

PRARANCANGAN PABRIK ASAM LEMAK (*FATTY ACID*) BERBAHAN
BAKU CPO KAPASITAS 77.000 TON/TAHUN



SKRIPSI

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

OLEH:

Irma Yunita

431 20 031

Andi Aflah Solihatin

431 20 032

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

2024

HALAMAN PENGESAHAN PEMBIMBING

Skripsi ini dengan judul **“Prarancangan Pabrik Asam Lemak (*Fatty Acid*)
Berbahan Baku CPO Kapasitas 77.000 Ton/Tahun ”** oleh Irma Yunita NIM
43120031 dinyatakan layak untuk diujikan.

Makassar, 4 Oktober 2024



Menyetujui,

Pembimbing I

Pembimbing II

A blue ink signature of Octovianus SR Pasanda, consisting of a long horizontal stroke followed by a vertical stroke and a flourish.

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

A blue ink signature of Muallim Syahrir, featuring a stylized, cursive script.

Muallim Syahrir, S.T., M.T.
NIP. 19911118 201803 1 001

Mengetahui,

Koordinator Program Studi D4 Teknologi Rekayasa Kimia Berkelanjutan



Ir. Yuliani HR., S.T., M.Eng
NIP. 197304092003122002

HALAMAN PENGESAHAN PEMBIMBING

Skripsi ini dengan judul **“Prarancangan Pabrik Asam Lemak (*Fatty Acid*)
Berbahan Baku CPO Kapasitas 77.000 Ton/Tahun ”** oleh Andi Aflah Solihatin
NIM 43120032 dinyatakan layak untuk diujikan.

Makassar, 4 Oktober 2024

Menyetujui,

Pembimbing I

Pembimbing II



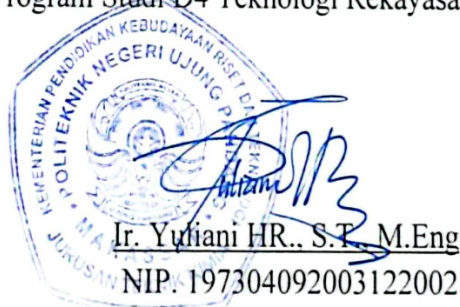
Octovianus SR Pasanda, S.T., M.T
NIP. 19651005 199303 1 001



Muallim Syahrir, S.T., M.T.
NIP. 19911118 201803 1 001

Mengetahui,

Koordinator Program Studi D4 Teknologi Rekayasa Kimia Berkelanjutan



Ir. Yufiani HR., S.T., M.Eng
NIP. 197304092003122002

HALAMAN PENERIMAAN

Pada hari ini, jumat tanggal 4 Oktober 2024, Tim Penguji Ujian Sidang Skripsi telah menerima dengan baik skripsi oleh mahasiswa Irma Yunita NIM 43120031 dengan judul **Prarancangan Pabrik Asam Lemak (*Fatty Acid*) Berbahan Baku CPO Kapasitas 77.000 Ton/Tahun.**

Makassar, Oktober 2024



Tim Penguji Ujian Skripsi:

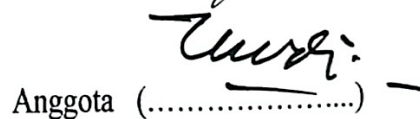
1. Ir. Barlian HS., M.T

Ketua  (.....)

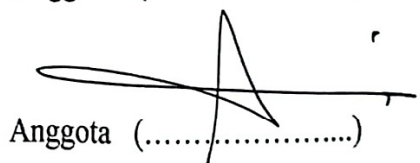
2. Ir. Rosalin, M.Si

Sekretaris  (.....)

3. Ir. Zulmanwardi, M.Si

Anggota  (.....)

4. Andi Muhammad Iqbal Akbar Asfar, S.T., M.T

Anggota  (.....)

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

Anggota  (.....)

6. Muallim Syahrir, S.T., M.T

Anggota  (.....)

HALAMAN PENERIMAAN

Pada hari ini, jumat tanggal 4 Oktober 2024, Tim Penguji Ujian Sidang Skripsi telah menerima dengan baik skripsi oleh mahasiswa Andi Aflah Solihatin NIM 43120032 dengan judul **Prarancangan Pabrik Asam Lemak (*Fatty Acid*) Berbahan Baku CPO Kapasitas 77.000 Ton/Tahun.**

Makassar, Oktober 2024




Tim Penguji Ujian Skripsi:

1. Ir. Barlian HS., M.T

Ketua  (.....)


2. Ir. Rosalin, M.Si

Sekretaris  (.....)


3. Ir. Zulmanwardi, M.Si

Anggota  (.....)

4. Andi Muhammad Iqbal Akbar Asfar, S.T., M.T

Anggota  (.....)

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

Anggota  (.....)

6. Muallim Syahrir, S.T., M.T

Anggota  (.....)

KATA PENGANTAR

Puji dan syukur kami haturkan kehadirat Allah Subhanahu Wa Ta'ala yang telah melimpahkan rahmat dan karunia-Nya sehingga penulis dapat menyelesaikan penyusunan Skripsi **Prarancangan Pabrik Asam Lemak (*Fatty Acid*) Berbahan Baku CPO Kapasitas 77.000 Ton/Tahun** dapat diselesaikan dengan baik.

Skripsi pra rancangan ini dibuat dengan tujuan untuk memenuhi persyaratan kelulusan Program Studi Teknologi Rekayasa Kimia Berkelanjutan Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang.

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 dan materil telah banyak membantu penulis untuk merampungkan skripsi ini hingga selesai. Maka pada kesempatan kali ini pula penulis menyampaikan ucapan terimakasih yang sedalam-dalamnya kepada:

1. Direktur Politeknik Negeri Ujung Pandang Ir. Ilyas Mansur, M.T.
2. Ketua Jurusan Teknik Kimia, Politeknik Negeri Ujung Pandang Wahyu Budi Utomo, HND., M.Sc.
3. Ketua Prodi Teknologi Rekayasa Kimia Berkelanjutan, Politeknik Negeri Ujung Pandang Yuliani HR, S.T., M.Eng.
4. Bapak Octovianus SR. Pasanda, S.T., M.T. sebagai Pembimbing I dan Bapak Muallim Syahrir, S.T., M.T. sebagai Pembimbing II yang telah

mencurahkan waktu dan kesempatannya untuk mengarahkan penulis dalam menyelesaikan skripsi ini.

5. Seluruh dosen dan staff 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 kelas 4B (Arrhenius) D-4 Teknologi Rekayasa Kimia Berkelanjutan.
8. Teman-teman 7 Icons (Jusnaeni, Sri Rahayu, Nuraenun, Sri Maharani, dan Nurul Yusra Diah).

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

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

Makassar, Oktober 2024

Penulis

DAFTAR ISI

HALAMAN PENGESAHAN PEMBIMBING	ii
HALAMAN PENERIMAAN	iv
KATA PENGANTAR	vi
DAFTAR ISI	viii
DAFTAR TABEL	xiv
DAFTAR GAMBAR	xvii
SURAT PERNYATAAN	xviii
RINGKASAN	xx
BAB 1 PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Kapasitas Rancangan	3
1.2.1 Kapasitas Pabrik	3
1.2.2 Perhitungan Kebutuhan Asam Lemak di Indonesia	7
1.3 Penentuan Lokasi Pabrik	9
1.3.1 Faktor Primer	11
1.3.2 Faktor Sekunder	13
1.4 Tinjauan Pustaka	14
1.4.1 Tinjauan Pustaka Bahan Baku	14
1.4.2 Tinjauan Pustaka Produk	16
1.4.3 Hidrolisis	18

1.4.4 Penggunaan Produk.....	19
1.4.5 Macam-Macam Proses.....	22
1.4.6 Pertimbangan Pemilihan Proses.....	25
BAB II DESKRIPSI PROSES.....	28
2.1 Spesifikasi Bahan Baku.....	28
2.1.1 Spesifikasi Bahan Baku.....	28
2.1.2 Spesifikasi Produk.....	30
2.2 Konsep Proses.....	33
2.2.1 Tinjauan Termodinamika.....	33
2.3 Langkah Proses.....	38
BAB III NERACA MASSA.....	44
3.1 Tangki (<i>Crude Palm Oil</i>) CPO.....	44
3.2 Tangki Air.....	45
3.3 Reaktor.....	45
3.4 Flash Tank.....	46
3.5 Decanter.....	47
3.6 Destilasi.....	47
BAB IV NERACA PANAS.....	49
4.1 Heater 01 CPO.....	49
4.2 Heater 02 Air.....	50
4.3 Reaktor.....	50

4.4 Expansion Valve	51
4.5 Flash Tank	52
4.6 Cooler 01	52
4.7 Destilasi	53
4.8 Cooler 02	54
4.9 Vaporizer	55
4.10 Cooler 03	55
BAB V SPESIFIKASI ALAT	57
5.1 Tangki Penyimpanan Bahan Baku CPO (Crude Palm Oil) (T-101)	57
5.2 Tangki Penyimpanan Bahan Baku Air (T-102)	58
5.3 Tangki Penyimpanan Produk Asam Lemak (T-103)	59
5.4 Tangki Penyimpanan Produk Gliserol (T-104)	60
5.5 Pompa 101 (P-101)	61
5.6 Pompa 102 (P-102)	62
5.7 Pompa 103 (P-103)	63
5.8 Pompa 104 (P-104)	64
5.9 Pompa 105 (P-105)	65
5.10 Pompa 106 (P-106)	66
5.11 Pompa 107 (P-107)	66
5.12 Pompa 108 (P-108)	67
5.13 Pompa 109 (P-109)	68

5.14 Pompa 110 (P-110).....	68
5.15 Pompa 111 (P-111).....	69
5.16 <i>Heater</i> Crude Palm Oil (HE-101).....	70
5.17 <i>Heater</i> Air (HE-102).....	71
5.18 <i>Cooler</i> 1 (CO-101).....	72
5.20 <i>Cooler</i> 3 (CO-103).....	75
5.21 Reaktor (R-101).....	76
5.22 <i>Expansion Valve</i> (EV-101).....	78
5.23 <i>Decanter</i> (DC-101).....	79
5.24 <i>Vaporizer</i> (VP-101).....	80
5.24 <i>Flash Tank</i> (FT-101).....	81
5.25 Destilasi (D-101).....	83
5.26 Kondensor Destilasi (KD-101).....	84
BAB VI UTILITAS.....	86
6.1. Listrik.....	86
6.2. Air.....	86
6.2.1 Pengolahan Air.....	87
6.2.2 Produksi Steam.....	88
6.3 Pengolahan Limbah.....	88
6.4 Spesifikasi Alat Utilitas.....	88
BAB VII INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA.....	98

7.1 Keselamatan dan Kesehatan Kerja (K3) dan Instrumentasi	98
7.1.1 Keselamatan Kerja.....	98
BAB VIII SISTEM MANAJEMEN DAN ORGANISASI PERUSAHAAN	105
8.1 Bentuk Perusahaan.....	105
8.2 Struktur Organisasi.....	107
8.2.1 Tugas dan Wewenang.....	110
8.2.2 Pembagian Jam Kerja Karyawan.....	117
8.2.3 Status Karyawan dan Sistem Gaji.....	120
8.2.4 Jaminan Sosial.....	121
BAB IX LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK.....	129
9.1 Tata Letak Alat Proses.....	129
9.1.1 Lokasi Pabrik.....	129
BAB X ANALISA EKONOMI.....	139
10.1 Total Capital Investment (TCI).....	139
10.2 Total <i>Production Cost</i> (TPC).....	140
10.3 Analisa Profitability.....	141
BAB XI PENUTUP	143
DAFTAR PUSTAKA	145
LAMPIRAN A PERHITUNGAN NERACA MASSA	LA-1
LAMPIRAN B NERACA PANAS	LB-1
LAMPIRAN C SPESIFIKASI ALAT	LC-1

LAMPIRAN D UTILITASLD-1

LAMPIRAN E ANALISA EKONOMI..... LE-1



DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Kapasitas Poduksi Asam Lemak di Indonesia	3
Tabel 1. 3 Data Ketersediaan Bahan Baku CPO di Indonesia	5
Tabel 1. 4 Data Impor dan Ekspor Asam Lemak di Indonesia	6
Tabel 1. 5 Data Konsumsi dan Pertumbuhan Asam Lemak di Indonesia	6
Tabel 1. 6 Data Produksi dan Pertumbuhan Asam Lemak di Indonesia	7
Tabel 1. 7 Komposisi Penyusun CPO	15
Tabel 1. 8 Komposisi Asam Lemak pada Minyak Sawit Mentah (CPO)	15
Tabel 1. 9 Perbandingan Proses Pembuatan Asam Lemak	23
Tabel 1. 10 Perbandingan 3 Proses dalam Pembuatan Asam lemak	24
Tabel 2. 1 Data Panas Pembentukan Standar ($\Delta H^{\circ}f$) dan Energi Gibbs ($\Delta G^{\circ}f$) Pada Suhu 25°C (298 K)	34
Tabel 3. 1 Neraca Massa Tangki CPO	44
Tabel 3. 2 Neraca Massa Tangki Air	45
Tabel 3. 3 Neraca Massa Reaktor	45
Tabel 3. 4 Neraca Massa Flash Tank	46
Tabel 3. 5 Neraca Massa Decanter	47
Tabel 3. 6 Neraca Massa Distilasi	48
Tabel 3. 7 Neraca Massa Vaporizer	48
Tabel 4. 1 Neraca Panas Heater 01 CPO	49
Tabel 4. 2 Neraca Panas Heater Air	50
Tabel 4. 3 Neraca Panas Reaktor	50
Tabel 4. 4 Neraca Panas Expansion Valve	51
Tabel 4. 5 Neraca Panas Flash Tank	52
Tabel 4. 6 Neraca Panas Cooler 01	53

Tabel 4. 7 Neraca Panas Destilasi	53
Tabel 4. 8 Neraca Panas Cooler 02	54
Tabel 4. 9 Neraca Panas Vaporizer	55
Tabel 4. 10 Neraca Panas Cooler 03	56
Tabel 5. 1 Tangki Penyimpanan Bahan Baku CPO (Crude Palm Oil) (T-101)	57
Tabel 5. 2 Tangki Penyimpanan Bahan Baku Air (T-102)	58
Tabel 5. 3 Tangki Penyimpanan Produk Asam Lemak (T-103)	59
Tabel 5. 4 Tangki Penyimpanan Produk Gliserol (T-104)	60
Tabel 5. 5 Pompa 101 (P-101)	61
Tabel 5. 6 Pompa 102 (P-102)	62
Tabel 5. 7 Pompa 103 (P-103)	63
Tabel 5. 8 Pompa 104 (P-104)	64
Tabel 5. 9 Pompa 105 (P-105)	65
Tabel 5. 10 Pompa 106 (P-106)	66
Tabel 5. 11 Pompa 107 (P-107)	66
Tabel 5. 12 Pompa 108 (P-108)	67
Tabel 5. 13 Pompa 109 (P-109)	68
Tabel 5. 14 Pompa 110 (P-110)	68
Tabel 5. 15 Pompa 111 (P-111)	69
Tabel 5. 16 Heater Crude Palm Oil (HE-101)	70
Tabel 5. 17 Heater Air (HE-102)	71
Tabel 5. 18 Cooler 1 (CO-101)	73
Tabel 5. 19 Cooler 2 (CO-102)	74
Tabel 5. 20 Cooler 3 (CO-103)	75
Tabel 5. 21 Reaktor (R-101)	76

Tabel 5. 22 Expansion Valve (EV-101).....	78
Tabel 5. 23 Decanter (DC-101).....	79
Tabel 5. 24 Vaporizer (VP-101).....	80
Tabel 5. 25 Flash Tank (FT-101).....	82
Tabel 5. 26 Destilasi (D-101).....	83
Tabel 5. 27 Kondensor.....	84
Tabel 6. 1 Kebutuhan Air.....	86
Tabel 6. 2 Pompa Air Sungai.....	88
Tabel 6. 3 Bak Penampungan Air Sungai.....	89
Tabel 6. 4 Tangki Clarifier.....	89
Tabel 6. 5 Bak Sand Filter.....	90
Tabel 6. 6 Bak Air Bersih.....	90
Tabel 6. 7 Bak Air Pendingin.....	91
Tabel 6. 8 Bak Air Sanitasi.....	92
Tabel 6. 9 Cooling Tower.....	92
Tabel 6. 10 Tangki Kation Exchanger.....	93
Tabel 6. 11 Tangki Anion Exchanger.....	93
Tabel 6. 12 Boiler.....	94
Tabel 6. 13 Bak Air Denim.....	95
Tabel 6. 14 Tangki Bahan Bakar.....	95
Tabel 8. 1 Karyawan Shift.....	119
Tabel 8. 2 Pendidikan Karyawan.....	120
Tabel 8. 3 Gaji Berdasarkan Kedudukan dan Keahlian.....	122
Tabel 8. 4 Jumlah Tenaga Kerja.....	126

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1	Peta Lokasi Pabrik.....	10
Gambar 1. 2	Proses Pengolahan Minyak Kelapa Sawit.....	15
Gambar 2. 1	Diagram Alir Kuantitatif Prarancangan Pabrik Asam Lemak.....	41
Gambar 6. 1	Flowsheet Water Treatment.....	97
Gambar 8. 1	STRUKTUR ORGANISASI PABRIK FATTY ACID.....	109
Gambar 9. 1	Peta Lokasi Pabrik.....	130
Gambar 9. 2	Tata Letak Pabrik.....	137
Gambar 9. 3	Tata Letak Alat.....	138



SURAT PERNYATAAN

Saya yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Irma Yunita

NIM : 43120031

menyatakan dengan sebenar-benarnya bahwa segala pernyataan dalam skripsi prarancangan pabrik ini, yang berjudul "Prarancangan Pabrik Asam Lemak (*Fatty Acid*) Berbahan Baku CPO Kapasitas 77.000 Ton/Tahun" merupakan gagasan, hasil karya saya sendiri dengan arahan pembimbing, dan belum pernah juga diajukan dalam bentuk apapun pada perguruan tinggi dan instansi manapun.

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

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

Makassar, 4 Oktober 2024



Irma Yunita

431 20 031

SURAT PERNYATAAN

Saya yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Andi Aflah Solihatin

NIM : 43120032

menyatakan dengan sebenar-benarnya bahwa segala pernyataan dalam skripsi prarancangan pabrik ini, yang berjudul "Prarancangan Pabrik Asam Lemak (*Fatty Acid*) Berbahan Baku CPO Kapasitas 77.000 Ton/Tahun" merupakan gagasan, hasil karya saya sendiri dengan arahan pembimbing, dan belum pernah juga diajukan dalam bentuk apapun pada perguruan tinggi dan instansi manapun.

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

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

Makassar, 4 Oktober 2024



Andi Aflah Solihatin

431 20 032

PRARANCANGAN PABRIK ASAM LEMAK (*FATTY ACID*) BERBAHAN BAKU CPO KAPASITAS 77.000 TON/TAHUN

RINGKASAN

Kebutuhan asam lemak di Indonesia semakin meningkat, hal ini dikarenakan Asam lemak digunakan sebagai bahan baku untuk produksi oleokimia seperti alkohol lemak, amin lemak, dan ester lemak. Asam lemak juga digunakan dalam penyusunan berbagai macam produk, seperti sabun, deterjen, surfaktan, pelumas, plasticizers, cat, coating, obat-obatan, makanan, produk perawatan pertanian, industri dan pribadi.

Prarancangan pabrik asam lemak dengan kapasitas 77.000 ton/tahun didirikan menggunakan bahan baku Crude Palm Oil (CPO) sebanyak 10.583 kg/jam. Proses pembuatan asam lemak menggunakan proses hidrolisis yang dilakukan dalam reaktor CSTR (Continued Stirrer Tank Reactor). Pada reaksi ini berlangsung pada fase cair-cair, reversible, endotermis dengan suhu 255 °C dan tekanan 54 atm. Utilitas pendukung proses meliputi penyediaan air sebesar 161.298,0196 kg/jam, penyediaan kebutuhan steam sebesar 15.106,2099 kg/jam, penyediaan listrik sebesar 1.126,034 kW, dan kebutuhan bahan bakar solar sebesar 0,9848 m³ /jam. Pabrik ini direncanakan berdiri daerah Tolada, Kec. Malange, Kabupaten Luwu Utara, Sulawesi Selatan. Pabrik ini beroperasi secara kontinu selama 24 jam perhari dari 330 hari dalam setahun dengan jumlah karyawan pabrik sebanyak 143 orang dengan bentuk Perusahaan adalah persero Terbatas (PT) dengan menggunakan struktur organisasi garis dan staf.

Hasil analisis ekonomi menunjukkan: Fixed Capital Investment (FCI) sebesar Rp664.153.203.680, Working capital Investment (WCI) sebesar Rp664.153.203.680, Total Capital Investment (TCI) sebesar Rp1.288.306.407.361, Break Even Point (BEP) sebesar 48,08%, Pay Out Time After Taxes (POT) selama 1,23 tahun; Internal Rate Return (IRR) sebesar 12%. Berdasarkan hasil kajian ini, maka rencana pendirian pabrik layak untuk dilaksanakan karena merupakan pabrik yang menguntungkan dan mempunyai masa depan yang baik.

PREDESIGN OF FATTY ACID FACTORY USING CPO RAW MATERIAL WITH CAPACITY OF 77,000 TONS/YEAR

ABSTRACT

The need for fatty acids in Indonesia is increasing, this is because Fatty acids are used as raw materials for the production of oleochemicals such as fatty alcohols, fatty amines, and fatty esters. Fatty acids are also used in the preparation of various products, such as soap, detergents, surfactants, lubricants, plasticizers, paints, coatings, medicines, foods, agricultural, industrial and personal care products.

The preliminary design of a fatty acid plant with a capacity of 77,000 tons/year was established using 10,583 kg/hour of Crude Palm Oil (CPO) raw materials. The process of making fatty acids uses a hydrolysis process carried out in a CSTR (Continued Stirrer Tank Reactor) reactor. This reaction takes place in the liquid-liquid, reversible, endothermic phase with a temperature of 255 oC and a pressure of 54 atm. Supporting process utilities include water supply of 161,298.0196 kg/hour, steam supply of 15,106.2099 kg/hour, electricity supply of 1,126.034 kW, and diesel fuel requirement of 0.9848 m³/hour. This factory is planned to be built in Tolada area, Malangke District, North Luwu Regency, South Sulawesi. This factory operates continuously for 24 hours a day out of 330 days a year with 143 factory employees in the form of a Limited Liability Company (PT) using a line and staff organizational structure.

The results of the economic analysis show: Fixed Capital Investment (FCI) of Rp664,153,203,680, Working capital Investment (WCI) of Rp664,153,203,680, Total Capital Investment (TCI) of Rp1,288,306,407,361, Break Even Point (BEP) of 48.08%, Pay Out Time After Taxes (POT) for 1.23 years; Internal Rate Return (IRR) of 12%. Based on the results of this study, the plan to establish a factory is feasible to be implemented because it is a profitable factory and has a good future.

BAB 1 PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Indonesia merupakan negara produsen dan eksportir minyak sawit terbesar di dunia. Minyak sawit Indonesia memegang peranan penting sebagai produsen terbesar minyak sawit dunia untuk memenuhi konsumsi dunia. Kelapa sawit juga salah satu komoditas ekspor Indonesia yang cukup penting sebagai penghasil devisa negara. Kelapa sawit menjadi populer setelah revolusi industri pada akhir abad ke-19 yang menyebabkan tingginya permintaan minyak nabati untuk bahan pangan dan industri sabun (Lembar, 2021). Dalam proses produksi maupun pengolahan industri, perkebunan kelapa sawit juga mampu menciptakan kesempatan dan lapangan pekerjaan khususnya bagi masyarakat pedesaan sekaligus meningkatkan kesejahteraan masyarakat.

Kelapa sawit merupakan tumbuhan tropis golongan plasma yang termasuk tanaman tahunan (Masykur, 2013). Pohon kelapa sawit terdiri dari dua spesies yaitu *elaeis guineensis* dan *elaeis oleifera* yang digunakan untuk pertanian komersil dalam pengeluaran minyak sawit (Ihsan & Adi, 2017). Kelapa sawit menghasilkan dua macam minyak, yaitu minyak yang berasal dari daging buah (*Crude Palm Oil*) yang berwarna kuning dan minyak yang berasal dari biji/inti buah sawit (*Palm Kernel Oil*) yang tidak berwarna (jernih). Produk CPO inilah yang menjadi komoditas berharga karena dapat digunakan sebagai bahan baku berbagai macam industri karena memiliki susunan dan kandungan gizi yang cukup lengkap.

Industri yang banyak menggunakan hasil olahan CPO sebagai bahan baku diantaranya pada industri pangan dengan menjadikan suatu produk seperti minyak goreng, margarin serta bahan untuk membuat kue. Sedangkan untuk industri non pangan seperti industri farmasi dan industri oleokimia (hasil olahan CPO secara kimia) (Hakiki, 2010).

Salah satu produk yang dihasilkan oleh industri oleokimia adalah asam lemak (*Fatty acid*). *Fatty acid* mendominasi atau sekitar 58% dari total ekspor oleokimia. Asam lemak digunakan sebagai bahan baku untuk produksi oleokimia seperti alkohol lemak, amin lemak, dan ester lemak. Asam lemak juga digunakan dalam penyusunan berbagai macam produk, seperti sabun, deterjen, surfaktan, pelumas, plasticizers, cat, coating, obat-obatan, makanan, produk perawatan pertanian, industri dan pribadi (Satyarthi et al, 2011).

Berdasarkan data dari Badan Pusat Statistik (BPS) 2024 konsumsi *fatty acid* cukup meningkat, dan mengingat juga ketersediaan bahan baku yang melimpah sehingga menjadi faktor yang membuat industri memproduksi *fatty acid*, meskipun ekspor dan impor berubah. Namun peningkatan harga *fatty acid* di pasar internasional tinggi. Menurut Sekretaris Jenderal Apolin, Rapolo Hutabarat menyatakan, bahwa peningkatan nilai ekspor produk oleokimia ini akan didorong oleh permintaan yang diperkirakan dapat mencapai US\$ 54 miliar pada tahun 2030.

Peranan asam lemak sangat penting, khususnya bagi industri oleokimia. Dampak positif lain dengan didirikannya pabrik asam lemak ini adalah dapat menghemat devisa negara dan tercipta lapangan kerja baru sehingga mengurangi

masalah pengangguran di Indonesia, khususnya petani sawit yang dapat memberikan dampak terhadap pendapatan masyarakat pada umumnya mengolah CPO menjadi produk yang bernilai jual terhadap komoditas ini. Maka dalam hal inilah alasan untuk mendirikan pabrik asam lemak dari minyak sawit mentah (CPO) sebagai industri intermediable (antara) bagi industri-industri lain.

1.2 Kapasitas Rancangan

1.2.1 Kapasitas Pabrik

Pabrik Asam Lemak direncanakan berdiri pada tahun 2029. Penentuan kapasitas perancangan pabrik ini direncanakan dengan pertimbangan-pertimbangan sebagai berikut:

a. Kapasitas Pabrik Asam Lemak di Indonesia

Tabel 1. 1 Kapasitas Poduksi Asam Lemak di Indonesia

Nama Industri	Lokasi	Kapasitas Produksi (Ton/Tahun)
PT Cisudane Raya Chemicals	Banten	960.000
PT Ecogreen Oleochemicals	Medan, Sumatera Utara	45.000
PT Energi Sejahtera Mas	Riau	123.500
PT Musim Mas	Medan, Sumatera Utara	980.000
PT Soci Mas	Medan, Sumatera Utara	199.000
PT Sumi Asih	Bekasi, Jawa Barat	189.000
PT Unilever Oleochemical Indonesia	Sei Mangkei, Sumatera	191.365

PT Wilmar Nabati Indonesia	Gresik, Jawa Timur	472.000
PT Apical Kao Chemicals	Dumai, Riau	300.000
PT Domas Agointi Prima	Sumatera Utara	59.500

Sumber: Apolin, 2019



b. Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku untuk memproduksi asam lemak adalah CPO (*Crude Palm Oil*) dan air. Indonesia merupakan penghasil minyak kelapa sawit terbesar pertama di dunia, kemudian diikuti posisi kedua Malaysia. Dari total produksi yang dihasilkan, kebanyakan digunakan untuk ekspor dalam bentuk *Crude Palm Oil* (CPO) dan sebagian lagi diolah menjadi minyak makan untuk keperluan dalam negeri. Data ketersediaan bahan baku di Indonesia dari tahun 2018 – 2022 (Statistik, 2022).

Tabel 1. 2 Data Ketersediaan Bahan Baku CPO di Indonesia

Tahun Produksi	Produksi CPO di Indonesia
2018	42.883.631
2019	47.120.247
2020	45.741.845
2021	45.121.480
2022	46.819.672

Sumber: BPS, Publikasi Statistik Kelapa Sawit Indonesia 2022

c. Data Perkiraan Kebutuhan Asam Lemak di Indonesia

Dalam menentukan kapasitas perancangan dapat ditinjau dari beberapa pertimbangan, antara lain:

1. Data Impor dan Ekspor Asam Lemak

Data impor dan ekspor di Indonesia dari tahun 2019-2023 dapat dilihat pada tabel 1.3 di bawah ini:

Tabel 1. 3 Data Impor dan Ekspor Asam Lemak di Indonesia

Tahun	Impor (Ton)	Pertumbuhan (%)	Ekspor (Ton)	Pertumbuhan (%)
2019	15.570,895	0	763.475,7808	0
2020	12.400,844	-0,203588233	712.523,5077	-0,066737249
2021	12.689,774	0,023299221	897.723,2704	0,259920916
2022	10.500,719	-0,172505436	1.006.107,921	0,120732807
2023	8.315,145	-0,208135652	1.151.707,665	0,144715831
Total	59.477,377	-0,560930101	4.531.538,145	0,458632306
Rata- Rata	11.895,4754	-0,11218602	906.307,629	0,091726461

Sumber: Badan Pusat Statistik, 2024

2. Data Konsumsi Asam Lemak

Data konsumsi dan pertumbuhan asam lemak di Indonesia tahun 2017-2021 dapat dilihat pada tabel 1.4 di bawah ini:

Tabel 1. 4 Data Konsumsi dan Pertumbuhan Asam Lemak di Indonesia

Tahun	Konsumsi (Ton)	Pertumbuhan (%)
2017	2.197,25	0
2018	554,8	-0,74750256
2019	1.255,63	1,263211968
2020	780,113	-0,3787079
2021	6.003,781	6,696040189
Total	10.791,574	6,833041698
Rata- Rata	2.158,3148	1,36660834

Sumber: Badan Pusat Statistik, 2024

3. Data Produksi Asam Lemak

Data Konsumsi dan pertumbuhan asam lemak di Indonesia tahun 2016-2020 dapat dilihat pada tabel 1.5 di bawah ini:

Tabel 1. 5 Data Produksi dan Pertumbuhan Asam Lemak di Indonesia

Tahun	Produksi (Ton)	Pertumbuhan (%)
2016	1.810.000	0
2017	1.810.000	0
2018	1.800.000	-0,005524862
2019	1.800.000	0
2020	1.850.000	0,027777778
Total	9.070.000	0,022252916
Rata- Rata	1.814.000	0,004450583

Sumber: Palm Oil Agribusiness Strategic Policy Institute, 2021

1.2.2 Perhitungan Kebutuhan Asam Lemak di Indonesia

Penentuan kapasitas produksi dari data produksi, konsumsi, ekspor impor di Indonesia tahun 2019-2023. Pabrik Asam Lemak ini direncanakan akan mulai beroperasi pada tahun 2029, dengan mengacu pada pemenuhan kebutuhan domestik dan peningkatan nilai ekspor. Maka dapat diperkirakan jumlah kapasitas produksi asam lemak pada tahun 2029 dengan menggunakan *discounted method* menggunakan persamaan berikut ini (Ulrich, 1984):

$$F = P (1 + i)^n$$

Dimana:

F = Nilai kebutuhan pada tahun ke-n

P = Besarnya data pada tahun terakhir dalam sumber data (ton/tahun)

\dot{i} = Kenaikan data rata-rata

n = Selisih tahun (tahun ke-n)

Sehingga:

Perkiraan impor asam lemak pada tahun 2029 (F_1) sebagai berikut:

$$F_1 = 8.415,145 (1 + (-0,11218602))^6$$

$$F_1 = 4.071,943$$

Perkiraan produksi asam lemak pada tahun 2029 (F_2) sebagai berikut:

$$F_2 = 1.850.000 (1 + (0,004450583))^6$$

$$F_2 = 1.899.954,409$$

Perkiraan ekspor asam lemak pada tahun 2029 (F_4) sebagai berikut:

$$F_4 = 1.151.538,665 (1 + (0,091726461))^6$$

$$F_4 = 1.949.958,093$$

Perkiraan konsumsi asam lemak pada tahun 2029 (F_5) sebagai berikut:

$$F_5 = 6.003,781 (1 + (1,36660834))^6$$

$$F_5 = 1.054.831,731$$

Peluang kapasitas produksi asam lemak pada tahun 2029 (F_3) dapat ditentukan dengan persamaan (Max et al, 1999):

$$F_1 + F_2 + F_3 = F_4 + F_5$$

Keterangan:

F_1 = Nilai impor 2029 (ton/tahun)

F_2 = Nilai produksi pabrik dalam negeri (ton/tahun)

F_3 = Proyeksi kapasitas pabrik yang akan didirikan pada tahun 2029 (ton/tahun)

F_4 = Nilai ekspor tahun 2029 (ton/tahun)

F_5 = Nilai konsumsi tahun 2029 (ton/tahun)

Sehingga:

$$F_3 = ((F_4 + F_5) - (F_1 + F_2)) \text{ ton/tahun}$$

$$F_3 = ((1.949.958,093 + 1.054.831,731) - (4.071,943117 + 1.899.954,409))$$

ton/tahun

$$F_3 = 1.100.763,472 \text{ ton/tahun}$$

Berdasarkan data-data sebelumnya, proyeksi kemungkinan kapasitas pabrik asam lemak pada tahun 2029 di Indonesia untuk skala lokal, menunjukkan bahwa tersedianya bahan baku CPO di Indonesia yang akan mencukupi kebutuhan untuk memproduksi asam lemak, maka akan diambil alternatif 7% dari peluang proyeksi kapasitas pabrik yang akan didirikan pada tahun 2029.

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas pra rancangan} &= 7\% \times 1.100.763,472 \text{ ton/tahun} \\ &= 77.053,44 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

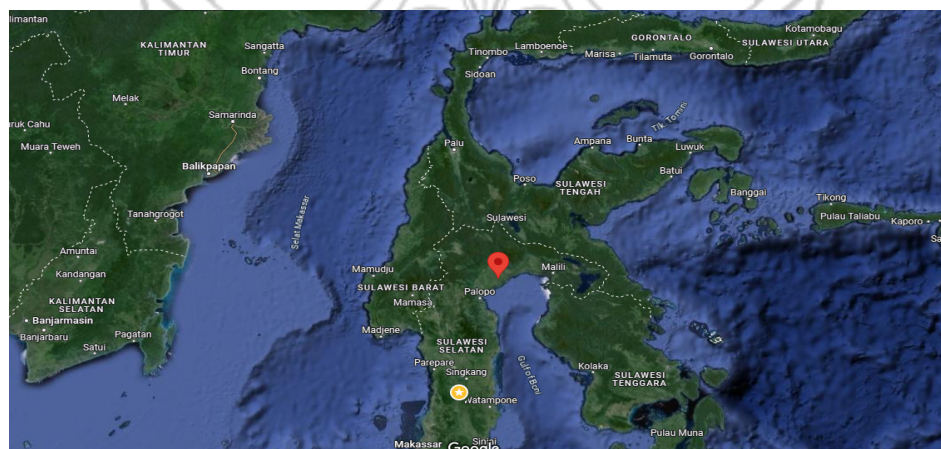
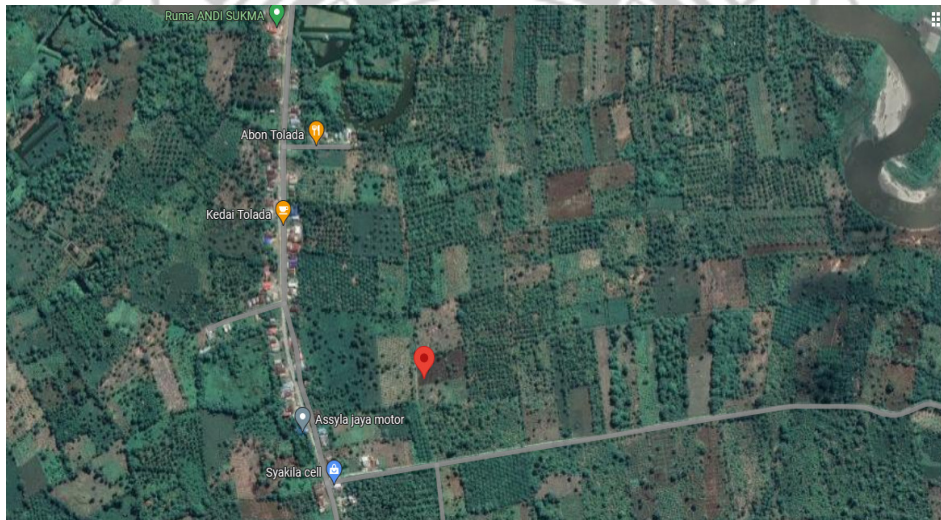
Sehingga diprediksi prarancangan pabrik Asam Lemak ini akan dibangun dengan kapasitas sebesar 77.000 ton/tahun.

1.3 Penentuan Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi suatu pabrik merupakan salah satu masalah pokok yang menunjang keberhasilan suatu pabrik dan akan mempengaruhi kelangsungan dan kemajuan pabrik tersebut. Untuk memilih lokasi pabrik, harus mempertimbangkan beberapa faktor yang diklasifikasi sebagai berikut:

- a. Faktor primer, meliputi letak pabrik terhadap bahan baku, pasar untuk pemasaran produk, sarana transportasi, utilitas, sarana pendidikan, tempat ibadah dan tenaga kerja yang tersedia.
- b. Faktor sekunder, meliputi luas area untuk memperluas pabrik, karakteristik lokasi untuk mendirikan pabrik, kebijakan pemerintah dan sosial masyarakat daerah setempat.

Atas pertimbangan tersebut, pabrik Asam Lemak akan didirikan di daerah Tolada, Kec. Malangke, Kabupaten Luwu Utara, Sulawesi Selatan.



Gambar 1. 1 Peta Lokasi Pabrik

1.3.1 Faktor Primer

1. Pemasaran Produk

Berdasarkan dengan letaknya, lokasi pabrik berdekatan dengan jalan sehingga akses pemasaran menuju pelabuhan Munte di Kec. Bone-Bone dan pelabuhan Tanjung Ringgit di Palopo dapat terjangkau. Lokasi konsumen pabrik yang membutuhkan produk asam lemak cukup banyak, sehingga lebih baik dipasarkan di dalam maupun di luar daerah Sulawesi.

2. Letak Pabrik Terhadap Bahan Baku

Secara geografis Kabupaten Luwu Utara terletak pada koordinat antara $2^{\circ}30'45''$ sampai $2^{\circ}37'30''$ Lintang Selatan dan $119^{\circ}41'15''$ sampai $121^{\circ}43'11''$ Bujur Timur dibagian utara Provinsi Sulawesi Selatan dengan wilayah terluas di Provinsi Sulawesi Selatan dengan luas mencapai 7.502,58 km² atau sekitar 16,39% dari Luas Wilayah Provinsi.

Bahan baku merupakan faktor utama dalam kelangsungan operasi suatu pabrik. Bahan baku utama Asam Lemak adalah CPO (*Crude Palm Oil*). Wilayah Sulawesi secara signifikan berkontribusi terhadap produk CPO nasional termasuk Sulawesi Selatan. Produksi Perkebunan Besar Negara di Sulawesi Selatan pada tahun 2020 produksi kelapa sawit mencapai 3.223 ton CPO, kemudian meningkat menjadi 3.531 ton CPO pada tahun 2021. Produksi kelapa sawit pada tahun 2022 diperkirakan meningkat menjadi 3.626 ton CPO. Dinas Tanaman Pangan, Hortikultura dan Perkebunan (TPHP) mencatat, jumlah produktivitas kelapa sawit di Luwu Utara mencapai 24.000 kg per hektar, dengan total produksi 335 ton per tahun.

3. Sarana Transportasi

a. Transportasi Darat

Untuk transportasi darat berupa jalan raya sudah cukup memadai karena berdekatan dengan lokasi pabrik. Sehingga distribusi produk melalui darat dapat dilakukan terutama untuk pemasaran produk Asam Lemak ke daerah-daerah yang dapat dijangkau dengan jalur darat.

b. Transportasi laut

Sulawesi Selatan memiliki Pelabuhan laut, yaitu Pelabuhan Munte di Kec. Bone-Bone dan pelabuhan Tanjung Ringgit di Palopo yang letaknya tidak terlalu jauh dari lokasi pabrik. Adanya Pelabuhan ini memudahkan untuk distribusi produk Asam Lemak.

c. Transportasi Udara

Fasilitas transportasi udara yang ada di Provinsi Sulawesi Selatan adalah Bandar Udara Sultan Hasanuddin yang berada di Ibu Kota Provinsi Sulawesi Selatan. Dengan memanfaatkan fasilitas tersebut dapat juga memperlancar distribusi produk Asam Lemak.

4. Utilitas

Utilitas suatu pabrik meliputi energi (listrik), steam, dan air. Kebutuhan air dapat diperoleh dari air sungai. Di Kabupaten Luwu Utara memiliki sungai-sungai utama seperti Sungai Gontang, Sungai Baliase, Sungai Likupangi, dan Sungai Tamboke. Sedangkan unit pengadaan listrik diambil dari PLN setempat dan generator cadangan.

5. Tenaga Kerja

Tingkat penyerapan tenaga kerja di Kabupaten Luwu Utara tidak kalah baik dibandingkan dengan kabupaten lain yang ada di Provinsi Sulawesi Selatan. Dan pemerintah Kabupaten Luwu Utara telah melakukan pelatihan kompetensi keahlian untuk menyiapkan tenaga kerja yang berdaya saing dalam mencari kerja sekaligus membuka lapangan pekerjaan. Dan juga dengan didirikannya pabrik ini akan mengurangi tingkat pengangguran baik dari penduduk sekitar ataupun penduduk urban. Selain itu, tenaga ahli juga dapat diambil dari luar daerah.

1.3.2 Faktor Sekunder

1. Karakteristik Lokasi

Menyangkut iklim di daerah tersebut serta kondisi sosial dan sikap masyarakat yang sangat mendukung bagi sebuah kawasan industri oleokimia. Maka dari itu Kabupaten Luwu Utara bisa digunakan sebagai lokasi pendirian pabrik Asam Lemak.

2. Perluasan Area Pabrik

Kabupaten Luwu Utara memiliki kemungkinan untuk perluasan pabrik karena masi banyaknya lahan yang kosong dan areal yang cukup luas. Hal ini perlu diperhatikan karena dengan semakin meningkatnya permintaan produk, akan menuntut adanya perluasan pabrik.

3. Sosial Masyarakat

Dengan masyarakat yang akomodatif terhadap perkembangan industri dan tersedianya fasilitas umum untuk hidup bermasyarakat, maka lokasi di kabupaten Luwu Utara dirasa tepat untuk didirikan pabrik Asam Lemak.

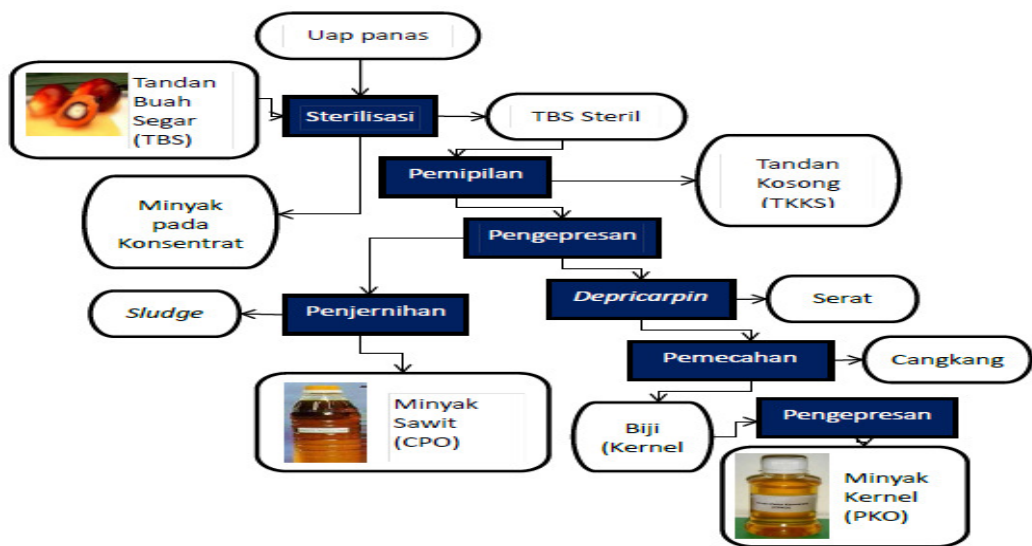
4. Kebijakan Pemerintah

Pemerintah sebagai fasilitator telah memberikan kemudahan-kemudahan dalam perizinan, pajak, dan lain-lain yang menyangkut teknis pelaksanaan pendirian suatu pabrik. Dengan memperhatikan faktor-faktor tersebut, maka lokasi pabrik akan didirikan di wilayah Kabupaten Luwu Utara, Sulawesi Selatan.

1.4 Tinjauan Pustaka

1.4.1 Tinjauan Pustaka Bahan Baku

Buah sawit menghasilkan produk utama berupa *Crude Palm Oil* (CPO) atau Minyak Kelapa Sawit. CPO adalah minyak kasar berbentuk semi padat, berserat halus, dan mengandung sedikit air berwarna kuning jingga kemerah-merahan. CPO merupakan minyak sawit mentah yang dihasilkan dari mesocarp buah sawit yang diperoleh melalui beberapa proses, yaitu sterilisasi, pengepresan, dan penjernihan. Minyak sawit mengandung 41% lemak jenuh. Keberadaan sedikit air dan serat halus berwarna kuning jingga kemerah-merahan disebabkan oleh lemak jenuh yang tinggi pada CPO, mengakibatkan minyak kelapa sawit kasar tidak dapat langsung digunakan sebagai bahan pangan maupun non pangan.



Gambar 1. 2 Proses Pengolahan Minyak Kelapa Sawit

Sumber: Jaizuluddin Mahmud, dkk., 2019

Komposisi asam lemak jenuh dan asam lemak tidak jenuh pada CPO relative sama, kandungan asam lemak jenuh sebesar 49,9% dan asam lemak tidak jenuh sebesar 49,3%. Asam lemak dominan pada CPO adalah palmitat 32% - 59% dan oleat sebesar 27% - 52%. Berikut ini merupakan tabel komponen penyusun CPO dan komposisi asam lemak berdasarkan jenis asam lemak yang terdapat pada CPO.

Tabel 1. 6 Komposisi Penyusun CPO

Senyawa	Kandungan (%)
Trigliserida	95
Asam Lemak Bebas	3
Air	2

Sumber: Indonesian Oil Palm Research Institute (IOPRI), 2024

Tabel 1. 7 Komposisi Asam Lemak pada Minyak Sawit Mentah (CPO)

Komposisi Asam Lemak	Kandungan (%)
Oleat	27% - 52%
Palmitat	32% - 59%
Linoleat	5% - 14%
Stearat	1,5% - 8%
Miristat	0,5% = 5,9%

Sumber: Indonesian Oil Palm Research Institute (IOPRI)

1.4.2 Tinjauan Pustaka Produk

1.4.2.1 Asam Lemak

Asam lemak merupakan golongan senyawa asam karboksilat dengan gugus $-COOH$ yang pada umumnya terdiri atas 4-24 buah atom karbon. Asam lemak merupakan asam organik yang terdapat sebagai ester trigliserida atau lemak, baik yang bersala dari hewan maupun tumbuhan. Berdasarkan struktur kimianya, asam lemak dibedakan menjadi 2 yaitu:

a. Asam lemak jenuh

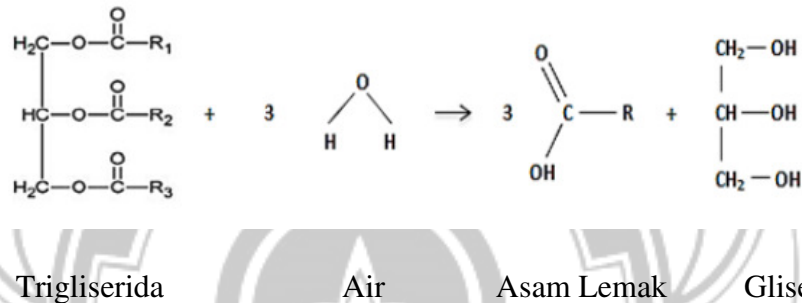
Asam lemak jenuh merupakan asam lemak yang tidak memiliki ikatan rangkap. Dikatakan bahwa asam lemak yang dijenuhkan ketika setiap atom karbon yang terdapat dalam rantai hidrokarbon berikatan dengan atom hidrogen yang ada (atom karbon dijenuhkan dengan hidrogen). Asam lemak jenuh berbentuk padat pada suhu kamar.

b. Asam lemak tak jenuh

Asam lemak tak jenuh merupakan asam lemak yang memiliki satu atau lebih ikatan rangkap pada rantai karbon. Asam lemak dengan satu ikatan rangkap

disebut sebagai *monounsaturated*. Jika memiliki dua atau lebih ikatan rangkap disebut *polyunsaturated*. Asam lemak tak jenuh berbentuk cairan pada suhu kamar.

Proses pembuatan asam lemak dapat dilakukan dengan cara hidrolisa. Pada proses hidrolisa minyak, air memecah gugus alkil dalam trigliserida minyak dan gliserol. Berdasarkan persamaan reaksi yang hasilnya adalah asam lemak dan gliserol.



Reaksi hidrolisis minyak dapat dilakukan pada tekanan rendah dan suhu rendah, akan tetapi reaksinya berlangsung lambat sehingga dibutuhkan katalisator. Katalisator tidak diperlukan jika hidrolisis dilakukan pada tekanan dan suhu tinggi, hal ini disebabkan kelarutan air dalam minyak makin meningkat pada suhu yang tinggi sehingga mampu memecah trigliserida dalam minyak (Widiana, 2010).

1.4.2.2 Gliserol

Gliserol ($\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3$) adalah golongan alkohol polihidrit dengan gugus hidroksil (-OH) berjumlah tiga buah gugus. Satu molekul gliserol dapat mengikat satu, dua, tiga molekul asam lemak dalam bentuk ester, yang disebut monogliserida, digliserida, dan trigliserida. Gliserol merupakan cairan kental yang tidak berwarna, tidak berbau dan memiliki rasa manis.

Gliserol bersama asam karboksilat (asam lemak) diperoleh dari hidrolisis suatu lemak atau minyak. Lemak dan minyak adalah trigliserida, atau *triasilgliserol*, kedua istilah ini berarti “triester (dari) gliserol). Kebanyakan lemak atau minyak yang terdapat dalam alam merupakan trigliserida campuran. Artinya, ketiga bagian lemak dari gliserida itu tidaklah sama, seperti trigliserida dengan kombinasi banyak asam lemak seperti stearate, oleat. Sehingga apabila minyak dihidrolisis akan menghasilkan tiga molekul asam lemak rantai panjang dan 1 molekul gliserol (Fessenden, 1986).

Gliserol alami pada dasarnya diperoleh sebagai produk samping di dalam produksi asam lemak, yaitu dihasilkan melalui pemecahan minyak sawit atau minyak inti sawit. Gliserol yang dihasilkan dari hasil penyabunan lemak atau minyak adalah suatu zat cair yang tidak berwarna dan mempunyai rasa yang agak manis, larut dalam air dan tidak larut dalam eter (Poedjiadi, 2006).

1.4.3 Hidrolisis

Apabila minyak kelapa dihidrolisis, maka akan dihasilkan asam lemak bebas penyusunnya. Reaksi hidrolisis CPO menjadi asam lemak ini merupakan reaksi dua arah (*irreversible*) heterogeny, karena fasa minyak dan fasa air tidak saling larut. Reaksi hidrolisis terjadi di fasa minyak, dan untuk mencapai fasa minyak molekul air harus berdifusi dahulu ke fasa minyak. Pada reaksi hidrolisis CPO ini peristiwa difusi dahulu ke fasa minyak berlangsung relatif lebih cepat dibandingkan reaksi yang terjadi, sehingga laju reaksi secara keseluruhan dikendalikan oleh laju reaksi kimia. (Mahargani, 2003).

Reaksi hidrolisis dapat dikatalisasi dengan asam, basa, atau lipase, tetapi juga dapat direaksikan tanpa katalisasi yaitu antara lemak dan air yang dilarutkan dalam fasa lemak pada suhu dan tekanan yang sesuai. Hidrolisis lemak dan minyak berhubungan dengan pemisahan *triasilgliserol* menjadi unsur asam lemak dan gliserol yang direaksikan dengan air. Hidrolisis *triasilgliserol* menjadi asam lemak dan gliserol ini dibagi menjadi tiga jenis yaitu *splitting* dengan tekanan yang tinggi, hidrolisa dengan menggunakan basa (*saponifikasi*), dan hidrolisis enzim.

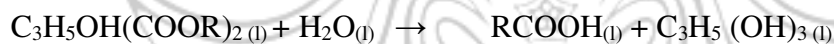
Adapun proses hidrolisis trigliserida tersebut adalah sebagai berikut:



Trigliserida Air *Fatty acid* + Digliserida

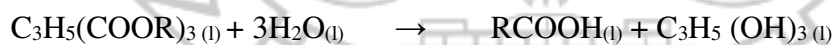


Trigliserida Air *Fatty acid* + Monogliserida



Monogliserida Air *Fatty acid* + Gliserol

Dari ketiga reaksi di atas, dapat disimpulkan reaksi tersebut menjadi reaksi:



Trigliserida Air *Fatty acid* + Gliserol

1.4.4 Penggunaan Produk

1. Asam Lemak

Kegunaan Asam Lemak, antara lain (Kirk-Othmer, 1993):

a. Industri Karet

Asam lemak dalam proses pembuatan karet digunakan sebagai *softening* dan *plasticizing effect*.

b. Industri Lilin

Dalam industri lilin, asam lemak digunakan sebagai campuran bahan untuk pembuatan lilin yang fungsinya untuk mempermudah melepaskan lilin dari cetakannya. Selain itu, dengan ditambahkan asam lemak dalam proses pembuatan lilin, akan menjadikan produk lilin yang dihasilkan tidak cepat meleleh ketika dinyalakan, asap yang dihasilkan lebih sedikit mengurangi timbulnya tetesan-tetesan lilin.

c. Industri Kosmetik

Asam lemak dalam industri kosmetik digunakan sebagai bahan campuran pembuatan produk-produk kosmetik yang fungsinya untuk memberikan keharuman dan kemilauan.

d. Industri Sabun

Digunakan untuk memproduksi sabun. Selain itu, memberikan busa sabun lebih banyak serta keharuman dan kemilauan.

e. Bila direaksikan dengan H₂ (hidrogenasi) akan menghasilkan *fatty alcohol*. Adapun kegunaan *Fatty Alcohol* adalah untuk:

- pembuatan *surfactant anionic*
- sebagai emulsifier dalam produk-produk pembersih dan lantai

f. Bila direaksikan dengan ester (*esterifikasi*) akan menghasilkan asam lemak.

Adapun kegunaan dari ester asam lemak adalah untuk:

- bahan campuran dalam industri-industri tekstil

- untuk substitute biodiesel
 - industri farmasi (obat-obatan)
- g. Bila direaksikan dengan nitrogen akan menghasilkan *Fatty Nitrogen*.

Produk-produk *Fatty Nitrogen* ini banyak digunakan dalam pengolahan limbah yang fungsinya untuk mengurangi limbah-limbah yang bersifat *unbiodegradable* sehingga menjadi *biodegradable*.

- h. Dapat digunakan sebagai *lubricants* (minyak pelumas).

2. Gliserol

Kegunaan gliserol, antara lain (Kirk Othmer, 1966):

a. Peledak

Digunakan untuk membuat nitrogliserin sebagai bahan dasar peledak.

b. Industri Makanan dan Minuman

Digunakan sebagai *solven, emulsifier, conditioner, freeze, preventer and coating* serta dalam industri minuman anggur.

c. Industri Logam

Digunakan untuk *pickling, quenching, stripping, electroplating, dan Galvanizing*.

d. Industri Kertas

Digunakan sebagai *humectant, plasticizer, dan softening agent*.

e. Industri Farmasi

Digunakan untuk antibiotik dan kapsul.

f. Fotografi

Digunakan sebagai *plastcizing*.

g. Resin

Digunakan untuk *polyurethanes, epoxies, phthalic acid dan maleic acid resin*.

h. Industri Tekstil

Digunakan untuk *lubricating, antishrink, waterproofing dan flameproofing*.

i. Tobacco

Digunakan sebagai *humectant, softening agent dan flavour enhancer*.

1.4.5 Macam-Macam Proses

Dalam melakukan tahap seleksi proses, tentunya proses yang baik harus dipilih untuk memperoleh produk yang baik pula. Proses hidrolisis menjadi asam lemak dan gliserol ini dibagi menjadi tiga jenis, yaitu:

- a. *Splitting* dengan tekanan yang tinggi
- b. Hidrolisa dengan menggunakan basa (saponifikasi)
- c. Hidrolisis enzim

Tabel 1. 8 Perbandingan Proses Pembuatan Asam Lemak

Jenis Proses	Kelebihan	Kekurangan
Fat Splitting	<ul style="list-style-type: none"> Konversi asam lemak $\pm 99\%$ -Tanpa katalis, bereaksi langsung antara air dan lemak Proses tidak terlalu rumit 	<ul style="list-style-type: none"> Kondisi operasi pada tekanan dan suhu tinggi (55 bar dan 260°C)
Katalis Basa	<ul style="list-style-type: none"> Cara yang sederhana Cukup banyak menghasilkan asam lemak (konversi asam lemak mencapai $80\% - 95\%$) 	<ul style="list-style-type: none"> Menggunakan katalis berupa basa dengan cara hidrolisis Mebutuhkan tahap pemurnian dan bahan pembantu yang banyak
Katalis Enzim	<ul style="list-style-type: none"> Konversi $\pm 90\%$ Suhu atau tekanan yang rendah Produk asam lemak tak jenuh cukup tinggi 	<ul style="list-style-type: none"> Katalis berupa enzim lipase cukup mahal Waktu proses cukup lama

(Sumber: Shahidi and Zhong, 2005)

a. Fat Splitting

Fat Splitting adalah sebuah reaksi homogen yang terjadi secara bertahap. Asam lemak berpindah dari trigliserida satu persatu dari tri ke di mono. Selama tahap awal, reaksi berlangsung perlahan-lahan, terbatas dengan kelarutan air dalam minyak yang rendah. Pada tahap kedua, reaksi berlangsung lebih cepat karena kelarutan air yang lebih besar dalam asam lemak. Tahap akhir ditandai dengan laju reaksi berkurang sebagai asam lemak bebas dan gliserin mencapai

kondisi kesetimbangan. *Fat splitting* merupakan reaksi *reversible* (Bailey, 1951). Pada Proses *fat splitting* terbagi menjadi 3 metode, yaitu: *Twitchell*, *Batch Autoclave*, dan *Continuous Fat Splitting*.

Tabel 1. 9 Perbandingan 3 Proses dalam Pembuatan Asam lemak

Karakteristik	<i>Twitchell</i>	<i>Batch Autoclave</i>	<i>Continous Fat Splitting</i>
Kondisi Operasi	T = 100°C - 105°C P = Atmosferik Instalasi dan operasi mudah	T = 150°C - 175°C (menggunakan katalis) P = 52 atm – 100 atm (menggunakan katalis) T = 220°C - 240°C (tanpa katalis) P = 29 atm – 31 atm (tanpa katalis)	T = 250°C - 260°C P = 55 atm
Konversi	85% - 98%	±95%	98% - 99% terhidrolisis
Katalis	Asam sulfat	- Seng Oksida (ZnO) - Kalsium Oksida (CaO) - Magnesium Oksida (MgO)	Tanpa katalis
Waktu	36 – 48 jam	5-10 jam (menggunakan katalis)	2 – 3 jam

Sumber: Marcell and Allen, 1982

b. Hidrolisis Katalis Basa

Pada umumnya, sabun diproduksi melalui hidrolisis asam lemak dimana proses ini dikenal dengan reaksi *saponifikasi*. Sabun dihasilkan melalui netralisasi asam lemak yang berasal dari *Fat Splitting*. Pada skala laboratorium, hidrolisis alkali ini direaksikan dengan kelebihan basa, misalnya kalium hidroksida 1 M dalam etanol 95%, direfluks selama satu jam, dan asam lemak diperoleh kembali setelah asidifikasi campuran tersebut. Ini merupakan salah satu cara yang sederhana yang cukup banyak menghasilkan asam lemak (Shahidi & Zhong, 2005).

c. Hidrolisis Katalis Enzim

Hidrolisa CPO secara enzimatik dilakukan dengan cara immobilized enzim lipase. Pada proses ini, kebutuhan energi yang diperlukan relatif kecil jika dibandingkan dengan proses hidrolisa CPO dengan H₂O pada suhu dan tekanan tinggi. Pada proses ini, pemakaian enzim lipase dilakukan dengan cara berulang-ulang (*reuse*), karena harga enzim lipase yang sangat mahal. Reaksi yang terjadi pada proses hidrolisa secara enzimatik sama seperti reaksi hidrolisis yang terjadi pada proses hidrolisis lemak atau minyak dengan menggunakan temperatur dan tekanan tinggi. Reaksi ini dilakukan pada kondisi optimum aktifitas enzim lipase yaitu pada suhu 35°C dan pH 4,7-5. Derajat pemisahan pada proses ini mampu mencapai 90% (Gervajio, 2005).

1.4.6 Pertimbangan Pemilihan Proses

Berdasarkan perbandingan pada tabel 1.8 maka dipilih proses *fat splitting* Karena pada prosesnya menggunakan air yang merupakan bahan yang ketersediaannya melimpah dan murah, serta kemurnian produk akhir mencapai

$\pm 99\%$. Adapun pada proses *fat splitting* terdiri dari 3 metode, maka dibandingkan lagi pada tabel 1.9. Berdasarkan perbandingan tersebut, maka dipilih proses *continuous fat Splitting* karena waktu reaksi yang relatif singkat (2-3 jam) dan dapat berlangsung tanpa adanya katalis.

Proses *Continuous Fat Splitting*

Proses pemisahan minyak dengan tekanan tinggi secara kontinyu dan counter current, lebih dikenal dengan proses *Colgate-Emery*. Yaitu metode yang paling efisien dari pemisahan minyak. Tekanan dan suhu tinggi digunakan untuk waktu reaksi yang relatif lebih singkat. Aliran minyak dan air secara berlawanan arah menghasilkan pemisahan berderajat tinggi tanpa menggunakan katalis. Katalis dapat pula digunakan untuk mempercepat reaksi. Menara pemisahan tergantung dari kapasitasnya. Biasanya menara tersebut berdiameter 508-1220 mm dan tinggi 18-25 m, terbuat dari bahan anti korosi seperti stainless steel 316 atau paduan inonel yang didesain khusus untuk kondisi operasi 55 atm. Minyak dimasukkan melalui saluran yang berada pada bagian bawah menara dengan menggunakan pompa bertekanan tinggi. Air masuk melalui puncak kolom dengan rasio 40-50% berat minyak. Suhu pemisahan yang tinggi ($250-260^{\circ}\text{C}$) akan dapat memastikan pelarutan air ke dalam minyak, sehingga tidak lagi diperlukan pengontakan kedua fase tersebut secara mekanik. Volume kosong dalam menara digunakan untuk terjadinya reaksi. Feed minyak masuk melalui dasar kolom menuju ke atas, sementara air masuk pada bagian atas kolom dan mengalir melewati fase minyak menuju ke bawah. Derajat pemisahan pada proses ini mencapai 99%. Proses ini lebih efisien bila dibandingkan dengan proses lain karena waktu reaksi yang

relatif singkat yaitu hanya sekitar 2-3 jam. Dalam reaksi ini terjadi pemudaran warna asam lemak. Karena pertukaran panas internal yang cukup efisien proses ini cukup ekonomis dalam penggunaan steam (Bailey, 1951).



BAB II DESKRIPSI PROSES

2.1 Spesifikasi Bahan Baku

2.1.1 Spesifikasi Bahan Baku

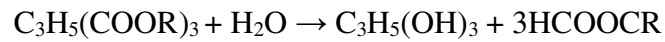
a. Minyak Sawit Kasar (*Crude Palm Oil*)

- Sifat Fisika
 - Rumus kimia : $C_3H_5(COOR)_3$
 - Berat molekul : 847,28 g/mol
 - Titik didih : 298°C
 - Titik beku : 5°C
 - *Spesific gravity* (37,8°C) : 0,9
 - Densitas : 0,895 g/cm³
 - Panas jenis : 0,497 kal/g°C
 - Angka sabun : 198
 - Angka asam : 8
 - Tegangan muka : 35,4 dyne/cm (20°C)
27,3 dyne/cm (60°C)
 - Kenampakan : Cairan kuning jingga
 - Kemurnian : 98%
 - Impuritas : 2%

(Ketaren, 1986)

- Sifat Kimia
 - Hidrolisis

Reaksi hidrolisis antara minyak dan air akan menghasilkan asam lemak dan gliserol, menurut reaksi:

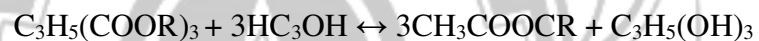


- Esterifikasi

Esterifikasi asam lemak adalah kebalikan dari hidrolisis, dibuat secara lengkap secara kontinyu penyingkiran air dari zona reaksi.

- Interesterifikasi

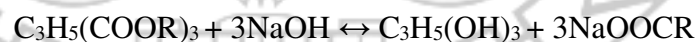
Ester beralkohol rendah diperoleh dengan mereaksikan alkohol secara langsung dengan lemak untuk menggantikan gliserol, biasanya menggunakan katalis alkali. Reaksinya adalah sebagai berikut:



Reaksi ini biasa disebut alkoholisis.

- Saponifikasi

Jika lemak direaksikan dengan alkali untuk menghasilkan gliserol dan garam atau sabun atau logam alkali, maka reaksinya sebagai berikut:



Reaksi ini adalah dasar reaksi yang digunakan pada industri sabun.

(Swen, 1964)

b. Air

- Fase : Cair
- Rumus kimia : H_2O
- Berat molekul : 18 kg/kmol

- Warna : Jernih tidak berwarna
- Titik didih : 100°C
- Densitas : 1 gram/cm³
- Viskositas : 1 Cp

Sumber: Kirk Othmer, “*Encyclopeddia of Chemichal Technology*”,
volume 25, Edition 4.

2.1.2 Spesifikasi Produk

a. Asam Lemak

- Asam miristat
 - Rumus molekul : C₁₄H₂₈O₂
 - Berat molekul : 228,375 g/mol
 - Densitas (pada 50°C, 1 atm) : 0,86240 g/mL
- Asam palmitat
 - Rumus molekul : C₁₆H₃₂O₂
 - Berat molekul : 256,429 g/mol
 - Densitas (pada 50°C, 1 atm) : 0,86021 g/mL
- Asam linoleat
 - Rumus molekul : C₁₈H₃₂O₂
 - Berat molekul : 280,451 g/mol
 - Densitas (pada 50°C, 1 atm) : 0,88531 g/mL
- Asam oleat
 - Rumus molekul : C₁₈H₃₄O₂
 - Berat molekul : 282,467 g/mol

Densitas (pada 50°C, 1 atm) : 0,87231 g/mL

- Asam stearate

Rumus molekul : C₁₈H₃₆O₂

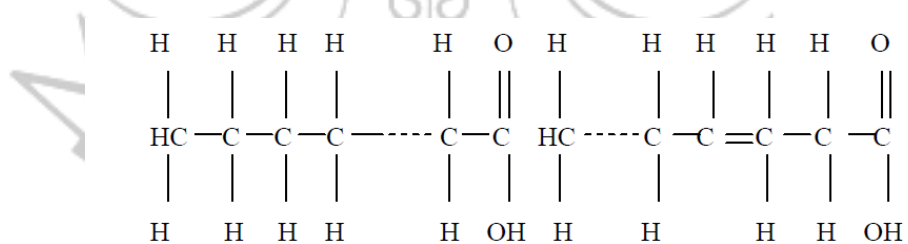
Berat molekul : 284,483 kg/kmol

Densitas (pada 50°C, 1 atm) : 0,86075 g/mL

(Yaws, 1999)

- Sifat Kimia

Asam lemak merupakan rantai hidrokarbon, yang setiap atom karbonnya mengikat satu atau dua atom hidrogen, kecuali atom karbon terminal mengikat tiga atom hidrogen, sedangkan atom karbon terminal lainnya mengikat gugus karboksil. Asam lemak yang pada rantai hidrokarbonnya terdapat ikatan rangkap disebut asam lemak tidak jenuh, dan apabila tidak terdapat ikatan rangkap pada rantai hidrokarbonnya disebut dengan asam lemak jenuh. Secara umum asam lemak dapat digambarkan sebagai berikut (Kirk-Othmer, 1993):



Asam Lemak Jenuh

Asam Lemak Tak Jenuh

Semakin tidak jenuh asam lemak dalam molekul trigliserida, maka makin rendah titik cair minyak tersebut sehingga pada suhu kamar berada

pada fase cair. Minyak kelapa sawit adalah lemak semi padat yang mempunyai komposisi yang tetap (Kirk-Othmer 1993).

b. Gliserol

• Sifat Fisik

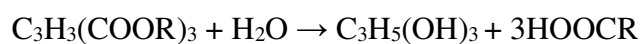
- Rumus molekul : $C_3H_5(OH)_3$
- Berat molekul : 92,095 g/mol
- Titik didih : $290^\circ C$
- Titik leleh : $18C$
- Temperatur kritis : $451,85^\circ C$
- Tekanan kritis : 65,82778 atm
- *Specific gravity* ($25^\circ C$) : 1,262
- Densitas : $1,261 \text{ g/cm}^3$
- Viskositas : 1,4 Pa.s
- Panas jenis : $0,497 \text{ kal/g}^\circ C$
- Energi : $4,32 \text{ kkal/g}$
- *Flash point* : $160^\circ C$
- Kenampakan : Cairan kuning pucat

(Speight, 2005)

▪ Sifat Kimia

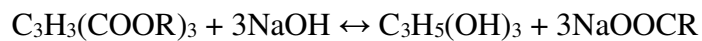
- Hidrolisis

Reaksi hidrolisis antara minyak dan air akan menghasilkan asam lemak dan gliserol, menurut reaksi:



- Saponifikasi

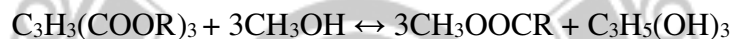
Jika lemak direaksikan dengan alkali untuk menghasilkan gliserol dan garam atau sabun atau logam alkali, maka reaksinya sebagai berikut:



Reaksi ini adalah dasar reaksi yang digunakan pada industri sabun

- Interesterifikasi

Ester beralkohol rendah diperoleh dengan mereaksikan alkohol secara langsung dengan lemak untuk menggantikan gliserol, biasanya menggunakan katalis alkali. Reaksinya adalah sebagai berikut:



Reaksi ini biasa disebut alkoholisis.

(Swen, 1964)

2.2 Konsep Proses

2.2.1 Tinjauan Termodinamika

Reaksi berlangsung secara eksotermis atau endotermis dapat ditentukan dari panas pembentukan standar (ΔH_r). Apabila ΔH_r bernilai positif (+) menunjukkan bahwa reaksi tersebut membutuhkan panas untuk berlangsungnya reaksi, maka bersifat endotermis, sehingga semakin besar ΔH_r maka semakin besar juga energi yang dibutuhkan. Sedangkan apabila ΔH_r bernilai negatif (-) menunjukkan bahwa reaksi tersebut menghasilkan panas selama proses berlangsungnya reaksi, maka bersifat eksotermis. Berikut ini merupakan data energi pembentukan (ΔH°_f) dan energi gibbs (ΔG°_f) pada suhu 25°C (298 K) untuk masing- masing komponen:

Tabel 2. 1 Data Panas Pembentukan Standar (ΔH°_f) dan Energi Gibbs (ΔG°_f) Pada Suhu 25°C (298 K)

Komponen	(ΔH°_f) (Kj/mol)	(ΔG°_f) (kJ/mol)
Trigliserida ($C_3H_5(COOR)_3$) (l)	-2221.94	-190.846
Air (H_2O) (l)	-285.83	-237.141
Fatty acid ($RCOOH$) (l)	-737	-274
Gliserol ($C_3H_5(OH)_3$) (l)	-582.922	-448.793

(Yaws, 1999 & Atkins dan Paula, 2010)

Adapun reaksi utamanya yaitu:



Untuk mengetahui sifat reaksi yang berlangsung, dapat dihitung dengan persamaan:

$$\Delta H^\circ_{(reaksi)} = \sum (\Delta H^\circ_f(\text{produk})) - \sum (\Delta H^\circ_f(\text{reaktan}))$$

$$\Delta H^\circ_r = \Delta H^\circ_f(p) - \Delta H^\circ_f(r)$$

$$\Delta H^\circ_r = [3(\Delta H^\circ_f RCOOH + 1(\Delta H^\circ_f C_3H_5(OH)_3)] - [1(\Delta H^\circ_f C_3H_5(COOR)_3 + 3(\Delta H^\circ_f H_2O)]$$

$$\Delta H^\circ_r = [3(-737,00) + 1(-582,922)] - [1(-2.221,940) + 3(-285,830)]$$

$$\Delta H^\circ_r = [(-2.211) + (-582,92)] - [(-2.221,94) + (-857,49)]$$

$$\Delta H^\circ_r = [(-2.793,92) - (-3.079,43)]$$

$$\Delta H^{\circ}_r = 285,508 \text{ kJ/mol}$$

Berdasarkan perhitungan entalpi, harga ΔH_r positif (+) yang menunjukkan bahwa reaksi yang terjadi merupakan reaksi endotermis yaitu reaksi yang menyerap panas atau membutuhkan panas, sehingga untuk menjaga agar reaksi tetap berlangsung pada kondisi proses perlu ditambahkan panas.

Penentuan arah reaksi berdasarkan pada energi bebas gibbs (ΔG).

Untuk mengetahui reaksinya bersifat spontan atau tidak spontan suatu reaksi kimia dapat ditinjau dari energi pembentukan (Energi Bebas Gibbs (ΔG)). Apabila ΔG bernilai positif (+) menunjukkan bahwa reaksi tersebut tidak dapat berlangsung secara spontan, sehingga dibutuhkan energi tambahan dari luar. Sedangkan apabila ΔG bernilai negatif (-) menunjukkan reaksi tersebut dapat berlangsung secara spontan dan hanya membutuhkan sedikit energi. Semakin kecil atau negatif ΔG maka reaksi tersebut akan semakin baik karena untuk berlangsung spontan energi yang dibutuhkan semakin kecil.

$$\Delta G^{\circ}_{298 K} = \sum (\Delta G^{\circ}_f(\text{produk})) - \sum (\Delta H^{\circ}_f(\text{reaktan}))$$

$$\Delta G^{\circ}_T = [3(\Delta G^{\circ}_f \text{RCOOH} + 1(\Delta G^{\circ}_f \text{C}_3\text{H}_5(\text{OH})_3)] - [1(\Delta G^{\circ}_f \text{C}_3\text{H}_5(\text{COOR})_3 + 3(\Delta G^{\circ}_f \text{H}_2\text{O})]$$

$$\Delta G^{\circ}_T = [3(-274) + 1(-448,793)] - [1(-190,8460 + 3(-237,141)]$$

$$\Delta G^{\circ}_T = [(-822,00) + (-448,793)] - [(-190,846) + (-711,423)]$$

$$\Delta G^{\circ}_T = [(-1.270,793) - (-902,269)]$$

$$\Delta G^{\circ}_T = -368,524 \text{ kJ/mol}$$

Berdasarkan perhitungan energi gibbs pada kondisi standar diperoleh nilai energi gibbs nya sebesar -368,524 kJ/mol yang menunjukkan bahwa reaksi

pembuatan asam lemak berlangsung secara spontan, sehingga dibutuhkan sedikit energi tambahan dari luar.

Untuk mengetahui apakah reaksinya *irreversible* (searah) atau *reversible* (bolak-balik) dengan (harga K), besar kecilnya nilai K (tetapan kesetimbangan) dapat menjelaskan kondisi reaksi kimia ketika dalam keadaan kesetimbangan. Keadaan setimbang yang dimaksud adalah laju reaksi ke kiri dan ke kanan sama besar dan saat reaksi telah mencapai kesetimbangan konsentrasi zat-zat baik pereaksi atau produk tidak berubah. Jika nilai $K > 1$, pada reaksi kesetimbangan cenderung ke arah produk, konsentrasi produk lebih besar dari konsentrasi reaktan, maka reaksi bersifat *reversible*. Sedangkan jika $K < 1$, pada reaksi kesetimbangan cenderung ke arah reaktan (pereaksi), konsentrasi reaktan lebih besar dari konsentrasi produk, maka reaksi bersifat *irreversible*. Pendapat lain juga mengatakan (Cracolice & Peter, 2016) bahwa jika tetapan kesetimbangan sangat besar ($K_c > 100$), reaksi maju (ke kanan) lebih disukai yang berarti jumlah produk mendominasi; jika tetapan kesetimbangan itu sangat kecil ($K_c < 0,01$) reaksi sebaliknya (ke kiri) lebih disukai yang berarti jumlah reaktan mendominasi; dan jika $0,01 < \text{nilai } K < 100$ maka semua spesies pada sistem tersebut berada pada keadaan kesetimbangan. Adapun persamaan konstanta kesetimbangan sebagai berikut:

$$\Delta G^\circ_T = -R T \ln K_T$$

$$\ln K_T = \frac{-(\Delta G^\circ_T)}{R T}$$

$$K_T = \exp\left(\frac{-(\Delta G^\circ_T)}{R T}\right)$$

$$\frac{\ln K_o}{\ln K_T} = \frac{-(\Delta G^\circ T)}{T} \times \left[\left(\frac{1}{T_2} \right) - \left(\frac{1}{T_1} \right) \right]$$

Keterangan:

ΔG° = Energi Bebas Gibbs (kJ/mol)

K_o = Konstanta kesetimbangan pada suhu operasi

K_T = Konstanta kesetimbangan pada suhu referensi

T_1 = Temperatur operasi (255°C atau 528 K)

T_2 = Temperatur referensi (25°C atau 298 K)

R = Tetapan gas (8,314 J/mol.K atau 0,008314 kJ/mol.K)

$$\Delta G^\circ_T = -R T \ln K_T$$

$$-368,524 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}} = -0,008314 \frac{\text{kJ}}{\text{mol.K}} (298 \text{ K}) K_T$$

$$-368,524 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}} = -2,478 \frac{\text{kJ}}{\text{mol.K}} \ln K$$

$$\ln K_T = \frac{-368,524}{-2,478}$$

$$\ln K_T = 148,718$$

$$K_T = \exp^{148,718}$$

$$K_T = 3,867 \times 10^{64}$$

Pada $T = T$ operasi

$$\frac{\ln K_o}{\ln K_T} = \frac{-(\Delta G^\circ T)}{T} \times \left[\left(\frac{1}{T_2} \right) - \left(\frac{1}{T_1} \right) \right]$$

$$\frac{\ln K_o}{3,867 \times 10^{64}} = - \frac{(-368,524 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}})}{0,008314 \frac{\text{kJ}}{\text{mol.K}}} \times \left[\left(\frac{528 \text{ K} - 298 \text{ K}}{528 \text{ K} \times 298 \text{ K}} \right) \right]$$

$$\frac{\ln K_o}{3,867 \times 10^{64}} = 44.325,715 / K \times \left[\left(\frac{230 \text{ K}}{157.344 \text{ K}} \right) \right]$$

$$\frac{\ln Ko}{3,867 \times 10^{64}} = 44.325,715 / K \times 0,0015 K$$

$$\frac{\ln Ko}{3,867 \times 10^{64}} = 64,7938$$

$$\ln Ko = 64,7938 \times (3,867 \times 10^{64})$$

$$\ln Ko = 64,7938 \times (3,867 \times 10^{64})$$

$$\ln Ko = 2,50557 \times 10^{66}$$

$$Ko = 1,5288 \times 10^{67}$$

Dari persamaan reaksi di atas, terlihat bahwa reaksi tersebut merupakan reaksi yang *reversible* (bolak-balik), maka reaksi kesetimbangan cenderung ke arah produk, konsentrasi produk lebih besar dari konsentrasi reaktan pada kesetimbangan.

2.3 Langkah Proses

Proses pembuatan *Fatty acid* (Asam Lemak) dengan produk samping yaitu gliserol dari bahan baku *Crude Palm Oil* (CPO) dan air dilakukan dengan tahapan proses sebagai berikut:

- a. Tahap Persiapan Bahan Baku
- b. Tahap Pembuatan Produk
- c. Tahap Pemurnian Produk

a. Tahap Persiapan Bahan Baku

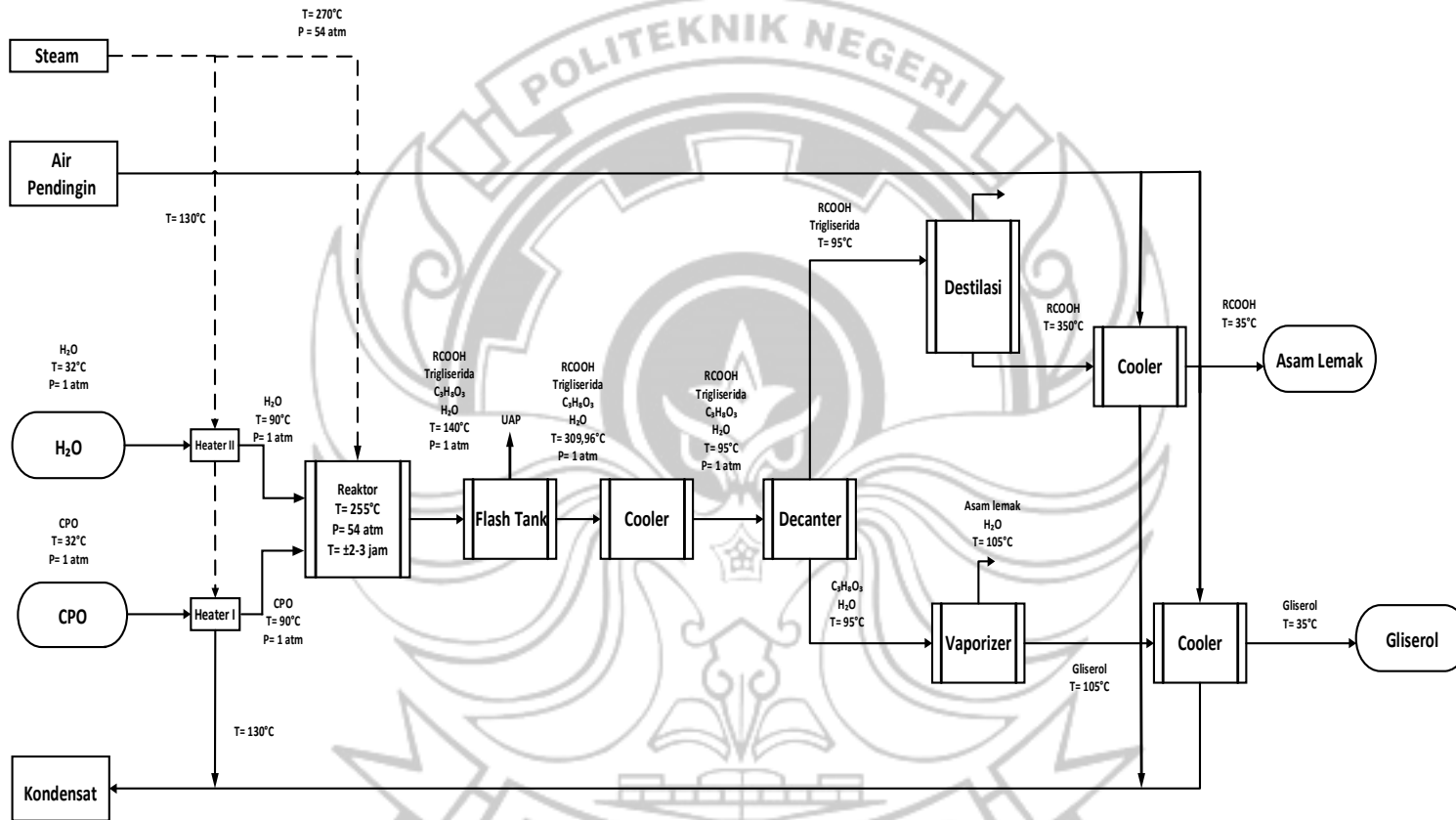
Bahan baku yang digunakan dalam proses ini adalah CPO (*Crude Palm Oil*) yang telah di *treatment*, kemudian disimpan dalam tangki penyimpanan pada kondisi cair dengan suhu 32°C dan tekanan 1 atm, selanjutnya dipanaskan di *heater* 1 sehingga suhunya naik dari 32°C menjadi 90°C, sebelum dialirkan menggunakan pompa menuju reaktor.

b. Tahap Pembentukan Produk

CPO atau minyak sawit dipompakan menuju reaktor. Pada saat yang sama air proses yang berasal dari unit tangka penyimpanan air dipompakan menuju *heater II* untuk dipanaskan dari suhu 32°C hingga suhu 90°C dan tekanan 1 atm, kemudian air tersebut diumpakan menuju reaktor melalui pompa. Di dalam reaktor ini akan terjadi reaksi hidrolisis atau pemecahan gugus alkil dalam trigliserida (CPO) dengan air menjadi asam lemak (*fatty acid*) dan gliserol. Reaksi dalam reaktor terjadi pada suhu 255°C dan tekanan 54 atm dengan waktu ± 2-3 jam. Untuk menjaga kondisi operasi agar tetap konstan dan karena reaksi bersifat *endotermis* (membutuhkan panas) maka *steam* dengan tekanan 54 atm diinjeksikan dengan massa tertentu sehingga konversi hidrolisis bisa mencapai 98-99% tanpa bantuan katalisator apapun. Selanjutnya produk hasil reaktor dialirkan menuju *flash tank* untuk memisahkan fase cair dan uap yang terbentuk dalam proses reaksi, sebelum itu tekanannya diturunkan menggunakan *expansion valve* menjadi 1 atm dengan suhu 140°C. Dalam proses *flash tank* diketahui yang mengandung asam lemak adalah fase cair. Cairan yang mengandung asam lemak akan mengendap di bagian bawah tangki karena densitasnya lebih tinggi dibandingkan dengan fase uap. Fase cair yang mengandung asam lemak kemudian dialirkan keluar dari bagian bawah flash tank menuju *cooler* untuk diturunkan suhunya menjadi 95°C yang kemudian dialirkan ke *decanter* yang memiliki kondisi operasi 95°C dan 1 atm. Pada proses ini memisahkan asam lemak dan gliserol berdasarkan dengan kelarutan masing-masing, yang dimana *light* sebagai asam lemak dan *heavy* sebagai gliserol.

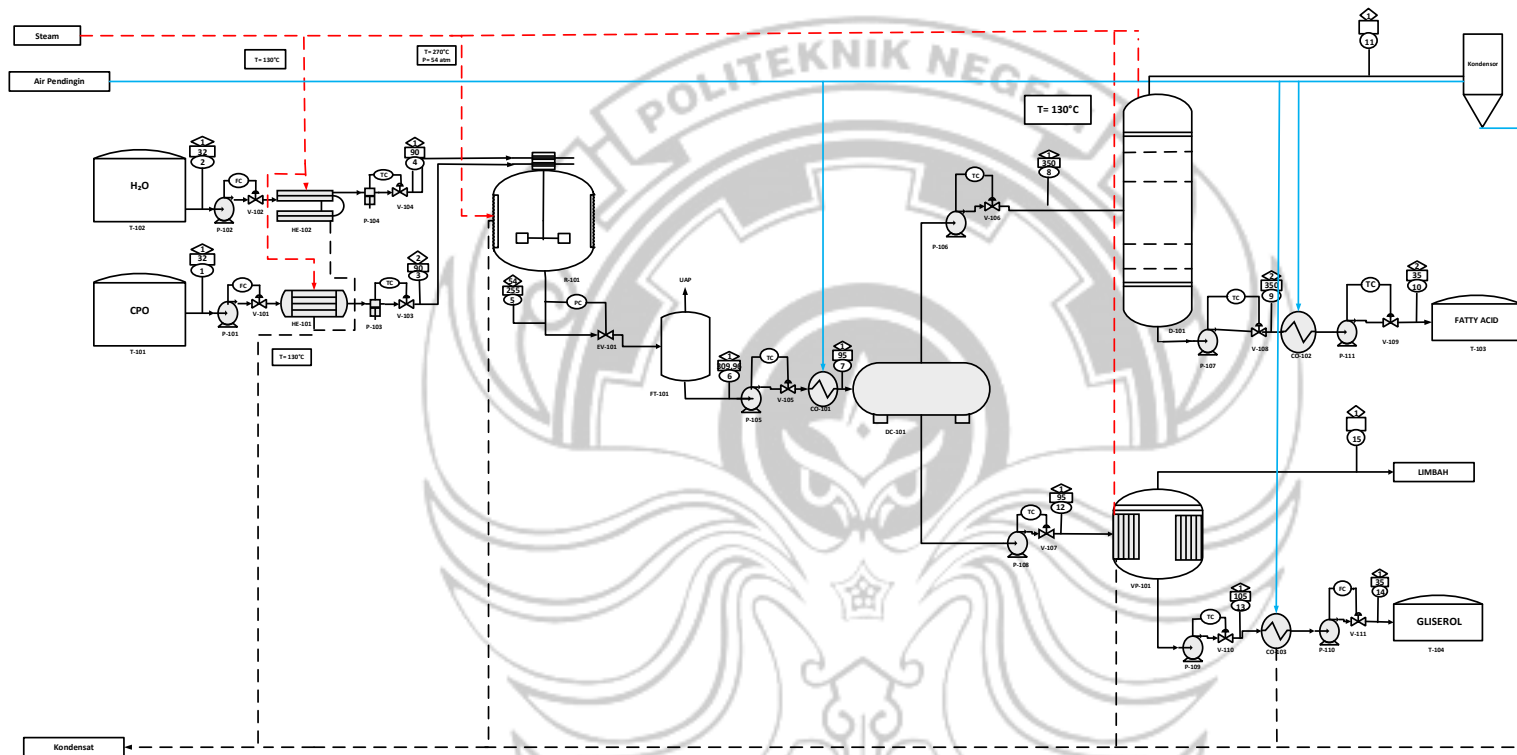
c. Tahap Pemurnian Produk

Asam lemak (*Fatty acid*) yang dihasilkan sebagai *light* akan mengalir menuju bagian atas decanter. Untuk menghasilkan produk asam lemak dengan kemurnian yang tinggi dilakukan proses pemisahan antara asam lemak dan trigliserida menggunakan kolom destilasi untuk menghasilkan produk utama yaitu asam lemak dengan kemurnian 99%. Hasil top kolom destilasi yaitu trigliserida dikondensasi dengan menggunakan kondensor, dan hasil bottom kolom destilasi (asam lemak) dialirkan menuju *cooler* untuk menurunkan suhu dari 95°C menjadi 35°C. Aliran massa dari *cooler* selanjutnya dialirkan menggunakan pompa menuju tangki penyimpanan akhir asam lemak (*Fatty acid*) sebagai produk. Sedangkan *Sweet water* (Gliserol-air) yang dihasilkan sebagai *heavy* akan menuju ke bagian bawah decanter dan dipompakan menuju *vaporizer*, pada proses ini memisahkan gliserol dengan air dan sisa bahan baku (CPO). Bagian atas *vaporizer* dialirkan menuju tangki limbah dan bagian bawah sebagai produk *heavy* dialirkan menuju *cooler* untuk menurunkan suhunya dari 105°C menjadi 35°C yang selanjutnya menuju tangki penyimpanan akhir gliserol sebagai produk samping.



Gambar 2. 1 Diagram Alir Kuantitatif Prarancangan Pabrik Asam Lemak

PRARANCANGAN PABRIK ASAM LEMAK (FATTY ACID) BERBAHAN BAKU CPO KAPASITAS 77.000 TON/TAHUN



KETERANGAN SIMBOL

- : TEMPERATUR (°C)
- : NOMOR ARUS
- : TEKANAN (atm)
- : ARUS STEAM
- : ARUS PENDINGIN
- : ARUS PROSES
- - - : ARUS KONDENSAT

NO	KODE ALAT	NAMA ALAT
1	T-101	TANGKI CPO
2	T-102	TANGKI AIR
3	P-101	POMPA 001
4	P-102	POMPA 002
5	HE-101	HEATER 001
6	HE-102	HEATER 002
7	P-103	POMPA 003
8	P-104	POMPA 004
9	R-101	REAKTOR
10	FT-101	FLASHTANK
11	P-105	POMPA 005
12	CO-101	COOLER 001
13	DC-101	DECANTER
14	P-106	POMPA 006
15	CO-102	COOLER 002
16	P-107	POMPA 007
17	T-103	TANGKI ASAM LEMAK
18	P-108	POMPA 008
19	VP-101	VAPORIZER
20	P-109	POMPA 009
21	CO-103	COOLER 003
22	P-110	POMPA 010
23	T-104	TANGKI GLISEROL
24	EV-101	EXPANSION VALVE
25	D-101	DESTILASI
26	P-111	POMPA 011
27	KD-101	KONDENSATOR

KOMPONEN	ARUS 1	ARUS 2	ARUS 3	ARUS 4	ARUS 5	ARUS 6	ARUS 7	ARUS 8	ARUS 9	ARUS 10	ARUS 11	ARUS 12	ARUS 13	ARUS 14	ARUS 15	ARUS 16
TRIGLISERIDA	949,99	-	950	-	9,500	9,500	9,500	9,500	0,095	0,095	9,405	-	-	-	-	9,405
AIR	20	87,936	20	87,936	0,238	0,238	0,239	-	-	-	-	0,238	0,012	0,012	0,226	-
ASAM LEMAK	-	-	30	-	927,933	927,933	927,933	927,933	918,653	918,653	9,279	0,000	0,000	0,000	0,000	9,279
GLISEROL	-	-	-	-	102,899	102,899	102,899	-	-	-	-	102,899	102,899	102,899	-	-
FFA	30	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	999,99	87,936	1000	87,936	1.087,936	1.040,569	1.040,569	937,433	918,748	918,748	18,684	103,137	103,137	103,137	0,226	18,684

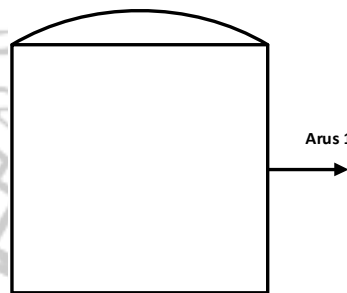
	TEKNOLOGI REKAYASA KIMIA BERKELANUTAN JURUSAN TEKNIK KIMIA POLITEKNIK NEGERI LUNG LING PANGDANG MAKASSAR PRARANCANGAN PABRIK ASAM LEMAK (FATTY ACID) BERBAHAN BAKU CPO KAPASITAS 77.000 TON/TAHUN
DOSEN PEMBIMBING: 1. Octavianus SR Pasanda, S.T., M.T 2. Muallim Syahrir, S.T., M.T	DISUSUN OLEH: 1. Irma Yunita (43120031) 2. Andi Allah Solihatin (43120032)



BAB III NERACA MASSA

- Kapasitas produksi setahun : 77.000 ton/tahun
- Operasi pabrik sehari : $77.000/330 = 233,333$ ton/hari
- Operasi pabrik perjam : $233.333/24 = 9,722$ ton/jam
- : $9,722 \times 1000 = 9.722$ kg/jam
- Waktu operasi pabrik : 330 hari/tahun ; 24 jam/hari
- Basis perhitungan : 1000 kg/jam Bahan Baku CPO
- Satuan massa : Kilogram (kg/jam)
- Bahan Baku : CPO (*Crude Palm Oil*)
- Produk : Asam Lemak (*Fatty Acid*)
- Hasil perhitungan nilai neraca massa untuk penyesuaian kapasitas produksi sebagai berikut:

3.1 Tangki (*Crude Palm Oil*) CPO

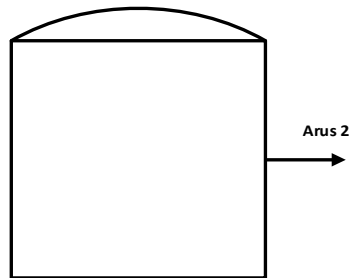


Tabel 3. 1 Neraca Massa Tangki CPO

Neraca Massa Tangki CPO	
Komponen	Output (kg/jam)
	Arus 1
Trigliserida	10.053,966

Air	211,662
FFA	317,494
Total	10.583,122

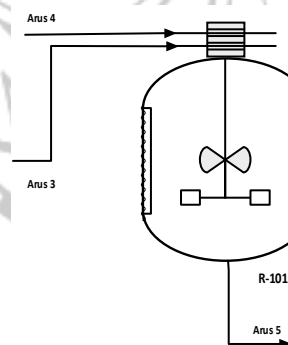
3.2 Tangki Air



Tabel 3. 2 Neraca Massa Tangki Air

Neraca Massa Tangki Air	
Komponen	Output (kg/jam)
	Arus 2
Air	931
Total	931

3.3 Reaktor

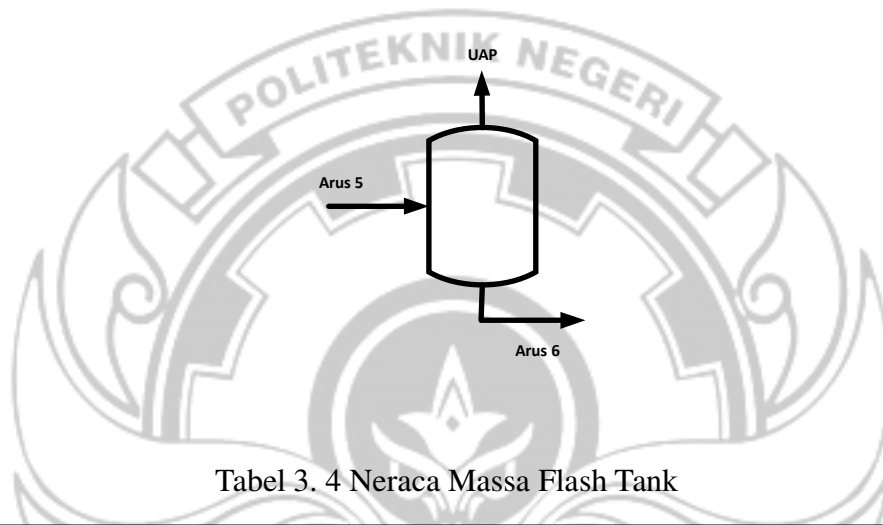


Tabel 3. 3 Neraca Massa Reaktor

Neraca Massa Reaktor			
Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Arus 3	Arus 4	Arus 5
Trigliserida	10.053,966		100,540

Air	211,662	930,642	503,809
Asam Lemak	317,494		9.820,426
Gliserol			1.088,989
Sub Total	10.583,122	930,642	11.513,764
Total	11.513,764		11.513,764

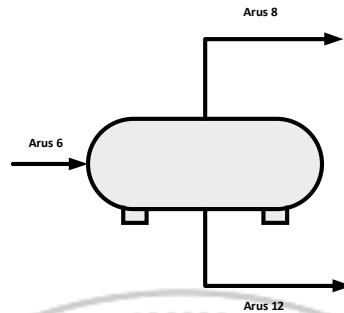
3.4 Flash Tank



Tabel 3. 4 Neraca Massa Flash Tank

Neraca Massa Flash Tank			
Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 5	Arus (uap)	Arus 6
Trigliserida	100,540		100,540
Air	503,809	501,290	2,519
Asam Lemak	9.820,426		9.820,426
Gliserol	1.088,989		1.088,989
Sub Total	11.513,764	501,290	11.012,474
Total	11.513,764	11.513,764	

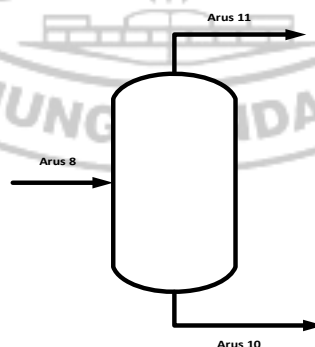
3.5 Decanter



Tabel 3. 5 Neraca Massa Decanter

Neraca Massa Decanter			
Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 6	Arus 8 (fase light)	Arus 12 (fase heavy)
Trigliserida	100,540	100,540	
Air	2,519		2,519
Asam Lemak	9.820,426	9.820,426	0,0004
Gliserol	1.088,989		1.088,989
Sub Total	11.012,474	9.920,966	1.091,508
Total	11.012,474	11.012,474	

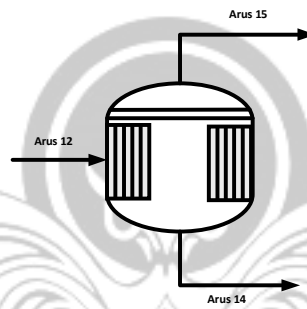
3.6 Destilasi



Tabel 3. 6 Neraca Massa Distilasi

Neraca Massa Distilasi			
Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 8	Arus 16 (fase light)	Arus 11 (fase heavy)
Trigliserida	100,540	99,534	1,005
Asam Lemak	9.820,426	98,204	9.722,222
Sub Total	9.920,966	197,739	9.723,228
Total	9.920,966	9.920,966	

3.7 Vaporizer



Tabel 3. 7 Neraca Massa Vaporizer

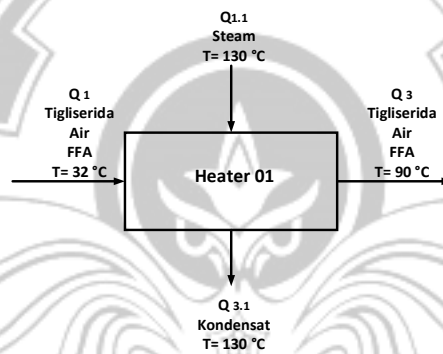
Neraca Massa Vaporizer			
Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 12	Arus 15 (light)	Arus 14 (heavy)
Air	2,519	2,393	0,126
Gliserol	1.088,989		1.088,989
Asam Lemak	0,000	0,0004	0,00002
Sub Total	1.091,508	2,393	1.088,115
Total	1.091,508	1.091,508	

BAB IV NERACA PANAS

Kapasitas produksi setahun : 77.000 ton/tahun
 Waktu operasi pabrik : 330 hari/tahun ; 24 jam/hari
 Satuan : Kilokalori/jam (kcal/jam)
 Temperatur referensi : 25°C (298 K)
 Bahan Baku : CPO (*Crude Palm Oil*)
 Produk : Asam Lemak (*Fatty Acid*)

Hasil perhitungan nilai neraca panas sebagai berikut:

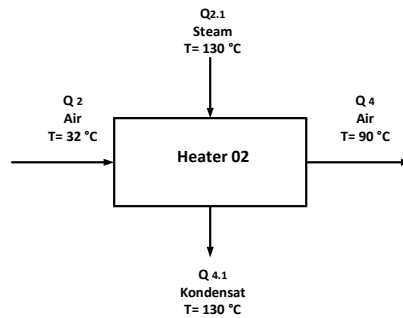
4.1 Heater 01 CPO



Tabel 4. 1 Neraca Panas Heater 01 CPO

Neraca Panas Heater 01 CPO				
Komponen	Input (kcal/jam)		Output (kcal/jam)	
	Q1	Q1.1	Q3	Q3.1
Trigliserida	23.235,741		229.678,220	
FFA	972,456		51.472,321	
Air	1.485,117		13.742,246	
Steam		336.841,383		
Kondensat				67.641,910
Sub Total	25.693,314	336.841,383	294.892,787	67.641,910
Total	362.534,696		362.534,696	

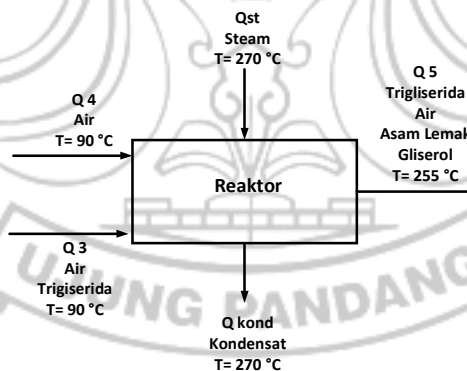
4.2 Heater 02 Air



Tabel 4. 2 Neraca Panas Heater Air

Neraca Panas Heater Air				
Komponen	Input (kcal/jam)		Output (kcal/jam)	
	Q2	Q2.1	Q4	Q4.1
Air	6.529,791		60.422,188	
Steam		67.433,972		
Kondensat				13.541,574
Sub Total	6.529,791	67.433,972	60.422,188	13.541,574
Total	73.963,762		73.963,762	

4.3 Reaktor

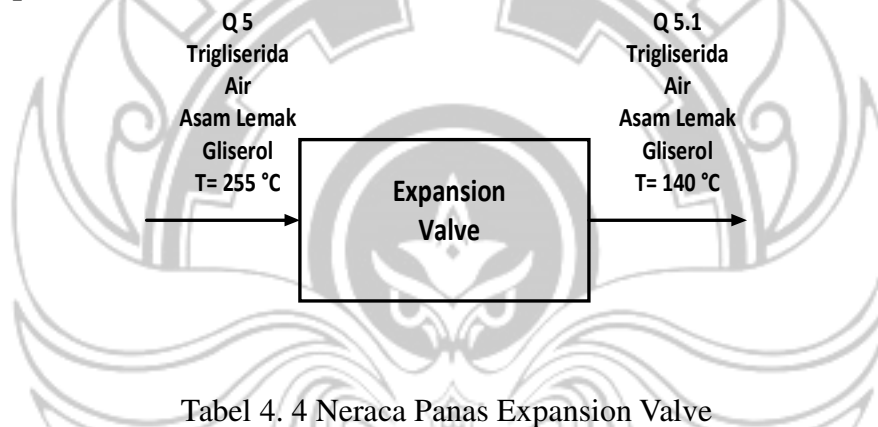


Tabel 4. 3 Neraca Panas Reaktor

Neraca Panas Reaktor					
Komponen	Input (kcal/jam)			Output (kcal/jam)	
	Q3	Q4	Qst	Q5	Qkond
Trigliserida	229.678,220			9.681,268	

Asam lemak	12.461,027			1.465.607,982	
Air	13.742,246	60.422,188		121.920,577	
Gliserol				180.346,373	
Steam masuk			4.924.926,350		
Kondensat keluar					2.090.962,136
Q reaksi total				1.371.711,696	
Sub Total	255.881,493	60.422,188	4.924.926,350	3.150.267,896	2.090.962,136
Total		5.241.230,031		5.241.230,031	

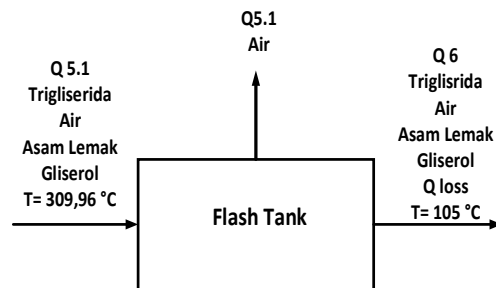
4.4 Expansion Valve



Tabel 4. 4 Neraca Panas Expansion Valve

Neraca Panas Expansion Valve		
Komponen	Input (kcal/jam)	Output (kcal/jam)
	Q5	Q5.1
Triglycerida	9.681,268	4.283,736
Asam Lemak	1.465.607,982	696.877,353
Air	121.920,577	58.170,800
Gliserol	180.346,373	24.573,955
Qloss		994.650,355
Sub Total	1.778.556,199	1.778.556,199
Total	1.778.556,199	1.778.556,199

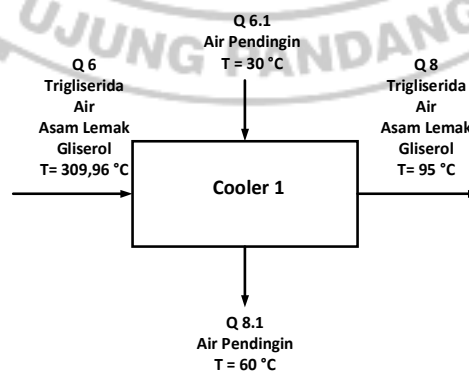
4.5 Flash Tank



Tabel 4. 5 Neraca Panas Flash Tank

Neraca Panas Flash Tank			
Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 5.1	Arus (uap)	Arus 6
Trigliserida	4.283,736		12.742,752
Asam Lemak	696.877,353		1.867.218,620
Air	58.170,800	156.655,742	787,215
Gliserol	87.578,096		229.583,353
Q loss			-1.420.077,695
Sub Total	846.909,985	156.655,742	690.254,243
Total	846.909,985	846.909,985	

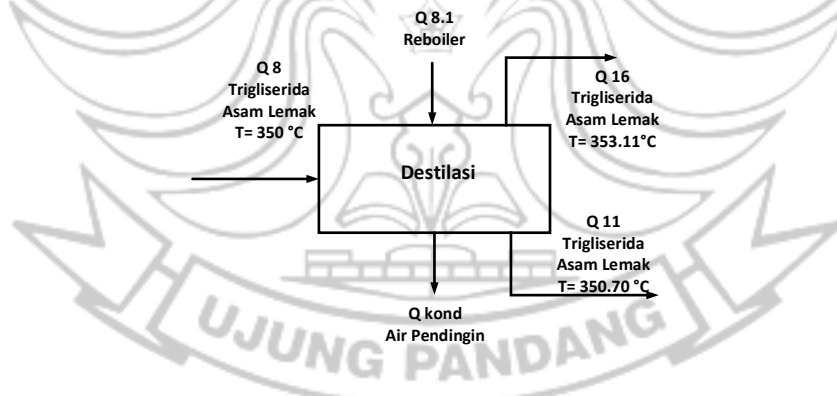
4.6 Cooler 01



Tabel 4. 6 Neraca Panas Cooler 01

Neraca Panas Cooler 01				
Komponen	Input (kcal/jam)		Output (kcal/jam)	
	Q6	Q6.1	Q8	Q8.1
Trigliserida	12.742,752		2.486,614	
Air	787,215		176,157	
Asam lemak	1.867.218,620		415.993,027	
Gliserol	229.583,353		52.667,646	
Air Pendingin				1.639.008,494
Sub Total	2.110.331,939		471.323,445	1.639.008,494
Total	2.110.331,939		2.110.331,939	

4.7 Destilasi

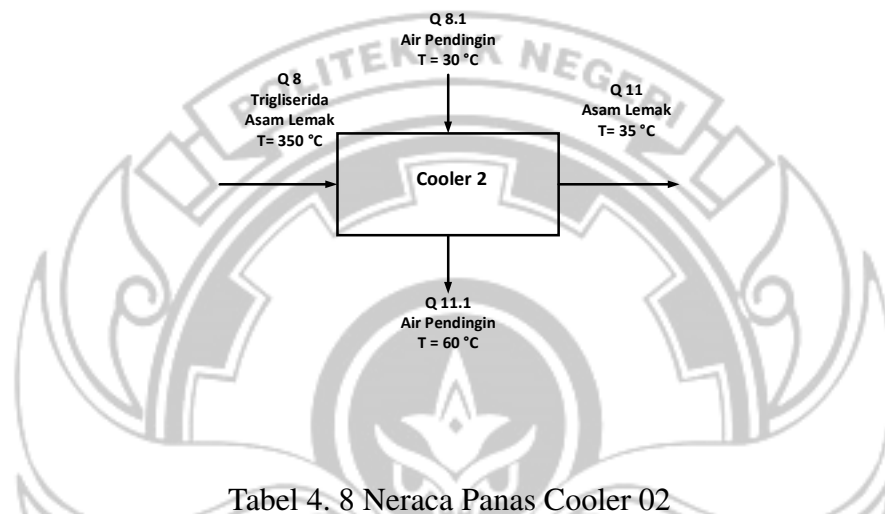


Tabel 4. 7 Neraca Panas Destilasi

Neraca Panas Destilasi			
Komponen	Input (kcal/jam)	Output (kcal/jam)	
	Arus 8	Arus 16 (fase light)	Arus 11 (fase heavy)
Trigliserida	22.397,236	22.555,282	224,698

Asam Lemak	7.897.443,584	80.375,087	7.844.544,698
Reboiler	1.480.164,137		
Kondensat		1.452.305,191	
Sub Total	9.400.004,957	1.555.235,561	7.844.769,396
Total	9.400.004,957	9.400.004,957	

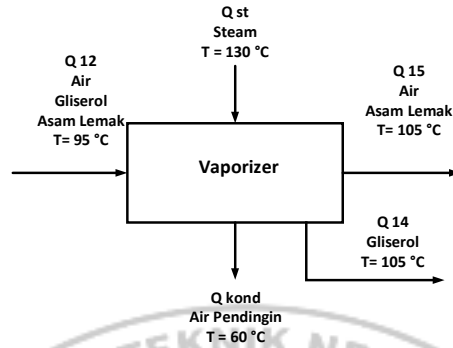
4.8 Cooler 02



Tabel 4. 8 Neraca Panas Cooler 02

Neraca Panas Cooler 02				
Komponen	Input (kcal/jam)		Output (kcal/jam)	
	Q8	Q8.1	Q11	Q
Trigliserida	15.208,333		3,330	
Asam Lemak	2.179.585,629		57.166,856	
Air Pendingin				2.137.623,774
Sub Total	2.194.793,961		57.170,186	2.137.623,774
Total	2.194.793,961		2.194.793,961	

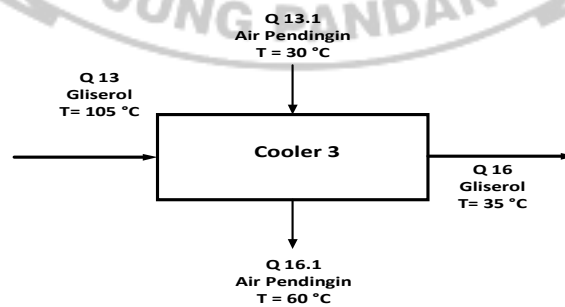
4.9 Vaporizer



Tabel 4. 9 Neraca Panas Vaporizer

Neraca Panas Vaporizer					
Komponen	Input (kcal/jam)		Output (kcal/jam)		
	Q12	Qst	Q14	Q15	Qkond
Asam Lemak	0,004			0,004	
Air	176,157			201,430	
Gliserol	52.667,646		60.354,332		
Steam		9.649,748			
Kondensat					1.937,789
Sub Total	52.843,807	9.649,748	60.354,332	201,435	1.937,789
Total	62.493,555		62.493,555		

4.10 Cooler 03



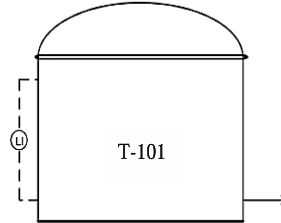
Tabel 4. 10 Neraca Panas Cooler 03

Neraca Panas Cooler 03					
Komponen	Input (kcal/jam)		Output (kcal/jam)		
	Q12	Q12.2	Q14	Q15	Q
Gliserol	60.354,332			7.396,264	
Q Pendingin					52.958,068
Sub Total	60.354,332			7.396,264	52.958,068
Total	60.354,332			60.354,332	



BAB V SPESIFIKASI ALAT

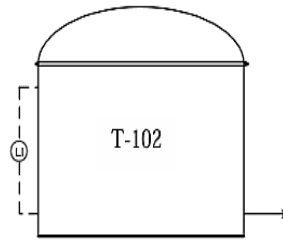
5.1 Tangki Penyimpanan Bahan Baku CPO (Crude Palm Oil) (T-101)



Tabel 5. 1 Tangki Penyimpanan Bahan Baku CPO (Crude Palm Oil)

Resume	
Nama Alat	: Tangki Penyimpanan <i>Crude Palm Oil</i> (CPO)
Kode	: T-101
Jumlah Alat	: 4 unit
Fungsi	: Menyimpan bahan baku <i>Crude Palm Oil</i> sebelum digunakan dalam proses
Bentuk	: Silinder dengan dasar vertikal alas datar dengan <i>ellipsoidal head</i>
Bahan	: <i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>
Kondisi Operasi	: Tekanan = 1 atm
	: Suhu = 32 °C
Volume tangki (VT)	: 767,9726 m ³ = 239.763,5560 <i>gallon US</i>
Diameter tangki (D)	: 7,3144 m
Tinggi tangki (Hs)	: 10,9716 m
Tinggi atap (Hh)	: 1,8286 m
Tinggi total tangki (HT)	: 12,8002 m
Tinggi cairan (h)	: 11,6365 m
Tebal <i>Shell</i> (Ts)	: 0,5539 in = 5/8 in
Tebal tutup atas (Th)	: 0,5533 in = 5/8 in
Tebal alas tangki (t)	: 4,9659 in = 5 in
Tekanan desain (Pd)	: 32,7114 psi = 2,2259 atm

5.2 Tangki Penyimpanan Bahan Baku Air (T-102)

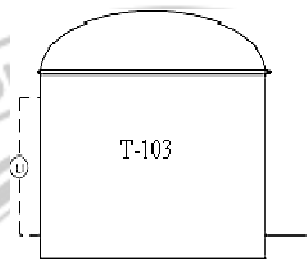


Tabel 5. 2 Tangki Penyimpanan Bahan Baku Air

Resume	
Nama Alat	: Tangki Penyimpanan Air
Kode	: T-102
Jumlah Alat	: 1 unit
Fungsi	: Menyimpan bahan baku Air sebelum digunakan dalam proses
Bentuk	: Silinder dengan dasar vertikal alas datar dengan <i>ellipsoidal head</i>
Bahan	: <i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>
Kondisi Operasi	: Tekanan = 1 atm
	: Suhu = 32 °C
Volume tangki (VT)	: 1.299,4564 m ³ 343.280,0051 gallon US
Diameter tangki (D)	: 8,7160 m
Tinggi tangki (Hs)	: 13,0740 m
Tinggi atap (Hh)	: 2,1790 m
Tinggi total tangki (HT)	: 15,2530 m
Tinggi cairan (h)	: 13,8664 m
Tebal <i>Shell</i> (Ts)	: 0,7237 in = 4/9 in

Tebal tutup atas (Th)	: 0,7227	in = 4/9 in
Tebal alas tangki (t)	: 6,4035	in = 6 2/5 in
Tekanan desain (Pd)	: 38,3049	psi = 2,6065 atm

5.3 Tangki Penyimpanan Produk Asam Lemak (T-103)

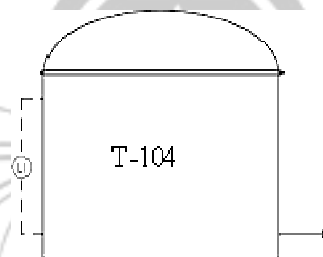


Tabel 5. 3 Tangki Penyimpanan Produk Asam Lemak

Resume	
Nama Alat	: Tangki Produk Asam Lemak (<i>Fatty Acid</i>)
Kode	: T-103
Jumlah Alat	: 3 unit
Fungsi	: Menyimpan produk Asam Lemak (<i>Fatty Acid</i>) sebagai produk utama
Bentuk	: Silinder dengan dasar vertikal alas datar dengan <i>ellipsoidal head</i>
Bahan	: <i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>
Kondisi Operasi	: Tekanan = 1 atm
	: Suhu = 35 °C
Volume tangki (VT)	: 993,5735 m ³ = 262.474,2909 <i>gallon US</i>
Diameter tangki (D)	: 7,9701 m
Tinggi tangki (Hs)	: 11,9551 m

Tinggi atap (Hh)	: 1,9925	m
Tinggi total tangki (HT)	: 13,9477	m
Tinggi cairan (h)	: 12,6797	m
Tebal <i>Shell</i> (Ts)	: 0,3949	in = 7/16 in
Tebal tutup atas (Th)	: 0,3947	in = 7/16 in
Tebal alas tangki (t)	: 4,1134	in = 4 1/9 in
Tekanan desain (Pd)	: 18,9030	psi = 1.2863 in

5.4 Tangki Penyimpanan Produk Gliserol (T-104)

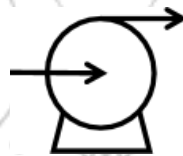


Tabel 5. 4 Tangki Penyimpanan Produk Gliserol

Resume	
Nama Alat	: Tangki Produk Gliserol
Kode	: T-104
Jumlah Alat	: 1 unit
Fungsi	: Menyimpan produk Gliserol sebagai hasil samping
Bentuk	: Silinder dengan dasar vertikal alas datar dengan <i>ellipsoidal head</i>
Bahan	: <i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>
Kondisi Operasi	: Tekanan = 1 atm

	: Suhu	=	35 °C
Volume tangki (VT)	: 229,4915	m ³	= 60.625,2257 <i>gallon US</i>
Diameter tangki (D)	: 4,8901	m	
Tinggi tangki (Hs)	: 7,3352	m	
Tinggi atap (Hh)	: 1,2225	m	
Tinggi total tangki (HT)	: 8,5577	m	
Tinggi cairan (h)	: 7,7797	m	
Tebal <i>Shell</i> (Ts)	: 0,4001	in = 1/2in	
Tebal tutup atas (Th)	: 0,3997	in = 7/16 in	
Tebal alas tangki (t)	: 3,2517	in = 3 1/4 in	
Tekanan desain (Pd)	: 31,3800	psi = 2,1353 atm	

5.5 Pompa 101 (P-101)



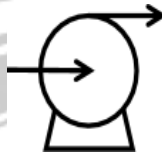
P-101

Tabel 5. 5 Pompa 101

Resume	
Nama Alat	: Pompa Tangki CPO
Kode	: P - 101
Fungsi	: Mengalirkan bahan baku <i>Crude Palm Oil</i> (CPO) menuju <i>Heater</i> 101
Tipe	: <i>Centrifugal pump</i>

Bahan Konstruksi	: <i>Commercial steel</i>
Kapasitas	: 51,2374 gpm
Power Pompa	: 0,6064 Hp
Jumlah	: 2 unit
Ukuran	: 2 In <i>sch</i>

5.6 Pompa 102 (P-102)

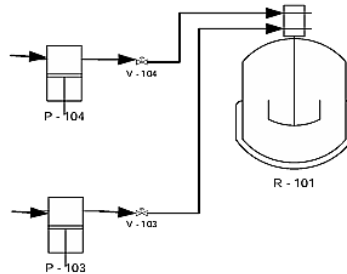


P-102

Tabel 5. 6 Pompa 102

Resume	
Nama Alat	: Pompa Tangki Air
Kode	: P - 102
Fungsi	: Mengalirkan bahan baku air menuju heater 102
Tipe	: <i>Centrifugal pump</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Commercial steel</i>
Kapasitas	: 21,6717 gpm
Power Pompa	: 0,3740 Hp
Jumlah	: 2 unit
Ukuran	: 2 In <i>sch</i>

5.7 Pompa 103 (P-103)

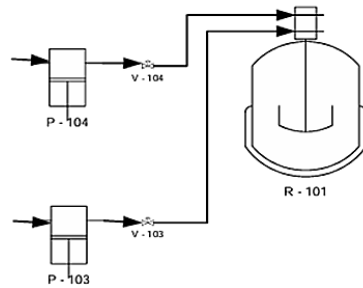


Tabel 5. 7 Pompa 103

Resume			
Nama Alat	:	Pompa Reciprocating Crude Palm Oil (CPO)	
Kode	:	P-103	
Jumlah Alat	:	2 unit	
Fungsi	:	Memompa Crude Palm Oil (CPO) dari Heater 101 menuju Reaktor 101	
Tipe	:	Reciprocating Pump	
Bahan	:	Commercial Steel	
Kondisi Operasi	:	Tekanan masuk dalam reaktor	2 atm = 29.3918 lbf/in ²
	:	Tekanan dalam reaktor	54 atm = 793.5786 lbf/in ²
	:	Suhu = 90°C	= 363 K
Laju alir massa (ms)	:	10,581.9143 kg/jam	= 23,329.0999 lb/jam
Densitas Fluida (ρ mix)	:	843.1446 kg/m ³	= 52,6357 lb/ft ³
Viskositas Fluida (μ mix)	:	10,0825 cP	= 24,3895 lb/ft jam
Kecepatan Aliran (Vs)	:	0.1354 ft ³ /s	= 487,5397 ft ³ /jam
Kapasitas	:	60,7962 gallon/menit (gpm)	
Ukuran Pipa			
NPS (Nominal Pipe Size)	:	3 in	= 0,2500 ft
SN (Schedule No.)	:	40	
ID (Inside Diameter)	:	3,068 in	= 0,2557 ft

OD (Outside Diameter)	: 3,5	in	=	0,2917	ft
a" (Sectional area, Flow)	: 0,0513	ft ²	=	7,3872	in ²
P (Daya Pompa)	: 90	Hp			

5.8 Pompa 104 (P-104)

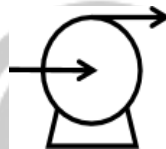


Tabel 5. 8 Pompa 104

Resume					
Nama Alat	:	Pompa Reciprocating Air			
Kode	:	P-104			
Jumlah Alat	:	2 unit			
Fungsi	:	Memompa Air dari Heater 102 menuju Reaktor 101			
Tipe	:	Reciprocating Pump			
Bahan	:	Commercial Steel			
Kondisi Operasi	:	Tekanan masuk dalam reaktor	2 atm	=	29.3918 lbf/in ²
	:	Tekanan dalam reaktor	54 atm	=	793.5786 lbf/in ²
	:	Suhu	= 90°C	=	363 K
Laju alir massa (ms)	:	5.026,4093	kg/jam	=	11.081,3224 lb/jam
Densitas Fluida (ρ mix)	:	1.001,6823	kg/m ³	=	62,5329 lb/ft ³
Viskositas Fluida (μ mix)	:	0,3118	cP	=	0,7542 lb/ft jam
Kecepatan Aliran (Vs)	:	0,0541	ft ³ /s	=	194,9287 ft ³ /jam

Kapasitas	:	24,3076	gallon/menit (gpm)
Ukuran Pipa			
NPS (Nominal Pipe Size)	:	2 in	= 0,1667 ft
SN (Schedule No.)	:	40	
ID (Inside Diameter)	:	2,067 in	= 0,1723 ft
OD (Outside Diameter)	:	2,375 in	= 0,1979 ft
a" (Sectional area, Flow)	:	0,0233 ft ²	= 3,3552 in ²
P (Daya Pompa)	:	36	Hp

5.9 Pompa 105 (P-105)

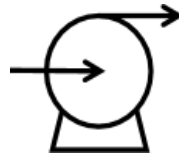


P-105

Tabel 5. 9 Pompa 105

Resume	
Nama Alat	: Pompa Flash Tank
Kode	: P - 105
Fungsi	: Mengalirkan umpan campuran dari flash tank menuju decanter 101
Tipe	: <i>Centrifugal pump</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Commercial steel</i>
Kapasitas	: 60,4287 gpm
Power Pompa	: 0,3646 Hp
Jumlah	: 2 unit
Ukuran	: 2 In <i>sch</i>

5.10 Pompa 106 (P-106)

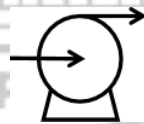


P-106

Tabel 5. 10 Pompa 106

Resume	
Nama Alat	: Pompa Produk <i>Light Decanter</i>
Kode	: P - 106
Fungsi	: Mengalirkan produk <i>Light</i> asam lemak dari decanter
Tipe	: <i>Centrifugal pump</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Commercial steel</i>
Kapasitas	: 22,5372 gpm
Power Pompa	: 0, 3048 Hp
Jumlah	: 2 unit
Ukuran	: 2 In <i>sch</i>

5.11 Pompa 107 (P-107)



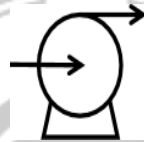
P-107

Tabel 5. 11 Pompa 107

Resume	
Nama Alat	: Pompa Produk Bawah Destilasi
Kode	: P - 107

Fungsi	:	Mengalirkan asam lemak menuju cooler 102
Tipe	:	<i>Centrifugal pump</i>
Bahan Konstruksi	:	<i>Commercial steel</i>
Kapasitas	:	49,7112 gpm
Power Pompa	:	0,5291 Hp
Jumlah	:	2 unit
Ukuran	:	2 In <i>sch</i>

5.12 Pompa 108 (P-108)

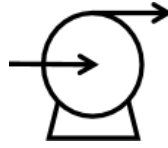


P-108

Tabel 5. 12 Pompa 108

Resume		
Nama Alat	:	Pompa Produk <i>Heavy Decanter</i>
Kode	:	P - 108
Fungsi	:	Mengalirkan produk Heavy gliserol dari decanter menuju vaporizer 101
Tipe	:	<i>Centrifugal pump</i>
Bahan Konstruksi	:	<i>Commercial steel</i>
Kapasitas	:	3,9629 gpm
Power Pompa	:	0,0788 Hp
Jumlah	:	2 unit
Ukuran	:	2 In <i>sch</i>

5.13 Pompa 109 (P-109)

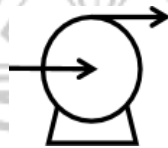


P-109

Tabel 5. 13 Pompa 109

Resume	
Nama Alat	: Pompa Produk Bawah Vaporizer
Kode	: P - 109
Fungsi	: Mengalirkan gliserol produk bawah vaporizer menuju cooler 103
Tipe	: <i>Centrifugal pump</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Commercial steel</i>
Kapasitas	: 3,9847 gpm
Power Pompa	: 0,0788 Hp
Jumlah	: 2 unit
Ukuran	: 2 In <i>sch</i>

5.14 Pompa 110 (P-110)



P-110

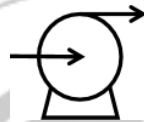
Tabel 5. 14 Pompa 110

Resume	
Nama Alat	: Pompa Produk Gliserol
Kode	: P - 110
Fungsi	: Mengalirkan gliserol menuju tangki

penyimpanan gliserol 104

Tipe	:	<i>Centrifugal pump</i>
Bahan Konstruksi	:	<i>Commercial steel</i>
Kapasitas	:	4,4138 gpm
Power Pompa	:	0,0905 Hp
Jumlah	:	2 unit
Ukuran	:	2 In <i>sch</i>

5.15 Pompa 111 (P-111)



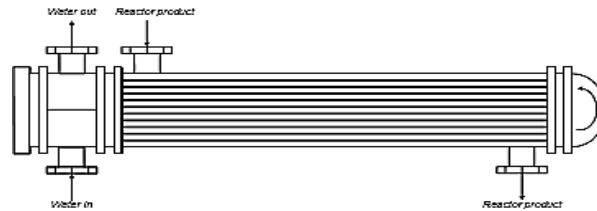
P-111

Tabel 5. 15 Pompa 111

Resume

Nama Alat	:	Pompa Produk Asam Lemak
Kode	:	P - 111
Fungsi	:	Mengalirkan asam lemak menuju tangki produk asam lemak T-103
Tipe	:	<i>Centrifugal pump</i>
Bahan Konstruksi	:	<i>Commercial steel</i>
Kapasitas	:	50,03403 gpm
Power Pompa	:	0,5301 Hp
Jumlah	:	2 unit
Ukuran	:	2 In <i>sch</i>

5.16 Heater Crude Palm Oil (HE-101)



Tabel 5. 16 Heater Crude Palm Oil

Resume	
Nama Alat	: Heater Crude Palm Oil (CPO)
Kode	: HE-101
Jumlah Alat	: 1 unit
Fungsi	: Memanaskan CPO sebelum masuk ke dalam reaktor dengan menaikkan temperatur CPO dari 32°C menjadi 90°C
Jenis	: Shell and Tube Heat Exchanger
Bahan	: Carbon Steel SA-285 Grade C
Media pemanas	: Steam, Suhu = 130 °C
Overall Heat Transfer (A)	: 329,784 ft ²
Overall Clean Coefficient (Uc)	: 10,5849 Btu/hr.ft ² .°F
Overall Design Coefficient (Ud)	: 27,7851 Btu/hr.ft ² .°F
Tube Side (Fluida Dingin, Umpan CPO)	
OD (Outside Diameter)	: 3/4 in = 0,0191 m
BWG (Birmingham Wire Gage)	: 16
ID (Internal Diameter)	: 0,62 in = 0,0157 m
L (Panjang)	: 8 ft = 2,4384 m
Number of passes	: 4

ΔPT	:	0,7916 psi =	0,0539 atm
Shell Side (Fluida Panas, Steam)			
ID shell (Internal Diameter)	:	19 ¼ in =	0,4890 m
Pitch	:	1 in =	0,0254 m
Number of passes	:	8	
B (Baffle Space)	:	9,625 in =	0,2445 m
ΔPs	:	0,1585 psi =	0,0108 atm

5.17 Heater Air (HE-102)



Tabel 5. 17 Heater Air

Identifikasi	
Nama Alat	: Heater
Kode	: HE-102
Fungsi	: Memanaskan Air sebelum masuk ke dalam Reaktor dengan kenaikan suhu dari 32 oC ke 90 oC
Tipe	: Double Pipe Heat Exchanger
Bahan Konstruksi	: High Alloy steel SA 240 Grade C
Jumlah pemanas	: 1 unit
Overall Heat Transfer (A)	:
Jumlah hairpin	: 2 buah
Panjang hairpin	: 20 ft = 6.0960 m
A (Actual Surface Area)	: 73,36 ft ²
Uc (Clean Overall Coefficient)	: 36,4960 Btu/hr.ft ² .°F
UD (Actual Design Coefficient)	: 24,9551 Btu/hr.ft ² .°F

Rd (Dirt Factor)	:	0,013	hr.ft ² .°F/Btu
Annulus Side (Fluida Panas, Steam)			
-	IPS	: 4 in	= 0,1016 m
-	Schedule No.	: 40	
-	ID (Diameter Dalam)	: 4,026 in	= 0,1023 m
-	OD (Diameter Luar)	: 4,5 in	= 0,1143 m
-	Δpa	: 0,65182 psi	= 0,044353931 atm
Inner Pipe side (Fluida Dingin, Umpan Air)			
-	IPS	: 3 in	= 0,0762 m
-	Schedule No.	: 40	
-	ID (Diameter Dalam)	: 3,068 in	= 0,0779 m
-	OD (Diameter Luar)	: 3,5 in	= 0,0889 m
-	ΔPp	: 0.1960 psi	= 0,07501 atm

5.18 Cooler 1 (CO-101)

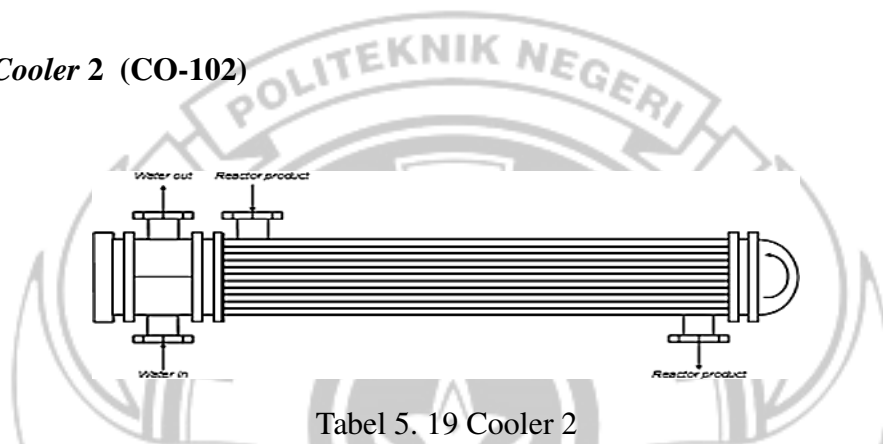


Tabel 5. 18 Cooler 1

Resume	
Nama Alat	: Cooler 1
Kode	: CO-101
Jumlah Alat	: 1 unit
Fungsi	: Mendinginkan suhu umpan campuran komponen keluaran dari reaktor sebelum dialirkan menuju decanter dengan menurunkan temperatur dari 140°C menjadi 95°C
Jenis	: <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan	: <i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>
Overall Heat Transfer (A)	: 1.754,922 ft ²
Overall Clean Coefficient (Uc)	: 22,4799 Btu/hr.ft ² .°F
Overall Design Coefficient (Ud)	: 29,8194 Btu/hr.ft ² .°F
Tube Side (Fluida Dingin, Air pendingin)	
OD (<i>Outside Diameter</i>)	: 3/4in = 0,0191 m
BWG (<i>Birmingham Wire Gage</i>)	: 16
ID (<i>Internal Diameter</i>)	: 0,620 in = 0,0157 m
L (Panjang)	: 12 ft = 3,6576 m
Number of passes	: 2
ΔP _T	: 0,3827 psi = 0,1736 atm
Shell Side (Fluida Panas, Umpan)	
ID Shell (<i>Internal Diameter</i>)	: 31 in = 0,7874 m
Pitch	: 1 in = 0,0254 m
Number of passes	: 1
B (<i>Baffle Space</i>)	: 15,5 in = 0,3937 m

ΔP_s	:	0,0360 psi = 0,0163 atm
--------------	---	-------------------------

5.19 Cooler 2 (CO-102)

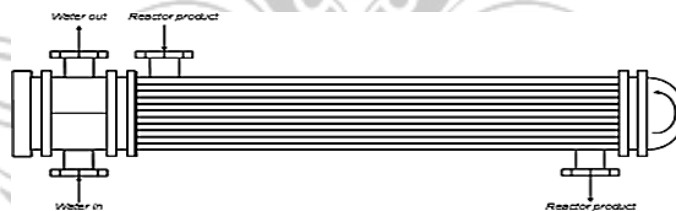


Tabel 5. 19 Cooler 2

Resume	
Nama Alat	: Cooler 2
Kode	: CO-102
Jumlah Alat	: 1 unit
Fungsi	: Mendinginkan suhu produk <i>heavy</i> keluaran destilasi dengan menurunkan temperatur sebelum masuk ke tangki penyimpanan
Jenis	: Shell and Tube Heat Exchanger
Bahan	: Carbon Steel SA-285 Grade C
Overall Heat Transfer (A)	: 2162,4408 ft ²
Overall Clean Coefficient (Uc)	: 9,0955 Btu/hr.ft ² .°F
Overall Design Coefficient (Ud)	: 217,3298 Btu/hr.ft ² .°F
Tube Side (Fluida Dingin, Air pendingin)	
OD (Outside Diameter)	: 3/4 in = 0,0191 m

BWG (Birmingham Wire			
<i>Gage</i>	:	16	
ID (<i>Internal Diameter</i>)	:	0,620 in = 0,0157	m
L (<i>Panjang</i>)	:	8 ft = 2,4384	m
<i>Number of passes</i>	:	4	
ΔP_T	:	2,3859 psi = 1,0822	atm
Shell Side (Fluida Panas, Umpan)			
ID Shell (<i>Internal Diameter</i>)	:	39 = 0,9906	m
<i>Pitch</i>	:	0,9375 in = 0,0238	m
<i>Number of passes</i>	:	1	
B (<i>Baffle Space</i>)	:	19,5 in = 0,4953	
ΔP_s	:	0,0182 psi = 0,0083	atm

5.20 Cooler 3 (CO-103)



Tabel 5. 20 Cooler 3

Resume	
Nama Alat	: Cooler 3
Kode	: CO-103
Jumlah Alat	: 1 unit
Fungsi	: Mendinginkan suhu produk <i>Heavy</i> keluaran decanter dengan menurunkan temperatur dari 95°C menjadi 35°C menuju tangki penyimpanan
Jenis	: <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>

Bahan	:	<i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>		
Overall Heat Transfer (A)	:	408,304 ft ²		
Overall Clean Coefficient (Uc)	:	10,2601	Btu/hr.ft ² .°F	
Overall Design Coefficient (Ud)	:	24,1487	Btu/hr.ft ² .°F	
Tube Side (Fluida Dingin, Air pendingin)				
OD (<i>Outside Diameter</i>)	:	3/4 in =	0,0191	m
BWG (<i>Birmingham Wire Gage</i>)	:	16		
ID (<i>Internal Diameter</i>)	:	0,620 in =	0,0157	m
L (<i>Panjang</i>)	:	8 ft =	2,4384	m
<i>Number of passes</i>	:	4		
ΔP_T	:	0,0240 psi =	0,0109	atm
Shell Side (Fluida Panas, Umpan)				
ID Shell (<i>Internal Diameter</i>)	:	21 1/4 in =	0,5398	m
<i>Pitch</i>	:	1 in =	0,0254	m
<i>Number of passes</i>	:	2		
B (<i>Baffle Space</i>)	:	10,625 in =	0,2699	
ΔP_s	:	0,001890 psi =	0,00086	atm

5.21 Reaktor (R-101)



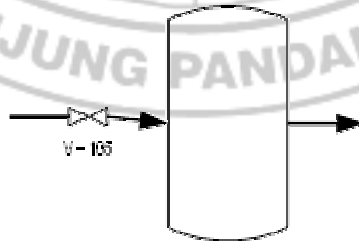
Tabel 5. 21 Reaktor

Resume

Nama Alat	:	Reaktor
Kode	:	R-101
Jumlah Alat	:	1 unit
Fungsi	:	Tempat terjadinya reaksi bahan baku Trigliserida (CPO) dan H ₂ O (Air)
Tipe	:	<i>Continous Stirred Tank Reactor</i>
Bahan	:	<i>Stainless Steel SA-240</i>
Kondisi Operasi	:	Tekanan = 54 atm
	:	Suhu = 255 °C
	:	Konversi = 99%
	:	Waktu reaksi = 2 jam
Data Mekanik Reaktor		
Tipe pengaduk	:	Disk flat blade turbine
ID (Inside Diameter)	:	10,2210 m
OD (<i>Outside Diameter</i>)	:	10,9106 m
Tinggi liquid (H _L)	:	13,9006 m
Diameter <i>impeller</i> (Di)	:	2,0442 m
Tinggi <i>blade</i> pengaduk (W)	:	0,4088 m
Lebar <i>blade</i> pengaduk (L)	:	0,5111 m
Jarak <i>baffle</i> dari dinding tangki (J)	:	0,8518 m
Jarak <i>impeller</i> dari dasar tangki (E)	:	3,407 m
Tinggi volume kosong (H _k)	:	3,475 m
Tinggi silinder (H _s)	:	12,2652 m
Tinggi <i>ellipsoidal head</i> (h)	:	2,5553 m
Tinggi reaktor (H _R)	:	17,3758 m

Tebal dinding silinder (t)	:	0,3448	m
Tebal dinding <i>ellipsoidal head</i> (th)	:	0,3335	m
Jumlah Pengaduk	:	2 buah	
Kecepatan putaran pengaduk (N)	:	0,6356	rps
Tenaga Pengaduk	:	45 Hp	
Data Pemanas Koil			
Ukuran pipa koil (<i>IPS</i>)	:	1,5 in	
OD (<i>Outside Diameter</i>)	:	1,9 in	
<i>Schedule Number</i>	:	40	
ID (<i>Inside Diameter</i>)	:	1,61 in	
<i>Flow are per pipe (At)</i>	:	2,04 in ²	
<i>Surf. Area per lin (At')</i>	:	0,498	ft ² /ft
Luas Perpidahan Panas per Koil	:	36,7060	ft ²
Luas Perpidahan Permukaan Panas (Ao)	:	1.175,9882	ft ²
Menentukan Panjang Koil Total (L)	:	720,2337	m
Menentukan Jumlah Lilitan (Nt)	:	32 lilitan	
Menentukan Volume Koil (Vc)	:	5,2637	m ³

5.22 Expansion Valve (EV-101)



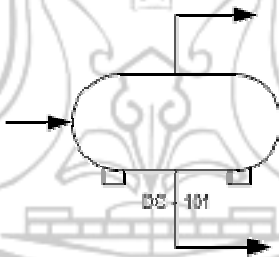
EX - 101

Tabel 5. 22 Expansion Valve

Resume

Nama Alat	: Expansion Valve
Kode	: EV -101
Jumlah Alat	: 1 unit
Fungsi	: Menurunkan tekanan umpan dari reaktor
Tipe	: 54 atm hingga 1 atm
	: Globe Valve
	: Commercial Stainless Steel (Austentic)
Bahan	: AISI tipe 316
Kondisi Operasi	: Tekanan masuk = 54 atm
	: Tekanan keluar = 1 atm
	: Suhu = 255 °C
Dimensi	:
ID (Internal Diameter)	: 3,0680 in = 0,0779 m
OD (Outside Diameter)	: 3,5000 in = 0,0889 m
Friction Loss (hf)	: 3,0349 ft.lbf/lbm
Pressure Head	: 730,2298 m

5.23 Decanter (DC-101)

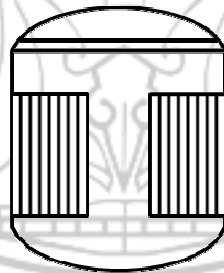


Tabel 5. 23 Decanter

Identifikasi	
Nama Alat	: Decanter
Kode	: DC-101
Jumlah Alat	: 1 unit
Fungsi	: Memisahkan fase ringan dengan fase berat yang berasal dari Reaktor Hidrolisis (R-101)

	Horizontal Decanter dengan tutup torispherical			
Tipe	:	(flanged dish head)		
Bahan	:	Carbon steel, SA-283 Grade C		
Kondisi Operasi	:	Tekanan	=	1 atm
	:	Suhu	=	95 °C
Diameter Decanter (Ddec)	:	22,4235	in =	0,5696 m
Panjang Decanter (L)	:	67,2706	in =	1,7087 m
Tebal Decanter (ts)	:	0,1419	in =	0,0036 m
Tebal Atap (th)	:	0,1196	in =	0,0030 m
Tinggi Decanter (h)	:	44,8470	in =	1,1391 m
Tinggi Atap (th)	:	5,2667	in =	0,1338 m
Tinggi Total Decanter	:	55,3805	in =	1,4067 m
Residence Time (tr)	:	1,9337	menit	116,0202 detik

5.24 Vaporizer (VP-101)



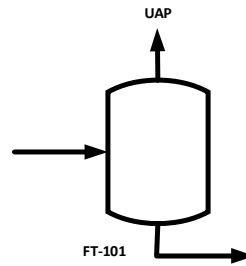
VP-101

Tabel 5. 24 Vaporizer

Resume	
Nama Alat	: Vaporizer
Kode	: VP-101
Jumlah Alat	: 1 unit
Fungsi	: Menguapkan sisa air untuk mendapatkan

	produk akhir gliserol
Jenis	: <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan	: <i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>
Media pemanas	: Steam, Suhu = 130 °C
Overall Heat Transfer (A)	: 989,352ft ²
Overall Clean Coefficient (Uc)	: 87,3267 Btu/hr.ft ² .°F
Overall Design Coefficient (Ud)	: 23,8669 Btu/hr.ft ² .°F
Tube Side (Fluida Dingin, Umpan CPO)	
OD (Outside Diameter)	: 3/4 in = 0,0191 m
BWG (Birmingham Wire Gage)	: 16
ID (Internal Diameter)	: 0,62 in = 0,0157 m
L (Panjang)	: 8 ft = 2,4384 m
Number of passes	: 2
ΔP _T	: 0,0064 psi = 0,0004 atm
Shell Side (Fluida Panas, Steam)	
ID shell (Internal Diameter)	: 29 in = 0,7366 m
<i>Pitch</i>	: 1 in = 0,0254
Number of passes	: 1
B (Baffle Space)	: 14,5 in = 0,3683 m
ΔP _s	: 7,01684E-07 psi = 4,77469E-08 atm

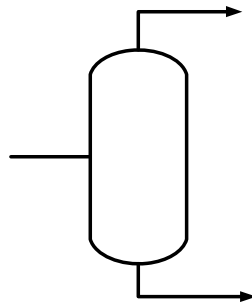
5.24 Flash Tank (FT-101)



Tabel 5. 25 Flash Tank

Identifikasi	
Nama Alat	: Flash Tank
Kode	: FT-101
Jumlah Alat	: 1 unit
Fungsi	: Memisahkan komponen uap dan cairan Tangki Silinder vertikal dengan tutup dan alas datar
Bentuk	: berbentuk hemispherical
Bahan	: Carbon Steel SA-285 Grade C
Kondisi Operasi	: Tekanan = 1 atm
	: Suhu = 105 °C
Volume tangki (V_T)	: 3508,0086 m ³
Diameter tangki (D)	: 12,1362 m
Tinggi tangki (H_s)	: 18,2043 m
Tinggi atap (H_h)	: 3,0341 m
Tinggi total tangki (H_T)	: 21,2384 m
Tinggi cairan (h)	: 19,3076 m
Tebal shell (T_s)	: 1,0463 in = 1 in
Tebal tutup atas (T_h)	: 1,0445 in = 1 in
Tekanan desain (P_d)	: 42,3228 psi = 2,8799 atm

5.25 Destilasi (D-101)

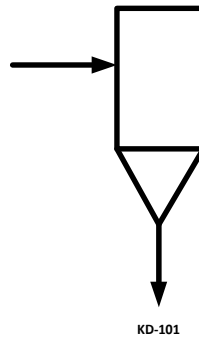


D-101

Tabel 5. 26 Destilasi

Identifikasi	
Kode	: D-101
Fungsi	: Untuk memurnikan Asam Lemak
Tipe	: Sieve Tray Column
Bahan konstruksi	: Carbon steel JA-212 grade B
Fluida	: Cresol dan TPC
Kondisi operasi	
Tekanan	: 1 atm
T destilate	: 350,70 °C
T bottom	: 350,14 °C
Spesifikasi	
Tray Spacing	: 18 in
Diameter menara	: 0,35685 m
Tinggi kolom	: 11,6012 m
Tebal shell	: 0,0110 m
Jumlah kolom	: 1 unit

5.26 Kondensor Destilasi (KD-101)



Tabel 5. 27 Kondensor

Identifikasi	
Kode	: KD-101
Fungsi	: Mengkondensasi uap yang keluar dari puncak destilasi
Suhu masuk Destilat	: 353,11 °C
Air	: 30 °C
Suhu keluar Destilat	: 350,70 °C
Air	: 60 °C
Jenis Shell	: Shell and tube horizontal
ID	: 0,38735 m
Baffle	: 0,38735 m
Passes	: 8
Bahan	: High alloy SA-30 Grade Flange
OD	: 0,0254
Jumlah	: 143
Panjang	: 3,6576 m
BMWG	: 10
Tube	

Pitch	: 0,03175 m
Passes	: 1(triangular)
$\Delta P =$: 0, 00152 psi
Bahan	: High alloy SA-30 Grade Flange
Jumlah	: 1 unit



BAB VI UTILITAS

Dalam kegiatan proses produksi suatu pabrik, maka diperlukan suatu unit tersendiri yang berfungsi untuk menunjang dan memperlancar jalannya operasi pabrik Asam Lemak. Dimana, unit ini disebut utilitas.

6.1. Listrik

Kebutuhan listrik pada pabrik ini direncanakan 1.126,034 kW dengan pengaturan sebagai berikut:

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

Sedangkan untuk menjamin kelancaran produksi disediakan generator listrik sebagai aliran listrik dari PLN jika mengalami gangguan. Disediakan generator.

6.2. Air

Kebutuhan pada pabrik Asam Lemak ini direncanakan memakai air sungai yang terlebih dahulu diproses agar bersih dan layak untuk dipergunakan. Penyediaan air dimaksudkan untuk memenuhi air yang meliputi :

Tabel 6. 1 Kebutuhan Air

No	Jenis air	Jumlah Kebutuhan Air (kg/jam)
1.	Air pendingin	143.592,8036
2	Umpan boiler	15106,2099

3	Air proses	1023,5896
4	Air sanitasi	1.575,4166
Total		161.298,0196

6.2.1 Pengolahan Air

Air sungai yang tersedia adalah air yang belum layak untuk dipergunakan karena masih mengandung kotoran, garam dan lain-lain. Oleh sebab itu air sungai perlu diproses lebih dahulu. Proses pengolahan air dimulai dari air sungai sebagai sumber air yang dipompa ke bak penampungan awal untuk mengendapkan partikel-partikel berat kemudian dipompa ke tangki pengendapan dan tangki pencampur, lalu ditambahkan tawas ($\text{Al}_2\text{SO}_4)_3$ dan kapur (CaO) untuk mengendapkan partikel/kotoran yang ada, kemudian dipompa ke sand filter menuju ke bak penampungan air bersih, selanjutnya dari bak penampungan air bersih ini didistribusikan untuk memenuhi keperluan pabrik.

Sedangkan kebutuhan air sanitasi dipompa dari bak penampungan air bersih ke bak desinfektan dengan menambahkan kaporit 3 ppm dan klorin untuk membunuh kuman. Selanjutnya dari bak ini dipompa untuk kebutuhan sanitasi.

Kebutuhan air untuk air umpan boiler dipompa ke tangki anion dan kation exchanger untuk menghilangkan anion dan kation yang dapat menimbulkan kerak pada pipa, setelah itu air ditampung di bak penampungan umpan boiler kemudian dipompakan ke boiler

untuk kebutuhan air umpan. Untuk mengurangi kebutuhan air yang besar maka kebutuhan air pendingin dipompa dari bak penampungan air bersih ke bak air pendingin kemudian dipompakan ke Colling Tower untuk didinginkan sebelum direcycle ke bak penampungan untuk diproses kembali.

6.2.2 Produksi Steam

Penyediaan steam (uap) untuk pabrik Asam Lemak dihasilkan dari boiler. Air umpan boiler terlebih dahulu diolah untuk memenuhi syarat sebagai air ketel, sehingga pembentukan kerak dan korosi pada boiler dapat dihindari.

6.3 Pengolahan Limbah

Pada proses pembuatan Asam Lemak ini menghasilkan limbah akan disimpan dalam suatu tangki penampungan dan bila memungkinkan akan dipergunakan kembali atau dijual untuk keperluan industri lain.

6.4 Spesifikasi Alat Utilitas

1. Pompa Air Sungai

Tabel 6. 2 Pompa Air Sungai

Fungsi	: Memompa air sungai ke bak pengendapan awal
Kode	: P-101
Tipe	: Centrifugal pump
Bahan konstruksi	: Commercial steel
Daya motor pompa	: 4,64580 Hp

Jumlah	: 2 unit (1 standby)
--------	----------------------

2. Bak Penampungan Air Sungai

Tabel 6. 3 Bak Penampungan Air Sungai

Fungsi	: Untuk menampung air sungai pada tahap pendahuluan dan mengendapkan partikel partikel berat dalam air yang berasal dari sungai
Kode	: B-101
Bentuk	: Persegi panjang
Bahan konstruksi	: Beton bertulang
Kapasitas	: 971,98710 m ³
Dimensi	
Panjang, P	: 15,72437 m
Lebar, L	: 7,86218 m
Tinggi, T	: 7,86218 m

3. Tangki Clarifier

Tabel 6. 4 Tangki Clarifier

Fungsi	: Tempat mengikat partikel-partikel kecil dengan koagulan
Kode	: C-101
Material	: Carbon steel

Kapasitas	:	971,98710 m ³
Diameter	:	12,2924 m
Daya motor	:	42, 83 Hp

4. Bak Sand Filter

Tabel 6. 5 Bak Sand Filter

Fungsi	:	Untuk menampung air sungai pada tahap pendahuluan dan mengendapkan partikel-partikel berat dalam air yang berasal dari sungai
Kode	:	B-102
Bentuk	:	Persegi panjang
Bahan konstruksi	:	Beton bertulang
Kapasitas	:	971,9871 m ³
Dimensi	:	
Panjang, P	:	15,72438 m
Lebar, L	:	7,86219 m
Tinggi, T	:	7,86219 m

5. Bak Air Bersih

Tabel 6. 6 Bak Air Bersih

Fungsi	:	Untuk menampung air sungai pada tahap pendahuluan dan mengendapkan partikel-partikel berat dalam air yang berasal dari sungai
--------	---	---

Kode	:	B-103
Bentuk	:	Persegi panjang
Bahan konstruksi	:	Beton bertulang
Kapasitas	:	777,58969 m ³
Dimensi	:	
Panjang, P	:	14,59723 m
Lebar, L	:	7,29861 m
Tinggi, T	:	7,29861 m

6. Bak Air Pendingin

Tabel 6. 7 Bak Air Pendingin

Fungsi	:	Untuk menampung air pendingin sebelum didistribusikan pada alat proses
Kode	:	B-105
Bentuk	:	Persegi panjang
Bahan konstruksi	:	Beton bertulang
Kapasitas	:	865,29489 m ³
Dimensi	:	
Panjang, P	:	15,12660 m
Lebar, L	:	7,56330 m
Tinggi, T	:	7,56330 m

7. Bak Air Sanitasi

Tabel 6. 8 Bak Air Sanitasi

Fungsi	:	Untuk menampung air sanitasi dengan penambahan kaporit sebelum didistribusikan pada kebutuhan kantor, lab, dll.
Kode	:	B-106
Bentuk	:	Persegi panjang
Bahan kontruksi	:	Beton bertulang
Kapasitas	:	22,7844 m ³
Dimensi	:	
Panjang, P	:	4,5002 m
Lebar, L	:	2,2501 m
Tinggi, T	:	2,2501 m

8. Cooling Tower

Tabel 6. 9 Cooling Tower

Fungsi	:	Mendinginkan air sirkulasi dari barik agar dapat digunakan kembali
Kode	:	CT-101
Tipe	:	Induced draft counter flow cooling tower
Kapasitas	:	259,58847 m ³
Dimensi	:	

Panjang, P	:	6,56886 m
Lebar, L	:	3,28443 m
Luas menara, A	:	40,42393 m ²
Daya	:	18 HP

9. Tangki Kation Exchanger

Tabel 6. 10 Tangki Kation Exchanger

Fungsi	:	Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh adanya garam-garam <i>kation</i> seperti Ca ²⁺ , Mg ²⁺ , dan Na ⁺
Bentuk	:	Silinder dengan <i>bed resin</i>
Laju alir	:	161.298,0196 kg/jam
Diameter	:	2,74292 m
Material	:	Baja tahan karat.

10. Tangki Anion Exchanger

Tabel 6. 11 Tangki Anion Exchanger

Fungsi	:	Menghilangkan kesadahan air disebabkan oleh adanya garam-garam anion seperti Cl ⁻ , SO ₄ ²⁻ , dan NO ₃ ⁻
Bentuk	:	Silinder dengan <i>bed resin</i>

Laju alir : 161.298,0196 kg/jam

Diameter : 2,74292 m

Material : Baja tahan karat.

11. Boiler

Tabel 6. 12 Boiler

Kode	: BL - 101
Fungsi	: Menyediakan steam untuk keperluan alat proses yang memerlukan steam
Bentuk	: Selinder vertikal dengan dasar datar (flat bottom) dan atap berbentuk torispherical roof
Tipe	: Water tube boiler
Bahan Kontruksi	: Carbon Steel, SA-285 Grade C
Kapasitas	: 24,40910 m ³
Dimensi	
Diameter tangkai, D	: 2,4959 m
Tinggi total, H	: 5,46442 m
Tinggi Shell, Hs	: 4,99175 m
Tinggi head, Oa	: 0,47267 m
Tebal shell, Ts	: 0,22563 in

Tebal head, Th	: 0,22563 in
Tekanan Hidrostatik, Ph	: 7,06458 psi

12. Bak Air Denim

Tabel 6. 13 Bak Air Denim

Fungsi	: Untuk menampung air denim sebelum didistribusikan ke boiler
Kode	: B-104
Bentuk	: Persegi panjang
Bahan konstruksi	: Beton bertulang
Kapasitas	: 24,40910 m ³
Dimensi	;
Panjang, P	: 4,99175 m
Lebar, L	: 2,4959 m
Tinggi, T	: 2,4959 m

13. Tangki Bahan Bakar

Tabel 6. 14 Tangki Bahan Bakar

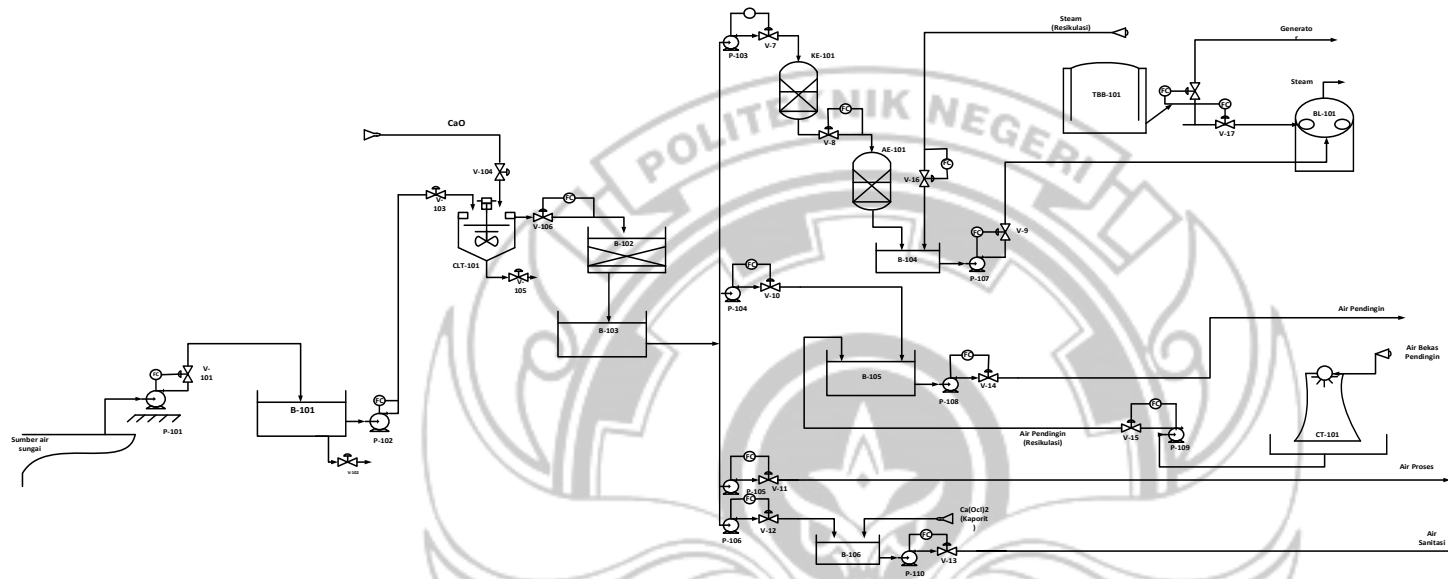
Fungsi	: Menyimpan bahan bakar sebelum didistribusikan ke boiler dan generator
Kode	: T BB-101
Bentuk	: Selinder vertikal dengan dasar datar (flat bottom) dan atap berbentuk torispherical roof

Bahan konstruksi	:	Carbon Steel, SA-285 Grade C
Kapasitas	:	198,52798 m ³
Dimensi	:	
Diameter tangki, D	:	5,019271 m
Tinggi total, H	:	11,09254 m
Tinggi shell, Hs	:	10,0386 m
Tinggi head, Oa	:	1,11020m
Tebal shell, Ts	:	0,37976 in
Tebal Head, Th	:	0,37976 in
Tekanan Hidrostatik, Ph	:	14,69595 psi

14. Bak Pengolahan Limbah

Tabel 6. 15 Pengolahan Limbah

Fungsi	:	Untuk menampung limbah dari proses industri domestik
Kode	:	BPL-101
Bentuk	:	Persegi panjang
Bahan konstruksi	:	Beton bertulang
Kapasitas	:	7503,60241 m ³
Dimensi	:	
Panjang, P	:	31,077210 m
Lebar, L	:	15,53865 m
Tinggi, T	:	15,53865 m



KODE	KETERANGAN	KODE	KETERANGAN	KODE	KETERANGAN	KODE	KETERANGAN
B-101	BAK AIR SUNGAI	P-101	POMPA AIR SUNGAI	P-107	POMPA AIR DENIM	TBB-101	TANGKI BAHAN BAKU
B-102	BAK SAND FILTER	P-102	POMPA BAK AIR SUNGAI	P-108	POMPA AIR DINGIN	CT-101	COOLING TOWER
B-103	BAK AIR BERSIH	P-103	POMPA KATION DAN ANION	P-109	POMPA SIRKULASI COOLING TOWER	AE-101	ANION EXCHANGER
B-104	BAK AIR DENIM	P-104	POMPA BAK AIR PENDINGIN	P-110	POMPA AIR SANITASI	KE-101	KATION EXCHANGER
B-105	BAK AIR PENDINGIN	P-105	POMPA AIR PROSES	BL-101	BOILER		
B-106	BAK AIR SANITASI	P-106	POMPA BAK AIR SANITASI	CLT-101	CLARIFIER TANK		

	TEKNOLOGI REKAYASA KIMIA BERKELANJUTAN JURUSAN TEKNIK KIMIA POLITEKNIK NEGERI LINGGING PANDANG MAKASSAR 2024 PRARANCANGAN PABRIK ASAM LEMAK (FATTY ACID) BERBAHAN BAKU CPO KAPASITAS 77.000 TUNTAHUN
DOSEN PEMBIMBING: 1. Octavianus SR Pasanda, S.T., M.T 2. Muallim Syahrir, S.T., M.T	DISUNUN OLEH: 1. Irma Yunita (43120031) 2. Andi Afah Solihatin (43120032)

Gambar 6. 1 Flowsheet Water Treatment

BAB VII INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA

7.1 Keselamatan dan Kesehatan Kerja (K3) dan Instrumentasi

7.1.1 Keselamatan Kerja

Proses produksi yang berlangsung di dalam pabrik tidak terlepas dari banyaknya kemungkinan untuk terjadi kecelakaan kerja pada tenaga kerja. Kecelakaan kerja yang terjadi akan menghambat proses produksi. Kesehatan dan keselamatan kerja para tenaga kerja menjadi tanggung jawab setiap Perusahaan. Oleh karena itu, dibutuhkan sistem Keselamatan dan Kesehatan Kerja (K3) yang baik dan terstandarisasi. Penanganan bahaya dan kecelakaan kerja di dalam pabrik perlu diperhatikan dan ditangani dengan baik.

Secara umum keselamatan kerja dapat diartikan sebagai suatu usaha untuk lingkungan kerja yang kondusif dimana lingkungan kerja yang aman, bebas dari kecelakaan, kebakaran, penyakit dan keracunan. Keselamatan kerja yang kondusif menjamin produktivitas kerja yang tinggi. Selain itu juga merupakan penghormatan terhadap nilai-nilai kemanusiaan, social dan hukum. Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam menangani keadaan darurat yang terjadi pada pabrik antara lain:

a) Peralatan dan Perlengkapan

Keadaan darurat peralatan dan perlengkapan yang harus disediakan untuk menangani bahaya kebakaran adalah *fire extinguisher* (foam) dan *hydrant* di setiap lantai bangunan pabrik serta hose reel yang berupa selang gulung yang dilengkapi dengan *nozzle* untuk mengalirkan air pemadam kebakaran. Bangunan

pabrik juga dilengkapi dengan alarm sirine yang akan berbunyi panjang saat terjadi keadaan darurat, baik itu kebakaran maupun gempa bumi.

b) Pintu dan Tangga Darurat

Pintu darurat merupakan pintu yang langsung menuju ke tangga darurat dan hanya digunakan saat terjadi keadaan darurat. Tangga darurat merupakan tangga yang digunakan khusus untuk penyelamatan apabila terjadi keadaan darurat.

c) Jalur Evakuasi

Jalur evakuasi merupakan jalur yang disediakan dari setiap bangunan dalam pabrik menuju ke tempat yang aman (titik kumpul) saat terjadi keadaan darurat.

d) Titik Kumpul

Titik kumpul merupakan ruang terbuka di luar bangunan pabrik sebagai tempat berkumpul untuk evakuasi pada saat terjadi keadaan darurat.

Keselamatan dan Kesehatan Kerja (K3) wajib diperhatikan, dipatuhi, dan dilaksanakan oleh semua karyawan perusahaan dengan penuh rasa tanggung jawab. Kebijakan Keselamatan dan Kesehatan Kerja (K3) tersebut antara lain sebagai berikut:

a) Lingkungan

1. Semua karyawan wajib menjaga kebersihan dan kerapian di sektor kerja masing-masing.

2. Buanglah sampah sesuai dengan jenisnya pada tempat yang telah disediakan.

3. Dilarang merokok di seluruh area kecuali tempat yang telah disediakan.

4. Seluruh karyawan wajib menghemat energi listrik dengan mematikan lampu, AC, dan peralatan Listrik lainnya sebelum meninggalkan ruangan kerja dalam waktu yang lama.

b) Reencana Evakuasi

1. Peringatan tanda bahaya dalam keadaan darurat ditandai dengan bunyi sirene.

2. Dalam keadaan darurat, seluruh penghuni Gedung wajib meninggalkan tempat kerja dan berkumpul di lokasi-lokasi evakuasi atau titik keamanan yang telah disediakan.

c) Perlindungan Pernapasan

1. Pemilihan jenis alat pelindung pernapasan didasarkan pada Tingkat sumber bahaya.

2. Para pekerja yang menggunakan alat pelindung pernapasan (masker) harus sudah mendapatkan pelatihan dan mampu menggunakan alat pelindung pernapasan yang sesuai dengan tingkat bahayanya.

3. Alat pelindung pernapasan harus selalu disediakan, tidak boleh diubah ataupun rusak dan masing-masing pemakai alat harus bertanggung jawab atas alat pelindung pernapasannya.

d) Perlindungan Tangan

1. Penanganan bahan-bahan kimia harus menggunakan sarung tangan karet.
2. Sarung tangan tidak boleh digunakan untuk memegang benda-benda yang berputar.
3. Jika ada pekerjaan yang kemungkinan tangannya dapat terkena benda yang berbahaya, maka harus menggunakan sarung tangan, antara lain sentuhan benda kasar, tajam, bergerigi, dingin, atau panas.

e) Tali Pengikat dan Ikat Pinggang Keselamatan

1. Ikat pinggang keselamatan harus dipakai setiap saat ketika pekerja melakukan pekerjaan yang berada pada ketinggian dua meter atau lebih di atas permukaan tanah/lantai.
2. Tali pengikat tubuh harus digunakan untuk menjamin pekerja lebih aman dalam berpindah-pindah tempat walaupun disediakan alat pencegah jatuh lainnya.

7.1.2 Instrumentasi

Dalam industri proses dibutuhkan instrumentasi, yaitu suatu alat untuk mengontrol, merekam, serta mengawasi kondisi yang terjadi selama proses berlangsung. Kondisi operasi suatu peralatan memegang peranan yang penting dalam proses produksi. Perubahan kondisi operasi tertentu dapat mempengaruhi kualitas produk yang dihasilkan. Instrumentasi selain digunakan untuk mengetahui kondisi operasi, juga berfungsi untuk mengatur nilai variable proses.

Variabel-variabel proses yang diukur dan dikontrol meliputi suhu, tekanan, kecepatan suatu aliran, ketinggian fluida dan sebagainya. Instrumentasi dapat berupa petunjuk yang terdiri atas beberapa bagian, yaitu: (*indicator*), perekam (*recorder*), dan alat control (*controller*).

a. Elemen Primer

Adalah elemen yang dapat merasakan perubahan dari harga variable yang diukur atau sensor.

a. Elemen Pengatur/Pengukur

Yaitu yang menerima output dari elemen primer yang akan melakukan pengukuran, termasuk disini adanya alat penunjuk (*indicator*), maupun alat pencatat (*recorder*).

b. Elemen Pengontrol

Alat ini merupakan elemen yang mengadakan harga-harga perubahan variabel yang ditunjukkan oleh sending elemen dan diukur oleh elemen pengukur untuk mengukur sumber tenaga yang sesuai dengan perubahan yang terjadi. Sumber tenaga itu dapat berupa mekanik maupun elektrik.

c. Elemen Pengontrol Akhir

Alat ini merupakan elemen yang merubah input ke dalam proses sehingga variable yang diukur tetap berada dalam range/jangkauan yang diizinkan.

Adapun tujuan pemasangan peralalatan instrumentasi adalah sebagai berikut:

1. Untuk menjaga suatu proses instrumentasi tetap aman, yaitu dengan cara:
 - Mendeteksi timbulnya kondisi bahaya sedini mungkin (*early warning*), dan membuat tanda-tanda bahaya serta *interlock automatis* jika kondisi kritis timbul.
 - Menjaga variabel-variabel proses berada dalam batas operasi yang aman.
2. Menjaga jalannya suatu proses produksi agar sesuai dengan yang dikehendaki.
3. Menahan biaya produksi serendah mungkin dengan tetap memperhatikan faktor-faktor lain.
4. Menjaga kualitas agar tetap berada dalam standar yang telah ditetapkan.
5. Mempermudah pengoperasian alat. Pengendalian peralatan proses dapat dilakukan secara otomatis dan manual, yaitu dengan alat kontrol dan tenaga manusia.

Instrumentasi yang digunakan untuk mengatur variabel operasi pada peralatan proses antara lain (Stephanopoulos, 1984):

1. Untuk variabel suhu : *Temperature Controller* (TC), digunakan sebagai alat pengukur atau pengatur sinyal mekanis atau Listrik. Pengaturan suhu dilakukan dengan mengatur jumlah material proses yang harus ditambahkan/dikeluarkan dari dalam suatu proses yang sedang bekerja.
2. Untuk variabel tekanan : *Pressure Controller* (PC), digunakan sebagai pengatur atau pengukur tekanan atau pengubah sinyal dalam bentuk gas menjadi sinyal mekanis. Pengaturan tekanan dapat dilakukan dengan mengatur jumlah uap/gas yang keluar dari suatu alat dimana tekanannya ingin dideteksi.

3. Untuk variabel laju alir fluida : *Flow Controller* (FC), digunakan sebagai pengatur kecepatan aliran fluida dalam pipa biasanya diatur dengan mengatur *output* dari alat, yang mengakibatkan fluida mengalir dalam pipa *line* tersebut.

4. Untuk variabel tinggi permukaan cairan : *Level Controller* (LC), digunakan sebagai pengatur atau pengukur tinggi permukaan cairan. Pengukuran tinggi permukaan cairan dilakukan dengan operasi dari sebuah *control valve*, yaitu dengan mengatur kecepatan (*rate*) cairan masuk atau keluar proses.



BAB VIII SISTEM MANAJEMEN DAN ORGANISASI PERUSAHAAN

8.1 Bentuk Perusahaan

Bentuk Perusahaan : Perseroan Terbatas (PT)

Lapangan Usaha : Asam Lemak (*Fatty Acid*) dari *Crude Palm Oil* (CPO)

Lokasi : Kabupaten Luwu Utara, Sulawesi Selatan

Kapasitas : 77.000 ton/tahun

Pabrik *Fatty Acid* yang akan dijalankan memerlukan manajemen yang baik, sehingga dibutuhkan struktur organisasi yang terstruktur dan juga pembagian tugas dan tanggung jawab yang benar. Pabrik *fatty acid* ini direncanakan akan didirikan berbentuk PT (Perseroan Terbatas). Perseroan Terbatas merupakan bentuk perusahaan yang mendapatkan modalnya dari penjualan saham Dimana tiap sekutu turut mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Saham merupakan surat berharga yang diterbitkan oleh PT atau Perusahaan yang dimiliki pemegang saham sebagai bentuk kepemilikan sebagai usaha dengan ikut serta modal deposito. Dalam perseroan terbatas pemegang saham hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah yang disebutkan dalam tiap saham.

Alasan dipilihnya bentuk perusahaan ini didasarkan atas beberapa faktor, yaitu (Widjaja, 2003):

- a. Mudah untuk mendapatkan modal, yaitu dengan menjual saham perusahaan.
- b. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan.

c. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain, pemilik perusahaan adalah para pemegang saham dan pengurus perusahaan adalah direksi beserta staffnya yang diawasi oleh dewan komisaris.

d. Kelangsungan perusahaan lebih terjamin, karena tidak berpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi beserta staffnya atau karyawan Perusahaan.

e. Efisiensi dari manajemen para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris dan direktur utama yang cukup cakap dan berpengalaman.

f. Lapangan usaha lebih luas suatu Perseroan Terbatas dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat, sehingga dengan modal ini PT dapat memperluas usaha.

Ciri-ciri Perusahaan berbentuk Perusahaan Terbatas (PT), yaitu:

1. Pemegang saham merupakan pemilih Perusahaan.
2. Direksi merupakan pimpinan perusahaan yang dipilih oleh pemegang saham.
3. Pendirian perusahaan dilakukan melalui akta notaris dengan berdasarkan pada Undang-Undang Hukum Dagang.
4. Modal ditentukan pada saham dan akta pendirian.
5. Pengelolaan sumber daya manusia sepenuhnya diserahkan kepada direksi dengan tetap memperhatikan Undang-Undang Perburuhan.

8.2 Struktur Organisasi

Struktur organisasi merupakan salah satu unsur yang sangat diperlukan dalam suatu perusahaan. Struktur organisasi dibutuhkan untuk menjalankan aktivitas agar bisa berjalan dengan efektif dan efisien. Struktur organisasi yang baik akan membuat masing-masing jabatan dapat dengan mudah memahami tugas, wewenang, dan batasannya.

Untuk mendapatkan system organisasi yang baik, maka perlu diperhatikan beberapa azas yang dapat dijadikan pedoman, antara lain (Zamani, 1998):

- a. Perumusan tujuan perusahaan dengan jelas.
- b. Tujuan organisasi harus dipahami oleh setiap orang dalam organisasi.
- c. Tujuan organisasi harus diterima oleh setiap orang dalam organisasi.
- d. Adanya kesatuan arah (*unity of direction*).
- e. Adanya kesatuan perintah (*unity of command*).
- f. Adanya keseimbangan antara wewenang dan tanggung jawab.
- g. Adanya pembagian tugas (*distribution of work*).
- h. Adanya koordinasi.
- i. Struktur organisasi disusun sederhana.
- j. Pola dasar organisasi harus relative permanen.
- k. Adanya jaminan jabatan (*unity of tenure*).
- l. Balas jasa yang diberikan kepada staf harus setimpal dengan jasanya.

m. Penempatan orang harus sesuai keahliannya.

Dengan berpedoman terhadap azas-azas tersebut, maka diperoleh bentuk struktur organisasi yang baik, yaitu: sistem *line* dan staf. Pada system ini, garis kekuasaan sederhana dan praktis. Demikian pula kebaikan dalam pembagian tugas kerja seperti yang terdapat dalam sistem organisasi fungsional, sehingga seorang karyawan hanya bertanggung jawab pada seorang atasan saja. Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi maka perlu dibentuk staf ahli yang terdiri atas orang-orang yang ahli dalam bidangnya. Staf ahli akan memberi bantuan pemikiran dan nasehat pada tingkat pengawas demi tercapainya tujuan perusahaan.

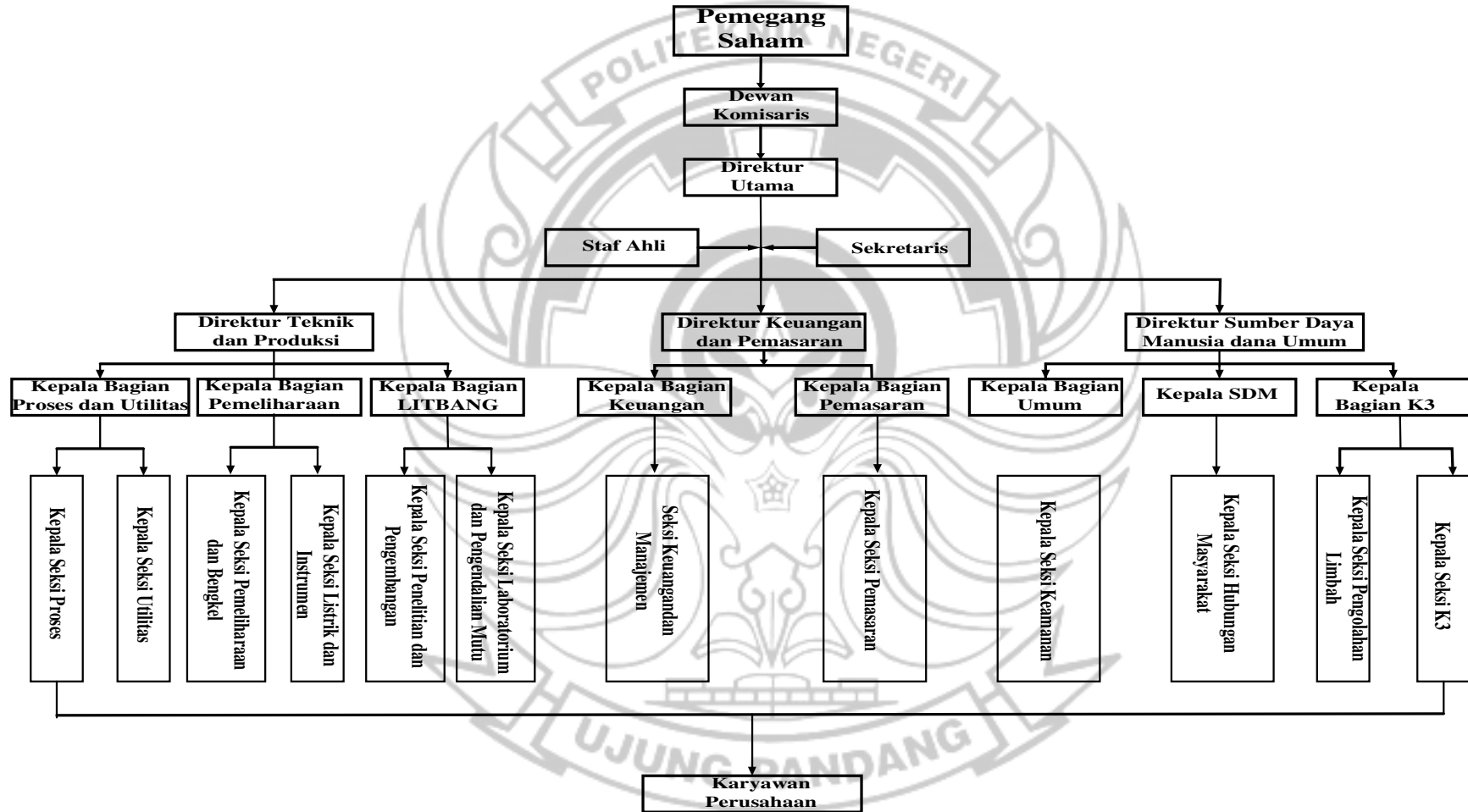
Dalam menjalankan garis organisasi dipengaruhi oleh dua kelompok, yaitu:

- a. Sebagai ahli garis (*line*), adalah orang yang ebrtugas untuk menjalankan tugas pokok pada organisasi untuk mencapai tujuan.
- b. Sebagai staff, adalah orang yang bertugas dengan keahlian pada dirinya, yang berfungsi sebagai pemberi saran untuk unit operasional.

Adapun manfaat lain yang diperoleh suatu perusahaan apabila menerapkan struktur organisasi dengan tepat adalah:

- a. Komunikasi dan kolaborasi dapat terjalin dengan baik.
- b. Mengurangi konflik antar karyawan.
- c. Efisiensi operasional.
- d. Produktivitas karyawan dapat meningkat.

Gambar 8. 1 STRUKTUR ORGANISASI PABRIK FATTY ACID



8.2.1 Tugas dan Wewenang

a. Pemegang Saham (Pemilik Perusahaan)

Pemegang saham adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian perusahaan dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk PT (Perseroan Terbatas) adalah Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). Pada RUPS tersebut tugas dan wewenang dari pemegang saham, yaitu:

- a). Memberhentikan dan mengangkat Dewan Komisaris dan Direktur.
- b). Mengesahkan hasil neraca perhitungan keuntungan kerugian dan hasil usaha tahunan pada perusahaan.
- c). Mengadakan Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) yang diadakan minimal satu kali rapat dalam waktu satu tahun.

b. Dewan Komisaris

Dewan komisaris adalah pelaksana tugas yang diberikan oleh para pemilik saham, sehingga dewan komisaris akan bertanggung jawab terhadap pemilik saham. Tugas dan wewenang dari Dewan Komisaris, yaitu:

- a). Menyetujui dan menilai rencana direksi tentang target perusahaan, kebijakan umum, pengarahan pemasaran, dan alokasi sumber-sumber dana.
- b). Membantu direksi dalam tugas-tugas penting.
- c). Mengawasi tugas-tugas direksi.

c. Direktur Utama

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya dalam hal maju mundurnya perusahaan. Direktur utama bertanggung jawab pada dewan komisaris atas segala Tindakan dan kebijakan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Tugas dan wewenang dari Direktur Utama, yaitu:

- a). Melaksanakan dan mengatur kebijakan perusahaan.
- b). Memiliki tanggung jawab kepada Pemegang Saham dan Dewan Komisaris atas pekerjaannya pada akhir jabatannya.
- c). Menjaga kestabilan organisasi perusahaan dan kontinuitas hubungan baik antara pemilik saham, pimpinan, konsumen serta karyawan.
- d). Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian atas persetujuan para pemegang saham.
- e). Mengkoordinir Kerjasama antara direktorat, bagian dan seksi di bawahnya.

d. Sekretaris

Sekretaris bertanggung jawab sepenuhnya kepada direktur utama. Bertugas menangani masalah surat menyurat untuk pihak perusahaan, menangani kearsipan dan pekerjaan lainnya untuk membantu direktur dalam menangani administrasi perusahaan.

e. Direktur Teknik dan Produksi

Tugas dan wewenang Direktur Teknik dan Produksi, yaitu:

- a). Mengawasi jalannya proses dan operasi pabrik.
 - b). Mengontrol kualitas dan kuantitas produk pabrik.
 - c). Bertanggung jawab pada Direktur Utama.
 - d). Mengontrol jumlah dan mutu produk.
 - e). Memelihara dan memperbaiki alat-alat produksi.
- f. Direktur Keuangan dan Pemasaran

Tugas dan wewenang Direktur Keuangan dan Pemasaran, yaitu:

- a). Bertanggung jawab pada Direktur Utama.
 - b). Menyusun dan mengalokasikan anggaran dan pendapatan perusahaan.
 - c). Mengatur penggajian karyawan.
 - d). Mengawasi kesejahteraan karyawan.
 - e). Melaksanakan kebijakan pemasaran.
- g. Direktur Sumber Daya dan Manusia

Direktur Sumber Daya dan Manusia mempunyai tugas dan wewenang dalam hal yang berhubungan dengan administrasi, humas, kemandirian, keselamatan kerja, dan personalia.

h. Staf Ahli

Staf ahli merupakan devisi yang membantu kinerja dari dewan direksi, yakni: Direktur Utama, Wakil Direktur, Direktur Teknik dan Produksi, Direktur Keuangan dan Pemasaran, Direktur Sumber daya Manusia dan Umum. Tugas dan wewenang dari Staf Ahli, yaitu:

- a). Memberikan nasehat atau pandangan berdasarkan keahlian tiap-tiap bidangnya kepada Direktur Direksi.
- b). Mengawasi ketertiban dan kelancaran kerja sesuai dengan tiap-tiap bidang.
- c). Mengikuti dan mempelajari perkembangan teknologi untuk perencanaan yang mempengaruhi kemajuan perusahaan.

i. Kepala Bagian

Tugas umum dari kepala Bagian yaitu mengatur, mengawasi, dan mengkoordinasi pelaksanaan kerja sesuai dengan bidangnya, memberikan saran, pertimbangan dan melakukan pelaporan hasil kerja yang telah dicapai oleh setiap seksi kepada direktur masing-masing. Kepala bagian terdiri dari:

- a). Kepala Bagian Proses dan Utilitas

Kepala Proses dan Utilitas bertugas untuk menjaga, mengatur, dan mengkoordinasikan kegiatan pabrik dalam bidang proses serta penyediaan bahan baku dan utilitas agar *rate production* pabrik tercapai dengan mengatur jalannya proses produksi. Kepala Bagian Proses dan Produksi membawahi Seksi Proses dan Utilitas.

b). Kepala Bagian Pemeliharaan

Kepala Bagian Pemeliharaan bertugas untuk menjaga dan mengatur jumlah pasokan listrik agar selalu mencukupi kebutuhan pabrik serta rutin melakukan uji kelayakan terhadap setiap instrumen dalam area pabrik. Kepala Bagian Pemeliharaan membawahi Seksi Pemeliharaan & Bengkel dan Seksi Listrik dan Instrumen.

c). Kepala Bagian Penelitian, Pengembangan, dan Pengendalian Mutu

Kepala Bagian Penelitian, Pengembangan, dan Pengendalian Mutu bertugas untuk mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan penelitian, pengembangan perusahaan, dan pengawasan mutu. Kepala Bagian Penelitian, Pengembangan, dan Pengendalian Mutu membawahi Seksi Penelitian & Pengembangan dan Seksi Laboratorium & Pengendalian Mutu.

d). Kepala Bagian Keuangan

Kepala Bagian Keuangan bertugas untuk menghitung dan mencatat keluar masuknya dana perusahaan. Kepala Bagian Keuangan membawahi Seksi Keuangan, Pelaporan Keuangan & Manajemen.

e). Kepala Bagian Pemasaran

Kepala Bagian Pemasaran bertugas mengatur dan mengawasi semua pelaksanaan kegiatan perusahaan yang berhubungan dengan bidang pembelian bahan baku dan pemasaran produk. Kepala Bagian Pemasaran membawahi Seksi Pembelian dan Seksi Pemasaran.

f). Kepala Bagian Umum

Kepala Bagian Umum bertugas untuk mengatur kegiatan penunjang dalam perusahaan seperti menjaga kebersihan kantor, keamanan dan lain-lain. Kepala Bagian Umum membawahi Seksi Keamanan.

g). Kepala Bagian Sumber Daya Manusia (SDM)

Kepala Bagian Pengembangan Sumber Daya bertugas untuk menjaga kualitas sumber daya manusia yang berada pada perusahaan dengan melakukan pelatihan kerja, sehingga dapat tetap menjaga etos kerja dari setiap pegawai.

h). Kepala Bagian Kesehatan, Keselamatan Kerja, dan Lingkungan.

Kepala Bagian Kesehatan, Keselamatan Kerja, dan Lingkungan bertanggung jawab terhadap keamanan pabrik dan Kesehatan dan keselamatan kerja karyawan.

j). Kepala Seksi

Kepala Seksi adalah pelaksanaan pekerjaan dalam kingkungan bagiannya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh para Kepala Bagian masing-masing. Setiap kepala seksi bertanggung jawab terhadap kepala bagian masing-masing sesuai dengan seksinya.

a). Kepala Seksi Proses

Memimpin langsung serta memantau kelancaran proses produksi. Bertanggung jawab terhadap penyediaan bahan baku dan menjaga kemurnian bahan baku serta mengontrol produk yang dihasilkan.

b). Kepala Seksi Utilitas

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

c). Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel

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

d). Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi

Bertanggung jawab terhadap penyediaan serta kelancaran alat-alat instrumentasi.

e). Kepala Seksi Penelitian dan Pengembangan

Mengadakan penelitian untuk mengembangkan produk dan mengkoordinasi kegiatan-kegiatan yang berhubungan dengan peningkatan produksi dan efisiensi proses secara keseluruhan.

f). Kepala Seksi Laboratorium dan Pengendalian Mutu

Menyelenggarakan pengendalian mutu untuk bahan baku, bahan pembantu, produk, dan limbah.

g). Kepala Seksi Keuangan, Pelaporan Keuangan, dan Manajemen

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

h). Kepala Seksi Pemasaran

Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran produk dan pengadaan bahan baku pabrik.

i). Kepala Seksi Keamanan

Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan mengawasi langsung masalah keamanan perusahaan.

J). Kepala Seksi Hubungan Masyarakat (Humas)

Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan relasi perusahaan, pemerintah, dan Masyarakat.

k). Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja

Mengurus masalah Kesehatan karyawan dan keluarga, serta menangani masalah keselamatan kerja di perusahaan.

l). Kepala Seksi Unit Pengolahan Limbah

Bertanggung jawab terhadap limbah pabrik agar sesuai dengan baku mutu limbah.

8.2.2 Pembagian Jam Kerja Karyawan

Pabrik *Fatty Acid* dari *Crude Palm Oil* (CPO) nantinya akan beroperasi selama 330 hari selama 24 jam perhari dalam satu tahun. Sisa hari yang bukan hari libur akan digunakan untuk perawatan, perbaikan pabrik, atau *shut down*.

Menurut pengaturan jam kerja, karyawan dapat dikelompokkan menjadi dua kelompok, yaitu:

1. Karyawan *non shift* yaitu karyawan yang bekerja selama 6 jam dengan total kerja 40 jam per minggu. Karyawan ini tidak menangani proses produksi secara langsung. Yang termasuk dalam golongan karyawan *non shift* yaitu direktur, staf ahli, kepala bagian, kepala seksi serta seluruh yang tugasnya berada di kantor. Berikut adalah ketentuan jam kerja pegawai *non shift*:

Senin – Kamis : 08.00 – 16.00 (istirahat 12.00 – 13.00)

Jum'at : 08.00 – 16.00 (istirahat 11.00 – 13.00)

Sabtu : 08.00 – 12.00

Minggu : Libur, termasuk hari libur nasional

2. Karyawan *Shift* yaitu karyawan yang langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu pada pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi sehingga tidak dapat ditinggalkan. Yang termasuk dalam golongan karyawan *shift* yaitu operator produksi, Sebagian dari bagian Teknik, bagian Gudang dan bagian utilitas, pengendalian, laboratorium, termasuk petugas keamanan yang menjaga keamanan selama proses produksi berlangsung. Para karyawan akan bekerja secara bergantian sehari semalam. Berikut adalah ketentuan jam kerja pegawai *shift* sebagai berikut:

Shift pagi (Day Shift) : 08.00 – 16.00

Shift Sore : 16.00 – 24.00

Shift Malam : 24.00 – 08.00

Karyawan *shift* ini dibagi menjadi 4 regu (A/B/C/D), yaitu 3 regu bekerja dan 1 regu istirahat yang dilakukan secara bergantian. Untuk hari libur atau hari besar yang ditetapkan oleh pemerintah, regu yang bertugas tetap masuk. Berikut merupakan jadwal kerja karyawan *shift* pada tabel 8.1

Tabel 8. 1 Karyawan Shift

Shift	Senin	Selasa	Rabu	Kamis	Jumat	Sabtu	Minggu
Pagi	A	A	A	A	A	B	B
Siang	B	B	B	B	C	C	C
Malam	C	C	D	D	D	D	D
Libur	D	D	C	C	B	A	A

Shift	Senin	Selasa	Rabu	Kamis	Jumat	Sabtu	Minggu
Pagi	B	B	B	B	B	C	C
Siang	C	C	C	C	D	D	D
Malam	D	D	A	A	A	A	A
Libur	A	A	D	D	C	B	B

Shift	Senin	Selasa	Rabu	Kamis	Jumat	Sabtu	Minggu
Pagi	C	C	C	C	C	D	D
Siang	D	D	D	D	A	A	A
Malam	A	A	B	B	B	B	B
Libur	B	B	A	A	D	C	C

Shift	Senin	Selasa	Rabu	Kamis	Jumat	Sabtu	Minggu
Pagi	D	D	D	D	C	A	A
Siang	A	A	A	A	A	B	B
Malam	B	B	C	C	B	C	C
Libur	C	C	B	B	D	D	D

8.2.3 Status Karyawan dan Sistem Gaji

Pada pabrik ini system gaji karyawan berdasarkan Tingkat Pendidikan, status pekerjaan, tinggi rendahnya kedudukan, besar kecilnya tanggung jawab dan keahlian yang dimiliki oleh karyawan. Klasifikasi Pendidikan tersebut dapat dibagi menjadi:

Tabel 8. 2 Pendidikan Karyawan

Golongan	Jabatan	Tingkat Pendidikan
I	Dewan Komisaris	Hukum/Teknik Kimia/Teknik Industri (S2)
II	Direktur Utama	Teknik kimia/Teknik Industri (S2)
III	Sekretaris	Akuntansi (S1)/Kesekretariatan
IV	Direktur Bagian	Teknik Kimia, Industri, Ekonomi,
V	Kepala Bagian	Teknik Kimia, Industri, Ekonomi
VI	Kepala Seksi Bagian	Sarjana/Ahli Madya
VII	Teknisi Operator/Karyawan	Ahli Madya/STM/SLTA/SMU

Menurut status karyawan dapat dibagi menjadi tiga golongan, yaitu:

a. Karyawan Tetap

Adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan surat Keputusan (SK) direksi dan mendapat gaji bulanan sesuai dengan kedudukan, keahlian, dan masa kerjanya.

b. Karyawan Harian

Adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan direksi tanpa SK direksi dan mendapat upah harian yang dibayar tiap akhir pekan

c. Karyawan Borongan

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

8.2.4 Jaminan Sosial

Dalam menjalankan pabrik, perusahaan memberikan jaminan sosial berupa gaji, tunjangan, dan beberapa fasilitas pendukung yang disediakan untuk menunjang kesejahteraan karyawan.

a. Gaji Tenaga Kerja

Gaji adalah upah yang diberikan kepada pekerja pada tiap bulannya. Gaji yang diberikan pada pekerja/karyawan upahnya ditentukan sesuai dengan status, Tingkat Pendidikan dan masa kerja yang bersangkutan, yaitu:

Tabel 8. 3 Gaji Berdasarkan Kedudukan dan Keahlian

No	Jabatan	Gaji
1	Dewan Komisaris	Rp26.000.000
2	Direktur Utama	Rp23.000.000
3	Sekretaris	Rp11.000.000
4	Direktur Teknik dan Produksi	Rp18.000.000
5	Direktur Keuangan dan Pemasaran	Rp18.000.000
6	Direktur Sumber Daya Manusia dan Umum	Rp18.000.000
7	Staf Ahli	Rp8.500.000
8	Ka. Bag. Proses dan Utilitas	Rp10.000.000
9	Ka. Bag. Pemeliharaan	Rp10.000.000
10	Ka. Bag. Penelitian, Pengembangan, dan Pengendalian Mutu	Rp10.000.000
12	Ka. Bag. Keuangan	Rp10.000.000
12	Ka. Bag. Pemasaran	Rp10.000.000
13	Ka. Bag. Kesehatan, Keselamatan Kerja, dan Lingkungan	Rp10.000.000
14	Ka. Bag. Sumber Daya Manusia	Rp10.000.000
15	Ka. Bag. Umum	Rp10.000.000
16	Ka. Sek. Proses	Rp8.000.000
17	Ka. Sek. Utilitas	Rp8.000.000

18	Ka. Sek. Pemeliharaan dan Bengkel	Rp8.000.000
19	Ka. Sek. Listrik dan Instrumentasi	Rp8.000.000
20	Ka. Sek. Penelitian dan Pengembangan	Rp8.000.000
21	Ka. Sek. Laboratorium dan Pengendalian Mutu	Rp8.000.000
22	Ka. Sek. Keuangan, Pelaporan Keuangan, dan Manajemen	Rp8.000.000
23	Ka. Sek. Pemasaran	Rp8.000.000
24	Ka. Sek. K3	Rp8.000.000
25	Ka. Sek. Unit Pengolahan Limbah	Rp8.000.000
26	Ka. Sek. Hubungan Masyarakat	Rp8.000.000
27	Ka. Sek. Keamanan	Rp8.000.000
Karyawan		
1	Karyawan Proses	Rp7.200.000
2	Karyawan Utilitas	Rp7.200.000
3	Karyawan Pemeliharaan dan Bengkel	Rp7.200.000
4	Karyawan Listrik dan Instrumentasi	Rp7.200.000
5	Karyawan Penelitian dan Pengembangan	Rp7.200.000
6	Karyawan Laboratorium dan Pengendalian Mutu	Rp7.200.000
7	Karyawan Bagian Keuangan	Rp7.200.000
8	Karyawan Pemasaran	Rp7.200.000

9	Karyawan K3	Rp7.200.000
10	Karyawan Unit Pengolahan Limbah	Rp7.200.000
11	Karyawan Humas	Rp7.200.000
12	Karyawan Keamanan	Rp4.700.000
13	Dokter	Rp6000.000
14	Perawat	Rp5.500.000
15	Sopir	Rp4.700.000
16	Petugas Kebersihan	Rp3.900.000

b. Tunjangan dan Fasilitas

Sebagai sarana kesejahteraan seluruh karyawan pabrik selain menerima gaji setiap bulan, juga diberikan jaminan sosial berupa tunjangan dan fasilitas-fasilitas yang dapat memberikan kesejahteraan, keselamatan, dan produktivitas karyawan. Tunjangan dan fasilitas tersebut berupa:

1. Badan Penyelenggaraan Jaminan Sosial (BPJS)

Sesuai dengan Undang-Undang Nomor 24 Tahun 2011 termasuk peraturan pelaksanaannya, perusahaan mengikutsertakan setiap karyawannya dalam program Jaminan Sosial Ketenagakerjaan (BPJS). BPJS merupakan tunjangan sosial yang dianjurkan oleh pemerintah untuk Jaminan Kecelakaan Kerja (JKK), Jaminan Hari Tua (JHT), dan Jaminan Kematian (JKM). Selain untuk karyawan/pekerja, BPJS Kesehatan juga akan diberikan oleh perusahaan kepada istri dan 2 orang anak.

2. Hak Cuti

Cuti yang diberikan kepada karyawan, meliputi cuti tahunan, cuti massal, cuti pernikahan, dan cuti hamil (khusus karyawati).

a). Cuti Tahunan

Setiap karyawan dalam perusahaan mempunyai hak cuti maksimal sebanyak 12 hari dalam satu tahun. Apabila dalam waktu satu tahun tersebut tidak digunakan, maka hak cuti akan hilang dan tidak dapat diakumulasikan untuk tahun berikutnya.

b). Cuti Massal

Setiap tahun perusahaan memberikan cuti massal untuk karyawan bertepatan dengan hari raya Idul Fitri selama 4 hari kerja.

c). Cuti Pernikahan

Cuti pernikahan diberikan kepada karyawan yang akan menikah atau apabila ada saudara kandung yang menikah.

d). Cuti Hamil

Wanita yang akan melahirkan berhak mendapatkan cuti 3 bulan yaitu satu bulan sebelum saatnya melahirkan dan dua bulan setelah melahirkan. Selama cuti tersebut gaji tetap dibayar dengan ketentuan jarak kelahiran anak pertama dan kedua minimal 2 tahun.

3. Hari Libur Nasional

Untuk karyawan harian (*non shift*), hari libur nasional adalah hari libur kerja. Sedangkan untuk karyawan *shift*, pada hari libur nasional tetap masuk kerja dengan catatan hari tersebut diperhitungkan sebagai hari kerja lembur (*overtime*).

4. Tunjangan Hari Raya (THR)

Tunjangan hari raya diberikan kepada karyawan yang telah bekerja selama 6 bulan sebanyak satu kali setahun. Besarnya THR yang diberikan pada karyawan disesuaikan dengan masa kerjanya di perusahaan. Karyawan yang telah bekerja diatas satu tahun akan menerima 1 bulan gaji pokok, sedangkan karyawan yang telah bekerja dibawah satu tahun akan menerima setengah bulan gaji pokok.

5. Fasilitas Pendukung

Fasilitas pendukung yang diberikan perusahaan kepada karyawan diantaranya kantin, klinik, ruang istirahat, ruang ibadah, transportasi/bus karyawan, dan penyediaan PPE (Sepatu *safety*, seragam/*coverall*, sarung tangan, *head protection*).

Jumlah tenaga kerja atau karyawan disesuaikan dengan kebutuhan yang ada, hal ini bertujuan agar pekerjaan dapat diselesaikan dengan efektif. Berikut merupakan rincian jumlah tenaga kerja:

Tabel 8. 4 Jumlah Tenaga Kerja

No	Jabatan	Jumlah
1	Dewan Komisaris	1
2	Direktur Utama	1

3	Sekretaris	1
4	Direktur Teknik dan Produksi	1
5	Direktur Keuangan dan Pemasaran	1
6	Direktur Sumber Daya Manusia dan Umum	1
7	Staf Ahli	1
8	Ka. Bag. Proses dan Utilitas	1
9	Ka. Bag. Pemeliharaan	1
10	Ka. Bag. Penelitian, Pengembangan, dan Pengendalian Mutu	1
12	Ka. Bag. Keuangan	1
12	Ka. Bag. Pemasaran	1
13	Ka. Bag. Kesehatan, Keselamatan Kerja, dan Lingkungan	1
14	Ka. Bag. Sumber Daya Manusia	1
15	Ka. Bag. Umum	1
16	Ka. Sek. Proses	1
17	Ka. Sek. Utilitas	1
18	Ka. Sek. Pemeliharaan dan Bengkel	1
19	Ka. Sek. Listrik dan Instrumentasi	1
20	Ka. Sek. Penelitian dan Pengembangan	1
21	Ka. Sek. Laboratorium dan Pengendalian Mutu	1
22	Ka. Sek. Keuangan, Pelaporan Keuangan, dan Manajemen	1
23	Ka. Sek. Pemasaran	1
24	Ka. Sek. K3	1
25	Ka. Sek. Unit Pengolahan Limbah	1
26	Ka. Sek. Hubungan Masyarakat	1
27	Ka. Sek. Keamanan	1

Karyawan		
1	Karyawan Proses	24
2	Karyawan Utilitas	15
3	Karyawan Pemeliharaan dan Bengkel	4
4	Karyawan Listrik dan Instrumentasi	4
5	Karyawan Penelitian dan Pengembangan	8
6	Karyawan Laboratorium dan Pengendalian Mutu	8
7	Karyawan Bagian Keuangan	4
8	Karyawan Pemasaran	4
9	Karyawan K3	4
10	Karyawan Unit Pengolahan Limbah	4
11	Karyawan Humas	5
12	Karyawan Keamanan	10
13	Dokter	2
14	Perawat	6
15	Sopir	8
16	Petugas Kebersihan	6
	Total	143

BAB IX LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK

9.1 Tata Letak Alat Proses

9.1.1 Lokasi Pabrik

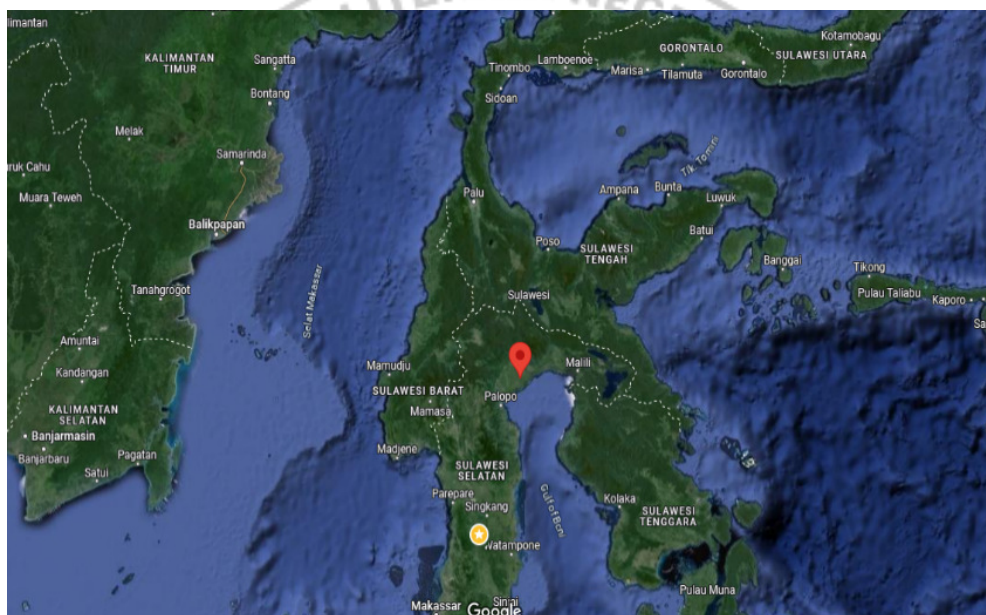
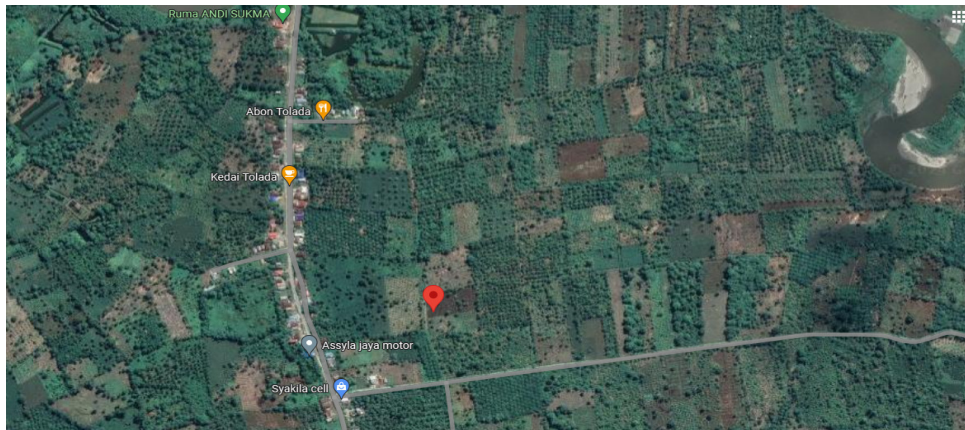
Pemilihan Lokasi suatu pabrik merupakan salah satu masalah pokok yang menunjang keberhasilan suatu pabrik dan akan mempengaruhi kelangsungan dan kemajuan pabrik tersebut. Dengan demikian strategis Lokasi adalah hal yang tidak dapat diabaikan dalam proses prancangan. Banyak pertimbangan namun terpenting adalah pabrik harus berlokasi dimana biaya produksi yang dikeluarkan minimum dan produk dapat didistribusikan dengan mudah. Tata letak bagian-bagian dalam suatu pabrik harus dibuat dengan memperhatikan jalannya aliran dari tiap bahan dan aktivitas dari para pekerja yang ada, sehingga proses dapat berjalan dengan baik, aman dan kontinu.

Untuk memilih lokasi pabrik, harus mempertimbangkan beberapa factor antara lain:

1. Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik

a. Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku yang digunakan dalam pembuatan asam lemak adalah CPO dan air. Bahan baku CPO diperoleh dari PT. Perkebunan Nusantara XIV, PT. JAS Mulia, PT. Kasmar Matano Persada, dan PT Surya Sawit Sejahtera.



Gambar 9. 1 Peta Lokasi Pabrik

b. Pemilihan Lokasi

Secara geografis Kabupaten Luwu Utara terletak pada koordinat antara $2^{\circ}30'45''$ sampai $2^{\circ}37'30''$ Lintang Selatan dan $119^{\circ}41'15''$ sampai $121^{\circ}43'11''$ Bujur Timur dibagian utara Provinsi Selatan dengan wilayah terluas di Provinsi Sulawesi Selatan dengan luas mencapai $7.502,58 \text{ km}^2$ atau sekitar $16,39\%$ dari Luas Wilayah Provinsi. Adapun pertimbangan dalam pemilihan Lokasi ini adalah:

1. Penyediaan Bahan Baku

Bahan baku merupakan faktor utama dalam kelangsungan operasi suatu pabrik. Bahan baku utama Asam Lemak adalah *Crude Palm Oil* (CPO). Wilayah Sulawesi secara signifikan berkontribusi terhadap produk CPO nasional termasuk Sulawesi Selatan. Dilihat dari segi bahan baku maka suatu pabrik sebaiknya didirikan di daerah sumber bahan baku tersebut tersedia sehingga pengadaannya dengan mudah dapat diatasi. Bahan baku diperoleh dari PT. Perkebunan Nusantara XIV, Lagego, Kec. Burau, Kab. Luwu Timur, Sulawesi Selatan.

2. Letak Pabrik Dengan Daerah Pemasaran

Pemasaran adalah faktor yang perlu mendapat perhatian dalam suatu industri, karena berhasil tidaknya masalah pemasaran sangatlah menentukan besarnya penghasilan industri.

Berdasarkan letaknya, lokasi pabrik berdekatan dengan jalan sehingga akses pemasaran menuju Pelabuhan Munte di Kec. Bone-Bone dan Pelabuhan Tanjung Ringgit di Palopo dapat terjangkau. Lokasi konsumen pabrik yang membutuhkan produk asam lemak cukup banyak, sehingga lebih baik dipasrkan di dalam kota atau luar provinsi.

3. Sarana Transportasi

Sarana dan prasarana transportasi sangat diperlukan untuk proses penyediaan bahan baku, pemasaran produk dan pengangkutan.

a) Transportasi Darat

Untuk transportasi darat berupa jalan raya sudah cukup memadai karena berdekatan dengan lokasi pabrik. Sehingga distribusi produk melalui darat dapat dilakukan terutama untuk pemasaran produk Asam Lemak ke daerah-daerah yang dapat dijangkau dengan jalur darat.

b) Transportasi Laut

Sulawesi Selatan memiliki Pelabuhan laut, yaitu Pelabuhan Munte di Kec. Bone-Bone dan Pelabuhan Tanjung Ringgit di Palopo yang letaknya tidak terlalu jauh dari lokasi pabrik. Adanya Pelabuhan ini memudahkan untuk distribusi produk Asam Lemak.

c) Transportasi Udara

Fasilitas transportasi udara yang ada di Provinsi Sulawesi Selatan adalah Bandar Udara Sultan Hasanuddin yang berada di Ibu Kota Provinsi Sulawesi Selatan. Dengan memanfaatkan fasilitas tersebut dapat juga memperlancar distribusi produk Asam Lemak.

4. Utilitas

Utilitas suatu pabrik meliputi energi (listrik), steam, dan air. Kebutuhan air dapat diperoleh dari air sungai. Di Kabupaten Luwu Utara, memiliki sungai-sungai utama seperti Sungai Gontang, Sungai Gontang,

Sungai Baliase, Sungai Likupangi, dan Sungai Tamboke. Sedangkan unit pengadaan Listrik diambil dari PLN setempat dan generator cadangan.

5. Tenaga Kerja

Tingkat penyerapan tenaga kerja di Kabupaten Luwu Utara tidak kalah baik dibandingkan dengan kabupaten lain yang ada di Provinsi Sulawesi Selatan. Pemerintah Kabupaten Luwu Utara telah melakukan pelatihan kompetensi keahlian untuk menyiapkan tenaga kerja yang berdaya saing dalam mencari kerja sekaligus membuka lapangan pekerjaan. Dan juga dengan didirikannya pabrik ini akan mengurangi Tingkat pengangguran baik dari penduduk sekitar maupun penduduk urban. Selain itu, tenaga ahli juga dapat diambil dari luar daerah.

2. Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik

Dalam hal ini faktor sekunder tidak berperan secara langsung dalam operasional proses di pabrik. Faktor ini akan berpengaruh terhadap kelancaran proses operasional dalam pendirian pabrik. Adapun yang termasuk faktor sekunder terdiri dari:

a. Karakteristik Lokasi

Menyangkut iklim di daerah tersebut serta kondisi sosial dan sikap masyarakat yang sangat mendukung bagi sebuah kawasan industri oleokimia. Maka dari itu, Kabupaten Luwu Utara bisa digunakan sebagai Lokasi pendirian pabrik Asam Lemak.

b. Perluasan Area Pabrik

Kabupaten Luwu Utara memiliki kemungkinan untuk perluasan pabrik karena masih banyaknya lahan yang kosong dan areal yang cukup luas. Hal ini perlu diperhatikan karena dengan semakin meningkatnya permintaan produk akan menuntut adanya perluasan pabrik.

c. Kebijakan Pemerintah

Pemerintah sebagai fasilitator telah memberikan kemudahan-kemudahan dalam perizinan, pajak, dan lain-lain yang menyangkut teknis pelaksanaan pendirian suatu pabrik. Dengan memperhatikan faktor-faktor tersebut, maka lokasi pabrik akan didirikan di wilayah Kabupaten Luwu Utara, Sulawesi Selatan.

d. Sarana dan Prasarana Sosial

Sarana dan Prasarana sosial yang disediakan berupa penyediaan sarana umum seperti tempat ibadah, sekolah, rumah sakit serta adanya penyediaan bengkel industri.

e. Sosial Masyarakat

Dengan masyarakat yang akomodatif terhadap perkembangan industri dan tersedianya fasilitas umum untuk hidup bermasyarakat, maka lokasi di Kabupaten Luwu Utara dirasa tepat untuk didirikan pabrik Asam Lemak.

9.1.2 Tata Letak Pabrik

Dasar perencanaan tata letak pabrik adalah untuk mempermudah dan memperoleh tata bentuk letak yang

memberikan efisiensi tinggi dalam setiap kegiatan operasi. Tujuan perencanaan tata letak pabrik adalah untuk mendapatkan kombinasi yang optimal antara fasilitas-fasilitas produksi. Hal ini diharapkan agar proses produksi berjalan lancar dan para karyawan juga akan selalu merasa senang dengan pekerjaannya. Namun dari tujuan yang sangat umum tersebut maka beberapa pokok tujuan yang akan dicapai dengan perencanaan tata letak yang baik adalah sebagai berikut:

- a. Simplifikasi dari proses produksi
- b. Memudahkan pemeliharaan dan perbaikan
- c. Mendapatkan penggunaan luas lantai/ruang yang efektif
- d. Memberikan garis kerja bagi masyarakat
- e. Mendorong efektivitas penggunaan karyawan
- f. Mendapatkan kepuasan karyawan serta kemauan kerja
- g. Memberikan keselamatan kerja yang lebih baik

Secara garis besar tata letak pabrik terbagi atas beberapa daerah utama, yaitu:

- a. Daerah Perkantoran dan Fasilitas Pendukung

Arena ini terdiri dari:

- 1) Daerah perkantoran sebagai pusat kegiatan administrasi dan keuangan pabrik yang mengatur kelancaran pabrik.
- 2) Fasilitas-fasilitas bagi karyawan seperti: kantin dan mushola.

b. Daerah Proses dan Ruang Kontrol

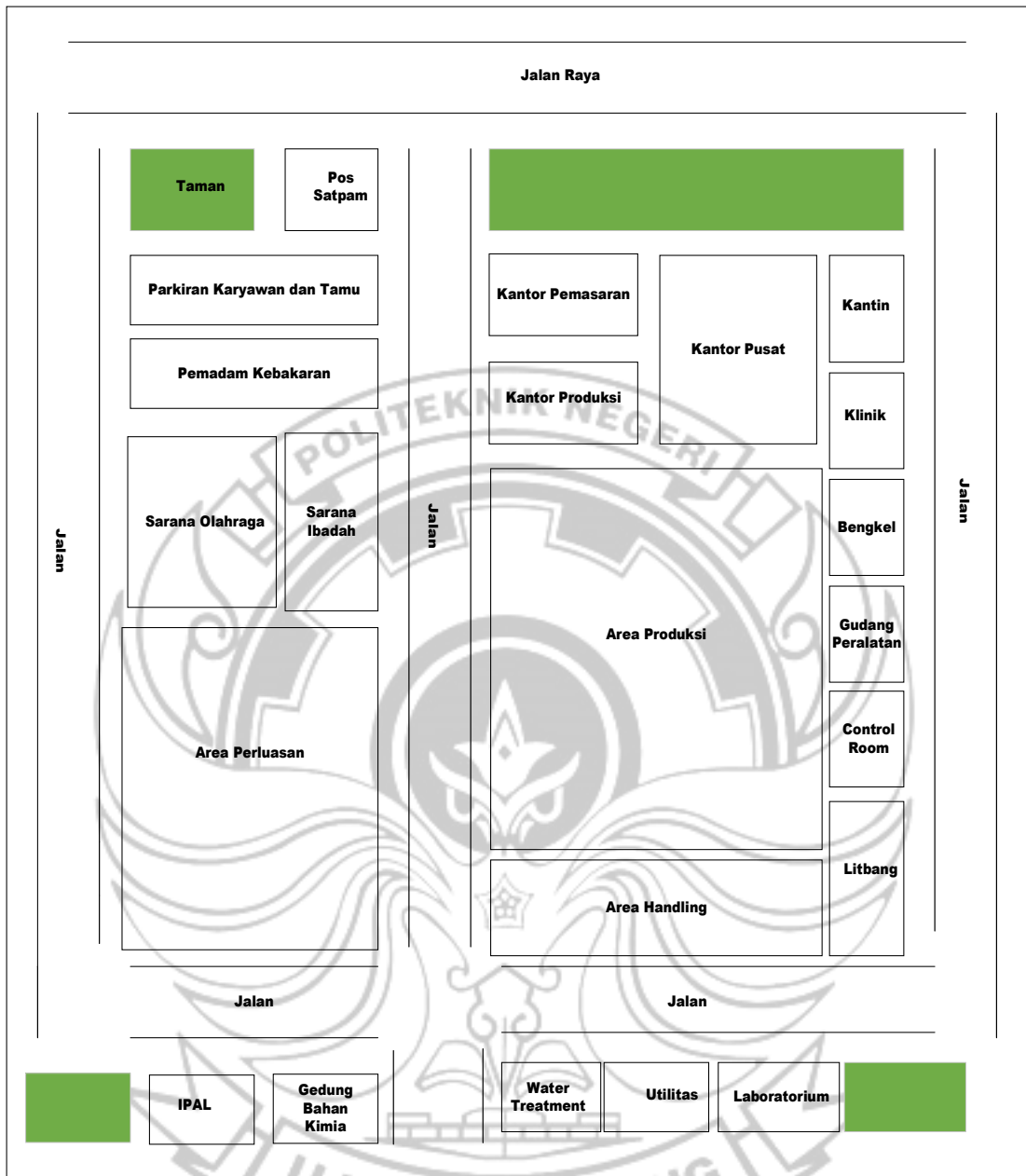
Daerah proses merupakan tempat alat-alat proses ditempatkan. Lokasi ini berdampingan dengan ruang control sebagai pusat pengendalian berlangsungnya proses.

c. Daerah Penyimpanan, Bengkel, dan Garasi

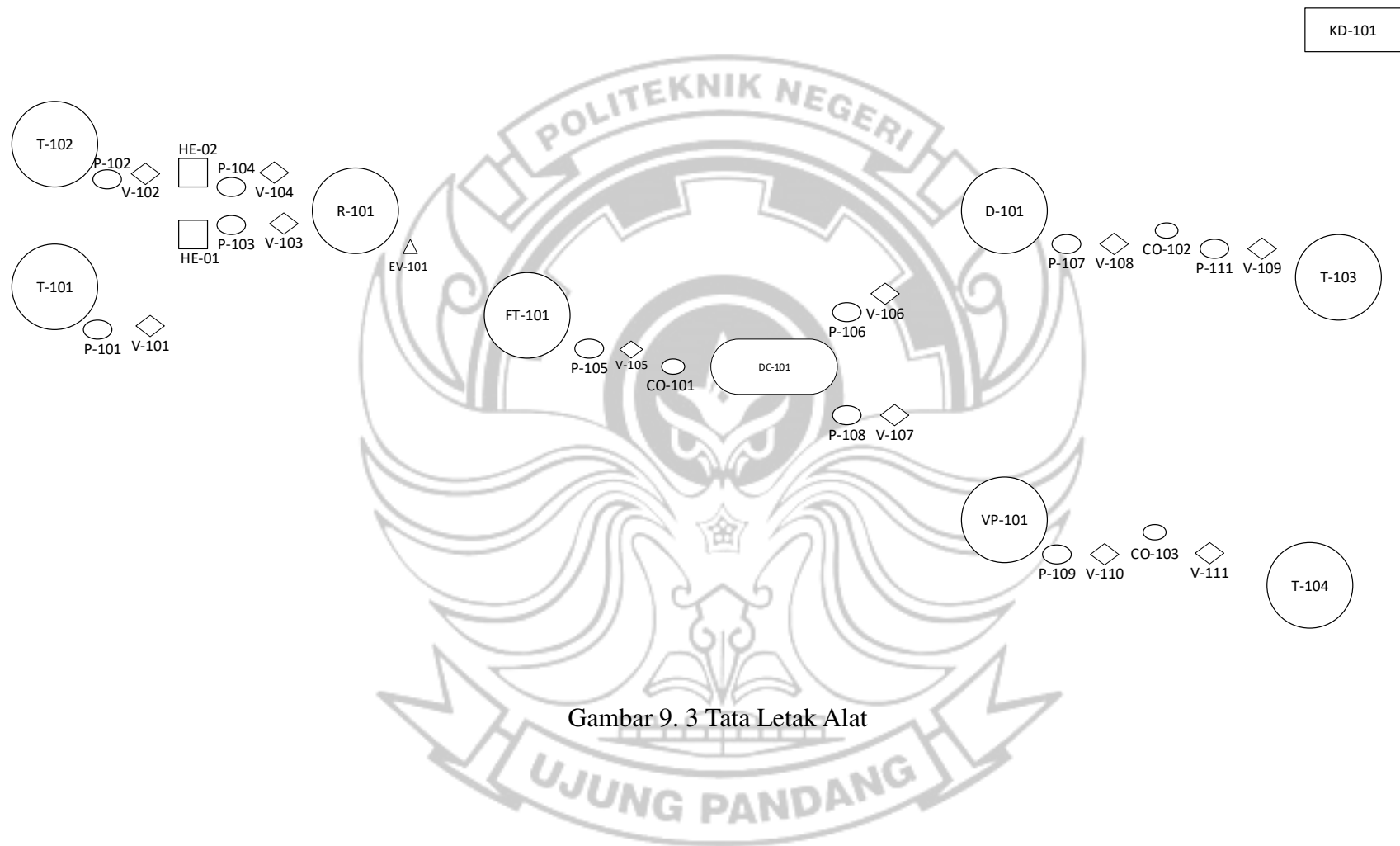
Daerah penyimpanan, bengkel, dan garasi merupakan lokasi penampungan produk berlebih (*saving product*) serta alat penunjang mesin lainnya. Bengkel digunakan apabila terjadi kerusakan pada mesin serta alat-alat penunjang produksi.

d. Daerah Utilitas dan Pemadam Kebakaran

Daerah utilitas dan pemadam kebakaran merupakan pusat kegiatan penyediaan air, steam, air pendingin dan pengolahan limbah disediakan memenuhi kebutuhan air di area pabrik.



Gambar 9. 2 Tata Letak Pabrik



Gambar 9. 3 Tata Letak Alat

BAB X ANALISA EKONOMI

Analisa ekonomi menjadi salah satu parameter kelayakan apakah pabrik layak untuk didirikan atau tidak, disamping itu sebagai gambaran apakah suatu pabrik yang dibuat cukup fleksibel jika ditinjau dari segi ekonomi.

Faktor-faktor yang perlu ditinjau dalam mendirikan pabrik Asam Lemak adalah :

- a. Tingkat pengembalian bunga (*Interest Rate Return*)
- b. Jangka waktu pengembalian pinjaman (*Pay Out Time*)
- c. Titik impas (*Break Event Point*)

Untuk menentukan faktor-faktor di atas, terlebih dahulu harus diketahui :

- a. Total investasi (*Total Capital Investment*)
- b. Biaya produksi (*Total Production Cost*)

10.1 Total Capital Investment (TCI)

Total Capital Investment diartikan sebagai jumlah modal yang diperlukan untuk mendirikan suatu pabrik baru dan biaya untuk menjalankan pabrik selama beberapa waktu tertentu.

Total Capital Investment secara garis besar dapat dibagi 2 bagian :

- a. *Fixed Capital Investment* (FCI)

Fixed Capital Investment adalah modal yang diperlukan untuk mendirikan suatu pabrik yang meliputi peralatan, pemasangan alat, dan fasilitas lain sehingga pabrik dapat beroperasi.

- b. *Working Capital Investment* (WCI)

Working Capital Investment (WCI) adalah modal yang diperlukan untuk menjalankan pabrik yang telah siap untuk beroperasi dalam jangka waktu tertentu (pada awal masa operasi).

Modal tersebut terdiri dari :

- a. Modal kerja yang diperlukan untuk pembelian dan persediaan bahan baku.
- b. Biaya produksi
- c. Pajak
- d. Gaji karyawan

Karena keterbatasan data yang dibutuhkan untuk membuat analisa ekonomi secara terperinci maka dalam perencanaan ini digunakan metode *study estimate*. *Study estimate* adalah metode dimana semua investasi pabrik dihitung berdasarkan harga peralatan pabrik.

10.2 Total Production Cost (TPC)

Total Production Cost terdiri dari :

1. Manufacturing Cost (MC) / Biaya Produksi

MC adalah biaya yang diperlukan oleh pabrik berhubungan dengan operasi dan peralatan proses yang terdiri dari :

a. Direct Production Cost (DPC)

DPC meliputi biaya transportasi bahan baku, upah buruh, biaya super visi langsung, perawatan dan perbaikan, utilitas dan *royalty, operasi supply*.

b. Fixed Changes (FC)

FC adalah biaya yang tetap dari tahun ke tahun dan tidak berubah dengan adanya laju produksi, biaya tersebut meliputi pajak, depresiasi, asuransi dan bunga bank.

c. Plant Over Head Cost (POC)

POC terdiri dari pelayanan medis dan kesehatan, tunjangan keselamatan, perawatan, pengepakan, fasilitas servis, laboratorium, fasilitas penyimpanan.

2. *General Expenses* (GE)

GE yaitu biaya-biaya umum yang dikeluarkan untuk menunjang operasi pabrik, yang meliputi biaya administrasi, biaya pemasaran dan distribusi, biaya penelitian dan pengembangan (*research dan development*) serta pajak pendapatan.

10.3 Analisa Profitability

Dalam analisa ini digunakan beberapa asumsi, yaitu umur pabrik 10 tahun dengan kapasitas produksi masing-masing adalah:

1. Tahun pertama 60%
2. Tahun kedua 80%
3. Tahun ketiga sampai kesepuluh 100%
4. Pajak pendapatan 30% dari laba kotor
 - a. Laju Pengembalian Modal (*Internal Rate of Return, IRR*)

IRR berdasarkan *discounted cash flow* adalah suatu tingkat bunga dimana seluruh peneimaan akan tepat menutup jumlah pengeluaran modal.

- b. Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time, POT*)

POT merupakan waktu yang dibutuhkan untuk mengembalikan modal suatu pabrik.

- c. Titik Impas (*Break Event Point, BEP*)

BEP merupakan kondisi dimana pabrik beroperasi pada kapasitas tidak untung dan tidak rugi disebut titik impas.

- d. Cash Flow

Pembuatan *cash flow* dimaksudkan untuk mengetahui berapa lama penghasilan suatu pabrik dapat menutupi investasi yang ditanam.

Hasil-hasil perhitungan analisa ekonomi yang diperoleh pada lampiran E adalah sebagai berikut:

1. Total modal investasi (*Total Capital Investment*) : Rp1.288.306.407.361
 2. Total biaya produksi (*Total Production Cost*) : Rp2.061.929.411.566
 3. Hasil penjualan per tahun : Rp2.716.611.315.205
 4. *Internal Rate of Return* sebesar : 12%
 5. *Pay Out Time* selama : 1,23 tahun
- Break Even Point* sebesar : 48,01%



BAB XI PENUTUP

Dari uraian proses pabrik Asam Lemak (*Fatty Acid*) dapat diambil kesimpulan sebagai berikut:

1. Kapasitas pabrik Asam Lemak berbahan baku CPO adalah 77.000 ton/tahun.
2. Bahan baku yang digunakan adalah CPO dengan kebutuhan CPO sebesar 102.163,09 ton/tahun.
3. Lokasi pendirian pabrik Asam lemak berbahan baku CPO direncanakan di Kabupaten Luwu Utara dengan mempertimbangkan persediaan bahan baku, persediaan air, tenaga kerja, dan sarana transportasi.
4. Proses pembuatan Asam lemak berbahan baku CPO terdiri atas beberapa tahap, yaitu:
 - a. Tahap persiapan bahan baku
 - b. Tahap pembuatan produk
 - c. Tahap pemurnian produk
5. Pendirian pabrik Asam Lemak kapasitas 77.000 ton/tahun berbahan baku CPO diperlukan:
 - Total modal investasi sebesar Rp1.288.306.407.361
 - Total biaya produksi sebesar Rp2.061.929.411.566
 - Estimasi hasil penjualan per tahun sebesar Rp2.716.611.315.205

Estimasi umur pabrik 10 tahun dengan waktu pengembalian pinjaman selama 1,23 tahun, dengan IRR sebesar 12% dan BEP sebesar 48,01%



DAFTAR PUSTAKA

- Badan Pusat Statistik, 2024. Ekspor dan Impor Asam Lemak di Indonesia. <https://www.bps.go.id/> diakses pada tanggal 22 Februari 2024.
- Badan Pusat Statistik, 2024. Konsumsi Asam Lemak di Indonesia. <https://www.bps.go.id/> diakses pada tanggal 02 Maret 2024.
- Bailey, A. E. 1951. *Industrial Oil and Fat*. New York: Interscolastic Publishing Inc.
- Brownell, L.E and Young, E.H, 1983, "Process Equipment Design", JohnWiley and Sons. Inc, New York.
- Coulson, J.J and Richardson, J.F, 1983, "*Chemical Equipment Design*", vol 6, PergamonPress, Oxford.
- Fessenden, R. J. 1986. *Kimia Organik*. Edisi Ketiga. Jilid 2. Jakarta: Erlangga.
- Geankoplis, C.J. 1993. *Transport Processes and Unit Operation 3rd edition*. New York: Allyn & Bacon.
- Gervajio, G. C. 2005. *Fatty Acids and Derivatives from Coconut Oil dalam Bailey's Industrial Oil and Fat Products*, 6 th ed., vol. 6. John Wiley & Sons, Inc., Hoboken, New Jersey.
- Kern, D.Q. 1983. *Process Heat Transfer*. New York: McGraw-Hill Book Company.
- Ketaren, S. 1986. *Minyak dan Lemak Pangan. Edisi Pertama*. Jakarta: Universitas Indonesia.
- Kirk Othmer, "*Encyclopedia of Chemical Technology*", Volume 25, Edition 4.
- Kirk Othmer, 1966, "*Encyclopedia of Chemical Technology*", 2nd. ed. Vol. 7. Interscience Willey.
- Kirk R.E. and Othmer, D.F., 1993, "*Encyclopedia of Chemical Technology* ", vol.5, fourth edition, A Willey Interscience Publication, John Wiley and Sons Co., New York.
- Matche. 2024. Equipment Cost. <https://www.matche.com/> diakses pada tanggal 19 September 2024.

- Perry, R.H and Chilton, C.H, “*Chemical engineering’s Hand Book*”, 6th ed, McGrawHill Book Kogakusha, Tokyo.
- Perry, R.H. and Green, D. 1997. *Perry’s Chemical Engineer Handbook 7th edition*. New York: McGraw-Hill Book Company.
- Perry, R.H. and Green, D.W., 1997, *Perry’s Chemical Engineers’ Handbook*, 7th ed., Mc. Graw-Hill Book Company, New York.
- Perry, R.H. and Green, D.W., 1999, “*Perry’s Chemical Engineer’s Handbook*”, 7th ed., McGraw-Hill Book Company, New York
- Peters, M.S., and Timmerhaus, K.D., 1991, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, 4th ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York.
- Petters, Max S. and Klaus D. Timmerhaus, “*Plant Design and Ekonomi for Chemical Engineerss*”. McGrawHill Book.
- Speight, J.G., 2005, “*Chemical and Process Design Handbook*”, McGraw-Hill, New York.
- Statistik, B. P. (2022). *Statistik Kelapa Sawit Indonesia 2022. Subdirektorat Statistik Tanaman Perkebunan. BPS. Indonesia. ISSN, 16(1)*.
- Swern, D., 1964, “*Bailey’s Industrial Oil and Fat Products*”, 3 Edition, A Willey Interscience Publication, John Wiley and Sons Co., New York, pp. 931-940.
- Treybal, R.E., 1981, *Mass Transfer Operation*, 3rd ed., Mc. Graw-Hill Book Company, Singapore
- Yaws, C.L. 1999. *Chemical Properties Handbook*. McGraw Hill Companies Inc. USA.

LAMPIRAN A PERHITUNGAN NERACA MASSA

Kapasitas produksi setahun	:	77.000 ton/tahun
Operasi pabrik sehari	:	$77.000/330 = 233,333$ ton/hari
Operasi pabrik perjam	:	$233.333/24 = 9,722$ ton/jam
	:	$9,722 \times 1000 = 9.722$ kg/jam
Waktu operasi pabrik	:	330 hari/tahun ; 24 jam/hari
Basis perhitungan	:	1000 kg/jam Bahan Baku CPO
Satuan massa	:	Kilogram (kg/jam)
Bahan Baku	:	CPO (<i>Crude Palm Oil</i>)
Produk	:	Asam Lemak (<i>Fatty Acid</i>)

Jika basis bahan baku 1.000 kg/jam *Crude Palm Oil* (CPO) diperoleh produk Asam Lemak sebesar 918,758 kg/jam.

$$\text{Faktor Pengali} = \frac{9.722,222}{918,758} = 10,583$$

Spesifikasi Bahan Baku

1. CPO (*Crude Palm Oil*)

Komponen	% Berat
Trigliserida	95
FFA	3

Air	2
Total	100

(Sumber: Indonesia Oil Palm Research Institute (IOPRI),2024)

2. Air 100%

Tabel A.1 BM FFA rata-rata

Komponen	Rumus Molekul	BM (kg/kmol)	% Berat	Fraksi
Myristic	C ₁₄ H ₂₈ O ₂	228	1,5	0,017625919
Palmitic	C ₁₆ H ₃₂ O ₂	256	47,9	0,50129214
Stearic	C ₁₈ H ₃₆ O ₂	284	4,2	0,039621079
Oleic	C ₁₈ H ₃₄ O ₂	282	37	0,351518319
Linoleic	C ₁₈ H ₃₂ O ₂	280	9,4	0,089942544
Total			100	1

$$\begin{aligned}
 \text{BM FFA} &= \sum X_i \times \text{BM}_i \\
 &= X_A \cdot \text{BM}_A + X_B \cdot \text{BM}_B + X_C \cdot \text{BM}_C + X_D \cdot \text{BM}_D + X_E \cdot \text{BM}_E \\
 &= (0,017625919 \times 228) + (0,50129214 \times 256) + (0,039621079 \times 284) \\
 &\quad + (0,351518319 \times 282) + (0,089942544 \times 280) \\
 &= 267,9 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel A.2 BM Triglicerida rata-rata

Komponen	Rumus Molekul	BM (kg/kmol)	% Berat	Fraksi
Tristearat gliserida	C ₅₇ H ₁₁₀ O ₆	890	4,2	0,039728282
Trimiristat gliserida	C ₄₅ H ₈₆ O ₆	723	1,5	0,0174660
Trilinoleat gliserida	C ₅₇ H ₉₈ O ₆	878	9,4	0,090130928

Tripalmitat gliserida	C ₅₁ H ₉₈ O ₆	806	47,9	0,500312063
Trioleat gliserida	C ₅₇ H ₁₀₄ O ₆	884	37	0,352362727
Total				1

$$\begin{aligned}
 \text{BM Triglisierida} &= \sum X_i \times \text{BM}_i \\
 &= X_A \cdot \text{BM}_A + X_B \cdot \text{BM}_B + X_C \cdot \text{BM}_C + X_D \cdot \text{BM}_D + X_E \cdot \text{BM}_E \\
 &= (0,039728282 \times 890) + (0,0174660 \times 723) + \\
 &\quad (0,090130928 \times 878) + (0,500312063 \times 806) + \\
 &\quad (0,352362727 \times 884) \\
 &= 841,8 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel A.3 Berat Molekul Tiap Bahan

Komponen	Rumus Molekul	BM (kg/kmol)
Triglisierida	C ₃ H ₅ (COOR) ₃	841,8
Air	H ₂ O	18
FFA		267,9
Gliserol	C ₃ H ₅ (OH) ₃	92,1

Tabel A.4 Bilangan Antoine Tiap Bahan

Komponen	A	B	C	D	E
Miristat	-79.3115	-4.69E+03	4.36E+01	-8.48E+01	2.79E-05
Palmitat	34.6559	-5.26E+03	-8.86E+00	2.32E-03	-3.61E-13
Stearat	-40.3638	-4.77E+03	2.45E+01	-3.77E-02	1.46E-05
Oleat	78.6973	-8.82E+03	-2.25E+01	4.84E-11	2.66E-06
Linoleat	40.6453	-7.54E+03	-7.56E+00	-1.07E-02	5.26E-06
Gliserol	-62.7929	-3.66E+03	3.42E+01	-5.19E-02	2.28E-05
Air	29.8605	-3.15E+03	-7.30E+00	2.24E-09	1.81E-06

(Sumber: YAWS, 1999)

Basis Bahan Baku CPO = 1000 kg/jam

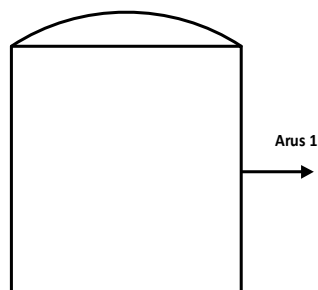
Bahan Baku CPO	= 1000 kg/jam			
* Trigliserida	95%	× 1000 kg/jam	=	950 kg/jam
* Air	2%	× 1000 kg/jam	=	20 kg/jam
* FFA	3%	× 1000 kg/jam	=	30 kg/jam
Total			=	1000 kg/jam

Basis Bahan Baku CPO = 1000 kg/jam

Bahan Baku CPO	= 1000 kg/jam				
(*) Trigliserida	95%	× 1000 kg/jam	=	950	kg/jam
(*) Air	2%	× 1000 kg/jam	=	20	kg/jam
(*) Non Trigliserida	3%	× 1000 kg/jam	=	40	kg/jam
Total			=	1000	kg/jam

PERHITUNGAN NERACA MASSA TIAPALAT

1. Tangki *Crude Palm Oil* (CPO)



Keterangan:

Arus 1 = Bahan baku *Crude Palm Oil* (CPO) dari tangki menuju alat selanjutnya

❖ Neraca Massa Komponen

Umpan Keluar

Arus 1 (Komposisi CPO):

* Triglicerida

1. Trimirisat

$$\text{Laju Massa} = 1,5\% \times 950 \text{ kg/jam} = 14,250 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Laju Molar} = \frac{\text{Massa} \left(\frac{\text{kg}}{\text{jam}} \right)}{\text{BM} \left(\frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \right)} = \frac{14,250 \left(\frac{\text{kg}}{\text{jam}} \right)}{723 \left(\frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \right)} = 0,01971 \text{ kmol/jam}$$

2. Tripalmitat

$$\text{Laju Massa} = 47,9\% \times 950 \text{ kg/jam} = 455,050 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Laju Molar} = \frac{\text{Massa} \left(\frac{\text{kg}}{\text{jam}} \right)}{\text{BM} \left(\frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \right)} = \frac{455,050 \left(\frac{\text{kg}}{\text{jam}} \right)}{806 \left(\frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \right)} = 0,56458 \text{ kmol/jam}$$

3. Tristearat

$$\text{Laju Massa} = 4,2\% \times 950 \text{ kg/jam} = 39,900 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Laju Molar} = \frac{\text{Massa} \left(\frac{\text{kg}}{\text{jam}} \right)}{\text{BM} \left(\frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \right)} = \frac{39,900 \left(\frac{\text{kg}}{\text{jam}} \right)}{890 \left(\frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \right)} = 0,04483 \text{ kmol/jam}$$

4. Trioleat

$$\text{Laju Massa} = 37\% \times 950 \text{ kg/jam} = 351,500 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Laju Molar} = \frac{\text{Massa} \left(\frac{\text{kg}}{\text{jam}} \right)}{\text{BM} \left(\frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \right)} = \frac{351,500 \left(\frac{\text{kg}}{\text{jam}} \right)}{884 \left(\frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \right)} = 0,39762 \text{ kmol/jam}$$

5. Trilinoleat

$$\text{Laju Massa} = 9,4\% \times 950 \text{ kg/jam} = 89,300 \text{ kg/ja}$$

$$\text{Laju Molar} = \frac{\text{Massa} \left(\frac{\text{kg}}{\text{jam}} \right)}{\text{BM} \left(\frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \right)} = \frac{89,300 \left(\frac{\text{kg}}{\text{jam}} \right)}{878 \left(\frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \right)} = 0,10171 \text{ kmol/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Total Laju Massa Trigliserida} &= (14,250 + 455,050 + 39,900 + 351,500 + 89,300) \\ &= 950 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total Laju Mol Trigliserida} &= (0,01971 + 0,56458 + 0,04483 + 0,39762 + 0,10171) \\ &= 1,12845 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

* Air

$$\text{Laju Massa} = 2\% \times 950 \text{ kg/jam} = 20 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Laju Molar} = \frac{\text{Massa} \left(\frac{\text{kg}}{\text{jam}} \right)}{\text{BM} \left(\frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \right)} = \frac{20 \left(\frac{\text{kg}}{\text{jam}} \right)}{18 \left(\frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \right)} = 1,111 \text{ kmol/jam}$$

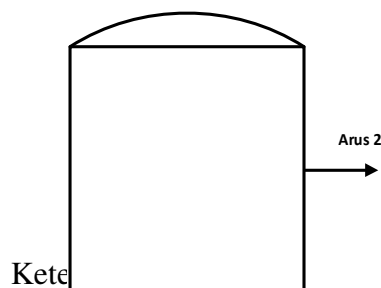
* FFA = 3% × 1000 kg/jam = 30 kg/jam

Neraca Massa Tangki CPO	
Komponen	Output (kg/jam)
	Arus 1
<i>Crude Palm Oil</i>	
Trigliserida	
<i>Trimiristat</i>	14,25
<i>Tripalmitat</i>	455,05

<i>Tristearat</i>	39,9
<i>Trioleat</i>	351,5
<i>Trilinoeat</i>	89,3
Air	20
FFA	30
Total	1000

Neraca Massa Tangki CPO	
Komponen	Output (kg/jam)
	Arus 1
Trigliserida	950
Air	20
FFA	30
Total	1000

2. Tangki Air



Arus 2 = Bahan baku air dari tangki menuju alat selanjutnya

❖ Neraca Massa Komponen

Umpan Keluar

Arus 2:

Perbandingan mol air : mol trigliserida adalah 3 : 1

$$\begin{aligned} \text{Laju mol air umpan } \left(\frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \right) &= \frac{3}{1} \times \text{Total laju mol trigliserida} \\ &= 3 \times 1,12845 \\ &= 3,385 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Laju massa air umpan } \left(\frac{\text{kg}}{\text{jam}} \right) &= \text{Laju mol air umpan} \times \text{BM aair} \\ &= 3,385 \text{ kmol/jam} \times 18 \text{ kg/kmol} \\ &= 60,936 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

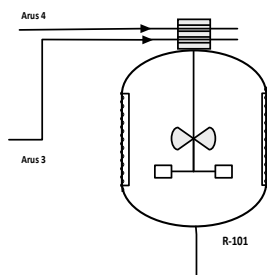
$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan air 50\%} &= 50\% \times \text{mol air} \\ &= 50\% \times 3 = 1,500 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Laju massa kebutuhan air} &= 1,500 \text{ kmol/jam} \times 18 \text{ kg/kmol} \\ &= 27,000 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total massa air umpan} &= 60,936 \text{ kg/jam} + 27,000 \text{ kg/jam} \\ &= 87,936 \text{ kg/jam} = 4,8854 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

Neraca Massa Tangki Air	
Komponen	Output (kg/jam)
	Arus 2
Air	87.936
Total	87.936

3. Reaktor



Keterangan:

Arus 3 = Bahan baku CPO dari tangki yang masuk ke reaktor

Arus 4 = Bahan baku air dari tangki yang masuk ke reaktor

Arus 5 = Komposisi keluaran dari reaktor

❖ **Neraca Massa Komponen**

Umpan Masuk

Arus 3:

* Trigliserida

1. Trimistat

Laju Massa = 14,25 kg/jam

Laju Molar = 0,01971 kmol/jam

2. Tripalmitat

Laju Massa = 455,05 kg/jam

Laju Molar = 0,56458 kmol/jam

3. Tristearat

Laju Massa = 39,9 kg/jam

Laju Molar = 0,04483 kmol/jam

4. Trioleat

Laju Massa = 351,5 kg/jam

Laju Molar = 0,39762 kmol/jam

5. Trilinoleat

Laju Massa = 89,3 kg/jam

Laju Molar = 0,10171 kmol/jam

* Air

Laju Massa = 20 kg/jam

Laju Molar = 1,11111 kmol/jam

* FFA = 30 kg/jam

Arus 4:

* Air

Laju mol air umpan = 4,8854 kmol/jam

Laju massa air umpan = 87,936 kg/jam

Reaksi *Continuous fat splitting*

Konversi reaksi adalah 99%

Trigliserida	Air	Asam Lemak	Gliserol
$C_3H_5(COOR)_3(l)$	+	$3H_2O \rightarrow$	$3RCOOH(l) + C_3H_8O_3(l)$
M 1,1285		4,8854	
R 1,1172		3,3517	3,3517 1,1172
S 0,0113		1,5336	3,3517 1,1172

Komponen yang bereaksi:

Laju Massa Trigliserida yang bereaksi = Konversi \times Komponen laju massa yang masuk

1. Trimistat

$$\text{Laju Massa} = 99\% \times 14,25 \text{ kg/jam} = 14,1075 \text{ kg/jam}$$

2. Tripalmitat

$$\text{Laju Massa} = 99\% \times 455,05 \text{ kg/jam} = 450,4995 \text{ kg/jam}$$

3. Tristearat

$$\text{Laju Massa} = 99\% \times 39,9 \text{ kg/jam} = 39,501 \text{ kg/jam}$$

4. Trioleat

$$\text{Laju Massa} = 99\% \times 351,5 \text{ kg/jam} = 347,985 \text{ kg/jam}$$

5. Trilinoleat

$$\text{Laju Massa} = 99\% \times 89,3 \text{ kg/jam} = 88,407 \text{ kg/jam}$$

Umpan Keluar

Arus 5

* Gliserol

$$\begin{aligned}\text{Massa gliserol terbentuk} &= 1,1172 \text{ kmol/jam} \times 92,1 \text{ kg/kmol} \\ &= 102,8986 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

* Air

$$\begin{aligned}\text{Massa air bereaksi} &= 3,3517 \text{ kmol/jam} \times 18 \text{ kg/kmol} \\ &= 60,3306 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Massa air sisa} &= 1,5336 \text{ kmol/jam} \times 18 \text{ kg/kmol} \\ &= 27,6050 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Total massa air sisa} &= 27,6050 \text{ kg/jam} + 20 \text{ kg/jam} \\ &= 47,6050 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

* Trigliserida

$$\text{Laju Massa} = \text{Laju Massa Mula-mula} - \text{Laju Massa Bereaksi}$$

$$1. \text{ Trimiristat} = 14,25 \text{ kg/jam} - 14,10750 \text{ kg/jam} = 0,1425 \text{ kg/jam}$$

$$2. \text{ Tripalmitat} = 455,05 \text{ kg/jam} - 450,4995 \text{ kg/jam} = 4,5505 \text{ kg/jam}$$

$$3. \text{ Tristearat} = 39,9 \text{ kg/jam} - 39,501 \text{ kg/jam} = 0,399 \text{ kg/jam}$$

$$4. \text{ Trioleat} = 351,5 \text{ kg/jam} - 347,985 \text{ kg/jam} = 3,515 \text{ kg/jam}$$

$$5. \text{ Trilinoleat} = 89,3 \text{ kg/jam} - 88,407 \text{ kg/jam} = 0,893 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Total Laju Massa Keluar Trigliserida} = 9,500 \text{ kg/jam}$$

* Asam Lemak

$$\begin{aligned}\text{Laju massa asam lemak} &= \text{Laju Mol Sisa} \times \text{BM} \\ &= 3,3517 \times 267,9\end{aligned}$$

$$= 897,9328 \text{ kg/jam}$$

Total laju massa asam lemak = 897,9328 kg/jam + 30 kg/jam

$$= 927,9328 \text{ kg/jam}$$

Laju massa komponen asam lemak = $\frac{\text{total laju massa asam lemak} \times \% \text{ berat}}{100}$

$$1. \text{ Asam Miristat} = \frac{927,9328 \times 1,5}{100} = 13,919 \text{ kg/jam}$$

$$2. \text{ Asam Palmitat} = \frac{927,9328 \times 47,9}{100} = 444,480 \text{ kg/jam}$$

$$3. \text{ Asam Stearat} = \frac{927,9328 \times 4,2}{100} = 38,973 \text{ kg/jam}$$

$$4. \text{ Asam Oleat} = \frac{927,9328 \times 37}{100} = 343,335 \text{ kg/jam}$$

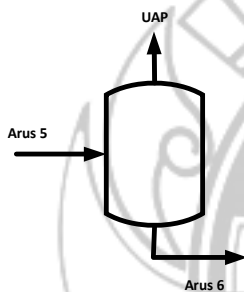
$$5. \text{ Asam Linoleat} = \frac{927,9328 \times 9,4}{100} = 87,226 \text{ kg/jam}$$

Neraca Massa Reaktor			
Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Arus 3	Arus 4	Arus 5
Trigliserida	950		9,5
Air	20	87,936	47,605
Asam Lemak	30		
<i>Asam Miristat</i>			13,919
<i>Asam Palmitat</i>			444,480
<i>Asam Stearat</i>			38,973
<i>Asam Oleat</i>			343,335
<i>Asam Linoleat</i>			87,226
Gliserol			102,899
Sub Total	1000	87,936	1.087,936
Total	1.087,936		1.087,936

Neraca Massa Reaktor

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Arus 3	Arus 4	Arus 5
Trigliserida	950		9,5
Air	20	87,936	47,605
Asam Lemak	30		927,933
Gliserol			102,899
Sub Total	1000	87,936	1.087,936
Total	1.087,936		1.087,936

4. Flash Tank



Keterangan:

Arus 5 : Umpan masuk flash tank

Arus (uap) : *Steam* keluaran flash tank

Arus 6 : Komposisi keluaran flash tank

❖ Neraca Massa Komponen

Umpan Masuk

Arus 5:

Komponen	BM	Input		
	(kg/kmol)	kg/jam	kmol/jam	Xi
Trigliserida	841,8	9,5	0,0113	0,0016
Air	18	47,605	2,6447	0,3654
Asam Lemak	267,9	927,9328	3,4637	0,4786

Gliserol	92,1	102,8986	1,1172	0,1544
Total			7,2370	1,000

Perhitungan suhu dan tekanan flash tank untuk mencapai komposisi yang diinginkan dilakukan dengan *trial and error* dengan persamaan:

$$\text{Log}_{10} P = A + B/T + C \log_{10} T + DT + ET^2$$

Keterangan:

P = Tekanan uap murni (mmHg)

T = Suhu (K)

A, B, C, D, E = Konstanta antoine

Diinginkan uap keluar flash tank 99,5% H₂O dan 0,5% H₂O cair

Ratio L/V menggunakan metode flash destilasi dari van winkle, eq. 4.5, p 161

Komponen	%L	%V	L (kmol/jam)	V (kmol/jam)
Trigliserida	0,0016	0,0000	0,0113	0,0000
Air	0,0018	0,3636	0,0132	2,6315
Asam Lemak	0,4786	0,0000	3,4637	0,0000
Gliserol	0,1544	0,0000	1,1172	0,0000
Total	0,6364	0,3636	4,6055	2,6315

Metode perhitungan *trial and error* kondisi *bubble point (feed)* dicoba:

$$P = 1 \text{ atm} = 760 \text{ mmHg}$$

$$T = 130,96^\circ\text{C} = 403,96 \text{ K}$$

Komponen	Titik Didih	F _i	X _i	p _i	K _i = P _i /P	Y _i = K _i *X _i
Trigliserida	280	0,0113	0,0016	0,0526	0,0001	0,0000

Air	100	2,6447	0,3654	2.072,8049	2,7274	0,9967
Asam Lemak	360	3,4637	0,4786	0,2866	0,0004	0,0002
Gliserol	290	1,1172	0,1544	1,4416	0,0019	0,0003
Total		7,2370	1,0000			0,9972

Metode perhitungan *trial and error (tops)* dicoba:

$$P = 1 \text{ atm} = 760 \text{ mmHg}$$

$$T = 100,16^\circ\text{C} = 373,16 \text{ K}$$

Komponen	Titik Didih	Fi	Xi	pi	Ki = Pi/P	Yi = Ki/Xi
Trigliserida	280	0,0000	0,0000	0,0043	0,0000	0,0000
Air	100	2,6315	1,0000	760,0080	1,0000	1,0000
Asam Lemak	360	0,0000	0,0000	0,0413	0,0001	0,0000
Gliserol	290	0,0000	0,0000	0,1928	0,0003	0,0000
Total		2,6315	1,0000			1,0000

Metode perhitungan *trial and error (bottom)* dicoba:

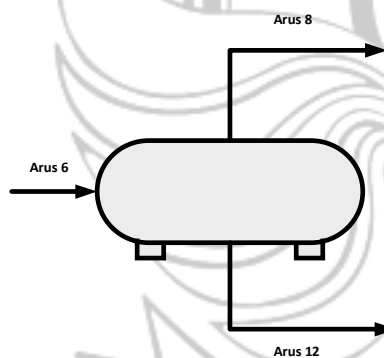
$$P = 1 \text{ atm} = 760 \text{ mmHg}$$

$$T = 309,95^\circ\text{C} = 582,95 \text{ K}$$

Komponen	Titik Didih	Fi	Xi	pi	Ki = Pi/P	Yi = Ki*Xi
Trigliserida	280	0,0113	0,0025	207,3757	0,2729	0,0007
Air	100	0,0132	0,0029	73.898,4849	97,2348	0,2792
Asam Lemak	360	3,4637	0,7521	289,8464	0,3814	0,2868
Gliserol	290	1,1172	0,2426	1.353,2131	1,7805	0,4319
Total		4,6055	1,0000			0,9986

Neraca Massa Flash Tank			
Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 5	Arus (uap)	Arus 6
Trigliserida	9,500		9,500
Air	47,605	47,367	0,238
Asam Lemak	927,933		927,933
Gliserol	102,899		102,899
Sub Total	1.087,936	47,367	1.040,569
Total	1.087,936	1.087,936	

5. Decanter



Keterangan:

Arus 6 = Komposisi keluaran dari *flash tank* yang masuk ke *Decanter*

Arus 8 = Komposisi keluaran bagian dari atas (*Light*)

Arus 12 = Komposisi keluaran bagian bawah (*Heavy*)

Pemisahan *Decanter* ini berdasarkan kelarutan trigliserida, asam lemak, dan gliserol dalam air.

Komponen	Solubility in Water (kg/L water)
* Trigliserida	
* Asam Lemak	
Asam Miristat	0,00002
Asam Palmitat	0,0000072
Asam Stearat	0,0000029
Asam Oleat	0,0000029
Asam Linoleat	0,0000029
* Gliserol	1,0000000

(Sumber : Carl L. Yaws, 1999)

Berdasarkan data kelarutan diatas maka ditentukan batas dari fraksi ringan adalah komponen yang tidak larut dalam air, komponen yang larut dalam air akan menjadi fase berat.

Menentukan Laju Volume Air

$$\text{Laju Volume Air} = \frac{\text{Laju massa air}}{\text{densitas air}}$$

$$\text{Laju Volume Air} = \frac{0,2380 \text{ kg/jam}}{960,7876 \text{ kg/m}^3}$$

$$\text{Laju Volume Air} = 0,00025 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Laju Volume Air} = 0,2485 \text{ L/jam}$$

Menentukan Keberadaan Air dalam Larutan

Diurutkan berdasarkan kelarutan

Komponen Senyawa	Solubility in Water (kg/Liter water)	Massa terlarut = Kelarutan × jumlah air (kg/jam)
Asam Miristat	0.0000200	0.0000050
Asam Palmitat	0.0000072	0.0000018
Asam Stearat	0.0000029	0.0000007
Asam Oleat	0.0000029	0.0000007
Asam Linoleat	0.0000029	0.0000007

(Sumber : Carl L. Yaws, 1999)

Gliserol terlarut seluruhnya dalam air.

❖ Neraca Massa Komponen

Umpan Keluar

Arus 12 (Fase *Heavy*):

Komponen senyawa:

* Laju Massa Asam Lemak

1. Laju massa asam miristat terlarut = 0,0000050

2. Laju massa asam palmitat = 0,0000018

3. Laju massa asam stearat = 0,0000007

4. Laju massa asam oleat = 0,0000007

5. Laju massa asam linoleate = 0,0000007

* Laju Massa Gliserol = 102,8986 kg/jam

* Laju Massa Air = 0,238 kg/jam

Arus 8 (Fase *Light*):

* Laju Massa Triglicerida = 9,5 kg/jam

* Asam Lemak

1. Asam Miristat = 13,919 kg/jam - 0,0000050 kg/jam = 13,919 kg/jam

2. Asam Palmitat = 444,480 kg/jam - 0,0000018 kg/jam = 444,480 kg/jam

3. Asam Stearat = 38,973 kg/jam - 0,0000007 kg/jam = 38,973 kg/jam

4. Asam Oleat = 343,355 kg/jam - 0,0000007 kg/jam = 343,355 kg/jam

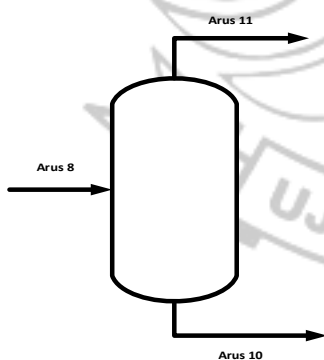
5. Asam Linoleat = 87,226 kg/jam - 0,0000007 kg/jam = 87,226 kg/jam

Neraca Massa Decanter			
Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 7	Arus 8 (fase light)	Arus 12 (fase heavy)
Triglicerida			
<i>Tristearat</i>	0,399	0,399	
<i>Trimiristat</i>	0,143	0,143	
<i>Trilinoleat</i>	0,893	0,893	
<i>Tripalmitat</i>	4,551	4,551	
<i>Trioleat</i>	3,515	3,515	
Air	0,238		0,238
Asam Lemak			
<i>Asam Miristat</i>	13,919	13,919	0,0000050
<i>Asam palmitat</i>	444,480	444,480	0,0000018
<i>Asam Stearat</i>	38,973	38,973	0,0000007

<i>Asam Oleat</i>	343,335	343,335	0,0000007
<i>Asam Linoleat</i>	87,226	87,226	0,0000007
Gliserol	102,899		102,899
Sub Total	1.040,569	937,433	102,881
Total	1.040,569	1.040,569	

Neraca Massa Decanter			
Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
		Arus 6	Arus 8 (fase light)
Trigliserida	9,500	9,500	
Air	0,238		0,238
Asam Lemak	927,933	927,933	0,0000359
Gliserol	102,899		102,899
Sub Total	1.040,569	927,933	103,137
Total	1.040,569	1.040,569	

6. Destilasi



Keterangan:

Arus 8 = Komposisi keluaran dari *Decanter* yang masuk ke *Destilasi*

Arus 10 = Komposisi top kolom destilasi

Arus 11 = Komposisi bottom kolom destilasi

Titik didih komponen:

Trigliserida = 280°C

Asam Lemak = 360

Melalui data di atas dipisahkan trigliserida dan asam lemak. Komposisi top pada kolom distilasi adalah 99% trigliserida sedangkan komposisi bottom produk pada kolom distilasi adalah 99% asam lemak.

❖ Neraca Massa Komponen

Umpan masuk

Arus 8

Komponen	BM (kg/ kmol)	Input		Output			
		8		9		11	
		Kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam	Kmol/ jam	Kg/jam	Kmol/jam
Trigliserida	841,8	9,500	0,0113	0,0950	0,0001	9,4050	0,0112
Asam lemak	267,9	927,9328	3,4637	918,6535	3,4291	9,2793	0,0346
Total		937.4328		918,7485		18,6843	
		937.4328		937.4328			

Metode perhitungan *trial and error bubble point (feed)* dicoba:

$$P = 1 \text{ atm} = 760 \text{ mmHg}$$

$$T = 350,14^\circ\text{C} = 623,14 \text{ K}$$

Komponen	BM (kg/kmol)	Kg/jam	kmol	X_i	P_i	K_i (P_i/P)	$Y_i =$ $X_i \cdot K_i$
Trigliserida	841,8	9,500	0,0113	0,0032	590,1319	0,7765	0,0025
Asam lemak	267,9	927,9328	3,4367	0,9968	760,5654	1,0007	0,9975
Total			3,4750	1,000			1,000

Metode perhitungan *trial and error (tops)* dicoba:

$$P = 1 \text{ atm} = 760 \text{ mmHg}$$

$$T = 353,11^\circ\text{C} = 626,11 \text{ K}$$

Komponen	BM (kg/kmol)	Kg/jam	kmol	X_i	P_i	K_i (P_i/P)	$Y_i =$ $X_i \cdot K_i$
Trigliserida	841,8	9,4050	0,0112	0,2439	633,2866	0,8333	0,2927
Asam lemak	267,9	9,2793	0,0346	0,7561	812,5134	1,0691	0,7072
Total			0,0458	1,000			0,9999

Metode perhitungan *trial and error (botoom)* dicoba:

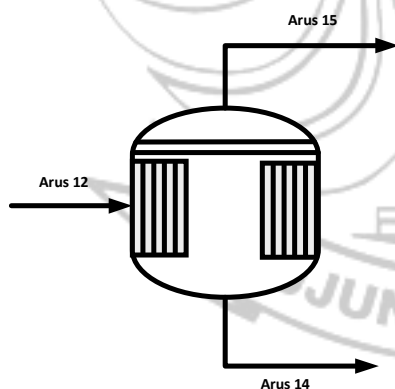
$$P = 1 \text{ atm} = 760 \text{ mmHg}$$

$$T = 350,70^\circ\text{C} = 623,70 \text{ K}$$

Komponen	BM (kg/kmol)	Kg/jam	kmol	Xi	Pi	Ki (Pi/P)	Yi = Xi/KI
Trigliserida	841,8	0,0950	0,0001	0,0000	598,0966	0,7870	0,0000
Asam lemak	267,9	918,6535	3,4291	0,9868	770,1635	1,0134	1,0000
Total			3,4207	0,9868			1,0000

Neraca Massa Distilasi			
Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 8	Arus 16 (fase light)	Arus 11 (fase heavy)
Trigliserida	9,500	9,405	0,095
Asam Lemak	927,933	9,279	918,653
Sub Total	937,433	18,684	918,748
Total	937,433	937,433	

7. Vaporizer



Keterangan:

Arus 12 = Komposisi keluaran dari alat decanter yang masuk ke vaporizer

Arus 15 = Komposisi keluaran bagian atas vaporizer

Arus 14 = Komposisi keluaran bagian bawah vaporizer

❖ **Neraca Massa Komponen**

Umpan masuk

Arus 12:

* Asam Lemak

1. Asam Miristat = 0,0000050 kg/jam

2. Asam Palmitat = 0,0000018 kg/jam

3. Asam Stearat = 0,0000007 kg/jam

4. Asam Oleat = 0,0000007 kg/jam

5. Asam Linoleat = 0,0000007 kg/jam

* Gliserol = 102,8986 kg/jam

* Air = 0,238 kg/jam

Umpan Keluar

Efisiensi Vaporizer = 95%

Arus 15 (Produk Atas) :

Komponen Senyawa:

Laju Massa Keluar = Efisiensi alat × Komponen laju massa yang masuk

* Air = $95\% \times 0,238 \text{ kg/jam} = 0,2261 \text{ kg/jam}$

* Asam Lemak

1. Asam Miristat = $95\% \times 0,000005 \text{ kg/jam} = 0,0000047 \text{ kg/jam}$

2. Asam Palmitat = $95\% \times 0,0000018 \text{ kg/jam} = 0,0000017 \text{ kg/jam}$

3. Asam Stearat = $95\% \times 0,0000007 \text{ kg/jam} = 0,0000007 \text{ kg/jam}$

4. Asam Oleat = $95\% \times 0,0000007 \text{ kg/jam} = 0,0000007 \text{ kg/jam}$

5. Asam Linoleat = $95\% \times 0,0000007 \text{ kg/jam} = 0,0000007 \text{ kg/jam}$

Arus 14 (Produk Bawah):

Komponen Senyawa :

Laju Massa Produk Bawah = Laju Massa Masuk – Laju Massa Produk Atas

* Asam Lemak

1. Asam Miristat = $(0,0000050 - 0,0000047) \text{ kg/jam} = 0,0000002 \text{ kg/jam}$

2. Asam Palmitat = $(0,0000018 - 0,0000017) \text{ kg/jam} = 0,0000001 \text{ kg/jam}$

3. Asam Stearat = $(0,0000007 - 0,0000007) \text{ kg/jam} = 0,0000000 \text{ kg/jam}$

4. Asam Oleat = $(0,0000007 - 0,0000007) \text{ kg/jam} = 0,0000000 \text{ kg/jam}$

5. Asam Linoleat = $(0,0000007 - 0,0000007) \text{ kg/jam} = 0,0000000 \text{ kg/jam}$

* Gliserol = $102,8986 \text{ kg/jam}$

Neraca Massa Vaporizer			
Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 12	Arus 15 (light)	Arus 14 (heavy)
Air	0,238	0,2261	0,012
Gliserol	102,899		102,899
Asam Lemak			
<i>Asam Miristat</i>	0,0000050	0,0000047	0,0000002
<i>Asam palmitat</i>	0,0000018	0,0000017	0,0000001
<i>Asam Stearat</i>	0,0000007	0,0000007	0,0000000
<i>Asam Oleat</i>	0,0000007	0,0000007	0,0000000
<i>Asam Linoleat</i>	0,0000007	0,0000007	0,0000000
Sub Total	103,137	0,226	102,911
Total	103,137	103,137	

Neraca Massa Vaporizer			
Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 12	Arus 15 (light)	Arus 14 (heavy)
Air	0,238	0,226	0,012
Asam Lemak	0,000	0,000	0,000
Gliserol	102,899		102,899
Sub Total	103,137	0,226	102,911
Total	103,137	103,137	

LAMPIRAN B NERACA PANAS

Kapasitas produksi setahun : 77.000 ton/tahun

Waktu operasi pabrik : 330 hari/tahun ; 24 jam/hari

Satuan : Kilokalori/jam (kcal/jam)

Temperatur referensi : 25°C (298 K)

Bahan Baku : CPO (*Crude Palm Oil*)

Produk : Asam Lemak (*Fatty Acid*)

B.1 Data dan Persamaan Kapasitas Panas

Kapasitas panas untuk cairan pada masing-masing komponen dinyatakan dengan menggunakan persamaan (Yaws, 1997):

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$$

$$\int_{T_1}^{T_2} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT = \left[AT + \frac{B}{2}T^2 + \frac{C}{2}T^3 + \frac{D}{2}T^4 \right]$$

$$\int_{T_1}^{T_2} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT = A(T_2 - T_1) + \frac{B}{2}(T_2^2 - T_1^2) + \frac{C}{3}(T_2^3 - T_1^3) + \frac{D}{4}(T_2^4 - T_1^4)$$

Keterangan: A, B, C, D = Konstanta

T = Suhu Data Kapasitas Panas Cairan (K)

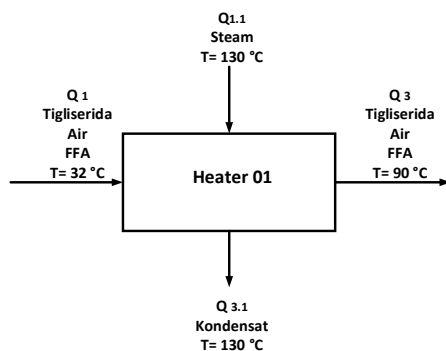
Data Kapasitas Panas Cairan (C_p Liquid) Masing-Masing Komponen:

Komponen	A	B	C	D
Trimiristat	50,801	2,258	-0,004966	0,000004377
Tripalmitat	176,3	4,520	-0,00632	0,0000071
Tristearat	180,011	4,590	-0,00525	0,0000069
Trioleat	376,686	3,540	-0,00444	0,00000592
Trilinoleat	341,348	3,310	-0,00407	0,00000575
Miristat	80,266	2,8162	-0,00601	0,00000513
Palmitat	86,29	3,5237	-0,0073217	0,0000061
Stearat	99,012	3,5874	-0,0072484	0,0000059035
Oleat	278,686	2,5434	-0,0054355	0,000004924
Linoleat	241,348	2,3065	-0,00506630	0,0000047468
Air	92,053	-0,039953	-0,000211	0,000000535
Gliserol	132,145	0,86007	-0,0019745	0,0000018068

(Sumber : Yaws, 1999; Perry 7th, 1997)

B.2 Perhitungan Neraca Panas Tiap Peralatan

1. Heater 01 CPO



Panas Masuk

$$\text{Suhu bahan masuk } (T_{in}) = 32^{\circ}\text{C} = 305 \text{ K}$$

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

Menghitung kapasitas panas cair ($C_p \cdot dT$) komponen:

a). Air

$$\begin{aligned} \int_{298}^{305} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT &= 92,053 (305 - 298) + \frac{-0,039953}{2} \\ & (305^2 - 298^2) + \frac{-0,000211}{3} (305^3 - 298^3) + \frac{0,000000535}{4} (305^4 - 298^4) \\ &= 528,435 \frac{J}{mol} = 126,296 \frac{kcal}{kmol} \end{aligned}$$

b). Trimiristat

$$\begin{aligned} \int_{298}^{305} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT &= 50,801 (305 - 298) + 2,258 \\ & (305^2 - 298^2) + \frac{-0,004966}{3} (305^3 - 298^3) + \frac{0,000004377}{4} (305^4 - 298^4) \\ &= 2.800,867 \frac{J}{mol} = 669,407 \frac{kcal}{kmol} \end{aligned}$$

Dengan mengikuti perhitungan kapasitas panas ($C_p \cdot dT$) di atas, maka diperoleh hasil perhitungan untuk semua trigliserida lainnya dan FFA sebagai berikut:

$$\text{Tripalmitat} = 8.114,177 \text{ J/mol} = 1.939,288 \text{ kcal/kmol}$$

$$\text{Tristearat} = 8.930,402 \text{ J/mol} = 2.134,366 \text{ kcal/kmol}$$

$$\text{Trioleat} = 8.418,503 \text{ J/mol} = 2.012,022 \text{ kcal/kmol}$$

$$\text{Trilinoleat} = 7.888,551 \text{ J/mol} = 1.885,364 \text{ kcal/kmol}$$

$$\text{FFA} = 19.709,905 \text{ J/mol} = 820,555 \text{ kcal/kmol}$$

Neraca panas Q1

Komponen	Laju Massa (kg/jam)	BM (kg/kmol)	n (kmol/jam)	Cp.dt (kcal/kmol)	Q (kcal/jam)
Trigliserida					
<i>Trimiristat</i>	150,809	723	0,209	669,407	139,631
<i>Tripalmitat</i>	4.815,850	806	5,975	1.939,288	11.587,247
<i>Tristearat</i>	422,267	890	0,474	2.134,366	1.012,665
<i>Trioleat</i>	3.719,967	884	4,208	2.012,022	8.466,807
<i>Trilinoleat</i>	945,073	878	1,076	1.885,364	2.029,392
Air	211,662	18	11,759	126,296	1.485,117
FFA	317,494	267,9	1,185	820,555	972,456
Total					25693.314

Panas Keluar

$$\text{Suhu bahan keluar (T}_{\text{out}}) = 90^{\circ}\text{C} = 363 \text{ K}$$

$$\text{Suhu referensi (T}_{\text{ref}}) = 25^{\circ}\text{C} = 298 \text{ K}$$

Menghitung kapasitas panas cair (Cp.dT) komponen:

a). Air

$$\int_{298}^{363} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT = 92,053 (363 - 298) + \frac{-0,039953}{2}$$

$$(363^2 - 298^2) + \frac{-0,000211}{3} (363^3 - 298^3) + \frac{0,000000535}{4} (363^4 - 298^4)$$

$$= 4.889,771 \frac{J}{mol} = 1.168,655 \frac{kcal}{kmol}$$

b). Trimiristat

$$\int_{298}^{363} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT = 50,801 (363 - 298) + 2,258$$

$$(363^2 - 298^2) + \frac{-0,004966}{3} (363^3 - 298^3) + \frac{0,000004377}{4} (363^4 - 298^4) =$$

$$26.807,587 \frac{J}{mol} = 6.407,013 \frac{kcal}{kmol}$$

Dengan mengikuti perhitungan kapasitas panas ($C_p \cdot dT$) di atas, maka diperoleh hasil perhitungan untuk semua trigliserida lainnya sebagai berikut:

$$\text{Tripalmitat} = 80.365,509 \text{ J/mol} = 19.207,357 \text{ kcal/kmol}$$

$$\text{Tristearat} = 89.258,104 \text{ J/mol} = 21.332,687 \text{ kcal/kmol}$$

$$\text{Trioleat} = 82.933,019 \text{ J/mol} = 19.824,733 \text{ kcal/kmol}$$

$$\text{Trilinoleat} = 777.927,760 \text{ J/mol} = 18.624,735 \text{ kcal/kmol}$$

$$\text{FFA} = 181.724,508 \text{ J/mol} = 43.432,157 \text{ kcal/kmol}$$

Neraca Panas Q3

Komponen	Laju Massa (kg/jam)	BM (kg/kmol)	n (kmol/jam)	Cp.dt (kcal/kmol)	Q (kcal/jam)
Trigliserida					
<i>Trimiristat</i>	150,809	723	0,209	6.407,013	1.336,429
<i>Tripalmitat</i>	4.815,850	806	5,975	19.207,357	114.763,950
<i>Tristearat</i>	422,267	890	0,474	21.332,687	10.121,439
<i>Trioleat</i>	3.719,967	884	4,208	19.820,991	83.408,873
<i>Trilinoleat</i>	945,073	878	1,076	18.624,735	20.047,529
Air	211,662	18	11,759	1.168,655	13.742,246
FFA	317,494	267,9	1,185	43.432,157	51.472,321
Total					294.892,787

Kebutuhan Steam

$$T_{in \text{ steam}} = 130^{\circ}\text{C} = 403 \text{ K}$$

<i>Saturated Steam pada suhu 130 °C (Table A-2 Properties of Saturated Water (Liquid-Vapor): Temperature table</i>		
<i>Enthalpi Saturated Steam Vapor (Hv)</i>	2,721 kJ/kg	647,479 kcal/kg
<i>Enthalpi Saturated Steam Liquid (Hl)</i>	546,31 kJ/kg	130,02178 kcal/kg

Panas Steam (ΔQ)

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

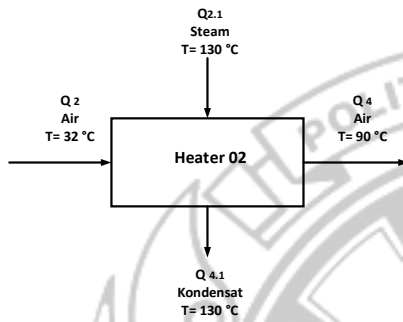
$$(Q3 + Q3.1) = (Q1 + Q1.1)$$

$$\begin{aligned}
 (Q3 - Q1) &= (Q1.1 - Q3.1) \\
 (294.892,787 - 25.693,314) &= (m \text{ Steam} \times H_v) - (m \text{ Steam} \times H_l) \\
 269.199,473 &= m \text{ Steam} \times (H_v - H_l) \\
 269.199,473 &= m \text{ Steam} (647,479 - 130,02178) \\
 269.199,473 &= m \text{ Steam} \times 517,4572 \\
 m \text{ Steam} &= 520,235 \text{ kg/jam} \\
 Q1.1 (\text{Steam masuk}) &= m \text{ Steam} \times H_v \\
 &= 520,235 \text{ kg/jam} \times 647,479 \text{ kcal/kg} \\
 &= 336.841,383 \text{ kcal/jam} \\
 Q3.1 (\text{Kondensat keluar}) &= m \text{ Steam} \times H_l \\
 &= 520,235 \text{ kg/jam} \times 130,02178 \text{ kcal/kg} \\
 &= 67.641,910 \text{ kcal/jam}
 \end{aligned}$$

Neraca Panas Heater 01 CPO				
Komponen	Input (kcal/jam)		Output (kcal/jam)	
	Q1	Q1.1	Q3	Q3.1
Triglicerida	23.235,741		229.678,220	
FFA	972,456		51.472,321	
Air	1.485,117		13.742,246	
Steam		336.841,383		

Kondensat				67.641,910
Sub Total	25.693,314	336.841,383	294.892,787	67.641,910
Total	362.534,696		362.534,696	

2. Heater 02 Air



Panas Masuk

Suhu bahan masuk (T_{in}) = $32^{\circ}\text{C} = 305 \text{ K}$

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

Menghitung kapasitas panas cair ($C_p \cdot dT$) komponen:

Air

$$\int_{298}^{305} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT = 92,053 (305 - 298) + \frac{-0,039953}{2}$$

$$(305^2 - 298^2) + \frac{-0,000211}{3} (305^3 - 298^3) + \frac{0,000000535}{4} (305^4 - 298^4)$$

$$= 528,435 \frac{J}{mol} = 126,296 \frac{kcal}{kmol}$$

Neraca Panas Q2

Komponen	Laju Massa (kg/jam)	BM (kg/kmol)	n (kmol/jam)	Cp. dT (kcal/kmol)	Q (kcal/jam)
Air	930,642	18	51,702	126,296	6.529,791
Total					6.529,791

Panas Keluar

Suhu bahan keluar (T_{out}) = $90^{\circ}\text{C} = 363\text{ K}$

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

Menghitung kapasitas panas cair ($C_p \cdot dT$) komponen:

Air

$$\int_{298}^{363} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT = 92,053 (363 - 298) + \frac{-0,039953}{2} (363^2 - 298^2) + \frac{-0,000211}{3} (363^3 - 298^3) + \frac{0,000000535}{4} (363^4 - 298^4)$$

$$= 4.889,771 \frac{J}{mol} = 1.168,655 \frac{kcal}{kmol}$$

Neraca Panas Q4

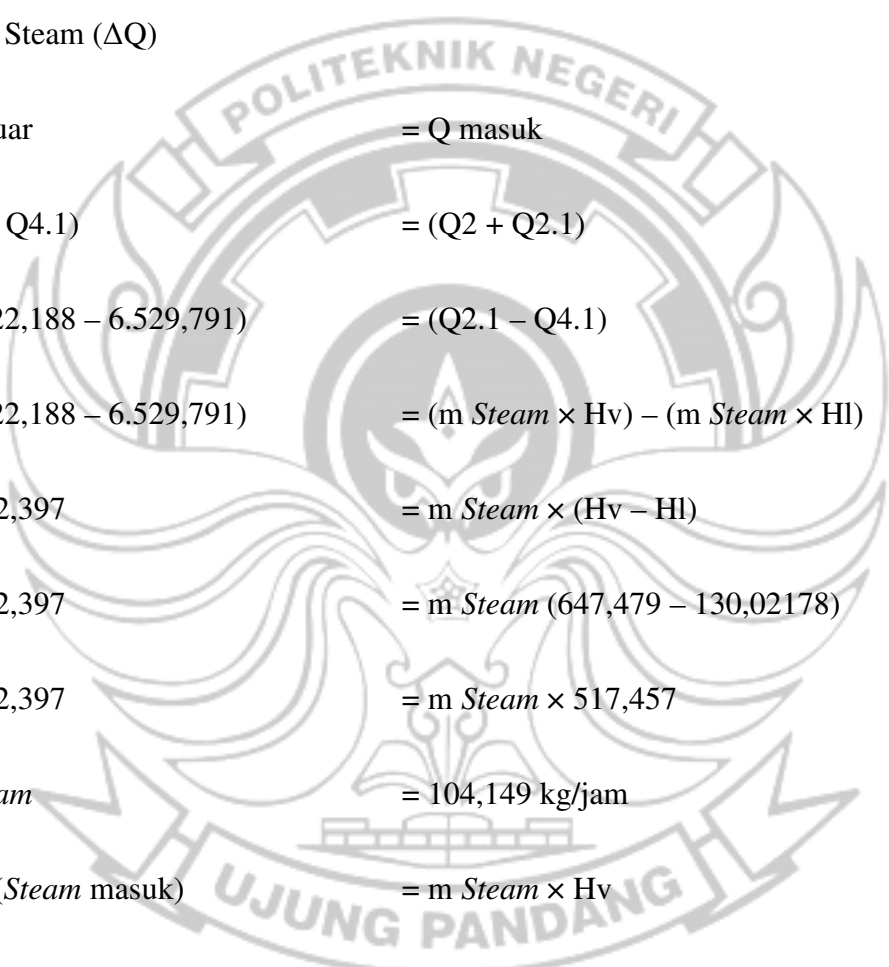
Komponen	Laju Massa (kg/jam)	BM (kg/kmol)	n (kmol/jam)	Cp. dT (kcal/kmol)	Q (kcal/jam)
Air	930,642	18	51,702	1.168,655	60.422,188
Total					60.422,188

Kebutuhan Steam

$T_{in\ steam} = 130^{\circ}\text{C} = 403\text{ K}$

<i>Saturated Steam pada suhu 130 °C (Table A-2 Properties of Saturated Water (Liquid-Vapor): Temperature table</i>		
<i>Enthalpi Saturated Steam Vapor (Hv)</i>	2,721 kJ/kg	647,479 kcal/kg
<i>Enthalpi Saturated Steam Liquid (Hl)</i>	546,31 kJ/kg	130,02178 kcal/kg

Panas Steam (ΔQ)

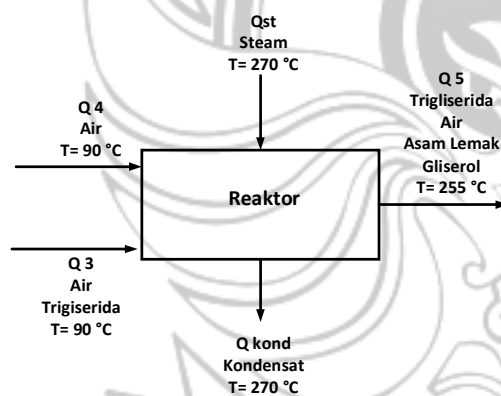


$Q \text{ keluar} = Q \text{ masuk}$
 $(Q4 + Q4.1) = (Q2 + Q2.1)$
 $(60.422,188 - 6.529,791) = (Q2.1 - Q4.1)$
 $(60.422,188 - 6.529,791) = (m \text{ Steam} \times Hv) - (m \text{ Steam} \times Hl)$
 $53.892,397 = m \text{ Steam} \times (Hv - Hl)$
 $53.892,397 = m \text{ Steam} (647,479 - 130,02178)$
 $53.892,397 = m \text{ Steam} \times 517,457$
 $m \text{ Steam} = 104,149 \text{ kg/jam}$
 $Q2.1 \text{ (Steam masuk)} = m \text{ Steam} \times Hv$
 $= 104,149 \text{ kg/jam} \times 647,479 \text{ kcal/kg}$
 $= 67.433,972 \text{ kcal/jam}$
 $Q4.1 \text{ (Kondensat keluar)} = m \text{ Steam} \times Hl$
 $= 104,149 \text{ kg/jam} \times 130,02178 \text{ kcal/kg}$

$$= 13.541,574 \text{ kcal/jam}$$

Neraca Panas Heater Air				
Komponen	Input (kcal/jam)		Output (kcal/jam)	
	Q2	Q2.1	Q4	Q4.1
Air	6.529,791		60.422,188	
Steam		67.433,972		
Kondensat				13.541,574
Sub Total	6.529,791	67.433,972	60.422,188	13.541,574
Total	73.963,762		73.963,762	

3. Reaktor



Panas Masuk

$$\text{Suhu bahan masuk } (T_{in}) = 90^{\circ}\text{C} = 363 \text{ K}$$

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

Menghitung kapasitas panas cair ($C_p \cdot dT$) komponen:

a). Air

$$\int_{298}^{363} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT = 92,053 (363 - 298) + \frac{-0,039953}{2}$$

$$(363^2 - 298^2) + \frac{-0,000211}{3} (363^3 - 298^3) + \frac{0,000000535}{4} (363^4 - 298^4)$$

$$= 4.889,770885 \frac{J}{mol} = 1.168,655241 \frac{kcal}{kmol}$$

b). Tristearat

$$\int_{298}^{363} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT = 180,011 (363 - 298) + \frac{4,590}{2}$$

$$(363^2 - 298^2) + \frac{-0,00525}{3} (363^3 - 298^3) + \frac{0,000069}{4} (363^4 - 298^4)$$

$$= 89.258,10393 \frac{J}{mol} = 21.332,68684 \frac{kcal}{kmol}$$

Dengan mengikuti perhitungan kapasitas panas (Cp.dT) di atas, maka diperoleh hasil perhitungan untuk semua trigliserida lainnya sebagai berikut:

$$\text{Trimiristat} = 26.807,58718 \text{ J/mol} = 6.407,013336 \text{ kcal/kmol}$$

$$\text{Trilinoleat} = 77.927,7597 \text{ J/mol} = 18.624,73457 \text{ kcal/kmol}$$

$$\text{Tripalmitat} = 80.365,50859 \text{ J/mol} = 19.207,35655 \text{ kcal/kmol}$$

$$\text{Trioleat} = 82.933,01864 \text{ J/mol} = 19.820,99145 \text{ kcal/kmol}$$

$$\text{FFA} = 215.518,8813 \text{ J/mol} = 10.514,56925 \text{ kcal/kmol}$$

Neraca Panas Q3 dan Q4

Komponen	Arus	Laju Massa (kg/jam)	BM (kg/kmol)	n (kmol/jam)	Cp. dT (kcal/kmol)	Q (kcal/jam)
Trigliserida	3					
Trimiristat		150,809	723	0,2086	6.407,013336	1.336,429
Tripalmitat		4.815,850	806	5,9750	19.207,35655	114.763,950
Tristearat		422,267	890	0,4745	21.332,68684	10.121,439
Trioleat		3.719,967	884	4,2081	19.820,99145	83.408,873
Trilinoleat		945,073	878	1,0764	18.624,73457	20.047,529
FFA		317,494	267,9	1,1851	10.514,56925	12.461,027
Air		211,662	18	11,7590	1.168,655241	13.742,246

Air	4	930,642	18	51,7023	1.168,655241	60.422,188
Total						316.303,681

Panas Keluar

$$\text{Suhu bahan keluar } (T_{\text{out}}) = 255^{\circ}\text{C} = 528 \text{ K}$$

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

Menghitung kapasitas panas cair ($C_p \cdot dT$) komponen:

a). Air

$$\int_{298}^{528} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT = 92,053 (528 - 298) + \frac{-0,039953}{2} (528^2 - 298^2) + \frac{-0,000211}{3} (528^3 - 298^3) + \frac{0,000000535}{4} (528^4 - 298^4)$$

$$= 18.225,7513 \frac{\text{J}}{\text{mol}} = 4.335,95456 \frac{\text{kcal}}{\text{kmol}}$$

b). Gliserol

$$\int_{298}^{528} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT = 132,145 (528 - 298) + \frac{0,86007}{2} (528^2 - 298^2) + \frac{-0,0019745}{3} (528^3 - 298^3) + \frac{0,000001807}{4} (528^4 - 298^4)$$

$$= 64.172,25216 \frac{\text{J}}{\text{mol}} = 15.337,16827 \frac{\text{kcal}}{\text{kmol}}$$

c). Trimiristat

$$\int_{298}^{528} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT = 50,081 (528 - 298) + \frac{2,258}{2} (528^2 - 298^2) + \frac{-0,004966}{3} (528^3 - 298^3) + \frac{0,000004377}{4} (528^4 - 298^4)$$

$$= 102.732,2969 \frac{J}{mol} = 24.553,01895 \frac{kcal}{kmol}$$

Dengan mengikuti perhitungan kapasitas panas (Cp.dT) di atas, maka diperoleh hasil perhitungan untuk semua trigliserida dan asam lemak lainnya sebagai berikut:

Tripalmitat	= 339.512,7519 J/mol = 81.143,5477 kcal/kmol
Tristearat	= 386.585,7852 J/mol = 92.394,00267 kcal/kmol
Trioleat	= 347.570,3922 J/mol = 83.069,32373 kcal/kmol
Trilinoleat	= 329.517,5626 J/mol = 78.754,69746 kcal/kmol
Asam Miristat	= 133.633,4274 J/mol = 31.945,55915 kcal/kmol
Asam Palmitat	= 166.400,12 J/mol = 39.769,62869 kcal/kmol
Asam Stearat	= 174896,3726 J/mol = 41.800,23304 kcal/kmol
Asam Oleat	= 172.910,9154 J/mol = 41.325,70878 kcal/kmol
Asam Linoleat	= 153.584,7571 J/mol = 36.706,75695 kcal/kmol

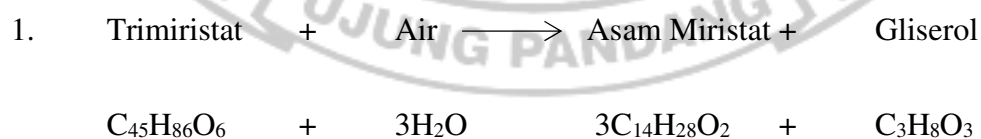
Neraca Panas Q5

Komponen	Laju Massa (kg/jam)	BM (kg/kmol)	n (kmol/jam)	Cp. dT (kcal/kmol)	Q (kcal/jam)
----------	---------------------	--------------	--------------	--------------------	--------------

Trigliserida					
<i>Trimiristat</i>	1,508	723	0,0021	24.553,01895	51,209
<i>Tripalmitat</i>	48,158	806	0,0597	81.143,5477	4.847,773
<i>Tristearat</i>	4,223	890	0,0047	92.394,00267	438,320
<i>Trioleat</i>	37,200	884	0,0421	83.069,32373	3.495,248
<i>Trilinoeat</i>	9,451	878	0,0108	78.754,69746	847,613
Air	503,809	18	27,9894	4.355,95456	122.920,577
Asam Lemak					
<i>Miristat</i>	147,306	228	0,6461	31.945,55915	20.639,409
<i>Palmitat</i>	4.703,984	256	18,3749	39.769,62869	730.764,486
<i>Stearat</i>	412,458	284	1,4523	41.800,23304	60.707,172
<i>Oleat</i>	3.633,558	282	12,8850	41.325,70878	532.479,970
<i>Linoleat</i>	923,120	280	3,2969	36.706,75695	121.016,946
Gliserol	1.088,989	92,1	11,8240	15.337,16827	181.346,373
Total					1.778.556,199

Menghitung Panas Reaksi

Reaksi yang terjadi : Trigliserida + Air \longrightarrow Fatty acid + Gliserol



$$\Delta H_{R,298\text{ K}} = \sum n. \Delta H^{\circ f} \text{ produk} - \sum n. \Delta H^{\circ f} \text{ reaktan}$$

$$= ((n \times \Delta H^{\circ f} \text{ C}_{14}\text{H}_{28}\text{O}_2) + (n \times \Delta H^{\circ f} \text{ C}_3\text{H}_8\text{O}_3)) - ((n \times \Delta H^{\circ f} \text{ C}_{45}\text{H}_{86}\text{O}_6 + (n \times \Delta H^{\circ f} \text{ H}_2\text{O}))$$

$$\begin{aligned}
&= ((0,6461 \times 4.117) + (0,2065 \times (-139,2892))) - ((0,2086 \times 12.931) + \\
&(0,6461 \times (-68,3134))) \\
&= 2.631,150615 - 2.653,122058 \\
&= -21,97144272 \text{ kcal/jam}
\end{aligned}$$



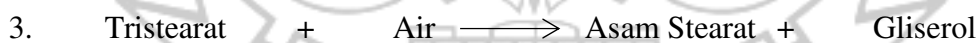
$$\Delta H_{R,298 K} = \sum n. \Delta H^{\circ}f \text{ produk} - \sum n. \Delta H^{\circ}f \text{ reaktan}$$

$$\begin{aligned}
&= ((n \times \Delta H^{\circ}f C_{16}H_{32}O_2) + (n \times \Delta H^{\circ}f C_3H_8O_3)) - ((n \times \Delta H^{\circ}f C_{51}H_{98}O_6 + \\
&(n \times \Delta H^{\circ}f H_2O))
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
&= ((18,3749 \times 4.679) + (5,9152 \times (-139,2892))) - ((5,9152 \times 14.617) + \\
&(18,3749 \times (-68,3134)))
\end{aligned}$$

$$= 85.152,40741 - 86.081,31691$$

$$= -928,9094948 \text{ kcal/jam}$$



$$\Delta H_{R,298 K} = \sum n. \Delta H^{\circ}f \text{ produk} - \sum n. \Delta H^{\circ}f \text{ reaktan}$$

$$\begin{aligned}
&= ((n \times \Delta H^{\circ}f C_{18}H_{36}O_2) + (n \times \Delta H^{\circ}f C_3H_8O_3)) - ((n \times \Delta H^{\circ}f \\
&C_{57}H_{110}O_6 + (n \times \Delta H^{\circ}f H_2O))
\end{aligned}$$

$$= ((1,4523 \times 5.241) + (0,4697 \times (-139,2892))) - ((0,4745 \times 16.303))$$

$$+ (1,4523 \times (-68,3134)))$$

$$= 7.546,16542 - 7.635,857031$$

$$= -89,69161133 \text{ kcal/jam}$$



$$\Delta H_{R,298 K} = \sum n. \Delta H^{\circ}f \text{ produk} - \sum n. \Delta H^{\circ}f \text{ reaktan}$$

$$= ((n \times \Delta H^{\circ}f C_{18}H_{34}O_2) + (n \times \Delta H^{\circ}f C_3H_8O_3)) - ((n \times \Delta H^{\circ}f$$

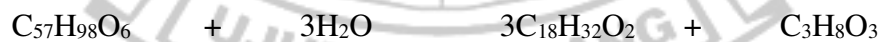
$$C_{57}H_{104}O_6 + (n \times \Delta H^{\circ}f H_2O))$$

$$= ((12,8850 \times 5.107) + (4,1660 \times (-139,2892))) - ((4,2081 \times$$

$$15.901) + (12,8850 \times (-68,2562)))$$

$$= 65.223,19151 - 66.032,91038$$

$$= -809,7188719 \text{ kcal/jam}$$



$$\Delta H_{R,298 K} = \sum n. \Delta H^{\circ}f \text{ produk} - \sum n. \Delta H^{\circ}f \text{ reaktan}$$

$$= ((n \times \Delta H^{\circ}f C_{18}H_{32}O_2) + (n \times \Delta H^{\circ}f C_3H_8O_3)) - ((n \times \Delta H^{\circ}f C_{57}H_{98}O_6 +$$

$$(n \times \Delta H^{\circ}f H_2O))$$

$$= ((3,2969 \times 4.775) + (1,0656 \times (-139,2892))) - ((1,0764 \times 15.499)$$

$$+ (3,2969 \times (-68,3134)))$$

$$= 15.594,06381 - 16.457,79146$$

$$= -863,7276503 \text{ kcal/jam}$$

$$\Delta H_{R,298 \text{ K}} = (-21,97144272 - 928,9094948 - 89,69161133 - 809,7188719 - 863,7276503)$$

$$= -2.714,0191 \text{ kcal/jam}$$

Suhu bahan masuk (T_{in}) = $90^{\circ}\text{C} = 363 \text{ K}$

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

Suhu bahan keluar (T_{out}) = $255^{\circ}\text{C} = 528 \text{ K}$

Menghitung kapasitas panas cair ($C_p \cdot dT$) komponen:

a). Air

$$\int_{298}^{363} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT = 92,053 (363 - 298) + \frac{-0,039953}{2} (363^2 - 298^2) + \frac{-0,000211}{3} (363^3 - 298^3) + \frac{0,000000535}{4} (363^4 - 298^4)$$

$$= 4.889,770885 \frac{\text{J}}{\text{mol}} = 1.168,655241 \frac{\text{kcal}}{\text{kmol}}$$

b). Gliserol

$$\int_{298}^{528} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT = 132,145 (528 - 298) + \frac{0,86007}{2} (528^2 - 298^2) + \frac{-0,0019745}{3} (528^3 - 298^3) + \frac{0,000001807}{4} (528^4 - 298^4)$$

$$= 64.172,25216 \frac{J}{mol} = 15.337,16827 \frac{kcal}{kmol}$$

Reaksi yang terjadi : Trigliserida + Air \longrightarrow Fatty acid + Gliserol

$$\Delta H \text{ reaktan} = \sum \text{reaktan } n \int C_p. dT$$

Komponen	n	Cp. dT (kcal/kmol)	H (kcal/jam)
<i>Trimiristat</i>	0,2086	6.407,013336	1.336,429358
<i>Tripalmitat</i>	5,9750	19.207,35655	114.763,95
<i>Tristearat</i>	0,4745	21.332,68684	10.121,43894
<i>Trioleat</i>	4,2081	19.820,99145	83.408,87257
<i>Trilinoleat</i>	1,0764	18.624,73457	20.047,52886
Air	36,6552	1.168,655241	42.837,2333
Total			272.515,453

$$\text{Total Laju Molar Air} = (0,6461 + 18,3749 + 1,4523 + 12,8850 + 3,2969) \text{ kmol/jam}$$

$$= 36,6552 \text{ kmol/jam}$$

$$\Delta H \text{ produk} = \sum \text{produk } n \int C_p. dT$$

Komponen	n	Cp. dT (kcal/kmol)	H (kcal/jam)
Asam Miristat	0,6461	31.945,55915	20.639,4089
Asam Palmitat	18,3749	39.769,62869	730.764,4862
Asam Stearat	1,4523	41.800,23304	60.707,17204
Asam Oleat	12,8850	41.325,70878	532.479,9697
Asam Linoleat	3,2969	36.706,75695	121.016,9456
Gliserol	11,8231	15.337,16827	181.333,1858

Total		1.646.941,168
-------	--	---------------

$$\begin{aligned} \text{Total laju mol gliserol} &= (0,2065 + 5,9152 + 0,4697 + 4,1660 + 1,0656) \text{ kmol/jam} \\ &= 11,8231 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{R,TOTAL} &= \Delta H_{R,298 K} + \sum \text{produk } n \int C_p. dT - \sum \text{reaktan } n \int C_p. dT \\ &= (-2.714,019 + 1.646.941,168 - 272.515,453) \text{ kcal/jam} \\ &= 1.371.711,696 \text{ kcal/jam} \end{aligned}$$

Kebutuhan Steam

$$T_{in \text{ Steam}} = 270^\circ\text{C} = 543 \text{ K}$$

<i>Saturated Steam pada suhu 270 °C (Table A-2 Properties of Saturated Water (Liquid-Vapor): Temperature table)</i>		
<i>Enthalpi Saturated Steam Vapor (H_v)</i>	789,9 kJ/kg	663,996 kcal/kg
<i>Enthalpi Saturated Steam Liquid (H_l)</i>	1.184,5 kJ/kg	281,911 kcal/kg

Panas Steam (ΔQ)

$$Q_{in} + \Delta Q_{\text{bahan masuk}} = Q_{out} + \Delta Q_{\text{bahan keluar}} + \Delta H_{R,TOTAL}$$

$$Q_{in} - Q_{out} = \Delta Q_{\text{bahan keluar}} + \Delta H_{R,TOTAL} - \Delta Q_{\text{bahan masuk}}$$

$$\begin{aligned} Q_{in} - Q_{out} &= ((1.778.556,199 + 1.371.711,696 - 316.303,681)) \\ &\text{kcal/jam} \end{aligned}$$

$$(m_{\text{Steam}} \times H_v) - (m_{\text{Steam}} \times H_l) = 2.833.964,215 \text{ kcal/jam}$$

$$m_{\text{Steam}} \times (H_v - H_l) = 2.833.964,215 \text{ kcal/jam}$$

$$m_{\text{Steam}} \times (663,996 - 281,911) \text{ kcal/kg} = 2.833.964,215 \text{ kcal/jam}$$

$$m_{\text{Steam}} \times 382,0852 \text{ kcal/kg} = 2.833.964,215 \text{ kcal/jam}$$

$$m_{\text{Steam}} = 7.417,100 \text{ kg/jam}$$

$$Q_{\text{in}} = Q_5 \text{ (Steam masuk)} = m_{\text{Steam}} \times H_v$$

$$= 7.417,100 \text{ kg/jam} \times 663,996 \text{ kcal/kg}$$

$$= 4.924.926,35 \text{ kcal/jam}$$

$$Q_{\text{out}} = Q_{5.1} = m_{\text{Steam}} \times H_l$$

$$= 7.417,100 \text{ kg/jam} \times 281,911 \text{ kcal/jam}$$

$$= 2.090.962,136 \text{ kcal/jam}$$

$$Q_{\text{in}} + \Delta Q_{\text{bahan masuk}} = Q_{\text{out}} + \Delta Q_{\text{bahan keluar}} + \Delta H_{R,\text{TOTAL}}$$

$$(4.924.926,35 + 316.303,681) = (2.090.962,136 + 1.778.556,199 +$$

$$1.371.711,696)$$

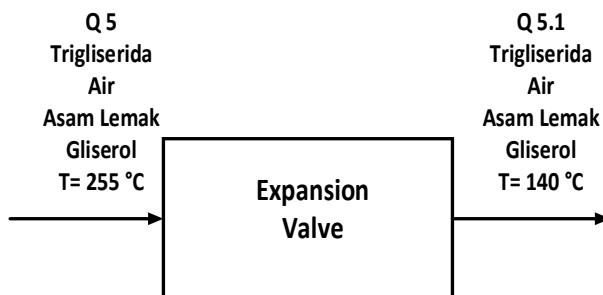
$$5.241.230,031 \text{ kcal/jam} = 5.241.230,031 \text{ kcal/jam}$$

Neraca Panas Reaktor

Komponen	Input (kcal/jam)			Output (kcal/jam)	
	Q3	Q4	Qst	Q5	Qkond
Trigliserida					
<i>Trimiristat</i>	1.336,429			51,215	
<i>Tripalmitat</i>	114.763,950			4.848,327	
<i>Tristearat</i>	10.121,439			438,370	
<i>Trioleat</i>	83.408,873			3.495,647	

<i>Trilinoleat</i>	20.047,529			847,710	
Asam Lemak	12.461,027				
<i>Miristat</i>				20.639,409	
<i>Palmitat</i>				730.764,486	
<i>Stearat</i>				60.707,172	
<i>Oleat</i>				532.479,970	
Komponen	Input (kcal/jam)	Output (kcal/jam)	Komponen	Input (kcal/jam)	Output (kcal/jam)
<i>Linoleat</i>				121.016,946	
Air	13.742,246	60.422,188		121.920,577	
Gliserol				181.346,373	
Steam masuk			4.924.926,350		
Kondensat keluar					2.090.962,136
Q reaksi total				1.371.711,696	
Sub Total	255.881,493	60.422,188	4.924.926,350	3.150.267,896	2.090.962,136
total		5.241.230,031		5.241.230,031	

4. *Expansion Valve*



Panas Masuk

Suhu bahan masuk (T_{in}) = $255^{\circ}\text{C} = 528 \text{ K}$

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

Menghitung kapasitas panas cair ($C_p \cdot dT$) komponen:

a). Air

$$\int_{298}^{528} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT = 92,053 (528 - 298) + \frac{-0,039953}{2} (528^2 - 298^2) + \frac{-0,000211}{3} (528^3 - 298^3) + \frac{0,00000535}{4} (528^4 - 298^4)$$
$$= 18.225,7513 \frac{J}{mol} = 4.355,95456 \frac{kcal}{kmol}$$

b). Gliserol

$$\int_{298}^{528} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT = 132,145 (528 - 298) + \frac{0,860070}{2} (528^2 - 298^2) + \frac{-0,0019745}{3} (528^3 - 298^3) + \frac{0,000001807}{4} (528^4 - 298^4)$$
$$= 64.172,25216 \frac{J}{mol} = 15.337,16827 \frac{kcal}{kmol}$$

c). Trimiristat

$$\int_{298}^{528} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT = 50,801 (528 - 298), 258$$

$$(528^2 - 298^2) + \frac{-0,004966}{3} (528^3 - 298^3) + \frac{0,000004377}{4} (528^4 - 298^4)$$

$$= 102.732,2969 \frac{J}{mol} = 24.553,01895 \frac{kcal}{kmol}$$

Dengan mengikuti perhitungan kapasitas panas (Cp.dT) di atas, maka diperoleh hasil perhitungan untuk semua trigliserida dan asam lemak lainnya sebagai berikut:

Tripalmitat	= 339.512,7519 J/mol = 81.143,5477 kcal/kmol
Tristearat	= 386.585,7852 J/mol = 92.394,00267 kcal/kmol
Trioleat	= 347570,3922 J/mol = 83.069,32373 kcal/kmol
Trilinoleat	= 329.517,5626 J/mol = 78.754,69746 kcal/kmol
Asam Miristat	= 133.663,4274 J/mol = 31.945,55915 kcal/kmol
Asam Palmitat	= 166.400,1200 J/mol = 39.769,62869 kcal/kmol
Asam Stearat	= 174.896,3726 J/mol = 41.800,23304 kcal/kmol
Asam Oleat	= 172.910,9154 J/mol = 41.325,70878 kcal/kmol
Asam Linoleat	= 153.584,7571 J/mol = 36.706,75695 kcal/kmol

Neraca Panas Q5

Komponen	Laju Massa (kg/jam)	BM (kg/kmol)	n (kmol/jam)	Cp. dT (kcal/kmol)	Q (kcal/jam)
Trigliserida					
<i>Trimiristat</i>	1,508	723	0,002	24.553,01895	51,215

<i>Tripalmitat</i>	48,158	806	0,060	81.143,5477	4.848,327
<i>Tristearat</i>	4,223	890	0,005	92.394,00267	438,370
<i>Trioleat</i>	37,200	884	0,042	83.069,32373	3.495,647
<i>Trilinoeat</i>	9,451	878	0,011	78.754,69746	847,710
Air	503,809	18	27,989	4.355,95456	121.920,577
Asam Lemak					
<i>Miristat</i>	147,306	228	0,646	31.945,55915	20.639,409
<i>Palmitat</i>	4.703,984	256	18,375	39.769,62869	730.764,486
Komponen	Laju Massa (kg/jam)	BM (kg/kmol)	n (kmol/jam)	Cp. dT (kcal/kmol)	Q (kcal/jam)
<i>Stearat</i>	412,458	284	1,452	41.800,23304	60.707,172
<i>Oleat</i>	3.633,558	282	12,885	41.325,70878	532.479,970
<i>Linoleat</i>	923,120	280	3,297	36.706,75695	121.016,946
Gliserol	1.088,989	92,1	11,824	15.337,16827	181.346,373
Total					1.778.556,199

Panas Keluar

$$\text{Suhu bahan keluar (T}_{\text{out}}) = 140^{\circ}\text{C} = 413 \text{ K}$$

$$\text{Suhu referensi (T}_{\text{ref}}) = 25^{\circ}\text{C} = 298 \text{ K}$$

Menghitung kapasitas panas cair (Cp.dT) komponen:

a). Air

$$\int_{298}^{413} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT = 92,053 (413 - 298) + \frac{-0,039953}{2}$$

$$(413^2 - 298^2) + \frac{-0,000211}{3} (413^3 - 298^3) + \frac{0,000000535}{4} (413^4 - 298^4)$$

$$= 8.695,8786 \frac{J}{mol} = 2.078,31499 \frac{kcal}{kmol}$$

b). Gliserol

$$\int_{298}^{413} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT = 132,145 (413 - 298) + \frac{0,860070}{2}$$

$$(413^2 - 298^2) + \frac{-0,0019745}{3} (413^3 - 298^3) + \frac{0,000001807}{4} (413^4 - 298^4)$$

$$= 30.990,88003 \frac{J}{mol} = 7.406,820328 \frac{kcal}{kmol}$$

c). Trimiristat

$$\int_{298}^{413} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT = 50,801 (413 - 298) + \frac{2,258}{2}$$

$$(413^2 - 298^2) + \frac{-0,004966}{3} (413^3 - 298^3) + \frac{0,000004377}{4} (413^4 - 298^4)$$

$$= 48.557,36704 \frac{J}{mol} = 11.605,210712 \frac{kcal}{kmol}$$

Dengan mengikuti perhitungan kapasitas panas ($C_p \cdot dT$) di atas, maka diperoleh hasil perhitungan untuk semua trigliserida dan asam lemak lainnya sebagai berikut:

Tripalmitat $= 150.052,7893 \text{ J/mol} = 35.862,61665 \text{ kcal/kmol}$

Tristearat = 167.967,6488 J/mol = 40.144,26806 kcal/kmol
 Trioleat = 154.337,758 J/mol = 36.886.72415 kcal/kmol
 Trilinoleat = 145.393,9618J/mol = 34.749,15687 kcal/kmol
 Asam Miristat = 63.453,2616 J/mol = 15.165,32952 kcal/kmol
 Asam Palmitat = 78.983,1051 J/mol = 18.876,96212kcal/kmol
 Asam Stearat = 83.083,1377 J/mol = 19.856,86991 kcal/kmol
 Asam Oleat = 82.449,06152 J/mol = 19.705,3257 kcal/kmol
 Asam Linoleat = 72.943,27402 J/mol = 17.433,44249 kcal/kmol

Neraca panas Q5.1

Komponen	Laju Massa (kg/jam)	BM (kg/kmol)	n (kmol/jam)	Cp. dT (kcal/kmol)	Q (kcal/jam)
Trigliserida					
<i>Trimiristat</i>	1,508	723	0,002	11.605.21072	24,207
<i>Tripalmitat</i>	48,158	806	0,060	35.862.61665	2.142,791
<i>Tristearat</i>	4,223	890	0,005	40.144.26806	190,467
<i>Trioleat</i>	37,200	884	0,042	36.886.72415	1.552,233
<i>Trilinoleat</i>	9,451	878	0,011	34.749.15687	374,037
Air	503,809	18	27,989	2.078.31499	58.170,800
Asam Lemak					
<i>Miristat</i>	147,306	228	0,646	15.165,32952	9.798,027

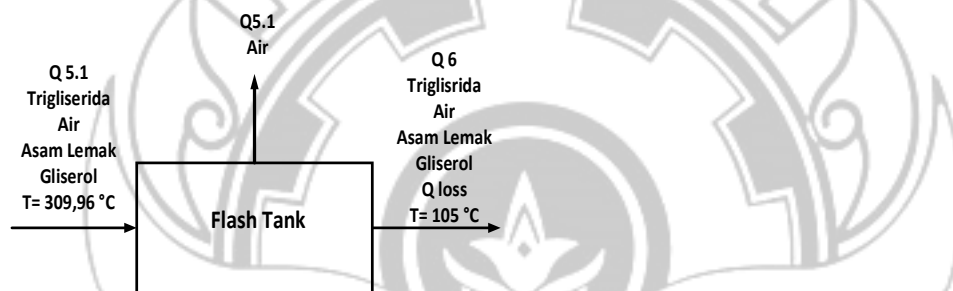
<i>Palmitat</i>	4.703,984	256	18,375	18.876,96212	346.863,020
<i>Stearat</i>	412,458	284	1,452	19.856,86991	28.838,462
<i>Oleat</i>	3.633,558	282	12,885	19.705,3257	253.902,269
<i>Linoleat</i>	923,120	280	3,297	17.433,44249	57.475,575
Gliserol	1.088,989	92,1	11,824	2.078,31499	24.573,955
Total					783.905,844

$$\begin{aligned}
 Q_{Loss} &= Q_{masuk} - Q_{keluar} \\
 &= 1.778.556,199 - 783.905,844 \\
 &= 994.650,355 \text{ kcal/jam}
 \end{aligned}$$

Neraca Panas Expansion Valve		
Komponen	Input (kcal/jam)	Output (kcal/jam)
	Q5	Q5.1
Trigliserida		
<i>Trimiristat</i>	51,215	24,207
<i>Tripalmitat</i>	4.848,327	2.142,791
<i>Tristearat</i>	438,370	190,467
<i>Trioleat</i>	3.495,647	1.552,233
<i>Trilinoleat</i>	847,710	374,037
Air	121.920,577	58.170,800
Asam Lemak		
<i>Miristat</i>	20.639,409	9.798,027

<i>Palmitat</i>	730.764,486	346.863,020
<i>Stearat</i>	60.707,172	28.838,462
<i>Oleat</i>	532.479,970	253.902,269
<i>Linoleat</i>	121.016,946	57.475,575
Gliserol	181.346,373	24.573,955
Qloss		994.650,355
Total	1.778.556,199	1.778.556,199

5. Flash Tank



Panas Masuk

$$\text{Suhu bahan masuk } (T_{in}) = 140^{\circ}\text{C} = 413 \text{ K}$$

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

Menghitung kapasitas panas cair ($C_p \cdot dT$) komponen:

a). Air

$$\int_{298}^{413} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT = 92,053 (413 - 298) + \frac{-0,039953}{2}$$

$$(413^2 - 298^2) + \frac{-0,000211}{3} (413^3 - 298^3) + \frac{0,000000535}{4} (413^4 - 298^4)$$

$$= 8.695,8786 \frac{J}{mol} = 2.078,31499 \frac{kcal}{kmol}$$

b). Gliserol

$$\int_{298}^{413} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT = 132,145 (413 - 298) + \frac{0,860070}{2}$$

$$(413^2 - 298^2) + \frac{-0,0019745}{3} (413^3 - 298^3) + \frac{0,000001807}{4} (413^4 - 298^4)$$

$$= 30.990,88003 \frac{J}{mol} = 7.406,820328 \frac{kcal}{kmol}$$

c). Trimiristat

$$\int_{298}^{413} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT = 50,801 (413 - 298) + \frac{2,258}{2}$$

$$(413^2 - 298^2) + \frac{-0,004966}{3} (413^3 - 298^3) + \frac{0,000004377}{3} (413^4 - 298^4)$$

$$= 48.557,36704 \frac{J}{mol} = 11.605,210712 \frac{kcal}{kmol}$$

Dengan mengikuti perhitungan kapasitas panas ($C_p \cdot dT$) di atas, maka diperoleh hasil perhitungan untuk semua trigliserida dan asam lemak lainnya sebagai berikut:

Tripalmitat = 150.052,7893 J/mol = 35.862,61665 kcal/kmol

Tristearat = 167.967,6488 J/mol = 40.144,26806 kcal/kmol

Trioleat	= 154.337,758 J/mol = 36.886.72415 kcal/kmol
Trilinoleat	= 145.393,9618 J/mol = 34.749,15687 kcal/kmol
Asam Miristat	= 63.453,2616 J/mol = 15.165,32952 kcal/kmol
Asam Palmitat	= 78.983,1051 J/mol = 18.876,96212kcal/kmol
Asam Stearat	= 83.083,1377 J/mol = 19.856,86991 kcal/kmol
Asam Oleat	= 82.449,06152 J/mol = 19.705,3257 kcal/kmol
Asam Linoleat	= 72.943,27402 J/mol = 17.433,44249 kcal/kmol

Neraca Panas Q5.1

Komponen	Laju Massa (kg/jam)	BM (kg/kmol)	n (kmol/jam)	Cp. dT (kcal/kmol)	Q (kcal/jam)
Trigliserida					
<i>Trimiristat</i>	1,508	723	0,002	11.605.21072	24,207
<i>Tripalmitat</i>	48,158	806	0,060	35.862.61665	2.142,791
<i>Tristearat</i>	4,223	890	0,005	40.144.26806	190,467
<i>Trioleat</i>	37,200	884	0,042	36.886.72415	1.552,233
<i>Trilinoleat</i>	9,451	878	0,011	34.749.15687	374,037
Air	503,809	18	27,989	2.078.31499	58.170,800
Asam Lemak					
<i>Miristat</i>	147,306	228	0,646	15.165,32952	9.798,027
<i>Palmitat</i>	4.703,984	256	18,375	18.876,96212	346.863,020
<i>Stearat</i>	412,458	284	1,452	19.856,86991	28.838,462
<i>Oleat</i>	3.633,558	282	12,885	19.705,3257	253.902,269
<i>Linoleat</i>	923,120	280	3,297	17.433,44249	57.475,575
Gliserol	1.088,989	92,1	11,824	7.406,820328	24.573,955

Total					783.905,844
-------	--	--	--	--	-------------

Panas Keluar

Suhu bahan keluar (T_{out}) = 309,96°C = 582,96 K

Suhu referensi (T_{ref}) = 25°C = 298 K

Menghitung kapasitas panas cair ($C_p \cdot dT$) komponen:

a). Air

$$\int_{298}^{582,95} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT = 92,053 (582,95 - 298) + \frac{-0,039953}{2} (582,95^2 - 298^2) + \frac{-0,000211}{3} (582,95^3 - 298^3) + \frac{0,000000535}{4} (582,95^4 - 298^4)$$

$$= 23.535,94653 \frac{J}{mol} = 5.625,091222 \frac{kcal}{kmol}$$

b). Gliserol

$$\int_{298}^{582,95} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT = 132,145 (582,95 - 298) + \frac{0,860070}{2} (582,95^2 - 298^2) + \frac{-0,0019745}{3} (582,95^3 - 298^3) + \frac{0,000001807}{4} (582,95^4 - 298^4)$$

$$= 81.241,66243 \frac{J}{mol} = 19.416,75732 \frac{kcal}{kmol}$$

c). Trimiristat

$$\int_{298}^{582,95} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT = 50,801 (582,95 - 298) + \frac{2,258}{2} (582,95^2 - 298^2) + \frac{-0,004966}{3} (582,95^3 - 298^3) + \frac{0,000004377}{4} (582,95^4 - 298^4)$$

$$= 131.506,5246 \frac{J}{mol} = 31.430,05938 \frac{kcal}{kmol}$$

Dengan mengikuti perhitungan kapasitas panas ($C_p \cdot dT$) di atas, maka diperoleh hasil perhitungan untuk semua trigliserida dan asam lemak lainnya sebagai berikut:

Tripalmitat	= 446.971,3052 J/mol = 106.826,1419 kcal/kmol
Tristearat	= 512.656,1674 J/mol = 122.254,824 kcal/kmol
Trioleat	= 456.888,3627 J/mol = 109.196,3187 kcal/kmol
Trilinoleat	= 434.546,1959 J/mol = 103.856,5408 kcal/kmol
Asam Miristat	= 170.489,7977 J/mol = 40.747,06166kcal/kmol
Asam Palmitat	= 212.053,9831 J/mol = 50.680,90197 kcal/kmol
Asam Stearat	= 222.582,5649 J/mol = 53.197,23301 kcal/kmol
Asam Oleat	= 220.118,9177 J/mol = 52.608,42133 kcal/kmol
Asam Linoleat	= 196.101,2995 J/mol = 46.868,21058 kcal/kmol

Neraca Panas (uap)

Komponen	Laju Massa (kg/jam)	BM (kg/kmol)	n (kmol/jam)	Cp. dT (kcal/kmol)	Q (kcal/jam)
Air	501,2902	18	27,8494	5625.091222	156.655,7418
Total					156.655,7418

Neraca Panas Q6

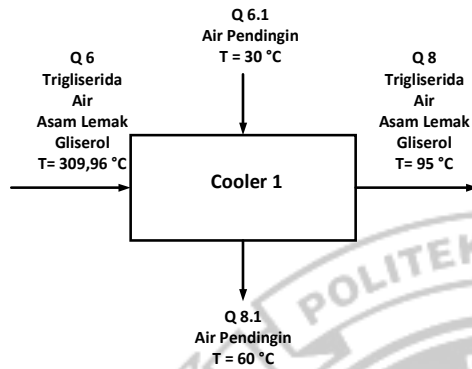
Komponen	Laju Massa (kg/jam)	BM (kg/kmol)	n (kmol/jam)	Cp. dT (kcal/kmol)	Q (kcal/jam)
Trigliserida					
<i>Trimiristat</i>	1,508	723	0,0021	31.430,05938	65,559
<i>Tripalmitat</i>	48,158	806	0,0597	106.826,1419	6.382,862
<i>Tristearat</i>	4,223	890	0,0047	122.524,824	581,327
<i>Trioleat</i>	37,200	884	0,0421	109.196,3187	4.595,099
<i>Trilinoleat</i>	9,451	878	0,0108	103.856,5408	1.117,904
Air	2,519	18	0,1399	5.625,091222	787,215
Asam Lemak					
<i>Miristat</i>	147,306	228	0,6461	40.747,06166	26.325,890
<i>Palmitat</i>	4.703,984	256	18,3749	50.680,90197	931.258,463
<i>Stearat</i>	412,458	284	1,4523	53.197,23301	77.259,224
<i>Oleat</i>	3.633,558	282	12,8850	52.608,42133	677.857,233
<i>Linoleat</i>	923,120	280	3,2969	46.868,21058	154.517,810
Gliserol	1.088,989	92,1	11,8240	19.416,75732	229.583,353

Total					2.110.331,939
-------	--	--	--	--	---------------

$$\begin{aligned}
 Q \text{ Loss} &= Q \text{ masuk} - Q \text{ keluar} \\
 &= 846.909,985 - (156.655,7418 + 2.110.331,939) \\
 &= -1.420.007,695 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Neraca Massa Flash Tank			
Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 5.1	Arus (uap)	Arus 6
Trigliserida			
<i>Trimiristat</i>	24,207		65,559
<i>Tripalmitat</i>	2.142,791		6.382,862
<i>Tristearat</i>	190,467		581,327
<i>Trioleat</i>	1.552,233		4.595,099
<i>Trilinoleat</i>	374,037		1.117,904
Air	58.170,800	156.655,742	787,215
Asam Lemak			
<i>Miristat</i>	9.798,027		26.325,890
<i>Palmitat</i>	346.863,020		931.258,463
<i>Stearat</i>	28.838,462		77.259,224
<i>Oleat</i>	253.902,269		677.857,233
<i>Linoleat</i>	57.475,575		154.517,810
Gliserol	87.578,096		229.583,353
Q loss			-1.420.077,695
Sub Total	846.909,985	156.655,742	690.254,243
Total	846.909,985	846.909,985	

6. Cooler 01



Panas Masuk

$$\text{Suhu bahan masuk } (T_{in}) = 309,96^{\circ}\text{C} = 582,95 \text{ K}$$

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

Menghitung kapasitas panas cair ($C_p \cdot dT$) komponen:

a). Air

$$\int_{298}^{582,95} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT = 92,053 (582,95 - 298) + \frac{-0,039953}{2}$$

$$(582,95^2 - 298^2) + \frac{-0,000211}{3} (582,95^3 - 298^3) + \frac{0,000000535}{4} (582,95^4 - 298^4)$$

$$= 23.535,94653 \frac{\text{J}}{\text{mol}} = 5.625,091222 \frac{\text{kcal}}{\text{kmol}}$$

b). Gliserol

$$\int_{298}^{582,95} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT = 132,145 (582,95 - 298) + \frac{0,860070}{2}$$

$$(582,95^2 - 298^2) + \frac{-0,0019745}{3} (582,95^3 - 298^3) + \frac{0,000001807}{4} (582,95^4 - 298^4)$$

$$= 81.241,66243 \frac{J}{mol} = 19.416,75732 \frac{kcal}{kmol}$$

c). Trimiristat

$$\int_{298}^{582,95} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT = 50,801 (582,95 - 298) + \frac{2,258}{2}$$

$$(582,95^2 - 298^2) + \frac{-0,004966}{3} (582,95^3 - 298^3) + \frac{0,000004377}{4} (582,95^4 - 298^4)$$

$$= 131.506,5246 \frac{J}{mol} = 31.430,05938 \frac{kcal}{kmol}$$

Dengan mengikuti perhitungan kapasitas panas (Cp.dT) di atas, maka diperoleh hasil perhitungan untuk semua trigliserida dan asam lemak lainnya sebagai berikut:

Tripalmitat = 446.971,3052 J/mol = 106.826,1419 kcal/kmol

Tristearat = 512.656,1674 J/mol = 122.254,824 kcal/kmol

Trioleat = 456.888,3627 J/mol = 109.196,3187 kcal/kmol

Trilinoleat = 434.546,1959 J/mol = 103.856,5408 kcal/kmol

Asam Miristat = 170.489,7977 J/mol = 40.747,06166kcal/kmol

Asam Palmitat = 212.053,9831 J/mol = 50.680,90197 kcal/kmol

Asam Stearat = 222.582,5649 J/mol = 53.197,23301 kcal/kmol

Asam Oleat = 220.118,9177 J/mol = 52.608,42133 kcal/kmol

Asam Linoleat = 196.101,2995 J/mol = 46.868,21058 kcal/kmol

Neraca panas Q6

Komponen	Laju Massa (kg/jam)	BM (kg/kmol)	n (kmol/jam)	Cp. dT (kcal/kmol)	Q (kcal/jam)
Trigliserida					
<i>Trimiristat</i>	1,508	723	0,0021	31.430,05938	65,559
<i>Tripalmitat</i>	48,158	806	0,0597	106.826,1419	6.382,862
<i>Tristearat</i>	4,223	890	0,0047	122.524,824	581,327
<i>Trioleat</i>	37,200	884	0,0421	109.196,3187	4.595,099
<i>Trilinoleat</i>	9,451	878	0,0108	103.856,5408	1.117,904
Air	2,519	18	0,1399	5.625,091222	787,215
Asam Lemak					
<i>Miristat</i>	147,306	228	0,6461	40.747,06166	26.325,890
<i>Palmitat</i>	4.703,984	256	18,3749	50.680,90197	931.258,463
<i>Stearat</i>	412,458	284	1,4523	53.197,23301	77.259,224
<i>Oleat</i>	3.633,558	282	12,8850	52.608,42133	677.857,233
<i>Linoleat</i>	923,120	280	3,2969	46.868,21058	154.517,810
Gliserol	1.088,989	92,1	11,8240	19.416,75732	229.583,353
Total					2.110.331,939

Panas Keluar

Suhu bahan keluar (T_{out}) = 95°C = 368 K

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

Menghitung kapasitas panas cair ($C_p \cdot dT$) komponen:

a). Air

$$\int_{298}^{368} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT = 92,053 (368 - 298) + \frac{-0,039953}{2}$$

$$(368^2 - 298^2) + \frac{-0,000211}{3} (368^3 - 298^3) + \frac{0,00000535}{4} (368^4 - 298^4) =$$

$$5.266,7008 \frac{J}{mol}$$

$$= 1.258,741499 \frac{kcal}{kmol}$$

b). Gliserol

$$\int_{298}^{368} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT = 132,145 (368 - 298) + \frac{0,860070}{2}$$

$$(368^2 - 298^2) + \frac{-0,0019745}{3} (368^3 - 298^3) + \frac{0,000001807}{4} (368^4 - 298^4)$$

$$= 18.637,27095 \frac{J}{mol} = 4.454,307757 \frac{kcal}{kmol}$$

c). Trimiristat

$$\int_{298}^{368} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT = 50,801 (368 - 298) + \frac{2,258}{2}$$

$$(368^2 - 298^2) + \frac{-0,004966}{3} (368^3 - 298^3) + \frac{0,000004377}{4} (368^4 - 298^4)$$

$$= 28.939,6236 \frac{J}{mol} = 6.916,570041 \frac{kcal}{kmol}$$

Dengan mengikuti perhitungan kapasitas panas ($C_p \cdot dT$) di atas, maka diperoleh hasil perhitungan untuk semua trigliserida dan asam lemak lainnya sebagai berikut:

Tripalmitat	= 87.019,23885 J/mol = 20.797,59808 kcal/mol
Tristearat	= 96.724,20365 J/mol = 23.117,08467 kcal/kmol
Trioleat	= 89.8765,40265 J/mol = 21.453,93123 kcal/kmol
Trilinoleat	= 84.368,76944 J/mol = 20.164,1359 kcal/kmol
Asam Miristat	= 37.848,0796 J/mol = 9.045,691029 kcal/kmol
Asam Palmitat	= 47.077,3508 J/mol = 11.251,48684 kcal/kmol
Asam Stearat	= 49.510,27576J/mol = 11.832,95591 kcal/kmol
Asam Oleat	= 49.315,9781 J/mol = 11.786,51878 kcal/kmol
Asam Linoleat	= 43.593,45697 J/mol = 10.418,83622 kcal/kmol

Neraca panas Q8

Komponen	Laju Massa (kg/jam)	BM (kg/kmol)	n (kmol/jam)	$C_p \cdot dT$ (kcal/kmol)	Q (kcal/jam)
Trigliserida					
<i>Trimiristat</i>	1,508	723	0,0021	6.916,570041	14,427
<i>Tripalmitat</i>	48,158	806	0,0597	20.797,59808	1.242,656
<i>Tristearat</i>	4,223	890	0,0047	23.117,08467	109,681
<i>Trioleat</i>	37,200	884	0,0421	21.453,93123	902,805
<i>Trilinoleat</i>	9,451	878	0,0108	20.164,1359	217,045
Air	2,519	18	0,1399	1.258,741499	176,157

Asam Lemak					
<i>Miristat</i>	147,306	228	0,6461	9.045,691029	5.844,246
<i>Palmitat</i>	4.703,984	256	18,3749	11.251,48684	206.745,380
<i>Stearat</i>	412,458	284	1,4523	11.832,95591	17.185,198
<i>Oleat</i>	3.633,558	282	12,8850	11.786,51878	151.868,785
<i>Linoleat</i>	923,120	280	3,2969	10.418,83622	34.349,418
Gliserol	1.088,989	92,1	11,8240	4.454,307757	52.667,646
Total					471.323,445

Kebutuhan Air Pendingin:

$$T_{in} = 30^{\circ}\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$T_{out} = 60^{\circ}\text{C} = 333 \text{ K}$$

Menghitung kapasitas panas cair (Cp.dT) komponen:

Air

$$\int_{303}^{333} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT = 92,053 (333 - 303) + \frac{-0,039953}{2} (333^2 - 303^2) + \frac{-0,000211}{3} (333^3 - 303^3) + \frac{0,000000535}{4} (333^4 - 303^4)$$

$$= 2.257,123871 \frac{J}{mol} = 29,9696 \frac{kcal}{kg}$$

$$\Delta Q \text{ Pendingin} = \Delta Q \text{ Umpan}$$

$$\Delta Q \text{ Pendingin} = \Delta \text{ masuk} - \Delta \text{ keluar}$$

$$m. \text{Cp.dT Air} = m. \text{Cp.dT Umpan}$$

$$m \text{ Pendingin} = (m. Cp.dT \text{ Umpan}) / (m. Cp.dT \text{ Air})$$

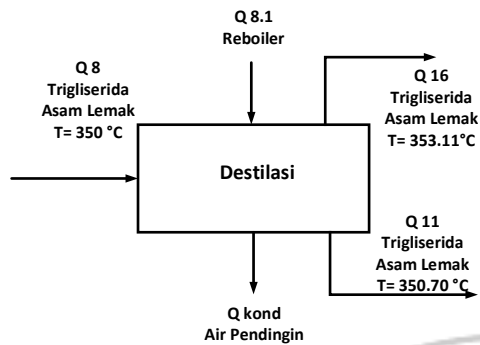
$$m \text{ Pendingin} = \frac{(2.110.331,939 - 471.323,445) \text{ kcal/jam}}{29,9696 \text{ kcal/kg}}$$

$$m \text{ Pendingin} = \frac{1.639.008,4942 \text{ kcal/jam}}{29,9696 \text{ kcal/kg}}$$

$$m \text{ Pendingin} = 54.689,054 \text{ kg/jam}$$

Neraca Panas Cooler 01				
Komponen	Input (kcal/jam)		Output (kcal/jam)	
	Q6	Q6.1	Q8	Q8.1
Trigliserida				
<i>Trimiristat</i>	65,559		14,427	
<i>Tripalmitat</i>	6.382,862		1.242,656	
<i>Tristearat</i>	581,327		109,681	
<i>Trioleat</i>	4.595,099		902,805	
<i>Trilinoleat</i>	1.117,904		217,045	
Air	787,215		176,157	
Asam Lemak				
<i>Miristat</i>	26.325,890		5.844,246	
<i>Palmitat</i>	931.258,463		206.745,380	
<i>Stearat</i>	77.259,224		17.185,198	
<i>Oleat</i>	677.857,233		151.868,785	
<i>Linoleat</i>	154.517,810		34.349,418	
Gliserol	229.583,353		52.667,646	
Air Pendingin				1.639.008,4942
Sub Total	2.110.331,939		471.323,445	1.639.008,4942
Total	2.110.331,939		2.110.331,939	

7. Destilasi



Panas Masuk

Arus 8 (*feed*):

Suhu bahan masuk (T_{in}) = 350,14°C = 623,14 K

Suhu referensi (T_{ref}) = 25°C = 298 K

Komponen	Laju Massa (kg/jam)	BM (kg/kmol)
Triglicerida	100,540	841,8
Asam Lemak	9.820,426	267,9

a. Triglicerida

$$\int_{298}^{623} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT = 5278,686 (623 - 298) + \frac{2,5434}{2}$$

$$(623^2 - 298^2) + \frac{-0,0054355}{3} (623^3 - 298^3) + \frac{0,000004924}{4} (623^4 - 298^4)$$

$$= 784.645,645 \text{ J/mol} = 187.527,919 \text{ kcal/kmol}$$

b. Asam Lemak

$$\int_{298}^{623} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT = 86,29 (623 - 298) + \frac{3,5237}{2}$$

$$(623^2 - 298^2) + \frac{-0,0073217}{3} (623^3 - 298^3) + \frac{0,0000061}{4} (623^4 - 298^4)$$

$$= 901.427,900 \text{ J/mol} = 215.441,268 \text{ kcal/kmol}$$

Komponen	BM	n	Cp dt	Qin (kcal/jam)
		Kmol/jam	Kcal/Kmol	
Trigliserida	841,8	0.119	187.527,919	22.397,236
Asam Lemak	267,9	36.657	215.441,268	7.897.443,584
Total				7.919.840,820

$$Q \text{ feed} = Q \text{ Trigliserida} + Q \text{ Asam Lemak}$$

$$= 22.397,236 + 7.897.443,584$$

$$= 7.919.840,820 \text{ kcal/jam}$$

Panas Keluar

Hasil Atas (Dew Point)

Kondisi hasil atas (dew point) pada Menara destilasi (MD):

Suatu hasil atas dalam keadaan uap jenuh (dew point) yaitu penurunan suhu yang menyebabkan terbentuknya embunan cairan, sehingga destilasi dapat dirancang dalam keadaan dew point.

Arus 16 (fase *light*):

$$T_{\text{out}} = 353,11^{\circ}\text{C} = 626,11 \text{ K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25^{\circ}\text{C} = 298 \text{ K}$$

Komponen	Laju Massa (kg/jam)	BM (kg/kmol)
Trigliserida	99,534	841,8
Asam Lemak	98,204	267,9

Menghitung kapasitas panas cair ($C_p \cdot dT$) komponen:

a. Trigliserida

$$\int_{298}^{626} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT = 5278,686 (626 - 298) + \frac{2,5434}{2} (626^2 - 298^2) + \frac{-0,0054355}{3} (626^3 - 298^3) + \frac{0,000004924}{4} (626^4 - 298^4)$$

$$= 798.153,963 \text{ J/mol} = 190.758,797 \text{ kcal/kmol}$$

b. Asam Lemak

$$\int_{298}^{626} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT = 86,29 (626 - 298) + \frac{3,5237}{2} (626^2 - 298^2) + \frac{-0,0073217}{3} (626^3 - 298^3) + \frac{0,0000061}{4} (626^4 - 298^4)$$

$$= 917.415,181 \text{ J/mol} = 219.262,228 \text{ kcal/kmol}$$

Komponen	BM	n	Cp dt	Qout (kcal/jam)
		Kmol/jam	Kcal/Kmol	
Trigliserida	841,8	0,118	190.758,797	22.555,282
Asam Lemak	267,9	0,367	219.262,228	80.375,087
Total				102.930,370

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{destilat}} &= Q_{\text{Trigliserida}} + Q_{\text{Asam Lemak}} \\
 &= 22.555,282 \text{ kcal/jam} + 80.375,087 \text{ kcal/jam} \\
 &= 102.930,370 \text{ kcal/jam}
 \end{aligned}$$

Hasil Bawah (Bubble Point)

Kondisi hasil bawah (buble point) pada menara destilasi, suhu hasil bawah dalam keadaan cair jenuh (buble point) yaitu kenaikan suhu akan menyebabkan terbentuknya gelembung uap, sehingga kolom destilat dapat dirancang dalam keadaan buble point.

Arus 11 (fase *heavy*):

$$T_{\text{out}} = 350,70^{\circ}\text{C} = 623,70 \text{ K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25^{\circ}\text{C} = 298 \text{ K}$$

Komponen	Laju Massa (kg/jam)	BM (kg/kmol)
Trigliserida	1,005	841,8
Asam Lemak	9.722,222	267,9

Menghitung kapasitas panas cair (Cp.dT) komponen:

a. Trigliserida

$$\int_{298}^{623} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT = 5278,686 (623 - 298) + \frac{2,5434}{2} (623^2 - 298^2) + \frac{-0,0054355}{3} (623^3 - 298^3) + \frac{0,000004924}{4} (623^4 - 298^4)$$

$$= 787.178,132 \text{ J/mol} = 188.135,574 \text{ kcal/kmol}$$

b. Asam Lemak

$$\int_{298}^{623} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT = 86,29 (623 - 298) + \frac{3,5237}{2} (623^2 - 298^2) + \frac{-0,0073217}{3} (623^3 - 298^3) + \frac{0,0000061}{4} (623^4 - 298^4)$$

$$= 904.434,272 \text{ J/mol} = 216.159,791 \text{ kcal/kmol}$$

Komponen	BM	n	Cp dt	Qout (kcal/jam)
		Kmol/jam	Kcal/Kmol	
Trigliserida	841,8	0,001	188.135,574	224,698
Asam Lemak	267,9	36,290	216.159,791	7.844.544,698
Total				7.844.769,396

$$Q_{\text{Bottom}} = Q_{\text{Trigliserida}} + Q_{\text{Asam Lemak}}$$

$$= (224,698 + 7.844.544,698) \text{ kcal/jam}$$

$$= 7.844.769,396 \text{ kcal/jam}$$

Menghitung kebutuhan pendingin pada kondensor destilasi

a. Aliran Fluida untuk Refluks

$$R = 0,08$$

Komponen	Lo	D	V
Trigliserida	41,752	0,118	41,870
Asam Lemak	129,441	0,367	129,808
Total	171,193	0,485	171,678

b. Panas Masuk Kondensor Destilat

Menghitung panas yang dibawa refluks (h_o)

$$T_{\text{destilat}} = 353,11^\circ\text{C} = 626,11\text{ K}$$

$$T_{\text{reff}} = 25^\circ\text{C} = 298\text{ K}$$

Komponen	Laju Massa (kg/jam)	BM (kg/kmol)
Trigliserida	41,752	841,8
Asam Lemak	129,441	267,9

Menghitung kapasitas panas cair ($C_p \cdot dT$) komponen:

a. Trigliserida

$$\int_{298}^{626} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT = 5278,686 (626 - 298) + \frac{2,5434}{2}$$

$$(626^2 - 298^2) + \frac{-0,0054355}{3} (626^3 - 298^3) + \frac{0,000004924}{4} (626^4 - 298^4)$$

$$= 798.153,963 \text{ J/mol} = 190.758,797 \text{ kcal/kmol}$$

b. Asam Lemak

$$\int_{298}^{626} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT = 86,29 (626 - 298) + \frac{3,5237}{2}$$

$$(626^2 - 298^2) + \frac{-0,0073217}{3} (626^3 - 298^3) + \frac{0,0000061}{4} (626^4 - 298^4)$$

$$= 917.415,181 \text{ J/mol} = 219.262,228 \text{ kcal/kmol}$$

Komponen	n Kmol/jam	Cp.Dt (kcal/kmol)	Qin (kcal/jam)
Trigliserida	41,752	190.758.797	7.964.568,833
Asam Lemak	129,441	219.262,228	28.381.507,712
Total	171,193		36.346.076,545

$$\text{Total Ho} = Q \text{ Trigliserida} + Q \text{ Asam Lemak}$$

$$= 7.964.568,833 + 28.381.507,712$$

$$= 36.346.076,545 \text{ kcal/jam}$$

c. Panas Keluar Destilat

Menghitung panas yang dibawa vapour (Hi)

$$T \text{ Destilat} = 350,70^\circ\text{C} = 623,70\text{K}$$

$$T \text{ reff} = 25^\circ\text{C} = 298\text{K}$$

Komponen	Laju Massa (kg/jam)	BM (kg/kmol)
Trigliserida	41,761	841,8
Asam Lemak	129,469	267,9

Menghitung kapasitas panas cair (Cp.dT) komponen:

a. Trigliserida

$$\int_{298}^{623} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT = 5278,686 (623 - 298) + \frac{2,5434}{2} (623^2 - 298^2) + \frac{-0,0054355}{3} (623^3 - 298^3) + \frac{0,000004924}{4} (623^4 - 298^4)$$

$$= 787.178,132 \text{ J/mol} = 188.135,574 \text{ kcal/kmol}$$

b. Asam Lemak

$$\int_{298}^{623} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT = 86,29 (623 - 298) + \frac{3,5237}{2} (623^2 - 298^2) + \frac{-0,0073217}{3} (623^3 - 298^3) + \frac{0,0000061}{4} (623^4 - 298^4)$$

$$= 904.434,272 \text{ J/mol} = 216.159,791 \text{ kcal/kmol}$$

Komponen	n Kmol/jam	Cp.Dt (kcal/kmol)	Qin (kcal/jam)
Trigliserida	41,870	188.135,574	7.877.289,012
Asam Lemak	129,808	216.159,791	28.059.163,172
Total	171,678		35.936.452,184

$$\begin{aligned}
 \text{Total Hi} &= Q \text{ Triglicerida} + Q \text{ Asam Lemak} \\
 &= 7.877.289,012 + 28.059.163,172 \\
 &= 35.936.452,184 \text{ kcal/jam}
 \end{aligned}$$

Massa Keluar Destilasi

Komponen	Massa (kmol/jam)	A	Tc	n	H vap (kJ/mol)	Hvap (kcal/kmol)	Qvap (kcal/jam)
Triglicerida	41,8703	124,5	767	0,3650	104,039	24,865	1.041,120
Asam Lemak	129,8075	134,633	781	0,3940	63.300,000	15.128,700	1.963.818,801

Mencari Panas Penguapan (λ)

$$T \text{ top} = 25^\circ\text{C} = 298\text{K}$$

$$AH \text{ vap} = A (1 - T/T_c)^n$$

$$\begin{aligned}
 \text{a. Triglicerida} &= 124,5 (1 - 298/767)^{0,3650} \\
 &= 104,039 \text{ kJ/mol} = 24,865 \text{ kcal/kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q \text{ vapor Triglicerida} &= H \text{ vap} \times \text{Massa} \\
 &= 24,865 \text{ kcal/kmol} \times 41,8703 \text{ kmol/jam} \\
 &= 1.041,120 \text{ kcal/jam}
 \end{aligned}$$

$$AH \text{ vap} = A (1 - T/T_c)^n$$

$$\begin{aligned}
 \text{b. Asam Lemak} &= 134,633 (1 - 298/781)^{0,3940} \\
 &= 63.300,000 \text{ kJ/mol} = 15.128,700 \text{ kcal/kmol}
 \end{aligned}$$

$$Q \text{ vapor Asam Lemak} = H \text{ vap} \times \text{Massa}$$

$$= 15.128,700 \text{ kcal/kmol} \times 129,8075 \text{ kmol/jam}$$

$$= 1.963.818,801 \text{ kcal/jam}$$

$$\text{Total } Q \text{ vapour} = Q \text{ vapor Triglicerida} + Q \text{ vapor Asam Lemak}$$

$$= 1.041,120 \text{ kcal/jam} + 1.963.818,801 \text{ kcal/jam}$$

$$= 1.964.859,922 \text{ kcal/jam}$$

Total panas yang dibawa vapour (H_v)

$$H_v = \lambda + H_i$$

$$= 1.964.859,922 \text{ kcal/jam} + 35.936.452,184 \text{ kcal/jam}$$

$$= 37.901.312,106 \text{ kcal/jam}$$

$$L/T_b = 100$$

$$L = T_b \times 100$$

Menghitung beban condensor (Q_c)

$$Q_c = H_v - (H_o + Q_{\text{destilat}})$$

$$= (37.901.312,106 - (36.346.076,545 + 102.930,370)) \text{ kcal/jam}$$

$$= 1.452.305,191 \text{ kcal/jam}$$

Menghitung kebutuhan air pendingin;

$$\text{Suhu pendingin masuk} = 30^\circ\text{C} = 303\text{K}$$

$$\text{Suhu pendingin keluar} = 60^{\circ}\text{C} = 333\text{K}$$

$$C_p = 4,18 \text{ kJ/kg.k} = 17,563 \text{ kcal/kg}$$

$$\text{Massa Pendingin} = 2.749,18453 \text{ kg/jam}$$

Jumlah air pendingin yang dibutuhkan:

$$Q_c = m \int_{303}^{333} C_p \cdot dT$$

$$m = \frac{Q_c \int_{303}^{333} C_p \cdot dT}{\int_{303}^{333} C_p \cdot dT}$$

$$= \frac{1.452.305,191 \text{ kcal/jam}}{17,563 \text{ kcal/kg} (333 - 303)}$$

$$= 2.756,3687 \text{ kg/jam}$$

Menghitung beban reboiler (Q_r)

$$Q_r = Q_{\text{destilat}} + Q_{\text{bottom}} + Q_c - Q_{\text{feed}}$$

$$= (102.930,370 + 7.844.769,396 + 1.452.305,191 - 7.919.840,820) \text{ kcal/jam}$$

$$= 1.480.164,1366 \text{ kcal/jam}$$

Menghitung jumlah steam yang dibutuhkan:

T ^o C	Hf (kcal/kg)	Hg (kcal/kg)	Hfg (kcal/kg)
350,70	1.676,61	2.558,79	882,175

$$\text{Massa steam} = Q_r / h_{fg}$$

$$= 1.480.164,1366 \text{ kcal/jam} / 882,175 \text{ kcal/kg}$$

$$= 7.049,8223 \text{ kg/jam}$$

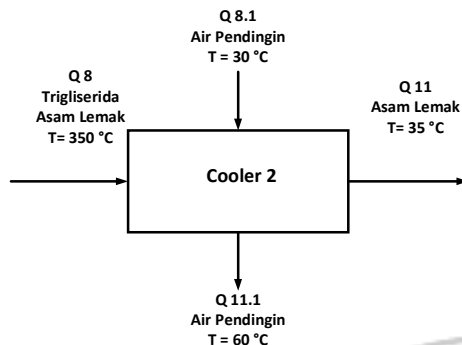
Sehingga panas steam masuk:

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{steam}} &= \text{massa steam} \times H_v \\
 &= 7.049,8223 \text{ kg/jam} \times 608,99202 \text{ kcal/kg} \\
 &= 4.293.285,562 \text{ kcal/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{kondensat}} &= \text{massa steam} \times H_l \\
 &= 7.049,8223 \text{ kg/jam} \times 399,03318 \text{ kcal/kg} \\
 &= 2.813.113,037 \text{ kcal/jam}
 \end{aligned}$$

Neraca Panas Destilasi			
Komponen	Input (kcal/jam)	Output (kcal/jam)	
	Arus 8	Arus 16 (fase light)	Arus 11 (fase heavy)
Trigliserida	22.397,236	22.555,282	224,698
Asam Lemak	7.897.443,584	80.375,087	7.844.544,698
Reboiler	1.480.164,137		
Kondensat		1.452.305,191	
Sub Total	9.400.004,957	1.555.235,561	7.844.769,396
Total	9.400.004,957	9.400.004,957	

8. Cooler 02



Panas Masuk

Suhu bahan masuk (T_{in}) = $350^{\circ}\text{C} = 623 \text{ K}$

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

Menghitung kapasitas panas cair ($C_p \cdot dT$) komponen:

a). Trimiristat

$$\int_{298}^{623} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT = 50,801 (623 - 298) + \frac{2,258}{2}$$

$$(623^2 - 298^2) + \frac{-0,004966}{3} (623^3 - 298^3) + \frac{0,000004377}{4} (623^4 - 298^4)$$

$$= 154.200,396 \frac{\text{J}}{\text{mol}} = 36.853,89465 \frac{\text{kcal}}{\text{kmol}}$$

Dengan mengikuti perhitungan kapasitas panas ($C_p \cdot dT$) di atas, maka diperoleh hasil perhitungan untuk semua trigliserida dan asam lemak lainnya sebagai berikut:

Tripalmitat = $533.516,1645 \text{ J/mol} = 36.853,89465 \text{ kcal/mol}$

Tristearat = $614.865,5924 \text{ J/mol} = 146.952,8766 \text{ kcal/kmol}$

Trioleat = 544.805,6489 J/mol = 130.208,5501 kcal/kmol

Trilinoleat = 519.389,9058 J/mol = 124.134,1875 kcal/kmol

Asam Miristat = 199.253,7267 J/mol = 47.621,64069 kcal/kmol

Asam Palmitat = 247.562,3884 J/mol = 59.167,41083 kcal/kmol

Asam Stearat = 259.479,0473 J/mol = 62.015,49231 kcal/kmol

Asam Oleat = 256.798,0473 J/mol = 61.374,7267 kcal/kmol

Asam Linoleat = 229.385,2167 J/mol = 54.823,0668 kcal/kmol

Neraca panas Q8

Komponen	Laju Massa (kg/jam)	BM (kg/kmol)	n (kmol/jam)	Cp. dT (kcal/kmol)	Q (kcal/jam)
Trigliserida					
<i>Trimiristat</i>	1,508	723	0,0021	36.853,89465	76,873
<i>Tripalmitat</i>	48,158	806	0,0597	127.510,3633	7.618,744
<i>Tristearat</i>	4,223	890	0,0047	146.952,8766	697,228
<i>Trioleat</i>	37,200	884	0,0421	130.208,5501	5.479,316
<i>Trilinoleat</i>	9,451	878	0,0108	124.134,1875	1.336,171
Asam Lemak					
<i>Miristat</i>	147,306	228	0,6461	47.621,64069	30.767,422
<i>Palmitat</i>	4.703,984	256	18,3749	59.167,41083	1.087.197,542
<i>Stearat</i>	412,458	284	1,4523	62.015,49231	90.066,129
<i>Oleat</i>	3.633,558	282	12,8850	61.374,7267	790.810,698
<i>Linoleat</i>	923,120	280	3,2969	54.823,0668	180.743,837
Total					2.194.793,961

Panas Keluar

$$\text{Suhu bahan keluar } (T_{\text{out}}) = 35^{\circ}\text{C} = 308 \text{ K}$$

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

Menghitung kapasitas panas cair ($C_p \cdot dT$) komponen:

a). Trimiristat

$$\int_{298}^{308} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT = 50,081 (308 - 298) + \frac{2,258}{2} (308^2 - 298^2) + \frac{-0,004966}{3} (308^3 - 298^3) + \frac{0,000004377}{4} (308^4 - 298^4)$$
$$= 4.008,032203 \frac{\text{J}}{\text{mol}} = 957,9196966 \frac{\text{kcal}}{\text{kmol}}$$

Dengan mengikuti perhitungan kapasitas panas ($C_p \cdot dT$) di atas, maka diperoleh hasil perhitungan untuk semua trigliserida dan asam lemak lainnya sebagai berikut:

$$\text{Tripalmitat} = 11.631,36938 \text{ J/mol} = 2.779,897281 \text{ kcal/mol}$$

$$\text{Tristearat} = 12.807,37344 \text{ J/mol} = 3.060,962252 \text{ kcal/kmol}$$

$$\text{Trioleat} = 12.063,65196 \text{ J/mol} = 2.883,212818 \text{ kcal/kmol}$$

$$\text{Trilinoleat} = 11.305,7924 \text{ J/mol} = 2.702,084383 \text{ kcal/kmol}$$

$$\text{Asam Miristat} = 5.244,9828 \text{ J/mol} = 1.253,550884 \text{ kcal/kmol}$$

$$\text{Asam Palmitat} = 6.514,4891 \text{ J/mol} = 1.556,962901 \text{ kcal/kmol}$$

Asam Stearat = 6.847,3447 J/mol = 1.635,51539 kcal/kmol

Asam Oleat = 6.872,7684 J/mol = 1.642,591651 kcal/kmol

Asam Linoleat = 6.071,2638 J/mol = 1.451,032063 kcal/kmol

Neraca panas Q11

Komponen	Laju Massa (kg/jam)	BM (kg/kmol)	n (kmol/jam)	Cp. dT (kcal/kmol)	Q (kcal/jam)
Trigliserida					
<i>Trimiristat</i>	0,015	723	0,00002	957,9196966	0,020
<i>Tripalmitat</i>	0,482	806	0,00060	2.779,897281	1,661
<i>Tristearat</i>	0,042	890	0,00005	3.060,962252	0,145
<i>Trioleat</i>	0,372	884	0,00042	2.883,212818	1,213
<i>Trilinoleat</i>	0,095	878	0,00011	2.702,084383	0,291
Asam Lemak					
<i>Miristat</i>	145,833	228	0,63962	1.253,550884	801,796
<i>Palmitat</i>	4.656,944	256	18,19119	1.556,962901	28.323,007
<i>Stearat</i>	408,333	284	1,43779	1.636,51539	2.352,971
<i>Oleat</i>	3.597,222	282	12,75611	1.642,591651	20.953,075
<i>Linoleat</i>	913,889	280	3,26389	1.451,032063	4.736,007
Total					57.170,187

Kebutuhan Air Pendingin

$T_{in} = 30^{\circ}\text{C} = 303 \text{ K}$

$T_{out} = 60^{\circ}\text{C} = 333 \text{ K}$

Menghitung kapasitas panas cair (Cp.dT) komponen:

Air

$$\int_{303}^{333} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT = 92,053 (333 - 303) + \frac{-0,039953}{2}$$

$$(333^2 - 303^2) + \frac{-0,000211}{3} (333^3 - 303^3) + \frac{0,000000535}{4} (333^4 - 303^4)$$

$$= 2.257,123871 \frac{J}{mol} = 29,9696 \frac{kcal}{kg}$$

$$\Delta Q \text{ Pendingin} = \Delta Q \text{ Umpan}$$

$$\Delta Q \text{ Pendingin} = \Delta \text{ masuk} - \Delta \text{ keluar}$$

$$m \cdot Cp \cdot dT \text{ Air} = m \cdot Cp \cdot dT \text{ Umpan}$$

$$m \text{ Pendingin} = (m \cdot Cp \cdot dT \text{ Umpan}) / (m \cdot Cp \cdot dT \text{ Air})$$

$$m \text{ Pendingin} = \frac{(2.194.793,961 - 57.170,187) \text{ kcal/jam}}{29,9696 \text{ kcal/kg}}$$

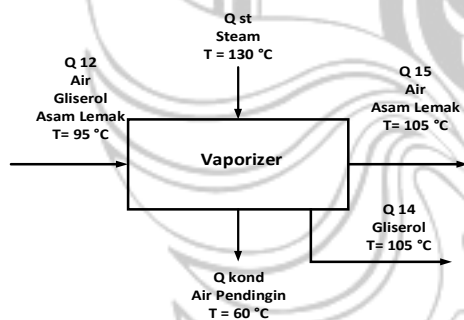
$$m \text{ Pendingin} = \frac{2.137.623,7745 \text{ kcal/jam}}{29,99696 \text{ kcal/kg}}$$

$$m \text{ Pendingin} = 71.326,429 \text{ kg/jam}$$

Neraca Panas Cooler 02				
Komponen	Input (kcal/jam)		Output (kcal/jam)	
	Q8	Q8.1	Q11	Q11.1
Trigliserida				
<i>Trimiristat</i>	76,873		0,020	
<i>Tripalmitat</i>	7.618,744		1,661	
<i>Tristearat</i>	697,228		0,145	
<i>Trioleat</i>	5.479,316		1,213	

<i>Trilinoleat</i>	1.336,171		0,291	
Asam Lemak				
<i>Miristat</i>	30.767,422		801,796	
<i>Palmitat</i>	1.087.197,542		28.323,007	
<i>Stearat</i>	90.066,129		2.352,971	
<i>Oleat</i>	790.810,698		20.953,075	
<i>Linoleat</i>	180.743,837		4.736,007	
Q Pendingin				2.137.623,774
Sub Total	2.194.793,961		57.170,187	2.137.623,774
Total	2.194.793,961		2.194.793,961	

9. Vaporizer



Panas Masuk

Suhu bahan masuk (T_{in}) = $95^{\circ}\text{C} = 368\text{ K}$

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

Menghitung kapasitas panas cair ($C_p \cdot dT$) komponen:

a). Air

$$\int_{298}^{368} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT = 92,053 (368 - 298) + \frac{-0,039953}{2}$$

$$(368^2 - 298^2) + \frac{-0,000211}{3} (368^3 - 298^3) + \frac{0,000000535}{4} (368^4 - 298^4)$$

$$= 5.266,700834 \frac{J}{mol} = 1.258,741499 \frac{kcal}{kmol}$$

b). Gliserol

$$\int_{298}^{368} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT = 132,145 (368 - 298) + \frac{0,860070}{2}$$

$$(368^2 - 298^2) + \frac{-0,0019745}{3} (368^3 - 298^3) + \frac{0,000001807}{4} (368^4 - 298^4)$$

$$= 18.637,27095 \frac{J}{mol} = 4.454,307757 \frac{kcal}{kmol}$$

c). Asam Miristat

$$\int_{298}^{368} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT = 80,026 (368 - 298) + \frac{2,8126}{2}$$

$$(368^2 - 298^2) + \frac{-0,00601}{3} (368^3 - 298^3) + \frac{0,00000513}{4} (368^4 - 298^4)$$

$$= 37.848,07962 \frac{J}{mol} = 9.045,691029 \frac{kcal}{kmol}$$

Dengan mengikuti perhitungan kapasitas panas ($C_p \cdot dT$) di atas, maka diperoleh hasil perhitungan untuk semua asam lemak lainnya sebagai berikut:

$$\text{Asam Palmitat} = 47.077,35079 \text{ J/mol} = 11.251,48684 \text{ kcal/kmol}$$

Asam Stearat = 49.510,27576 J/mol = 11.832,95591 kcal/kmol

Asam Oleat = 49.315,97815 J/mol = 11.786,51878 kcal/kmol

Asam Linoleat = 43.593,45697 J/mol = 10.418,83622 kcal/kmol

Neraca panas Q12

Komponen	Laju Massa (kg/jam)	BM (kg/kmol)	n (kmol/jam)	Cp. dT (kcal/kmol)	Q (kcal/jam)
Asam Lemak					
<i>Miristat</i>	0,0001	228	2,29987E-07	9.045,691029	0,002
<i>Palmitat</i>	0,0000	256	7,37397E-08	11.251,48684	0,001
<i>Stearat</i>	0,0000	284	2,67725E-08	11.832,95591	0,000
<i>Oleat</i>	0,0000	282	2,69623E-08	11.786,51878	0,000
<i>Linoleat</i>	0,0000	280	2,71549E-08	10.418,83622	0,000
Air	2,5190	18	0,139947025	1.258,741499	176,157
Gliserol	1.088,9886	92,1	11,82398012	4.454,307757	52.667,646
Total					52.843,807

Panas Keluar

Suhu bahan keluar (T_{out}) = 105°C = 378 K

Suhu referensi (T_{ref}) = 25°C = 298 K

Menghitung kapasitas pans cair (Cp.dT) komponen:

a). Air

$$\int_{298}^{378} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT = 92,053 (378 - 298) + \frac{-0,039953}{2}$$

$$(378^2 - 298^2) + \frac{-0,000211}{3} (378^3 - 298^3) + \frac{0,00000535}{4} (378^4 - 298^4)$$

$$= 6.022,3151 \frac{J}{mol} = 1.439,333317 \frac{kcal}{kmol}$$

b). Gliserol

$$\int_{298}^{378} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT = 132,145 (378 - 298) + \frac{0,860070}{2}$$

$$(378^2 - 298^2) + \frac{-0,0019745}{3} (378^3 - 298^3) + \frac{0,000001807}{4} (378^4 - 298^4)$$

$$= 21.357,32486 \frac{J}{mol} = 5.104,400642 \frac{kcal}{kmol}$$

c). Asam Miristat

$$\int_{298}^{378} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT = 80,266 (378 - 298) + \frac{2,8162}{2}$$

$$(378^2 - 298^2) + \frac{-0,00601}{3} (378^3 - 298^3) + \frac{0,00000513}{4} (378^4 - 298^4)$$

$$= 43.455,70976 \frac{J}{mol} = 10.385,01463 \frac{kcal}{kmol}$$

Dengan mengikuti perhitungan kapasitas panas (Cp.dT) di atas, maka diperoleh

hasil perhitungan untuk semua asam lemak lainnya sebagai berikut:

$$\text{Asam Palmitat} = 54.062,6046 \text{ J/mol} = 12.920,9625 \text{ kcal/kmol}$$

$$\text{Asam Stearat} = 56.860,34603 \text{ J/mol} = 13.589,6227 \text{ kcal/kmol}$$

Asam Oleat = 56.582,68512 J/mol = 13.523,26174 kcal/kmo

Asam Linoleat = 50.024,8673 J/mol = 11.955,94328 kcal/kmol

Neraca panas Q15

Komponen	Laju Massa (kg/jam)	BM (kg/kmol)	n (kmol/jam)	Cp. dT (kcal/kmol)	Q (kcal/jam)
Asam Lemak					
<i>Miristat</i>	0,0001	228	2,29987E-07	10.385,91463	0,002
<i>Palmitat</i>	0,0000	256	7,37397E-08	12.920,9625	0,001
<i>Stearat</i>	0,0000	284	2,67725E-08	13.589,6227	0,000
<i>Oleat</i>	0,0000	282	2,69623E-08	13.523,26174	0,000
<i>Linoleat</i>	0,0000	280	2,71549E-08	11.955,94328	0,000
Air	2,5190	18	0,139947025	1.439,333317	201,430
Total					201,435

Neraca panas Q14

Komponen	Laju Massa (kg/jam)	BM (kg/kmol)	n (kmol/jam)	Cp. dT (kcal/kmol)	Q (kcal/jam)
Gliserol	1.088,9886	92,1	11,82398	5.104,400642	60.354,3317
Total					60.354,3317

Kebutuhan Steam

$T_{in \text{ Steam}} = 130^{\circ}\text{C} = 403 \text{ K}$

Saturated Steam pada suhu 130 °C (Table A-2 Properties of Saturated Water (Liquid-Vapor): Temperature table

<i>Enthalpi Saturated Steam Vapor (Hv)</i>	2,721 kJ/kg	647,479 kcal/kg
--	-------------	-----------------

<i>Enthalpi Saturated Steam Liquid (Hl)</i>	546,31 kJ/kg	130,02178 kcal/kg
---	--------------	-------------------

Panas *Steam* (ΔQ)

Q keluar = Q masuk

(Q14 + Q15 + Q kondensat) = (Q12 + Qsteam)

(Q14 + Q15 – Q12) = (Q steam – Q kondensat)

$(60.354,3317 + 201,435 - 52.843,807) = (m \text{ Steam} \times H_v) - (m \text{ Steam} \times H_l)$

7.711,9592 = m *Steam* × (H_v – H_l)

7.711,9592 = m *Steam* × (647,479–130,02178)

7.692,0329 = m *Steam* × 517,45722

m *Steam* = 14,9036 kg/jam

Q (*Steam* masuk) = m *Steam* × H_v

= 14,9036 kg/jam × 647,479 kcal/kg

= 9.649,7477 kcal/jam

Q (kondensat masuk) = m *Steam* × H_l

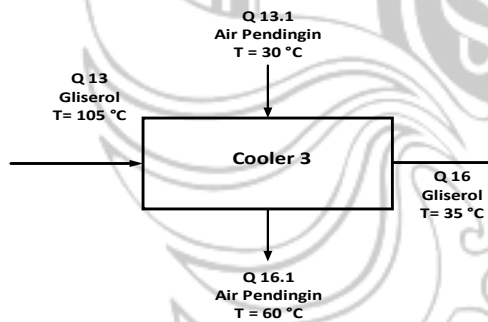
= 14,9036 kg/jam × 130,02178 kcal/kg

= 1.937,7885 kcal/jam

Neraca Panas Vaporizer					
Komponen	Input (kcal/jam)		Output (kcal/jam)		
	Q12	Qst	Q14	Q15	Qkond
Asam Lemak					

<i>Miristat</i>	0,002			0,002	
<i>Palmitat</i>	0,001			0,001	
<i>Stearat</i>	0,000			0,000	
<i>Oleat</i>	0,000			0,000	
<i>Linoleat</i>	0,000			0,000	
Air	176,157			201,430	
Gliserol	52.667,646		60.354,332		
Steam		9.649,748			
Kondensat					1.937,789
Sub Total	52.843,807	9.649,748	60.354,332	201,435	1.937,789
Total	62.493,555		62.493,555		

10. Cooler 03



Panas Masuk

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

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

Menghitung kapasitas pans cair ($C_p \cdot dT$) komponen:

a). Gliserol

$$\int_{298}^{378} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT = 132,145 (378 - 298) + \frac{0,860070}{2}$$

$$(378^2 - 298^2) + \frac{-0,0019745}{3} (378^3 - 298^3) + \frac{0,000001807}{4} (378^4 - 298^4)$$

$$= 21.357,9513 \frac{J}{mol} = 5.100,2788 \frac{kcal}{kmol}$$

Neraca Panas Q13

Komponen	Laju Massa (kg/jam)	BM (kg/kmol)	n (kmol/jam)	Cp. dT (kcal/kmol)	Q (kcal/jam)
Gliserol	1.088,9886	92,1	11,82398	5.104,400642	60.354,332
Total					60.354,332

Panas Keluar

Suhu bahan keluar (T_{out}) = 35°C = 308 K

Suhu referensi (T_{ref}) = 25°C = 298 K

Menghitung kapasitas pans cair ($C_p \cdot dT$) komponen:

a). Gliserol

$$\int_{298}^{308} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT = 132,145 (308 - 298) + \frac{0,860070}{2}$$

$$(308^2 - 298^2) + \frac{-0,0019745}{3} (308^3 - 298^3) + \frac{0,000001807}{4} (308^4 - 298^4)$$

$$= 2.617,283637 \frac{J}{mol} = 625,5307893 \frac{kcal}{kmol}$$

Neraca Panas Q16

Komponen	Laju Massa (kg/jam)	BM (kg/kmol)	n (kmol/jam)	Cp. dT (kcal/kmol)	Q (kcal/jam)
Gliserol	1.088,9886	92,1	11,82398	625,5307893	7.396,23615
Total					7.396,23615

Kebutuhan Air Pendingin

$$T_{in} = 30^{\circ}\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$T_{out} = 60^{\circ}\text{C} = 333 \text{ K}$$

Menghitung kapasitas panas cair (Cp.dT) komponen:

Air

$$\int_{303}^{333} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT = 92,053 (333 - 303) + \frac{-0,039953}{2}$$

$$(333^2 - 303^2) + \frac{-0,000211}{3} (333^3 - 303^3) + \frac{0,000000535}{3} (333^4 - 303^4)$$

$$= 2.257,123871 \frac{J}{mol} = 29,9696 \frac{kcal}{kg}$$

$$\Delta Q \text{ Pendingin} = \Delta Q \text{ Umpan}$$

$$\Delta Q \text{ Pendingin} = \Delta \text{ masuk} - \Delta \text{ keluar}$$

$$m. \text{Cp.dT Air} = m. \text{Cp.dT Umpan}$$

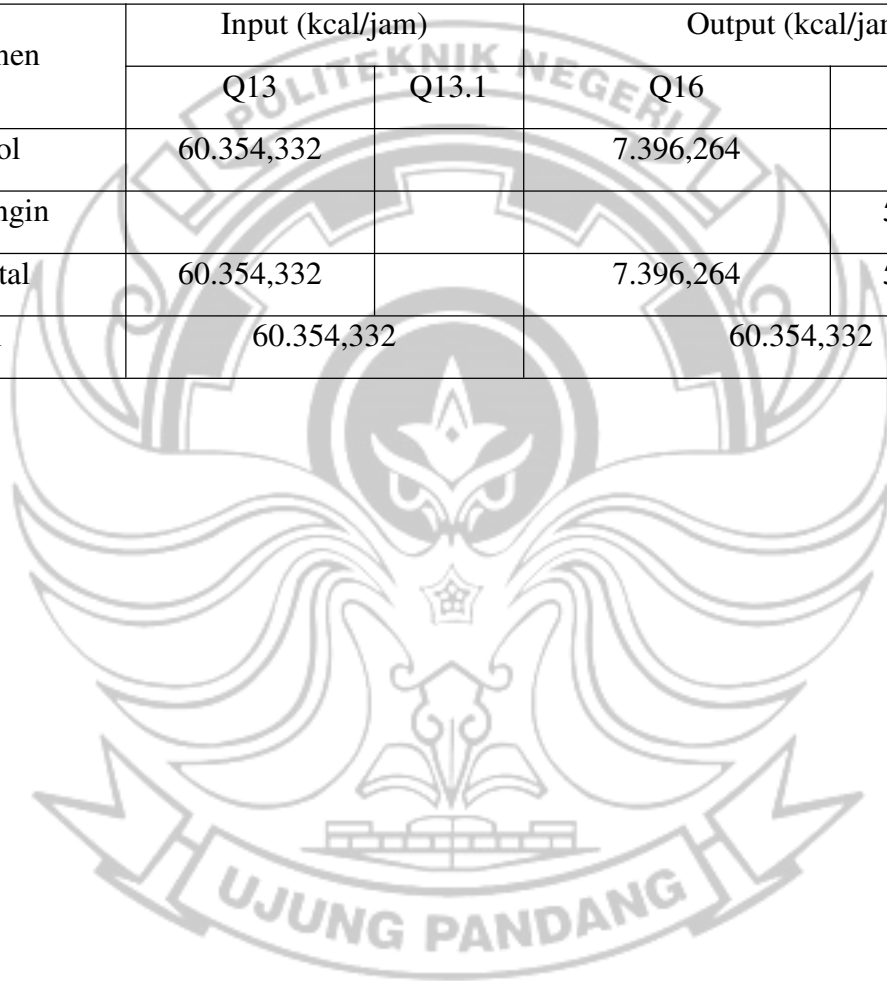
$$m \text{ Pendingin} = (m. \text{Cp.dT Umpan}) / (m. \text{Cp.dT Air})$$

$$m \text{ Pendingin} = \frac{(60.354,332 - 7.396,23615) \text{kcal/jam}}{29,9696 \text{ kcal/kg}}$$

$$m \text{ Pendingin} = \frac{52.958,0681 \text{ kcal/jam}}{29,9696 \text{ kcal/kg}}$$

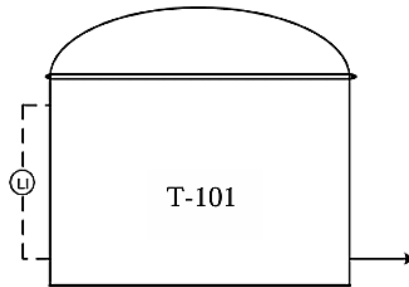
$$m \text{ Pendingin} = 1.767,0602 \text{ kg/jam}$$

Neraca Panas Cooler 03				
Komponen	Input (kcal/jam)		Output (kcal/jam)	
	Q13	Q13.1	Q16	Q16.1
Gliserol	60.354,332		7.396,264	
Q Pendingin				52.958,068
Sub Total	60.354,332		7.396,264	52.958,068
Total	60.354,332		60.354,332	



LAMPIRAN C SPESIFIKASI ALAT

1. Tangki Penyimpanan Bahan Baku CPO (*Crude Palm Oil*) (T-101)



Kode	: T- 101
Fungsi	: Menyimpan bahan baku <i>Crude Palm Oil</i> sebelum digunakan dalam proses
Bentuk	: Silinder dengan dasar vertikal alas datar dengan <i>ellipsoidal head</i>
Bahan	: <i>Carbon steal SA-285 Grade C</i>
Lama Penyimpanan	: 10 hari
Jumlah	: 4 unit
Kondisi	: $T = 32\text{ }^{\circ}\text{C}$; $P = 1\text{ atm}$
Penyimpanan	

1. Menentukan Tipe

Tangki Tangki di pilih dengan bentuk silinder dengan dasar vertikal (flay up) dan ellipsoidal karena tipe ini cocok digunakan untuk bahan liquid bertekanan rendah dengan kondisi operasi tangki berada pada

tekanan 1 atm dan suhu 32°C serta konstruksi sederhana sehingga harga lebih ekonomis.

2. Mentukan Bahan Konstruksi Tangki

Bahan konstruksi tangki dipilih Carbon Steel SA-285 Grade C, karena :

- Struktur kuat dengan allowable working stress cukup besar, $S = 13.75$ psi
- Tahan terhadap korosif
- Harga relatif murah dan tangki mampu menampung dalam kapasitas yang besar dengan konstruksi mudah

3. Menentukan Dimensi Utama Tangki

Kebutuhan Crude Palm Oil (CPO):

Laju alir massa (F) = 10.581,9143 kg/jam

Waktu penyimpanan = 10 hari

Kebutuhan CPO = Massa x Waktu penyimpanan

$$= 10.581,9143 \text{ kg/jam} \times 10 \text{ hari} \times 24 \text{ jam} = 2.539.659,4272 \text{ kg}$$

Data Densitas Komponen CPO (32 °C): Data Densitas Komponen CPO (32 °C):

Komponen	Laju massa (kg/jam)	Fraksi berat; xi	Densitas (kg/m ³)	xi/ρ (m ³ /kg)
*Trigliserida				
Trimistat	150,809	0,014250	836,300	0,00002
Tripalmitat	4815,850	0,455050	871,5389	0,00052

Tristearat	422,267	0,039900	865,0862	0,00005
Trioleat	3719,967	0,351500	889,2733	0,00040
Trilinoleat	945,073	0,089300	897,7497	0,00010
*Air	211,662	0,020000	1021,1747	0,00002
Total	10265,6286	1		0,0011

Densitas Campuran (ρ_{mix})

$$\rho_{mix} = \frac{1}{\sum \frac{x_i}{\rho}}$$

$$\rho_{mix} = \frac{1}{0,0011 \text{ m}^3/\text{kg}}$$

$$\rho_{mix} = 909.4157 \text{ g/m}^3 = 0,9094 \text{ kg/L}$$

4. Menentukan Kapasitas

$$\begin{aligned} \text{Volume Cairan} &= \frac{\text{Massa kebutuhan CPO}}{\rho_{mix}} \\ &= \frac{2.539.659,4272 \text{ kg}}{909.4157 \text{ kg/m}^3} \\ &= 2.792,6276 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Jumlah tangki 4 unit

$$\begin{aligned} \text{Volume Cairan} &= \frac{\text{Volume Cairan}}{\text{Jumlah tangki}} \\ \text{Volume Cairan} &= \frac{2.792,6276 \text{ m}^3}{4 \text{ unit tangki}} \end{aligned}$$

$$\text{Volume Cairan} = 698,1569 \text{ m}^3/\text{tangki}$$

Dengan faktor keamanan 10% maka volume tangki menjadi:

$$\text{Volume Tangki (V}_T) = (1+0,1) \times \text{Volume tangki}$$

$$= 1,1 \times 698,1569 \text{ m}^3$$

$$= 767,9726 \text{ m}^3 = 202.876,8551 \text{ gallon US}$$

5. Menghitung Diameter Tangki

- Volume Silinder

$$V_s = \pi \times r^2 \times H_s \quad (\text{persamaan 3.1})$$

Untuk tinggi silinder digunakan persamaan pada buku (Tabel 4, Peters and Timmerhaus hal 358), sebagai berikut :

$$H_s = \frac{3}{2} D \quad (\text{persamaan 3.2})$$

Dengan memasukkan persamaan 3.2 ke dalam persamaan 3.1 menjadi:

$$V_s = \pi \times r^2 \times H_s$$

$$V_s = \pi \left(\frac{D}{2}\right)^2 \left(\frac{3}{2} D\right)$$

$$V_s = \left(\frac{3}{8}\right) \pi D^3$$

$$V_s = \left(\frac{3}{8}\right) \times 3,14 \cdot D^3$$

$$V_s = 1,1775 D^3$$

- Volume Head

$$V_h = \frac{\pi}{6} \times D^2 \times H_s$$

$$V_h = \frac{\pi}{6} \times D^2 \times \frac{3}{2} D$$

$$V_h = \frac{3\pi}{12} \times D^3$$

$$V_h = \frac{1}{4} \pi \times D^3$$

$$V_h = \frac{1}{4} \times 3,14 \times D^3$$

$$V_h = 0,7850 D^3$$

- Volume Total Tangki

$$V_T = V_s + V_h$$

$$= 1,1775 D^3 + 0,7850 D^3$$

$$= 1,9625 D^3$$

Diameter Tangki

$$D = \left(\frac{V_T}{V_s + V_h} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$D = \left(\frac{767,9726}{1,9625} \right)^{\frac{1}{3}} = 7,7144 \text{ m}^3 = 287,9685 \text{ inch}$$

Sehingga,

$$\text{Volume silinder (Vs)} = \left(\frac{3}{8} \right) \times \pi \times D^3 = 460,7836 \text{ m}$$

$$\text{Volume ellipsoidal head (Vh)} = \left(\frac{1}{4} \right) \times \pi \times D^3 = 307,1890 \text{ m}$$

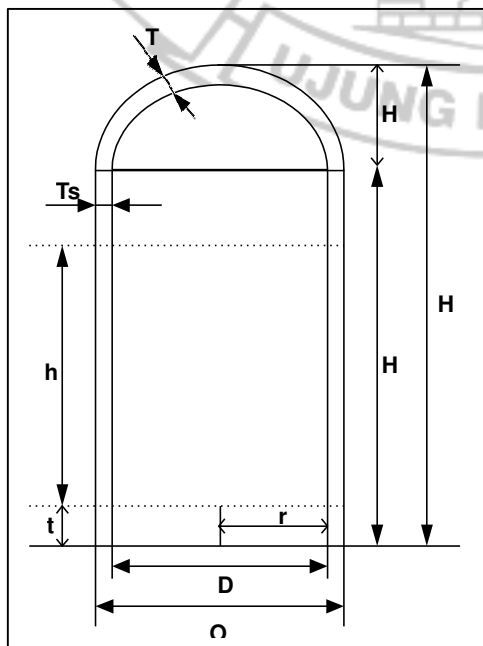
$$\text{Volume total tangki (VT)} = V_s + V_h = 767,9726 \text{ m}$$

6. Tinggi Tangki

$$\begin{aligned} \text{Tinggi silinder (Hs)} &= \frac{3}{2} \times D = \frac{3}{2} \times 7,3144 \\ &= 10,9716 \text{ m} \\ &= 431,9527 \text{ inch} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi ellipsoidal head (h)} &= \frac{1}{4} \times D = \frac{1}{4} \times 7,3144 \\ &= 1,8286 \text{ m} \\ &= 71,9921 \text{ inch} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tangki (HT)} &= H_s + h = 10,9716 \text{ m} + 1,8286 \text{ m} \\ &= 12,8002 \text{ m} \end{aligned}$$



Keterangan:

HT = Tinggi Total Tangki

Hs = Tinggi Silinder

Hh = Tinggi Head

h = Tinggi Cairan Dalam Tangki

r = Jari-Jari Tangki

D = Diameter Dalam Tangki

OD = Diameter Luar Tangki

Ts = Tebal Silinder

Th = Tebal Dinding Ellipsoidal Head

t = Tebal Alas Tangki

7. Penentuan Tinggi Cairan

$$\begin{aligned}\text{Tinggi cairan dalam tangki (HI)} &= \left(\frac{V_{\text{cairan}}}{V_{\text{tangki}}} \right) \times H_T \\ &= \left(\frac{698,1569}{767,9726} \right) \times 12,8002 \text{ m} \\ &= 11,6365 \text{ m} \\ &= 458,1319 \text{ inch}\end{aligned}$$

8. Menghitung Tebal Dinding Tangki

$$\begin{aligned}\text{Tekanan desain (psi)} &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\ &= 1 \text{ atm} + (\rho \cdot g \cdot h) \\ &= 1 \text{ atm} + \frac{(909,4157 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 11,6365 \text{ m})}{101.325 \text{ kg.m}^{-1} \cdot \text{atm}} \\ &= 1 \text{ atm} + 1,0235 \text{ atm}\end{aligned}$$

$$= 2,0235 \text{ atm}$$

$$\text{Safety factor} = 10\%$$

$$\text{Tekanan desain} = (100\% + 10\%) \times 2,0235 \text{ atm}$$

$$= 2,2259 \text{ atm}$$

$$= 32,7114 \text{ psi}$$

9. Penentuan Tebal Shell

Direncanakan tangki menggunakan bahan konstruksi *Carbon Steel SA- 285 Grade C*, sehingga diperoleh data (Brownell and Young, 1959) Appendix D, Tabel 13.1 & Tabel 13.2 hal 263-266 :

$$\text{Allowable stress } (S) = 13.750 \text{ psi}$$

$$\text{Joint efficiency } (E) = 0,8$$

$$\text{Corrosion allowance } (C) = 0,125 \text{ in/ tahun}$$

Digunakan persamaan pada buku (Tabel 4, Peters and Timmerhaus, 1991 hal 537 =551), sebagai berikut :

$$T_s = \left(\frac{P \times r}{S \times E - 0,6 \times P} \right) + C$$

Keterangan:

r = Jari-jari tangki (in)

S = Allowable working stress

E = Efisiensi sambungan

C = Faktor korosi

P = Tekanan desain (psi)

Ketebalan Dinding Silinder (T_s)

$$T_s = \left(\frac{32,7114 \text{ psi} \times 143,9842 \text{ in}}{(13,750 \text{ psi} \times 0,8) - (0,6 \times 32,7114)} \right) + 0,125 \text{ in}$$

$$T_s = 0,5539 \text{ in}$$

$$= 0,0141 \text{ m,}$$

digunakan tebal Shell standar 5/8 in (Tabel 5.7 *Brownell and young* hal 89)

10. Menentukan Dimensi Tutup Atas

Desain atap Persamaan tebal dinding ellipsoidal head (Tabel 4, Peters and Timmerhaus, 1991 hal 537 =551)

$$t_h = \left(\frac{P \times D}{2 \times S \times E - 0,2 \times P} \right) + C$$

Keterangan;

D = Diameter tangki (in)

S = Allowable working stress

E = Efisiensi sambungan

C = Faktor korosi

P = Tekanan desain (psi)

Diketahui,

$$D = 287,968 \text{ in}$$

$$S = 13,750 \text{ psi}$$

$$E = 0,8$$

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

$$P = 32,7114 \text{ psi}$$

Maka, tebal dinding ellipsoidal head:

$$t_h = \left(\frac{P \times D}{2 \times S \times E - 0,2 \times P} \right) + C$$

$$t_h = \left(\frac{32,7114 \text{ psi} \times 287,9685 \text{ in}}{(2 \times 13,750 \text{ psi} \times 0,8) - (0,2 \times 32,7114)} \right) + 0,125 \text{ in}$$

$$t_h = 0,5533 \text{ in}$$

$$= 0,0141 \text{ m,}$$

digunakan tebal Shell standar 5/8 in (Tabel 5.7 *Brownell and young* hal 89)

Diameter Luar Reaktor (OD)

$$OD = D + 2 T \text{ silinder}$$

$$= 7,3144 \text{ m} + (2 \times 0,0141 \text{ m})$$

$$= 7,3425 \text{ m}$$

11. Tebal Alas Tangki

$$t = D \sqrt{C \frac{P}{S}}$$

$$t = 304,4588 \text{ in} \sqrt{0,125 \frac{32,7114 \text{ psi}}{13,750 \text{ psi}}}$$

$$t = 4,9659 \text{ in}$$

Diambil tebal standar 5 in

Resume

Nama Alat	: Tangki Penyimpanan <i>Crude Palm Oil</i> (CPO)
Kode	: T-101
Jumlah Alat	: 4 unit
Fungsi	: Menyimpan bahan baku <i>Crude Palm Oil</i> sebelum digunakan dalam proses
Bentuk	: Silinder dengan dasar vertikal alas datar dengan <i>ellipsoidal head</i>
Bahan	: <i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>
Kondisi Operasi	: Tekanan = 1 atm

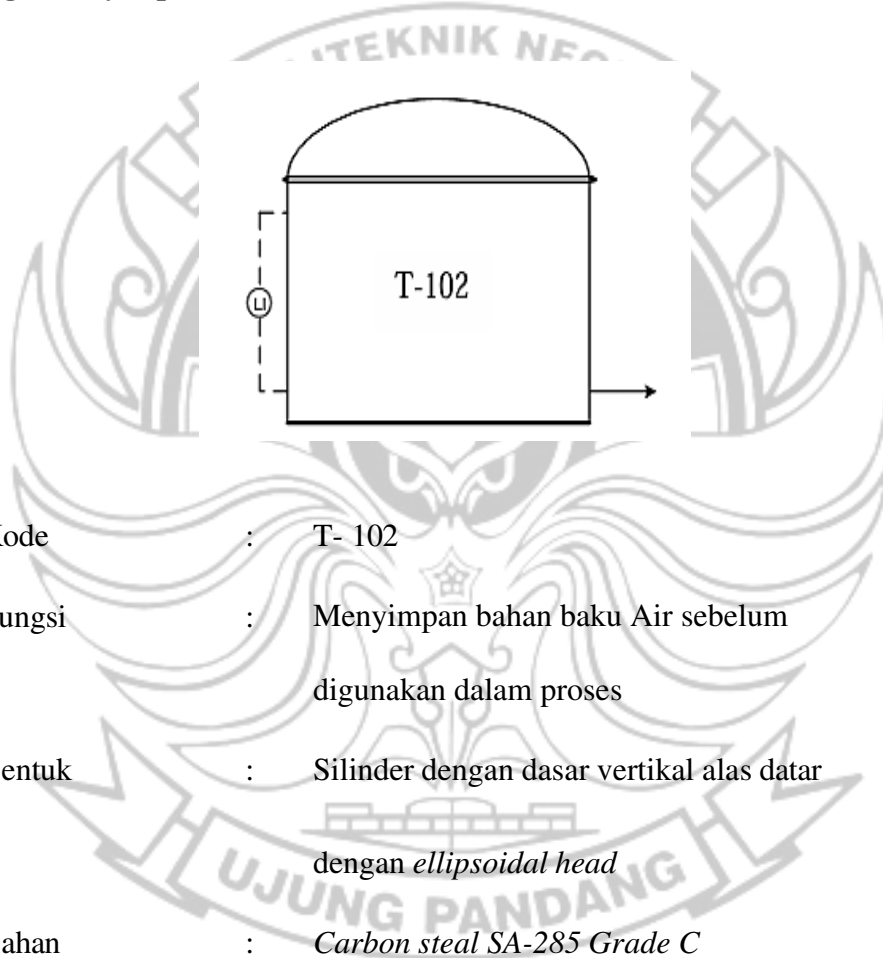
	: Suhu	=	32 °C	
Volume tangki (VT)	: 767,9726	m ³	= 239.763,5560	gallon US
Diameter tangki (D)	: 7,3144	m		
Tinggi tangki (Hs)	: 10,9716	m		
Tinggi atap (Hh)	: 1,8286	m		
Tinggi total tangki (HT)	: 12,8002	m		
Tinggi cairan (h)	: 11,6365	m		
Tebal <i>Shell</i> (Ts)	: 0,5539	in	= 5/8 in	
Tebal tutup atas (Th)	: 0,5533	in	= 5/8 in	
Tebal alas tangki (t)	: 4,9659	in	= 5 in	
Tekanan desain (Pd)	: 32,7114	psi	= 2,2259 atm	

Resume

Nama Alat	: Tangki Penyimpanan <i>Crude Palm Oil</i> (CPO)
Kode	: T-101
Jumlah Alat	: 4 unit
Fungsi	: Menyimpan bahan baku <i>Crude Palm Oil</i> sebelum digunakan dalam proses
Bentuk	: Silinder dengan dasar vertikal alas datar dengan <i>ellipsoidal head</i>
Bahan	: <i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>
Kondisi Operasi	: Tekanan = 1 atm
	: Suhu = 32 °C
Volume tangki (VT)	: 767,9726 m ³ = 239.763,5560 gallon US
Diameter tangki (D)	: 7,3144 m
Tinggi tangki (Hs)	: 10,9716 m
Tinggi atap (Hh)	: 1,8286 m
Tinggi total tangki (HT)	: 12,8002 m
Tinggi cairan (h)	: 11,6365 m

Tebal <i>Shell</i> (Ts)	: 0,5539	in = 5/8 in
Tebal tutup atas (Th)	: 0,5533	in = 5/8 in
Tebal alas tangki (t)	: 4,9659	in = 5 in
Tekanan desain (Pd)	: 32,7114	psi = 2,2259 atm

2. Tangki Penyimpanan Bahan Baku Air



Kode	:	T- 102
Fungsi	:	Menyimpan bahan baku Air sebelum digunakan dalam proses
Bentuk	:	Silinder dengan dasar vertikal alas datar dengan <i>ellipsoidal head</i>
Bahan	:	<i>Carbon steel SA-285 Grade C</i>
Lama Penyimpanan	:	10 hari
Jumlah	:	1 unit
Kondisi	:	T = 32 °C ; P = 1 atm
Penyimpanan		

1. Menentukan Dimensi Utama Tangki

Kebutuhan Air:

Laju alir massa (F) = 5.026,4093kg/jam

Waktu penyimpanan = 10 hari

Kebutuhan Air = Massa x Waktu penyimpanan

$$= 5.026,4093 \text{ kg/jam} \times 10 \text{ hari} \times 24 \text{ jam} = 1.206.338,2279\text{kg}$$

Data Densitas Komponen Air (32 °C) :

Air = 1.021,1747kg/m³ = 1,0211 kg/L

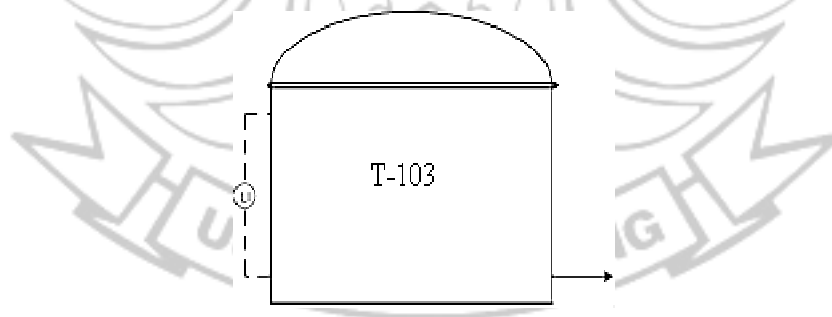
(Sumber : Yaws, 1999)

Dengan mengikuti perhitungan tangki 101 diatas, maka diperoleh hasil perhitungan untuk tangki 102 dalam proses sebagai berikut:

Resume	
Nama Alat	: Tangki Penyimpanan Air
Kode	: T-102
Jumlah Alat	: 1 unit
Fungsi	: Menyimpan bahan baku Air sebelum digunakan dalam proses
Bentuk	: Silinder dengan dasar vertikal alas datar dengan <i>ellipsoidal head</i>
Bahan	: <i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>
Kondisi Operasi	: Tekanan = 1 atm

	: Suhu	=	32 °C	
Volume tangki (V_T)	: 1.299,4564	m^3	343.280,0051	<i>gallon US</i>
Diameter tangki (D)	: 8,7160	m		
Tinggi tangki (H_s)	: 13,0740	m		
Tinggi atap (H_h)	: 2,1790	m		
Tinggi total tangki (H_T)	: 15,2530	m		
Tinggi cairan (h)	: 13,8664	m		
Tebal <i>Shell</i> (T_s)	: 0,7237	in =	4/9	In
Tebal tutup atas (T_h)	: 0,7227	in =	4/9	In
Tebal alas tangki (t)	: 6,4035	in =	6 2/5	In
Tekanan desain (P_d)	: 38,3049	psi =	2,6065	atm

3. Tangki Penyimpanan Produk Asam Lemak



Kode	:	T- 103
Fungsi	:	Menyimpan Produk Asam Lemak (<i>Fatty Acid</i>)
Bentuk	:	Silinder dengan dasar vertikal alas datar

dengan *ellipsoidal head*

Bahan : *Carbon steal SA-285 Grade C*
Lama Penyimpanan : 10 hari
Jumlah : 3 unit

1. Menentukan Dimensi Utama Tangki

Kebutuhan Asam Lemak (*Fatty Acid*):

Laju alir massa (F) = 9.920,9547 kg/jam

Waktu penyimpanan = 10 hari

Kebutuhan Air = Massa x Waktu penyimpanan
= 9.920,9547 kg/jam x 10 hari x 24 jam
= 2.381.029,1215 kg

Data Densitas komponen Produk (35 °C) :

Komponen	Laju massa (kg/jam)	Fraksi berat; xi	Densitas (kg/m ³)	xi/ρ
*Trigliserida				
Trimistat	4,2222	0,0004	836,3000	0,000000
Tripalmitat	1,5079	0,0001	869,6775	0,000000
Tristearat	9,4496	0,0009	863,1824	0,000000
Trioleat	48,1530	0,0048	887,4088	0,000001
Trilinoleat	37,1954	0,0037	895,7056	0,000000
*Asam Lemak				
Asam Miristat	147,3064	0.0108	871.9145	0,000002

Asam Palmitat	4703,9843	0.4344	869.6775	0,00055
Asam Stearat	412,4579	0.0446	870.0117	0,00005
Asam Oleat	3633,5578	0.3887	887.4089	0,00041
Asam Linoleat	923,1201	0.1001	895.7057	0,00010
Total	9.920,9660	1		0.0011

Densitas Campuran (ρ mix)

$$\rho_{mix} = \frac{1}{\sum \frac{x_i}{\rho}} = \frac{1}{0,0011 \text{ m}^3/\text{kg}}$$

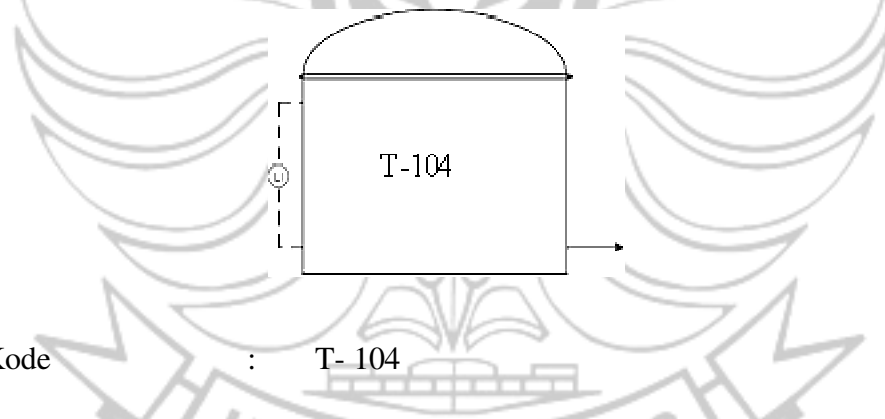
$$\rho_{mix} = 878,6909 \text{ kg/m}^3 = 0,8787 \text{ kg/L}$$

Dengan mengikuti perhitungan tangki 101 diatas, maka diperoleh hasil perhitungan untuk tangki 103 dalam proses sebagai berikut:

Resume	
Nama Alat	: Tangki Produk Asam Lemak (<i>Fatty Acid</i>)
Kode	: T-103
Jumlah Alat	: 3 unit
Fungsi	: Menyimpan produk Asam Lemak (<i>Fatty Acid</i>) sebagai produk utama
Bentuk	: Silinder dengan dasar vertikal alas datar dengan <i>ellipsoidal head</i>
Bahan	: <i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>
Kondisi Operasi	: Tekanan = 1 atm
	: Suhu = 35 °C
Volume tangki (VT)	: 993,5735 m ³ = 262.474,2909 <i>gallon US</i>
Diameter tangki (D)	: 7,9701 m

Tinggi tangki (Hs)	: 11,9551	m
Tinggi atap (Hh)	: 1,9925	m
Tinggi total tangki (HT)	: 13,9477	m
Tinggi cairan (h)	: 12,6797	m
Tebal <i>Shell</i> (Ts)	: 0,3949	in = 7/16 in
Tebal tutup atas (Th)	: 0,3947	in = 7/16 in
Tebal alas tangki (t)	: 4,1134	in = 4 1/9 in
Tekanan desain (Pd)	: 18,9030	psi = 1.2863 in

4. Tangki Penyimpanan Produk Gliserol



- Kode : T- 104
- Fungsi : Menyimpan Produk Gliserol
- Bentuk : Silinder dengan dasar vertikal alas datar
dengan *ellipsoidal head*
- Bahan : *Carbon steal SA-285 Grade C*
- Lama Penyimpanan : 10 hari

Jumlah : 1 unit

1. Menentukan Dimensi Utama Tangki

Kebutuhan Asam Lemak (*Fatty Acid*):

Laju alir massa (F) = 1.087,3050 kg/jam

Waktu penyimpanan = 10 hari

Kebutuhan Air = Massa x Waktu penyimpanan

= 1.087,3050 kg/jam x 10 hari x 24 jam

= 260.953,2033 kg

Data Densitas komponen Produk (35 °C) :

Komponen	Laju massa (kg/jam)	Fraksi berat; xi	Densitas (kg/m ³)	xi/ρ
Asam Miristat	0.00000	0.00000	871,91447	0.000000
Asam Palmitat	0.00000	0.00000	869,67755	0.000000
Asam Stearat	0.00000	0.00000	870,01169	0.000000
Asam Oleat	0.00000	0.00000	887,40888	0.000000
Asam Linoleat	0.00000	0.00000	895,70568	0.000000
* Gliserol	1088,98857	1	1.250,80248	0.000799
Total	1088,988569	1		0.0008

Densitas Campuran (ρ mix)

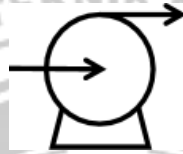
$$\rho_{mix} = \frac{1}{\sum \frac{x_i}{\rho}} = \frac{1}{0,0008 \text{ m}^3/\text{kg}}$$

$$\rho_{mix} = 1.250,8025 \text{ kg/m}^3 = 1,2508 \text{ kg/L}$$

Resume	
Nama Alat	: Tangki Produk Gliserol
Kode	: T-104
Jumlah Alat	: 1 unit
Fungsi	: Menyimpan produk Gliserol sebagai hasil samping
Bentuk	: Silinder dengan dasar vertikal alas datar dengan <i>ellipsoidal head</i>
Bahan	: <i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>
Kondisi Operasi	: Tekanan = 1 atm
	: Suhu = 35 °C
Volume tangki (VT)	: 229,4915 m ³ = 60.625,2257 gallon US
Diameter tangki (D)	: 4,8901 m
Tinggi tangki (Hs)	: 7,3352 m
Tinggi atap (Hh)	: 1,2225 m
Tinggi total tangki (HT)	: 8,5577 m
Tinggi cairan (h)	: 7,7797 m
Tebal <i>Shell</i> (Ts)	: 0,4001 in = 1/2 in
Tebal tutup atas (Th)	: 0,3997 in = 7/16 in
Tebal alas tangki (t)	: 3,2517 in = 3 1/4 in

Tekanan desain (Pd) : 31,3800 psi = 2,1353 atm

5. Pompa 101 (P-101)



P-101

Kode : P- 101
 Fungsi : Mengalirkan bahan baku Crude Palm Oil (CPO) menuju Heater 101
 Tipe : *Centrifugal pump*
 Bahan : *Commercial steel*
 Kondisi Penyimpanan : T = 32 °C ; P = 1 atm
 Jumlah : 2 unit

Data Densitas Komponen Umpan (32 °C) :

Komponen	Laju alir (kg/jam)					
		x_i	ρ (kg/m ³)	x_i/ρ	μ	$x_i \times \mu$
*Trigliserida						
Trimistat	= 150,8095	0,0147	836,3000	0,000018	7,5864	0,111450

Tripalmitat	=	4815,8498	0,4691	871,5389	0,000538	21,9441	10,294475
Tristearat	=	422,2666	0,0411	865,0862	0,000048	45,3381	1,864938
Trioleat	=	3719,9675	0,3624	889,2733	0,000407	10,4172	3,774901
Trilinoleat	=	945,0728	0,0921	897,7497	0,000103	30,6061	2,817655
*Air	=	211,6624	0,0206	1.021,1747	0,000020	0,7833	0,016149
Total		10.265,6286	1		0,0011		18,8796

Menghitung Laju Alir Pompa :

$$\begin{aligned} \text{Laju massa (Q)} &= 10.264,4569 \text{ kg/jam} \times 2,20462 \\ &= 22631,8101 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

Densitas (ρ) :

$$\rho_{mix} = \frac{1}{0,0011 \text{ m}^3/\text{kg}}$$

$$\begin{aligned} \rho_{mix} &= 882,1332 \text{ kg/m}^3 \\ &= 55,0697 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

Viskositas (μ) :

$$\mu \text{ campuran} = 18,8796 \text{ cP} = 1,89\text{E-}02 \text{ lbm/ft.s}$$

Laju Air Volumetric (Qf):

$$\begin{aligned} Q_f &= \frac{Q}{\rho} = \frac{22.631,8101 \text{ lb/jam}}{55,0697 \text{ lb/ft}^3} = 410,9670 \text{ ft}^3/\text{jam} = 0,1142 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 51,2374 \text{ gallon/menit (gpm)} \end{aligned}$$

Laju air pipa diasumsi sebagai aliran turbulen berdasarkan Persamaan 15 Peters and Timmerhaus, 1991 hal 496, ($N_{re} \geq 21$) maka digunakan rumus diameter pipa optimum ($D_i \text{ opt}$) :

$$D_i \text{ opt} = 3,9 \times (Q_f)^{0,45} (\rho)^{0,13} \quad (\text{Pers. 15 Peters and Timmerhaus, 1991 hal 496})$$

$$= 3,9 \times (0,3766)^{0,45} \times (55,0697)^{0,13} = 2,47 \text{ in}$$

Berdasarkan tabel 11 Kern, 1965 hal 850 dipilih:

$$D \text{ nominal} = 2 \frac{1}{2} \text{ in} = 0,2083 \text{ ft}$$

$$\text{No. Schedule} = 40$$

$$OD = 2,88 \text{ in} = 0,2400 \text{ ft}$$

$$at = 4,79 \text{ in}^2 = 0,0333 \text{ ft}^2$$

$$ID = 2,469 \text{ in} = 0,2057 \text{ ft}$$

Kecepatan Aliran dalam Pipa (V) :

$$V = \frac{Qf}{At} = \frac{0,1141 \text{ ft}^3/\text{dtk}}{0,0333 \text{ ft}^2} = 3,4319 \text{ ft/s}$$

Penentuan Bilangan Reynold (NRe):

$$\begin{aligned} NRe &= \frac{\rho \times V \times D}{\mu} \\ &= \frac{55,0697 \text{ lb/ft} \times 3,4319 \text{ ft/dtk} \times 0,2057 \text{ ft}}{0,0127 \text{ lb/ft dtk}} = 3.065,0863 \end{aligned}$$

Karena $NRe > 2100$ maka asumsi benar

Direncanakan :

$$\text{- Panjang pipa lurus (L)} = 10 \text{ m} = 32,808 \text{ ft}$$

$$\text{- Tinggi pemompa (H)} = 3 \text{ m} = 9,8424 \text{ ft}$$

$$\text{- 3 elbow } 90^\circ$$

$$Le/D = 32 \text{ (Tabel 1 Peters and Timmerhaus, 1991 hal 484)}$$

$$Le = 32 \cdot 3 D$$

$$= 32 \times 3 \times 0,2057$$

$$= 19,7519 \text{ ft}$$

- 1 gate valves, open

$$Le/D = 7 \text{ (Tabel 1 Peters and Timmerhaus, 1991 hal 484)}$$

$$Le = 7 \times I \times D$$

$$= 7 \times 1 \times 0,2057$$

$$= 1,4402 \text{ ft}$$

- Dipilih material pipa komersial steel

$$\epsilon = 0,00015$$

$$\epsilon/D = 0,00015/0,2057$$

$$= 0,0007$$

$$f = 0,0040$$

(Fig. 14-1 Peters and Timmerhaus, 1991 hal 482) friksi yang terjadi (F)

- Friksi karena kontraksi dari tangki ke pipa :

Dimana:

$$K = 0,5$$

$$V = 3,4319 \text{ ft/dtk ft}$$

$$F = \frac{k \times v^2}{g_c \times C} \text{ (Fig. 14-1 Peters and Timmerhaus, 1991 hal 482)}$$

$$= \frac{0,5 \times (3,4319 \text{ ft/dtk})^2}{2 \times 32,174 \text{ lbm ft/lb}^2} = \frac{5,8890}{64,3480}$$

$$= 0,0915 \text{ lbf ft/lbm}$$

- Friksi sepanjang pipa lurus:

$$F = \frac{2 \times f \times v^2 \times L}{gc \times ID} \text{ (Fig. 14-1 Peters and Timmerhaus, 1991 hal 482)}$$

$$= \frac{2 \times 0,0040 \times (3,4319 \text{ ft/dtk})^2 \times 32,808}{32,174 \text{ lbm ft/lb}^2 \times 0,2057 \text{ ft}} = \frac{3,0913}{6,6198}$$

$$= 0,4670 \text{ lbf ft/lbm}$$

- Friksi karena sambungan (elbow 90°)

$$F = \frac{2 \times f \times v^2 \times Le}{gc \times ID} \text{ (Fig. 14-1 Peters and Timmerhaus, 1991 hal 482)}$$

$$= \frac{2 \times 0,0040 \times (3,4319 \text{ ft/dtk})^2 \times 19,7519}{32,174 \text{ lbm ft/lb}^2 \times 0,2057 \text{ ft}} = \frac{1,8611}{6,6198}$$

$$= 0,2811 \text{ lbf ft/lbm}$$

- Friksi karena adanya bukaan (gate valve)

$$F = \frac{2 \times f \times v^2 \times Le}{gc \times ID} \text{ (Fig. 14-1 Peters and Timmerhaus, 1991 hal 482)}$$

$$= \frac{2 \times 0,0040 \times (3,4319 \text{ ft/dtk})^2 \times 1,4402}{32,174 \text{ lbm ft/lb}^2 \times 0,2057 \text{ ft}} = \frac{0,1357}{6,6198}$$

$$= 0,0205 \text{ lbf ft/lbm}$$

Penentuan Kerja Pompa (W)

Berdasarkan persamaan Bernoulli:

$$W = \frac{\Delta P}{P} + \Delta H \times \frac{g}{gc} + \frac{V^2}{2 \times \alpha \times gc} + \Sigma F \text{ (Fig. 14-1 Peters and Timmerhaus, 1991 hal 482)}$$

Dimana:

$$P1 = P2 = 1 \text{ atm}$$

$$\frac{\Delta P}{\rho} = \frac{P2 - P1}{\rho} = 0$$

$$\Delta H = 9,8424 \text{ ft}$$

Jika diasumsikan bahwa sepanjang pengaliran fluida tidak terjadi perubahan diameter pipi, maka:

$$V = V1 - V2 = 0$$

Untuk aliran turbulen $\alpha = 1$

Jadi:

$$\begin{aligned} W &= 0 + 9,8424 \text{ ft} + 0 + 0,7686 \text{ lbf ft/lbm} \\ &= 10,6110 \text{ lbf ft/lbm} \end{aligned}$$

Penentuan daya pompa

$$\begin{aligned} P &= \frac{\rho \times Q_f \times W}{550} = \frac{55,0080 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times \frac{0,1135 \text{ ft}^3}{\text{dk}} \times 10,6110 \text{ lbf ft/lbm}}{550} \\ &= 0,1213 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Untuk $Q_f = 51,2374 \text{ gpm}$

Berdasarkan Peter fig. 14 – 37, hal 520, efisiensi pompa (η) = 25%, maka:
Brake House Power (BHP) :

$$\text{BPH} = \frac{P}{\eta} = \frac{0,1213 \text{ Hp}}{0,25} = 0,4851 \text{ Hp}$$

Penentuan daya motor (N)

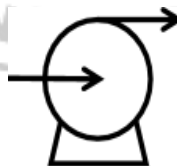
Berdasarkan Peter fig 14 – 38, hal 521 untuk BHP 0,4851 Hp maka diperoleh efisiensi motor = 80% sehingga:

$$N = \frac{BHP}{\eta} = \frac{0,4851 \text{ Hp}}{0,8} = 0,6064 \text{ Hp}$$

Resume	
Nama Alat	: Pompa Tangki CPO
Kode	: P - 101
Fungsi	: Mengalirkan bahan baku <i>Crude Palm Oil</i> (CPO) menuju <i>Heater</i> 101
Tipe	: <i>Centrifugal pump</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Commercial steel</i>
Kapasitas	: 51,2374 gpm
Power Pompa	: 0,6064 Hp
Jumlah	: 2 unit
Ukuran	: 2 In <i>sch</i>

Dengan mengikuti perhitungan pompa diatas, maka diperoleh hasil perhitungan untuk semua pompa dalam proses sebagai berikut:

6. Pompa 102 (P-102)

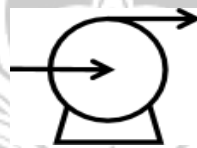


P-102

Resume	
Nama Alat	: Pompa Tangki Air

Kode	: P - 102
Fungsi	: Mengalirkan bahan baku air menuju heater 102
Tipe	: <i>Centrifugal pump</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Commercial steel</i>
Kapasitas	: 21,6717 gpm
Power Pompa	: 0,3740 Hp
Jumlah	: 2 unit
Ukuran	: 2 In sch

7. Pompa 105 (P-105)

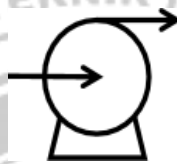


P-105

Resume	
Nama Alat	: Pompa Flash Tank
Kode	: P - 105
Fungsi	: Mengalirkan umpan campuran dari flash tank menuju decanter 101
Tipe	: <i>Centrifugal pump</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Commercial steel</i>
Kapasitas	: 60,4287 gpm
Power Pompa	: 0,6077 Hp
Jumlah	: 2 unit

Ukuran : 2 In *sch*

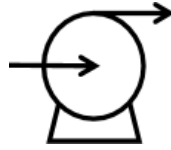
8. Pompa 106 (P-106)



P-106

Resume	
Nama Alat	: Pompa Produk <i>Light Decanter</i>
Kode	: P - 106
Fungsi	: Mengalirkan produk <i>Light asam lemak</i> dari <i>decanter</i>
Tipe	: <i>Centrifugal pump</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Commercial steel</i>
Kapasitas	: 22,5371 gpm
Power Pompa	: 0,2350 Hp
Jumlah	: 2 unit
Ukuran	: 2 In <i>sch</i>

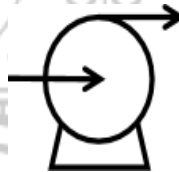
9. Pompa 107 (P-107)



P-107

Resume	
Nama Alat	: Pompa Produk Bawah Destilasi
Kode	: P - 107
Fungsi	: Mengalirkan asam lemak menuju cooler 102
Tipe	: <i>Centrifugal pump</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Commercial steel</i>
Kapasitas	: 49,7112 gpm
Power Pompa	: 0, 6120 Hp
Jumlah	: 2 unit
Ukuran	: 2 In sch

10. Pompa 108 (P-108)

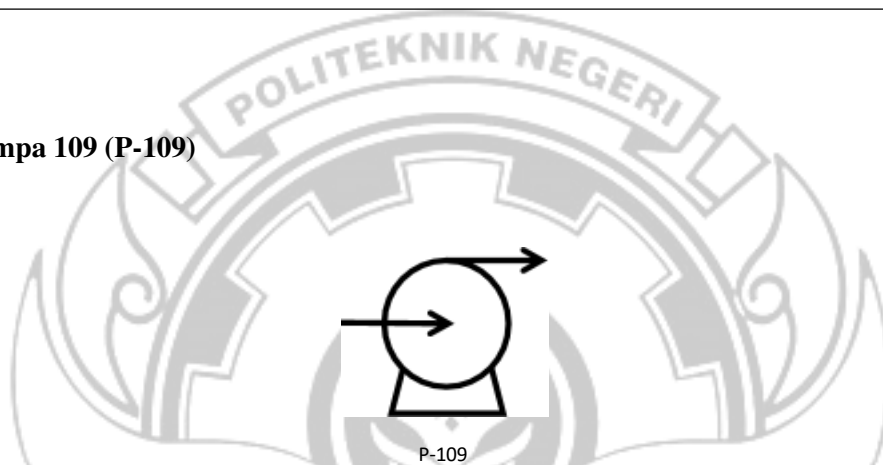


P-108

Resume	
Nama Alat	: Pompa Produk <i>Heavy Decanter</i>
Kode	: P - 108
Fungsi	: Mengalirkan produk Heavy gliserol dari decanter menuju vaporizer 101

Tipe	: <i>Centrifugal pump</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Commercial steel</i>
Kapasitas	: 3,9629 gpm
Power Pompa	: 0,0788 Hp
Jumlah	: 2 unit
Ukuran	: 2 In <i>sch</i>

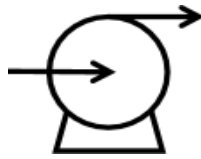
11. Pompa 109 (P-109)



Resume

Nama Alat	: Pompa Produk Bawah Vaporizer
Kode	: P - 109
Fungsi	: Mengalirkan gliserol produk bawah vaporizer menuju cooler 103
Tipe	: <i>Centrifugal pump</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Commercial steel</i>
Kapasitas	: 3,9847 gpm
Power Pompa	: 0,0788 Hp
Jumlah	: 2 unit
Ukuran	: 2 In <i>sch</i>

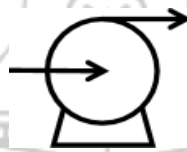
12. Pompa 110 (P-110)



P-110

Resume	
Nama Alat	: Pompa Produk Gliserol
Kode	: P - 110
Fungsi	: Mengalirkan gliserol menuju tangki penyimpanan gliserol 104
Tipe	: <i>Centrifugal pump</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Commercial steel</i>
Kapasitas	: 4,4138 gpm
Power Pompa	: 0,0905 Hp
Jumlah	: 2 unit
Ukuran	: 2 In sch

13. Pompa 111 (P-111)

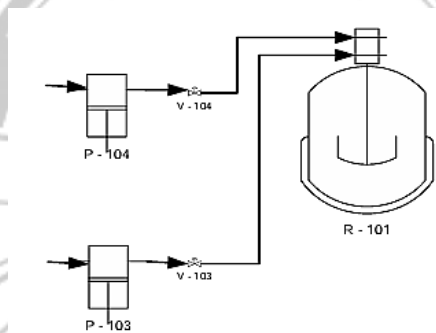


P-111

Resume	
Nama Alat	: Pompa Produk Asam Lemak
Kode	: P - 111
Fungsi	: Mengalirkan asam lemak menuju tangki produk asam lemak T-103
Tipe	: <i>Centrifugal pump</i>

Bahan Konstruksi	: <i>Commercial steel</i>
Kapasitas	: 50,0340 gpm
Power Pompa	: 0,5301 Hp
Jumlah	: 2 unit
Ukuran	: 2 In <i>sch</i>

14. Pompa 103 (P-103)



Kode	: P- 103
Fungsi	: Memompa Crude Palm Oil (CPO) dari Heater 101 menuju Reaktor 101
Tipe	: <i>Reciprocating Pump</i>
Jumlah	: 2 unit

Menghitung Densitas Campuran

T (Suhu): Celcius = 90 °C atau Kelvin = 363 K

$$\rho_{mix} = \frac{1}{\sum \frac{x_i}{\rho}} = \frac{1}{0,0011 m^3/kg} = 843,1446 \text{ kg/m}^3$$

Menghitung Viskositas Campuran

T (Suhu): Celcius = 90 °C atau Kelvin = 363 K

Data Kondisi Operasi

Temperatur : 90 °C = 363 K

Tekanan masuk dalam reaktor (P1) : 2 atm = 29,3918 lbf/in²

Tekanan dalam reaktor (P2) : 54 atm = 793,5786 lbf/in²

Laju alir (m_s) : 10.581,9143 kg/jam = 23.329,0999
lb/jam

Densitas fluida (ρ mix) : 843,1446 kg/m³ = 52,6357 lb/ft³

Viskositas fluida (μ mix) : 10,0825 cP = 24,3895 lb/ft.jam

Faktor keamanan (sf) = 10 % (Tabel 6, Peters and Timmerhaus, 1991 hal
38)

1. Kapasitas Pompa (Q_f)

Mass Flowrate (mf)

$$mf = (1 + f) ms$$

$$mf = (1 + 0,10) 23.329,0999 \text{ lb/jam}$$

$$mf = 25.662,0098 \text{ lb/jam} = 427,7002 \text{ lb/min}$$

Volumetric Flowrate (Q_f)

$$\begin{aligned} Q_f &= \frac{mf}{\rho} \\ &= \frac{25.662,0098 \text{ lb/jam}}{52,6357 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 487,540 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$= 8,1257 \text{ ft}^3/\text{mnt}$$

$$= 0,1354 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$= 60,7962 \text{ gallon/menit}$$

2. Menentukan Ukuran Pipa

a. Diameter Pipa

Untuk aliran turbulenta yang mempunyai range viskositas 0,02 – 20 cP maka digunakan rumus diameter dalam optimum pipa (D_{optimum}).

$$D_{\text{opt}} = 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

(Pers.15 Peters and Timmerhaus, 1991 hal 496)

$$= 3,9 \times (0,1354 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \times (52,6357/\text{ft}^3)^{0,13}$$

$$= 2,6552 \text{ in}$$

b. Dimensi Pipa

Berdasarkan Tabel 10-18 Properties of Steel Pipe, Perry's Chemical Engineers' Handbook 7 th Ed Hall. 10-72 (Perry, 1999), dimensi pipa yang digunakan:

$$\text{NPS (Nominal Pipe Size)} = 3 \text{ in} = 0,2500 \text{ ft}$$

$$\text{SN (Schedule No.)} = 40$$

$$\text{ID (Inside Diameter)} = 3,0680 \text{ in} = 0,2557 \text{ ft}$$

$$\text{OD (Outside Diameter)} = 3,5000 \text{ in} = 0,2917 \text{ ft}$$

$$a'' \text{ (Sectional area, Flow)} = 0,0513 \text{ ft}^2 = 7,3872 \text{ in}^2$$

3. Perhitungan Pompa

a. Kecepatan Aliran (V_s)

$$V_s = \frac{Q_f}{a''}$$

$$V_s = \frac{0,1354 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,0513 \text{ ft}^2}$$

$$V_s = 2,6399 \text{ ft/s}$$

$$V_s = 9.503,69991 \text{ ft/jam}$$

b. *Reynold* Number (N_{Re})

$$N_{Re} = \frac{D V \rho}{\mu}$$

D : Diameter dalam (ft)

V : Kecepatan aliran (ft/jam)

ρ : Densitas *fluida* (lb/ft³)

μ : Viskositas *fluida* (lb/ft.jam)

N_{Re} : Bilangan *reynold*

dimana,

$$D = 0,2557 \text{ ft}$$

$$V = 9.503,6991 \text{ ft/jam}$$

$$\rho = 52,6357 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu = 24,3895 \text{ lb/ft jam}$$

$$N_{Re} = \frac{0,2557 \text{ ft} \times 9.503,6987 \times 52,6357 \text{ lb/ft}^3}{24,3895 \text{ lb/ft jam}}$$

$$= 5.243,7854$$

Nilai N_{Re} yang diperoleh sebesar $5.243,7854 > 2.100$, sehingga termasuk aliran turbulen.

c. Break Horsepower

$$P = \frac{0,148 \times T1 \times qo}{520 \times n} \times \log \frac{P2}{P1} \quad (\text{Pers.8 Mc Cabe, ed 4})$$

Keterangan:

- P : Break horsepower (hp)
- qo : Laju alir (ft³/jam)
- T1 : Temperatur masuk dalam reaktor (K)
- P1 : Tekanan masuk dalam reaktor (lbf/in²)
- P2 : Tekanan dalam reaktor (lbf/in²)
- n : Efisiensi pompa

Nilai efisiensi pompa (n) = 80%

$$P = \frac{0,148 \times 360 \text{ K} \times 487,5397 \text{ ft}^3/\text{jam}}{520 \times 0,8} \log = \frac{54 \text{ atm}}{2 \text{ atm}}$$

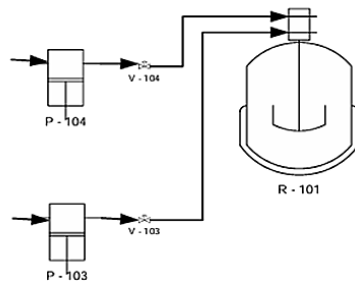
$$= 90,1229 \text{ hp} = 90 \text{ hp}$$

Resume

Nama Alat	: Pompa Reciprocating Crude Palm Oil (CPO)
Kode	: P-103
Jumlah Alat	: 2 unit
Fungsi	: Memompa Crude Palm Oil (CPO) dari Heater 101 menuju Reaktor 101
Tipe	: Reciprocating Pump
Bahan	: Commercial Steel
Kondisi Operasi	: Tekanan masuk dalam reaktor 2 atm = 29.3918 lbf/in ²
	: Tekanan dalam reaktor 54 atm = 793.5786 lbf/in ²
	: Suhu = 90°C = 363 K
Laju alir massa (ms)	: 10,581.9143 kg/jam = 23,329.0999 lb/jam
Densitas Fluida (ρ mix)	: 843,1446 kg/m ³ = 52,6357 lb/ft ³
Viskositas Fluida (μ mix)	: 10,0825 cP = 24,3895 lb/ft jam
Kecepatan Aliran (Vs)	: 0,1354 ft ³ /s = 487,5397 ft ³ /jam

Kapasitas	: 60,7962	gallon/menit (gpm)
Ukuran Pipa		
NPS (Nominal Pipe Size)	: 3	in = 0,2500 ft
SN (Schedule No.)	: 40	
ID (Inside Diameter)	: 3,068	in = 0,2557 ft
OD (Outside Diameter)	: 3,5	in = 0,2917 ft
a" (Sectional area, Flow)	: 0,0513	ft ² = 7,3872 in ²
P (Daya Pompa)	: 90	Hp

15. Pompa 104 (P-104)



Kode : P- 104

Fungsi : Memompa Air dari *Heater 102* menuju Reaktor 101

Tipe : *Reciprocating Pump*

Jumlah : 2 unit

T (Suhu):

Celcius = 90 °C

Kelvin = 363 K

Menghitung Densitas

Komponen	Densitas (kg/m ³)	Laju massa (kg/jam)
Air	1.001,6823	5.026,409

Menghitung Viskositas

Komponen	μ (centipoise)	Laju massa (kg/jam)
Air	0,3118	5.026,409

Data Kondisi Operasi

Temperatur : 90 °C = 363 K

Tekanan masuk dalam reaktor (P1) : 2 atm = 29,3918 lbf/in²

Tekanan dalam reaktor (P2) : 54 atm = 793,5786 lbf/in²

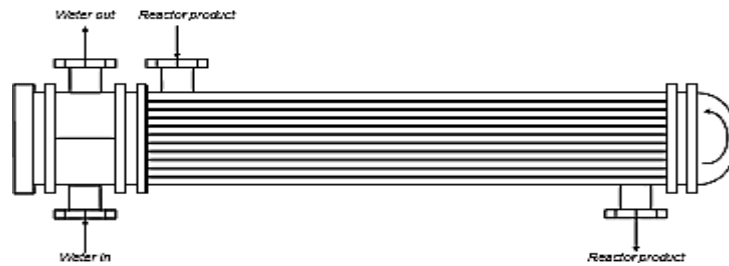
Faktor keamanan (sf) = 10 % (Tabel 6, Peters and Timmerhaus, 1991 hal 38)

Dengan mengikuti perhitungan pompa 103 di atas maka diperoleh hasil perhitungan untuk pompa air dalam proses sebagai berikut:

Resume	
Nama Alat	: Pompa Reciprocating Air
Kode	: P-104
Jumlah Alat	: 2 unit
Fungsi	: Memompa Air dari Heater 102 menuju Reaktor 101
Tipe	: Reciprocating Pump
Bahan	: Commercial Steel

Kondisi Operasi	:	Tekanan masuk dalam reaktor	2 atm	=	29.3918	lbf/in ²
	:	Tekanan dalam reaktor	54 atm	=	793.5786	lbf/in ²
	:	Suhu = 90°C		=	363 K	
Laju alir massa (ms)	:	5.026,4093 kg/jam		=	11.081,3224	lb/jam
Densitas Fluida (ρ mix)	:	1.001,6823 kg/m ³		=	62,5329	lb/ft ³
Viskositas Fluida (μ mix)	:	0,3118 cP		=	0,7542	lb/ft jam
Kecepatan Aliran (Vs)	:	0,0541 ft ³ /s		=	194,9287	ft ³ /jam
Kapasitas	:	24,3076	gallon/menit (gpm)			
Ukuran Pipa						
NPS (Nominal Pipe Size)	:	2 in		=	0,1667	ft
SN (Schedule No.)	:	40				
ID (Inside Diameter)	:	2,067 in		=	0,1723	ft
OD (Outside Diameter)	:	2,375 in		=	0,1979	ft
a" (Sectional area, Flow)	:	0,0233 ft ²		=	3,3552	in ²
P (Daya Pompa)	:	36	Hp			

16. Heater CPO (HE-101)



Kode	:	HE- 101
Fungsi	:	Memanaskan CPO sebelum masuk ke dalam reaktor dengan menaikkan temperatur CPO dari 32°C menjadi 90°C
Tipe	:	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan	:	<i>Carbon steal SA-285 Grade C</i>
Jumlah	:	1 unit

1. Menentukan Tipe Heater

Tipe heat exchanger yang dipilih adalah *Shell and Tube heat exchanger* berdasarkan pertimbangan sebagai berikut:

- Mempunyai *overall head transfer coeffisient* yang relatif lebih besar bila dibanding *double pipe* (Luas permukaan perpindahan panas(A)>200 ft²).
- Maintenance dan struktur pendukung relatif mudah dan murah biayanya.

2. Mentukan Bahan Konstruksi Heater

Bahan konstruksi yang dipilih adalah *Carbon Steel SA-285 Grade C*, dengan pertimbangan :

- Mempunyai *allowable working stress* yang besar.

b. Mempunyai *Corrosion and Heat Resisting* yang bagus.

3. Menentukan Spesifikasi *Heater*

Dari data neraca panas dan neraca massa diperoleh :

$$Q_{in} = 25.693,3136 \text{ kcal/jam} = 101.891,2029 \text{ Btu/jam}$$

$$Q_{out} = 294.892,7866 \text{ kcal/jam} = 1.169.447,4770 \text{ Btu/jam}$$

Fluida Panas (Steam)

$$\text{Suhu awal } (T_1) = 130^\circ\text{C} = 266^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu akhir } (T_2) = 130^\circ\text{C} = 266^\circ\text{F}$$

$$\text{Laju alir fluida panas } (W) = 520,2352 \text{ kg/jam} = 1.146,9210 \text{ lb/jam}$$

Fluida Dingin (CPO)

$$\text{Temperatur awal } (t_1) = 32^\circ\text{C} = 89,6^\circ\text{F} \quad \text{Temperatur akhir } (t_2)$$

$$= 90^\circ\text{C} = 194^\circ\text{F}$$

$$\text{Laju alir fluida dingin } (w) = 11.012,4737 \text{ kg/jam} = 24.278,3197 \text{ lb/jam}$$

$$Q_{\text{fluida dingin (Air)}} = wc(t_2 - t_1)$$

$$= 938.298,6337 \text{ Btu/jam}$$

$$Q_{\text{beban}} = Q_{out} - Q_{in}$$

$$= (294.892,7866 - 25.693,3136) \text{ kcal/jam}$$

$$= 269.199,473 \text{ kcal/jam}$$

$$= 112.6330,595 \text{ Btu/jam}$$

a. Menghitung harga ΔT_{LMTD} (*Log Mean Temperature Difference*)

<i>Fluida panas</i>	<i>Fluida dingin</i>	Selisih ($^\circ\text{F}$)
---------------------	----------------------	------------------------------

$T_1 = 266 \text{ }^\circ\text{F}$	Suhu yang lebih tinggi	$t_2 = 194 \text{ }^\circ\text{F}$	$\Delta t_2 = 72 \text{ }^\circ\text{F}$
$T_2 = 266 \text{ }^\circ\text{F}$	Suhu yang lebih rendah	$t_1 = 89,6 \text{ }^\circ\text{F}$	$\Delta t_1 = 176,4 \text{ }^\circ\text{F}$
Selisih $(T_1 - T_2) = 0 \text{ }^\circ\text{F}$	Selisih	$(t_2 - t_1) = 104,4 \text{ }^\circ\text{F}$	$\Delta t_2 - \Delta t_1 = -104,4 \text{ }^\circ\text{F}$

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} \right)} \quad (\text{Pers. 12.4 Coulson n Ricardson vol.6, 2005 hal 655})$$

$$\text{LMTD} = \frac{72 - 176,4 \text{ }^\circ\text{F}}{\ln (72 \text{ }^\circ\text{F} / 176,4 \text{ }^\circ\text{F})} = 116,51 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{(266 - 266) \text{ }^\circ\text{F}}{(194 - 89,6) \text{ }^\circ\text{F}} = U$$

(Pers. 12.6 Coulson n Ricardson vol.6, 2005 hal 655)

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{(194 - 89,6) \text{ }^\circ\text{F}}{(266 - 89,6) \text{ }^\circ\text{F}} = 0,5918$$

(Pers. 12.7 Coulson n Ricardson vol.6, 2005 hal 656)

Dari nilai R dan S diperoleh F_T dengan persamaan 12.8 Coulson and Ricardson vol.6, 2005 hal 656 sebagai berikut:

$$F_T = \frac{\sqrt{(R^2 - 1)} \ln \left[\frac{(1 - S)}{(1 - RS)} \right]}{(R - 1) \ln \left[\frac{2 - S \left[R + 1 - \sqrt{R^2 - 1} \right]}{2 - S \left[R + 1 + \sqrt{R^2 - 1} \right]} \right]}$$

$F_T = 1$, termasuk 1 *Shell* pass, 2 or more *tube* passes

$$\begin{aligned} \text{Maka, } \Delta t &= F_T \times \text{LMTD} \\ &= 1 \times 116,51 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$= 116,51 \text{ } ^\circ\text{F}$$

b. Menghitung Temperatur Kalorik *Fluida* Panas (T_c) dan *Fluida* Dingin (t_c)

$$T_c = T_{av} = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{(266 + 266) \text{ } ^\circ\text{F}}{2} = 266 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_c = t_{av} = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{(89,6 + 194) \text{ } ^\circ\text{F}}{2} = 141,8 \text{ } ^\circ\text{F}$$

c. Menentukan *Overall Heat Transfer*

Berdasarkan (Tabel 8 Kern, 1965 hal 840), untuk sistem *Steam-Heavy organics* diperoleh nilai UD antara 6-60 Btu/jam ft² °F. Asumsi, UD = 25 Btu/jam.ft².F.

$$A = \frac{Q}{UD \times \Delta T} = \frac{938.298,6337 \text{ Btu/jam}}{25 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \times 116,51 \text{ } ^\circ\text{F}} = 322,1449 \text{ ft}^2$$

Karena luas permukaan yang dibutuhkan untuk perpindahan panas lebih besar dari 200 ft² maka digunakan *Heat Exchanger jenis Shell and Tube*.

d. Menentukan Spesifikasi *Shell and Tube*

Berdasarkan Tabel 10 Kern, 1965 hal 850, didapat spesifikasi *tube* berikut :

OD (<i>Outside Diameter</i>)	=	3/4	in
BWG (<i>Birmingham Wire Gage</i>)	=	16	
ID (<i>Internal Diameter</i>)	=	0,620	in
a't (<i>Flow area/tube</i>)	=	0,302	in ² /tube
a''t (<i>Surface/lin ft</i>)	=	0,1963	ft ² /lin ft
L (<i>Panjang</i>)	=	8	ft
cPitch	=	1	in, triangular pitch
<i>Number of passes</i>	=	4	
Nt (<i>Number of Tubes</i>)	=	210	

$$\text{Jumlah Tube (Nt)} = \frac{A}{L \times a''} = \frac{322,1449 \text{ ft}^2}{8 \text{ ft} \times 0,1963 \text{ ft}^2} = 205,1356 \text{ buah}$$

Standarisasi harga Nt, dengan tube passes = 1

Sehingga didapatkan nilai Nt yang mendekati adalah 210 buah.

Dari jumlah tube, diambil pendekatan pada tabel 9 Kern, 1965 hal 842 untuk menentukan spesifikasi Shell :

$$\text{OD (Outside Diameter)} = 3/4 \text{ in}$$

$$\text{ID Shell (Internal Diameter)} = 19 \ 1/4 \text{ in}$$

$$\text{Number of passes} = 8 \text{ in}$$

$$\text{Nt (Number of Tubes)} = 210$$

$$\text{B (Baffle Space)} = 9 \ 5/8$$

$$\text{C' (Clearance)} = 1/4 \text{ in}$$

Harga A sebenarnya

$$A = L \times Nt \times a''t$$

$$= 8 \text{ ft} \times 210 \times 0,1963 \text{ ft}^2/\text{lin ft}$$

$$= 329,784 \text{ ft}^2$$

Koreksi U_D

$$U_D = \frac{Q}{A \times \Delta T} = \frac{1.067.556,2740 \text{ Btu/hr}}{329,784 \text{ ft}^2 \times 116,51 \text{ }^\circ\text{F}} = 27,7851 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{ }^\circ\text{F}$$

e. Menentukan Letak *Fluida*

	<i>Tube</i>	<i>Shell</i>
Korosifitas	> hot fluid	< cold fluid
Temperatur	< cold fluid	> hot fluid
Laju alir	> cold fluid	< hot fluid

Dapat disimpulkan dengan pertimbangan-pertimbangan berdasar pada

Kern dan Coulson di atas , maka:

Laju alir *fluida* panas, W (*Steam*) = 1.146,9210 lb/jam (*Shell*)

Laju alir *fluida* dingin, w (air) = 24.278,3197 lb/jam (*Tube*)

Fluida panas, Steam (Shell)	Fluida dingin, CPO Heavy organic (tube)
<p>a. <i>Flow area</i>, as</p> <p>Asumsi:</p> <p>Baffle spacing (B) = 0,5 x ID <i>Shell</i> = 9,625 in</p> <p><i>Clearance</i> (C') = PT (Pitch) – OD = 1 in – 0,75 in = 0,25 in</p> $as = \frac{ID\ shell \times C \times B}{144 \times PT}$ $= \frac{19,25\ in \times 0,25\ in \times 9,625\ in}{144 \times 1\ in}$ $= 0,3217\ ft^2 \text{ (Pers. 7.1 Kern, 1965)}$ <p>b. <i>Mass velocity</i>, Gs</p> $Gs = \frac{W}{as}$ $= \frac{1.146,9210\ lb/hr}{0,3217\ ft^2}$ $= 3.565,5334\ lb/hr.ft^2$ <p>(Pers. 7.2 Kern, 1965)</p> <p>c. <i>Bilangan Reynold</i> (Res)</p> <p>Tc = 266 °F</p> <p>μ = 0,0133 cp = 0,0322 lb/ft.hr</p>	<p>a. <i>Flow area</i>, at</p> <p>a' t = 0,302 in²</p> $at = \frac{Nt \times a't}{144 \times n} \text{ (Pers. 7.48 Kern, 1965)}$ $= \frac{210 \times 0,302\ in^2}{144 \times 4} = 0,1101\ ft^2$ <p>b. <i>Mass velocity</i>, Gt</p> $Gt = \frac{W}{at}$ $= \frac{24.278,3197\ lb/hr}{0,1101\ ft^2}$ $= 220.503,1874\ lb/hr.ft^2$ <p>c. <i>Bilangan Reynold</i> (Ret)</p> <p>Tc = 141,8 °F</p> <p>μ = 12,2018 cp</p> $= 29,5435\ lb/ft.hr$ <p>Di = 0,620 in = 0,0517 ft (Kern, 1965; Tabel 10: 843)</p> $Ret = \frac{Di \times Gt}{\mu}$ $= \frac{0,0517\ ft \times 220.503,1874\ lb/hr.ft^2}{29,5435\ lb/ft.hr}$

(Kern, Fig. 15 hal 825)

$$De = 0,73 \text{ in} = 0,0608 \text{ ft}$$

(Kern, 1965; Fig.28: 838)

$$Res = \frac{De \times Gs}{\mu}$$

$$= \frac{0,0608 \text{ ft} \times 3.565,5334/\text{hr.ft}^2}{0,0322 \text{ lb/ft.hr}}$$

$$= 6.739,0568$$

$$Jh = 40 \text{ (Kern, fig. 28:838)}$$

Tube wall temperature, t_w

$$t_w = t_c + \frac{\frac{h_o}{\phi a}}{\left(\frac{h_i}{\phi p}\right) + \left(\frac{h_o}{\phi a}\right)} \times (T_c - t_c)$$

(Pers. 5.31 Kern, 1965)

$$= 141,8 + \frac{1.500}{8,3784 + 1.500}$$

$$= 265,31 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$= 385,6232$$

$$L/D = 154,839$$

$$jH = 3$$

(Kern, fig. 24:834)

Pada $T_c = 141,8 \text{ }^\circ\text{F}$

$$C = 36 \text{ Btu/} : k = 224 \text{ Btu/hr.ft. }^\circ\text{F}$$

Menentukan Bilangan *Prandtl*

$$Pr = \left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} = 7,7751$$

$$h_i = jH \times \frac{k}{D_i} \times \left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} \times \phi p$$

(Pers. 6.15a Kern, 1965)

$$\frac{h_i}{\phi t} = jH \times \frac{k}{D_i} \times \left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} \times \phi p$$

$$= 10,1351 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$\frac{h_{io}}{\phi t} = \frac{h_i}{\phi t} \times \frac{ID}{OD}$$

$$= 10,1351 \times 0,8267$$

$$= 8,3784 \text{ Btu/hr. ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

(Pers. 6.5 Kern, 1965)

Temperature dinding t_w

$$t_w = 265,31 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\mu_w = 8,15114 \text{ cp}$$

$$= 20,5975 \text{ lb/ft.hr}$$

$$\phi t = \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right) \times 0,14 = 1,0518$$

(Kern, 1965; Fig.24:834)

d. *Condensation of Steam* (h_o)

Untuk pemanas dengan menggunakan *Steam* terkondensasi maka :

$$\varphi_s = 1$$

$$h_o = 1.500 \text{ Btu/hr. ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

(Kern, 1965 hal 164 = 174)

$$\frac{h_o}{\varphi_s} = 1.500 \text{ Btu/hr. ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

d. Koreksi h_i , h_{io}

$$h_i = \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right) \times \varphi_p$$

$$h_i = 10,1351 \times 1,0518$$

$$= 10,6601 \text{ Btu/hr. ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

f. *Clean Overall Coefficient* (U_c) (Pers. 6.38 Kern, 1965)

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{10,6601 \times 1.500 \text{ Btu/hr. ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}}{10,6601 + 1.500 \text{ Btu/hr. ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}} = 10,5849 \text{ Btu/hr. ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

<i>Fluida panas, Steam (Shell)</i>	<i>Fluida dingin, CPO (tube)</i>
$Re_s = 6.739,0568$ $f = 0,0036 \text{ ft}^2/\text{in}^2$ (Kern, 1965 Fig.29: 839) $vs = 11 \text{ ft}^3/\text{lb}$ (Tabel 7, hal 817 Kern, 1965) $\rho = \frac{1}{vs} = \frac{1}{11 \text{ ft}^3/\text{lb}} = 0,0909 \text{ lb}/\text{ft}^3$ $S = \frac{\rho}{62,5 \text{ lb}/\text{ft}^3} = \frac{0,0909 \text{ lb}/\text{ft}^3}{62,5 \text{ lb}/\text{ft}^3}$ $= 0,0015 \text{ lb}/\text{ft}^3$ Jumlah Cross, $N+1$ (Pers. 7.43 Kern, 1965)	$Re_t = 385,6232$ $f = 0,0012 \text{ ft}^2/\text{in}^2$ (Kern, 1965 Fig.26: 836) $\rho \text{ ref air} = 1.000 \text{ kg}/\text{m}^3$ $S = \frac{\rho}{\rho \text{ ref air}} = \frac{863,0394 \text{ kg}/\text{m}^3}{1.000 \text{ kg}/\text{m}^3}$ $= 0,8630$ $\Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot Di \cdot s \cdot \varphi_s} = 0,7620 \text{ psi}$ $\frac{v^2}{2g} = 0,0016$ (Kern, 1965 Fig.27: 830) $\Delta Pr = \frac{4 \cdot n \cdot V^2}{s \cdot 2 \cdot g} = 0,0296 \text{ psi}$

$$(N + 1) = 12 = \frac{L}{B} = \frac{8}{9,625}$$

$$= 9,9740$$

$$\varphi_s = 1$$

$$\text{ID Shell} = 1,604 \text{ ft}$$

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot \text{ID} \cdot (N+1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot \text{De} \cdot s \cdot \varphi_s} = 0,1585 \text{ psi}$$

maksimal 2 psi

(Pers. 7.46 Kern, 1965 hal 484)

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$$

$$= 0,7620 \text{ Psi} + 0,0296 \text{ Psi}$$

$$= 0,7916 \text{ Psi}$$

maksimal = 10 psi

Resume

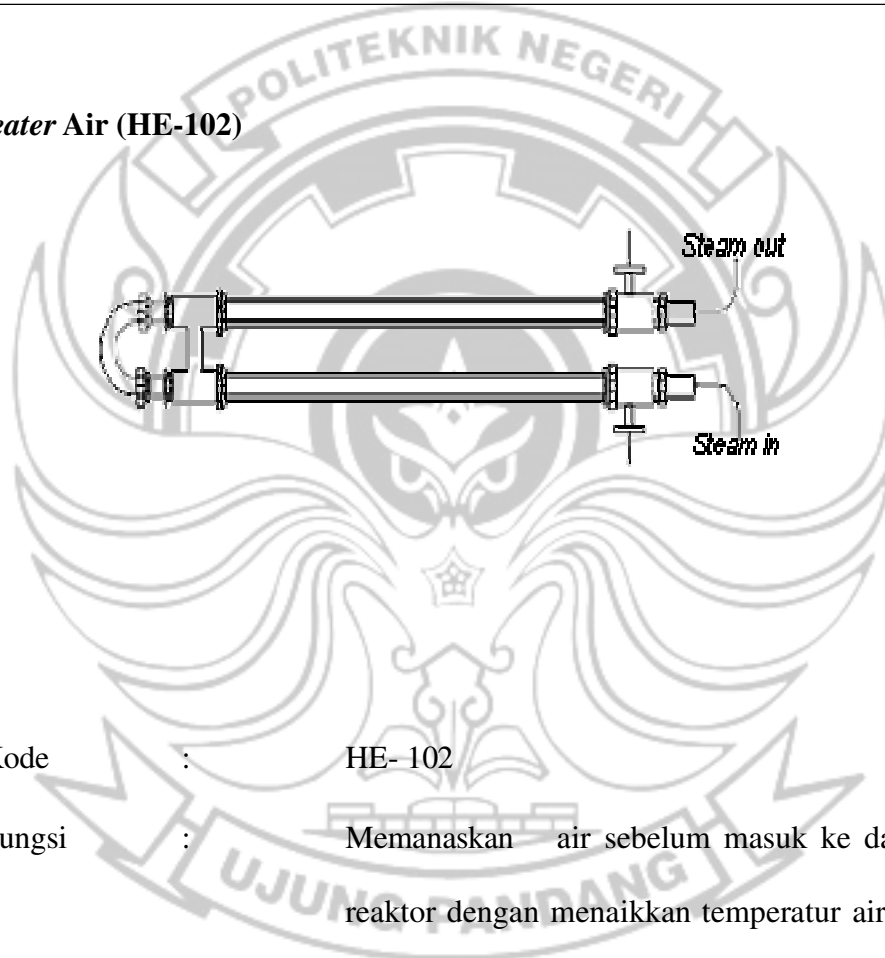
Nama Alat	: Heater Crude Palm Oil (CPO)
Kode	: HE-101
Jumlah Alat	: 1 unit
Fungsi	: Memanaskan CPO sebelum masuk ke dalam reaktor dengan menaikkan temperatur CPO dari 32°C menjadi 90°C
Jenis	: Shell and Tube Heat Exchanger
Bahan	: Carbon Steel SA-285 Grade C
Media pemanas	: Steam, Suhu = 130 °C
Overall Heat Transfer (A)	: 329,784 ft ²
Overall Clean Coefficient (Uc)	: 10.5849 Btu/hr.ft ² .°F
Overall Design Coefficient (Ud)	: 27,7851 Btu/hr.ft ² .°F

Tube Side (Fluida Dingin, Umpan CPO)

OD (Outside Diameter)	: 3/4 in =	0,0191 m
BWG (Birmingham Wire Gage)	: 16	
ID (Internal Diameter)	: 0,62 in =	0,0157 m
L (Panjang)	: 8 ft =	2,4384 m
Number of passes	: 4	

ΔP_T	:	0,7916 psi =	0,0539 atm
Shell Side (Fluida Panas, Steam)			
ID shell (Internal Diameter)	:	19 1/4 in =	0,4890 m
Pitch	:	1 in =	0,0254 m
Number of passes	:	8	
B (Baffle Space)	:	9,625 in =	0,2445 m
ΔP_s	:	0.1585 psi =	0,0108 atm

17. Heater Air (HE-102)



Kode : HE- 102

Fungsi : Memanaskan air sebelum masuk ke dalam reaktor dengan menaikkan temperatur air dari 32°C menjadi 90°C

Tipe : Double pipe Heat Exchanger

Bahan : High Alloy Steel, SA-240 Grade C

Jumlah : 1 unit

1. Menentukan Tipe *Heater*

Heater yang dipilih adalah tipe *double pipe* heat exchanger karena konstruksinya sederhana, umum digunakan dan pertimbangan luas permukaan perpindahan panas < 200 ft².

2. Menentukan Bahan Konstruksi *Heater*

Dalam perancangan ini dipilih High Alloy Steel, SA-240 Grade C untuk *annulus* maupun pipe dengan pertimbangan :

- Mempunyai struktur yang kuat
- Tahan korosi
- Penggunaannya paling murah dan mudah

3. Menentukan Tipe Heat Exchanger

Dari data neraca massa :

Fluida panas (*Steam*)

$$\text{Laju alir } \textit{fluida} \text{ panas (W)} = 104,1485 \text{ kg/jam} = 229,6079 \text{ lb/jam}$$

(T₁ – T₂)

Fluida dingin (*Air*)

$$\text{Laju alir } \textit{fluida} \text{ dingin (w)} = 930,6418 \text{ kg/jam} = 2.051,7115 \text{ lb/jam}$$

(t₁ – t₂)

$$T_1 = 130 \text{ } ^\circ\text{C} = 266 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_2 = 130 \text{ } ^\circ\text{C} = 266 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_1 = 32 \text{ } ^\circ\text{C} = 89.6 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_2 = 90 \text{ } ^\circ\text{C} = 194 \text{ } ^\circ\text{F}$$

a. *Heat and Material Balance*

Dari data neraca panas diperoleh :

$$\begin{aligned} Q_{\text{in}} &= 6.529,7907 \text{ kkal/jam} \\ &= 25.894,9950 \text{ Btu/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{out}} &= 60.422,1881 \text{ kkal/jam} \\ &= 239.614,4585 \text{ Btu/jam} \end{aligned}$$

$$Q_{\text{fluida panas}} = W C (T_1 - T_2)$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{fluida dingin}} &= w c (t_2 - t_1) \\ &= 213.289,2813 \text{ Btu/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{beban}} &= Q_{\text{out}} - Q_{\text{in}} \\ &= 213.719,4635 \text{ Btu/jam} \end{aligned}$$

b. Menentukan ΔT LMTD (*Log Mean Temperature Difference*)

<i>Hot Fluid</i>		<i>Cold Fluid</i>	<i>Difference</i>
266	<i>Higher T</i>	194	72
266	<i>Lower T</i>	89,6	176,4
0	<i>Difference</i>	104,4	-104,4

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln(\Delta t_2 / \Delta t_1)} \text{ (Pers. 12.4 Coulson n Ricardson vol.6, 2005 hal 655)}$$

$$\text{LMTD} = \frac{72 - 176,4}{\ln(72/176,4)} = 116,51 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{266 - 266}{194 - 89,6} = 0$$

(Pers. 12.6 Coulson n Ricardson vol.6, 2005 hal 655)

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - T_2} = \frac{194 - 89,6}{266 - 89,6} = 0,5918$$

(Pers. 12.7 Coulson n Ricardson vol.6, 2005 hal 656)

Dari nilai R dan S diperoleh F_T dengan persamaan 12.8 Coulson and Ricardson vol.6, 2005 hal 656 sebagai berikut:

$$F_T = \frac{\sqrt{(R^2 - 1) \ln \left[\frac{(1-s)}{(1-RS)} \right]}}{(R-1) \ln \left[\frac{2-s \left[R+1 - \sqrt{R^2-1} \right]}{2-s \left[R+1 + \sqrt{R^2-1} \right]} \right]}$$

$F_T = 1$, termasuk 1 *Shell* pass, 2 or more *tube* passes

$$\begin{aligned} \text{Maka, } \Delta t &= F_T \times \text{LMTD} \\ &= 1 \times 116,51 \text{ } ^\circ\text{F} \\ &= 116,51 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

c. Menghitung Temperatur Kalorik *Fluida* Panas (T_c) dan *Fluida* Dingin (t_c)

$$T_c = T_{av} = \frac{T_1 - T_2}{2} = \frac{(266 + 266)}{2} \text{ } ^\circ\text{F} = 266 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = t_{av} = \frac{t_1 - t_2}{2} = \frac{(194 + 89,6)}{2} \text{ } ^\circ\text{F} = 141,8 \text{ } ^\circ\text{F}$$

d. Menentukan *Overall Heat Transfer*

Berdasarkan (Tabel 8 Kern, 1965 hal 840), untuk sistem *water - Steam compound* diperoleh nilai UD antara 200-700 Btu/jam ft² °F.

Asumsi, UD = 200 Btu/jam.ft².°F

$$A = \frac{Q}{UD \times \Delta T} = \frac{213,289,2813}{200 \times 116,51} = 9,1535 \text{ ft}^2$$

Karena luas permukaan yang dibutuhkan untuk perpindahan panas lebih kecil dari 200 ft² maka digunakan *heat exchanger* jenis *double pipe heat exchanger*.

e. Menentukan Rate *Fluida*

Direncanakan digunakan:

Ukuran pipa = 4 x 3 in IPS

Dari Table 6.2 Kern hal.110 diperoleh data:

Flow area inner pipe = 3,14 in²

Flow area annulus = 7,38 in²

Untuk itu aliran *fluidanya* adalah:

Bagian *annulus* = fluida panas (*Steam*)

Bagian *inner pipe* = *fluida* dingin (air)

f. Menentukan Dimensi *Heater*

Dari tabel 11, Kern hal. 844, diperoleh data sebagai berikut:

IPS = 4 x 3 in

Sch = 40

Diameter *annulus*: IPS 4 in

OD = 4,5 in = 0,3750 ft

ID = 4,026 in = 0,3355 ft

Diameter *inner pipe* : IPS 3 in

OD = 3,5 in = 0,2917 ft

ID = 3,068 in = 0,2557 ft

g. Menentukan *Dirt Factor*

<i>Inner pipe, fluida</i> panas (<i>Steam</i>)	<i>Annulus, fluida</i> dingin (air)
a. <i>Flow area</i> , aa	a. <i>Flow area</i> , ap

$D_2 = 0,3355 \text{ ft (ID annulus)}$ $D_1 = 0,2917 \text{ ft (OD pipe)}$ $aa = \frac{1}{4} \pi \times (D_2^2 - D_1^2)$ $= \frac{1}{4} \pi \times (0,3355^2 - 0,2917^2)$ $= 0,0216 \text{ ft}^2 \text{ Diameter equivalen,}$ $De = (D_2^2 - D_1^2) / D_1$ $= (0,3355^2 - 0,2917^2) / 0,2917$ $= 0,0943 \text{ ft}$ b. <i>Mass velocity, Ga</i> $Ga = \frac{Wh}{aa}$ $= \frac{229,6079}{0,0216} = 10.639,7071 \text{ lb/ft.hr}^2$ c. <i>Bilangan Reynold</i> $T_c = 266 \text{ }^\circ\text{F}$ $\mu = 0,0133 \text{ cp}$ $= 0,0322 \text{ lb/ft.hr}$ (Kern, Fig. 14 hal 831-832) $Re_a = De \times Ga / \mu$ $= \frac{0,0943 \times 10.639,7071}{0,0322}$ $= 31.157,5524$ $L/D = 238,4501$ $jH = 2 \text{ (Kern, fig. 24:834)}$ <i>Tube wall temperature, tw</i> $tw = tc + \frac{\frac{ho}{\phi a}}{(ho/\phi p) + (ho/\phi a)}$ (Pers. 5.31 Kern, 1965) $= 141,8 \frac{1.500}{(38,3502) + (1.500)}$ $= 262,90 \text{ }^\circ\text{F}$	$D = 0,2557 \text{ ft (ID pipe)}$ $Ap = \frac{1}{4} \pi \times D^2$ $= \frac{1}{4} \pi \times (0,2557)^2$ $= 0,0513 \text{ ft}^2$ b. <i>Mass velocity, Gp</i> $Gp = \frac{Wc}{ap}$ $= \frac{2.051,7115}{0,0513} = 39.985,1206 \text{ lb/ft.hr}^2$ c. <i>Bilangan Reynold</i> $T_c = 141,8 \text{ }^\circ\text{F}$ $\mu = 0,46 \text{ cp}$ $= 1,1132 \text{ lb/ft.hr}$ (Kern, Fig. 14 hal 831-832) $Re_p = De \times Gp / \mu$ $= \frac{0,2557 \times 39.985,1206}{1,1132}$ $= 9.183,3116$ $L/D = 312,9074$ $jH = 18$ (Kern, fig. 24:834) Pada $T_c = 141,8 \text{ }^\circ\text{F}$ $c = 0,9958 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$ (Kern, fig 2:804 =811) $k = 0,3819 \text{ Btu/hr.ft.}^\circ\text{F}$
--	---

d. *Condensation of Steam*, h_o Untuk pemanas dengan menggunakan *Steam* terkondensasi maka :

$\phi_a = 1$ (Kern,1965)

$h_o = 1.500 \text{ Btu/hr. ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$
(Kern,1965 hal 164)

$$\frac{h_o}{\phi_p} = 1.500 \text{ Btu/hr.ft}^2\text{F}$$

(Kern, tabel 5:802)

$$Pr = \left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} = 1,4265$$

$$h_i = jH \times \frac{k}{D} \times \left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} = \phi_p$$

(Pers. 6.15a Kern,1965)

$$\frac{h_i}{\phi_p} = jH \times \frac{k}{D} \times \left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}}$$

$$= 38,3502 \text{ Btu/jam ft}^2\text{F} \frac{h_i}{\phi_p} =$$

$$\frac{h_i}{\phi_p} \times \frac{IDp}{ODp}$$

$$= 38,3502 \times 0,8766$$

$$= 33,6167 \text{ Btu/hr. ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

(Pers. 6.5 Kern,1965)

Temperature dinding

$$t_w = 262,90 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\mu_w = 0,2145 \text{ cp}$$

$$= 0,5191 \text{ lb/ft.hr}$$

$$\phi_p = \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right) \times 0,14$$

$$= 1,1127 \text{ (Kern, 1965; Fig.24:834)}$$

$$K = 0,3819 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Menentukan Bilangan *Prandtl*

$$Pr = \left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} = 1,4265$$

$$h_i = jH \times \frac{k}{D_i} \times \left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} \times \phi_p$$

(Pers. 6.15a Kern,1965)

$$\frac{h_i}{\phi_t} = jH \times \frac{k}{D_i} \times \left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} \times \phi_p$$

$$= 38,3502 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{°F}$$

$$\begin{aligned}\frac{h_{io}}{\varphi t} &= \frac{h_i}{\varphi t} \times \frac{ID}{OD} \\ &= 38,3502 \times 0,8766 \\ &= 33,6167 \text{ Btu/hr. ft}^2. \text{°F}\end{aligned}$$

(Pers. 6.5 Kern,1965)

Temperature dinding t_w

$$t_w = 262,90\text{°F}$$

$$\mu_w = 0,2145 \text{ cp}$$

$$= 0,5191 \text{ lb/ft.hr}$$

$$\varphi t = \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right) \times 0,14 = 1,1127$$

(Kern, 1965; Fig.24:834)

d. Koreksi h_i , h_{io}

$$H_{io} = \frac{h_{io}}{\varphi p} \times \varphi p$$

$$= 33,6167 \times 1,1127$$

$$= 37,4061 \text{ Btu/hr.ft}^2\text{°F}$$

h. Menghitung *Clean Overall Coefficient*, U_c

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{37,4061 \times 1.500}{37,4061 + 1.500} = 36,4960 \text{ Btu/hr.ft}^2\text{°F}$$

i. *Desain Overall Coefficient*, U_d

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{U_c} + R_d$$

$$R_d = 0,003 \text{ (ketentuan)}$$

$$\frac{1}{UD} = \frac{1}{36,4960} + 0,003$$

$$= 32,8945 \text{ Btu/hr.ft}^2\text{°F}$$

j. Luas Permukaan Untuk Perpindahan Panas

$$A = \frac{Q}{UD \times \Delta T} = \frac{213.289,2813}{32,8945 \times 116,51} = 55,6540 \text{ ft}^2$$

Menentukan jumlah hairpin yang digunakan, dari tabel 11, Kern hal.844

Untuk IPS 3 in *surface per lin ft* (a'') = 0,917 ft^2

$$\text{Panjang yang dibutuhkan (L)} = \frac{A}{a''} = \frac{55,6540 \text{ lin ft}}{20 \text{ ft} \times 2} = 60,6914 \text{ lin ft}$$

Double pipe Heat Exchanger terdiri dari susunan *hairpin*, dimana pada satu *hairpin* terdapat dua pipa yang disusun secara parallel dan disambungkan oleh *return bend*.

Diambil panjang per *hairpin* = 20 ft x 2

$$\text{Banyak } \textit{hairpin} \text{ yang diperlukan} = \frac{L}{\textit{panjang per hairpin}}$$

$$= \frac{60,6914 \text{ lin ft}}{20 \text{ ft} \times 2} = 1,5173$$

$$= 1,6 \textit{ hairpin} = 2 \textit{ hairpin}$$

Pada kasus ini menggunakan 1 buah *hairpin*. Koreksi harga A dan UD

$$L \text{ (Actual Length)} = 2 \times 20 \text{ ft} \times 2 = 80 \text{ ft}$$

$$A \text{ (Actual Surface)} = L \times a''$$

$$= 80 \times 0,917 = 73,36 \text{ ft}^2$$

$$U_D = \frac{Q}{A \times \Delta T} = \frac{213.289,2813}{73,36 \times 116,51} = 24,9551 \text{ Btu/hr.ft}^2\text{°F}$$

K. Dirt Factor, Rd

$$Rd = \frac{Uc - UD}{Uc \times UD} = \frac{36,4960 - 24,9551}{36,4960 - 24,9551} = 0,013 \text{ hr.ft}^2\text{°F/Btu}$$

(Pers. 6.13 Kern, 1965)

4. Menghitung *Pressure Drop*

Inner pipe, fluida panas (Steam)

a. $De' = (D_2 - D_1)$

$$= 0,3355 - 0,2917 = 0,0438 \text{ ft}$$

$$Re'a = \frac{De' \times Ga}{\mu} = \frac{0,0438 \times 10.639,7071}{0,0322} = 14.489,9592$$

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{Re'a^{0,42}} = 0,0082 \text{ (Pers. 3.47 Kern, 1965)}$$

$$vs = 11 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

$$\text{Densitas } (\rho) = \frac{1}{vs} = 0,0909 \text{ lb/ft}^3$$

$$S = \frac{\rho}{62,5 \text{ lb/ft}^3} = 0,0015$$

b. $\Delta fa = \frac{4.f.Ga^2.L}{2.g.\rho^2.De'} = \frac{297.775.538,7482}{302.848,4848} = 983,2492 \text{ ft}$

$$V = \frac{Ga}{3600 \times \rho} = \frac{10.639,7071}{327,2727} = 32,5102 \text{ fps}$$

$$\Delta f1 = 3 \times \frac{V^2}{2g'}$$

$$= 3 \times \frac{32,5102^2}{2 \times 32,2} = 49,2351 \text{ ft}$$

$$\Delta Pa = \frac{(\Delta Fa + F1)\rho}{144}$$

$$= \frac{(983,24923 + 49,2351314)0,0909}{144} = 0,65182 \text{ psi}$$

Annulus, fluida dingin (air)

a. Dep = 9.183,3116

$$f = 0.0035 + \frac{0,264}{Re'a^{0,42}} = 0,0179 \text{ (Pers. 3.47b Kern,1965)}$$
$$= 0.0035 + \frac{0,264}{9.183,3116^{0,42}} = 0,0092$$

s = 1 (Kern, Table. 6 : 815)

$$(\rho) = 1 \times 62,5 = 62,5$$

$$b. \Delta f_p = \frac{4.f.Ga^2.L}{2.g.\rho^2.De'} = \frac{4.715.432.273,3602}{8,35E+11} = 0,0056 \text{ ft}$$

$$\Delta P_p = \frac{\Delta f_p \times \rho}{144} = \frac{0,0056 \times 62,5000}{144} = 0,0025 \text{ psi}$$

Identifikasi

Nama Alat	:	<i>Heater</i>
		HE-
Kode	:	102
Fungsi	:	Memanaskan Air sebelum masuk ke dalam Reaktor dengan kenaikan suhu dari 32 °C ke 90 °C
Tipe	:	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Bahan Konstruksi	:	<i>High Alloy steel SA 240 Grade C</i>
Jumlah pemanas	:	1 unit
<i>Overall Heat Transfer</i>		
(A)	:	
Jumlah <i>hairpin</i>	:	2 buah
Panjang <i>hairpin</i>	:	20 ft = 6.0960 m
A (<i>Actual Surface Area</i>)	:	73,36 ft ²
Uc (<i>Clean Overall</i>)	:	36,496 Btu/hr.ft ² .°

Coefficient : 0 F
 UD (Actual Design *Coefficient*) : 24,955 Btu/hr.ft².°F
Coefficient : 1 F
 hr.ft².°F/Bt
 Rd (Dirt Factor) : 0.013 u

Annulus Side (Fluida

Panas, Steam)

- IPS : 4 in = 0,1016 m
Schedule
 - No. : 40
 ID
 (Diameter
 - Dalam) : 4,026 in = 0,1023 m
 OD
 (Diameter
 - Luar) : 4,5 in = 0,1143 m
 0,6518 0,04435393 at
 - Δpa : 2 psi = 1 m

Inner Pipe side (Fluida Dingin, Umpan Air

- IPS : 3 in = 0,0762 m
Schedule
 - No. : 40
 ID
 (Diameter
 - Dalam) : 3,068 in = 0,0779 m
 OD
 (Diamete
 - r Luar) : 3,5 in = 0,0889 m
 ΔP : at
 - p : 0,0025 psi = 0,00017 m

18. Cooler 101 (CO-101)



CO- 101

Fungsi	:	Mendinginkan suhu umpan campuran komponen keluaran dari reaktor sebelum dialirkan menuju decanter dengan menurunkan temperatur dari 140°C menjadi 95°C
Tipe	:	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan	:	<i>Carbon steal SA-285 Grade C</i>
Jumlah	:	1 unit

1. Menentukan Tipe Cooler

Tipe heat exchanger yang dipilih adalah *Shell and Tube heat exchanger*

berdasarkan pertimbangan sebagai berikut:

- a. Mempunyai *overall head transfer coefficient* yang relatif lebih besar bila dibanding *double pipe* (Luas permukaan perpindahan panas(A)>200 ft²).
- b. Maintenance dan struktur pendukung relatif mudah dan murah biayanya.

2. Menentukan Bahan Konstruksi Cooler

Bahan konstruksi yang dipilih adalah *Carbon Steel SA-285 Grade C*, dengan pertimbangan :

- a. Mempunyai *allowable working stress* yang besar.
- b. Mempunyai *Corrosion and Heat Resisting* yang bagus.

3. Menentukan Spesifikasi Cooler

Dari data neraca panas dan neraca massa diperoleh :

$$Q_{in} = 2.110.331,9388 \text{ kcal/jam} = 8.368.880,0598 \text{ Btu/jam}$$

$$Q_{out} = 471.323,4446 \text{ kcal/jam} = 1.869.113,2447 \text{ Btu/jam}$$

Fluida Panas (Umpan)

$$\text{Suhu awal (T}_1\text{)} = 140^\circ\text{C} = 284^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu akhir (T}_2\text{)} = 95^\circ\text{C} = 203^\circ\text{F}$$

$$\text{Laju alir fluida panas (W)} = 11.513,7640 \text{ kg/jam} = 25.383,4744 \text{ lb/jam}$$

Fluida Dingin (Air Pendingin)

$$\text{Temperatur awal (t}_1\text{)} = 30^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F}$$

Temperatur akhir (t_2) = 60 °C = 140°F

Laju alir *fluida* dingin (w) = 54.689,0544 kg/jam = 120.568,5832lb/jam

Heat Balance

$Q_{fluida\ panas\ (Umpan)}$: $W C (T_1-T_2)$
 : 1.312.302,3548 Btu/jam

$Q_{fluida\ dingin\ (Air)}$: $w c (t_2-t_1)$
 : 6.492.652,4196 Btu/jam

$Q_{beban} = Q_{in} - Q_{out}$
 = (2.110.331,9388- 471.323,4446) kcal/jam
 = 1.639.008,4942kcal/jam
 = 6.499.766,8151 Btu/jam

a. Menghitung harga ΔT LMTD (*Log Mean Temperature Difference*)

<i>Fluida panas</i>		<i>Fluida dingin</i>		Selisih (°F)	
T_1	= 284 °F	Suhu yang lebih tinggi	t_2	= 140 °F	Δt_2 144 °F
T_2	= 203 °F	Suhu yang lebih rendah	t_1	= 86 °F	Δt_1 117 °F
Selisih					
(T_1-T_2)	= 81 °F	Selisih	$(t_2 - t_1)$	= 54 °F	$\Delta t_2 - \Delta t_1$ 27 °F

$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln (\Delta t_2 / \Delta t_1)}$ (Pers. 12.4 Coulson n Ricardson vol.6, 2005 hal 655)

$LMTD = \frac{144 - 117^\circ F}{\ln (144^\circ F / 117^\circ F)} = 130,03\ ^\circ F$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{(280 - 203)^\circ\text{F}}{(140 - 86)^\circ\text{F}} = 1,5$$

(Pers. 12.6 Coulson n Ricardson vol.6, 2005 hal 655)

Dari nilai R dan S diperoleh F_T dengan persamaan 12.8 Coulson and Ricardson vol.6, 2005 hal 656 sebagai berikut:

$$F_T = \frac{\sqrt{(R^2 - 1) \ln \left[\frac{(1-s)}{(1-RS)} \right]}}{(R-1) \ln \left[\frac{2-s \left[R+1 - \sqrt{R^2-1} \right]}{2-s \left[R+1 + \sqrt{R^2-1} \right]} \right]}$$

$F_T = 0,9552$, termasuk 1 *Shell* pass, 2 or more *tube* passes

$$\begin{aligned} \text{Maka, } \Delta t &= F_T \times \text{LMTD} \\ &= 0,9552 \times 130,03 \text{ }^\circ\text{F} \\ &= 124,21 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

b. Menghitung Temperatur Kalorik *Fluida* Panas (T_c) dan *Fluida* Dingin (t_c)

$$T_c = T_{av} = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{(284 + 203)^\circ\text{F}}{2} = 243,5^\circ\text{F}$$

$$t_c = t_{av} = \frac{t_2 + t_1}{2} = \frac{(86 + 140)^\circ\text{F}}{2} = 113^\circ\text{F}$$

c. Menentukan *Overall Heat Transfer*

Berdasarkan (Tabel 8 Kern, 1965 hal 840), untuk sistem *Coolers Heavy*

organics-water diperoleh nilai UD antara 5-75 Btu/hr ft² °F.

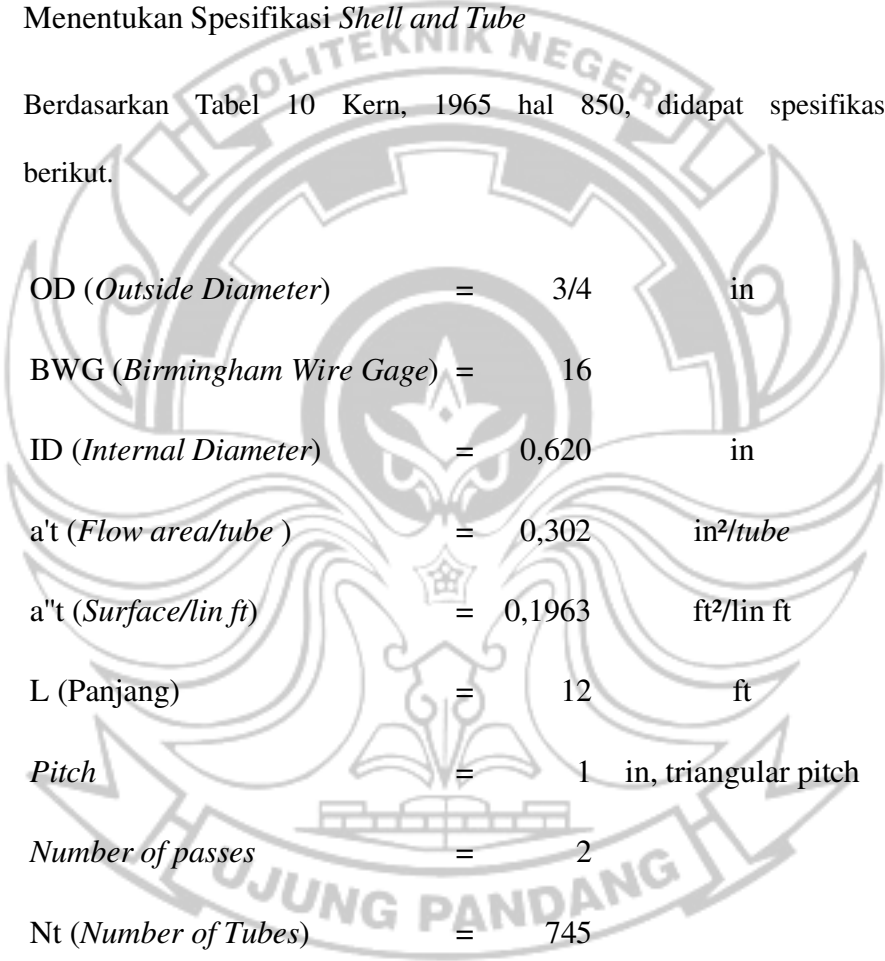
Asumsi, $UD = 30 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$

$$A = \frac{Q}{UD \times \Delta T} = \frac{6.499.766,8151 \text{ Btu/jam}}{30 \text{ Btu/jam ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \times 124,21^\circ\text{F}} = 1.744,3546 \text{ ft}^2 > 200 \text{ ft}^2$$

Karena luas permukaan yang dibutuhkan untuk perpindahan panas lebih besar dari 200 ft^2 maka digunakan *Heat Exchanger jenis Shell and Tube*.

d. Menentukan Spesifikasi *Shell and Tube*

Berdasarkan Tabel 10 Kern, 1965 hal 850, didapat spesifikasi *tube* berikut.



OD (<i>Outside Diameter</i>)	=	3/4	in
BWG (<i>Birmingham Wire Gage</i>)	=	16	
ID (<i>Internal Diameter</i>)	=	0,620	in
a't (<i>Flow area/tube</i>)	=	0,302	in ² /tube
a"t (<i>Surface/lin ft</i>)	=	0,1963	ft ² /lin ft
L (Panjang)	=	12	ft
<i>Pitch</i>	=	1	in, triangular pitch
<i>Number of passes</i>	=	2	
Nt (<i>Number of Tubes</i>)	=	745	

$$\text{Jumlah tube (Nt)} = \frac{A}{L \times a''} = \frac{1.744,3546 \text{ ft}^2}{12 \text{ ft} \times 0,1963 \text{ ft}^2} = 740,5139 \text{ buah}$$

Standarisasi harga Nt, dengan *tube passes* = 1

Sehingga didapatkan nilai N_t yang mendekati adalah 745 buah. Dari jumlah *tube*, diambil pendekatan pada tabel 9 Kern, 1965 hal 842 untuk menentukan spesifikasi *Shell* :

$$\text{OD (Outside Diameter)} = 3/4 \text{ in}$$

$$\text{ID Shell (Internal Diameter)} = 1 \text{ in}$$

$$\text{Number of passes} = 31 \text{ in}$$

$$N_t \text{ (Number of Tubes)} = 745$$

$$B \text{ (Baffle Space)} = 15 \frac{1}{2}$$

$$C' \text{ (Clearance)} = 1/4 \text{ in}$$

Harga A sebenarnya

$$A = L \times N_t \times a''t$$

$$= 12 \text{ ft} \times 745 \times 0,1963 \text{ ft}^2/\text{lin ft}$$

$$= 1.754,922 \text{ ft}^2$$

Koreksi U_D

$$U_D = \frac{Q}{A \times \Delta T} = \frac{6.499.766,8151 \text{ Btu/hr}}{1.754,922 \text{ ft}^2 \times 124,21^\circ\text{F}} = 29,8194 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{°F}$$

e. Menentukan Letak *Fluida*

Tube *Shell*

Korosifitas > cold fluid < hot fluid

Temperatur < cold fluid > hot fluid

Laju alir > hot fluid < cold fluid

Dapat disimpulkan dengan pertimbangan-pertimbangan berdasar pada Kern dan Coulson di atas , maka:

Laju alir *fluida* panas, W (*umpan*) = 25.383,4744 lb/jam (*Shell*)

Laju alir *fluida* dingin, w (air) = 120.568,5832 lb/jam (*Tube*)

<i>Fluida</i> panas, umpan (<i>Shell</i>)	<i>Fluida</i> dingin, air pendingin (<i>tube</i>)
<p>a. <i>Flow area</i>, as Asumsi:</p> <p>Baffle spacing (B) = 0,5 x ID <i>Shell</i> = 15,5 in</p> <p>Clearance (C') = PT (Pitch) – OD = 1 in – 0,75 in = 0,25 in</p> $as = \frac{ID\ shell \times C' \times B}{144 \times PT}$ $= \frac{31\ in \times 0,25\ in \times 15,5\ in}{144 \times 1\ in}$ $= 0,8342\ ft^2$ <p>(Pers. 7.1 Kern, 1965)</p> <p>b. <i>Mass velocity</i>, Gs</p> $Gs = \frac{W}{as} = \frac{25.383,4744\ lb/hr}{0,8342\ ft^2}$ $= 30.428,4730\ lb/hr.ft^2$ <p>c. Bilangan <i>Reynold</i> (Res)</p> <p>Tc = 243,5 °F</p> <p>μ = 3,6283cp</p> $= 8,7805\ lb/ft.hr$	<p>a. <i>Flow area</i>, at</p> <p>a't = 0,302 in²</p> $at = \frac{Nt \times at}{144 \times n} \text{ (Pers. 7.48 Kern, 1965)}$ $= \frac{745 \times 0,3\ in^2}{144 \times 2} = 0,7812\ ft^2$ <p>b. <i>Mass velocity</i>, Gs</p> $Gt = \frac{w}{at} = \frac{120.568,5832\ lb/hr}{0,7812\ ft^2}$ $= 154.334,6458\ lb/hr.ft^2$ <p>c. Bilangan <i>Reynold</i> (Ret)</p> <p>Tc = 113 °F</p> <p>μ = 0,6034 cp</p> $= 1,4602\ lb/ft.hr$

De = 0,73 in = 0,0608 ft
(Kern, 1965; Fig.28: 838)

$$\text{Res} = \frac{De \times Gs}{\mu}$$

$$= \frac{0,0608 \text{ ft} \times 30.428,4730 \text{ lb/hr.ft}^2}{8,7805 \text{ lb/ft.hr}}$$

$$= 210,8148$$

jH = 8 (Kern, fig. 28:838)

Pada Tc = 243,5 °F

$$c = 0,5575 \text{ Btu/hr.ft}^2$$

$$k = 0,0790 \text{ Btu/hr.ft.}^\circ\text{F}$$

Menentukan Bilangan *Prandtl*

$$\text{Pr} = \left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} = 4,4383$$

$$h_o = jH \times \frac{k}{D_i} \times \left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} \times \varphi s$$

(Pers. 6.15a Kern, 1965)

$$\frac{h_o}{\varphi s} = jH \times \frac{k}{D_i} \times \left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}}$$

$$= 33,6603 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Tube wall temperature, tw

$$t_w = t_c + \frac{\frac{h_o}{\varphi s}}{\left(\frac{h_{io}}{\varphi t}\right) + \left(\frac{h_o}{\varphi s}\right)} \times (T_c - t_c)$$

(Pers. 5.31 Kern, 1965)

$$= 113 + \frac{33,6603}{225,5168 + 33,6603} \times 130,5$$

$$= 129,95 \text{ }^\circ\text{F}$$

Di = 0,620 in = 0,0517 ft
(Kern, 1965; Tabel 10: 843)

$$\text{Ret} = \frac{D_i \times Gt}{\mu}$$

$$= \frac{0,0517 \text{ ft} \times 154.334,6458 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{hr}}{1,4602 \text{ lb/ft.hr}}$$

$$= 5.460,7614$$

$$L/D = 232,258$$

jH = 20 (Kern, fig. 24:834)

(Kern, fig. 24:834)

Pada Tc = 113 °F

$$c = 0,3685 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$k = 0,9972 \text{ Btu/hr.ft.}^\circ\text{F}$$

Menentukan Bilangan *Prandtl*

$$\text{Pr} = \left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} = 1,5810$$

$$h_i = jH \times \frac{k}{D_i} \times \left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} \times \varphi s$$

(Pers. 6.15a Kern, 1965)

$$\frac{h_i}{\varphi s} = jH \times \frac{k}{D_i} \times \left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}}$$

$$= 225,5168 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$\frac{h_{io}}{\varphi s} = \frac{h_i}{\varphi t} \times \frac{ID}{OD}$$

$$= 186,4272 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

(Pers. 6.5 Kern, 1965)

Temperature dinding tw

$$t_w = 129,95 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\mu_w = 18,5148 \text{ cp}$$

$$= 44,8057 \text{ lb/ft.hr}$$

$$\varphi t = \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right) \times 0,14$$

$\mu_w = 18,5148 \text{ cp} = 44,8057 \frac{\text{lb}}{\text{ft}} \cdot \text{hr}$ $\phi_s = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right) \times 0,14$ $= 0,7960 \text{ (Kern, 1965; Fig.24:834)}$ <p>d. <i>Corrected coefficient</i> (ho)</p> $h_o = \frac{h_o}{\phi_s} \times \phi_s$ <p>(Pers. 6.36 Kern, 1965)</p> $= 33,6603 \times 0,7960$ $= 26,7932 \text{ Btu/hr. ft}^2 \cdot \text{°F}$	$= 0,6192$ <p>(Kern, 1965; Fig.24:834)</p> <p>d. <i>Corrected coefficient</i> (ho)</p> $h_{io} = \frac{h_{io}}{\phi_t} \times \phi_t$ <p>(Pers. 6.36 Kern, 1965)</p> $= 225,5168 \times 0,6192$ $= 139,6404 \text{ Btu/hr. ft}^2 \cdot \text{°F}$
---	---

f. *Clean Overall Coefficient* (Uc)

(Pers. 6.38 Kern, 1965)

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{139,6404 \frac{\text{Btu}}{\text{hr}} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{°F} \times 26,7932 \text{ Btu/hr. ft}^2 \cdot \text{°F}}{139,6404 \frac{\text{Btu}}{\text{hr}} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{°F} + 26,7932 \text{ Btu/hr. ft}^2 \cdot \text{°F}}$$

$$= 22,4799 \text{ Btu/hr. ft}^2 \cdot \text{°F}$$

g. Faktor kekotoran (Rd)

(Pers. 6.13 Kern, 1965)

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} = \frac{22,4799 \text{ Btu/hr. ft}^2 \cdot \text{°F} - 29,8194 \text{ Btu/hr. ft}^2 \cdot \text{°F}}{22,4799 \text{ Btu/hr. ft}^2 \cdot \text{°F} \times 29,8194 \text{ Btu/hr. ft}^2 \cdot \text{°F}}$$

$$= 0,004 \text{ hr. ft}^2 \cdot \text{°F/Btu}$$

4. Menghitung *Pressure Drop*

<i>Fluida panas, umpan (Shell)</i>	<i>Fluida dingin, air pendingin (tube)</i>
$Re = 210,8148$ $f = 0,0035 \text{ ft}^2/\text{in}^2$ (Kern, 1965 Fig.29: 839) $\rho \text{ ref air} = 1.000 \text{ kg/m}^3$ $s = \frac{\rho}{\rho \text{ ref}} = \frac{854,6235 \text{ kg/m}^3}{1.000 \text{ kg/m}^3} = 0,8546$ Jumlah Cross, N+1 (Pers. 7.43 Kern, 1965) $(N+1) = 12 \times \frac{L}{B}$ $= 12 \times \frac{12}{15,5} = 9,2903$ $\phi s = 0,7960$ $ID \text{ Shell} = 2,583 \text{ ft}$ $\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot ID_{shell} (N + 1)}{5.22 \cdot 10^{10} \cdot Des \cdot \phi s}$ $= 0,0360 \text{ Psi}$ <i>maksimal 10 psi</i>	$Re = 5.460,7614$ $f = 0,0003 \text{ ft}^2/\text{in}^2$ (Kern, 1965 Fig.26: 836) $s = 1$ (Kern, 1965 Tabel 6: 808) $\Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5.22 \cdot 10^{10} \cdot Di \cdot s \cdot \phi t}$ $= 0,1027 \text{ Psi}$ $\frac{v^2}{2g} = 0,0035$ (Kern, 1965 Fig.27: 830) $\Delta P_r = \frac{4 \cdot n \cdot v^2}{s \cdot 2 \cdot g}$ (Pers. 7.46 Kern, 1965 hal 484) $= 0,2800 \text{ Psi}$ $\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$ $= 0,1027 \text{ Psi} + 0,2800 \text{ Psi}$ $= 0,3827 \text{ Psi}$ <i>maksimal = 10 psi</i>

Resume	
Nama Alat	: Cooler 1
Kode	: CO-101
Jumlah Alat	: 1 unit
Fungsi	: Mendinginkan suhu umpan campuran komponen keluaran dari reaktor sebelum dialirkan menuju decanter dengan menurunkan temperatur dari 140°C menjadi 95°C
Jenis	: Shell and Tube Heat Exchanger

Bahan	:	<i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>	
<i>Overall Heat Transfer (A)</i>	:	1754,922	ft ²
Overall Clean Coefficient (Uc)	:	22,4799	Btu/hr.ft ² .°F
Overall Design Coefficient (Ud)	:	29,8194	Btu/hr.ft ² .°F
<i>Tube Side (Fluida Dingin, Air pendingin)</i>			
OD (<i>Outside Diameter</i>)	:	3/4in	= 0,0191 m
BWG (<i>Birmingham Wire Gage</i>)	:	16	
ID (<i>Internal Diameter</i>)	:	0,620 in	= 0,0157 m
L (<i>Panjang</i>)	:	12 ft	= 3,6576 m
<i>Number of passes</i>	:	2	
ΔP_T	:	0,3827 psi	= 0,1736 atm
<i>Shell Side (Fluida Panas, Umpan)</i>			
ID Shell (<i>Internal Diameter</i>)	:	31 in	= 0,7874 m
<i>Pitch</i>	:	1 in	= 0,0254 m
<i>Number of passes</i>	:	1	
B (<i>Baffle Space</i>)	:	15,5 in	= 0,3937 m
ΔP_s	:	0,0360 psi	= 0,0163 atm

Dengan mengikuti perhitungan *Cooler 101* di atas, maka diperoleh hasil perhitungan untuk semua *Cooler* dalam proses sebagai berikut:

19. *Cooler 102 (CO-102)*

Resume	
Nama Alat	: <i>Cooler 2</i>
Kode	: CO-102
Jumlah Alat	: 1 unit

Fungsi	:	Mendinginkan suhu produk <i>heavy</i> keluaran destilasi dengan menurunkan temperatur sebelum masuk ke tangki penyimpanan
Jenis	:	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan	:	<i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>
<i>Overall Heat Transfer (A)</i>	:	2162,4408 ft ²
Overall Clean Coefficient (Uc)	:	9,0955 Btu/hr.ft ² .°F
Overall Design Coefficient (Ud)	:	217,3298 Btu/hr.ft ² .°F
<i>Tube Side (Fluida Dingin, Air pendingin)</i>		
OD (<i>Outside Diameter</i>)	:	3/4 in = 0,0191 m
BWG (<i>Birmingham Wire Gage</i>)	:	16
ID (<i>Internal Diameter</i>)	:	0,620 in = 0,0157 m
L (Panjang)	:	8 ft = 3,6576 m
<i>Number of passes</i>	:	4
ΔP_T	:	2,3859 psi = 1,0822 atm
<i>Shell Side (Fluida Panas, Umpan)</i>		
ID Shell (<i>Internal Diameter</i>)	:	39 = 0,9906 m
<i>Pitch</i>	:	0,9375 in = 0,0238 m
<i>Number of passes</i>	:	1
B (<i>Baffle Space</i>)	:	19,5 in = 0,4953
ΔP_s	:	0,0182 psi = 0,0083 atm

20. Cooler 103 (CO-103)

Resume	
Nama Alat	: Cooler 3
Kode	: CO-103

Jumlah Alat	:	1 unit	
Fungsi	:	Mendinginkan suhu produk <i>Heavy</i> keluaran decanter dengan menurunkan temperatur dari 95°C menjadi 35°C menuju tangki penyimpanan	
Jenis	:	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	
Bahan	:	<i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>	
<i>Overall Heat Transfer (A)</i>	:	408,304	ft ²
Overall Clean Coefficient (Uc)	:	10,2601	Btu/hr.ft ² .°F
Overall Design Coefficient (Ud)	:	24,9247	Btu/hr.ft ² .°F
<i>Tube Side (Fluida Dingin, Air pendingin)</i>			
OD (<i>Outside Diameter</i>)	:	3/4 in	= 0,0191 m
BWG (<i>Birmingham Wire Gage</i>)	:	16	
ID (<i>Internal Diameter</i>)	:	0,620 in	= 0,0157 m
L (Panjang)	:	8 ft	= 2,4384 m
<i>Number of passes</i>	:	4	
ΔP_T	:	0,0240 psi	= 0,0109 atm
<i>Shell Side (Fluida Panas, Umpan)</i>			
ID Shell (<i>Internal Diameter</i>)	:	21 1/4 in	= 0,5398 m
<i>Pitch</i>	:	1 in	= 0,0254 m
<i>Number of passes</i>	:	2	
B (<i>Baffle Space</i>)	:	10,625 in	= 0,2699 m
ΔP_s	:	0,001890 psi	= 0,00086 atm

21. Reaktor (R-101)



Kode	:	R- 101
Fungsi	:	Tempat terjadinya reaksi bahan baku Trigliserida (CPO) dan H ₂ O (Air)
Tipe	:	<i>Continous Stirred Tank Reactor</i>
Bahan	:	<i>Stainless Steel SA-240</i>
Jumlah	:	1 unit

A. Menentukan Jenis Reaktor

Reaktor yang dipilih adalah reaktor alir tangki berpengaduk (*CSTR*).

Alasan memilih jenis reaktor ini adalah sebagai berikut :

- Reaksi yang berlangsung merupakan reaksi dalam fase cair – cair
- Reaksi berjalan secara kontinyu

Data Kondisi Operasi

Temperatur = 255 °C = 528 K

Tekanan = 54 atm

Konversi = 99%

Waktu reaksi = 120 menit = 2 jam

Komponen Umpan Masuk

Menghitung Densitas Campuran

Komponen	Densitas (kg/m ³)	Laju massa (kg/jam)	Fraksi berat; xi	xi/ρ
Trimistat	706,3000	150,809	0,01347	0,000019
Tripalmitat	716,6040	4.815,850	0,43013	0,000600
Tristearat	706,9994	422,267	0,03771	0,000053
Trioleat	734,0020	3.719,967	0,33225	0,000453
Trilinoleat	728,1635	945,073	0,08441	0,000116
Air CPO	771,1593	211,662	0,01890	0,000025
Air proses	771,1593	930,642	0,08312	0,000108
TOTAL =		11.196,270	1	0.0014

$$\rho_{mix} = \frac{1}{\sum \frac{x_i}{\rho}} = \frac{1}{0,0014 \text{ m}^3/\text{kg}} = 728,0520 \text{ kg/m}^3$$
$$= 0,7280 \text{ kg/L}$$

Menghitung Viskositas Campuran

Komponen	μ (centipoise)	Laju massa (kg/jam)	Fraksi berat; xi	μ campuran (cP)
Trimistat	2,0187	150,8095	0,0135	0,0272
Tripalmitat	15,3419	4.815,8498	0,4301	6,5990
Tristearat	0,6838	422,2666	0,0377	0,0258
Trioleat	0,0658	3.719,9675	0,3323	0,0219
Trilinoleat	0,3855	945,0728	0,0844	0,0325
Air	0,1045	211,6624	0,0189	0,0020
Air proses	0,1045	930,6418	0,0831	0,0087
TOTAL =		11.196,2703	1	6,7171

Laju Alir Volumetrik Umpan Total (Q_f)

$$\text{Laju alir massa, } M_f = 11.196,2703 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas, } \rho_f = 728,0520 \text{ kg/m}^3$$

Laju alir volumetrik umpan Reaktor, Q_f

$$Q_f = \frac{M_f}{\rho_f}$$

$$Q_f = \frac{11.196,2703 \text{ kg/jam}}{728,0520 \text{ kg/m}^3} = 15,3784 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Menentukan Volume Reaktor

Kondisi: Reaktor beroperasi pada kondisi *steady state*

Untuk kondisi seperti di atas, diperoleh persamaan sebagai berikut :

$$\bar{C} = \frac{v}{v_0} \text{ (Pers 6 or 8 Levenspiel, 1999 hal. 109)}$$

Keterangan;

\bar{C} = Waktu tinggal (jam)

V = Volume cairan (m^3)

v_0 = Laju alir (m^3/jam)

$v_0 = Q_f$

sehingga, menghitung volume cairan

$$V = v_0 \times \bar{C}$$

$$V = 20,6880 \text{ m}^3/jam \times 2 \text{ jam}$$

$$V = 41,3759 \text{ m}^3$$

$$V = 1.461,1905 \text{ ft}^3$$

Faktor keamanan 20% (Table 6, *Peter and Timmerhaus, 1991 4rd ed.*

Hal, 37) Volume R (V_R) = SF x V_R

$$V_R = (100\% + 20\%) \times V$$

$$V_R = (1 + 0,2) \times V$$

$$V_R = 1,2 \times 30,7568 \text{ m}^3$$

$$V_R = 36,9081 \text{ m}^3 = 1303,4111 \text{ ft}^3$$

B. Ukuran Kolom Reaktor

Menentukan tipe reaktor

Tipe reaktor yang dipilih yaitu berbentuk silinder tegak (vertikal) dengan *ellipsoidal head* pada bagian atas dan bawah dengan pertimbangan sebagai berikut :

- 1) Reaktan dan produk berwujud cair
- 2) Kondisi operasi reaktor pada tekanan 54 atm dan temperatur 528 K

Menentukan bahan konstruksi

Bahan konstruksi yang dipilih adalah *Stainless Steel SA 240*, dengan komposisi:

$$\text{Cr} = 18-20\%$$

$$\text{Ni} = 8-10,5\%$$

$$\text{Cr} = 0,0008$$

Dengan beberapa pertimbangan sebagai berikut :

- a) Memiliki *allowable working stress* yang besar, sehingga untuk kapasitas besar
- b) Memerlukan ketebalan bahan yang tipis
- c) Harga relatif murah
- d) Tahan terhadap panas dan korosi

- Volume Silinder (V_s)

$$V_s = \pi \times r^2 \times H_s$$

Dimana tinggi silinder (H_s) = 1,2 Dt (Tabel 4, Peters and Timmerhaus, 1991 hal 537) maka,

$$V_s = \pi \times \left(\frac{Dt}{2}\right)^2 (1,2 Dt)$$

$$V_s = 0,942 Dt^3$$

- Volume Ellipsoidal head (Vh)

$$V_h = \frac{\pi}{6} \times Dt^2 \times h$$

Dimana, tinggi ellipsoidal (h) = ¼ Dt (Tabel 4, Peters and Timmerhaus, 1991 hal 537) maka,

$$V_h = 0,1308 Dt^3$$

- Volume Total Reaktor (VR TOTAL)

$$\begin{aligned} V_{R \text{ TOTAL}} &= V_s + 2V_h \\ &= 0,9420 Dt^3 + 2 \times 0,2617 Dt^3 \\ &= 1,2037 Dt^3 \end{aligned}$$

- Diameter Silinder (Dt)

$$Dt = \left(\frac{V_R}{1,2037}\right)^{1/3}$$

$$Dt = \left(\frac{36,9081}{1,2037}\right)^{1/3}$$

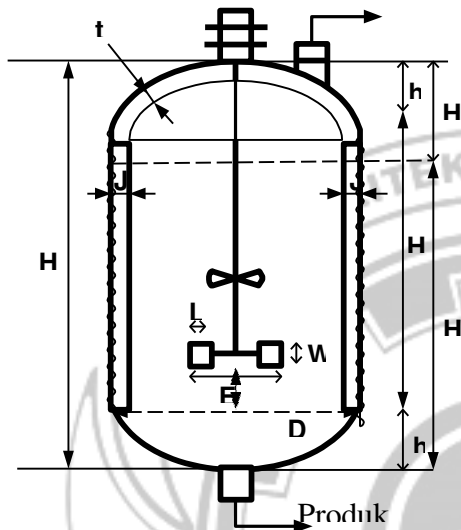
$$Dt = 10,2210 \text{ m} = 541,3359 \text{ in}$$

$$r \text{ (jari-jari)} = 6,8750 \text{ m} = 5,1105 \text{ m}$$

Tinggi Reaktor

- Tinggi silinder (Hs) = 1,2 × Dt = 12,2652 m

- Tinggi *ellipsoidal head* (h) = $1/4 \times Dt$ = 2,5553 m
- Tinggi reaktor (H_R) = $H_s + 2h$ = 17,3758 m



Konfigurasi

Reaktor dilengkapi dengan pengaduk agar suhu, tekanan, dan komposisi di setiap titik di dalam reaktor seragam. Konfigurasi Reaktor Kimia dengan tipe *Continuous Stirred Tank Reactor* menurut Stanley M. Walas, 1990 dalam *Chemical Process Equipment, Selection and Design*, hal 568, mengenai konfigurasi untuk reaktor kimia dengan tipe continuous.

Konfigurasi reaktor :

- 1) Rasio diameter impeller terhadap diameter silinder (D_i/D_t) = 1/5
- 2) Rasio tinggi blade pengaduk terhadap diameter impeller (W/D_i) = 1/5
- 3) Rasio lebar blade pengaduk terhadap diameter impeller (L/D_i) = 1/4

- 4) Rasio lebar baffle terhadap diameter tangki (J/D_t) = 1/12
- 5) Rasio jarak impeller dari dasar tangki terhadap diameter tangki (E/D_t) = 1/3
- 6) Rasio jarak inlet feed terhadap tinggi liquid, (H_k/H_R) = 1/5
- 7) Tinggi liquid dalam reaktor, H_L = 80% tinggi total reaktor

Berdasarkan konfigurasi tersebut, diperoleh spesifikasi :

- 1) Diameter impeller (D_i) = $1/5 D_t$ = 2,044 m
 - 2) Tinggi blade pengaduk (W) = $1/5 D_i$ = 0,409 m
 - 3) Lebar blade pengaduk (L) = $1/4 D_i$ = 0,511 m
 - 4) Jarak baffle dari dinding tangki (J) = $1/12 D_t$ = 0,852 m
 - 5) Jarak impeller dari dasar tangki (E) = $1/3 D_t$ = 3,407 m
 - 6) Tinggi volume kosong (H_k) = $1/5 H_R$ = 3,475 m
 - 7) Tinggi liquid (H_L) = 80% H_R = 13,901 m
- Tebal Dinding Silinder (t)

Persamaan tebal dinding silinder (Tabel 4, Peters and Timmerhaus, 1991 hal 537)

$$t = \left(\frac{P \times r}{S \times E - 0,6 \times P} \right) + C$$

Keterangan:

r = Jari-jari tangki (in)

S = Allowable working stress

E = Efisiensi sambungan

C = Faktor korosi

P = Tekanan desain (psi)

Diketahui

$$r = 201,201 \text{ in}$$

$$S = 18.700 \text{ psi} \quad (\text{Tabel 4, Peters and Timmerhaus, 1991 hal 538})$$

$$E = 0,8 \quad (\text{Tabel 4, Peters and Timmerhaus, 1991 hal 538})$$

$$C = \text{Laju korosi} \times \text{lifetime} \quad (\text{Tabel 1, Peters and Timmerhaus, 1991 hal 27})$$

$$= 0,015 \text{ mm/tahun} \times 11 \text{ tahun}$$

$$= 0,165 \text{ mm}$$

$$= 0,0065 \text{ in}$$

Menentukan Tekanan Desain

Ketinggian cairan dalam tangki adalah 18,6999 m maka,

$$\text{Tekanan desain (psi)} = P \text{ operasi} + P \text{ hidrostatis}$$

$$= 54 \text{ atm} + (\rho \cdot g \cdot h)$$

$$\text{Tekanan desain} = 54 \text{ atm} + \frac{(727,0230 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 13,901 \text{ m})}{101.325 \text{ kg.m}^{-1}.\text{s}^{-2}/\text{atm}}$$

$$= 54,9774 \text{ atm}$$

Safety factor = 20% (Table 6, Peter and Timmerhaus, 1991 4rd ed. Hal,

37)

$$\text{Tekanan desain} = (100\% + 20\%) \times 54,9774 \text{ atm}$$

$$= 65,9729 \text{ atm}$$

$$= 969,5382 \text{ psi}$$

Ketebalan Dinding Silinder (t)

$$t = \frac{969,5382 \text{ psi} \times 201,2010 \text{ in}}{14960 \text{ psi} - 581,7229 \text{ psi}} + 0,0065 \text{ in}$$

$$= \frac{195.072,0540 \text{ psi.in}}{14.378,2771 \text{ psi}} + 0,0065 \text{ in}$$

$$= 13,5736 \text{ in} = 0,3448 \text{ m}$$

- Tebal Dinding *Ellipsoidal head* (t_h)

Persamaan tebal dinding *ellipsoidal head* (Tabel 4, Peters and Timmerhaus, 1991 hal 537 =551)

$$t_h = \left(\frac{P \times D}{2 \times S \times E - 0,2 \times P} \right) + C$$

Keterangan;

D = Diameter tangki (in)

S = *Allowable working stress*

E = Efisiensi sambungan

C = Faktor korosi

P = Tekanan desain (psi)

Diketahui

$$D = 402,402 \quad \text{in}$$

$$S = 18.700 \quad \text{psi} \quad (\text{Tabel 4, Peters and Timmerhaus, 1991 hal 538})$$

$$E = 0,8 \quad (\text{Tabel 4, Peters and Timmerhaus, 1991 hal 538})$$

$$C = 0,0065 \quad \text{in} \quad (\text{Tabel 1, Peters and Timmerhaus, 1991 hal 271})$$

$$P = 969,5382 \quad \text{psi}$$

Maka, tebal dinding ellipsoidal head:

$$\begin{aligned} t_h &= \left(\frac{P \times D}{2 \times S \times E - 0,2 \times P} \right) + C \\ &= \left(\frac{969,5382 \text{ psi} \times 402,4020 \text{ in}}{29,920 \text{ psi} - 193,9076 \text{ psi}} \right) + 0,00649605 \text{ in} \\ &= 13,1311 \text{ in} = 0,3335 \text{ m} \end{aligned}$$

- Diameter Luar Reaktor (OD)

$$\begin{aligned} \text{OD} &= D + 2t \text{ silinder} \\ &= 10,2210 \text{ m} + (2 \times 0,3448 \text{ m}) \\ &= 10,9106 \text{ m} \end{aligned}$$

- Jumlah Pengaduk (n)

$$n = \frac{HL \times \text{SPGR}}{Dt}$$

$$\text{SPGR} = \frac{\text{Densitas campuran fluida}}{\text{Densitas air saat } T \text{ operasi}}$$

$$\text{Densitas air (255}^\circ\text{C)} = 771,1593 \text{ kg/m}^3$$

$$n = \frac{13,9006 \text{ m} \times 0,9441}{10,2210 \text{ m}} = 1,2840$$

$$n = 1,2840 \approx 2 \text{ unit}$$

- Kecepatan Putaran Pengaduk (N)

$$N = \frac{600}{\pi \times Di} \times \left(\frac{WELH}{Di} \right)^{0,25}$$

(Howard F. Rase, 1977)

Keterangan:

N = Kecepatan putaran pengaduk (rpm)

Di = Diameter pengaduk (m)

H = Ketinggian liquid (m)

L

$$WELH = H_L \times SPGR$$

Diketahui;

$$Di = 2,0442 \text{ m} = 6,7067 \text{ ft}$$

$$H_L = 13,9006 \text{ m} = 45,6057 \text{ ft}$$

$$WELH = H_L \times SPGR$$

$$= 45,6057 \text{ ft} \times 0,9441$$

$$= 43,0563 \text{ ft}$$

$$N = \left(\frac{600}{3,14 \times 6,7067} \right) \times \left(\frac{43,0563}{2 \times 6,7067} \right)^{0,25}$$

$$= 38,1361 \text{ rpm}$$

$$= 0,6356 \text{ rps}$$

- Tenaga Pengaduk (P)

Bilangan *Reynolds* (N_{Re})

$$N_{Re} = \frac{N \times Di^2 \times \rho}{\mu L}$$

$$N_{Re} = \frac{0,6356 \times 4,1788 \times 728,0520}{0,0065} = 298.152,8625$$

Berdasarkan Grafik 6.5 *Mass Transfer Operation 3rd Edition* oleh Robert Treyball halaman 152 untuk $N_{Re} = 298.152,8625$ dan menggunakan jenis disk flat blade turbine, didapatkan nilai Power Number (P_o) = 5

Tenaga Pengaduk

$$P = \frac{P_o \times \rho \times N^3 \times Di^5}{gc}$$

$$P = \frac{5 \times 728,0520 \frac{kg}{m^3} \times 0,2568 rps^3 \times 35,6963 m^5}{1 kg.m/N.s^2}$$

$$= 33.366,5025 J/s$$

$$= 33,3665 kW$$

$$= 44,7445 Hp \approx 45 Hp$$

Berdasarkan figur 14.38 hal 521, Peters & Timmerhaus, 1991, untuk BHP = 84, efisiensi motor sebesar 91%, maka; *Motor Horse Power* (MHP) yang harus dikeluarkan, yaitu:

$$MHP = \frac{P}{Efisiensi\ motor} = \frac{45Hp}{89\%}$$

$$\text{MHP} = 51 \text{ Hp}$$

Sehingga digunakan motor untuk tenaga pengaduk dengan *power* sebesar 92 Hp.

C. Merancang Koil Pemanasan

Dari data neraca panas dan neraca massa diperoleh :

$$Q_{\text{in}} = 255.881,4926 \text{ kcal/jam} = 1.014.741,5589 \text{ Btu/jam}$$

$$Q_{\text{out}} = 3.150.267,8956 \text{ kcal/jam} = 12.492.922,8854 \text{ Btu/jam}$$

Fluida Panas (Steam)

$$\text{Suhu awal (T}_1\text{)} = 270 \text{ }^\circ\text{C} = 518 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu akhir (T}_2\text{)} = 270 \text{ }^\circ\text{C} = 518 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{Laju alir fluida panas (W)} = 7.417,1002 \text{ kg/jam} = 16.351,8875 \text{ lb/jam}$$

Fluida Dingin (Umpan)

$$\text{Temperatur awal (t}_1\text{)} = 90 \text{ }^\circ\text{C} = 194 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{Temperatur akhir (t}_2\text{)} = 255 \text{ }^\circ\text{C} = 491 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{Laju alir fluida dingin (w)} = 11.513,7640 \text{ kg/jam}$$

$$= 25.383,4744 \text{ lb/jam}$$

$$Q_{\text{beban}} = Q_{\text{out}} - Q_{\text{in}}$$

$$= (3.150.267,8956 - 255.881,4926) \text{ kcal/jam}$$

$$= 3.869.294,2537 \text{ kcal/jam}$$

$$= 2.894.386,4029 \text{ Btu/jam}$$

Menghitung harga ΔT LMTD (*Log Mean Temperature Difference*)

<i>Fluida panas</i>		<i>Fluida dingin</i>		Selisih (°F)	
T_1	= 518 °F	Suhu yang lebih tinggi	t_2	= 491 °F	Δt_2 27 °F
T_2	= 518 °F	Suhu yang lebih rendah	t_1	= 194 °F	Δt_1 324 °F
Selisih ($T_1 - T_2$)	= 0 °F	Selisih	$(t_2 - t_1)$	= 297 °F	$\Delta t_2 - \Delta t_1$ -297 °F

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln (\Delta t_2 / \Delta t_1)}$$

(Pers. 12.4 Coulson n Ricardson vol.6, 2005 hal 655)

$$LMTD = \frac{-297^\circ\text{F}}{\ln (27^\circ\text{F} / 324^\circ\text{F})}$$

$$LMTD = 119,52^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{(518 - 518)^\circ\text{F}}{(491 - 194)^\circ\text{F}} = 0$$

(Pers. 12.6 Coulson n Ricardson vol.6, 2005 hal 655)

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - T_1} = \frac{(491 - 194)^\circ\text{F}}{(518 - 194)^\circ\text{F}} = 0,9167$$

(Pers. 12.7 Coulson n Ricardson vol.6, 2005 hal 656)

Dari nilai R dan S diperoleh, $F_T = 1$

Maka, $\Delta t = F_T \times \text{LMTD}$

$$= 1 \times 119,52 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$= 119,52 \text{ }^\circ\text{F}$$

Data Kebutuhan Panas (*Steam*);

Q in (*Steam* masuk) = 6.159.396,0966 kcal/jam = 24.426.132,3183 Btu/jam

Q out (kondensat) = 2.615.077,4854 kcal/jam = 10.370.534,3313 Btu/jam

Q Beban = 3.544.318,6112 kcal/jam = 14.055.597,9869 Btu/jam

Toperasi = 255 °C

T_{Steam} in = 270 °C

T_{Steam} out = 270 °C

Menghitung Densitas Air (Kebutuhan *Steam*)

Komponen	A	B	n	Tc (K)
Air	0,3471	0,274	0,28571	647,13

(Sumber; Yaws, 1999)

Densitas = $A \times B^{-(1 - T/T_c)^n}$ (Pers. Yaws, 1999)

Densitas = $0,3471 \times 0,274^{-(1 - 528/647,13)^{0,274}}$

Densitas = 771,1593 kg/m³

Jumlah *Steam* yang dibutuhkan (dari lampiran neraca panas);

Laju massa *Steam* = 7.417,1002kg/jam = 2,0603 kg/detik

Ukuran pipa koil, IPS = 1,5 - 2,5 in

Dipilih IPS = 1,5 in = 1 ½ in

- Spesifikasi pipa koil :

OD = 1,9 in = 0,0483 m = 0,1583 ft

Sch. Number = 40

ID = 1,61 in = 0,0409 m = 0,1342 ft

Flow are per pipe (At) = 2,04 in² = 0,0132 m²

Surf. Area per lin (At') = 0,498 ft²/ft = 0,1518 m²/m

- Menentukan Kecepatan Volumetrik Air (Fv)

Laju alir massa, M = 7.417,1002 kg/jam

Densitas, ρ = 771,1593 kg/m³

Laju Alir Volumetrik Air (Fv)

$$Fv = \frac{M}{\rho} = \frac{7.417,1002 \text{ kg/jam}}{771,1593 \text{ kg/m}^3} = 9,6181 \text{ m}^3/\text{jam}$$

- Menentukan Kecepatan Air dalam Koil

Fluida yang akan dilewatkan dalam koil adalah *Steam*. Menurut Coulson n

Ricardson vol.6, 2005, kecepatan *Steam* didalam koil adalah 10-30 m/s.

Asumsi: $v = 15 \text{ m/s} = 54.000 \text{ m/jam}$

- Menghitung Luas Penampang Aliran (A)

$$A = \frac{Fv}{V} = \frac{9,6181 \text{ m}^3/\text{jam}}{54.000 \text{ m/jam}} = 0,00018 \text{ m}^2$$

- Menentukan Diameter dalam Pipa Koil (ID Koil)

$$ID^2 = \frac{4 \times A}{\pi}$$

$$= \sqrt{\frac{4 \times 0,00018 \text{ m}^2}{3,1400}} = 0,0151 \text{ m}$$

- Menentukan Diameter Lengkungan Koil (Dc)

$$Dc = 0,7 \times ID \text{ reactor}$$

$$= 0,7 \times 10,2210 \text{ m}$$

$$= 7,1547 \text{ m} = 23,4735 \text{ ft}$$

- Menghitung Luas Perpidahan Panas per Koil

$$A' = At' \times u \times Dc \text{ koil}$$

$$= 0,4980 \text{ ft}^2/\text{ft} \times 3,14 \times 23,4735 \text{ ft}$$

$$= 36,7060 \text{ ft}^2$$

- Menghitung Luas Perpidahan Permukaan Panas (Ao)

Berdasarkan (Tabel 8 Kern, 1965 hal 840 =847), untuk sistem *Steam-medium organics* diperoleh nilai U_D antara 50-100 Btu/jam ft² °F.

Asumsi, $U_D = 100 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta T} = \frac{14.055.597,9869 \text{ Btu/hr}}{100 \frac{\text{Btu}}{\text{hr}} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \times 119,5216^\circ\text{F}} = 1.175,9882 \text{ ft}^2$$

- Menentukan Jumlah Lilitan (Nt)

$$N_t = \frac{A_o}{A'} = \frac{1.175,9882}{36,7060} = 32,0381 \approx 32$$

Untuk perancangan dipilih jumlah koil = 32 lilitan

- Menentukan Tinggi Lilitan Koil Minimum (H min)

$$H_{\min} = N_t \times OD_{\text{koil}}$$

$$= 32 \times 1,9 \text{ in}$$

$$= 60,8 \text{ in} = 1,5443 \text{ m}$$

- Menentukan Tinggi Koil Total

Diambil jarak antar koil 0,25 in = 0,0064 m

$$H_{\text{koil}} = H_{\min} + (N_t - 1) \times \text{jarak}$$

$$= 1,5443 \text{ m} + (32 - 1) \times 0,0064 \text{ m}$$

$$= 1,7412 \text{ m}$$

- Menentukan Volume Koil (Vc)

$$V_c = \pi \times OD^2 \times L$$

$$= 3,14 \times 0,1583 \text{ ft} \times 2.361,4220 \text{ ft}$$

$$= 185,8866 \text{ ft}^3 = 5,2637 \text{ m}^3$$

Resume

Nama Alat	:	Reaktor
Kode	:	R-101
Jumlah Alat	:	1 unit
Fungsi	:	Tempat terjadinya reaksi bahan baku Trigliserida (CPO) dan H ₂ O (Air)
Tipe	:	<i>Continous Stirred Tank Reactor</i>

Bahan	:	<i>Stainless Steel SA-240</i>
Kondisi Operasi	:	Tekanan = 54 atm
	:	Suhu = 255 °C
	:	Konversi = 99%
	:	Waktu reaksi = 2 jam

Data Mekanik Reaktor

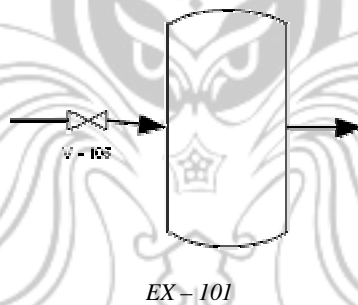
Tipe pengaduk	:	<i>Disk flat blade turbine</i>
ID (Inside Diameter)	:	10,2210 m
OD (<i>Outside Diameter</i>)	:	10,9106 m
Tinggi liquid (H_L)	:	13,9006 m
Diameter <i>impeller</i> (D_i)	:	2,0442 m
Tinggi <i>blade</i> pengaduk (W)	:	0,4088 m
Lebar <i>blade</i> pengaduk (L)	:	0,5111 m
Jarak <i>baffle</i> dari dinding tangki (J)	:	0,8518 m
Jarak <i>impeller</i> dari dasar tangki (E)	:	3,407 m
Tinggi volume kosong (H_k)	:	3,475 m
Tinggi silinder (H_s)	:	12,2652 m
Tinggi <i>ellipsoidal head</i> (h)	:	2,5553 m
Tinggi reaktor (H_R)	:	17,3758 m
Tebal dinding silinder (t)	:	0,3448 m
Tebal dinding <i>ellipsoidal head</i> (th)	:	0,3335 m
Jumlah Pengaduk	:	2 buah
Kecepatan putaran pengaduk (N)	:	0,6356 rps
Tenaga Pengaduk	:	45 Hp

Data Pemanas Koil

Ukuran pipa koil (<i>IPS</i>)	:	1,5 in
---------------------------------	---	--------

OD (<i>Outside Diameter</i>)	:	1,9 in	
Schedule Number	:	40	
ID (<i>Inside Diameter</i>)	:	1,61 in	
Flow are per pipe (<i>At</i>)	:	2,04 in ²	
Surf. Area per lin (<i>At'</i>)	:	0,498	ft ² /ft
Luas Perpidahan Panas per Koil	:	36,7060	ft ²
Luas Perpidahan Permukaan Panas (<i>Ao</i>)	:	1.175,9882	ft ²
Menentukan Panjang Koil Total (<i>L</i>)	:	720,2337	m
Menentukan Jumlah Lilitan (<i>Nt</i>)	:	32 lilitan	
Menentukan Volume Koil (<i>Vc</i>)	:	5,2637	m ³

22. Expansion Valve (EV - 101)



Kode	:	EV- 101
Fungsi	:	Menurunkan tekanan umpan dari reaktor 54 atm hingga 1 atm
Tipe	:	Globe Valve
Jumlah	:	1 unit

Kondisi Operasi : $T_{in} = 255 \text{ } ^\circ\text{C} = 528 \text{ K}$

$P_{in} = 54 \text{ atm}$

$P_{out} = 1 \text{ atm}$

KOMPONEN MASUK

Menghitung Densitas Campuran

Komponen	Densitas (kg/m ³)	Laju massa (kg/jam)	Fraksi berat; xi	xi/ ρ
Trimistat	706,3000	1,5081	0,00013	0,00000019
Tripalmitat	716,6040	48,1585	0,00418	0,00000584
Tristearat	706,9994	4,2227	0,00037	0,00000052
Trioleat	734,0020	37,1997	0,00323	0,00000440
Trilinoleat	728,1635	9,4507	0,00082	0,00000113
Asam Miristat	716,0297	147,3064	0,01279	0,00001787
Asam Palmitat	716,6040	4.703,9843	0,40855	0,00057012
Asam Stearat	721,8643	412,4579	0,03582	0,00004963
Asam Oleat	734,0020	3.633,5578	0,31558	0,00042995
Asam Linoleat	728,1635	923,1201	0,08018	0,00011011
Air	771,1593	503,8093	0,04376	0,00005674
Gliserol	1.087,1549	1.088,9886	0,09458	0,00008700
TOTAL =		11.513,7640	1	0,00133

$$\rho_{mix} = \frac{1}{\sum \frac{x_i}{\rho}} = \frac{1}{0,00133} = 749,9150 \text{ kg/m}^3$$

Menghitung Viskositas Campuran

Komponen	μ (centipoise)	Laju massa (kg/jam)	Fraksi berat; xi	μ campuran (cP)
Trimistat	2,0187	1,5081	0,00013	0,0003
Tripalmitat	15,3419	48,1585	0,00418	0,0642
Tristearat	0,6838	4,2227	0,00037	0,0003
Trioleat	0,0658	37,1997	0,00323	0,0002
Trilinoleat	0,3855	9,4507	0,00082	0,0003
Asam Miristat	0,1781	147,3064	0,01279	0,0023
Asam Palmitat	0,6023	4.703,9843	0,40855	0,2461
Asam Stearat	0,5297	412,4579	0,03582	0,0190
Asam Oleat	0,4924	3.633,5578	0,31558	0,1554
Asam Linoleat	0,3854	923,1201	0,08018	0,0309
Air	0,1045	503,8093	0,04376	0,0046
Gliserol	0,5796	1.088,9886	0,09458	0,0548
TOTAL =		11.513,7640	1	0,5782

Kondisi Operasi

Temperatur, T	= 255 °C	= 528	K
Flowrate, G	= 11.513,7640	kg/jam = 25.383,4744	lb/jam
Densitas <i>Fluida</i> , ρ mix	= 49,9150	kg/m ³ = 46,8156	lb/ft ³
Viskositas <i>fluida</i> , μ mix	= 0,5782	cP = 1,3987	lb/ft jam

1. Menentukan Diameter

Volumetric *Flowrate* (Q_f)

$$Q = \frac{G}{\rho_{mix}} = \frac{25.383,4744 \text{ lb/jam}}{46,8156 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 542,2012 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 2,7432 \text{ ft}^3/\text{menit} = 0,0043 \text{ m}^3/\text{s}$$

Untuk aliran turbulents yang mempunyai range viskositas 0,02 – 20 cP maka digunakan rumus diameter dalam optimum pipa ($D_{optimum}$).

$$D_{opt} = 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \text{ (Pers.15 Peters and Timmerhaus, 1991 hal 496)}$$

$$= 3,9 \times (0,15067 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \times (46,8156 \text{ lb/ft}^3)^{0,13}$$

$$= 2,7432 \text{ in}$$

Berdasarkan Tabel 10-18 *Properties of Steel Pipe, Perry's Chemical Engineers' Handbook 7th Ed* Hall. 10-72 (Perry, 1999), dimensi pipa yang digunakan:

$$\text{NPS (Nominal Pipe Size)} = 3 \text{ in} = 0,2500 \text{ ft}$$

$$\text{SN (Schedule No.)} = 40$$

$$\text{ID (Inside Diameter)} = 3,0680 \text{ in} = 0,2557 \text{ ft}$$

$$\text{OD (Outside Diameter)} = 3,5000 \text{ in} = 0,2917 \text{ ft}$$

$$a'' \text{ (Sectional area, Flow)} = 0,0332 \text{ ft}^2 = 4,7837 \text{ in}^2 = 0,0031 \text{ m}^2$$

Kecepatan Aliran (V)

$$V = \frac{Q}{a''}$$

$$V = \frac{0,0043 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0031 \text{ m}^2}$$

$$= 1,3819 \text{ m/s}$$

$$= 4,5339 \text{ ft/s}$$

2. Reynold Number (N_{Re})

$$N_{Re} = \frac{ID \times G}{a'' \times \mu}$$

D : Diameter dalam (ft)

V : Kecepatan aliran (ft/jam)

ρ : Densitas *fluida* (lb/ft³)

μ : Viskositas *fluida* (lb/ft.jam)

N_{Re} : Bilangan *reynold*

$$N_{Re} = \frac{6,489,7083 \text{ ft.lb/jam}}{0,0465 \text{ ft.lb/jam}} = 139.666,8573$$

Nilai N_{Re} yang diperoleh sebesar $139.666,8573 > 2.100$, sehingga termasuk aliran turbulen.

3. Menentukan *Friction Loss* (h_f)

$$h_f = k_f \times \frac{v^2}{2 \times g_c}$$

h_f : *Friction Loss* karena *valve* (ft.lbf/lbm)

K_f : loss fiction factor untuk jenis *globe valve half open*

v : kecepatan *fluida* (ft/s)

g_c : percepatan gravitasi (lbm.ft/lbf.s²)

Dengan,

$$K_f = 9,5 \quad (\text{Tabel 2.10-1 Geankoplis, 1993 third ed; hal 93})$$

$$v = 4,5339 \text{ ft/s}$$

$$g_c = 32,174 \text{ lbf.ft/lbf.s}^2$$

$$h_f = 9,5 \times \frac{20,5565}{64,3480} = 3,0349 \text{ .lb/lbm}$$

4. Menentukan *Pressure Head*

$$\text{Pressure Head} = \frac{\Delta P}{\rho_{\text{mix}}}$$

Dimana,

$$P_{\text{in}} = 54 \text{ atm} = 55,7943 \text{ kg/cm}^2$$

$$P_{\text{out}} = 1 \text{ atm} = 1,0332 \text{ kg/cm}^2$$

$$\rho_{\text{mix}} = 749,8605 \text{ kg/m}^3 = 0,0007 \text{ kg/cm}^3$$

Maka,

$$\text{Pressure Head} = \frac{P_{\text{in}} - P_{\text{out}}}{\rho_{\text{mix}}}$$

$$= \frac{55,7943 \text{ kg/cm}^2 - 1,0332 \text{ kg/cm}^2}{0,0007 \text{ kg/cm}^3}$$

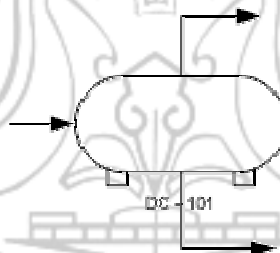
$$= 73.022,9837 \text{ cm}$$

$$= 730,2298 \text{ m}$$

Resume	
Nama Alat	: Expansion Valve
Kode	: EV -101

Jumlah Alat	: 1 unit
Fungsi	: Menurunkan tekanan umpan dari reaktor
Tipe	: 54 atm hingga 1 atm
Bahan	: Globe Valve
Kondisi Operasi	: Commercial Stainless Steel (Austentic)
	: AISI tipe 316
	: Tekanan masuk = 54 atm
	: Tekanan keluar = 1 atm
	: Suhu = 255 °C
Dimensi	:
ID (Internal Diameter)	: 3,0680 in = 0,0779 m
OD (Outside Diameter)	: 3,5000 in = 0,0889 m
Friction Loss (hf)	: 3,0349 ft.lbf/lbm
Pressure Head	: 730,2298 m

23. Decanter (DC-101)



Kode	: DC- 101
Fungsi	: Memisahkan fase ringan dengan fase berat yang berasal dari Reaktor Hidrolisis (R-101)
Tipe	: Horizontal Decanter dengan tutup <i>torispherical</i>

(flanged dish head)

Bahan : Carbon steel, SA-283 Grade C

Jumlah : 1 unit

Kondisi Operasi : Tekanan = 1 atm = 14,696 psi

Temperatur = 95 °C = 368 K

A. Komponen Umpan Masuk

Menghitung Densitas Campuran

Komponen	Densitas (kg/m ³)	Laju massa (kg/jam)	Fraksi berat; xi	xi/ρ
Trimistat	816,3000	1,5081	0,00013	0,00000016
Tripalmita	831,4524	48,1585	0,00418	0,00000503
Tristearat	824,1132	4,2227	0,00037	0,00000045
Trioleat	849,1117	37,1997	0,00323	0,00000381
Trilinoleat	853,7643	9,4507	0,00082	0,00000096
Asam Miristat	833,4248	147,3064	0,01279	0,00001535
Asam Palmitat	831,4524	4.703,9843	0,40855	0,00049137
Asam Stearat	832,6805	412,4579	0,03582	0,00004302
Asam Oleat	849,1117	3.633,5578	0,31558	0,00037166
Asam Linoleat	853,7643	923,1201	0,08018	0,00009391
Air	960,7876	503,8093	0,04376	0,00004554

Gliserol	1.213,4166	1.088,9886	0,09458	0,00007795
TOTAL =		11.513,7640	1	0,00115

$$\rho_{mix} = \frac{1}{\sum \frac{x_i}{\rho}} = \frac{1}{0,00115 \text{ m}^3/\text{kg}}$$

$$= 870,1640 \text{ kg/m}^3$$

$$= 0,8702 \text{ kg/L}$$

$$= 0,0543 \text{ lb/ft}^3$$

Kecepatan volumetrik umpan (Q)

$$Q = \frac{\text{laju massa total}}{\rho_{mix}} = \frac{11.513,7640 \text{ kg/jam}}{0,8702 \text{ kg/L}} = 13.231,7172 \text{ L/jam}$$

Menghitung Viskositas Campuran

Komponen	μ (centipoise)	Laju massa (kg/jam)	Fraksi berat; xi	μ campuran (cP)
Trimistat	3,8187	1,5081	0,00013	0,0005
Tripalmita	17,2627	48,1585	0,00418	0,0722
Tristearat	9,1071	4,2227	0,00037	0,0033
Trioleat	1,6131	37,1997	0,00323	0,0052
Trilinoleat	5,4775	9,4507	0,00082	0,0045
Asam Miristat	0,6802	147,3064	0,01279	0,0087
Asam Palmitat	4,5134	4.703,9843	0,40855	1,8439
Asam Stearat	5,7955	412,4579	0,03582	0,2076
Asam Oleat	4,6587	3.633,5578	0,31558	1,4702
Asam Linoleat	5,4762	923,1201	0,08018	0,4391
Air	0,2946	503,8093	0,04376	0,0129

Gliserol	21,4292	1.088,9886	0,09458	2,0268
TOTAL =		11.513,7640	1	6,0950

B. Komposisi Produk Atas (Light) Decanter

Menghitung Densitas Campuran

Komponen	Densitas (kg/m3)	Laju massa (kg/jam)	Fraksi berat; xi	xi/ρ
Trimistin	816,3000	4,2227	0,00043	0,00000052
Tripalmitin	831,4524	1,5081	0,00015	0,00000018
Tristearin	824,1132	9,4507	0,00095	0,00000116
Triolein	849,1117	48,1585	0,00485	0,00000572
Trilinolein	853,7643	37,1997	0,00375	0,00000439
Asam Miristat	833,4248	147,3063	0,01485	0,00001782
Asam Palmitat	831,4524	4.703,9843	0,47415	0,00057026
Asam Stearat	832,6805	412,4579	0,04157	0,00004993
Asam Oleat	849,1117	3.633,5578	0,36625	0,00043133
Asam Linoleat	853,7643	923,1201	0,09305	0,00010898
TOTAL =		9.920,9661	1	0,00119

$$\rho_{mix} = \frac{1}{\sum \frac{x_i}{\rho}} = \frac{1}{0,00119 \text{ m}^3/\text{kg}}$$

$$= 840,1290 \text{ kg/m}^3$$

$$= 0,8401 \text{ kg/L}$$

$$= 0,0524 \text{ lb/ft}^3$$

Kecepatan volumetrik umpan (Q)

$$Q = \frac{\text{laju massa total}}{\rho_{\text{mix}}} = \frac{9.920,9661 \text{ kg/jam}}{0,8401 \text{ kg/L}} = 11.808,8598 \text{ L/jam}$$

Menghitung Viskositas Campuran

Komponen	μ (centipoise)	Laju massa (kg/jam)	Fraksi berat; xi	μ campuran (cP)
Trimistat	4,0587	4,2227	0,00043	0,001728
Tripalmitat	17,2627	1,5081	0,00015	0,002624
Tristearat	9,1071	9,4507	0,00095	0,008675
Trioleat	1,6131	48,1585	0,00485	0,007830
Trilinoleat	5,4775	37,1997	0,00375	0,020538
Asam Miristat	0,6802	147,3063	0,01485	0,010100
Asam Palmitat	4,5134	4.703,9843	0,47415	2,139989
Asam Stearat	5,7955	412,4579	0,04157	0,240946
Asam Oleat	4,6587	3.633,5578	0,36625	1,706266
Asam Linoleat	5,4762	923,1201	0,09305	0,509550
TOTAL =		9.920,9661	1	4,6482

C. Komposisi Produk Bawah (*Heavy*) Decanter

Menghitung Densitas Campuran

Komponen	Densitas (kg/m ³)	Laju massa (kg/jam)	Fraksi berat; xi	xi/ ρ
Asam Miristat	833,4248	0,0000	0,0000000	0,0000000000
Asam Palmitat	831,4524	0,0000	0,0000000	0,0000000000
Asam Stearat	832,6805	0,0000	0,0000000	0,0000000000

Asam Oleat	849,1117	0,0000	0,0000000	0,0000000000
Asam Linoleat	853,7643	0,0000	0,0000000	0,0000000000
Air	960,7876	2,5190	0,0023079	0,0000024020
Gliserol	1.213,4166	1.088,9886	0,9976921	0,0008222173
TOTAL =		1.091,5076	1	0,00082

$$\rho_{mix} = \frac{1}{\sum \frac{x_i}{\rho}} = \frac{1}{0,00082 \text{ m}^3/\text{kg}}$$

$$= 1.212,6807 \text{ kg/m}^3$$

$$= 1,2127 \text{ kg/L}$$

$$= 0,0757 \text{ lb/ft}^3$$

Kecepatan volumetrik umpan (Q)

$$QH = \frac{\text{laju massa total}}{\rho_{mix}} = \frac{1.091,5076 \text{ kg/jam}}{0,8401 \text{ kg/L}} = 1.299,2142 \text{ L/jam}$$

Menghitung Viskositas Campuran

Komponen	μ (centipoise)	Laju massa (kg/jam)	Fraksi berat; xi	μ campuran (cP)
Asam Miristat	0,6802	0,0000	0,0000000	0,0000000000
Asam Palmitat	4,5134	0,0000	0,0000000	0,0000000000
Asam Stearat	5,7955	0,0000	0,0000000	0,0000000000
Asam Oleat	4,6587	0,0000	0,0000000	0,0000000000
Asam Linoleat	5,4762	0,0000	0,0000000	0,0000000000
Air	0,2946	2,5190	0,0023079	0,000679881
Gliserol	21,4292	1.088,9886	0,9976921	21,379718014
TOTAL =		1.091,5076	1	21,3804

Dari perhitungan diatas maka dapat diambil kesimpulan berupa data

komponen campuran adalah sebagai berikut :

$$\rho_H = 1212,6807 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_L = 840,1290 \text{ kg/m}^3$$

$$Q_L = 1299,2142 \text{ L/jam}$$

$$Q_H = 900,0783 \text{ L/jam}$$

$$\mu_L = 4,6482 \text{ cP}$$

$$\mu_H = 21,3804 \text{ cP}$$

Penentuan fase terdistribusi dengan menggunakan persamaan 18.5 Walas, 1990 halaman 613, sebagai berikut:

$$\Psi = \frac{Q_L}{Q_H} \left(\frac{\rho_L \mu_H}{\rho_H \mu_L} \right)^{0,3}$$

hasil ' ψ ' menjelaskan sebagai berikut :

ψ penjelasan

$< 0,3$ fasa ringan selalu terdispersi

$0,3 - 0,5$ fasa ringan mungkin terdispersi

$0,5 - 2,0$ kemungkinan inversi fasa, desain untuk kasus terburuk

$2,0 - 3,3$ fase berat mungkin terdispersi

$> 3,3$ fase berat selalu terdispersi

Maka,

$$\Psi = \frac{1.299,2142}{900,0783} \left(\frac{840,1290 \times 21,3804}{1.212,6807 \times 4,6482} \right)^{0,3} = 2,0436$$

Menghitung Viskositas Campuran

a.) *Settling Velocity (U_d)*

Dengan menggunakan persamaan Stoke's (Pers. 10.7 Coulson and Ricardson vol.6, 2005 hal 442)

$$\text{Asumsi : } d_d = 150 \mu\text{m} = 150 \times 10^{-6} \text{ m}$$

keterangan :

$$d_d : \text{ diameter butir terdispersi, m} = 0,00015 \text{ m}$$

$$\rho_d : \text{ densitas fase terdispersi, kg/m}^3 = 1.212,6807 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_c : \text{ densitas fase kontinyu, kg/m}^3 = 840,1290 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu_c : \text{ viskositas fase kontinyu, kg/m s} = 0,0046 \text{ kg/m.s}$$

$$g : \text{ kecepatan gravitasi, m/s}^2 = 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$U_d = \frac{d^2 d \cdot g \cdot (\rho_d - \rho_c)}{18 \mu_c}$$

$$U_d = \frac{(0,00015\text{m})^2 \cdot 9,8\text{m/s}^2 \cdot (1.212,6766 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} - 840,1290\text{kg/m}^3)}{18 \times 0,0046}$$

$$U_d = 0,0010 \text{ m/s}$$

b). *Interphase Of Area (A_i)*

$$U_d = \frac{L_c}{A_i}$$

Dimana,

$$U_c = \text{ kecepatan fase kontinyu, m/s} = 0,0010 \text{ m/s}$$

$$L_c = \text{ kecepatan volumetrik fase continuous, m}^3/\text{s} = 900,0783 \text{ L/jam}$$

$$= 0,9001 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 0,0003 \quad \text{m}^3/\text{s}$$

$$A_i = \frac{Lc}{Ud} = \frac{0,0003 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0010 \text{ m/s}} = 0,2547 \text{ m}^2$$

Dimensi Decanter

Waktu *Settling*

$$\tau = \frac{6,24 \cdot \mu}{\rho_H - \rho_L}$$

Dimana;

$$\mu \text{ camp} = 6,090440 \quad \text{cP}$$

$$\rho_H = 1.212,6807 \quad \text{kg/m}^3$$

$$\rho_L = 840,1290 \quad \text{kg/m}^3$$

Sehingga,

$$\tau = \frac{6,24 \times 6,090440}{1.212,6766 - 840,1290}$$

$$\tau = 0,102 \text{ jam}$$

$$\tau = 6,1252 \text{ menit}$$

$$\tau = 367,514 \text{ detik}$$

1.) Menentukan Ukuran Alat *Decanter*

a. Menghitung Volume Cairan, V_L

Volume cairan dapat dihitung dengan menggunakan persamaan:

$$V_L = (Q_L + Q_H) \times \tau$$

Dimana,

$$Q_L : \text{Kecepatan volume fraksi ringan (m}^3/\text{jam)} = 1,2992 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$Q_H : \text{Kecepatan volume fraksi berat (m}^3/\text{jam)} = 0,9001 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Sehingga,

$$V_L = (1,2992 + 0,9001)\text{m}^3/\text{jam} \times 0,102 \text{ jam}$$

$$V_L = 0,2245 \text{ m}^3$$

b. Menghitung Volume Decanter, V_t

Dirancang berdasarkan angka kemanan sebesar 20% (Peters and Timmerhaus, 2003).

$$V_t = (100\% + 20\%) \times V_L$$

$$V_t = 1,2 \times 0,2245 \text{ m}^3$$

$$V_t = 0,2694 \text{ m}^3$$

c. Menghitung Diameter (D_{dec}) dan Panjang Decanter (L)

Untuk tangki horizontal rasio panjang dengan diameter adalah 3 : 1

Maka, $L = 3 \times D_t$

Diameter decanter, D_{dec}

(Contoh 10.3 Coulson n Ricardson vol.6, 2005 hal 443)

$$r = \sqrt{\frac{A_i}{\pi}} = \sqrt{\frac{0,2694 \text{ m}^2}{3,14}} = 0,2848 \text{ m} = 11,2118 \text{ in}$$

$$\text{Diameter}_{\text{decanter}} = 2 \times r$$

$$= 2 \times 11,2118 \text{ m}$$

$$= 0,5696 \text{ m} = 22,4235 \text{ in}$$

Tinggi decanter (h)

$$h = 2 \times D_{\text{dec}}$$

$$= 2 \times 0,5696 \text{ m}$$

$$= 1,1391 \text{ m} = 44,8470 \text{ in}$$

Panjang decanter (L)

$$L = 3 \times D_{\text{dec}}$$

$$= 3 \times 0,5696 \text{ m}$$

$$= 1,7087 \text{ m} = 67,2706 \text{ in}$$

d. Menghitung Residence Time Dispersi Band (I)

$$I = 10 \% \times h$$

$$= 10 \% \times 1,1391 \text{ m}$$

$$= 0,1139 \text{ m}$$

Cek Residence time droplet dalam dispersion band Residence time of droplet (t_r)

$$t_r = \frac{I}{U_d} = \frac{0,1139 \text{ m}}{0,0010 \text{ m/s}} = 116,0202 \text{ m/s}$$

$$= 1,9337 \text{ menit}$$

e. Menghitung Luas Interface

$$\begin{aligned} A_i &= \frac{\pi \times D^2}{4} \\ &= \frac{3,14 \times (0,5696)^2}{4} \\ &= 0,2547 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

f. Menghitung Tinggi Cairan

Volume lapisan atas

$$\begin{aligned} V_A &= Q_L \times t \\ &= 0,0004 \text{ m}^3/\text{s} \times 116,0202 \text{ s} \\ &= 0,0419 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Volume lapisan bawah

$$\begin{aligned} V_B &= Q_H \times t \\ &= 0,0003 \text{ m}^3/\text{s} \times 116,0202 \text{ s} \\ &= 0,0290 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Tinggi fase ringan dalam shell

$$H_A = \frac{V_A}{A_i} = \frac{0,0419}{0,2547} = 0,1644 \text{ m}$$

Tinggi fase berat dalam shell

$$H_B = \frac{V_B}{A_i} = \frac{0,0290}{0,2547} = 0,1139 \text{ m}$$

Tinggi cairan total

$$= H_A + H_B$$

$$= 0,1644 \text{ m} + 0,1139 \text{ m}$$

$$= 0,2783 \text{ m}$$

g. Menghitung Tinggi Pipa Keluaran Fase Berat

$$Z_2 = \frac{Z_1 - Z_3}{\rho_c} \times \rho d + Z_3$$

(Persamaan 10.5 Coulson n Ricardson vol.6, 2005 hal 440)

Keterangan :

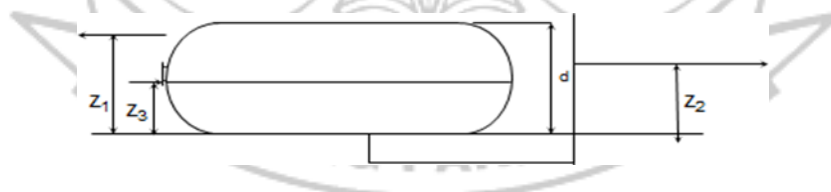
Z_1 = tinggi dari datum ke aliran fase ringan dirancang (90% H)

Z_3 = tinggi dai datum ke aliran umpan masuk (50% H)

Z_2 = tinggi dari datum ke aliran fase berat

ρ_1 = densitas fase ringan

ρ_2 = densitas fase berat



Gambar 22. 1 Decanter Tampak Samping

Gambar 17.1. Decanter Tampak Samping

Menentukan kedalaman zat cair/ Light liquid take off (Z_1) (Contoh 10.3

Coulson n Ricardson vol.6, 2005 hal 443)

$$\begin{aligned}
 Z1 &= 0,9 \times h \\
 &= 0,9 \times 1,1391 \text{ m} \\
 &= 1,0252 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Z3 &= 0,5 \times h \\
 &= 0,5 \times 1,1391 \text{ m} \\
 &= 0,5696 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$Z2 = 0,8852 \text{ m}$$

h. Menghitung Tekanan Perancangan

Tekanan perancangan = 1,2 x tekanan operasi (Megyesy, 1997)

diketahui tekanan pada kondisi operasi adalah = 1 atm

$$\begin{aligned}
 \text{Tekanan perancangan} &= 1,2 \times 1 \text{ atm} \times 14,7 \text{ psia/atm} \\
 &= 17,64 \text{ psia}
 \end{aligned}$$

i. Menghitung Tebal Dinding Decanter, ts

Dengan menggunakan persamaan :

$$ts = \frac{P \times r}{(S \times E) + (0,4 \times P)} + C$$

Material yang digunakan adalah Stainless Steel SA 285 Grade C.

keterangan :

ts = tebal dinding, m

P = tekanan terukur, psia

r = jari-jari, in

S = Allowable stress, psia

E = efisiensi sambungan

Dengan,

$$S = 13.750 \text{ psia}$$

$$E = 0,85$$

$$C = 0,125$$

(Brownell and Young, 1959) Appendix D, Table 13.1 & Table 13.2)

$$t_s = \frac{17,64 \text{ psia} \times 11,2118 \text{ in}}{(13750 \times 0,85) + (0,4 \times 17,64 \text{ psia})} + 0,125$$
$$= 0,1419 \text{ in}$$

j. Menghitung Tebal Head, th

$$t_h = \frac{0,885 \times P \times r}{(S \times E) + (0,1 \times P)} + C$$

(Persamaan 13.12 Brownell and Young, 1959 hal 258)

$$t_h = \frac{0,885 \times 17,64 \times 11,2118}{(13750 \times 0,85) + (0,1 \times 0,125)} + 0,125$$

$$= 0,1196 \text{ in}$$

Tebal standar = 3/16 in

k. Menghitung Diameter Dalam Decanter, ID ID= D dec – (2 x th)

keterangan :

Ddec = Diameter decanter

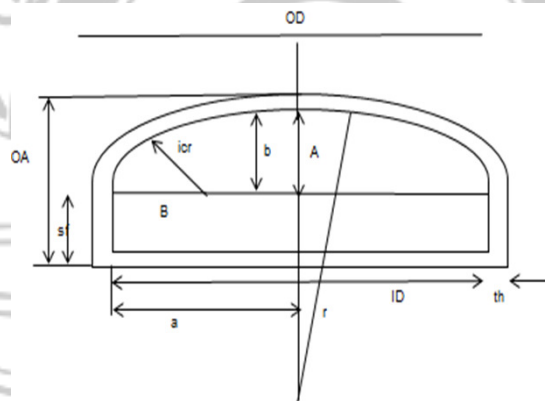
th = Tebal head decanter

$$ID = D \text{ dec} - (2 \times th)$$

$$= 22,4235 \text{ in} - (2 \times 0,1196 \text{ in})$$

$$= 22,1843 \text{ in} = 0,5635 \text{ m}$$

1. Menghitung Panjang Head



Gambar 23.1 Trispherical Dishead Heads

Keterangan :

ID = diameter dalam head

OD = diameter luar head

a = jari-jari dalam head

t = tebal head

r = jari-jari head

icr = jari-jari dalam sudut dish

b = tinggi head

sf = *straight flange*

OA = tinggi head total

W = stress intensification factor for torispherical dished heads

Untuk tekanan operasi <15 bar, head yang digunakan berjenis torispherical head (Towler and Sinnott, 2008).

$$a = \frac{ID}{2} = \frac{22,1843}{2} = 11,0921 \text{ in} = 0,2817 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} ODs &= ID + 2 \text{ th} \\ &= 22,1843 \text{ in} + 2 \times 0,1196 \text{ in} \\ &= 22,4235 \text{ in} = 0,5696 \text{ m} \end{aligned}$$

Dari tabel 5.7 Brownell & Young, 1959 hal 89 untuk OD = 22,4235 dengan tebal head = 3/16, diperoleh data sebagai berikut;

$$icr = 1 \frac{1}{2} \text{ in}$$

$$r = 21 \text{ in}$$

$$AB = a - icr$$

$$= 11,0921 \text{ in} - 1,5 \text{ in}$$

$$= 9,5921 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 BC &= r - icr \\
 &= 24 \text{ in} - 1,5 \text{ in} \\
 &= 22,5000 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 AC &= \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \\
 &= \sqrt{(22,5000)^2 - (9,5921)^2} \\
 &= 20,3529 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 b &= r - AC \\
 &= 24,0000 \text{ in} - 20,3529 \text{ in} \\
 &= 3,6471 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari tabel 5.6 Brownell & Young, 1959 hal 88 untuk tebal head = 3/16 in, diperoleh nilai straight flange (Sf) = 1,5 – 2,5, diambil sf = 1,5 in, sehingga,

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi head (OA)} &= th + b + Sf \\
 &= 0,1196 \text{ in} + 3,6471 \text{ in} + 1,5 \text{ in} \\
 &= 5,2667 \text{ in} \\
 &= 0,1338 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Menentukan Tinggi Total Decanter

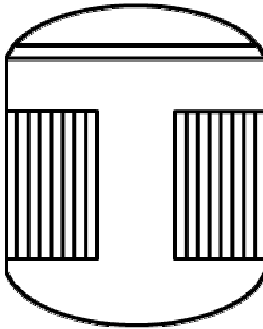
$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi tot decanter} &= \text{Tinggi decanter} + (2 \times \text{Tinggi Head}) \\
 &= 1,1391 \text{ m} + (2 \times 0,1338 \text{ m}) \\
 &= 1,4067 \text{ m}
 \end{aligned}$$

= 4,6150 ft

= 55,3805 in

Identifikasi	
Nama Alat	: Decanter
Kode	: DC-101
Jumlah Alat	: 1 unit
Fungsi	: Memisahkan fase ringan dengan fase berat yang berasal dari Reaktor Hidrolisis (R-101)
Tipe	: Horizontal Decanter dengan tutup torispherical (flanged dish head)
Bahan	: Carbon steel, SA-283 Grade C
Kondisi Operasi	: Tekanan = 1 atm : Suhu = 95 °C
Diameter Decanter (Ddec)	: 22,4235 in = 0,5696 m
Panjang Decanter (L)	: 67,2706 in = 1,7087 m
Tebal Decanter (ts)	: 0,1419 in = 0,0036 m
Tebal Atap (th)	: 0,1196 in = 0,0030 m
Tinggi Decanter (h)	: 44,8470 in = 1,1391 m
Tinggi Atap (th)	: 5,2667 in = 0,1338 m
Tinggi Total Decanter	: 55,3805 in = 1,4067 m
Residence Time (tr)	: 1,9337 menit 116,0202 detik

24. Vaporizer (VP-101)



VP- 101

Gambar 24. 1 Vaporizer

Kode	:	VP- 101
Fungsi	:	Menguapkan sisa air dan non-trigliserida untuk mendapatkan produk akhir gliserol
Tipe	:	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan	:	<i>Carbon steal SA-285 Grade C</i>
Jumlah	:	1 unit

1. Menentukan Tipe Alat

Tipe heat exchanger yang dipilih adalah *Shell and Tube heat exchanger* berdasarkan pertimbangan sebagai berikut:

- Mempunyai *overall head transfer* coefficient yang relatif lebih besar bila dibanding *double pipe* (Luas permukaan perpindahan panas $(A) > 200 \text{ ft}^2$).
- Maintenance dan struktur pendukung relatif mudah dan murah

biayanya.

2. Menentukan Bahan Konstruksi

Bahan konstruksi yang dipilih adalah *Carbon Steel SA-285 Grade C*, dengan pertimbangan :

- Mempunyai *allowable working stress* yang besar.
- Mempunyai *Corrosion and Heat Resisting* yang bagus

3. Menentukan Spesifikasi *Heater*

Dari data neraca panas dan neraca massa diperoleh :

$$Q_{in} = 62.493,5550 \text{ kcal/jam} = 247.828,8164 \text{ Btu/jam}$$

$$Q_{out} = 60.354,3317 \text{ kcal/jam} = 239.345,3626 \text{ Btu/jam}$$

Fluida Panas (Steam)

$$\text{Suhu awal (T}_1\text{)} = 130^\circ\text{C} = 266^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu akhir (T}_2\text{)} = 130^\circ\text{C} = 266^\circ\text{F}$$

$$\text{Laju alir fluida panas (W)} = 14,9036 \text{ kg/jam} = 32,8567 \text{ lb/jam}$$

Fluida Dingin (Gliserol)

$$\text{Temperatur awal (t}_1\text{)} = 95^\circ\text{C} = 203^\circ\text{F}$$

$$\text{Temperatur akhir (t}_2\text{)} = 105^\circ\text{C} = 221^\circ\text{F}$$

$$\text{Laju alir fluida dingin (w)} = 1.091,5080 \text{ kg/jam} = 2.406,3604 \text{ lb/jam}$$

$$Q_{\text{fluida dingin (Air)}} = w c (t_2 - t_1)$$

$$= 1.263.192,1002 \text{ Btu/jam}$$

$$Q_{\text{beban}} = Q_{\text{in}} - Q_{\text{out}}$$

$$= (62.493,5550 - 60.354,3317) \text{ kcal/jam}$$

$$= 2.139,2233 \text{ kcal/jam}$$

$$= 8.483,4538 \text{ Btu/jam}$$

a. Menghitung harga ΔT LMTD (*Log Mean Temperature Difference*)

<i>Fluida panas</i>		<i>Fluida dingin</i>		Selisih (°F)	
T_1	= 266 °F	Suhu yang lebih tinggi	t_2	= 221 °F	Δt_2 45 °F
T_2	= 266 °F	Suhu yang lebih rendah	t_1	= 203 °F	Δt_1 63 °F
Selisih ($T_1 - T_2$)	= 0 °F	Selisih ($t_2 - t_1$)	= 18 °F	$\Delta t_2 - \Delta t_1$	-18 °F

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln(\Delta t_2 / \Delta t_1)} \text{ (Pers. 12.4 Coulson n Ricardson vol.6, 2005 hal 655)}$$

$$LMTD = \frac{221 - 203^\circ\text{F}}{\ln(221^\circ\text{F} / 203^\circ\text{F})}$$

$$LMTD = 53,50 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{(266 - 266)^\circ\text{F}}{(221 - 203)^\circ\text{F}} = 0$$

(Pers. 12.6 Coulson n Ricardson vol.6, 2005 hal 655)

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{(221 - 203)^\circ\text{F}}{(266 - 203)^\circ\text{F}} = 0,2857$$

(Pers. 12.7 Coulson n Ricardson vol.6, 2005 hal 656)

Dari nilai R dan S diperoleh F_T dengan persamaan 12.8 Coulson and Ricardson vol.6, 2005 hal 656 sebagai berikut:

$$F_T = \frac{\sqrt{(R^2 - 1) \ln \left[\frac{(1 - S)}{(1 - RS)} \right]}}{(R - 1) \ln \left[\frac{2 - S \left[R + 1 - \sqrt{R^2 - 1} \right]}{2 - S \left[R + 1 + \sqrt{R^2 - 1} \right]} \right]}$$

$F_T = 1$, termasuk 1 *Shell* pass, 2 or more *tube* passes

$$\begin{aligned} \text{Maka, } \Delta t &= F_T \times \text{LMTD} \\ &= 1 \times 53,50^\circ\text{F} \\ &= 53,50^\circ\text{F} \end{aligned}$$

b. Menghitung Temperatur Kalorik *Fluida* Panas (T_c) dan *Fluida* Dingin (t_c)

$$T_c = T_{av} = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{(266 + 266)^\circ\text{F}}{2} = 266^\circ\text{F}$$

$$T_c = t_{av} = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{(203 + 221)^\circ\text{F}}{2} = 212^\circ\text{F}$$

c. Menentukan *Overall Heat Transfer*

Berdasarkan (Tabel 8 Kern, 1965 hal 840), untuk sistem *Steam-Heavy organics* diperoleh nilai UD antara 6-60 Btu/jam ft^2 $^\circ\text{F}$.

Asumsi, $UD = 25 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$

$$A = \frac{Q}{UD \times \Delta T} = \frac{1.263.192,1002 \text{ Btu/jam}}{25 \text{ Btu/jam ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \times 53,50} = 944,5090 \text{ ft}^2 > 200 \text{ ft}^2$$

Karena luas permukaan yang dibutuhkan untuk perpindahan panas lebih besar dari 200 ft^2 maka digunakan *Heat Exchanger jenis Shell and Tube*.

d. Menentukan Spesifikasi *Shell and Tube*

Berdasarkan Tabel 10 Kern, 1965 hal 850, didapat spesifikasi *tube* berikut :

$$\text{OD (Outside Diameter)} = \frac{3}{4} \text{ in}$$

$$\text{BWG (Birmingham Wire Gage)} = 16$$

$$\text{ID (Internal Diameter)} = 0,620 \text{ in}$$

$$a't \text{ (Flow area/tube)} = 0,302 \text{ in}^2/\text{tube}$$

$$a''t \text{ (Surface/lin ft)} = 0,1963 \text{ ft}^2/\text{lin ft}$$

$$L \text{ (Panjang)} = 8 \text{ ft}$$

$$\text{Pitch} = 1 \text{ in, triangular pitch}$$

$$\text{Number of passes} = 2$$

$$N_t \text{ (Number of Tubes)} = 630$$

$$\text{Jumlah tube (Nt)} = \frac{A}{L \times a''} = \frac{944,5090 \text{ ft}^2}{8 \times 0,1963 \text{ ft}^2} = 601,4449 \text{ buah}$$

Standarisasi harga N_t , dengan tube passes = 1

Sehingga didapatkan nilai N_t yang mendekati adalah 630 buah.

Dari jumlah tube, diambil pendekatan pada tabel 9 Kern, 1965 hal 842 untuk menentukan spesifikasi Shell :

$$\text{OD (Outside Diameter)} = 3/4 \text{ in}$$

$$\text{ID Shell (Internal Diameter)} = 29 \text{ in}$$

$$\text{Number of passes} = 1 \text{ in}$$

$$\text{Nt (Number of Tubes)} = 630$$

$$\text{B (Baffle Space)} = 14 \frac{1}{2}$$

$$\text{C' (Clearance)} = 1/4 \text{ in}$$

Harga A sebenarnya

$$A = L \times Nt \times a't$$

$$= 8 \text{ ft} \times 630 \times 0,1963 \text{ ft}^2/\text{lin ft}$$

$$= 989,352 \text{ ft}^2$$

Koreksi U_D

$$U_D = \frac{Q}{A \times \Delta T} = \frac{1.263.192,1002 \text{ Btu/hr}}{989,352 \text{ ft}^2 \times 53,50^\circ\text{F}}$$

$$= 23,8669 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{°F}$$

e. Menentukan Letak *Fluida*

Tube *Shell*

Korosifitas > hot fluid < cold fluid

Temperatur < cold fluid > hot fluid

Laju alir > cold fluid < hot fluid

Dapat disimpulkan dengan pertimbangan-pertimbangan berdasar pada Kern dan Coulson di atas , maka:

$$\text{Laju alir fluida panas, } W \text{ (Steam)} = 32,8567 \text{ lb/jam (Shell)}$$

$$\text{Laju alir fluida dingin, } w \text{ (air)} = 2.406,3604 \text{ lb/jam (Tube)}$$

<i>Fluida panas, Steam (Shell)</i>	<i>Fluida dingin, gliserol (tube)</i>
<p>a. Flow area, a_s</p> <p>Asumsi:</p> <p>Baffle spacing (B) = $0,5 \times ID$</p> <p>Shell</p> $= 14,5 \text{ in}$ <p>Clearance (C) = PT (Pitch) – OD</p> $= 1 \text{ in} - 0,75 \text{ in}$ $= 0,25 \text{ in}$ <p>b. <i>Massa velocity, G_s</i></p> $G_s = \frac{W}{a_s} \text{ (Pers. 7.2 Kern, 1965)}$ $= \frac{32,8567 \text{ lb/hr}}{0,7300 \text{ ft}^2} = 45,007 \text{ lb/hr.ft}^2$ <p>c. <i>Bilangan Reynold (Res)</i></p> <p>$T_c = 266^\circ\text{F}$</p> <p>$\mu = 0,0133 \text{ Cp}$</p> $= 0,0322 \text{ lb/ft.hr}$	<p>a. Flow area, a_t</p> $a_t = 0,302 \text{ in}^2$ $a_t = \frac{N_t \times a_t}{144 \times n} \text{ (Pers. 7.48 Kern, 1965)}$ $= \frac{630 \times 0,302 \text{ in}^2}{144 \times 2} = 0,6606 \text{ ft}^2$ <p>b. <i>Massa velocity, G_t</i></p> $G_t = \frac{w}{a_t}$ $= \frac{2.406,3604 \text{ lb/hr}}{0,6606 \text{ ft}^2}$ $= 3.642,5512 \text{ lb/hr.ft}^2$ <p>c. <i>Bilangan Reynold (Ret)</i></p> <p>$T_c = 212^\circ\text{F}$</p> <p>$\mu = 17,6946 \text{ cp}$</p> $= 42,8210 \text{ lb/ft.hr}$

(Kern, Fig. 15 hal 825)

$$De = 0,73 \text{ In} = 0,0608 \text{ ft}$$

(Kern, 1965; Fig.28: 838)

$$\begin{aligned} \text{Res} &= \frac{De \times Gs}{\mu} \\ &= \frac{0,0608 \text{ ft} \times 45,007 \text{ lb/hr.ft}^2}{0,0322 \text{ lb/ft.hr}} \\ &= 85,0658 \end{aligned}$$

Jh = 1,9 (Kern, fig. 28:838)

Tube wall temperature, tw

$$tw = tc + \frac{\frac{ho}{\phi s}}{\left(\frac{ho}{\phi t}\right) + \left(\frac{ho}{\phi s}\right)} \times (Tc - tc)$$

(Pers. 5.31 Kern, 1965)

$$\begin{aligned} &= 212 \frac{1.500}{67,1336 + 1.500} \times 54 \\ &= 263,69 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$Di = 0,620 \text{ in} = 0,0517 \text{ ft}$$

(Kern, 1965; Tabel 10: 843)

$$\begin{aligned} \text{Ret} &= \frac{Di \times Gt}{\mu} \\ &= \frac{0,0517 \text{ ft} \times 3.642,5512 \text{ lb/hr.ft}^2}{42,8210} \\ &= 4,3950 \end{aligned}$$

$$L/D = 154,839$$

$$Jh = 1$$

(Kern, fig. 24:834)

Pada Tc = 212°F

$$c = 29,16 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$k = 0,2432 \text{ btu/hr.ft}^3$$

Menentukan Bilangan Prandtl

$$\begin{aligned} \text{Pr} &= \left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} \\ &= 17,2519 \end{aligned}$$

$$hi = jH \times \frac{k}{Di} \times \left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} \times \phi s$$

(Pers. 6.15a Kern, 1965)

$$\frac{hi}{\phi t} = jH \times \frac{k}{D} \times \left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}}$$

$$= 81,2100 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$\frac{ho}{\phi t} = \frac{hi}{\phi t} \times \frac{ID}{OD}$$

$$= 67,1336 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

(Pers. 6.5 Kern, 1965)

Temperature dinding tw

$$tw = 263,70 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\mu_w = 6,8628 \text{ cp}$$

$$= 16,6081 \text{ lb/ft.hr}$$

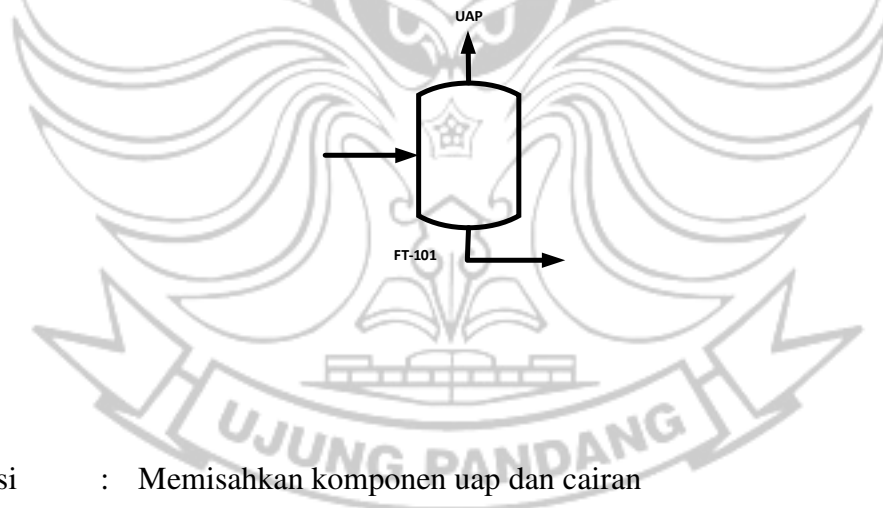
<p>d. <i>Condensation of Steam</i> (h_o) Untuk pemanas dengan menggunakan menggunakan <i>Steam</i> terkondensasi maka :</p> <p>$\phi_s = 1$</p> <p>$h_o = 1.500 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{°F}$</p> <p>(Kern,1965 hal 164 =174)</p> <p>$\frac{h_o}{\phi_s} = 1.500 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{°F}$</p>	<p>$\phi_t = \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right) \times 0,14$</p> <p>$= 1,1418$</p> <p>(Kern, 1965; Fig.24:834)</p> <p>d. <i>Corrected coefficient</i> (h_o)</p> <p>$h_{io} = \frac{h_o}{\phi_t} \times \phi_t$</p> <p>(Pers. 6.36 Kern, 1965)</p> <p>$= 81,2100 \times 1,1418$</p> <p>$= 92,7250 \text{ Btu/hr. ft}^2. \text{°F}$</p>
<p>e. Clean Overall Coeficient (U_c) (Pers. 6.38 Kern, 1965)</p> $U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{92,7250 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{°F} \times 1.500 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{°F}}{92,7250 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{°F} + 1.500 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{°F}}$ <p>$= 87,3267 \text{ Btu/hr. ft}^2. \text{°F}$</p> <p>f. <i>Faktor kekotoran</i> (R_d) (Pers. 6.13 Kern, 1965)</p> $R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} = \frac{87,3267 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{°F} - 23,8669 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{°F}}{87,3267 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{°F} \times 23,8669 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{°F}}$ <p>$= 0,0304 \text{ hr.ft}^2. \text{°F/Btu}$</p>	
<p><i>Fluida panas, Steam (Shell)</i></p> <p>$Re_s = 85,0658$</p> <p>$f = 0,0001 \text{ ft}^2/\text{in}^2$</p> <p>(Kern, 1965 Fig.29: 839)</p> <p>$\rho \text{ ref air} = 0,0909 \text{ lb/ft}^3$</p> <p>$s = \frac{\rho}{\rho_{ref}} = \frac{0,0909 \text{ lb/ft}^3}{62,5 \text{ lb/ft}^3} = 0,0015$</p>	<p><i>Fluida dingin, Gliserol (tube)</i></p> <p>$Re_t = 4,3950$</p> <p>$f = 0,00001 \text{ ft}^2/\text{in}^2$</p> <p>(Kern, 1965 Fig.26: 836)</p> <p>$\rho \text{ ref air} = 1.000 \text{ kg/m}^3$</p> <p>$s = \frac{\rho}{\rho_{ref \text{ air}}} = \frac{1.250,8025 \text{ kg/m}^3}{1.000 \text{ kg/m}^3}$</p>

<p>Jumlah Cross, N+1 (Pers. 7.43 Kern, 1965)</p> $(N+1) = 12 \times \frac{L}{B}$ $= 12 \times \frac{8}{14,5} = 6,6207$ <p>$\varphi_s = 1$</p> <p>ID Shell = 2,417 ft</p> $\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot ID_{shell} (N + 1)}{5.22 \cdot 10^{10} \cdot Des \cdot \varphi_s}$ $= 7,01684E-07 \text{Psi}$ <p><i>maksimal 2 psi</i></p>	<p>S = 1,2508</p> $\Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5.22 \cdot 10^{10} \cdot Di \cdot s \cdot \varphi_t}$ $= 5,51156E-07 \text{Psi}$ <p>$\frac{v^2}{2g} = 0,001$ (Kern, 1965 Fig.27: 830)</p> $\Delta P_r = \frac{4 \cdot n \cdot v^2}{s \cdot 2 \cdot g}$ <p>(Pers. 7.46 Kern, 1965 hal 484)</p> $= 0,0064 \text{Psi}$ <p>$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$</p> $= 5,51156E-07 \text{Psi} + 0,0064 \text{Psi}$ $= 0,0064 \text{Psi}$ <p><i>maksimal = 10 psi</i></p>
--	---

Resume	
Nama Alat	: Vaporizer
Kode	: VP-101
Jumlah Alat	: 1 unit
Fungsi	: Menguapkan sisa air untuk mendapatkan produk akhir gliserol
Jenis	: <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan	: <i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>
Media pemanas	: Steam, Suhu = 130 °C
Overall Heat Transfer (A)	: 989,352 ft ²
Overall Clean Coefficient (Uc)	: 87,3267 Btu/hr.ft ² .°F
Overall Design Coefficient (Ud)	: 23,8669 Btu/hr.ft ² .°F
<i>Tube Side (Fluida Dingin, Umpan CPO)</i>	

OD (Outside Diameter)	:	3/4 in =	0,0191 m
BWG (Birmingham Wire Gage)	:	16	
ID (Internal Diameter)	:	0,62 in =	0,0157 m
L (Panjang)	:	8 ft =	2,4384 m
Number of passes	:	2	
ΔP_T	:	0,0064 psi =	0,0004 atm
Shell Side (Fluida Panas, Steam)			
ID shell (Internal Diameter)	:	29 in =	0,7366 m
<i>Pitch</i>	:	1 in =	0,0254
Number of passes	:	1	
B (Baffle Space)	:	14,5 in =	0,3683 m
ΔP_s	:	7,01684E-07 psi =	4,77469E-08atm

25. Flash Tank (FT-101)



Fungsi : Memisahkan komponen uap dan cairan

Bentuk : Tangki Silinder vertikal dengan tutup dan alas datar berbentuk hemispherical

Bahan : *Carbon Steel SA-285 Grade C*

Laju alir massa (F) : 11.513,7640

Densitas Campuran : $866,4841 \text{ kg/m}^3 = 0,8665 \text{ kg/L}$

Kapasitas :

$$\text{Volume} = \frac{\text{Massa}}{\rho} = \frac{2.763.303,3619\text{kg}}{866,4841 \text{ kg/m}^3}$$
$$= 3.189,0987 \text{ m}^3/\text{ tangki}$$

Jumlah Tangki = 1 unit

Dengan faktor keamanan 10% maka volume tangki menjadi:

$$\text{Volume Tangki (VT)} = (1+0,1) \times \text{volume}$$
$$= 1,10 \times 3.189,0987 \text{ m}^3$$
$$= 3.508,0086 \text{ m}^3$$

Diameter Tangki :

$$V_s = \pi \times r^2 \times H_s$$

$$V_s = 1,1775 D^3$$

Volume Head

$$V_h = \frac{\pi}{6} \times D^2 \times H_s$$

$$V_h = 0,7850 D^3$$

Volume Total Tangki

$$VT = V_s + V_h$$

$$VT = 1,9625 D^3 = 554,7413 \text{ inch}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter Tangki} &= (V_T / (V_s + V_h))^{1/3} \\ D &= 12,1362 \quad \text{m} \\ &= 477,8042 \quad \text{inch} \end{aligned}$$

Sehingga,

$$\text{Volume silinder (} V_s \text{)} = \frac{3}{8} \pi D^3 = 2.104,8051 \quad \text{m}^3$$

$$\text{Volume ellipsoidal head (} V_h \text{)} = \frac{1}{4} \pi D^3 = 1.403,2034 \quad \text{m}^3$$

$$\text{Volume total tangki (} V_T \text{)} = V_s + V_h = 3.508,0086 \quad \text{m}^3$$

Tinggi Tangki :

$$\text{Tinggi silinder: } H_s = \frac{3}{2} D$$

$$= \left(\frac{3}{2}\right) \times 12,1362 \text{ m}$$

$$= 18,2043 \text{ m} = 716,7063 \text{ inch}$$

$$\text{Tinggi Head : } H_h = \frac{1}{4} D$$

$$= \frac{1}{4} \times 12,1362 \text{ m}$$

$$= 3,0341 \text{ m} = 119,4510 \text{ inch}$$

Tinggi Total Tangki

$$(H_T) = H_s + H_h$$

$$H_T = 18,2043 \text{ m} + 3,0341 \text{ m}$$

$$= 21,2384 \text{ m}$$

Tinggi Fluida di dalam Tangki

Tinggi cairan dalam tangki = $(V_{\text{cairan}} / V_{\text{tangki}}) \times H$

$$h = 19,3076 \text{ m} = 760,1434 \text{ inch}$$

Menghitung Tebal Dinding Tangki

Tekanan desain (psi) = P operasi + P hidrostatik

$$= 1 \text{ atm} + (\rho \cdot g \cdot h)$$

$$= 1 \text{ atm} + 1,6181 \text{ atm}$$

$$= 2,6181 \text{ atm}$$

Safety factor = 10%

Tekanan desain = $(100\% + 10\%) \times 2,6181 \text{ atm}$

$$= 2,8799 \text{ atm} = 42,3228 \text{ psi}$$

Penentuan Tebal Shell

Direncanakan tangki menggunakan bahan konstruksi Carbon Steel SA-285 Grade C, sehingga diperoleh data (Brownell and Young, 1959)

Appendix D, Tabel 13.1 & Tabel 13.2 hal 263-266 :

$$\text{Allowable stress } (S) = 13.750 \text{ psi}$$

$$\text{Joint efficiency } (E) = 0,8$$

$$\text{Corrosion allowance } (C) = 0,125 \text{ in/ tahun}$$

Digunakan persamaan pada buku (Tabel 4, Peters and Timmerhaus, 1991 hal 537 =551), sebagai berikut :

$$T_s = \frac{(P \times r)}{(S \times E - 0,6 \times P)} + C$$

Keterangan:

r = Jari-jari tangki (in)

S = Allowable working stress

E = Efisiensi sambungan

C = Faktor korosi

P = Tekanan desain (psi)

Ketebalan Dinding Silinder (Ts)

$$T_s = \frac{P \times r}{s \times E - 0,6 \times P} + C$$

$$T_s = \frac{42,3228 \text{ psi} \times 238,9021 \text{ in}}{11,000 \text{ psi} - 25,3937 \text{ psi}} + 0.1250$$

$$T_s = \frac{10.111,0006 \text{ psi. in}}{10.974,6063 \text{ psi}} + 0.1250 \text{ in}$$

$$T_s = 1,0463 \text{ in}$$

$$T_s = 0,0266 \text{ m}$$

$$T_s = 1,0463 \text{ in}$$

Digunakan tebal shell standar = 1 in

Menentukan Dimensi Tutup Atas

Desain atap Persamaan tebal dinding ellipsoidal head (Tabel 4, Peters and

$$\frac{P \times D}{2 \times s \times E - 0,2 \times P} + C$$

Timmerhaus, 1991 hal 537 =551)

Th =

Keterangan;

D = Diameter tangki (in)

S = Allowable working stress

E = Efisiensi sambungan

C = Faktor korosi

P = Tekanan desain (psi)

Maka, tebal dinding ellipsoidal head:

$$\begin{aligned} \text{Th} &= \frac{P \times D}{2 \times s \times E - 0,2 \times P} + C \\ \text{Th} &= \frac{42,3228 \text{ psi} \times 477,8042 \text{ in}}{22,000 \text{ psi} - 8,4646 \text{ psi}} + 0.125 \\ \text{Th} &= \frac{20.222,0011 \text{ psi. in}}{\phantom{22,000 \text{ psi} - 8,4646 \text{ psi}}} + 0.1250 \text{ in} \end{aligned}$$

21,990,9773 psi

Th = 1,0445 in

Th = 0,0265 m

Th = 1,0445 in

Diambil tebal standar = 1 1/5 in

Outside Diameter (OD)

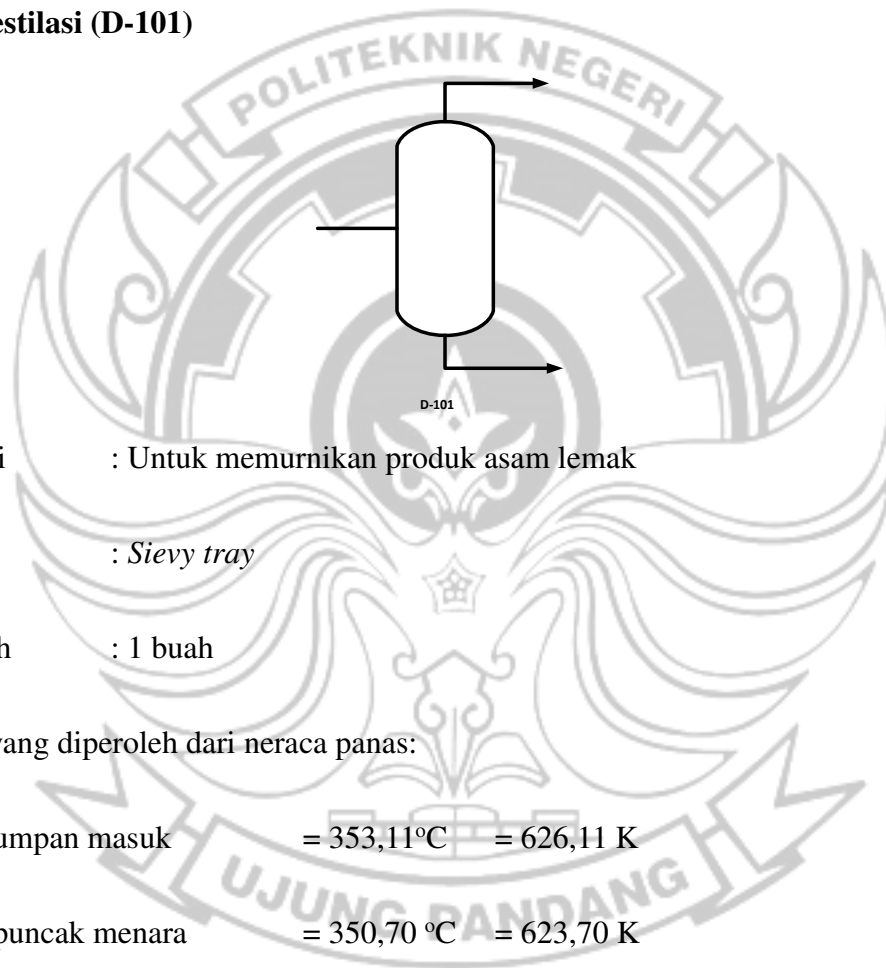
OD = $D + 2 T$ silinder

$$= 12,1362 + (2 \times 0,0266\text{m}) = 12,1894 \text{ m}$$

Identifikasi	
Nama Alat	: Flash Tank
Kode	: FT-101
Jumlah Alat	: 1 unit
Fungsi	: Memisahkan komponen uap dan cairan
Bentuk	: Tangki Silinder vertikal dengan tutup dan alas datar
Bahan	: berbentuk hemispherical
Kondisi Operasi	: Carbon Steel SA-285 Grade C
	: Tekanan = 1 atm
	: Suhu = 105 °C
Volume tangki (V_T)	: 3508,0086 m ³
Diameter tangki (D)	: 12,1362 m
Tinggi tangki (Hs)	: 18,2043 m
Tinggi atap (Hh)	: 3,0341 m
Tinggi total tangki	: 21,2384 m

(H _T)				
Tinggi cairan (h)	:	19,3076	m	
Tebal shell (T _s)	:	1,0463	in =	1 in
Tebal tutup atas (T _h)	:	1,0445	in =	1 in
Tekanan desain (P _d)	:	42,3228	psi =	2,8799 atm

26. Destilasi (D-101)



Fungsi : Untuk memurnikan produk asam lemak

Tipe : *Sievy tray*

Jumlah : 1 buah

Data yang diperoleh dari neraca panas:

Suhu umpan masuk = 353,11°C = 626,11 K

Suhu puncak menara = 350,70 °C = 623,70 K

Suhu dasar menara = 350,14 °C = 623,14 K

Tekanan puncak menara = 1 atm = 760 mmhg

Tekanan dasar menara = 1 atm = 760 mmhg

a. Menentukan diameter menara

Puncak Menara

Dari perhitungan neraca massa dan neraca panas dapat diketahui komposisi uap keluar puncak menara.

Tabel Komposisi Uap Puncak Menara

Komponen	BM	Massa (kg)	Massa (Kmol)	Xf (Mol)	Xi.Bmi
Trigliserida	841,8	99,534	0,118239801	0,243888745	205,3055453
Asam Lemak	267,9	98,204	0,366570604	0,756111255	202,5622053
Total		197,739	0,484810405	1	407,8677506

$$\text{BM rata-rata} = \sum X_i \cdot \text{B}M_i$$

$$= 407,86775 \text{ kg/mol}$$

$$\text{Densitas aauap } (\rho v) = \frac{P \times \text{BM rata-rata}}{RT}$$

$$= \frac{1 \text{ atm} \times 407,86775 \text{ kg/mol}}{0,081 \times 303,65 \text{ K}} = 16,36074 \text{ kg/m}^3$$

$$= 1,02139 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{Laju alir massa uap} = 197,736 \text{ kg/jam}$$

$$= 436,0070534 \text{ lb/jam}$$

$$= 0,12111307 \text{ lb/s}$$

Laju alir massa komposisi cairan reflux dan uap sekitar kondensor = distilat

$$L_o = R \times D \quad (R = \text{Roperasi} ; D = \text{distilat (kmlo)})$$

$$= 0,08 \times 0,4835574$$

$$= 0.0386 \text{ kmol/jam}$$

Tabel laju alir massa komposisi cairan reflux

Komponen	Xf (Mol)	Mol	Massa (kg)
Trigliserida	0,243888745	0,009459184	83787,94396
Asam Lemak	0,756111255	0,029325648	26308,92256
Total			110.096,8665

Menghitung densitas campuran larutan aliran reflux pada puncak menara

Data Komponen Campuran

Komponen	Massa (kg)	Fraksi berat (Xi)	ρ (kg/l)	ρ_i/X_i
Trigliserida	83787,94396	0,761038407	0,895	0,68112937
Asam Lemak	26308,92256	0,238961593	0,8935	0,21351218
Total	110096,8665	1		0,89464155

$$1/\rho \text{ total} = \frac{X_I}{\rho_I} + \frac{X_{II}}{\rho_{II}}$$

$$= 0,681129375 + 0,213512183$$

$$= 0,8946416 \text{ l/kg}$$

Densitas campuran liquid (ρ_L) = 1,11776 kg/l = 69,77990 lb/ft³

Dengan menggunakan persamaan (1) hal 656 peters edisi 4 didapat kecepatan superfisial uap keluar dari puncak kolom:

$$Vm = Kv \left(\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right)^{0,5}$$

V_m = Kecepatan superfisial uap (ft/detik)

K_v = Konstanta empiris

ρ_v = densitas uap

ρ_L = densitas cairan

Dicoba menggunakan tray spacing (t_s) = 18 in, Untuk nilai diameter kolom lebih kecil dari 4 ft (Peters, Tabel 1 hal.684)

Berdasarkan fig 16.6 peters edisi 4 hal 657, untuk $t_s = 18$ in diperoleh

$K_v = 0.24$, maka:

$$\begin{aligned} V_m &= 0,24 \left(\frac{69,77990 - 1,021397}{1,024028} \right)^{0,5} \\ &= 1,969142 \text{ ft/dtk} \end{aligned}$$

Menurut Peters edisi 4 hal 658, kecepatan uap meninggalkan puncak kolom berkisar 65 – 80 % kecepatan supervisial

Diambil = 80%

$$V = 80\% \times 1,96657 \text{ ft/dtk} = 1,573258421 \text{ ft/ dtk}$$

$$\text{Luas aliran uap keluar (A)} = \frac{m}{(\rho_L \times V)}$$

$$= \left(\frac{0,12111307}{1,024028745 \times 1,573258421} \right) = 0,075175929 \text{ft}^2$$

$$\text{Diameter puncak kolom (D)} = \left(\frac{4 \times A}{3,14} \right)^{\frac{1}{2}}$$

$$= \left(\frac{4 \times 0,075175929}{3,14} \right)^{\frac{1}{2}}$$

$$= 0,309658488 \text{ ft}$$

$$= 0,094383907 \text{ m}$$

Bawah menara

Tabel Data Densitas Komponen Bawah Menara

Komponen	Massa (kg)	Fraksi berat (Xi)	ρ (kg/l)	ρ_i/X_i
Trigliserida	224,6981092	0,0000286	0,895	0,00003
Asam Lemak	7844544,698	0,999971357	0,8935	0,893474407
Total	7844769,396	1	1,7885	0,89350

$$\begin{aligned} 1/\rho \text{ total} &= \frac{X_i}{\rho_i} + \frac{X_{ii}}{\rho_{ii}} \\ &= 0,00003 + 0,8936 \\ &= 1,1191942 \text{ l/kg} \end{aligned}$$

Densitas campuran liquid (ρ_L) = 1, 119194126 kg/l = 69,86905092 lb/ft³

Tabel Komposisi Aliran Uap Yang Dibangkitkan oleh Boiler

Komponen	BM	Massa (kg)	Massa	Xf (Mol)	Xi.Bmi
----------	----	------------	-------	----------	--------

			(Kmol)		
Trigliserida	841,8	224,6981092	0,266925765	0,00001	0,007673623
Asam Lemak	267,9	7844544,698	29281,61515	0,999990884	267,8975579
Total		7844769,396	29281,88207	1	267,9052315

$$BM \text{ rata-rata} = \sum X_i \cdot BM_i$$

$$= 267,9052315 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{Densitas Uap } (\rho_v) = P \times BM \text{ rata-rata} / RT$$

$$= \frac{1 - 267,9052315 \text{ kg/kmol}}{0,0821 \times 623,14 \text{ K}}$$

$$= 5,236636244 \text{ kg/m}^3$$

$$= 0,326921978 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Laju alir massa uap} = 784.4769,396 \text{ kg/jam} = 17.297.716,52 \text{ lb/jam}$$

$$= 4.804,921255 \text{ lb/s}$$

$$\text{Dengan menggunakan tray spacing (ts)} = 18 \text{ in}$$

$$K_v = 0,24$$

Maka, kecepatan supervisial uap masuk pada dasar kolom

$$V_m = K_v \left(\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right)^{0,5}$$

$$= 0,24 \left(\frac{69,86905092 \text{ lb/ft}^3 - 0,326921978 \text{ lb/ft}^3}{0,326921978 \text{ lb/ft}^3} \right)^{0,5}$$

$$= 3,50037 \text{ ft/ dtk}$$

Menurut Peters edisi 4 hal 658, kecepatan uap meninggalkan puncak kolom berkisar 65 – 80 % kecepatan supervisial, diambil = 80%

$$V = 80\% \times 3,49577 \text{ ft/ dtk}$$

$$= 2,8003 \text{ ft/dtk}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas aliran uap keluar (A)} &= \frac{m}{(\rho L \times V)} \\ &= \frac{4804,921255 \text{ lb/s}}{(0,326921978 \text{ lb/ft}^3 \times 2,8003 \text{ ft/dtk})} \\ &= 5.248,545857 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter puncak kolom (D)} &= \left(\frac{4 \times A}{\pi} \right)^{1/2} \\ &= \left(\frac{4 \times 5.248,545857}{3,14} \right)^{1/2} \\ &= 81,7682437 \text{ ft} \\ &= 24,922960 \text{ m} \end{aligned}$$

Digunakan diameter rata-rata = 12,50867229 m

b. Menentukan tinggi kolom

$$\text{Tinggi plate} = (N \text{ aktual} - 1) \times t_s$$

$$\text{Dimana, } t_s = \text{jarak plate} \quad 18 \text{ in}$$

$$= 45,72 \text{ cm} \quad 0,4572 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi plate} = 960,12 \text{ cm}$$

$$9,6012 \text{ m}$$

Diambil ruang kosong diatas kolom masing-masing = 1 m

$$\begin{aligned} \text{Jadi, tinggi menara} &= \text{tinggi plate} + (2 \times \text{tinggi ruang kosong}) \\ &= 11.6012 \text{ m} \end{aligned}$$

c. Menentukan tebal shell

Untuk internal pressure, tebal dinding (shell) dihitung dengan persamaan 13-1

Brownell & Young hal 254

$$T_s = \frac{P X r}{(f \times E) - (0,6 X P)} + C$$

Dimana,

P = tekanan desain (atm)

r = jari – jari tangka (cm)

f = tegangan yang diijinkan bahan konstruksi

E = efisiensi pengelolaan

C = faktor korosi diambil 1/8 in (0,3175 cm)

Diambil faktor keamanan desain = 20%

$$P \text{ desain} = 1,2 \times P = 1,2 \text{ atm}$$

Bahan konstruksi yang digunakan carbon steel JA-212 grade B dengan nilai f = 17500 psi = 1190, 5 atm (Tabel 13.1 hal 251 Brownell & Young) dan diambil pengelasan tipe *double-welded butt joint* E = 80 % (Tabel 13.2 hal 254 Brownell & Young), maka

$$t_s = 1,106126784 \text{ cm}$$

$$= 0,011061268 \text{ m}$$

Berdasarkan buku Brownell & Young hal 89, tebal silinder standar yang diperoleh

$$= 3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in} = 0,47625 \text{ cm}$$

Perhitungan tebal tutup atas berbentuk standard *dishead head*

$$R_c = \text{OD shell} = \text{ID shell} + 2 \cdot T_s$$

$$= 12,53079483 \text{ m}$$

$$= 1,253,079483 \text{ cm}$$

$$t_a = \frac{0,885 \times P \times r \times c}{(f \times E) - (0,1 P)} + C$$

$$= 1,289523094 \text{ cm}$$

$$= 0,012895231 \text{ m}$$

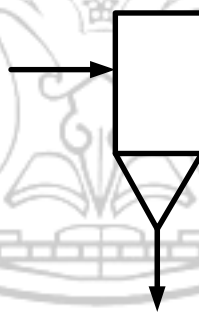
Berdasarkan buku Brownell & Young Tabel 5.7 hal. 89

$$\text{tebal tutup atas standar yang diperoleh} = 3/16 = 0,1875 \text{ in} = 0,507686 \text{ cm}$$

Identifikasi	
Kode	D-101
Fungsi	Untuk memurnikan Asam Lemak
Tipe	Sieve Tray Column
Kapasitas	Kg/hari
Bahan konstruksi	Carbon steel JA-212 grade B

Fluida	Cresol dan TPC
Kondisi operasi	
Tekanan	1 atm
T destilate	350,70 °C
T bottom	350,14 °C
Spesifikasi	
Tray Spacing	18 in
Diameter menara	0,3568 m
Tinggi kolom	11,6012 m
Tebal shell	0,0110 m
Jumlah kolom	1 unit

27. Kondensor Destilasi (KD-101)



Fungsi : mengkondensasi uap yang keluar dari puncak menara destilasi

Type : shell and tube (HE 1-2)

Jumlah : 1 buah

Fluida panas (destilat)

$$T1 = 353,11^{\circ}\text{C} = 667,6035 \text{ F}$$

$$T2 = 350,70^{\circ}\text{C} = 663,2636 \text{ F}$$

Fluida dingin (air)

$$T1 = 30^{\circ}\text{C} = 86 \text{ F}$$

$$T2 = 60^{\circ}\text{C} = 140 \text{ F}$$

$$\text{Beban panas kondensator (Q)} = 347.100,9407 \text{ kkal/jam}$$

$$= 1.376.592,598 \text{ btu/jam}$$

$$\text{Laju alir massa fluida panas (W)} = 4.293.285,562 \text{ kg/jam}$$

$$= 9.466.694,665 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Laju alir massa fluida dingin (w)} = 2.756,368704 \text{ kg/jam}$$

$$= 6.077,792992 \text{ lb/jam}$$

a. Perbedaan suhu logaritma rata-rata

Fluida panas (T)	Suhu (F)	Fluida Dingin (t)	Beda suhu (delta T)
353,113	Suhu tinggi	60	293
350,702	Suhu Rendah	30	321
2,411	Beda	30	

$$\text{LMTD} = 306,7007567$$

$$t_c = 45$$

$$T_c = 351,9075396$$

b. Menentukan luas transfer panas

Tabel 8 Kern hal. 840 fluida panas (heavy organic) dan fluida dingin cair (air) diperoleh:

$$U_d = 5-75 \text{ Btu/jam}$$

$$\text{Trial } U_d = 10 \text{ Btu/jam}$$

$$\text{Luas permukaan perpindahan panas (A)} = 448,8389964 \text{ ft}^2$$

c. Tabel 10 Kern 1965, Direncanakan menggunakan tube dengan spesifikasi:

$$\text{OD} = 1 \text{ in} = 0,0833 \text{ ft} = 0,0254 \text{ m}$$

$$\text{BWG} = 10$$

$$\text{ID} = 0,67 \text{ in} = 0,055833333 \text{ ft} = 0,017018 \text{ m}$$

$$\text{Luas permukaan luar (a't)} = 0.2618 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$\text{Flow area tube (at')} = 0,355 \text{ in}^2$$

$$\text{Pitch triangular (PT)} = 1,25 \text{ in}$$

$$= 0,104166667 \text{ ft}$$

$$= 0,03175 \text{ m}$$

$$\text{Panjang (L)} = 12 \text{ ft}$$

$$= 3,6576 \text{ m}$$

$$\text{Jumlah tube (Nt)} = 141,1653083 \text{ buah}$$

Tabel 9 Kern hal. 842 dipilih nilai yang mendekati

$$Nt = 142,4995919$$

$$OD = 0,75 \text{ in}$$

$$PT = 0,104166667 \text{ ft}$$

$$Nt = 151$$

$$ID \text{ shell} = 15,25 \text{ in} = 1,270833333 \text{ ft}$$

$$= 0,38735 \text{ m}$$

$$\text{Passed (n)} = 2 \text{ pass}$$

$$\text{Nilai A terkoreksi} = 474,3816 \text{ ft}^2 = 44,07149276 \text{ m}^2$$

$$Ud \text{ terkoreksi} = 9,461559984 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot F$$

d. Tube side (Fluida Dingin) : Air

$$1) \text{ Luas aliran (at)} = \frac{Nt \times at'}{144 \times n} = 0,186128472 \text{ ft}^2$$

$$= 0,0172919 \text{ m}^2$$

$$2) \text{ Kecepatan massa (Gt)} = 32.653,75211 \text{ lb/jam.ft}^2$$

3) Bilangan reynold (Ret)

$$\text{Dimana } D = ID = 0,055833333 \text{ ft}$$

Pada T_c 147.5 didapat sifat fisik air

$$\mu = 0,486 \text{ cp} = 1,175676928 \text{ lb/ft.jam}$$

(k) konduktivitas panas = 0,056 lb/ft².jam

CP = 1 Btu/lb.F

Sehingga,

Ret = 1550,738798

4) Koefisien perpindahan panas bagian dalam (hi)

Berdasarkan fig. 28 Kern 1965 hal 834, untuk Ret = 1532,240506

diperoleh nilai JH = 42, sehingga:

JH = 42

hi = 44,46037205 Btu/jam.ft².F

hio = 29,78844927 Btu/jam.ft².F

e. Shell side (Fluida Panas) : Acetol

1) Luas aliran (As) = ID.C'.B/144. PT

Dimana c' = PT - OD

= 0,25 in

= 0,020833333 ft

B (Baffle Maksimum) = ID shell = 15,25 in

= 1,270833333 ft

As = 0,000233654 ft²

$$\begin{aligned}
 2) \text{ Kecepatan Massa (Gs)} &= w/s \\
 &= 405.158.45279 \quad \text{lb/jam.ft}^2 \\
 De &= 0,73 \quad \text{in} \\
 &= 0,060833333 \quad \text{ft}
 \end{aligned}$$

Sifat fisis Acetol

$$\begin{aligned}
 \mu &= 0,39 \quad \text{Cp} \\
 &= 0,943444448 \quad \text{lb/ft.jam}
 \end{aligned}$$

$$\text{Res} = 261.246.3219$$

4) Koefisien perpindahan panas bagian luar (h_o)

$$\text{Asumsi } h_o = 4000 \quad \text{btu/jam.ft}^2.\text{F}$$

Koefisien perpindahan panas keseluruhan (U_c)

$$U_c = 29,56825118 \quad \text{btu/jam.ft}^2.\text{F}$$

$$\text{f. Dirt Factor (Rd)} = 0,073146732$$

Rd desain > Rd minimum = 0,003, maka perancangan alat condensor memenuhi syarat untuk digunakan.

g. Pressure drop

1) Tube side

Berdasarkan fig. 26 Kern, 1965 hal 836, untuk Ret

$$f = 0,00016 \text{ ft}^2/\text{m}^2$$

$$L \text{ (panjang tube)} = 12$$

$$D \text{ (diameter dalam tube)} = 0,055833333 \text{ ft}$$

$$s \text{ (specific gravity)} = 0,92 \text{ ft}$$

$$n \text{ (jumlah passes)} = 2$$

$$\text{Delta Pt} = 0,001527023 \text{ psi}$$

ΔP_s hitung < ΔP_s maksimum = 10 Psi (aliran uap), maka desain heater memenuhi syarat untuk digunakan.

2) Shell side

$$f = 0,0029$$

$$s = 0,48$$

$$N + 1 = 3$$

$$\text{Delta Ps} = 595.352.6734$$

ΔP_s hitung < ΔP_s maksimum = 2 Psi (aliran uap), maka desain heater memenuhi syarat untuk digunakan.

Identifikasi	
Kode	KD-101
Fungsi	Mengkondensasi uap yang keluar dari puncak destilasi
Suhu masuk	:353,11 °C
Destilat	
Air	: 30 °C

Suhu keluar	
Destilat	:350,70 °C
Air	: 60 °C
Jenis	: Shell and tube horizontal
Shell	
ID	: 0,38735 m
Baffle	: 0,38735 m
Passes	: 8
Bahan	: High alloy SA-30 Grade Flange
OD	: 0,0254
Jumlah	: 151
Panjang	: 0,017018 m
BMWG	: 10
Tube	
Pitch	: 0,03175 m
Passes	: 1(triangular)
$\Delta P=$: 0, 00149 psi
Bahan	: High alloy SA-30 Grade Flange
Jumlah	: 1 unit

LAMPIRAN D UTILITAS

Unit utilitas adalah sarana penunjang proses utama dalam pabrik. Pada pabrik Asam Lemak ini menggunakan:

1. Unit Paenyediaan Air
2. Unit Penyediaan Steam (Uap)
3. Unit Penyediaan Listrik
4. Unit Penyediaan Bahan Bakar
5. Unit Pengolahan Limbah

1. Unit Penyediaan Air

a. Perhitungan Kebutuhan Air

Kebutuhan air direncanakan memakai air sungai yang kemudian diolah menjadi air bersih yang layak digunakan pada pabrik dan keperluan lain seperti kebutuhan air proses yang terdiri dari:

1) Air Pendingin

Berdasarkan perhitungan neraca panas diketahui kebutuhan air pendingin peralatan sebagai berikut.

No	Nama Peralatan	Jumlah Kebutuhan Air Kg/jam
1	Cooler 1	54.689,05444
2	Cooler 2	71.326,429
3	Cooler 3	1.767,0602
4	Kondensor	2.756,368704
Total		130.538,9123

Untuk faktor keamanan disuplai air 10% lebih besar dari kebutuhan, sehingga :

$$W_p = 110\% \times \text{total kebutuhan air pendingin}$$

$$= 1,1 \times 130.538,9123$$

$$= 143.592,8036 \text{ kg/jam}$$

Air pendingin disirkulasi dengan asumsi terjadi kehilangan 10% dari total kebutuhan air pendingin yang digunakan.

$$\text{Air pendingin yang disirkulasi} = 90\% \times W_p$$

$$= 90\% \times 143.592,8036 \text{ kg/jam}$$

$$= 129.233,5232 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Make up air pendingin} = W_p - \text{air pendingin disirkulas}$$

$$= (143.592,8036 \text{ kg/jam} - 129.233,5232) \text{ kg/jam}$$

$$= 14359,2804 \text{ kg/jam}$$

2) Air Proses (W_{pc})

Berdasarkan perhitungan neraca massa diketahui kebutuhan air proses sebanyak 930,536 kg/jam. Untuk faktor keamanan disuplai air 10% lebih besar dari kebutuhan, sehingga :

$$W_{pc} = 110\% \times \text{massa air proses}$$

$$= 1,1 \times 930,6418 \text{ kg/jam}$$

$$= 1.023,5896 \text{ kg/jam}$$

3) Air Sanitasi

Tabel 4.2. Kebutuhan air sanitasi

No	Nama Fasilitas	Kebutuhan air
		Kg/jam
1	Kantor (100 liter/hari dengan jumlah karyawan 139 orang) 100 liter/hari x 1 kg/liter 1 hari/24 jam x 139 orang	595,8333
2	Laboratorium 20% dari kebutuhan kantor	119,1667
3	Kantin dan mushollah 20% dari kebutuhan kantor	119,1667
4	Pemadam dan cadangan air 30% dari kebutuhan kantor	178,7500
5	Air kebersihan dan taman 10% dari kebutuhan kantor	59,5833
6	Klinik 10% dari kebutuhan kantor	59,5833
7	Rumah karyawan (100 liter/hari dengan rumah sebanyak 20 dihuni 4 orang) 100 liter/hari x 1 kg/liter x 1 hari/24 jam x 20 x 4	333,3333
Total Kebutuhan air sanitasi		1.465,4166
Faktor keamanan (10% dari total kebutuhan air sanitasi)		1.575,4166

Sehingga total kebutuhan air :

Tabel 4.3 Total kebutuhan air

No	Jenis Air	Jumlah Kebutuhan air (kg/jam)
1	Air Pendingin	143.592,8036
2	Umpan boiler	15106,2099

3	Air proses	1023,5896
4	Air sanitasi	1575,4166
Total		161.298,0196

b. Perhitungan peralatan pengolahan air

1) Pompa (P-01)

Fungsi : Memompa air sungai ke bak pengendapan awal

Tipe : *Centrifugal Pump*

Suhu masuk : 30 °C = 303 K

Laju alir air, F : =161298 kg/jam

= 355662 lb/jam

= 98,79504 lb/s

ρ : = 995,68 kg/m³

= 62,13043 lb/ft³

μ cairan : 0,7 Cp

= 0,00047 lb/ft.s

= 0,00007 kg/m.s

Laju alir (qf) = $\frac{F}{\rho} = \frac{355662 \text{ lb/jam}}{62,13043 \text{ lb/ft}^3} = 5724,443 \text{ ft}^3/\text{jam}$

= 1,5901231 ft³/s

= 713,69645 gpm

ID Optimal = $3,9 \times Q^{0,45} \times \mu^{0,13}$ (Peter and Timmerhaus, Pers.15 hal 496)

Digunakan pipa standar dari tabel 13 Hal.888 (Peter) dengan data sebagai berikut :

Nominal pipe size : 8 in

OD : 8 in = 0,6664 ft

Schedule : 30

ID : 12,09 in = 1,007097 ft

Luas Permukaan pipa (A) : 4 ft²

Kecepatan linear (v) : $\frac{qf}{A} = \frac{1,0577476 \text{ ft}^3/\text{jam}}{4 \text{ ft}^2} = 0,0806 \text{ m/s}$

Nre : $\frac{(r \times V \times D)}{\mu} = 52.878,5$

52.878,5 (> 2100 = turbulen)

Dari grafik gambar 2.10-3 hal.88 (Geankoplis,2003), diperoleh f = 0,0035

Direncanakan :

Panjang pipa lurus (L)= 50 m

= 164,042 ft

Tinggi pemompa (H) = 5 m

= 16,4042 ft

3 elbow 90°

Le/D Le = 32

= 32 .3 D

= 96,68131 ft

2 gate valve, open

$$\begin{aligned}
 Le/D &= 7 \\
 Le &= 7 \times I \times D \\
 &= 7,049679 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Menghitung faktor friksi dalam pipa (f)

Digunakan pipa commercial stell, $e = 0.00015 \text{ ft}$

$$e/ID = \frac{0,00015}{1,007097 \text{ ft}} = 0,000148943 \text{ ft}$$

Maka, $f = 0,0032$

Friksi yang terjadi (F)

Friksi karena kontraksi dari tangki ke pipa :

Dimana:

$$K = 0,5$$

$$V = 0,397530 \text{ ft/s}$$

$$C = 2$$

$$gc = 32,174$$

$$F = \frac{(k \times v^2 \times L)}{(gc \times c)} = 0,001227 \text{ lbf ft/lbm}$$

Friksi sepanjang pipa lurus

$$F = \frac{(2 \times f \times v^2 \times L)}{(gc \times ID)} = 0,005120 \text{ lbf ft/lbm}$$

Friksi karena sambungan (elbow 90)

$$F = \frac{(2 \times f \times v^2 \times L)}{(gc \times ID)} = 0,003017 \text{ lbf ft/lbm}$$

Friksi karena adanya bukaan (gate valve)

$$F = \frac{(2 \times f \times v^2 \times L)}{(gc \times ID)} = 0,00022 \text{ lbf ft/lbm}$$

Penentuan kerja pompa (W)

Berdasarkan pers. Bernoulli :

$$W = \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta H x \frac{g}{g_v} + \frac{v^2}{2 \times a \times g_c} + \Sigma F$$

Dimana :

$$P_1 = P_2 \quad (1 \text{ atm})$$

$$\frac{\Delta P}{\rho} = \frac{(P_2 - P_1)}{\rho} = 0$$

$$\Delta H = 16,4042 \text{ ft}$$

Jika diasumsikan bahwa sepanjang pengaliran fluida tidak terjadi perubahan diameter pipa, maka:

$$\begin{aligned} \Delta V &= V_2 - V_1 \\ &= 0,397530 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$\Sigma F = 0,001227 + 0,005120 + 0,003017 + 0,00022$$

$$= 0,00959$$

untuk aliran turbulen $a = 1$

$$\text{jadi, } W = 16,811317 \text{ lb ft/lbm}$$

Penentuan daya pompa

$$P = \frac{(r \times Q \times W)}{550} = \frac{(62,13043 \text{ lb/ft}^3 \times 1,59012 \text{ ft}^3/\text{s} \times 16,811316 \text{ lb/ft}^3)}{550}$$
$$= 3,019773 \text{ Hp}$$

Untuk $q_f = 713,69645 \text{ gpm}$

Berdasarkan Peter fig. 14 – 37, hal 520, efisiensi pompa (h) = 65%,

$$\text{Maka: BHP} = \frac{p}{h} = \frac{3,019773}{0,65} = 4,64580 \text{ Hp}$$

Berdasarkan Peter fig 14 – 38, hal 521 untuk BHP 4,64580 Hp maka diperoleh

Efisiensi motor = 84 %

$$N = \frac{4,64580}{0,84} = 5,53072 \text{ Hp}$$

Ringkasan spesifikasi alat

Fungsi	Memompa air sungai ke bak pengendapan awal
Kode	P-101
Tipe	Centrifugal pump
Bahan konstruksi	Commercial steel
Daya motor pompa	5,53072 Hp
Jumlah	2 unit (1 standby)

Dengan mengikuti perhitungan pompa diatas maka diperoleh hasil perhitungan untuk semua pompa dalam proses sebagai berikut :

Tabel 4.4 Perhitungan Pompa

No	Nama Alat	Kode Alat	Daya (HP)
1	Pompa-01	P-01	5,53072
2	Pompa-02	P-02	5,53072
3	Pompa-03	P-03	5,61713
4	Pompa-04	P-04	5,17621
5	Pompa-05	P-05	0,11701
6	Pompa-06	P-06	0,18052
7	Pompa-07	P-07	0,92097
8	Pompa-08	P-08	5,40998
9	Pompa-09	P-09	5,47516
10	Pompa-10	P-10	0,18052
11	Pompa-11	P-11	0,01889
Total	34,1579		

2) Bak Air Sungai (B-101)



Gambar Bak pengendapan awal

Fungsi : untuk menampung air sungai pada tahap pendahuluan dan mengendapkan partikel-partikel berat dalam air yang berasal dari sungai.

Bentuk : persegi panjang

Temperatur, $T = 30\text{ }^{\circ}\text{C}$

Densitas, $\rho = 995,68\text{ kg/m}^3$

Waktu tinggal, $\theta = 5\text{ jam}$ (Waktu tinggal air dalam bak "water conditioning for industry" sekitar 5 - 24 jam berdasarkan Powell ST, hal 14)

Laju alir air, $F = 161298,0196\text{ kg/jam}$

a). Menghitung volume bak :

$$\begin{aligned}\text{Volume air dalam bak} &= \frac{F}{\rho} \times \theta \\ &= \frac{161298,0196\text{ kg/jam}}{995,68\text{ kg/m}^3} \times 5\text{ Jam} \\ &= 809,98925\text{ m}^3\end{aligned}$$

Volume bak dihitung 20% dari volume air

$$\text{Volume bak, } V_b = 120\% \times 809,98925\text{ m}^3 = 971,98710\text{ m}^3$$

b). Menghitung panjang, lebar, dan tinggi bak

Rasio bak yang direncanakan panjang dan lebar = 2:1

$$T = H$$

$$P = 2H$$

$$L = H$$

Volume bak, $V_b = P \times L \times T$

$$971,98710 \text{ m}^3 = 2H \times H \times H$$

$$971,98710 \text{ m}^3 = 2H^3$$

$$H = \sqrt[3]{\frac{971,98710 \text{ m}^3}{2}} = 7,86218 \text{ m}$$

$$P = 2H \\ = 2 \times 6,86321 \text{ m}$$

$$= 15,7243 \text{ m}$$

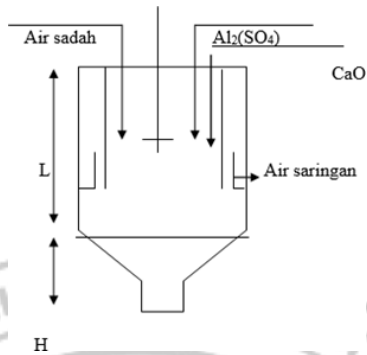
$$L = H$$

$$= 7,86218 \text{ m}$$

Ringkasan spesifikasi alat

Fungsi	:	Untuk menampung air sungai pada tahap pendahuluan dan mengendapkan partikel partikel berat dalam air yang berasal dari sungai
Kode	:	B-101
Bentuk	:	Persegi panjang
Bahan konstruksi	:	Beton bertulang
Kapasitas	:	971,98710 m ³
Dimensi	:	
Panjang, P	:	15,7243 m
Lebar, L	:	7,86218 m
Tinggi, T	:	7,86218 m

3) Tangki Clarifier (TP -101)



Gambar Tangki Pelarut Koagulan

Fungsi : tempat mengikat partikel-partikel kecil dengan koagulan

Densitas, $\rho = 995,68 \text{ kg/m}^3$

Waktu tinggal, $\theta = 24$ jam (Waktu tinggal air dalam bak "water conditioning for industry" sekitar 5 - 24 jam berdasarkan Powell ST, hal 14)

Laju alir air, $F = 161298,0196 \text{ kg/jam}$

a). Menghitung volume tangki :

$$\text{Volume air dalam tangki} = \frac{F}{\rho} \times \theta = 809,9892518 \text{ m}^3$$

Volume tangki dihitung 20% dari volume air

$$\text{Volume tangki, } V_t = 120\% \times 809,9892518 \text{ m}^3 = 971,98710 \text{ m}^3$$

b). Menghitung panjang, lebar, dan tinggi bak

$$H \text{ silinder} = 0,5 D$$

$$H \text{ Konis} = 0,5 H \text{ silinder}$$

Volume tangki, $V_t = V \text{ silinder} + \text{Volume konis}$

$$971,9871021 \text{ m}^3 = \left(\frac{\pi}{4} \times D^2 \times H \right) + \left(\frac{\pi}{4} \times D^2 \times \frac{1}{3} H \right)$$

$$971,9871021 \text{ m}^3 = \left(\frac{3,14}{4} \times D^2 \times 0,5D \right) + \left(\frac{3,14}{4} \times D^2 \times \frac{1}{3} 0,5 D \right)$$

$$971,9871021 \text{ m}^3 = 0,5233 D^3$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{971,9871021}{0,5233}} \quad D = 12,29239 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} H \text{ silinder} &= 0,5 D \\ &= 6,146198 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H \text{ konis} &= 0,5 D \\ &= 3,073099 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{maka, } H \text{ clarifier} &= H \text{ silinder} + H \text{ konis} \\ &= 6,146198 + 3,073099 \\ &= 9,2192979 \text{ m} \end{aligned}$$

c). Menghitung tekanan desain

Tekanan hidrostatik, $Ph = \rho \times g \times h$

$$= 995,68 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 9,2192979 \text{ m}$$

$$= 89958,81207 \text{ pa}$$

$$= 13,0476261 \text{ psi}$$

Tekanan awal, $P_o = 1 \text{ atm} (14.69595 \text{ psi})$

$$\begin{aligned}
 \text{Tekanan design, } P &= (P_h + P_o) \times f.\text{safety} \\
 &= (13,0476261\text{psi} + 14.69595\text{ psi}) \times 1,1 \\
 &= 30,517932\text{ psi}
 \end{aligned}$$

d). Menghitung tebal dinding tangki

Direncanakan menggunakan bahan konstruksi Carbon Steel, SA-285 Grade C

$$\text{Allowable stress, } F = 13750\text{ psi}$$

$$\text{Joint efficiency, } E = 0,85$$

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

$$\text{Diameter tangki, } D = 12,29239\text{ m} = 483,9526\text{ in}$$

$$\text{Sudut tangki, } \alpha = 60^\circ$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal shell, } T_s &= \frac{P \times D}{2 \times f \times E} + C \\
 &= 0,7568388\text{ in}
 \end{aligned}$$

Digunakan tebal shell standar 1 in.

Untuk tebal head yang digunakan sama dengan tebal shell.

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal konis, } T_k &= T_k = \frac{P \times r}{\cos \alpha \times (f \times E - 0,6P)} + C \\
 &= 1,3906607\text{ in}
 \end{aligned}$$

e). Menghitung pengaduk tangki

Jenis pengaduk : propeller

Jumlah baffle : 4 buah

Perbandingan ukuran pengaduk dan tangki, berdasarkan tabel 3.4-1

Geankoplis, 2003 hal.158

Diameter impeller (D_a)

$$\begin{aligned} D_a &= \frac{1}{3} \times D_t \\ &= \frac{1}{3} \times 12,29239 \text{ m} = 4,0974657 \text{ m} \end{aligned}$$

Panjang Impeller (L)

$$\begin{aligned} L &= \frac{1}{4} \times D_a \\ &= \frac{1}{4} \times 4,0974657 \text{ m} = 1,0243664 \text{ m} \end{aligned}$$

Lebar Impeller (W)

$$\begin{aligned} W &= \frac{1}{5} \times D_a \\ &= \frac{1}{5} \times 4,0974657 \text{ m} = 0,8194931 \text{ m} \end{aligned}$$

Tinggi baffle (H)

$$\begin{aligned} H &= D_t \\ H &= 12,292397 \text{ m} \end{aligned}$$

Lebar baffle (J)

$$\begin{aligned} J &= \frac{1}{12} \times 12,292397 \text{ m} \\ &= 1,0243664 \text{ m} \end{aligned}$$

Jarak pengaduk dari dasar tangki (C)

$$\begin{aligned} C &= \frac{1}{3} \times Dt \\ &= \frac{1}{3} \times 12,29239 \text{ m} \\ &= 4,09746 \text{ m} \end{aligned}$$

Pengaduk beroperasi pada, n

$$\begin{aligned} n &= 10 \text{ putaran}/60\text{s} \\ &= 0.166666667 \text{ rps} \end{aligned}$$

Viskositas larutan (m) pada 30°C 0.035 kg/m.s

Maka,

$$\begin{aligned} &\frac{Da^2 \times n \times r}{\mu} \\ &= \frac{4,0974657^2 \times 0.166666667 \times 995,68}{0,035} \\ &= 79.603,3157 \end{aligned}$$

Dari gambar 3.4-4 Geankoplis, 2003, jika Nre = 79.603,3157
maka diperoleh bilangan power Npo yaitu 6

$$\begin{aligned} P &= N_{po} \times \rho \times n^3 \times Da^5 \\ &= 31.944,34259 \text{ W} \\ &= 42,83800 \text{ Hp} \end{aligned}$$

f). Menghitung kebutuhan Al₂(SO₄) dan CaO

$$\begin{aligned} \text{Volume air} &= \frac{F}{\rho} = \frac{161.298,02}{995,68} \\ &= 161,9978504 \text{ m}^3 \\ &= 35.634,52977 \text{ gal/jam} \end{aligned}$$

Kebutuhan $\text{Al}_2(\text{SO}_4)$ 5%

Berdasarkan Fig 1.Powell ST, hal 27 untuk koagulasi yang baik

$$\text{Jumlah } \text{Al}_2(\text{SO}_4) = 2,8 \text{ grain/gal} \times 84186,166 \text{ gal/jam} \times 1\text{lb}/7000 \text{ grain}$$

$$\text{Jumlah } \text{Al}_2(\text{SO}_4) = 14,25381191 \text{ lb/jam} = 6,465420325 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Jumlah } \text{Al}_2(\text{SO}_4) \text{ 5\%} = 0,323271016 \text{ kg/jam} = 7,75850439 \text{ kg/hari}$$

Kebutuhan CaO 5%

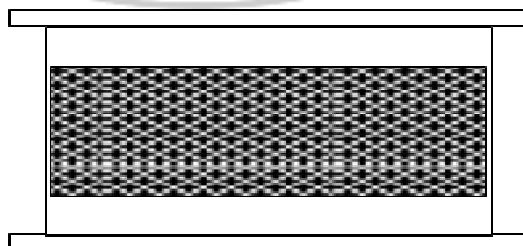
$$\text{Jumlah CaO} = \text{Jumlah } \text{Al}_2(\text{SO}_4)$$

$$= 6,465420325$$

$$\text{jumlah CaO 5\%} = 0,323271016 \text{ kg/jam}$$

$$= 7,75850439 \text{ kg/hari}$$

4) Bak Sand Filter



Gambar Bak sand filter

Fungsi : menyaring kotoran-kotoran yang masih tertinggal di dalam air dari tangki air clarifier

Bentuk : persegi panjang

Temperatur, T = 30 °C

Densitas, ρ = 995,68 kg/m³

Waktu tinggal, = 5 jam (Waktu tinggal air dalam bak "water conditioning for industry" sekitar 4 - 24 jam berdasarkan Powell ST, hal 14)

Laju alir air, F = 161.298,0196 kg/jam

a). Menghitung volume bak :

$$\begin{aligned}\text{Volume air dalam bak} &= \frac{F}{\rho} \times \theta \\ &= 809,9893 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Volume bak dihitung 20% dari volume air

$$\begin{aligned}\text{Volume bak, } V_b &= 20\% \times 809,9893 \text{ m}^3 \\ &= 971,9871 \text{ m}^3\end{aligned}$$

b). Menghitung panjang, lebar, dan tinggi bak

Rasio bak yang direncanakan panjang dan lebar = 2:1

$$\text{Tinggi} = H$$

$$\text{Panjang} = 2H$$

$$\text{Lebar} = H$$

$$\text{Volume bak, } V_b = P \times L \times T$$

$$971,98710 = 2H \times H \times H$$

$$971,98710 = 2H^3$$

$$H = \sqrt[3]{\frac{971,98710 \text{ m}^3}{2}} = 7,86218 \text{ m}$$

$$P = 2H$$

$$P = 13,72642 \text{ m}$$

$$L = H$$

$$L = 7,86218 \text{ m}$$

Ringkasan spesifikasi alat

Fungsi : Untuk menampung air sungai pada tahap pendahuluan dan mengendapkan pertikel-partikel berat dalam air yang berasal dari sungai

Kode : B-102

Bentuk : Persegi panjang

Bahan kontruksi : Beton bertulang

Kapasitas : $971,9871 \text{ m}^3$

Dimensi ;

Panjang, P : 13,72642 m

Lebar, L : 7,86218 m

Tinggi, T : 7,86218 m

5) Bak Air Bersih (B-103)



Gambar Bak air bersih

Perhitungan untuk bak air bersih (B-103) sama seperti dengan perhitungan bak sand filter (B-102)

Ringkasan spesifikasi alat

Fungsi : Untuk menampung air sungai pada tahap pendahuluan dan mengendapkan partikel-partikel berat dalam air yang berasal dari sungai

Kode : B-103

Bentuk : Persegi panjang

Bahan konstruksi : Beton bertulang

Kapasitas : $971,9871 \text{ m}^3$

Dimensi ;

Panjang, P : 13,72642 m

Lebar, L : 7,86218 m

Tinggi, T : 7,86218 m

6) Bak Air Pendingin (B-105)



Gambar Bak air pendingin

Fungsi : untuk menampung air pendingin sebelum didistribusikan pada alat proses

Bentuk : persegi panjang

Temperatur, $T = 30\text{ }^{\circ}\text{C}$

Densitas, $\rho = 995,68\text{ kg/m}^3$

Waktu tinggal, $= 5\text{ jam}$ (Waktu tinggal air dalam bak "water conditioning for industry" sekitar 4 - 24 jam berdasarkan Powell ST, hal 14)

Laju alir air, $F = 143.592,8036\text{ kg/jam}$

a). Menghitung volume bak :

$$\text{Volume air dalam bak} = \frac{F}{\rho} \times \theta = 721,0791\text{ m}^3$$

Volume bak dihitung 20% dari volume air

$$\text{Volume bak, } V_b = 865,2949\text{ m}^3$$

b). Menghitung panjang, lebar, dan tinggi bak

Rasio bak yang direncanakan panjang dan lebar = 2:1

$$\text{Tinggi} = H$$

$$\text{Panjang} = 2H$$

$$\text{Lebar} = H$$

$$\text{Volume bak, } V_b = P \times L \times T$$

$$865,29489 = 2H \times H \times H$$

$$865,29489 = 2H^3$$

$$H = \sqrt[3]{\frac{865,29489 \text{ m}^3}{2}} = 7,56330 \text{ m}$$

$$P = 2H$$

$$P = 15,126601 \text{ m}$$

$$L = H$$

$$L = 7,56330 \text{ m}$$

Ringkasan spesifikasi alat

Fungsi : Untuk menampung air pendingin sebelum didistribusikan pada alat proses

Kode : B-105

Bentuk : Persegi panjang

Bahan konstruksi : Beton bertulang

Kapasitas : 865,2949 m³

Dimensi ;

Panjang, P : 15,126601 m

Lebar, L : 7,563300 m

Tinggi, T : 7,563300 m

7) Bak Air Sanitasi (B-106)



Gambar Bak air sanitasi

Fungsi : untuk menampung air pendingin sebelum didistribusikan pada alat proses

Bentuk : persegi panjang

Temperatur, T = 30 °C

Densitas, ρ = 995,68 kg/m³

Waktu tinggal, = 5 jam (Waktu tinggal air dalam bak "water conditioning for industry" sekitar 4 - 24 jam berdasarkan Powell ST, hal 14)

Laju alir air, F = 1.575,416603 kg/jam

a). Menghitung volume bak :

$$\begin{aligned}\text{Volume air dalam bak} &= \frac{F}{\rho} \times \theta \\ &= 18,9870 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Volume bak dihitung 20% dari volume air

$$\text{Volume bak, } V_b = 22,7844\text{m}^3$$

b). Menghitung panjang, lebar, dan tinggi bak

Rasio bak yang direncanakan panjang dan lebar = 2:1

$$\text{Tinggi} = H$$

$$\text{Panjang} = 2H$$

$$\text{Lebar} = H$$

$$\text{Volume bak, } V_b = P \times L \times T$$

$$22,78442782 = 2H \times H \times H$$

$$22,78442782 = 2H^3$$

$$H = \sqrt[3]{\frac{22,78442782 \text{ m}^3}{2}} = 2,25010 \text{ m}$$

$$P = 2H$$

$$P = 4,50020 \text{ m}$$

$$L = H$$

$$L = 2,25010 \text{ m}$$

c). Menghitung kebutuhan kaporit ($\text{Ca}(\text{ClO})_2$)

Digunakan kaporit dengan kadar klor aktif = 75%

Air ditambahkan kaporit dengan kadar = 7,5 ppm

$$= 7,5 \text{ mg/kg}$$

$$\text{kebutuhan kaporit} = \frac{7,5 \frac{\text{mg}}{\text{kg}}}{10^6 \frac{\text{kg}}{\text{mg}}} \times 1.575,416603 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

$$= 0,01181 \text{ kg/jam}$$

= 0,28357 kg/hari

Ringkasan spesifikasi alat

Fungsi : Untuk menampung air sanitasi dengan penambahan kaporit sebelum didistribusikan pada kebutuhan kantor, lab, dll.

Kode : B-106

Bentuk : Persegi panjang

Bahan konstruksi : Beton bertulang

Kapasitas : 22,7844 m³

Dimensi ;

Panjang, P : 4,50020 m

Lebar, L : 2,25010 m

Tinggi, T : 2,25010 m

8) Cooling Tower (CT-101)

Fungsi : mendinginkan air sirkulasi dari pabrik agar dapat digunakan kembali

Tipe : induced draft counter flow cooling tower

T masuk = 30°C

T keluar = 80 °C

Densitas, ρ = 995,68 kg/m³

Waktu tinggal, = 1,5 jam (Waktu tinggal air dalam bak "water conditioning for industry" sekitar 4 - 24 jam berdasarkan Powell ST, hal 14)

Laju alir air, F = 143.592,8036 kg/jam

a). Menghitung volume cooling tower dan luas menara

Berdasarkan Perry ed 7, gambar 12-14, diperoleh :

Konsentrasi bola = 1,75 gpm/ft²

Volume cooling tower dengan faktor keamanan 20% dari volume air

$$V_{ct} = 120\% \times \left(\frac{F}{\rho}\right)$$

$$= 1,2 \times \frac{143.592,8036 \text{ kg/jam}}{995,68 \text{ kg/m}^3} = 173,058979 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 761,4595079 \text{ gpm}$$

$$V_{ct} = 259,5884686 \text{ m}^3$$

$$\text{Luas menara, } A = \frac{\text{Laju volume air}}{\text{konsentrasi air per luas teoritis}}$$

$$= 435,1197188 \text{ ft}^2$$

$$= 40,42392724 \text{ m}^3$$

b) Menghitung panjang, lebar, dan tinggi cooling tower

Direncanakan menara dengan asumsi :

$$H \text{ silinder} = D$$

$$H \text{ konis} = 0.5 H \text{ Silinder}$$

Volume tangki, $V_t = V \text{ silinder} + \text{Volume konis}$

$$259,5884686 = \left(\frac{\pi}{4} \times D^2 \times H \right) + \left(\frac{\pi}{4} \times D^2 \times \frac{1}{3} H \right)$$

$$259,5884686 = \left(\frac{3,14}{4} \times D^2 \times D \right) + \left(\frac{3,14}{4} \times D^2 \times \frac{1}{3} 0,5 D \right)$$

$$259,5884686 = 0,9158 = D^3$$

$$H = \sqrt[3]{\frac{259,5884686}{0,9158}}$$

$$H = 6,56885 \text{ m}$$

$$H \text{ silinder} = D$$

$$= 6,568854 \text{ m}$$

$$H \text{ konis} = 0,5 D$$

$$= 3,284427 \text{ m}$$

maka, $H \text{ Cooling tower} = H \text{ silinder} + H \text{ konis}$

$$= 6,568854 \text{ m} + 3,284427 \text{ m}$$

$$= 9,853281 \text{ m}$$

c) Menghitung daya fan

Dari fig.12-8d, untuk standar performa daya 100%, diperoleh

nilai daya H_p/ft^2 adalah

$$= 0,04 H_p/\text{ft}^2$$

Sehingga,

$$\begin{aligned}
 \text{Data yang diperlukan} &= A \times \text{daya performa } 100\% \\
 &= 435,1197188 \times 0,04 \\
 &= 17,40478 \text{ HP}
 \end{aligned}$$

Digunakan daya standar = 18 HP

Ringkasan spesifikasi alat

Fungsi	: Mendinginkan air sirkulasi dari barik agar dapat digunakan kembali
Kode	: CT-101
Tipe	: Induced draft counter flow cooling tower
Kapasitas	: 259,58846 m ³
Dimensi	:
Panjang, P	: 5,5680515 m
Lebar, L	: 2,7840257 m
Luas menara, A	: 26,500.22521m ³
Daya	: 18 HP

9) Tangki Kation Exchanger

Fungsi : Mengurangi kesadahan air yang disebabkan oleh adanya garam-garam kation

Bentuk : Silinder dengan bed resin

Densitas, $\rho = 995,68 \text{ kg/m}^3$

Waktu tinggal, $= 0,5 \text{ jam}$

Laju alir air, $F = 161.298,0196 \text{ kg/jam}$

a. Menghitung volume tangki

Volume air dalam tangki $= \frac{F}{\rho} \times \theta = 40,499,46259 \text{ m}^3$

Volume tangki dihitung 20% dari volume air

Volume tangki, $V_t = 48,59935511 \text{ m}^3$

b. Menghitung diameter dan tinggi tangki

Dirancang tangki dengan tutup berbentuk torispherical roof dengan rasio tinggi dan diameter =3:1 (Walas SM., 1988)

Volume shell tangki (V_s)

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H_s$$

$$\frac{\pi}{4} \times D^2 \times 3D$$

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times 3D^3$$

Volume tangki (V_t)

$$V_t = V_s$$

$$V_t = \frac{\pi}{4} \times 3D^3$$

$$48,59935511 = \frac{\pi}{4} \times 3D^3 = 2,355$$

$$D^3 = 2,355$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{48,59935511}{2,355}} = 2,742920361 \text{ m}$$

Tinggi shell (Hs)

$$\begin{aligned} H_s &= 3D \\ &= 3 \times 2,742920361 \\ &= 8,228761083 \text{ m} \end{aligned}$$

c. menghitung tekanan design

$$\begin{aligned} \text{Tekanan hidrostatis, } P_h &= \rho \times g \times h \\ &= 80.293,48578 \text{ pa} \\ &= 11,64576718 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan awal, } P_o &= 1 \text{ atm} \\ &= 14,6959488 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan design, } P &= (P_h + P_o) \times f.\text{safety} \\ &= (11,64576718 \text{ psi} + 14,6959488 \text{ psi}) \times 1,1 \\ &= 28,97588758 \text{ psi} \end{aligned}$$

d). Menghitung tebal dinding tangki

Direncanakan menggunakan bahan konstruksi Carbon Steel, SA-285 Grade

Allowable stress, $F = 13750$ psi

Joint efficiency, $E = 0,85$

Corrosion allowance, $C = 0,125$ in

Diameter tangki, $D = 2,742920361$ m

$= 107,9889905$ in

Tebal shell, $T_s = \frac{P \times D}{2 \times f \times E} + C = 0,25886425$ in

Digunakan tebal shell standar 0,25 in atau 1/4 in.

Untuk tebal head yang digunakan sama dengan tebal shell.

e. Menghitung desain atap

Untuk torispherical flanged and dished head rentang allowable pressure =
(15-20 (Brownell and Young , 1959)

Tebal dinding head

$OD = ID + (2 \times \text{tebal shell})$

$= 2,742920361 \text{ m} + (2 \times 0,25886425 \text{ in})$

$= 108,506719$ in

$= 2,756070662$ m

Diambil nilai OD standar = 120 (Tabel 5.7 Brownell and Young, 1959)

$r = 114$

$$icr = 7 \frac{1}{4}$$

Tebal head yang dipilih yaitu $\frac{1}{4}$ in (Tabel 5.4 Brownell and Young, 1959)

sehingga dari table 5.4 Brownell and young untuk $th = \frac{1}{4}$

Diperoleh :

$$sf = 1 \frac{1}{2} - 2 \frac{1}{2}$$

dipilih 2 in

$$a = ID/2$$

$$= 107,9889905 \text{ in} / 2$$

$$= 53,99449524 \text{ in}$$

$$AB = a - lcr$$

$$= 53,99449524 - 7 \frac{1}{4}$$

$$= 46,7445 \text{ in}$$

$$BC = r - lcr$$

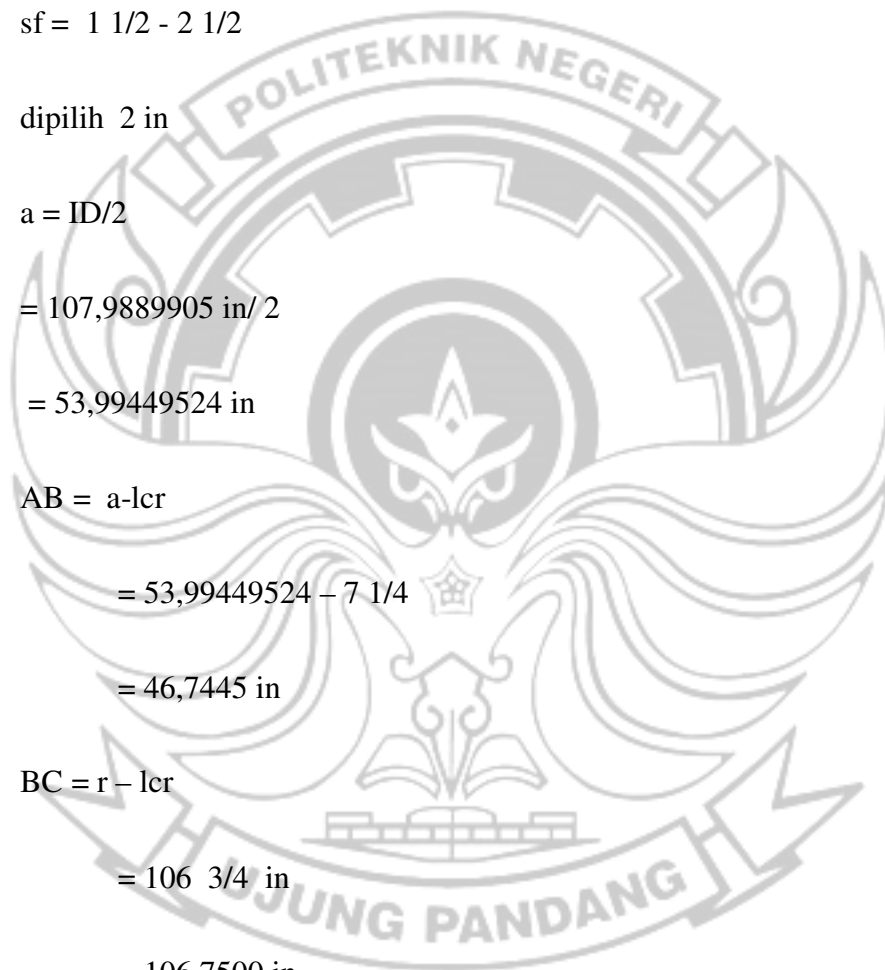
$$= 106 \frac{3}{4} \text{ in}$$

$$= 106,7500 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2} = 95,97142629 \text{ in}$$

$$b = r - AC = 18,02857371 \text{ in}$$

Tinggi tutup



$$Oa = th + b + sf$$

$$= 0,43 + 18,02857371 \text{ in} + 2$$

$$= 20,45857371 \text{ in}$$

$$= 0,519647772 \text{ m}$$

Tinggi total tangki

$$H \text{ total} = H \text{ shell} + H \text{ head}$$

$$= 8,748408855 \text{ m}$$

f. Menghitung kebutuhan resin

Resin Kation Exchanger :

Resin yang digunakan adalah Sulfonated phenolic

Diperkirakan kandungan air masuk yang akan dihilangkan kationnya

adalah :

$$\text{Kation Fe}_{2+} = 0,00056 \text{ g/L}$$

$$\text{Kation Mn}_{2+} = 0,00031 \text{ g/L}$$

$$\text{Kation Ca}_{2+} = 0,043 \text{ g/L}$$

$$\text{Kation Mg}_{2+} = 0,027 \text{ g/L}$$

$$\text{Kation Cu}_{2+} = 0,00004 \text{ g/L}$$

BM kation:

$$\text{Fe} = 55,85 \text{ g/mol}$$

$$\text{Mn} = 54,94 \text{ g/mol}$$

$$\text{Ca} = 40,08 \text{ g/mol}$$

$$\text{Mg} = 24,31 \text{ g/mol}$$

$$\text{Cu} = 63,54 \text{ g/mol}$$

Kapasitas pertukaran ion adalah :

$$\text{Ion Fe}_{3+} = 2 \times 0,00056 \text{ g/L} / 55,847 \text{ g/mol} = 2,00548\text{E-}05 \text{ eq/L}$$

$$\text{Ion Mn}_{2+} = 2 \times 0,00031 \text{ g/L} / 54,938 \text{ g/mol} = 1,12854\text{E-}05 \text{ eq/L}$$

$$\text{Ion Ca}_{2+} = 2 \times 0,043 \text{ g/L} / 40,08 \text{ g/mol} = 0,002145709 \text{ eq/L}$$

$$\text{Ion Mg}_{2+} = 2 \times 0,027 \text{ g/L} / 24,312 \text{ g/mol} = 0,002221125 \text{ eq/L}$$

$$\text{Ion Cu}_{2+} = 2 \times 0,00004 \text{ g/L} / 63,54 \text{ g/mol} = 1,25905\text{E-}06 \text{ eq/L}$$

$$\text{Total kapasitas pertukaran ion} = 0,004399433 \text{ eq/L}$$

Menghitung kebutuhan resin

Resin diregenerasi setiap 24 sekali, sehingga :

$$\text{Volume air} = 971,9871021 \text{ m}^3/\text{hari} \quad 1 \text{ m}^3 = 1000 \text{ L}$$

$$= 971987,1021 \text{ L/hari}$$

$$\text{Volume resin} = (\text{Volume air} \times \text{kapasitas pertukaran ion total}) / \text{kapasitas operasi} = 2 \text{ eq/L}$$

$$= (971987,1021 \text{ L/hari} \times 0,004399433 \text{ eq/L}) / 2$$

$$= 2.138,096185 \text{ L/hari}$$

10) Tangki Anion Exchanger

Fungsi : Mengurangi kesadahan air yang disebabkan oleh adanya garam-garam kation

Bentuk : Silinder dengan bed resin

Densitas, $\rho = 995,68 \text{ kg/m}^3$

Waktu tinggal, $\theta = 0,5 \text{ jam}$

Laju alir air, $F = 161.298,0196 \text{ kg/jam}$

a. Menghitung volume tangki

Volume air dalam tangki $= \frac{F}{\rho} \times \theta = 40,499,46259 \text{ m}^3$

Volume tangki dihitung 20% dari volume air

Volume tangki, $V_t = 48,59935511 \text{ m}^3$

b. Menghitung diameter dan tinggi tangki

Dirancang tangki dengan tutup berbentuk torispherical roof dengan rasio tinggi dan diameter =3:1 (Walas SM., 1988)

Volume shell tangki (V_s)

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H_s$$

$$\frac{\pi}{4} \times D^2 \times 3D$$

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times 3D^3$$

Volume tangki (Vt)

$$V_t = V_s$$

$$V_t = \frac{\pi}{4} \times 3D^3$$

$$48,59935511 = \frac{\pi}{4} \times 3D^3 = 2,355$$

$$D^3 = 2,355$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{48,59935511}{2,355}} = 2,742920361 \text{ m}$$

Tinggi shell (Hs)

$$H_s = 3D$$

$$= 3 \times 2,742920361$$

$$= 8,228761083 \text{ m}$$

c. menghitung tekanan design

$$\text{Tekanan hidrostatik, } P_h = \rho \times g \times h$$

$$= 80.293,48578 \text{ pa}$$

$$= 11,64576718 \text{ psi}$$

$$\text{Tekanan awal, } P_o = 1 \text{ atm}$$

$$= 14,6959488 \text{ psi}$$

$$\text{Tekanan design, } P = (P_h + P_o) \times f.\text{safety}$$

$$= (11,64576718 \text{ psi} + 14,6959488 \text{ psi}) \times 1,1$$

$$= 28,97588758 \text{ psi}$$

d). Menghitung tebal dinding tangki

Direncanakan menggunakan bahan konstruksi Carbon Steel, SA-285 Grade

$$\text{Allowable stress, } F = 13750 \text{ psi}$$

$$\text{Joint efficiency, } E = 0,85$$

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

$$\text{Diameter tangki, } D = 2,742920361 \text{ m}$$

$$= 107,9889905 \text{ in}$$

$$\text{Tebal shell, } T_s = \frac{P \times D}{2 \times f \times E} + C = 0,25886425 \text{ in}$$

Digunakan tebal shell standar 0,25 in atau 1/4 in.

Untuk tebal head yang digunakan sama dengan tebal shell.

e. Menghitung desain atap

Untuk torispherical flanged and dished head rentang allowable pressure =
(15-20 (Brownell and Young , 1959)

Tebal dinding head

$$\text{OD} = \text{ID} + (2 \times \text{tebal shell})$$

$$= 2,742920361 \text{ m} + (2 \times 0,25886425 \text{ in})$$

$$= 108,506719 \text{ in}$$

$$= 2,756070662 \text{ m}$$

Diambil nilai OD standar = 120 (Tabel 5.7 Brownell and Young, 1959)

$$r = 114$$

$$icr = 7 \frac{1}{4}$$

Tebal head yang dipilih yaitu $\frac{1}{4}$ in (Tabel 5.4 Brownell and Young, 1959)

sehingga dari table 5.4 Brownell and young untuk $th = \frac{1}{4}$

Diperoleh :

$$sf = 1 \frac{1}{2} - 2 \frac{1}{2}$$

dipilih 2 in

$$a = ID/2$$

$$= 107,9889905 \text{ in} / 2$$

$$= 53,99449524 \text{ in}$$

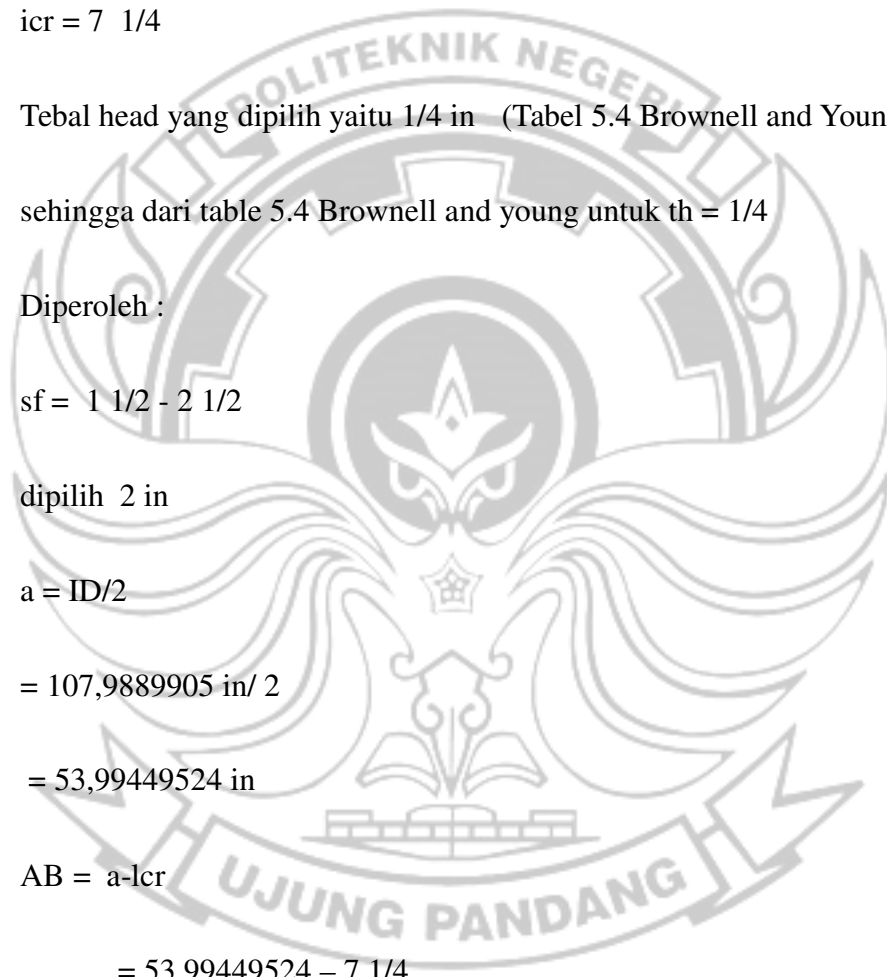
$$AB = a - lcr$$

$$= 53,99449524 - 7 \frac{1}{4}$$

$$= 46,7445 \text{ in}$$

$$BC = r - lcr$$

$$= 106 \frac{3}{4} \text{ in}$$



$$= 106,7500 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2} = 95,97142629 \text{ in}$$

$$b = r - AC = 18,02857371 \text{ in}$$

Tinggi tutup

$$Oa = th + b + sf$$

$$= 0,43 + 18,02857371 \text{ in} + 2$$

$$= 20,45857371 \text{ in}$$

$$= 0,519647772 \text{ m}$$

Tinggi total tangki

$$H \text{ total} = H \text{ shell} + H \text{ head}$$

$$= 8,748408855 \text{ m}$$

f. Menghitung kebutuhan resin

Resin Anion Exchanger :

Resin yang digunakan adalah Strong base anion ($N^+(CH_3)_3$)

Diperkirakan kandungan air masuk yang akan dihilangkan anionnya adalah

$$\text{Anion } NO_3^- = 0,000107 \text{ g/L}$$

$$\text{Anion } Cl^- = 0,025 \text{ g/L}$$

$$\text{Anion SO}_4^{2-} = 0,047 \text{ g/L}$$

- Berat atom anion adalah:

$$\text{NO}_3^- = 62,0069 \text{ g/mol}$$

$$\text{Cl}^- = 35,453 \text{ g/mol}$$

$$\text{SO}_4^{2-} = 96,0616 \text{ g/mol}$$

- Kapasitas pertukaran ion adalah:

$$\text{Ion NO}_3^- = 1 \times 0,000107 \text{ g/L} / 62,0069 \text{ g/mol}$$

$$= 1,72561\text{E-}06 \text{ eq/L}$$

$$\text{Ion Cl}^- = 1 \times 0,025 \text{ g/L} / 35,453 \text{ g/mol}$$

$$= 0,000705159 \text{ eq/L}$$

$$\text{Ion SO}_4^{2-} = 2 \times 0,047 \text{ g/L} / 96,0616 \text{ g/mol}$$

$$= 0,000978539 \text{ eq/L}$$

$$= 0,001685423 \text{ eq/L}$$

Resin diregenerasi setiap 24 sekali, sehingga :

$$\text{Volume air} = 971,9871 \text{ m}^3/\text{hari} \quad 1 \text{ m}^3 = 1000 \text{ L}$$

$$= 971.987,1021 \text{ L/hari}$$

Volume resin = (Volume air x kapasitas pertukaran ion total)/kapasitas

operasi = 2 eq/L

$$= 819,1049 \text{ L/hari}$$

2. Unit Penyediaan Steam (Uap)

a. Perhitungan Kebutuhan Steam

Berdasarkan perhitungan neraca panas diketahui kebutuhan panas peralatan sebagai berikut.

Tabel 4.5 Kebutuhan steam

No	Nama Peralatan	Jumlah steam Kg/jam
	Heater 1	520,2352244
	Heater 2	104,1485079
	Reaktor	7417,100204
	Vaporizer	14,90356864
	Destilasi	7049,822365
	Total	15.106,20987

Perencanaan yang dihasilkan pada unit pengolahan steam sebanyak 25% lebih

besar dari kebutuhan sebenarnya. Sehingga steam yang dihasilkan oleh boiler (Ws)

$$W_s = 120\% \times \text{total kebutuhan steam}$$

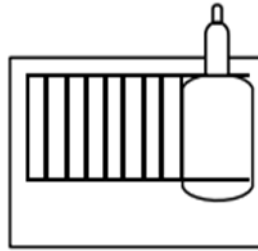
$$= 1,2 \times 15.106,20987 \text{ kg/jam}$$

$$= 18.882,76234 \text{ kg/jam}$$

$$= 41.629,36498 \text{ lb/jam}$$

b. Pehitungan peralatan pengolahan steam

1) Boiler (BL-101)



Gambar Boiler

Fungsi : Menyediakan steam untuk keperluan alat proses yang memerlukan steam

Bentuk: Silinder vertikal dengan dasar datar (flat bottom) dan atap berbentuk torispherical roof

Tipe : Water tube boiler

Densitas, ρ = 995,68 kg/m³

Waktu operasi, θ = 1 jam

Laju alir air, F = 20.253,77527 kg/jam

a). Menghitung volume tangki

$$\text{Volume air dalam tangki} = \frac{F}{\rho} \times \theta$$

$$= 20,3416512 \text{ m}^3$$

Volume tangki dihitung 20% dari volume air

Volume tangki, $V_t = 24,40998144 \text{ m}^3$

b). Menghitung diameter dan tinggi tangki

Dirancang tangki dengan tutup berbentuk torispherical roof dengan rasio tinggi dan diameter = 2:1

Volume shell tangki (V_s)

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H_s \quad (\text{pers 3.1 Brownell dan Young, 1959})$$

$$\frac{\pi}{4} \times D^2 \times 2D$$

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times 2D^3$$

Volume tangki (V_t)

$$V_t = V_s$$

$$V_t = \frac{\pi}{4} \times 3D^3$$

$$24,40998 = \frac{\pi}{4} \times 3D^3 = 1,57$$

$$D^3 = 24,40998$$

$$D = \frac{24,40998}{1,57}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{24,40998}{1,57}} = 2,4959 \text{ m}$$

Tinggi shell (H_s)

$$H_s = 2D = 4,99175 \text{ m}$$

c. menghitung tekanan design

$$\begin{aligned} \text{Tekanan hidrostatik, } P_h &= \rho \times g \times h \\ &= 48.707,79325 \text{ pa} \\ &= 7,064578333 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan awal, } P_o &= 1 \text{ atm} \\ &= 14,6959488 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan design, } P &= (P_h + P_o) \times f.\text{safety} \\ &= (7,064578333 \text{ psi} + 14,6959488 \text{ psi}) \\ &= 23,93657985 \text{ psi} \end{aligned}$$

d. Menghitung tebal dinding tangki

Direncanakan menggunakan bahan konstruksi Carbon Steel, SA-285 Grade C

$$\text{Allowable stress, } F = 13750 \text{ psi}$$

$$\text{Joint efficiency, } E = 0,85$$

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

$$\text{Diameter tangki, } D = 2,495873667 \text{ m} = 98,26274268 \text{ in}$$

$$\text{Tebal shell, } T_s = \frac{P \times D}{2 \times f \times E} + C = 0,225623486 \text{ in}$$

Digunakan tebal shell standar 0,225623486 in atau 1/4 in.

Untuk tebal head yang digunakan sama dengan tebal shell.

e. Menghitung desain atap

Untuk torispherical flanged and dished head rentang allowable pressure = (15-200) psig (Brownell and Young , 1959)

Tebal dinding head

$$\begin{aligned} \text{OD} &= \text{ID} + (2 \times \text{tebal shell}) \\ &= 98,71398965 \text{ in} \end{aligned}$$

Diambil nilai OD standar = 120 (Tabel 5.7 Brownell and Young, 1959)

$$r = 114$$

$$icr = 7 \frac{1}{4}$$

Tebal head yang dipilih yaitu 1/4 in (Tabel 5.4 Brownell and Young, 1959)

sehingga dari table 5.4 Brownell and young untuk $th = 1/4$

Diperoleh :

$$sf = 1 \frac{1}{2} - 2 \frac{1}{2}$$

dipilih 2 in

$$a = \text{ID}/2 = 49,13137134 \text{ in}$$

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

$$= 41,8814 \text{ in}$$

$$BC = r - lcr$$

$$= 106 \frac{3}{4} \text{ in}$$

$$= 106,75 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2} = 98,19120752 \text{ in}$$

$$b = r - AC = 15,80879248 \text{ in}$$

Tinggi tutup

$$Oa = th + b + sf$$

$$= 18,60879248 \text{ in}$$

$$= 0,472663329 \text{ m}$$

Tinggi total tangki

$$H \text{ total} = H \text{ shell} + H \text{ head}$$

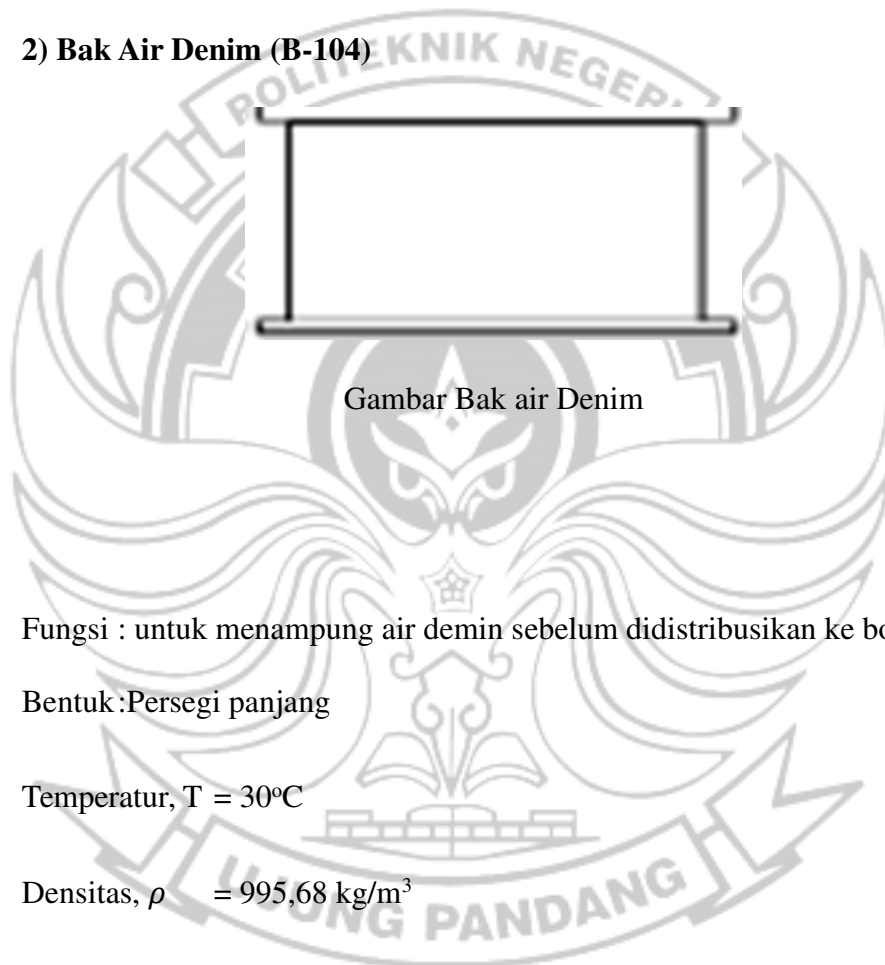
$$= 5,464410662 \text{ m}$$

Ringkasan Spesifikasi alat

Kode	: BL - 101
Fungsi	: Menyediakan steam untuk keperluan alat proses yang memerlukan steam
Bentuk	: Selinder vertikal dengan dasar datar (flat bottom) dan atap berbentuk torispherical roof
Tipe	: Water tube boiler
Bahan Kontruksi	: Carbon Steel, SA-285 Grade C
Kapasitas	: 24,40998144 m ³
Dimensi	
Diameter tangkai, D	: 2,4959 m

Tinggi total, H	: 5,4644 m
Tinggi Shell, Hs	: 4,99175 m
Tinggi head, Oa	: 0,47266 m
Tebal shell, Ts	: 0,22562 in
Tebal head, Th	: 0,22562 in
Tekanan Hidrostatik, Ph	: 7,06457 psi

2) Bak Air Demin (B-104)



Gambar Bak air Demin

Fungsi : untuk menampung air demin sebelum didistribusikan ke boiler

Bentuk : Persegi panjang

Temperatur, $T = 30^{\circ}\text{C}$

Densitas, $\rho = 995,68 \text{ kg/m}^3$

Waktu operasi, $\theta = 1 \text{ jam}$

Laju alir air, $F = 20.253,77527 \text{ kg/jam}$

a). Menghitung volume tangki

$$\text{Volume air dalam tangki} = \frac{F}{\rho} \times \theta$$

$$= 20,34165 \text{ m}^3$$

Volume tangki dihitung 20% dari volume air

$$\text{Volume tangki, } V_t = 24,40998 \text{ m}^3$$

b). Menghitung diameter dan tinggi tangki

Dirancang tangki dengan tutup berbentuk torispherical roof dengan rasio tinggi dan diameter = 2:1

Volume shell tangki (V_s) :

$$\text{Tinggi} = H$$

$$\text{Panjang} = 2H$$

$$\text{Lebar} = H$$

$$\text{Volume bak, } V_b = P \times L \times T$$

$$24,40998 = 2H \times H \times H$$

$$24,40998 = 2H^3$$

$$H = \sqrt[3]{\frac{24,40998 \text{ m}^3}{2}} = 2,4959 \text{ m}$$

$$P = 2H$$

$$P = 4,99175 \text{ m}$$

$$L = H$$

$$L = 2,4959 \text{ m}$$

Fungsi	:	Untuk menampung air denim sebelum didistribusikan ke boiler
Kode	:	B-104
Bentuk	:	Persegi panjang
Bahan konstruksi	:	Beton bertulang
Kapasitas	:	24,40998 m ³
Dimensi	:	
Panjang, P	:	4,99175 m
Lebar, L	:	2,4959 m
Tinggi, T	:	2,4959 m

3. Unit Penyediaan Kebutuhan Listrik

a. Kebutuhan Listrik Untuk Peralatan Proses

Tabel 4.5 Kebutuhan Listrik Untuk Peralatan Proses

No	Nama Alat	Daya (HP)
1	R-101	45
2	P-101	0,6064
3	P-102	0,3740
4	P-103	90
5	P-104	36
6	P-105	0,0729
7	P-106	0,3048
8	P-107	0,5474
10	P-108	0,0786

11	P-109	0,0787
12	P-110	0,0904
13	P-111	0,5301
Total		173,6833

Jadi daya yang digunakan 174 HP.

b. Kebutuhan Listrik Untuk Peralatan Utilitas

Tabel 4.6 Kebutuhan Listrik Untuk Peralatan Utilitas

No	Nama Alat	Kode Alat	Daya (HP)
1	Cooling Tower	CT	18
2	Clarifier	CL	42,8380023
3	Pompa-01	P-01	5,530718202
4	Pompa-02	P-02	5,530718202
5	Pompa-03	P-03	5,617135674
6	Pompa-04	P-04	5,176210382
7	Pompa-05	P-05	0,11701221
8	Pompa-06	P-06	0,180525807
9	Pompa-07	P-07	0,920976301
10	Pompa-08	P-08	5,409988714
11	Pompa-09	P-09	5,475169301
12	Pompa-10	P-10	0,180525807
13	Pompa-11	P-11	0,018896316
Total			94,995879

Jadi daya yang digunakan 95 HP.

Sehingga Total kebutuhan untuk pabrikasi,

$$\begin{aligned} P \text{ pabrikasi} &= P \text{ alat proses} + P \text{ alat utilitas} \\ &= (174 + 95) \end{aligned}$$

$$HP = 269 \text{ HP}$$

Jika faktor keamanan 15%, maka :

$$P \text{ pabrikasi} = 115\% \times 269 \text{ HP} = 309,35 \text{ HP}$$

c. Kebutuhan listrik penerangan

Berdasarkan Perry edisi 6 untuk penerangan pabrikasi range 7-25%

Diambil 20%, maka :

$$\begin{aligned} P \text{ penerangan} &= 120\% \times 309,35 \text{ HP} \\ &= 371,22 \text{ HP} \end{aligned}$$

d. Kebutuhan listrik kantor, lab, instrumentasi, dll

Kebutuhan listrik kantor, lab, dll 20% dari P pabrikasi, maka :

$$\begin{aligned} P \text{ control} &= 120\% \times 371,22 \text{ HP} \\ &= 445,464 \text{ HP} \end{aligned}$$

Sehingga,

Kebutuhan listrik total = P pabrikasi + P penerangan + P control

$$= (309,35 + 371,22 + 445,464) \text{ HP} = 724,22 \text{ HP}$$

$$= 1.126,034 \text{ kW}$$

Digunakan tipe AC generator untuk menyuplai listrik.

4. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Bahan bakar yang digunakan untuk boiler dan pembangkit listrik (generator) adalah minyak solar karena minyak solar efisien dan mempunyai nilai bahan bakar tinggi.

$$\begin{aligned} \text{Nilai bahan bakar solar, } H_v &= 19860 \text{ Btu/lb} \\ &= 43.783,8128 \text{ Btu/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Densitas bahan bakar solar, } r &= 0,89 \text{ kg/lt} \\ &= 890 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

a. Perhitungan kebutuhan bahan bakar boiler

$$\begin{aligned} \text{Laju alir umpan boiler, } F &= 15.106,20987 \text{ kg/jam} \\ &= 33.303,49198 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

Steam yang dihasilkan boiler adalah saturated steam pada suhu 270.

Steam yang digunakan adalah saturated steam dengan kondisi :

$$\text{Temperatur (T)} \quad 153 \quad ^\circ\text{C}$$

$$\text{Tekanan (P)} \quad 5.1 \quad \text{bar}$$

$$H_g = 2749,5 \text{ kJ/kg} \quad = 1182,072227 \text{ btu/lb}$$

$$H_f = 645,14 \text{ kJ/kg} = 277,3602752 \text{ btu/lb}$$

$\lambda_{\text{steam}} H_g - H_f$

$$= 2104,36 \text{ kJ/kg} = 904,711952 \text{ btu/lb}$$

Efisiensi boiler 80%, maka:

$$\text{Jumlah solar untuk bahan bakar} = F(H_g - H_f) / (n \times H_v)$$

$$= 860,1942508 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Kebutuhan solar} = 0,966510394 \text{ m}^3/\text{jam}$$

b. Perhitungan kebutuhan bahan bakar generator

Laju alir kebutuhan bahan bakar generator, $F = 208,4362453 \text{ Kw}$

$$= 711,214,0671 \text{ Btu/jam}$$

$$\text{Jumlah solar untuk bahan bakar} = \frac{F}{H_v}$$

$$= \frac{711,214,0671 \text{ Btu/jam}}{19860 \text{ Btu/lb}}$$

$$= 35,81138303 \text{ lb/jam}$$

$$= 16,24375685 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Kebutuhan solar} = 0,018251412 \text{ m}^3/\text{jam}$$

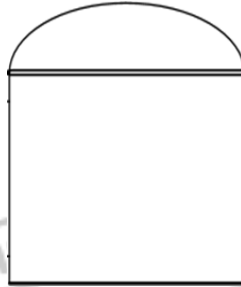
sehingga,

Kebutuhan solar total = Solar boiler + solar generator

$$= (0,966510394 \text{ m}^3/\text{jam} + 0,018251412 \text{ m}^3/\text{jam})$$

$$= 0,984761806 \text{ m}^3/\text{jam}$$

c. Tangki Bahan Bakar (TBB-101)



Gambar Tangki Bahan Bakar

Fungsi : menyimpan bahan bakar sebelum didistribusikan ke boiler dan generator

Bentuk : Selinder vertikal dengan dasar datar (flat bottom) dan atap berbentuk torispherical roof

Densitas, $\rho = 890 \text{ kg/m}^3$

a). Menghitung volume tangki

Direncanakan tangki dengan persediaan 7 hari

$$\text{Kebutuhan solar} = 0,984761806 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 165,4399835 \text{ m}^3$$

Volume tangki dihitung 20% dari kebutuhan solar,

$$\text{Volume bak, } V_t = 20\% \times 165,4399835 \text{ m}^3$$

$$= 19,85279802 \text{ m}^3$$

b). Menghitung diameter dan tinggi tangki

Dirancang tangki dengan tutup berbentuk torispherical roof dengan rasio panjang dan diameter = 2:1

- Volume shell tangki (V_s)

$V_s =$ (pers 3.1 Brownell dan Young, 1959)

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H_s$$

$$\frac{\pi}{4} \times D^2 \times 2D$$

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times 2D^3$$

- Volume tangki (V_t)

$$V_t = V_s$$

$$V_t = \frac{\pi}{4} \times 2D^3$$

$$198,5279802 = \frac{\pi}{4} \times 2D^3$$

$$D^3 = 198,5279802$$

$$D = \frac{198,5279802}{1,57}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{198,5279802}{1,57}} = 5,01927 \text{ m}$$

- Tinggi shell (H_s)

$$H_s = 2D$$

$$= 2 \times 5,01927 \text{ m}$$

$$= 10,03854 \text{ m}$$

c). Menghitung tekanan design

Tekanan hidrostatik, $Ph = \rho \times g \times h$

$$= 87556,1725 \text{ pa}$$

$$= 12,699147 \text{ psi}$$

Tekanan awal, $Po = 1 \text{ atm}$

$$= 14,6959488 \text{ psi}$$

Tekanan design, $P = (Ph + Po) \times f.\text{safety}$

$$= (12,699147 \text{ psi} + 14,6959488 \text{ psi}) \times 1,1$$

$$= 30,13460568 \text{ psi}$$

d. Menghitung tebal dinding tangki

Direncanakan menggunakan bahan konstruksi Carbon Steel, SA-285 Grade C

Allowable stress, $F = 13750 \text{ psi}$

Joint efficiency, $E = 0,85$

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

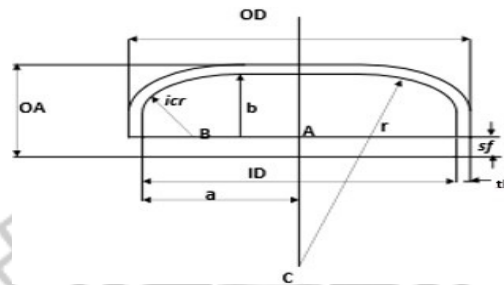
Diameter tangki, $D = 5,01927 \text{ m} = 197,60911 \text{ in}$

Tebal shell, $Ts = \frac{P \times D}{2 \times f \times E} + C = 0,379753 \text{ in}$

Digunakan tebal shell standar 0,4 in atau 1/2 in.

Untuk tebal head yang digunakan sama dengan tebal shell.

e. Menghitung desain atap



Gambar 4.12. Torispherical flanged dished head

$$\begin{aligned} \text{OD} &= \text{ID} + (2 \times \text{tebal shell}) \\ &= 198,368623 \text{ in} \end{aligned}$$

Diambil nilai OD standar = 204 (Tabel 5.7 Brownell and Young, 1959)

$$r = 170$$

$$\text{icr} = 12 \frac{1}{4} = 12,25 \text{ in}$$

Tebal head yang dipilih yaitu 1 1/4 in (Tabel 5.4 Brownell and Young, 1959)

sehingga dari table 5.4 Brownell and young untuk $th = 1 \frac{1}{4}$

Diperoleh :

$$sf = 1 \frac{1}{2} - 4 \frac{1}{2}$$

dipilih 3 in

$$a = \frac{ID}{2} = \frac{197,6091151}{2} = 98,804557 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} AB &= a - lcr \\ &= (98,80455 \text{ in} - 12,25 \text{ in}) \\ &= 86,5546 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= r - lcr \\ &= (157 - 3/4) \\ &= 157,75 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} \\ &= \sqrt{157,75^2 - 86,5546^2} \\ &= 131,88393 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b = r - AC &= 170 - 131,88393 \text{ in} \\ &= 38,11606 \text{ in} \end{aligned}$$

- Tinggi tutup

$$\begin{aligned} Oa = th + b + sf \\ &= 41,495823 \text{ in} \\ &= 1,0539939 \text{ m} \end{aligned}$$

- Tinggi total tangki

$$H \text{ total} = H \text{ shell} + H \text{ head}$$

$$= 10,0385 + 1,053993 \text{ m}$$

$$= 11,092537 \text{ m}$$

Fungsi	:	Menyimpan bahan bakar sebelum didistribusikan ke boiler dan generator
Kode	:	T BB-101
Bentuk	:	Selinder vertikal dengan dasar datar (flat bottom) dan atap berbentuk torispherical roof
Bahan konstruksi	:	Carbon Steel, SA-285 Grade C
Kapasitas	:	27,8635272 m ³
Dimensi	:	
Diameter tangki, D	:	5,019271 m
Tinggi total, H	:	11,092537 m
Tinggi shell, Hs	:	10,03854 m
Tinggi head, Oa	:	1,053993 m
Tebal shell, Ts	:	0,379753 in
Tebal Head, Th	:	0,39699 in
Tekanan Hidrostatik, Ph	:	12,69914psi

5. Unit Pengolahan Limbah

a. Air Limbah

Limbah dari suatu pabrik mengandung bermacam-macam zat yang dapat membahayakan alam sekitar maupun manusia, untuk itu

limbah ditampung dan diolah sebelum dibuang ke badan air. Sumber limbah dari pabrik asam lemak ini berupa limbah cair yaitu :

- a) Limbah domestik yang berasal dari kantor, laboratorium, perumahan, dll berupa limbah cair
- b) Limbah proses yang menghasilkan limbah cair

b. Perhitungan bak pengolahan limbah (BPL-101)



Gambar Bak pengolahan limbah

Fungsi : untuk menampung limbah dari proses industri, domestik seperti kantor, lab, dll.

Bentuk: Persegi panjang

Temperatur, $T = 30^{\circ}\text{C}$

Densitas, $\rho = 995,68 \text{ kg/m}^3$

Laju alir air, $F = 1.555.235,561 \text{ kg/jam}$

a). Menghitung volume tangki

$$\text{Volume air dalam tangki} = \frac{F}{\rho} \times \theta$$

$$= 6.253,002012 \text{ m}^3$$

Volume tangki dihitung 20% dari volume air

$$\text{Volume tangki, } V_t = 7503,602415 \text{ m}^3$$

b). Menghitung diameter dan tinggi tangki

Dirancang tangki dengan tutup berbentuk torispherical roof dengan rasio tinggi dan diameter = 2:1

Volume shell tangki (V_s) :

$$\text{Tinggi} = H$$

$$\text{Panjang} = 2H$$

$$\text{Lebar} = H$$

$$\text{Volume bak, } V_b = P \times L \times T$$

$$7503,602415 = 2H \times H \times H$$

$$7503,602415 = 2H^3$$

$$H = \sqrt[3]{\frac{7503,602415 \text{ m}^3}{2}} = 15,53864 \text{ m}$$

$$P = 2H$$

$$P = 31,07729 \text{ m}$$

$$L = H$$

$$L = 15,53864 \text{ m}$$

Fungsi	:	Untuk menampung limbah dari proses industri, domestik seperti kantor, lab, dll.
Kode	:	BPL-101
Bentuk	:	Persegi panjang
Bahan konstruksi	:	Beton bertulang
Kapasitas	:	7503,602415 m ³
Dimensi	:	
Panjang, P	:	31,07729 m
Lebar, L	:	15,53864 m
Tinggi, T	:	15,53864 m



LAMPIRAN E ANALISA EKONOMI

Kapasitas produksi	= 77.000 ton/tahun
	= 210.958,9 kg/hari
Lama Operasi	= 330 hari/tahun
Basis	= 1000 kg/jam
Nilai tukar rupiah	= Rp. 15.430
Pengadaan alat	= 2026
Tahun konstruksi	= 2027
Lama konstruksi	= 2 Tahun
Tahun beroperasi	= 2029

E.1 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).

(Peter 4th ed hal 236 pdf 257)

$$\text{Harga alat sekarang} = \frac{\text{Index harga tahun sekarang}}{\text{Index harga tahun X}} \times \text{Harga tahun X}$$

Harga alat berdasarkan kapasitas :

$$\text{Harga alat cap B} = \left(\frac{\text{Cap equip B}}{\text{Cap equip A}} \right)^{0,6} \times \text{Harga alat Cap A}$$

Perhitungan pada analisa ekonomi ini berdasarkan :

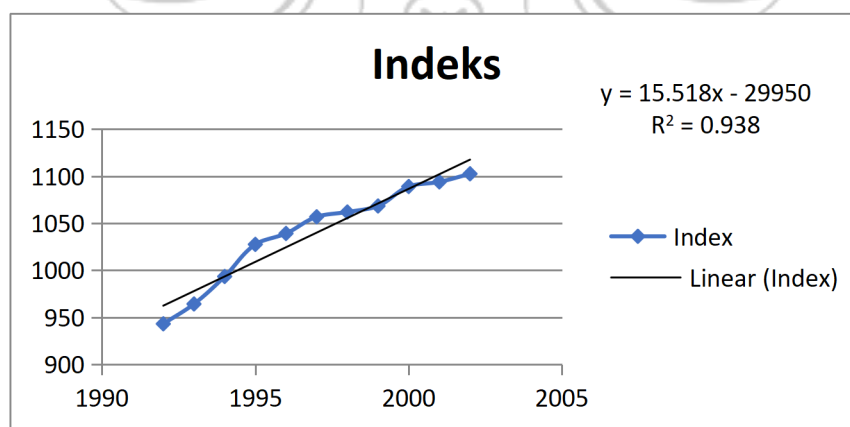
- a. Tahun pengadaan alat : 2026
- b. Tahun pabrik selesai didirikan : 2029

Tabel 1 Daftar indeks harga pada tahun 1992 - 2002

No	Tahun	Indeks
1	1992	943,10
2	1993	964,20
3	1994	993,40
4	1995	1.027,50
5	1996	1.039,10
6	1997	1.056,80
7	1998	1.061,90
8	1999	1.068,30
9	2000	1.089,00
10	2001	1.093,90
11	2002	1.102,50

Sumber : Tabel 6-2 *Cost Index as Annual Averages* Petter, 238

Untuk memperoleh indeks harga pada tahun 2026, dilakukan dengan metode regresi linear;



Gambar 1 Daftar Indeks Harga Tahun 1992-2002

$$y = a + b(x - \bar{x})$$

Keterangan :

a = nilai rata-rata y, \bar{y}

b = slope garis *least square*, $= \frac{\Sigma(x - \bar{x})(y - \bar{y})}{\Sigma(x - \bar{x})^2}$

Tabel 2 Penaksiran indeks harga dengan *Least Square*

Data	x	y	x ²	y ²	xy
1	1992	943,10	3.968.064	889.438	1.878.655,20
2	1993	964,20	3.972.049	929.682	1.921.650,60
3	1994	993,40	3.976.036	986.844	1.980.839,60
4	1995	1.027,50	3.980.025	1.055.756	2.049.862,50
5	1996	1.039,10	3.984.016	1.079.729	2.074.043,60
6	1997	1.056,80	3.988.009	1.116.826	2.110.429,60
7	1998	1.061,90	3.992.004	1.127.632	2.121.676,20
8	1999	1.068,30	3.996.001	1.141.265	2.135.531,70
9	2000	1.089,00	4.000.000	1.185.921	2.178.000,00
10	2001	1.093,90	4.004.001	1.196.617	2.188.893,90
11	2002	1.102,50	4.008.004	1.215.506	2.207.205,00
Total	21967	11.439,70	43.868.209	11.925.215	22.846.787,90

Sehingga diperoleh :

$$\Sigma x = 21.967$$

$$n = 11$$

$$\bar{x} = \frac{\Sigma x}{n} = 1.997$$

Berdasarkan persamaan 21, Timmerhaus 4th Ed. hal. 760:

$$\Sigma x^2 = 43.868.209$$

$$\Sigma(x - \bar{x})^2 = \Sigma x^2 - \frac{\Sigma x^2}{n}$$

$$= 43.868.209 - \frac{(21.967)^2}{11} = 110$$

$$\Sigma y = 11.440$$

$$y = \frac{\Sigma y}{n} = 1.040$$

$$\Sigma y^2 = 11.925.215,1$$

$$\begin{aligned} \Sigma(y-y)^2 &= \Sigma y^2 - \frac{\Sigma y^2}{n} \\ &= 11.925.215 - \frac{(11.439,7)^2}{11} \\ &= 28.239,06 \end{aligned}$$

Persamaan 20 Timmerhaus 4th Ed hal 760:

$$\Sigma xy = 22.846.787,9$$

$$\begin{aligned} \Sigma(x-x)(y-y) &= \Sigma xy - \left(\frac{\Sigma x \Sigma y}{n} \right) \\ &= 22.846.787,9 - \frac{(21.967 \times 11.439,7)}{11} \\ &= 1.707 \end{aligned}$$

$$\text{Nilai } a = y = 1.039,9727$$

$$\begin{aligned} b &= \frac{\Sigma(x-x)(y-y)}{\Sigma(x-x)^2} \\ &= \frac{1.707}{110} \\ &= 15,5182 \end{aligned}$$

Berdasarkan nilai a dan b tersebut, diperoleh persamaan :

$$y = a + b (x-x)$$

$$y = 1.039,9 + 15,52 (x - 1.997)$$

Untuk $x = 2026$, maka; $y = 1.490,00$

Cost Index pada tahun 2014 = 1.303,78

Cost Index pada tahun 2026 = 1.490,00

E.1.1. Perhitungan Harga Peralatan Proses

Harga peralatan proses pada perhitungan analisa ekonomi ini merupakan harga yang didapatkan dari <http://www.matche.com> yang memberikan harga di *Gulf Coast* USA, data yang diperoleh dari <http://www.matche.com> merupakan data tahun 2014.

Contoh Perhitungan :

1. Tangki 101

Tipe Tangki = Silinder dengan dasar vertikal alas datar dengan *ellipsoidal head (Carbon steel SA-285 Grade C)*

(sumber : www.matche.com)

Harga tahun 2014 = \$ 129.500,00

Harga tahun 2026 = $\frac{\text{Indeks harga tahun 2026}}{\text{Indeks harga tahun 2014}} \times \text{harga tahun 2014}$

$$= \frac{1.490,00}{1.303,78} \times \$ 129.500,00$$

= \$ 147.996,39

Total *Cost* (2026) = Harga tahun 2026 x Jumlah alat

= \$ 147.996,39 x 4

= \$ 147.996,39

\$1 = Rp. 15.430,00

= Rp. 2.283.584.268,84

Tabel 3 Harga Peralatan Proses Pabrik Asam Lemak

Kode	Nama Alat	Jumlah	Harga Alat (\$)		
			Harga Satuan (\$)		Total
			2014	2026	
T-101	Tangki CPO	4	129.500	147.996,39	147.996,39
T-102	Tangki Air	1	158.500	181.138,44	181.138,44
T-103	Tangki Penyimpanan Asam Lemak	3	191.500	218.851,80	656.555,41
T-104	Tangki Penyimpanan Gliserol	1	84.900	97.026,20	97.026,20
P-101	Pompa Tangki CPO	2	4.900	5.599,86	11.199,73
P-102	Pompa Tangki Air	2	4.900	5.599,86	4.571,32
P-103	Pompa Reciprocating CPO	2	2.000	2.285,66	4.571,32
P-104	Pompa Reciprocating Air	2	2.000	2.285,66	11.199,73
P-105	Pompa Flash Tank	2	4.900	5.599,86	11.199,73
P-106	Pompa Produk <i>Light Decanter</i>	2	4.900	5.599,86	11.199,73
P-107	Pompa Produk Bawah Destilasi	2	4.900	5.599,86	11.199,73
P-108	Pompa Produk <i>Heavy</i>	2	4.900	5.599,86	11.199,73

	Decanter				
P-109	Pompa Produk Bawah Vaporizer	2	4.900	5.599,86	11.199,73
P-110	Pompa Produk Gliserol	2	4.900	5.599,86	11.199,73
P-111	Pompa Produk Asam Lemak	2	4.900	5.599,86	11.199,73
HE-101	Heater CPO	1	48.100	54.970,09	54.970,09
HE-102	Heater Air	1	20.100	22.970,87	22.970,87
CO-101	Cooler 1	1	485.500	554.272,19	554.272,19
CO-102	Cooler 2	1	2.121.900	2.424.969,39	2.424.969,39
CO-103	Cooler 3	1	2.121.900	2.424.969,39	2.424.969,39
R-101	Reaktor	1	378.800	432.903,72	432.903,72
EV-101	Expansion Valve	1	85.500	97.711,90	97.711,90
DC-101	Decanter	1	25.100	28.685,01	28.685,01
VP-101	Vaporizer	1	15.800	10.056,70	10.056,70
FT-101	Flash Tank	1	85.900	98.169,03	98.169,03
KD-101	Menara Destilasi	1	14.500	16.671,02	16.671,02
Total		42	6.015.100	6.874.232,23	7.810.895,09

Sumber: www.matche.com

E.2.2 Perhitungan Harga Peralatan Utilitas

Tabel 4 Harga Peralatan Utilitas Pabrik Asam Lemak

Kode	Nama Alat	Jumlah	Harga Alat (\$)		
			Harga Satuan (\$)		Total
			2014	2026	
P-101	Pompa air sungai	2	22.500	25.714	51.427
B-101	Bak penampungan air Sungai	1	10.000	11.428	11.428
C-101	Tangki <i>Clarifier</i>	1	120.600	137.825	137.825
B-102	Bak sand filter	1	120.600	137.825	137.825
B-103	Bak air bersih	1	111.500	127.425	127.425
BPL-101	Bak pengolahan limbah	1	119.900	137.025	137.025
B-105	Bak air pendingin	1	111.500	127.425	127.425
B-106	Bak air sanitasi	1	35.700	40.799	40.799
CT-101	Cooling Tower	1	73.100	83.541	83.541
	Tangki kation exchanger	1	42.200	48.227	48.227
	Tangki anion exchanger	1	42.200	48.227	48.227
BL-101	Boiler	1	444.000	507.416	507.416
B-104	Bak air denim	1	84.900	97.026	97.026
TBB-101	Tangki bahan bakar	1	50.000	57.141	57.141
P	Pompa	10	10.600	12.114	132.254
G	Generator	1	65.000	74.284	74.284
Total			1.464.300	1.673.445	1.808.184

Sumber: www.matche.com

Maka total harga peralatan Pabrik Asam Lemak adalah :

C = Harga alat proses + Harga alat utilitas

$$= \$ 7.810.895,09 + \$ 1.808.184$$

$$= \$ 9.619.079,53$$

Kurs Dollar Amerika 1 (\$) pada tahun 2024, dimana E

$$= \text{Rp}15.430$$

(sumber: kurs transaksi Bank Indonesia)

Jadi, total harga peralatan

$$= \text{Rp}148.274.272.776,40$$

Jadi, harga peralatan pabrik Asam Lemak pada tahun 2026 adalah

$$\text{Rp}148.274.272.776,40$$

E.2 Perhitungan Harga Bahan Baku

1. Perhitungan Biaya Bahan Baku

$$\text{Kapasitas produksi} = 77.000 \text{ ton/tahun}$$

$$= 233,3333 \text{ ton/hari}$$

$$\text{Kebutuhan bahan baku} = 10.583 \text{ kg/jam}$$

$$= 10,58 \text{ ton/jam} = 102.163,09 \text{ ton/tahun}$$

Tabel 5 Biaya Bahan Baku Asam Lemak

No	Bahan Baku	Jumlah (kg/jam)	Harga per kg (Rp)	Total (Rp)
1	Crude Palm Oil (CPO)	10.583	13.000	137.579.000
Total biaya bahan baku				137.579.000

Sumber : www.alibaba.com

Kurs Dollar Amerika 1 (\$) pada tahun 2024 = Rp15.430

(sumber: kurs transaksi Bank Indonesia)

Total biaya bahan baku per tahun = Rp137.579.000 x 330 x 24
 = Rp1.089.625.680.000

2. Perhitungan Hasil Penjualan Produk

Tabel 6 Hasil Penjualan Produk

No	Produk	Jumlah (kg/jam)	Harga	Harga (Rp/tahun)
1	Asam Lemak	9.722,22	Rp28.000	2.156.000.000.000
2	Gliserol	1.086,15	Rp65.000	559.152.435.116,74
Total				2.715.152.435.117

E.3 Perhitungan Gaji Pekerja

Biaya untuk keperluan gaji pekerja selama satu bulan, dapat diperkirakan :

Tabel 7 Gaji Pekerja Pabrik Asam Lemak

No	Jabatan	Gaji/Bulan	Jumlah	Total
1	Dewan Komisaris	Rp26.000.000	1	Rp26.000.000
2	Direktur Utama	Rp23.000.000	1	Rp23.000.000
3	Sekretaris	Rp11.000.000	1	Rp11.000.000
4	Direktur Teknik dan Produksi	Rp18.000.000	1	Rp18.000.000
5	Direktur Keuangan dan Pemasaran	Rp18.000.000	1	Rp18.000.000
6	Direktur Sumber Daya Manusia dan Umum	Rp18.000.000	1	Rp18.000.000
7	Staf Ahli	Rp8.500.000	1	Rp8.500.000
8	Ka. Bag. Proses dan Utilitas	Rp10.000.000	1	Rp10.000.000

9	Ka. Bag. Pemeliharaan	Rp10.000.000	1	Rp10.000.000
10	Ka. Bag. Penelitian, Pengembangan, dan Pengendalian Mutu	Rp10.000.000	1	Rp10.000.000
11	Ka. Bag. Keuangan	Rp10.000.000	1	Rp10.000.000
12	Ka. Bag. Pemasaran	Rp10.000.000	1	Rp10.000.000
13	Ka. Bag. Kesehatan, Keselamatan Kerja, dan Lingkungan	Rp10.000.000	1	Rp10.000.000
14	Ka. Bag. Sumber Daya Manusia	Rp10.000.000	1	Rp10.000.000
15	Ka. Bag. Umum	Rp10.000.000	1	Rp10.000.000
16	Ka. Sek. Proses	Rp8.000.000	1	Rp8.000.000
17	Ka. Sek. Utilitas	Rp8.000.000	1	Rp8.000.000
18	Ka. Sek. Pemeliharaan dan Bengkel	Rp8.000.000	1	Rp8.000.000
19	Ka. Sek. Listrik dan Instrumentasi	Rp8.000.000	1	Rp8.000.000
20	Ka. Sek. Penelitian dan Pengembangan	Rp8.000.000	1	Rp8.000.000
21	Ka. Sek. Laboratorium dan Pengendalian Mutu	Rp8.000.000	1	Rp8.000.000
22	Ka. Sek. Keuangan, Pelaporan Keuangan, dan Manajemen	Rp8.000.000	1	Rp8.000.000
23	Ka. Sek. Pemasaran	Rp8.000.000	1	Rp8.000.000
24	Ka. Sek. K3	Rp8.000.000	1	Rp8.000.000

25	Ka. Sek. Unit Pengolahan Limbah	Rp8.000.000	1	Rp8.000.000
26	Ka. Sek. Hubungan Masyarakat	Rp8.000.000	1	Rp8.000.000
27	Ka. Sek. Keamanan	Rp8.000.000	1	Rp8.000.000
28	Karyawan Proses	Rp7.200.000	24	Rp172.800.000
29	Karyawan Utilitas	Rp7.200.000	15	Rp108.000.000
30	Karyawan Pemeliharaan dan Bengkel	Rp7.200.000	4	Rp28.800.000
31	Karyawan Listrik dan Instrumentasi	Rp7.200.000	4	Rp28.000.000
32	Karyawan Penelitian dan Pengembangan	Rp7.200.000	8	Rp57.600.000
33	Karyawan Laboratorium dan Pengendalian Mutu	Rp7.200.000	8	Rp57.600.000
34	Karyawan Bagian Keuangan	Rp7.200.000	4	Rp28.800.000
35	Karyawan Pemasaran	Rp7.200.000	4	Rp28.800.000
36	Karyawan K3	Rp7.200.000	4	Rp28.800.000
37	Karyawan Unit Pengolahan Limbah	Rp7.200.000	4	Rp28.800.000
38	Karyawan Humas	Rp7.200.000	5	Rp36.000.000
39	Karyawan Keamanan	Rp4.700.000	10	Rp47.000.000
40	Dokter	Rp6000.000	2	Rp12.000.000
41	Perawat	Rp5.500.000	6	Rp33.000.000
42	Sopir	Rp4.700.000	8	Rp37.600.000

43	Petugas Kebersihan	Rp3.900.000	6	Rp23.400.000
Total				Rp1.056.300.000

Biaya untuk gaji karyawan dalam satu bulan = Rp1.056.300.000

Biaya untuk gaji karyawan dalam satu tahun = Rp12.675.600.000

E.4 Analisa Ekonomi

Analisa ekonomi dilakukan dengan tujuan untuk mengetahui apakah pabrik yang telah direncanakan layak untuk didirikan atau tidak. Oleh karena itu, perlu dilakukan evaluasi atau penilaian investasi dengan mempertimbangkan hal-hal berikut :

1. Laju pengembalian modal (*Internal Rate of Return*)
2. Waktu pengembalian modal minimum (*Minimum Pay Out Period*)
3. Titik impas (*Break Event Point*)

Sebelum melakukan analisa terhadap hal diatas, dilakukan peninjauan terhadap 3 hal terdahulu seperti :

A. Penentuan Investasi Total (*Total Capital Investment, TCI*)

1. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*)

❖ Biaya Langsung (*Direct Cost, DC*)

- a. Harga Peralatan (E) = Rp148.422.397.161
- b. Instrumentasi dan pengendalian (26%E) = Rp38.589.823.262
- c. Instalasi (39%E) = Rp57.884.734.893
- d. Perpipaan (31%) = Rp46.010.943.120
- e. Listrik (10%) = Rp14.842.239.716
- f. Bangunan pabrik dan tanah (29%E) = Rp43.042.495.177

- g. *Service vact. & Yard Improvement (67%E)* = Rp99.443.006.098
 h. Tanah (6%E) = Rp8.905.343.257
Total Biaya Langsung (DC) = Rp457.140.983.257

❖ **Biaya Tak Langsung (*Indirect Cost, IC*)**

- i. *Engineering and supervision (32%E)* = Rp47.495.167.092
 j. *Construction expense (34%E)* = Rp50.463.615.035
 k. *Legal expense (4%E)* = Rp5.936.895.886
 l. Biaya Kontraktor (19%E) = Rp28.200.255.461
 m. Biaya tak terduga (37%E) = Rp54.916.286.950
Total Biaya Tak Langsung (IC) = Rp187.012.220.423

Maka modal tetap (*Fixed Capital Investment, FCI*);

$$\begin{aligned} \text{FCI} &= \text{DC} + \text{IC} \\ &= \text{Rp}457.140.983.257 + \text{Rp}187.012.220.423 \\ &= \text{Rp. } 644.153.203.680 \end{aligned}$$

2. **Modal Kerja (*Working Capital Investment*)**

$$\text{WCI} = 75\% \text{ TCI}$$

$$\begin{aligned} \text{TCI} &= \text{FCI} + \text{WCI} \\ &= \text{Rp. } 644.153.203.680 + 75\% \text{ TCI} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{TCI} &= \frac{\text{Rp. } 644.153.203.680}{75\%} \\ &= \text{Rp}858.870.938.241 \end{aligned}$$

Jadi,

$$\text{FCI} = \text{Rp}644.153.203.680$$

$$\text{WCI} = 75\% \times \text{Rp. } 644.153.203.680$$

TCI = Rp1.288.306.407.361

Modal investasi terbagi menjadi 2, yaitu :

- a. Modal Sendiri (*equality*) = 60%TCI = Rp772.983.844.417
- b. Modal pinjaman bank (loan) = 40%TCI = Rp515.322.562.944

B. Penentuan Biaya Produksi (*Total Production Cost, TPC*)

1. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)

❖ Biaya produksi langsung (*Direct Production Cost*)

- a. Bahan Baku (1 tahun) = Rp1.089.625.680.000
- b. Tenaga Kerja (L) = Rp12.675.600.000
- c. Biaya Supervisi (2%L) = Rp253.512.000
- d. Utilitas (10% TPC) = 10% TPC
- e. Perbaikan (M) (7%FCI) = Rp45.090.724.258
- f. *Operating Supplies* (15%M) = Rp6.763.608.639
- g. Laboratorium (15%L) = Rp1.901.340.000
- h. Paten dan Royalti (1%TPC) = 1% TPC

Total Biaya Produksi Langsung (DPC) = Rp1.156.310.464.896 + 11% TPC

❖ Biaya Tetap (*Fixed Chargers*)

- a. Depresiasi (10%FCI) = Rp64.415.320.368
- b. Pajak (2%FCI) = Rp9.662.298.055
- c. Asuransi (1%FCI) = Rp6.441.532.037
- d. Bunga (8% Loan) = Rp121.744.955.496

Total Biaya Tetap (FC) = Rp122.744.955.496

❖ Biaya *Plant Overhead Cost*

Plant Overhead (POC) (15%TPC)

2. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)

- a. Biaya Administrasi (5%TPC)
- b. Biaya distribusi dan penjualan (20%TPC)
- c. Biaya Riset dan Pengembangan (5%TPC)

Total Pengeluaran Umum (GE) = 30% TPC

MC = DPC + FC POC

Dimana:

$$\text{DPC} = \text{Rp}1.156.310.464.896 + 11\% \text{ TPC}$$

$$\text{FC} = \text{Rp}121.744.955.496$$

$$\text{POC} = 5\% \text{ TPC}$$

$$\text{MC} = \text{Rp}1.278.055.420.392 + 16\% \text{ TPC}$$

TPC = MC + GE

$$\text{MC} = \text{Rp}1.278.055.420.392 + 16\% \text{ TPC}$$

$$\text{GE} = 30\% \text{ TPC}$$

$$\text{TPC} = \text{Rp}1.278.055.420.392 + 46\% \text{ TPC}$$

$$\text{TPC} = \text{Rp}1.278.055.420.392 / 75\%$$

$$= \text{Rp}1.704.073.893.856$$

Sehingga,;

$$\text{MC} = \text{MC} + (16\% \text{ TPC} \times \text{TPC}) = \text{Rp}1.550.707.243.409$$

$$\text{GE} = \text{GE} (30\% \text{ TPC}) \times \text{TPC} = \text{Rp}511.222.168.157$$

$$\text{TPC} = \text{Rp}2.061.929.411$$

C. Biaya Total

Untuk mengetahui besarnya titik impas (BEP) perlu dilakukan penaksiran :

1. Biaya tetap
2. Biaya semi variable
3. Biaya variable

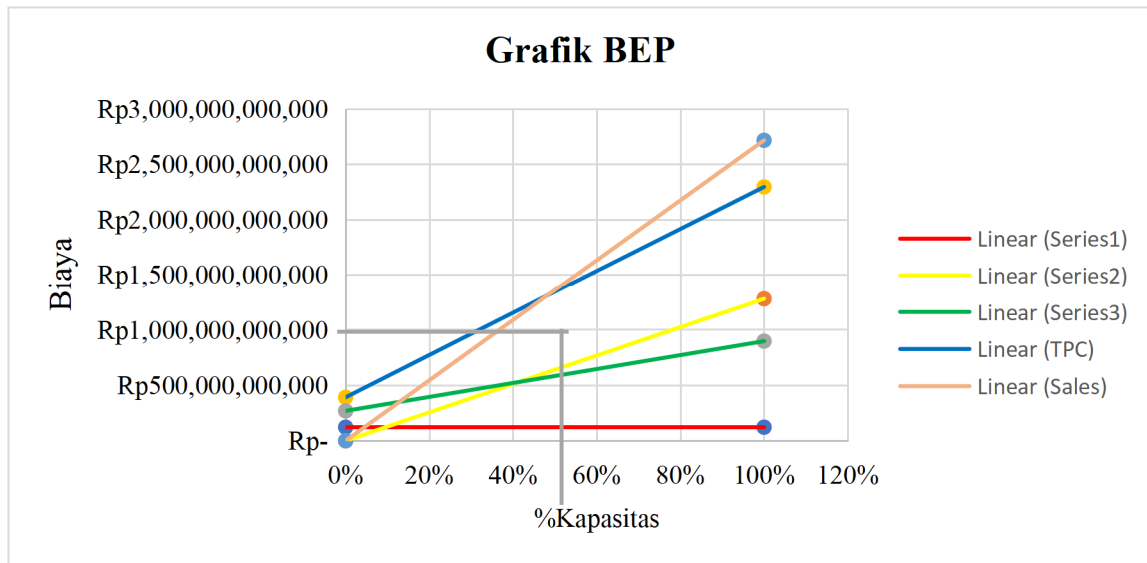
Analisa titik impas digunakan untuk mengetahui jumlah kapasitas dimana biaya produksi total sama dengan hasil penjualan.

Tabel 8 Biaya FC, VC, SVC, dan S

No	Keterangan	Jumlah
1	Biaya tetap (FC)	Rp121.744.955.496
2	Biaya Variabel (VC)	
	*Bahan baku	Rp1.089.625.680.000
	*Utilitas	Rp170.407.389.386
	*Royalti	Rp17.040.738.939
		Rp1.277.073.808.324
3	Biaya Semi Variabel (SVC)	
	*Gaji Karyawan	Rp12.675.600.000
	* Pengawasan, 3%TPC	Rp61.857.882.347
	*Pemeliharaan dan perbaikan	Rp45.090.724.258
	* <i>Operating supplies</i>	Rp6.763.608.639
	*Laboratorium	Rp1.901.340.000
	*Pengeluaran umum	Rp511.222.168.157
	* <i>Plant Overhead Cost</i>	Rp255.611.084.078
		Rp895.122.407.478
4	Total Penjualan (S)	Rp2.716.611.315.205

Kapasitas	0%	100%
FC	Rp121.744.955.496	Rp121.744.955.496

VC	-	Rp1.277.073.808.324
SVC	Rp268.514.972.075	Rp895.122.407.478
Pengeluaran total	Rp390.259.027.571	Rp2.293.941.171.298
Penjualan total	-	Rp2.716.611.315.205



Grafik *Break Event Point*

Dari grafik diatas dapat dilihat bahwa BEP ;

$$\begin{aligned}
 \text{BEP} &= \frac{FC + (0,3 \times SVC)}{S - (0,7 \times SVC) - VC} \times 100\% \\
 &= \frac{Rp121.744.955.496 + (0,3 \times Rp895.049.906.918)}{Rp2.715.152.435.117 - (0,7 \times Rp895.049.906.918) - Rp1.276.946.594.295} \times 100\% \\
 &= 48,01 \%
 \end{aligned}$$

E.5 Analisa Kelayakan

Analisa kelayakan dilakukan dengan metode *discounted cash flow* yaitu *cash flow* yang nilainya diproyeksikan pada masa sekarang. Adapun anggapan yang dipakai sebagai :

1. Modal, terdiri atas 60% Modal sendiri dan 40% Modal pinjaman
2. Bunga Bank = 12%

3. Laju inflasi = 5%
4. Masa konstruksi 2 tahun
 - a. Tahun pertama menggunakan 60% modal sendiri dan 40% modal pinjaman.
 - b. Tahun kedua menggunakan sisa modal sendiri dan modal pinjaman
5. Pembayaran modal pinjaman selama konstruksi dilakukan secara diskrit dengan cara ;
 - a. Pada awal masa konstruksi tahun pertama dilakukan pembayaran sebesar 50% dari modal pinjaman untuk keperluan pembelian tanah dan uang muka.
 - b. Pada akhir tahun kedua masa konstruksi (tahun ke-2) 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% (UU. No.36 Tahun 2008)

A. Perhitungan Biaya Total Produksi

Biaya produksi tanpa depresiasi = TPC – Depresiasi

$$= \text{Rp}2.061.929.411,566 - \text{Rp}64.415.320.368$$

$$= \text{Rp}1.997.514.091.198$$

B. 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 konstruksi tetap. Untuk modal pinjaman dari bank total pinjaman pada akhir masa konstruksi adalah:

Tabel 9 Modal Pinjaman Selama Masa Konstruksi

Masa konstruksi	%	Modal Pinjaman (Rp.)	Bunga (Rp.)	Jumlah (Rp.)
-2	50%	257.661.281.472	-	257.661.281.472
-1	50%	257.661.281.472	30.919.353.777	288.580.635.249
0			65.549.030.007	65.549.030.007
Modal Pinjaman Akhir Masa Konstruksi				611.790.946.728

Tabel 10 Modal Sendiri Selama Masa Konstruksi

Masa konstruksi	%	Modal Pinjaman (Rp.)	Inflasi (Rp.)	Jumlah (Rp.)
-2	50%	386.491.922.208	-	386.491.922.208
-1	50%	386.491.922.208	19.324.596.110	309.236.012.239
0			39.615.422.026	39.615.422.026
Modal Pinjaman Akhir Masa Konstruksi				831.923.862.553

Akhir Masa Konstruksi

Total investasi pada akhir masa konstruksi

= modal pinjaman + modal sendiri

= Rp611.790.946.728 + 831.923.862.553

= Rp1.443.714.809.281

Perhitungan harga penjualan

Dari *Cash Flow*, maka untuk kapasitas 100% diperoleh harga penjualan produk Asam Lemak = Rp2.716.611.315.205 per tahun.

C. 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 :

$$\sum \frac{CF}{(1+i)^n} = \text{akhir masa konstruksi}$$

Keterangan :

n = Tahun

CF = *Cash Flow* pada tahun ke n

Tabel 11 *Trial Laju Bunga*

Tahun ke-n	Net Cashflow	Discount Factor	
		I =	42,10%
1	Rp6.789.818.451.682.200.000.000	Rp4.778.197.362.197.690.000.000	
2	Rp6.110.836.606.649.450.000.000	Rp3.026.303.748.115.970.000.000	
3	Rp5.431.854.761.515.310.000.000	Rp1.893.066.696.782.140.000.000	
4	Rp4.752.872.916.381.170.000.000	Rp1.165.681.463.549.360.000.000	
5	Rp4.073.891.071.247.030.000.000	Rp703.135.496.270.694.000.000	
6	Rp3.394.909.226.112.890.000.000	Rp412.347.816.259.651.000.000	
7	Rp2.715.927.380.978.750.000.000	Rp232.145.146.388.785.000.000	
8	Rp2.036.945.535.844.610.000.000	Rp122.525.587.474.340.000.000	
9	Rp1.357.963.690.710.470.000.000	Rp57.483.268.818.972.300.000	
10	Rp678.981.845.575.329.000.000	Rp20.226.343.714.880.500.000	
Total		Rp12.411.112.929.572.500.000.000	

Total Investasi (TCI)


= Rp12.411.112.929.572.500.000.000

Trial I hingga ratio total present value / TCI = 1

Dari perhitungan diatas, diperoleh nilai I = 42,10%

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 12% per tahun.

D. Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time, POT*)



TPC = Rp2.061.929.411.566

Total Penjualan = Rp2.716.611.315.205

Keuntungan = Penjualan – TPC
= Rp2.716.611.315.205 – Rp2.061.929.411.566
= Rp654.681.903.640

Keuntungan sebelum pajak = Rp654.681.903.640

Pajak = 30% Keuntungan sebelum pajak
= Rp196.404.571.092

Keuntungan setelah pajak = Keuntungan sebelum pajak – pajak
= Rp654.681.903.640 - Rp196.404.571.092
= Rp458.277.332.548

POT =
$$\frac{FCI}{(keuntungan\ setelah\ pajak + 0,1 \times FCI)}$$
$$= \frac{Rp644.153.203.680}{(Rp458.277.332.548 + 0,1 \times Rp644.153.203.680)}$$
$$= 1,23\ tahun$$