment (ROI)} = \frac{\text{profit setelah pajak}}{\text{Fixed Capital Investment}} \times 100\%$$

$$\text{ROI sebelum pajak} = \frac{\text{Rp117.422.486.044}}{\text{Rp440.726.119.077,02}} \times 100\% = 26,64\%$$

$$\text{ROI sesudah pajak} = \frac{\text{Rp82.195.740.231}}{\text{Rp440.726.119.077,02}} \times 100\% = 18,65\%$$

D. *Pay Out Time (POT)*

Pay Out Time adalah waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang dicapai. Perhitungan ini diperlukan untuk mengetahui berapa tahun investasi yang telah dilakukan akan kembali.

$$\text{Pay Out Time} = \frac{FCI}{\text{Profit} + \text{Depresiasi}} \quad (\text{Peters and Timmerhaus, 1991})$$

$$\text{POT sebelum pajak} = \frac{\text{Rp440.726.119.077,02}}{\text{Rp117.422.486.044} + \text{Rp44.072.611.907,70}} = 2,73 \text{ tahun}$$

$$\text{POT sesudah pajak} = \frac{\text{Rp440.726.119.077,02}}{\text{Rp82.195.740.231} + \text{Rp44.072.611.907,70}} = 3,49 \text{ tahun}$$

E. *Perhitungan Internal Rate of Return (IRR)*

Internal rate of return berdasarkan *discounted cash flow* adalah suatu tingkat bunga tertentu dimana seluruh penerimaan akan tepat menutup seluruh jumlah pengeluaran modal. Cara yang dilakukan adalah dengan trial i. yaitu laju bunga sehingga memenuhi persamaan berikut :

$$\sum \frac{CF}{(1+i)^n} = \text{akhir masa konstruksi} \quad (\text{Peters and Timmerhaus, 1991})$$

Keterangan: n = tahun; CF = *cash flow* pada tahun ke-n

Tabel E.9. Trial Laju Bunga

Tahun ke-n	Net Cashflow	Discount Factor i = 13,5%
------------	--------------	------------------------------

1	Rp115.692.637.373	
2	Rp140.235.275.055	Rp108.859.302.571
3	Rp140.081.220.602	Rp95.805.917.152
4	Rp139.927.166.150	Rp84.317.669.168
5	Rp139.773.111.697	Rp74.206.906.293
6	Rp139.619.057.244	Rp65.308.473.377
7	Rp139.465.002.792	Rp57.477.015.486
8	Rp139.310.948.339	Rp50.584.604.223
9	Rp139.156.893.886	Rp44.518.648.606
10	Rp139.002.839.434	Rp39.180.056.366
	Total	Rp620.258.593.243

Total Investasi (TCI) = Rp629.608.741.539

Trial i hingga ratio total present value/TCI = 1

Dari perhitungan diatas diperoleh nilai i = 13,5 %

Harga i yang diperoleh lebih besar dari harga i untuk pinjaman modal pada bank.

Hal ini menunjukkan bahwa pabrik layak untuk didirikan dengan kondisi tingkat suku bunga sebesar = 10% per tahun.

5.4 Analisa Titik Impas (*Break Even Point*, BEP)

Analisa titik impas digunakan untuk mengetahui jumlah kapasitas dimana biaya produksi total sama dengan hasil penjualan.

Tabel E.10 Biaya FC. VC. SVC dan S

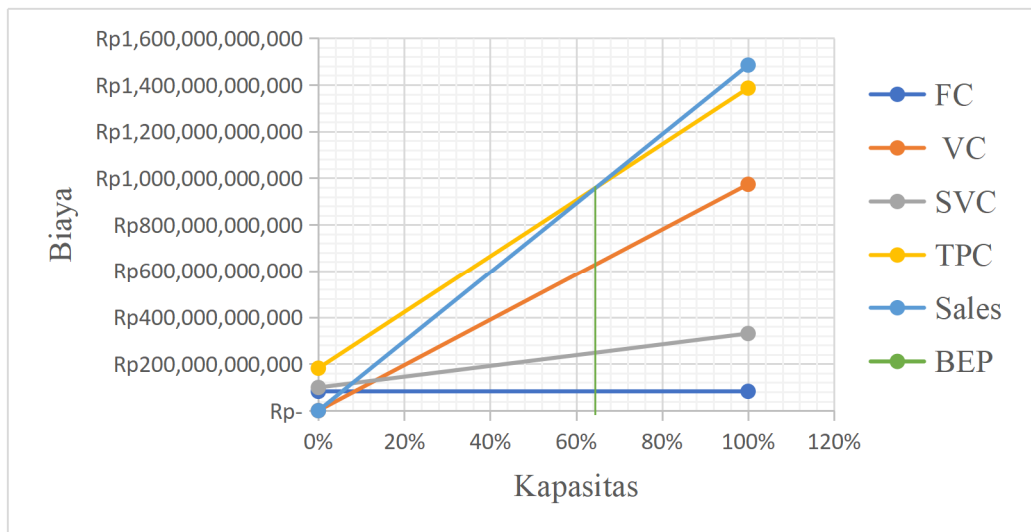
No.	Keterangan	Jumlah
1	Biaya Tetap (FC)	Rp82.478.745.142
2	Biaya Variabel (VC)	
	- Bahan Baku	Rp829.586.916.179

No.	Keterangan	Jumlah
	- Utilitas	Rp130.832.112.577,72
	- Royalti	Rp13.083.211.257,77
	Total	Rp973.502.240.014
3	Biaya Semi Variabel (SVC)	
	- Gaji Karyawan	Rp8.778.000.000
	- Pengawasan. 3%TPC	Rp78.499.267.547
	- Pemeliharaan dan Perbaikan	Rp17.629.044.763
	- Operating supplies	Rp1.762.904.476
	- Laboratorium	Rp877.800.000
	- Pengeluaran Umum	Rp156.998.535.093
	- Plant Overhead Cost	Rp65.416.056.289
	Total	Rp329.961.608.168
4	Total Penjualan (S)	Rp1.484.726.069.594

Tabel E.11 Biaya tetap. VC. SVC. Pengeluaran total dan Penjualan total

Kapasitas	0%	100%
Biaya Tetap	Rp82.478.745.142	Rp82.478.745.142
VC	Rp-	Rp973.502.240.014
SVC	Rp98.988.482.450	Rp329.961.608.168
Pengeluaran Total	Rp181.467.227.592	Rp1.385.942.593.324
Penjualan Total	Rp-	Rp1.484.726.069.594

Gambar E.1 *Break Even Point Chart* Pabrik Metil Ester



Terlihat pada grafik diatas bahwa BEP = 64,75% kapasitas produk

$$\begin{aligned}
 \text{BEP} &= \frac{FC + (0.3 \times SVC)}{S - (0.7 \times SVC) - VC} \times 100 \% && \text{(Peters and Timmerhaus, 1991)} \\
 &= \frac{Rp82,478,745,142 + (0.3 \times Rp329,961,608,168)}{Rp1,484,726,069,594 - (0.7 \times Rp329,961,608,168) - Rp973,502,240,014} \times 100\% \\
 &= 64,75 \%
 \end{aligned}$$

Titik BEP terjadi pada kapasitas produksi:

$$= 64,75\% \times 100.000 \text{ ton}$$

$$= 64.751,75 \text{ ton}$$

5.5 Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point adalah suatu titik atau saat penentuan aktivitas produksi dihentikan. Penyebabnya antara lain adalah *Variable cost* yang terlalu tinggi. atau karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan keuntungan).

$$\text{SDP} = \frac{0.3SVC}{S - 0.7SVC - VC} \times 100\% \quad \text{(Peters and Timmerhaus, 1991)}$$

$$= \frac{0.3(Rp329,961,608,168)}{Rp1,484,726,069,594 - (0.7 \times Rp329,961,608,168) - Rp973,502,240,014} \times 100\%$$

$$= 35,32\%$$

