

**PRA RANCANGAN PABRIK GLISEROLMETODE FAT SPLITTING  
KAPASITAS 35.000 TON/TAHUN**



**SKRIPSI**

Diajukan sebagai salah satu syarat untuk menyelesaikan pendidikan  
Sarjana Terapan (S-1) Program Studi Teknologi Rekayasa Kimia Berkelanjutan  
Jurusan Teknik Kimia  
Politeknik Negeri Ujung Pandang

NUR ADILLAH ARIANI 431 20 055  
SAFITRI MUTIARA RAMADHANI 431 20 056

**PROGRAM STUDI S-1 TEKNOLOGI REKAYASA KIMIA BERKELANJUTAN  
JURUSAN TEKNIK KIMIA  
POLITEKNIK NEGERI UJUNG PANDANG  
MAKASSAR**

**2024**

## HALAMAN PEGESAHAN

Skripsi dengan judul “**Pra Rancangan Pabrik Gliserol Metode Fat Splitting Kapasitas 35.000 Ton/Tahun**” oleh Nur Adillah Ariani, NIM 431 20 055 telah diterima dan disahkan sebagai salah satu syarat untuk memperoleh gelar Sarjana Terapan pada Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang

Makassar, 30 September 2024

Telah menyetujui,

Pembimbing I

Pembimbing II



Ir. Barlian HS, M. T.  
NIP. 19591112 199003 1001



Yuliani HR, S.T., M.Eng.  
NIP. 19730409 200312 2002

Mengetahui,

Koordinator Program Studi

D4 Teknologi Rekayasa Kimia Berkelanjutan



Ir. Yuliani HR, S.T., M.Eng.  
NIP. 19730409 200312 2 002

## HALAMAN PEGESAHAN

Skripsi dengan judul “**Pra Rancangan Pabrik Gliserol Metode Fat Splitting Kapasitas 35.000 Ton/Tahun**” oleh Safitri Mutiara Ramadhani, NIM 431 20 056 telah diterima dan disahkan sebagai salah satu syarat untuk memperoleh gelar Sarjana Terapan pada Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang

Makassar, 30 September 2024

Telah menyetujui,

Pembimbing I

Pembimbing II



Ir. Barlian HS., M. T.  
NIP. 19591112 199003 1001



Yuliani HR., S.T., M.Eng.  
NIP. 19730409 200312 2002

Mengetahui,

Koordinator Program Studi

D4 Teknologi Rekayasa Kimia Berkelanjutan



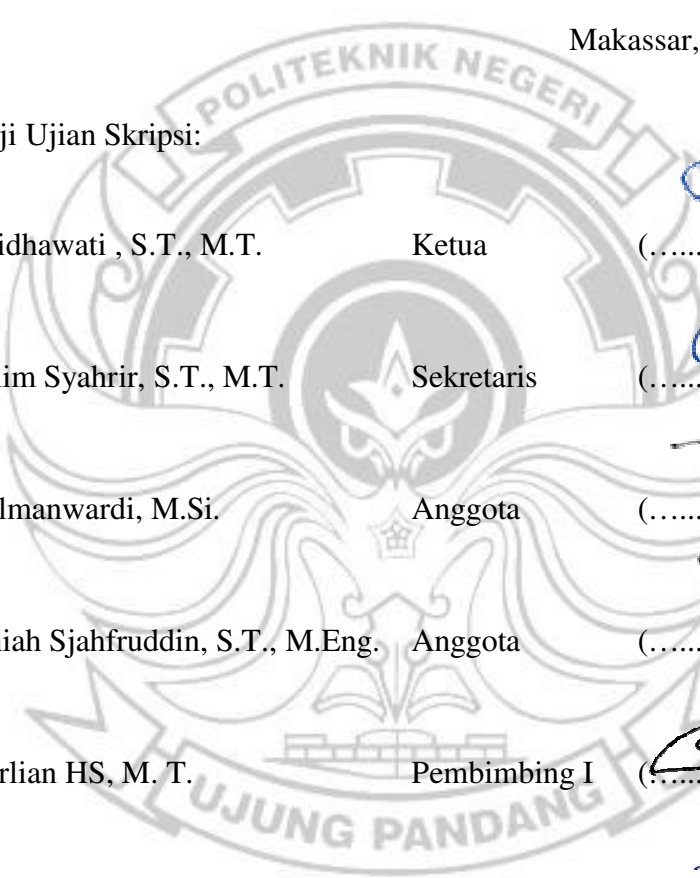
Ir. Yuliani HR., S.T., M.Eng.  
NIP. 19730409 200312 2 002

## HALAMAN PENERIMAAN

Pada hari ini, hari senin tanggal 30 September 2024, Tim Penguji Ujian Sidang Skripsi telah menerima dengan baik skripsi oleh mahasiswa Nur Adillah Ariani NIM 431 20 055 dengan judul **“Pra Rancangan Pabrik Gliserol Metode Fat Splitting Kapasitas 35.000 Ton/Tahun”**.

Makassar, 10 Oktober 2024

Tim Penguji Ujian Skripsi:

- 
1. Dr. Ridhawati , S.T., M.T. Ketua (.....)
  2. Muallim Syahrir, S.T., M.T. Sekretaris (.....)
  3. Ir. Zulmanwardi, M.Si. Anggota (.....)
  4. Rahmiah Sjahfruddin, S.T., M.Eng. Anggota (.....)
  5. Ir. Barlian HS, M. T. Pembimbing I (.....)
  6. Ir. Yuliani HR., S.T., M.Eng. Pembimbing II (.....)

## HALAMAN PENERIMAAN

Pada hari ini, hari senin tanggal 30 September 2024, Tim Penguji Ujian Sidang Skripsi telah menerima dengan baik skripsi oleh mahasiswa Safitri Mutiara Ramadhani NIM 431 20 056 dengan judul **“Pra Rancangan Pabrik Gliserol Metode Fat Splitting Kapasitas 35.000 Ton/Tahun”**.

Makassar, 10 Oktober 2024

Tim Penguji Ujian Skripsi:

- 
1. Dr. Ridhawati , S.T., M.T. Ketua (.....) 
  2. Muallim Syahrir, S.T., M.T. Sekretaris (.....) 
  3. Ir. Zulmanwardi, M.Si. Anggota (.....) 
  4. Rahmiah Sjahfruddin, S.T., M.Eng. Anggota (.....) 
  5. Ir. Barlian HS, M. T. Pembimbing I (.....) 
  6. Ir. Yuliani HR., S.T., M.Eng. Pembimbing II (.....) 

## KATA PENGANTAR

Puji syukur senantiasa kami panjatkan atas kehadiran Allah Swt. karena berkat Rahmat dan karunia-Nya sehingga penulis dapat menyelesaikan proposal skripsi yang berjudul **“Pra Rancangan Pabrik Gliserol Metode Fat Splitting Kapasitas 35.000 Ton/Tahun”** ini dengan baik. Selawat dan salam tidak lupa kita hanturkan untuk Nabi besar Muhammad SAW. yang menjadi suri teladan bagi kita semua. Dalam menyelesaikan proposal skripsi ini kami mendapat bimbingan dan bantuan dari berbagai pihak. Penulis mengucapkan terima kasih sebesar-besarnya kepada:

1. Kedua orang tua serta segenap keluarga yang senantiasa memberikan dukungan doa, moril maupun materi kepada penulis.
2. Bapak Ir. Ilyas Mansur, M.T selaku Direktur Politeknik Negeri Ujung Pandang.
3. Bapak Wahyu Budi Utomo, HND., M.Sc. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang.
4. Ibu Dr. Ridhawati Thahir, S.T., M.T. selaku Sekretaris Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang
5. Ibu Yuliani HR., S.T., M.Eng. selaku Ketua Program Studi D4 Teknologi Rekayasa Kimia Berkelanjutan Politeknik Negeri Ujung Pandang sekaligus pembimbing II.
6. Bapak Ir. Barlian HS., M.T. selaku pembimbing I.
7. Civitas Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang yang telah mengajar dan memberikan ilmunya kepada penulis.

8. Teman-teman dari Program Studi D4 Teknologi Rekayasa Kimia Berkelanjutan Politeknik Negeri Ujung Pandang yang telah memberikan dukungan dan menjadi penyemangat dalam penyusunan proposal skripsi ini.
9. Semua pihak yang membantu dan tidak dapat disebutkan satu persatu.

Penulis menyadari dalam pengerjaan dan penyusunan proposal skripsi ini terdapat banyak kekurangan dan jauh dari sempurna. Oleh karena itu, kritik dan saran sangat diharapkan untuk menyempurnakan proposal skripsi ini. Penulis berharap proposal skripsi ini dapat bermanfaat bagi semua pihak yang membutuhkannya.

Makassar, 23 September 2024

Penulis



## DAFTAR ISI

SAMPUL.....	i
HALAMAN PEGESAHAN.....	ii
HALAMAN PENERIMAAN.....	iv
KATA PENGANTAR.....	vi
DAFTAR ISI.....	viii
DAFTAR TABEL.....	xiii
DAFTAR GAMBAR.....	xvii
SURAT PERNYATAAN.....	xix
RINGKASAN.....	xxi
SUMMARY.....	xxii
BAB I PENDAHULUAN.....	1
1.1 Latar Belakang.....	1
1.2 Kapasitas Pabrik.....	3
1.2.1 Kapasitas Pabrik yang Telah Berdiri.....	3
1.2.2 Ketersediaan Bahan Baku.....	4
1.2.3 Kapasitas Produksi.....	5
1.3 Penentuan Lokasi Pabrik.....	9
BAB II PEMILIHAN DAN URAIAN PROSES.....	21
2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk.....	21
2.1.1 Spesifikasi Bahan Baku.....	21
2.1.2 Spesifikasi Produk.....	23
2.2 Konsep Proses.....	25



2.2.1	Dasar Reaksi.....	25
2.2.2	Kondisi Operasi.....	25
2.2.3	Panas Reaksi ( $\Delta Hr$ ).....	26
2.2.4	Energi Bebas Gibbs ( $\Delta Go$ ).....	27
2.2.5	Konstanta Keseimbangan Energi.....	28
2.3	Langkah Proses.....	30
2.3.1	Unit Persiapan Bahan Baku.....	30
2.3.2	Unit Pembentukan Produk.....	30
2.3.3	Unit Pemurnian Gliserol.....	31
2.4	Diagram Alir Kualitatif.....	32
2.5	P & ID Pembuatan Gliserol.....	33
<b>BAB III NERACA MASSA.....</b>		<b>35</b>
3.1	Fat Splitting Coloumn (FSC-01).....	35
3.2	Flash Tank I (FT-01).....	36
3.3	Vakum Dryer (VD-01).....	36
3.4	Flash Tank II (FT-02).....	37
3.5	Bleaching Tank (BT-01).....	37
3.6	Filter Press (FP-01).....	38
3.7	Diagram Kuantitatif.....	39
<b>BAB IV NERACA PANAS.....</b>		<b>41</b>
4.1	Heater CPO (H-01).....	41
4.2	Heater Air (H-02).....	42
4.3	Fat Splitting Coloumn (FSC-01).....	43

4.4	Flash Tank I (FT-01).....	43
4.5	Vakum Dryer (VD-01).....	44
4.6	Cooler Asam Lemak (CO-03).....	45
4.7	Flash Tank II (FT-03).....	45
4.8	Cooler Gliserol (CL-01).....	46
4.9	Bleaching Tank (BT-01).....	47
4.10	Cooler Gliserol 2 (CL-2).....	47
BAB V SPESIFIKASI ALAT.....		49
5.1	Spesifikasi Peralatan Utama.....	49
5.1.1	Fat Splitting Column.....	49
5.1.2	Flash Tank 1.....	49
5.1.3	Flash Tank II.....	50
5.1.4	Bleaching Tank.....	51
5.1.5	Filter Press.....	51
5.1.6	Vakum Dryer.....	52
5.2	Spesifikasi Peralatan Pembantu.....	52
5.2.1	Tangki Penyimpanan CPO.....	52
5.2.2	Tangki Penyimpanan Air.....	53
5.2.3	Gudang Penyimpanan <i>Activated Charcoal</i> .....	54
5.2.4	Pompa 1.....	54
5.2.5	Bucket Elevator.....	55
5.2.6	Heater CPO.....	56

5.2.7	Heater Air.....	56
5.2.8	Expansion Valve 1.....	57
5.2.9	Expansion Valve 2.....	57
5.2.10	Cooler Gliserol1.....	58
5.2.11	Cooler Gliserol 2.....	58
5.2.12	BIN Activated Charcoal.....	59
5.2.13	Cooler Asam Lemak.....	60
5.2.14	Tangki Penyimpanan Gliserol.....	60
5.2.15	Tangki Penyimpanan Asam Lemak.....	61
<b>BAB VI UTILITAS.....</b>		<b>62</b>
6.1	Unit Penyediaan Steam.....	62
6.2	Unit Penyediaan Air.....	63
6.3	Unit Penyediaan Listrik.....	68
6.4	Unit Penyediaan Bahan Bakar.....	68
6.5	Unit Pengolahan Limbah.....	69
6.6	Spesifikasi Peralatan Utilitas.....	70
6.7	Diagram Alir Utilitas.....	77
<b>BAB VII INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA.....</b>		<b>78</b>
7.1	Instrumentasi.....	78
7.2	Kesehatan Keselamatan Kerja dan Lingkungan Hidup.....	80
<b>BAB VIII STRUKTUR ORGANISASI.....</b>		<b>89</b>
8.1	Bentuk Perusahaan.....	89
8.2	Struktur Organisasi.....	90

8.3	Tugas dan Wewenang.....	95
8.4	Sistem Kerja.....	108
8.5	Status Karyawan dan sistem gaji.....	109
BAB IX TATA LETAK PABRIK DAN PEMETAAN.....		116
9.1	Deskripsi Tata Letak Pabrik.....	116
9.2	Pemetaan Pabrik.....	120
9.3	Tata Letak Pola Aliran Proses.....	122
BAB X ANALISA EKONOMI.....		125
10.1	Total Capital Investment.....	125
10.2	Biaya Produksi (Total Production Cost).....	126
10.3	Harga Jual ( <i>Total Sales</i> ).....	127
10.1	Tinjauan Kelayakan Pabrik.....	127
BAB XI PENUTUP.....		130
DAFTAR PUSTAKA.....		132
Lampiran A.....		A-1
Lampiran B.....		B-1
Lampiran C.....		C-1
Lampiran D.....		D-1
Lampiran E.....		E-1

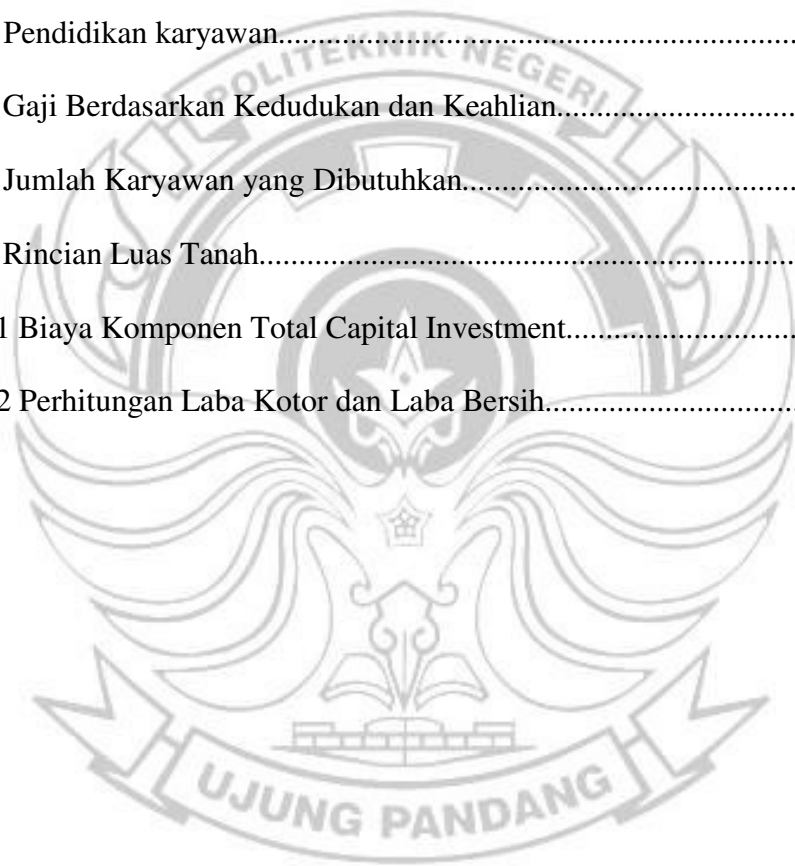
## DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Pabrik Gliserol di Indonesia.....	3
Tabel 1.2 Pabrik Gliserol di Dunia.....	4
Tabel 1.3 Ketersediaan Bahan Baku CPO yang ada di Indonesia.....	5
Tabel 1.4 Data Impor Gliserol di Indonesia.....	6
Tabel 1.5 Data Produksi Gliserol di Indonesia.....	7
Tabel 1.6 Data Komsumsi Gliserol di Indonesia.....	7
Tabel 1.7 Data Ekspor Gliserol di Indonesia.....	8
Tabel 1.8 Perbandingan Proses Pembuatan Gliserol.....	20
Tabel 2.1 Kandungan Komponen pada Crude Palm Oil (CPO).....	21
Tabel 2.2 Komposisi Asam Lemak Bebas pada Crude Palm Oil (CPO).....	21
Tabel 2.3 Nilai $\Delta H_{fo}$ (kJ/mol) Komponen.....	26
Tabel 2.4 Nilai $\Delta G_{fo}$ (kJ/mol) Komponen.....	27
Tabel 3. 1 Neraca Massa Pada Fat Splitting Coloumn.....	36
Tabel 3. 2 Neraca Massa Pada Flash Tank I.....	36
Tabel 3. 3 Neraca Massa Pada Vakum Dryer.....	37
Tabel 3. 4 Neraca Massa Pada Flash Tank II.....	37
Tabel 3. 6 Neraca Massa pada Bleaching Tank.....	38
Tabel 3. 7 Neraca Massa Pada Filter Press.....	38
Tabel 3. 8 Neraca Massa Overall.....	40
Tabel 4. 1 Neraca Panas Heater CPO.....	41
Tabel 4. 2 Diagram Alir Panas Heater Air.....	42
Tabel 4. 3 Neraca Panas Fat Splitting Coloumn.....	43

Tabel 4. 4 Neraca Panas Flash Tank 1.....	44
Tabel 4. 5 Neraca Panas Vakum Dryer.....	44
Tabel 4. 6 Neraca Panas Cooler Asam Lemak.....	45
Tabel 4. 7 Neraca Panas Flash Tank 2.....	46
Tabel 4. 8 Neraca Panas Cooler Gliserol (CO-01).....	47
Tabel 4. 9 Neraca Panas Bleaching Tank.....	47
Tabel 4. 10 Neraca Panas Cooler Gliserol (CO-02).....	48
Tabel 5. 1 Spesifikasi Fat Splitting Column.....	49
Tabel 5. 2 Spesifikasi Flash Tank I.....	49
Tabel 5. 3 Spesifikasi Flash Tank II.....	50
Tabel 5. 4 Spesifikasi Bleaching Tank.....	51
Tabel 5. 5 Spesifikasi Filter Press.....	51
Tabel 5. 6 Spesifikasi Vakum Dryer.....	52
Tabel 5. 7 Spesifikasi Tangki Penyimpanan CPO.....	52
Tabel 5. 8 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Air.....	53
Tabel 5. 9 Spesifikasi Gudang Penyimpanan Activated Charcoal.....	54
Tabel 5. 10 Spesifikasi Pompa.....	54
Tabel 5. 11 Spesifikasi Bucket Elevator.....	55
Tabel 5. 12 Spesifikasi Heater CPO.....	56
Tabel 5. 13 Spesifikasi Heater Air.....	56
Tabel 5. 14 Spesifikasi Expansion Valve 1.....	57
Tabel 5. 15 Spesifikasi Expansion Valve 2.....	57
Tabel 5. 16 Spesifikasi Cooler Gliserol (CO-01).....	58

Tabel 5. 17 Spesifikasi Cooler Gliserol (CO-02).....	58
Tabel 5. 18 Spesifikasi BIN.....	59
Tabel 5. 19 Spesifikasi Cooler Asam Lemak (CO-03).....	60
Tabel 5. 20 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Gliserol.....	60
Tabel 5. 21 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Asam Lemak.....	61
Tabel 6. 1 Kebutuhan Steam.....	62
Tabel 6. 2 Persyaratan Air Umpan Boiler.....	63
Tabel 6. 3 Kebutuhan Bahan Bakar.....	69
Tabel 6. 4 Spesifikasi Boiler.....	70
Tabel 6. 5 Spesifikasi Bak Pengendalian Awal.....	71
Tabel 6. 6 Spesifikasi Clarifier.....	71
Tabel 6. 7 Spesifikasi Bak Sand Filter.....	71
Tabel 6. 8 Spesifikasi Bak Air Bersih.....	72
Tabel 6. 9 Spesifikasi Air Sanitasi.....	72
Tabel 6. 10 Spesifikasi Kation Exchanger.....	72
Tabel 6. 11 Spesifikasi Anion Exchanger.....	73
Tabel 6. 12 Spesifikasi Tangki Penyimpan $H_2SO_4$ .....	73
Tabel 6. 13 Spesifikasi Tangki Penyimpanan NaOH.....	73
Tabel 6. 14 Spesifikasi Daerator.....	74
Tabel 6. 15 Spesifikasi Bak Air Pendingin.....	74
Tabel 6. 16 Spesifikasi Bak Air Proses.....	74
Tabel 6. 17 Spesifikasi Cooling Tower.....	75
Tabel 6. 18 Spesifikasi Umpan Boiler.....	75

Tabel 6. 19 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Bahan Bakar.....	75
Tabel 6. 20 Spesifikasi Pompa.....	76
Tabel 7. 1 Klasifikasi Bahaya Berdasarkan Sumber Bahaya.....	84
Tabel 7. 2 Jenis Alat Perlindungan Diri (APD).....	87
Tabel 8. 1 Siklus Pergantian Shift.....	109
Tabel 8. 2 Waktu Kerja Karyawan Non shift.....	109
Tabel 8. 3 Pendidikan karyawan.....	109
Tabel 8. 4 Gaji Berdasarkan Kedudukan dan Keahlian.....	112
Tabel 8. 5 Jumlah Karyawan yang Dibutuhkan.....	114
Tabel 9. 1 Rincian Luas Tanah.....	120
Tabel 10. 1 Biaya Komponen Total Capital Investment.....	126
Tabel 10. 2 Perhitungan Laba Kotor dan Laba Bersih.....	127

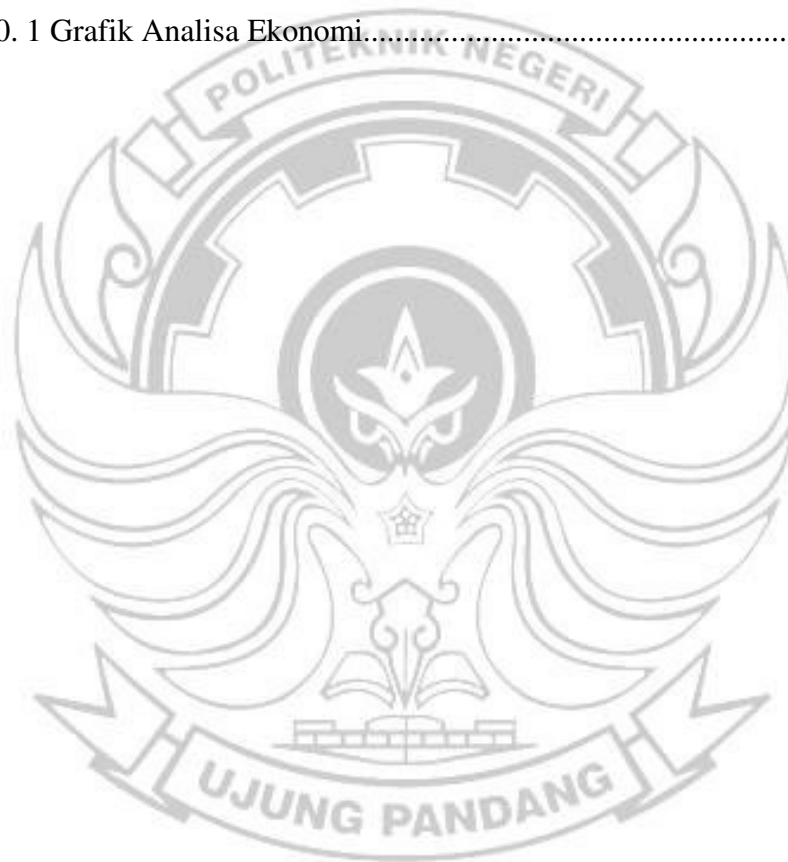




## DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Proyeksi Market Size Gliserol.....	2
Gambar 1.2 Peta Lokasi Pendirian Pabrik Gliserol.....	13
Gambar 1.3 Diagram Proses Fat Splitting.....	14
Gambar 1.4 Diagram Proses Saponifikasi.....	18
Gambar 1.5 Diagram Proses Transesterifikasi.....	19
Gambar 2. 1 Diagram Alir Kualitatif.....	32
Gambar 2. 2 P & ID Pembuatan Gliserol.....	34
Gambar 3. 1 Blok Diagram Neraca Massa Fat Splitting Coloumn.....	36
Gambar 3. 2 Blok Diagram Neraca Massa Flash Tank I.....	36
Gambar 3. 3 Blok Diagram Neraca Massa Vakum Dryer.....	37
Gambar 3. 4 Blok Diagram Neraca Massa Flash Tank II.....	37
Gambar 3. 6 Blok Diagram Neraca Massa Bleaching Tank.....	38
Gambar 3. 7 Blok Diagram Neraca Massa Filter Press.....	38
Gambar 3. 8 Diagram Alir Kuantitatif Pembuatan Gliserol.....	39
Gambar 4. 1 Diagram alir panas Heater CPO.....	41
Gambar 4. 2 Diagram Alir Panas Heater Air.....	42
Gambar 4. 3 Diagram Alir Panas Fat Splitting Coloumn.....	43
Gambar 4. 4 Diagram Alir Panas Flash Tank 1.....	44
Gambar 4. 5 Diagram Alir Panas Vakum Dryer.....	44
Gambar 4. 6 Diagram Alir Neraca Massa Cooler Asam Lemak.....	45
Gambar 4. 7 Diagram Alir Panas Flash Tank 2.....	46
Gambar 4. 8 Diagram Alir Cooler Gliserol (CO-01).....	46

Gambar 4. 9 Diagram Alir Bleaching Tank.....	47
Gambar 4. 10 Diagram Alir Cooler Gliserol CO-02).....	48
Gambar 6. 1 Diagram Alir Utilitas.....	77
Gambar 8. 1 Struktur Organisasi Pra Rancangan Pabrik Gliserol.....	107
Gambar 9. 1 Tata Letak Pabrik.....	121
Gambar 9. 2 Tata Letak Peralatan Proses (Tanpa Skala).....	124
Gambar 10. 1 Grafik Analisa Ekonomi.....	129



## SURAT PERNYATAAN

Saya yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama : Nur Adillah Ariani

NIM : 431 20 055

Menyatakan dengan sebenar-benarnya bahwa segala pernyataan dalam skripsi **“Pra Rancangan Pabrik Gliserol Metode Fat Splitting Kapasitas 35.000 Ton/Tahun”** merupakan gagasan, hasil karya sendiri dengan arahan pembimbing dan belum pernah diajukan dalam bentuk apapun pada perguruan tinggi dan instansi manapun.

Semua data dan informasi yang digunakan telah dinyatakan secara jelas dan dapat diperiksa kebenarannya. Sumber informasi yang berasal atau dikutip dari karya yang diterbitkan oleh penulis lain telah disebutkan dalam naskha dan dicantumkan dalam daftar pustakan laporan tugas akhir ini.

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

Makassar, 10 Oktober 2024



Nur Adillah Ariani

431 20 055

## SURAT PERNYATAAN

Saya yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama : Safitri Mutiara Ramadhani

NIM : 431 20 056

Menyatakan dengan sebenar-benarnya bahwa segala pernyataan dalam skripsi **“Pra Rancangan Pabrik Gliserol Metode Fat Splitting Kapasitas 35.000 Ton/Tahun”** merupakan gagasan, hasil karya sendiri dengan arahan pembimbing dan belum pernah diajukan dalam bentuk apapun pada perguruan tinggi dan instansi manapun.

Semua data dan informasi yang digunakan telah dinyatakan secara jelas dan dapat diperiksa kebenarannya. Sumber informasi yang berasal atau dikutip dari karya yang diterbitkan oleh penulis lain telah disebutkan dalam naskha dan dicantumkan dalam daftar pustakan laporan tugas akhir ini.

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

Makassar, 10 Oktober 2024



Safitri Mutiara Ramadhani

431 20 056

## RINGKASAN

Kebutuhan gliserol di Indonesia semakin meningkat, hal ini dikarenakan gliserol merupakan bahan baku yang digunakan untuk berbagai industri oleokimia, seperti industri kosmetik, farmasi dan lain sebagainya.

Pra rancangan pabrik gliserol direncanakan akan didirikan di Mamuju, Provinsi Sulawesi Barat dengan kapasitas 35.000 ton/tahun. Bahan baku yang digunakan adalah *Crude Palm Oil* (CPO) dan air. Metode yang digunakan *fat splitting*. Pada proses ini CPO dan air akan direaksikan kedalam reactor *fat spilling column* untuk menghasilkan gliserol dan asam lemak.

Perusahaan ini berbadan hukum Perseroan Terbatas (PT) dimana struktur organisasi yang diterapkan dalam perusahaan yaitu organisasi lini. Perusahaan ini dipimpin oleh seorang direktur utama dengan jumlah karyawan 105 orang.

Hasil perhitungan analisa ekonomi menunjukkan bahwa keutangan setelah pajak sebesar Rp. 406.334.728.940,58 /tahun, *Break Event Point* (BEP) berada pada 43,23%, ROI sebesar 20,40% dan POT selama 3,5 tahun. Analisa ekonomi menunjukkan bahwa pabrik gliserol dengan kapasitas 35.000 ton/tahun layak (*fleaksible*) didirikan.

## SUMMARY

The need for glycerol in Indonesia is increasing, this is because glycerol is a raw material used for various oleochemical industries, such as the cosmetics industry, pharmaceuticals and so on. The pre-design of the glycerol factory is planned to be established in Mamuju, West Sulawesi Province with a capacity of 35,000 tons/year. The raw materials used are Crude Palm Oil (CPO) and water. The establishment will begin in early 2025 and will operate in early 2027. The method used is fat splitting. In this process, CPO and water will be reacted into the fat splitting column reactor to produce glycerol and fatty acids.

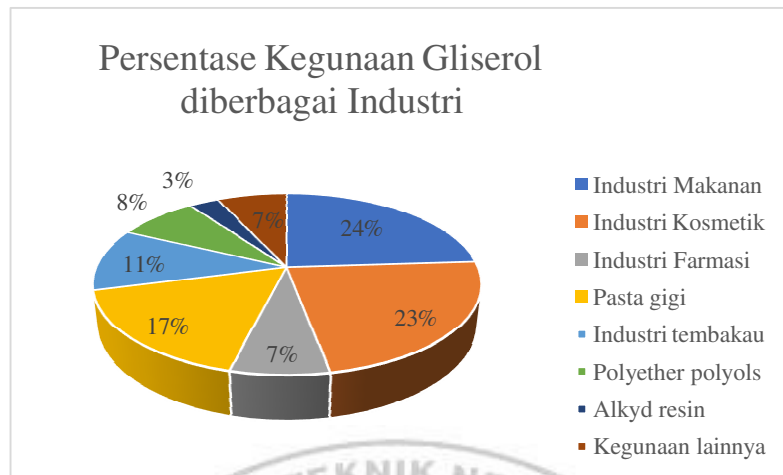
This company is a Limited Liability Company (PT) where the organizational structure applied in the company is a line organization. This company is led by a president director with 105 employees. The results of the economic analysis calculation show that the debt after tax is Rp. 342,778,120,391 / year, Break Event Point (BEP) is at 43,23%, ROI is 20,40% and POT for 3,5 years. Economic analysis shows that a glycerol factory with a capacity of 35,000 tons / year is feasible (flexible) to be established.

# BAB I PENDAHULUAN

## 1.1 Latar Belakang

Indonesia saat ini mengalami perkembangan pesat di sektor perindustrian ditunjukkan dengan Rencana Jangka Panjang Nasional (RPJPN) yang disusun oleh pemerintah. RPJPN ini diharapkan dapat mewujudkan kemandirian perekonomian nasional serta menaikkan pangsa pasar dalam negeri maupun luar negeri. Pada saat ini, salah satu industri berkembang adalah industri sawit yang mengolah kelapa sawit menjadi kebutuhan pokok (minyak sawit) dan industri lainnya untuk pengolahan lanjut. Gliserol adalah salah satu produk hasil pengolahan yang memanfaatkan kelapa sawit sebagai bahan baku. Pengolahan minyak kelapa sawit menjadi gliserol dapat meningkatkan nilai tambah produk dan memanfaatkan sumber daya alam yang melimpah. Berdasarkan Kementerian perdagangan (2023) nilai jual untuk minyak kelapa sawit mentah hanya mencapai Rp. 11.630/liter sementara hasil olahan minyak kelapa sawit menjadi gliserol mencapai Rp. 70.000/liter.

Gliserol, dikenal sebagai gliserin, merupakan triol paling sederhana. gliserol dapat ditemukan di semua minyak dan lemak alami dalam bentuk ester lemak dan merupakan *intermediate* terpenting dalam metabolisme organisme hidup. Gliserol memegang peranan penting dalam berbagai industri kimia, digunakan sebagai bahan baku dan bahan penunjang produk seperti pada industri farmasi, industri makanan, industri kosmetik, pasta gigi, larutan antibeku dan printer. Adapun market size gliserol diberbagai industri dapat dilihat pada gambar 1.1



Gambar 1.1 Proyeksi Market Size Gliserol

Dalam memenuhi kebutuhan bahan kimia sebagai bahan baku dan produk jadi, Indonesia masih bergantung pada negara lain, salah satunya adalah gliserol. Permintaan gliserol dari tahun ke tahun mengalami peningkatan. Menurut data Badan Pusat Statistik Indonesia (2022) periode 2018-2022, kebutuhan gliserol diperkirakan sekitar 12% per tahun. Berdasarkan data impor gliserol yang diperoleh BPS, kebutuhan impor gliserol mencapai 3.525,47 ton/tahun pada tahun 2022. Dari data tersebut terlihat bahwa kebutuhan gliserol di Indonesia masih bergantung pada impor. Hal ini menjadi tantang indonesia untuk membangun pabrik yang berdaya saing di pasar dalam dan luar negeri, sehingga berkontribusi terhadap peningkatan perekonomian negara. Dengan didirikannya pabrik ini, perekonomian Indonesia dapat meningkatkan, menghemat devisa negara dengan mengurangi ketergantungan terhadap impor dari negara lain dan dapat merangsang munculnya pabrik atau industri baru yang menggunakan gliserol sebagai bahan baku. Maka pabrik gliserol layak didirikan atas dasar pertimbangan:

1. Mengurangi jumlah impor gliserol untuk menghemat devisa negara.



2. Dapat diekspor untuk menambah devisa negara.
3. Meningkatkan perekonomian negara.
4. Membuka lapangan kerja baru sehingga dapat menyelesaikan masalah ketenagakerjaan.

## 1.2 Kapasitas Pabrik

### 1.2.1 Kapasitas Pabrik yang Telah Berdiri

Pertimbangan penentuan kapasitas produksi yang dibutuhkan dapat dilihat dari data impor, ekspor, dan konsumsi gliserol di Indonesia. Selain itu, pertimbangan lain juga dapat diperhatikan pada kapasitas produksi pabrik yang didirikan baik di dalam negeri maupun di luar negeri. Adapun kapasitas produksi pabrik dalam negeri ditunjukkan pada Tabel 1.1 dan kapasitas produksi pabrik diluar negeri ditunjukkan pada Tabel 1.2.

Tabel 1.1 Pabrik Gliserol di Indonesia

<b>Nama Pabrik</b>	<b>Lokasi</b>	<b>Kapasitas Produksi (ton/tahun)</b>
PT Sumi Asih	Bekasi	157.000
PT Unilever Indonesia	Surabaya	8.450
PT Bukit Perak	Semarang	1.440
PT Sayap Mas Utama	Bekasi	4.000
PT Sinar Oleochemical Int	Medan	12.250
PT Cisadane Raya Chemical	Tangerang	55.000
PT Wings Surya	Surabaya	3.500
PT Klk Dumai	Riau	26.500
PT Flora Sawita	Medan	54.000

Sumber: Kemenperin, 2020

Tabel 1.2 Pabrik Gliserol di Dunia

Nama Pabrik	Lokasi	Kapasitas Produksi (ton/tahun)
Procter & Gamble	Ivorydale, Ohio	72.727,27
Emery Olechemicals	Cincinnati, Ohio	29.545,45
Vamtag Olechemicals	Chicago, Illinois	27.272,73
Cargill	Iowa Falls, Iowa	17.045,45
	Kansas City, Missouri	13.636,36
BMC Brogenix	Memphis, Tennessee	13.636,36
WF	Montgomery, Illinois	13.636,36
Twin Rivers Technologies	Quincy, Massachusetts	12.727,27
Evonik	Mapleton, Illinois	9.090,91

Sumber: *Icis Chemical Business Americas*, 2020

Berdasarkan Tabel 1.1 kapasitas produk gliserol di Indonesia memiliki kapasitas minimum sebesar 1.440 ton/tahun dan kapasitas produksi maksimum sebesar 157.000 ton/tahun. Sedangkan skala global kapasitas produksi gliserol minimum sebesar 9.090 ton/tahun dan kapasitas produksi maksimum sebesar 72.727 ton/tahun.

### 1.2.2 Ketersediaan Bahan Baku

Pabrik yang akan didirikan harus mempertimbangkan *supply* bahan baku dalam memproduksi produk. Bahan baku yang digunakan akan lebih baik jika dapat dipenuhi dalam negeri. Pada perancangan pabrik gliserol ini, terdapat dua bahan baku utama yang digunakan:

#### 1. Minyak Kelapa Sawit Mentah atau *Crude Palm Oil* (CPO)

Kelapa sawit merupakan jenis tanaman golongan palm yang dapat menghasilkan minyak. Minyak kelapa sawit dapat dihasilkan dari inti kelapa sawit (*palm kernel oil*) dan minyak kelapa sawit mentah (*crude palm oil*). CPO adalah produk utama dalam pengolahan minyak sawit. Komponen utama dari CPO adalah

94 % triasilgliserol sedangkan sisanya yaitu asam lemak bebas sekitar 3-5 %, dan komponen minor 1% yang terdiri dari karotenoid, tokoferol, tokoretinol, sterol, fosfolipid, dan glikolipid (Ketaren, 2012). Ketersediaan bahan baku minyak kelapa sawit cukup melimpah di Indonesia. Berikut ini data ketersediaan bahan baku minyak kelapa sawit yang dapat diperoleh dari jumlah produksi di Indonesia sebagaimana ditunjukkan pada Tabel 1.3

Tabel 1.3 Ketersediaan Bahan Baku CPO yang ada di Indonesia

Perusahaan	Wilayah	Kapasitas (ton/tahun)
PT Wilmar Nabati Unit Dumai Pelintung	Riau	2.700.000
PT Ecogreen Oleochemicals	Batam	226.500.00
PT Astra Agro Lestari	Riau	1.095.000
PT Eagle High Plantations Tbk	Kalimantan	148.000.000
PT Cisade Sawit Raya Tbk	Sumatera	150.000.000
PT Andira Agro Tbk	Sumatera	27.663.000
PT Dharma Satya Nusantara Tbk	Kalimantan	112.600.00
PT Wilmar Nabati Unit Medan	Medan	1.496.500
PT Incasi Raya	Sumatera Barat	350.400.00
PT Manakarra Unggul Lestari	Mamuju	3.059.885
PT SDO Pulau Laut Refinery	Kalimantan Selatan	1.280.720
PT LDC	Lampung	620.500.000

Sumber: Direktorat Jedral.Industri.Argo.dan Kimia, 2018

### 1.2.3 Kapasitas Produksi

Kapasitas produksi perlu direncanakan untuk mendirikan suatu pabrik. Jumlah ini dapat memenuhi permintaan kebutuhan gliserol di dalam negeri maupun diluar negeri. Untuk mendirikan pabrik gliserol pada tahun 2027 diperlukan data lengkap mengenai data kebutuhan impor gliserol maupun ekspor gliserol. Adapun rumus yang digunakan untuk penentuan kapasitas pabrik adalah sebagai berikut:

$$X = X_0 (1 + i)^n \quad (1.1)$$

Dimana;

X : Jumlah kapasitas pada tahun pabrik didirikan

X<sub>0</sub> : Data terakhir

i : Rata-rata pertumbuhan

n : Selisih tahun pendirian pabrik (2027-2022 = 5 tahun) (Ulrich, 1984)

Penentuan kapasitas produksi gliserol dari minyak kelapa sawit mentah (CPO) ada beberapa factor yang perlu menjadi pertimbangan, yaitu kebutuhan gliserol dalam negeri maupun ekspor serta ketersediaan bahan baku.

### 1.2.3.1 Supply

#### 1. Impor Gliserol di Indonesia

Kebutuhan gliserol dari tahun ke tahun terus mengalami peningkatan karena adanya kebijakan *mandatory obligation* untuk memenuhi komsumsi dalam negeri maka dilakukan impor gliserol. Adapun data impor gliserol di Indonesia dapat dilihat pada Tabel 1.5

Tabel 1.4 Data Impor Gliserol di Indonesia

Tahun	Impor (ton/tahun)	Pertumbuhan
2018	5.505,57	-
2019	3.796,05	0,31051
2020	4.327,02	0,13987
2021	2.882,74	0,33378
2022	3.886,16	0,34876
<b>Rata-rata</b>	<b>4.079,51</b>	<b>0,22645</b>

Sumber: Badan Pusat Statistik, 2023

Data pada Tabel 1.5 diperoleh rata-rata persen kenaikan impor gliserol sebesar 22,64% sehingga besar impornya pada tahun 2027 diperkirakan:

$$X_1 = X_0 (1 + i)^n$$

$$X_1 = 3.886,16 (1 + 0,22645)^5 = 10.783,68 \text{ ton/tahun}$$

## 2. Produksi Gliserol

Gliserol merupakan bahan baku dalam pembuatan berbagai macam produk. Produksi gliserol berdasarkan data dari Badan Pusat Statistik (BPS) dapat dilihat pada Tabel 1.6

Tabel 1.5 Data Produksi Gliserol di Indonesia

Tahun	Produksi (ton/tahun)	Pertumbuhan
2018	14.189,04	-
2019	14.851,32	0,04668
2020	15.702,21	0,05729
2021	17.337,04	0,10411
2022	17.990,94	0,03772
<b>Rata-rata</b>	<b>16.014,11</b>	<b>0,06145</b>

Sumber: Kemenperin, 2018

Pada Tabel 1.6 rata-rata persen kenaikan produksi gliserol sebesar 6,14% sehingga besar ekspornya pada tahun 2027 diperkirakan:

$$X_2 = X_0 (1 + i)^n$$

$$X_2 = 17.990,94 (1 + 0,06145)^5$$

$$X_3 = 24.241.06 \text{ ton/tahun}$$

### 1.2.3.2 Demand

#### 1. Kebutuhan Gliserol di Indonesia

Konsumsi gliserol terus mengalami peningkatan tiap tahunnya. Adapun data konsumsi gliserol dapat dilihat pada Tabel 1.6

Tabel 1.6 Data Komsumsi Gliserol di Indonesia

Tahun	Konsumsi (ton/tahun)	Pertumbuhan
2018	5.032,01	-
2019	8.335,08	0,65641
2020	8.674,02	0,04066
2021	8.834,47	0,01873
2022	14.937,07	0,69039
<b>Rata-rata</b>	<b>9.162,93</b>	<b>0,35155</b>

Sumber: Kemenperin, 2018

Data pada Tabel 1.7 rata-rata persen kenaikan produksi gliserol sebesar 35,15% sehingga besar produksinya pada tahun 2027 diperkirakan:

$$X_3 = X_0 (1 + i)^n$$

$$X_3 = 14.937,07 (1 + 0,35155)^5$$

$$X_3 = 67.363,30 \text{ ton/tahun}$$

## 2. Kebutuhan Ekspor Gliserol

Indonesia juga masih mengekspor gliserol ke beberapa negara besar di dunia. Adapun data ekspor gliserol dapat dilihat pada Tabel 1.8

Tabel 1.7 Data Ekspor Gliserol di Indonesia

Tahun	Ekspor (.ton/tahun)	Pertumbuhan
2018	3.098,08	-
2019	4.842,34	0,56301
2020	5.806,31	0,19907
2021	6.624,17	0,14086
2022	7.834,74	0,18275
<b>Rata-rata</b>	<b>5.092,73</b>	<b>0,27142</b>

Sumber: Badan Pusat Statistik, 2023

Rata-rata persen kenaikan kebutuhan gliserol sebesar 27,14% ditunjukkan pada Tabel 1.8, sehingga kebutuhan pada tahun 2027 diperkirakan sebesar ( $X_4$ ):

$$X_4 = X_0 (1 + i)^n$$

$$X_4 = 7.834,74 (1 + 0,27142)^5$$

$$X_4 = 26.030,09 \text{ ton/tahun}$$

Berdasarkan hasil perhitungan, maka dapat diperkirakan peluang kapasitas produksi pabrik gliserol pada tahun 2027, yaitu:

$$\text{Peluang Kapasitas} = (\text{Ekspor} + \text{Konsumsi}) - (\text{Impor} + \text{Produksi})$$

$$\begin{aligned} \text{Peluang Kapasitas} &= (26.030,09 + 67.363,30) - (10.783,68 + 24.241,06) \\ &= 58.268,64 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

Peluang kapasitas pabrik yang telah dihitung, maka kapasitas pabrik gliserol yang akan didirikan pada tahun 2027 adalah 60% dari peluang kapasitas yang didapatkan yaitu sebesar 35.000 ton/tahun. Penentuan kapasitas pabrik ini ditetapkan dengan beberapa pertimbangan, antara lain:

1. Mengurangi jumlah impor gliserol sehingga menghemat devisa negara.
2. Ketersediaan bahan baku minyak kelapa sawit sangat banyak tanpa mengganggu kebutuhan pangan.
3. Dari tren grafik kebutuhan gliserol menunjukkan adanya peningkatan setiap tahunnya.
4. Dapat membantu perekonomian negara dengan mengurangi ketergantungan impor dari negara lain.

### **1.3 Penentuan Lokasi Pabrik**

Dalam merancang sebuah pabrik, pemilihan lokasi pabrik sangat menentukan keberlangsungan dan perkembangan suatu industri. Faktor-faktor yang umum dipertimbangkan dalam menentukan lokasi pabrik meliputi (Peters & Timmerhaus, 1991):

- a. Ketersediaan bahan baku

Lokasi pabrik hendaknya terletak dekat dengan sumber bahan baku dan daerah pemasaran agar pengangkutan dapat berlangsung dengan lancar sehingga dapat mengurangi biaya produksi. Kabupaten Mamaju Utara adalah daerah yang dipilih dalam pendirian pabrik. Karena pada pembuatan gliserol ada 2 bahan baku yang digunakan, yaitu CPO dan air.

b. Tenaga kerja

Tenaga kerja memiliki peran penting dalam pemilihan lokasi pabrik. Ketersediaan tenaga kerja yang memadai dapat memastikan kelancaran produksi dan menghindari kekosongan pekerjaan yang dapat mengganggu efisiensi produksi. Kabupaten Mamuju Utara merupakan kawasan yang dipilih dalam pendirian rancangan pabrik dan telah berdiri beberapa pabrik industri lainnya. Jumlah pencari kerja pada tahun 2023 di Kabupaten Mamuju Utara adalah 208.749 (BPS Kabupaten Mamuju, 2023). Tenaga kerja yang dibutuhkan di pabrik adalah tenaga kerja dengan pendidikan menengah dan vokasi. Namun faktor pengalaman kerja dan disiplin juga menjadi pertimbangan dalam merekrut pekerja untuk mendapatkan pekerja yang berkualitas dan bekerja sebagaimana mestinya.

c. Utilitas

Sumber energi merupakan faktor penting dalam menentukan lokasi suatu pabrik karena energi merupakan kebutuhan pokok dalam proses produksi. Pabrik harus memastikan ketersediaan akan sumber energi di lokasi pabrik yang dipilih, termasuk listrik dari jaringan listrik umum. Kebutuhan listrik industri di Kabupaten Mamuju sebagian besar dipenuhi oleh Perusahaan Listrik Negara (PLN). Sedangkan untuk kebutuhan bahan bakar diperoleh dari PT Pertamina terdekat dengan lokasi pendirian pabrik dan untuk kebutuhan air diperoleh dari sungai yang terletak di dekat lokasi pabrik.



d. Pemasaran produk

Pemasaran memainkan peran penting dalam proses penentuan lokasi pabrik karena lokasi pabrik yang di pilih akan memengaruhi strategi pemasaran. Lokasi yang strategis dapat memungkinkan suatu pabrik lebih mudah mencapai konsumen potensial, mengurangi biaya distribusi, dan meningkatkan efektivitas pemasaran produk. Mamuju utara merupakan daerah yang dipilih pada rancangan pabrik dengan mempertimbangkan Rencana pemerintah pusat untuk memindahkan ibu kota dari DKI Jakarta ke pulau Kalimantan sangat mendukung pendirian pabrik tersebut. Jika dilihat dari letak geografis pulau Kalimantan dekat dengan kabupaten Mamuju utara sehingga memudahkan proses pemasarannya.

e. Keadaan iklim dan Cuaca ( Lingkungan)

Di daerah pilihan lokasi pabrik, yaitu Mamuju mengalami variasi iklim sepanjang tahun. Berdasarkan data BPS pada tahun 2023 kabupaten Mamuju utara memiliki curah hujan tertinggi sekitar 330 mm.

f. Sarana transportasi

Transportasi memiliki peran krusial dalam penentuan lokasi pabrik. Lokasi pabrik yang tepat dapat meningkatkan efisiensi operasional, mengurangi biaya logistik, dan memperluas jangkauan pasar. Sebaiknya lokasi pabrik yang dipilih harus dapat diakses oleh jaringan transportasi utama, seperti jalur darat, laut maupun udara. Di wilayah Mamuju utara, permasalahan transportasi darat dapat teratasi dengan adanya jalan raya antarprovinsi. Sedangkan transportasi laut dapat dipenuhi dengan ketersediaan pelabuhan (Pelabuhan Belang-belang)

dan transportasi udara dapat melalui Bandara Mamuju (Bandara Tampa Padang).

g. Landasan hukum (Perpajakan dan pembatasan hukum)

Landasan hukum penentuan lokasi pabrik bervariasi tergantung pada yurisdiksi dan negara tempat perusahaan beroperasi. Secara umum, penentuan lokasi pabrik harus memenuhi berbagai peraturan dan kebijakan yang berkaitan dengan berbagai aspek, termasuk perizinan, lingkungan, ketenagakerjaan dan zonasi. Menurut pasal 17 ayat 6 PP NO. 17 Tahun 2021 menyatakan bahwa pengembangan Sektor industri kimia sangat menguntungkan. Wilayah tersebut memiliki infrastruktur pendukung terintegrasi yang dapat mendorong perkembangan industri kimia sehingga dapat menarik investasi bernilai tinggi dan menciptakan lapangan kerja.

Dengan berbagai pertimbangan, pabrik gliserol berbahan dasar minyak kelapa sawit akan didirikan di Mamuju, provinsi Sulawesi Barat. Pemilihan lokasi ini didasarkan pada pertimbangan praktis dan menguntungkan dari sudut pandang ekonomi dan teknis. Selain itu, Mamuju Utara merupakan salah satu daerah penghasil kelapa sawit terbesar di Pulau Sulawesi.



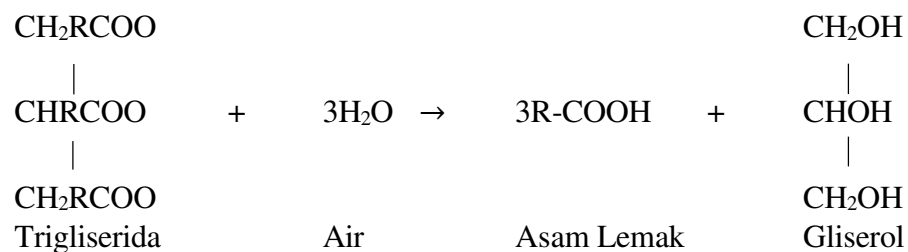
Gambar 1.2 Peta Lokasi Pendirian Pabrik Gliserol  
(Sumber: *Google Earth*, 2024)

### 3.1 Tinjauan Proses

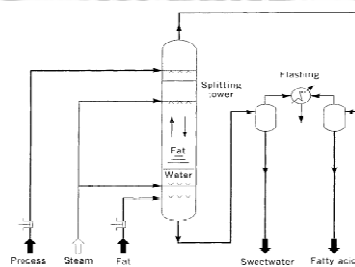
Pemilihan proses adalah bagian yang paling krusial dalam merancang suatu pabrik. Pada dasarnya, produksi gliserol merupakan produk sampingan dari pengolahan lemak dan minyak, baik tumbuhan maupun hewan. Ada beberapa metode dalam proses produksi gliserol, yaitu:

#### 1.4.1 *Fat Splitting*

*Fat splitting* merupakan metode hidrolisis trigliserida dari lemak dan minyak dengan meningkatkan suhu dan tekanan untuk menghasilkan asam lemak dan gliserol. Berikut reaksi hidrolisis trigliserida:



*Fat splitting* (pemisahan lemak) pada dasarnya adalah reaksi homogen yang terjadi secara bertahap. Dimana asam lemak berubah dari trigliserida menjadi mono secara bergantian. Pemisahan yang tidak sempurna akan mengandung monogliserida dan digliserida serta trigliserida. Proses *fat splitting* meliputi 3 tahap. Pada tahap awal, reaksi berlangsung lambat karena rendahnya kelarutan air dalam minyak. Pada tahap kedua, reaksi berlangsung lebih cepat karena asam lemak lebih larut dalam air. Tahap akhir ditandai dengan berkurangnya laju reaksi ketika asam lemak bebas dan gliserin mencapai kesetimbangan. *Fat splitting* adalah reaksi *reversibel*. Pada kondisi kesetimbangan, laju hidrolisis dan pra-esterifikasi adalah sama. Jika suhu dan tekanan meningkat maka reaksi akan berlangsung lebih cepat karena kelarutan air dalam fasa minyak meningkat dan energi aktivasi semakin tinggi. Pada proses ini suhu sangat memberikan pengaruh yang disignifikan. Peningkatan suhu operasi dari 150°C ke 220°C akan meningkatkan kelarutan air dua kali atau tiga kali lipat. Adanya asam mineral dalam jumlah yang kecil seperti asam sulfat, oksida logam (seperti magnesium oksida atau seng) akan mempercepat proses pemisahan. Oksida logam ini juga berperan sebagai katalis yang akan membantu dalam pembentukan emulsi (*Bailery, 1951*).



Gambar 1.3 Diagram Proses Fat Splitting

(Sumber:*Bailery, 1951*)

Menurut pendapat Shreve dalam buku Bailey tahun 1986, ada tiga cara pembuatan gliserol melalui proses *fat splitting*. Klasifikasi ini didasarkan pada perbedaan bahan baku yang digunakan. Ketiga cara tersebut adalah:

a. *Twitchell*

Dalam proses Twitchell, minyak dihidrolisis secara batch pada suhu 100-105°C, dengan tekanan vakum, sehingga konversinya menjadi 85-98% dan waktu retensi adalah 12-48 jam. Proses ini menggunakan katalis asam *alkyl aryl sulfonic* atau *cycloaliphatic sulfonic acid*. Proses hidrolisis dilakukan dalam dua tahap dengan arah berlawanan, menggunakan reaktor tangki berpengaduk. Gliserol akan dipisahkan dari asam lemak di dasar tangki hidrolisis. Selama waktu ini, asam lemak dan katalis akan keluar melalui bagian atas. Produk dasar reaktor disebut *sweetwater* dan memiliki kandungan gliserol sekitar 15%. Untuk menetralkan asam lemak recampur dalam produk dan memekatkan gliserol hingga konsentrasi yang diinginkan, dilakukan proses lain yaitu netralisasi, filtrasi, evaporasi, distilasi dan kondensasi. (Bailey, 1951).

b. *Batch Autoclave*

*Batch Autoclave* merupakan suatu proses yang melibatkan hidrolisis asam lemak pada fase cair menggunakan katalis seng oksida (ZnO) dan magnesium oksida (MgO) atau tanpa katalis. Proses ini akan menghasilkan konversi 98%. Reaksi hidrolisis tanpa katalis berlangsung pada suhu 220-240°C dan tekanan 29-31 atm dengan waktu tinggal 2-4 jam. Reaksi hidrolisis menggunakan katalis berlangsung pada suhu 150-175°C, tekanan 52-100 atm dengan waktu retensi 5-10 jam. (Bailey, 1951).

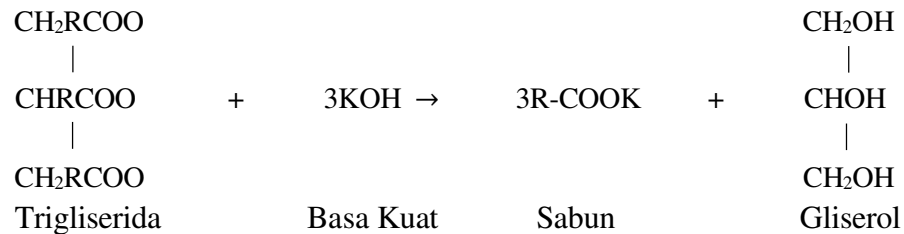
c. *Continuous*

Selama proses ini, minyak akan dihidrolisis pada suhu 250°C dengan tekanan 40-50 atmosfer. Proses memiliki sebesar konversi 99% dengan waktu tinggal 2-3 jam. Reaksi hidrolisis dapat berlangsung dengan atau tanpa katalis. Proses ini dilakukan dalam reaktor arus berlawanan pada suhu dan tekanan tinggi. Reaksi yang terjadi di dalam reaktor sama dengan yang terjadi pada proses *twitchell*, bedanya tidak menggunakan katalis. Jenis reaktornya pun berbeda-beda, yakni berbentuk tower dengan ketinggian tertentu. Produk pada bagian atas dan bawah reaktor serupa dengan proses *twitchell*. Produk gliserol diambil dari bawah reaktor dan kemudian dipekatkan menggunakan evaporator efek *multistage*. Proses selanjutnya adalah menetralkan sisa kandungan asam lemak dengan basa kemudian melakukan penyaringan untuk memisahkan produk gliserol dari sisa garam. Tentu saja kemurnian gliserol yang diperoleh berkurang dengan adanya air dari larutan basa penetral, dari reaksi netralisasi itu sendiri, dan dari air pembilasan dalam filter. Oleh karena itu, harus dikondensasikan menggunakan evaporator sebelum disimpan dalam tangki produk. Menara fat splitting column memiliki volume kosong sebagai tempat terjadinya reaksi. Fedd minyak melalui dasar kolom menuju keatas, sementara air masuk pada bagian atas kolom dan mengalir melwati fase minyak munuju kebawah. Air masuk melalui puncak kolom memiliki perbandingan rasion 40-50% dari berat minyak (*Bailery, 1951*).

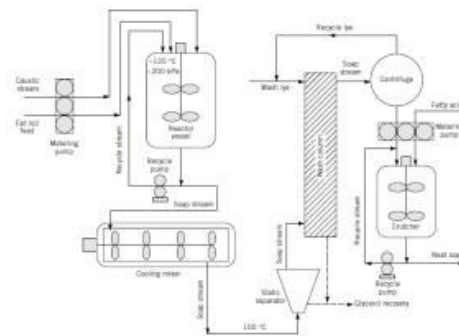
#### 1.4.2 Saponifikasi

Proses saponifikasi merupakan salah satu proses pembuatan gliserol dan minyak dan lemak yang direaksikan dengan soda kaustik atau Kalium Hidroksida

(KOH) menghasilkan sabun. Berikut ini adalah reaksi yang terjadi pada proses saponifikasi:



Lemak dan minyak dapat disaponifikasi dengan proses *full boiling*. Proses saponifikasi diawali dengan campuran lemak dan minyak diumpankan ke dalam ketel bersama dengan soda kaustik dengan konsentras tertentu, dan beserta penambahan garam. Campuran dipanaskan dengan energi tinggi, menggunakan *closed steam coils*, sehingga proses saponifikasi selesai. Jumlah soda kaustik yang ditambahkan sengaja dibuat kurang dari kebutuhan stoikiometri, untuk memastikan pengurangan sabun alkali yang mengandung gliserin agar memiliki alkalinitas minimum. Soda kaustik dalam sabun alkali dinetralkan selama treatment selanjutnya. Garam yang digunakan dalam alkali diperlukan untuk menjaga sabun pada daerah butir dan memudahkan pemisahan sabun dan alkali, Tahap terakhir adalah dekantasi dan melanjutkan ke tahap pengolahan gliserin. Pada proses ini sabun akan terus dipanaskan dan dicuci kembali beberapa kali hingga proses saponifikasi selesai dan disertai dengan proses ekstraksi gliserin. Pendidihan sabun secara terus menerus banyak dilakukan dengan menggunakan *multiple washing* atau sentrifugal. Tujuannya adalah untuk mengoptimalkan *recovery* gliserin (Bailey's, 1951).



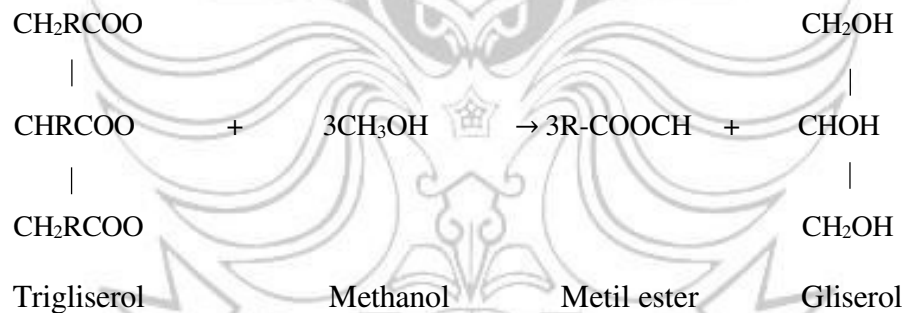
Gambar 1.4 Diagram Proses Saponifikasi

(Sumber: *Bailery, 1951*)

### 1.4.3 Transesterifikasi

Transesterifikasi merupakan proses pembuatan gliserol dari lemak dan minyak yang direaksikan dengan methanol berlebih dan menggunakan katalis.

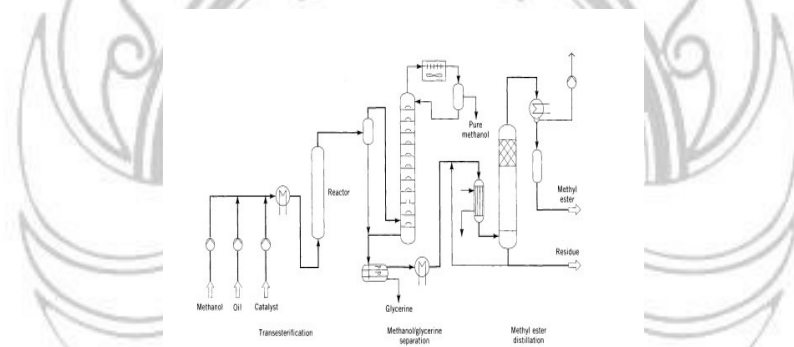
Reaksi transesterifikasi:



Proses transesterifikasi dapat dilakukan secara batch pada tekanan atmosfer dan pada suhu 60-70°C dengan methanol berlebih dan menggunakan katalis basa. Pada kondisi reaksi ringan memerlukan penghilangan asam lemak bebas dari minyak dengan penyulingan atau pre-esterifikasi sebelum transesterifikasi. *Pretreatment* ini tidak diperlukan jika reaksi dilakukan dibawah tekanan tinggi (9000 kPa) dan suhu tinggi (240°C). Dalam kondisi tersebut, esterifikasi dan transesterifikasi berlangsung secara bersamaan. Setelah reaksi selesai, campuran



akan diendapkan. Pada bagian bawah diambil lapisan gliserin, sedangkan lapisan metil ester diambil pada bagian atas. Metil ester yang diperoleh harus dicuci terlebih dahulu untuk menghilangkan sisa gliserin sebelum melanjutkan ke proses berikutnya. Pada proses ini metanol dapat diperoleh kembali di kondensor, kemudian di pompa ke kolom pemurnian untuk dilakukan pemurnian dan daur ulang. Proses transesterifikasi kontinu cocok untuk kebutuhan kapasitas tinggi. Tergantung pada kualitas bahan bakunya, peralatan dapat dirancang untuk beroperasi pada tekanan tinggi dan suhu tinggi atau pada tekanan atmosfer dan suhu sedikit meningkat. (*Bailey's, 1951*).



Gambar 1.5 Diagram Proses Transesterifikasi  
(Sumber: *Bailey, 1951*)

Untuk menentukan proses yang akan dipilih pada proses pembuatan gliserol dari minyak kelapa sawit dapat dilihat pada Tabel 1.9 Perbandingan proses pembuatan gliserol.

Tabel 1.8 Perbandingan Proses Pembuatan Gliserol

Spesifikasi	Proses				
	<i>Twitchell</i>	<i>Fat splitting</i>		Saponifikasi	Transesterifikasi
		Batch Autoclave	Continuous		
Konversi	98%	98%	99%	90%	90%
Tekanan	55 atm	52-100 atm	40-50 atm	Atmosfer	Atmosfer
Suhu	100-105°C	100-175°C	250°C	100-105°C	60-70°C
Biaya	Murah	Murah	Murah	Murah	Mahal
Waktu Reaksi	12-48 jam	5-10 jam	2-3 jam	5-12 jam	6-12 jam
Komposisi	CPO, Air dan Katalis	CPO, Air dan Katalis	CPO dan Air	Minyak/ lemak dan KOH	Minyak/ lemak, methanol dan katalis

Sumber: Falth Keyes, 1960, Jannah & Annisa, 2022

Berdasarkan perbandingan proses pembuatan gliserol pada Tabel 1.9, maka dipilihlah proses *fat splitting* karena proses yang akan dilakukan adalah proses hidrolisis antara trigliserida dari *Crude Palm Oil* (CPO) dengan air. Air adalah bahan yang ketersediaanya melimpah dan murah, serta kemurnian produk akhir mencapai  $\pm 99\%$ . Dalam proses *fat splitting* terdiri dari 3 metode, maka dibandingkan lagi antara 3 metodenya yaitu: *twitchell*, *batch autoclave*, dan *continuous fat splitting*. Dari ketiga metode tersebut dipilih metode *continuous fat splitting* dengan mempertimbangkan konversinya mencapai  $\pm 99\%$ , waktu reaksinya relative singkat (2-3 jam) dan dapat berlangsung tanpa tambahan katalis serta biaya material tidak terlalu mahal.

## BAB II PEMILIHAN DAN URAIAN PROSES

### 2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

Spesifikasi Bahan Baku dan Produk dalam pra pabrik merupakan salah satu hal yang perlu diperhatikan. Adapun spesifikasi bahan baku dan produk sebagai berikut:

#### 2.1.1 Spesifikasi Bahan Baku

##### a. *Crude Palm Oil* (CPO)

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

Komponen	Kandungan (%)
Trigliserida	95,63
Asam lemak bebas	4
Air	3

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

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

Komponen	Kadar (%)
Asam Myristic	1,5
Asam Palmitic	47,9
Asam Stearic	4,2
Asam Oleic	37
Asam Linoleic	9,4

Sumber: Oktaviana, 2023

Menurut *Perry* (2008), spesifikasi *Trigliserida* sebagai berikut:

Rumus molekul :  $C_3H_5(COOR)_3$

Berat molekul : 843,9 kg/kmol

*Specific gravity* (pada suhu 30°C) : 915,8 kg/m<sup>3</sup>

Indeks bias (pada suhu 50°C) : 1,445-1,456

Titik didih : 240°C

Titik leleh : 37,5°C

Titik beku : 35-42°C

Wujud : Cairan

Sifat-sifat kimia

### 1. Hidrolisis

Reaksi hidrolisis antara minyak dan air akan menghasilkan asam lemak/*fatty acid* dan gliserol, dengan reaksi:



### 2. Interesterifikasi

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



### 3. Saponifikasi

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



### b. Air

Menurut *perry (2008)* air memiliki sifat-sifat fisika sebagai berikut:

Rumus molekul : H<sub>2</sub>O

Berat molekul : 18,0153 g/mol

Densitas : 995,7 kg/m<sup>3</sup>

Titik didih : 100°C

Titik leleh : 0°C

Temperatur kritis	: 374,15°C
Tekanan kritis	: 218,3074 atm
Wujud	: Cairan
Bau	: Tidak berbau

Sifat-sifat kimia:

Reaksi hidrolisis antara minyak atau lemak dengan air akan menghasilkan asam lemak dan gliserol, reaksinya sebagai berikut:



### 2.1.2 Spesifikasi Produk

#### a. Gliserol

Menurut *Perry (2008)*, spesifikasi gliserol adalah sebagai berikut:

Rumus Molekul	: $\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3$
Berat Molekul	: 92,09 g/mol
Densitas	: 1.087,155 kg/m <sup>3</sup>
Viskositas	: 1,5 Pa.s
Titik didih (760 mmHg)	: 290°C
Titik leleh	: 46,5°C
Kapasitas kalor	: 0,5795 cal/gm°C
Indeks bias	: 1,47399
Wujud	: Cairan

## Sifat-sifat kimia

### 1. Hidrolisis

Reaksi hidrolisis antara minyak atau lemak dengan air akan menghasilkan asam lemak dan gliserol, reaksinya sebagai berikut:



### 2. Saponifikasi

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



### 3. Interesterifikasi

Ester beralkohol rendah diperoleh dengan mereaksikan alkohol secara langsung dengan lemak untuk menghasilkan gliserol, biasanya menggunakan katalis alkali, reaksi ini disebut alkoholisis. Reaksinya adalah sebagai berikut:



### b. *Fatty Acid*

Menurut Oktovina (2023), spesifikasi asam lemak adalah sebagai berikut:

Rumus Molekul	: RCOOH
Berat Molekul	: 268,6 kg/kmol
Titik didih	: 215°C (pada 15 mmHg)
Titik leleh	: 63-64°C
Densitas	: 0,853 kg/cm <sup>3</sup>

Sifat-sifat kimia:

### 1. Interesterifikasi

Ester beralkohol rendah diperoleh dengan mereaksikan alcohol secara langsung dengan lemak untuk menghasilkan gliserol, biasanya menggunakan katalis alkali, reaksi ini disebut alkoholisis. Reaksinya adalah sebagai berikut:



### 2. Saponifikasi

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



### 3. Hidrolisis

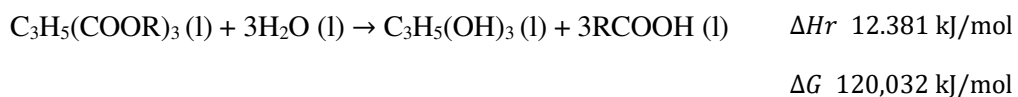
Reaksi hidrolisis antara minyak atau lemak dengan air akan menghasilkan asam lemak dan gliserol, reaksinya sebagai berikut:



## 2.2 Konsep Proses

### 2.2.1 Dasar Reaksi

Pada proses pembuatan gliserol dengan metode *continuous fat splitting* memiliki dasar reaksinya adalah sebagai berikut (Bailery, 1951):



### 2.2.2 Kondisi Operasi

Reaksi ini berlangsung pada suhu 250°C dan tekanan 41- 48 atm. Konversi yang diperoleh pada proses saponifikasi sebesar 99% (Falth Keyes, 1960).

### 2.2.3 Panas Reaksi ( $\Delta H_r$ )

Suatu reaksi kimia dapat diklasifikasikan sebagai reaksi eksotermis atau endotermis dengan perhitungan panas pembentukan reaksi standar ( $\Delta H_r$ ). Jika nilai  $\Delta H_r$  bernilai positif maka reaksi tersebut bersifat endotermis. Namun, jika  $\Delta H_r$  bernilai negatif maka reaksi tersebut bersifat eksotermis. Pada proses pembuatan gliserol terjadi reaksi pembentukan. Perhitungan  $\Delta H_r$  dilakukan pada  $P = 1 \text{ atm}$  dan  $T = 298,15 \text{ K}$ .

$$\Delta H_{298,15}^{\circ} = \Delta H_{\text{produk}}^{\circ} - \Delta H_{\text{reaktan}}^{\circ} \quad (2.1)$$

Harga  $\Delta H_f^{\circ}$  tiap komponen pada suhu 298,15 K dapat dilihat pada Tabel 2.1 berikut:

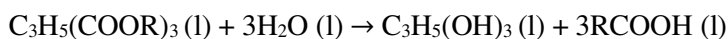
Tabel 2.3 Nilai  $\Delta H_f^{\circ}$  (kJ/mol) Komponen

Komponen	$\Delta H_f^{\circ}$ (kJ/mol)
$\text{C}_3\text{H}_5(\text{COOR})_3$	-382,456
$\text{H}_2\text{O}$	-68,317
$\text{C}_3\text{H}_5(\text{OH})_3$	-159,10
$\text{RCOOH}$	-138,642

Sumber: Yaws, Appendix

Menentukan panas pembentukan ( $\Delta H_f^{\circ}$ ) pada kondisi standar (Smith, Van Ness and Abboutt, 2005).

Reaksi yang terjadi:



$$\begin{aligned} \Delta H_{298,15}^{\circ} &= \Delta H_{\text{produk}}^{\circ} - \Delta H_{\text{reaktan}}^{\circ} \\ &= (\Delta H_{\text{C}_3\text{H}_5(\text{OH})_3}^{\circ} + 3 \Delta H_{\text{RCOOH}}^{\circ}) - (\Delta H_{\text{C}_3\text{H}_5(\text{COOR})_3}^{\circ} + 3\Delta H_{\text{H}_2\text{O}}^{\circ}) \\ &= (1(-159,10 \text{ kJ/mol}) + 3(-138,642 \text{ kJ/mol}) - (1(-382,456 \text{ kJ/mol}) + 3(-68,317 \text{ kJ/mol})) \\ &= (-575,026 \text{ kJ/mol}) - (-587,407 \text{ kJ/mol}) \\ &= 12,381 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$



Karena harga  $\Delta H_{298,15}^{\circ}$  positif, maka reaksi bersifat endotermis atau menyerap panas atau membutuhkan panas, sehingga untuk menjaga agar reaksi tetap berlangsung pada kondisi proses perlu ditambahkan panas atau mendapatkan *supply* panas dari luar.

#### 2.2.4 Energi Bebas Gibbs ( $\Delta G^{\circ}$ )

Penentuan energi bebas gibbs suatu reaksi dilakukan untuk mengetahui spontanitas suatu proses reaksinya. Apabila hasil perhitungan  $\Delta G^{\circ}$  bernilai positif maka reaksi tersebut berlangsung secara tidak spontan. Namun apabila hasil perhitungan  $\Delta G^{\circ}$  bernilai negatif maka reaksi tersebut berlangsung secara spontan. Pada proses pembuatan gliserol reaksi pembentukannya berlangsung pada tekanan 1 atm dan suhu 298,15°K.

$$\Delta G_{298,15}^{\circ} = \Delta G_{\text{produk}}^{\circ} - \Delta G_{\text{reaktan}}^{\circ} \quad (2.2)$$

Harga  $\Delta G_{298,15}^{\circ}$  tiap komponen pada suhu 298,15 K dapat dilihat pada Tabel 2.4 berikut:

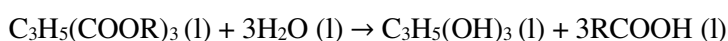
Tabel 2.4 Nilai  $\Delta G_{298,15}^{\circ}$  (kJ/mol) Komponen

Komponen	$\Delta G_{298,15}^{\circ}$ (kJ/gmol)
$C_3H_5(COOR)_3$	-84,842
$H_2O$	-59,690
$C_3H_5(OH)_3$	-113,650
$RCOOH$	-90,098

Sumber: Yaws, Appendix

Menentukan panas pembentukan ( $\Delta G_{298,15}^{\circ}$ ) pada kondisi standar (Smith, Van Ness and Abbott, 2001):

Reaksi yang terjadi:



$$\Delta G_{298,15}^{\circ} = \Delta G^{\circ} - \Delta G^{\circ}$$

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

$$= (1(-113,650 \text{ kJ/mol}) + 3(-90,098 \text{ kJ/mol}) - (1(-84,842 \text{ kJ/mol}) + 3(-59,690 \text{ kJ/mol}))$$

$$= -120,032 \text{ kJ/mol}$$

Karena harga  $\Delta G_{298,15}^{\circ}$  negatif, maka reaksi berlangsung secara spontan.

### 2.2.5 Konstanta Keseimbangan Energi

Perhitungan harga konstanta keseimbangan (K) dapat ditinjau dari rumus sebagai berikut:

$$\Delta G^{\circ} = -RT \ln K \quad (2.3)$$

Atau

$$K = e^{-\Delta G^{\circ}/RT} \quad (2.4)$$

Dimana:

$\Delta G^{\circ}$  : Energi bebas Gibbs Standar (kJ/mol)

R : Tetapan gas ideal ( $8,134 \times 10^{-3}$  kJ/mol.K)

K : Konstanta Keseimbangan (S, K Dogra & S. Dogra, 1990)

Dari persamaan diatas dapat dihitung konstanta keseimbangan pada  $T_{\text{referensi}}=298 \text{ K}$  adalah sebagai berikut:

$$\Delta G^{\circ} = -RT \ln K$$

$$K_{298,15} = e^{-\Delta G^{\circ}/RT}$$

$$= e^{-\frac{-120,032 \text{ kJ/mol}}{(8,134 \times 10^{-3} \text{ kJ/mol.K} \times 298 \text{ K})}}$$

$$= 1,0975 \times 10^{21}$$

Reaksi dijalankan pada temperature 250°C, sehingga harga konstanta keseimbangan  $K$  pada temperature 250°C (523,15°K) dapat dihitung dengan persamaan sebagai berikut:

$$\frac{d \ln K}{dT} = - \frac{\Delta H^{\circ}R}{T^2} \quad (2.5)$$

Jika persamaan tersebut diintegrasikan menjadi:

$$\ln \left( \frac{K}{K_{298}} \right) = - \frac{\Delta H^{\circ}R}{R} \left[ \frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right] \quad (2.6)$$

Dimana:

$K_{298}$  : Konstanta keseimbangan pada  $T = 298$  K

$K$  : Konstanta keseimbangan pada suhu operasi

$T_1$  : Suhu standar (25°C = 298 K)

$T_2$  : Suhu operasi (250°C = 523,15 K)

$R$  : Tetapan gas ideal ( $8,314 \times 10^{-3}$  kJ/mol.K)

$\Delta H^{\circ}$  : Panas reaksi standar pada  $T = 298$  K

Pada suhu operasi besarnya konstanta keseimbangan sebagai berikut:

$$\ln \left( \frac{K_{523,15}}{K_{298}} \right) = - \frac{\Delta H^{\circ}R}{R} \left[ \frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right]$$

$$\ln \left( \frac{K_{523,15}}{1,0975 \times 10^{21}} \right) = - \frac{12,387 \text{ kJ/mol}}{8,314 \times 10^{-3} \text{ kJ/mol}} \left[ \frac{1}{523,15} - \frac{1}{298} \right]$$

$$\ln \left( \frac{K_{523,15}}{1,0975 \times 10^{21}} \right) = 2.15172$$

$$\frac{K_{523,15}}{1,0975 \times 10^{21}} = e^{2.15172}$$

$$\frac{K_{523,15}}{1,0975 \times 10^{21}} = 8.59963$$

$$K_{353} = 9.4381 \times 10^{21}$$

Dari perhitungan harga k suhu diperoleh  $k > 1$  sehingga produk tidak dapat menjadi reaktan, diasumsikan bahwa reaksi bersifat *irreversible*.

### 2.3 Langkah Proses

Proses pembuatan gliserol dengan bahan baku minyak kelapa sawit mentah (CPO) dan air dapat dibagi menjadi 3 tahapan proses, yaitu tahap persiapan bahan baku, tahap *fat splitting*, dan pemurnian gliserol.

#### 2.3.1 Unit Persiapan Bahan Baku

Tahap persiapan bahan baku bertujuan untuk menyesuaikan kondisi Crude Palm Oil (CPO) sebelum dimasukkan ke dalam menara reaksi fat splitting, yang merupakan tempat terjadinya hidrolisis. CPO disimpan dalam tangki vertikal silinder selama 1 hari dengan suhu 30°C dan tekanan 1 atm untuk mengatur laju alirnya. Selanjutnya, CPO dipompa dan dipanaskan menggunakan heater (H-01) hingga mencapai suhu 80°C. Setelah itu CPO akan dikompessor untuk menaikkan tekanan dari 1 atm menjadi 40 atm. Proses fat splitting juga didukung oleh injeksi steam langsung, menggunakan superheated steam pada suhu 250°C dan tekanan 49 atm (4.964,925kPa) yang disuntikkan ke bagian atas, tengah, dan bawah menara. Penambahan steam dilakukan untuk menjaga suhu dan tekanan operasional yang telah ditetapkan serta memastikan bahwa air tetap dalam fase cair.

#### 2.3.2 Unit Pembentukan Produk

Reaksi antara Crude Palm Oil (CPO) dan air terjadi di dalam fat splitting column (FSC-01), yang beroperasi pada suhu 250°C dan tekanan 40 atm dengan waktu reaksi selama 2 jam. Air digunakan dalam rasio 45% dari berat CPO. Reaksi ini bersifat endotermis, sehingga steam digunakan sebagai pemanas di dalam fat

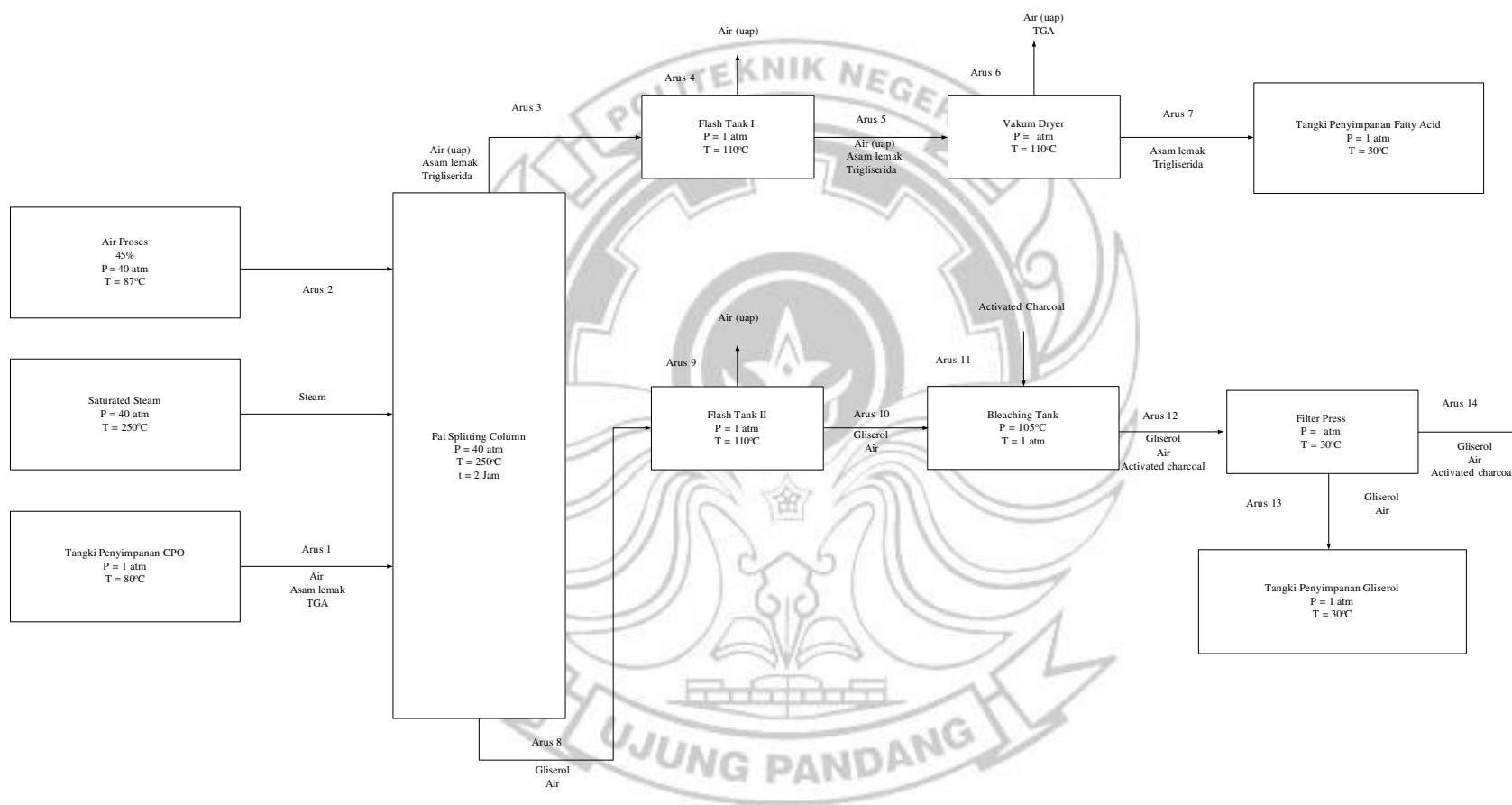
splitting column (FSC-01). Hasil atas dari fat splitting column (FSC-01), yaitu asam lemak, disimpan di flash tank I (FT-01), sementara hasil bawahnya juga berupa gliserol akan ditampung di flash tank II (FT-02). Flash tank berperan dalam mengurangi kadar air, menurunkan tekanan, dan sebagai tempat penyimpanan sementara produk.

### 2.3.3 Unit Pemurnian Gliserol

Asam lemak dari flash tank I (FT-01) akan dialirkan ke vacuum dryer (VD-01) untuk membantu memisahkan air dari produk. Hasil dari vacuum dryer (VD-01), yaitu asam lemak didinginkan terlebih dahulu, lalu akan disimpan dalam tangki penampung asam lemak (TP-04) sebagai produk sampingan. Sementara itu, gliserol yang diambil dari bagian bawah menara akan ditampung dalam flash tank II (FT-02).

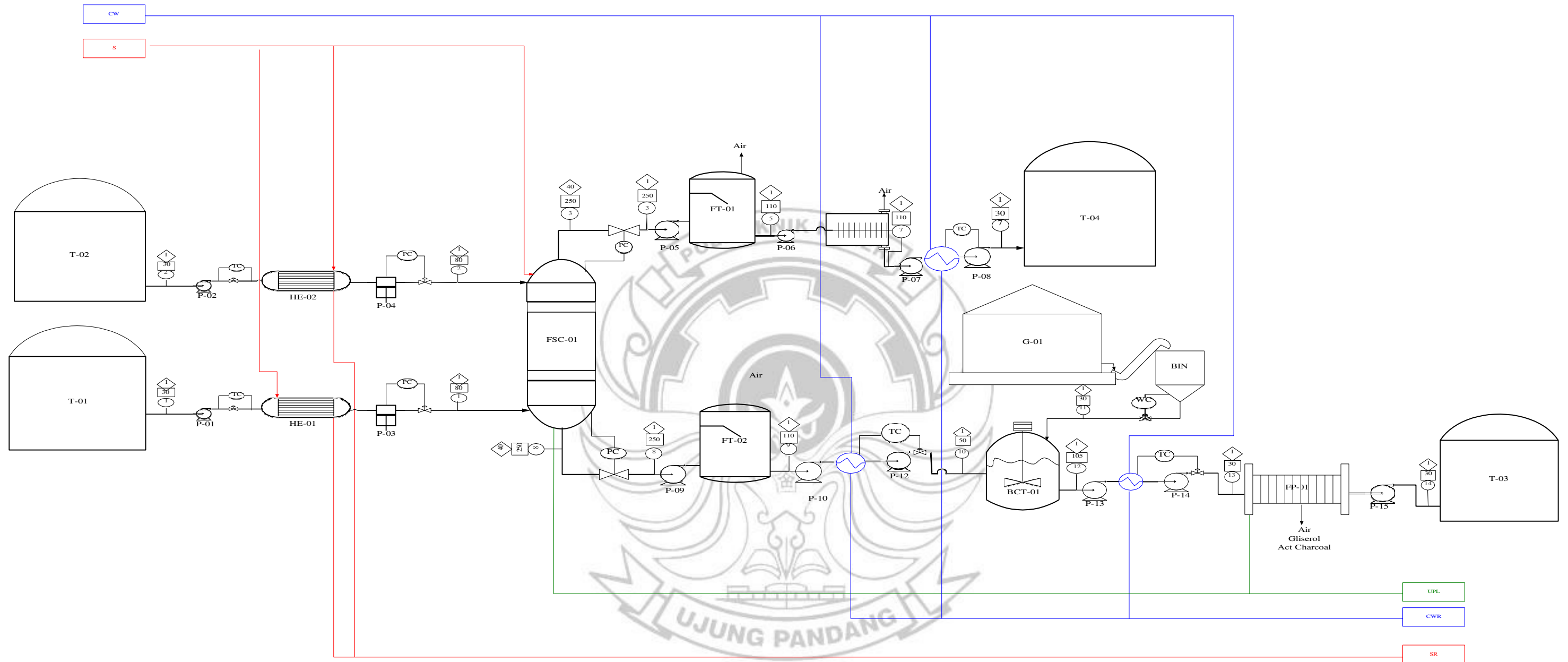
Gliserol dari flash tank II (FT-02) kemudian mengalir ke bleaching tank (BT-01). Bleaching tank ini berfungsi untuk membersihkan warna gliserol menggunakan activated charcoal. Selanjutnya, untuk menghilangkan activated charcoal yang masih terikut dalam gliserol, proses dilakukan dengan menggunakan filter press (FP-01) sebagai tahap terakhir. Gliserol akhirnya disalurkan ke dalam tangki penyimpanan produk gliserol (TP-03).

## 2.4 Diagram Alir Kulitatif




Gambar 2. 1 Diagram Alir Kualitatif

## PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM



Simbol	Keterangan	Simbol	Keterangan
T	Tangki Penyimpanan	G	Gudang Penyimpanan
P	Pompa	CL	Cooler
H	Heater	BT	Bleaching Tank
EXV	Expansion Valve	FP	Filter Press
FSC	Fat Splitting Coloumn	BIN	BIN Activated Charcoal
FT	Flash Tank	BE	Bucket Elevator
VD	Vakum Dryer		

Simbol	Keterangan	Simbol	Keterangan	Simbol	Keterangan
○	Nomor Arus	TC	Temperature Control	— (Blue)	Cooling water
□	Suhu (°C)	PC	Pressure Control	— (Red)	Steam
◇	Tekanan (atm)	WC	Weight Control	— (Green)	Limbah



**JURUSAN TEKNIK KIMIA**  
**PRODI D4 TEKNOLOGI REKAYASA KIMIA BERKELANJUTAN**  
**POLITEKNIK NEGERI UJUNG PANDANG**

**PRA RANCANGAN PABRIK GLISEROL METODE FAT SPLITTING**  
**KAPASITAS 35.000 TON/TAHUN**

Disusun Oleh:  
 1. Nur Adailah Ariani (431 20 055)  
 2. Safitri Mutiara Ramadhani (431 20 056)

Dosen Pembimbing:  
 1. Ir. Barlian HS, M.T  
 2. Ir. Yuliani HR, S.T., M.Eng

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
Trigliserida	40.446,89	-	404,47	-	404,47	-	404,47	-	-	-	-	-	-	-
Asam lemak	1.277,27	-	39.507,50	-	39.507,30	-	39.507,50	-	-	-	-	-	-	-
Air	851,51	19.159,05	851,51	681,21	170,30	170,30	-	16.590,53	16.507,57	82,9526	-	82,5378	82,1251	0,4126
Gliserol	-	-	-	-	-	-	-	4.380,76	-	4.380,76	-	4.358,86	4.337,07	21,7943
Activated Charcoal	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	4,4637	26,7823	-	26,7823
<b>Total</b>	<b>42.575,67</b>	<b>19.159,05</b>	<b>40.763,49</b>	<b>681,21</b>	<b>40.082,27</b>	<b>170,30</b>	<b>39.911,97</b>	<b>20.971,29</b>	<b>16.507,57</b>	<b>4.463,72</b>	<b>4,4637</b>	<b>4.468,18</b>	<b>4.419,19</b>	<b>48,9893</b>

Gambar 2.2 P&ID Pembuatan Gliserol





### BAB III NERACA MASSA

Kapasitas produksi = 35.000 ton/tahun

Waktu operasi = 330 hari/tahun

Jam operasi = 24 jam/hari

Kemurnian produk = 99%

Rate Produksi =  $35.000 \frac{\text{ton}}{\text{tahun}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \times \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}}$   
 = 4419,19 kg/jam

Basis yang digunakan = 1.000 kg/jam umpan CPO

Kemurnian produk = 99%

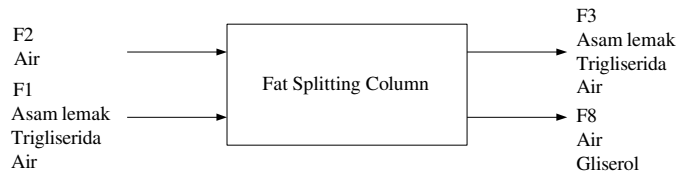
Berdasarkan perhitungan dengan menggunakan basis umpan diperoleh kapasitas produksi basis 102,005 kg/jam, maka faktor pengali yaitu:

Faktor pengali =  $\frac{102,005 \text{ kg/jam}}{4419,19 \text{ kg/jam}}$   
 = 0,023081  
 = 2,3081%

Bahan baku actual = Basis x FP  
 = 1.000 kg/jam x 42,5767  
 = 42.576,67 kg/jam

#### 3.1 Fat Splitting Coloumn (FSC-01)

Fungsi : Untuk mereaksikan CPO dan air sehingga menghasilkan asam lemak dan gliserol



Gambar 3. 1 Blok Diagram Neraca Massa Fat Splitting Coloumn

Tabel 3. 1 Neraca Massa Pada Fat Splitting Coloumn

Komponen	Input (kg/jam)				Output (kg/jam)			
	F <sub>1</sub>	%	F <sub>2</sub>	%	F <sub>3</sub>	%	F <sub>8</sub>	%
Trigliserida	40.446,89	95	-	-	404,47	1	-	-
Asam lemak	1.277,27	3	-	-	39.507,50	96,9	-	-
Air	851,51	2	19.159,05	100	851,51	2,1	16.590,53	79,2
Gliserol	-	-	-	-	-	-	4.380,76	20,8
Sub total	42.575,67		19.159,05		40.763,48		20.971,29	
<b>Total</b>		<b>61.735,77</b>				<b>61.735,77</b>		

### 3.2 Flash Tank I (FT-01)

Fungsi : Untuk menguapkan air di dalam asam lemak



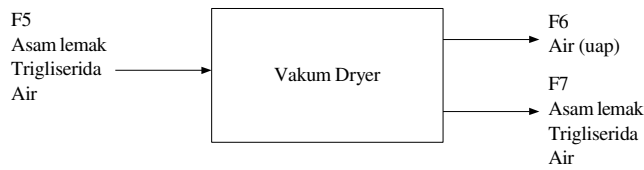
Gambar 3. 2 Blok Diagram Neraca Massa Flash Tank I

Tabel 3. 2 Neraca Massa Pada Flash Tank I

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)			
	F <sub>3</sub>	%	F <sub>4</sub>	%	F <sub>5</sub>	%
Trigliserida	404,5	1	681,21	100	404,47	1
Asam lemak	39.507,50	96,9	-	-	39.507,50	98,6
Air	851,51	2,1	-	-	170,30	0,4
Sub total	40.763,48		681,21		40.082,27	
<b>Total</b>		<b>40.763,48</b>			<b>40.763,48</b>	

### 3.3 Vakum Dryer (VD-01)

Fungsi : Untuk menghilangkan kadar air yang ada di dalam Asam lemak



Gambar 3. 3 Blok Diagram Neraca Massa Vakum Dryer

Tabel 3. 3 Neraca Massa Pada Vakum Dryer

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)			
	F <sub>5</sub>	%	F <sub>6</sub>	%	F <sub>7</sub>	%
Triglicerida	404,47	1	-	-	404,47	0,02
Asam lemak	39.507,50	98,6	-	-	39.507,50	98,98
Air	170,30	0,4	170,30	100	-	-
Sub total	40.082,27		173,30		39.911,96	
<b>Total</b>	<b>40.082,27</b>				<b>40.082,27</b>	

### 3.4 Flash Tank II (FT-02)

Fungsi : Untuk menguapkan kadar air dalam gliserol



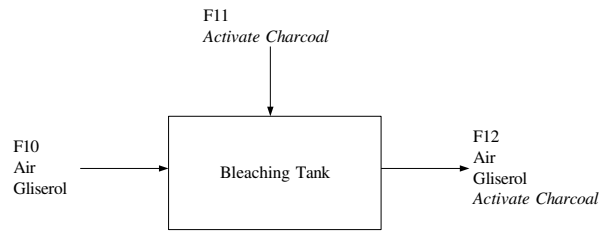
Gambar 3. 4 Blok Diagram Neraca Massa Flash Tank II

Tabel 3. 4 Neraca Massa Pada Flash Tank II

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)			
	F <sub>8</sub>	%	F <sub>9</sub>	%	F <sub>10</sub>	%
Gliserol	4.380,87	20,8	-	-	4.380,76	98,1
Air	16.590,52	79,2	16.507,57	100	82,953	1,9
Sub Total	20.971,29	-	16.507,57	-	4.463,71	-
<b>Total</b>	<b>20.971,29</b>				<b>20.971,29</b>	

### 3.5 Bleaching Tank (BT-01)

Fungsi : Menyerap pigmen warna gliserol sehingga berubah menjadi bening



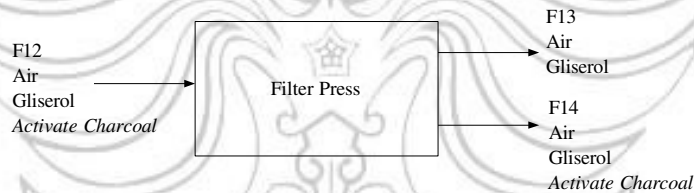
Gambar 3. 5 Blok Diagram Neraca Massa Bleaching Tank

Tabel 3. 5 Neraca Massa pada Bleaching Tank

Komponen	Input (kg/jam)				Output (kg/jam)	
	F <sub>10</sub>	%	F <sub>11</sub>	%	F <sub>12</sub>	%
Gliserol	4.380,76	0,38	-	-	4.358,86	99,02
Air	82,95	99,62	-	-	82,53	0,38
Activated charcoal	-	-	4,46	100	26,78	0,60
Sub Total	4.463,72		4,46		4.468,18	
<b>Total</b>		<b>4.468,18</b>			<b>4.468,18</b>	

### 3.6 Filter Press (FP-01)

Fungsi : Memisahkan *activated charcoal* dari produk gliserol

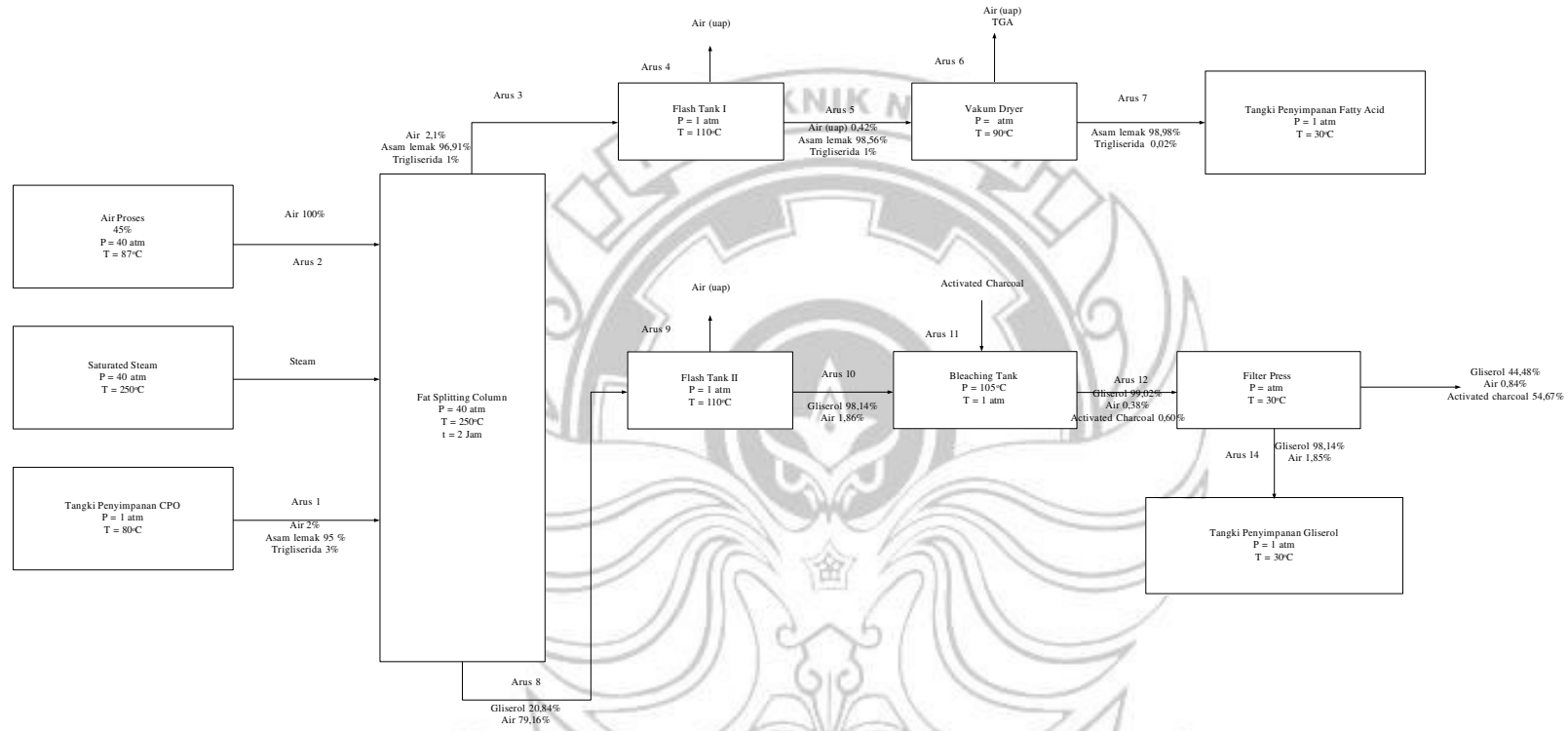


Gambar 3. 6 Blok Diagram Neraca Massa Filter Press

Tabel 3. 6 Neraca Massa Pada Filter Press

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)			
	F <sub>12</sub>	%	F <sub>13</sub>	%	F <sub>14</sub>	%
Gliserol	4.358,86	99,62	4.337,07	98,14	21,79	44,48
Air	82,53	0,38	82,12	1,85	0,41	0,84
Activated Charcoal	-	-	-	-	26,78	54,67
Sub Total	4.468,18		4.419,19		48,98	
<b>Total</b>		<b>4.468,18</b>			<b>4.468,18</b>	

### 3.7 Diagram Kuantitatif



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
Trigliserida	40.446,89	-	404,47	-	404,47	-	404,47	-	-	-	-	-	-	-
Asam lemak	1.277,27	-	39.507,50	-	39.507,30	-	39.507,50	-	-	-	-	-	-	-
Air	851,51	19.159,05	851,51	681,21	170,30	170,30	-	16.590,53	16.507,57	82,9526	-	82,5378	82,1251	0,4126
Gliserol	-	-	-	-	-	-	-	4.380,76	-	4.380,76	-	4.358,86	4.337,07	21,7943
Activated Charcoal	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	4,4637	26,7823	-
<b>Total</b>	<b>42.575,67</b>	<b>19.159,05</b>	<b>40.763,49</b>	<b>681,21</b>	<b>40.082,27</b>	<b>170,30</b>	<b>39.911,97</b>	<b>20.971,29</b>	<b>16.507,57</b>	<b>4.463,72</b>	<b>4,4637</b>	<b>4.468,18</b>	<b>4.419,19</b>	<b>48,9893</b>

Gambar 3. 7 Diagram Alir Kuantitatif Pembuatan Gliserol

Tabel 3. 7 Neraca Massa Overall

Komponen	Arus (kg/jam)															
	F1	F2	F3	F4	F5	F6	F7	F8	F9	F10	F11	F12	F13	F14		
Trigliserida	40.446,89	-	404,47	-	404,47	-	404,47	-	-	-	-	-	-	-		
Asam lemak	1.277,27	-	39.507,50	-	39.507,50	-	39.507,50	-	-	-	-	-	-	-		
H2O	851,51	19.159,05	851,51	681,21	170,30	170,30	-	16.590,53	16.507,57	82,9526	-	82,5378	82,1251	0,412689		
Gliserol	-	-	-	-	-	-	-	4.380,76	-	4.380,76	-	4358,86	4.337,07	21,79431		
Activated charcoal	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	4,4637	26,7823	-	26,78231		
<b>Sub total</b>	<b>42.575,67</b>	<b>19.159,05</b>	<b>40.763,48</b>	<b>681,21</b>	<b>40.082,27</b>	<b>170,30</b>	<b>39.911,97</b>	<b>20.971,29</b>	16.507,57	<b>4.463,72</b>	<b>4,4637</b>	<b>4.468,18</b>	<b>4.419,19</b>	<b>48,9893</b>		
<b>TOTAL</b>	<b>61.735,77</b>		<b>40.763,48</b>	<b>20.971,29</b>												
				<b>61.735,77</b>												
			<b>40.763,48</b>	<b>40.763,48</b>												
				<b>40.082,27</b>	<b>40.082,27</b>											
									<b>20,971,29</b>	<b>20,971,29</b>						
											<b>4,468,18</b>	<b>4,468,18</b>				
												<b>4,468,18</b>	<b>4,468,18</b>			
<b>42.575,77</b>	<b>19.15905</b>			<b>681,21</b>			<b>170,30</b>	<b>39.911,97</b>			<b>16507,57</b>	<b>4,4637</b>			<b>4.419,19</b>	<b>48,9893</b>
									<b>61.739,2</b>							
									<b>61.739,2</b>							

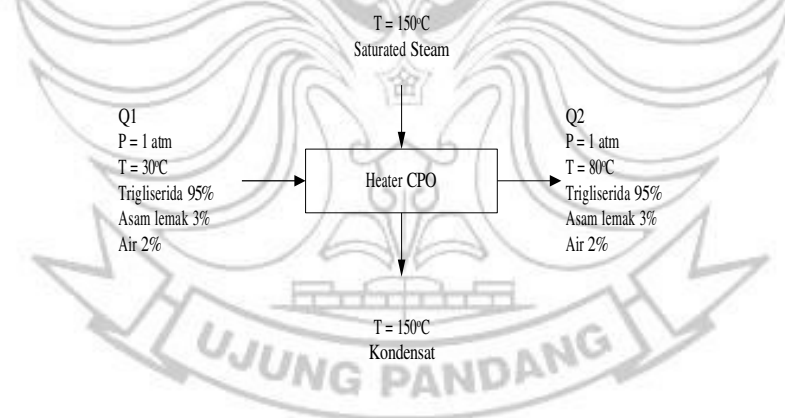
## BAB IV NERACA PANAS

Kapasitas produksi = 35.000 ton/tahun  
 Waktu operasi = 330 hari/tahun  
 Satuan = Kilojoule/jam (kJ/jam)  
 Temperatur referensi = 25°C (298,15°K)  
 Bahan baku = *Crude Palm Oil* (CPO)  
 Produk = Gliserol

Hasil perhitungan nilai neraca panas sebagai berikut:

### 4.1 Heater CPO (H-01)

Fungsi : Memanaskan CPO dari tangki penyimpanan pada suhu 30°C sampai 80°C sebelum masuk ke fat splitiing column



Gambar 4. 1 Diagram alir panas Heater CPO

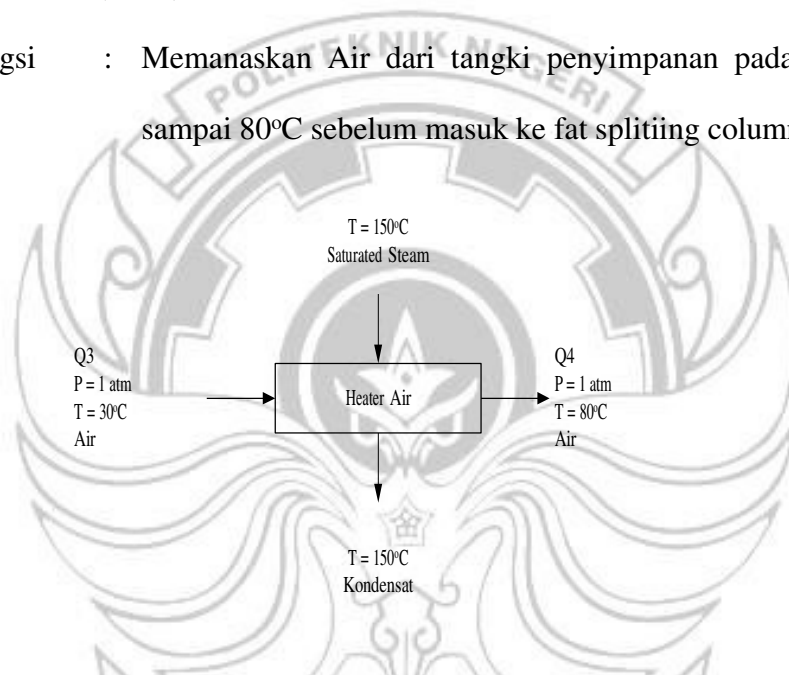
Tabel 4. 1 Neraca Panas Heater CPO

Input (kJ/jam)		Output (kJ/kg)	
Q <sub>1</sub>		Q <sub>2</sub>	
Komponen	Q (kJ/jam)	Komponen	Q (kJ/jam)
1	2	3	4
Asam lemak	11,6815	Asam lemak	120,679
Trigliserida	278,169	Trigliserida	3.229,82

1	2	3	4
Air	17,860	Air	195,712
<b>Jumlah</b>	<b>307,71</b>	<b>Jumlah</b>	<b>3.546,14</b>
	<b><math>Q_{Steam}</math></b>		<b><math>Q_{kondensat}</math></b>
Komponen			
<i>Steam</i>	4.206,75		968,328
<b>Total</b>	<b>4.514,47</b>		<b>4.514,47</b>

#### 4.2 Heater Air (H-02)

Fungsi : Memanaskan Air dari tangki penyimpanan pada suhu 30°C sampai 80°C sebelum masuk ke fat splitting column



Gambar 4. 2 Diagram Alir Panas Heater Air

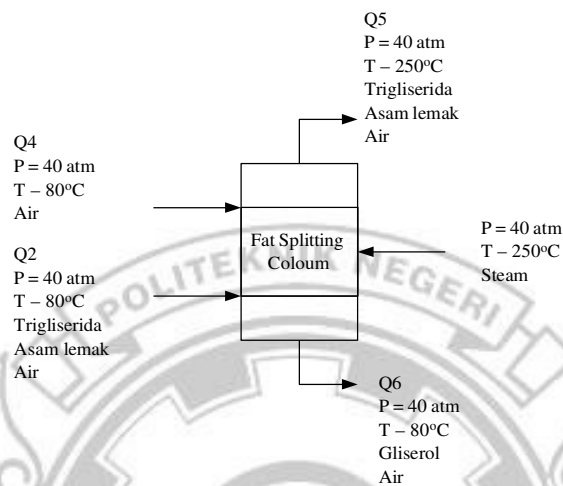
Tabel 4. 2 Diagram Alir Panas Heater Air

Input Q3		Output Q4	
Komponen	Q(kJ/jam)	Komponen	Q(kJ/jam)
Air	401,8527	Air	4.403,54
	<i>Q steam in</i>		<i>Q kondensat</i>
Komponen	Q(kJ/jam)		
<i>Steam</i>	5.198,58		1.196,90
<b>Total</b>	<b>5.600,44</b>		<b>5.600,44</b>



### 4.3 Fat Splitting Coloumn (FSC-01)

Fungsi : Mereaksikan trigliserida dalam CPO dengan air untuk menghasilkan gliserol dan fatty acid



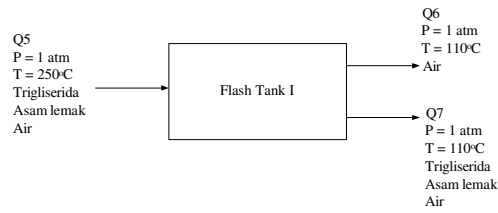
Gambar 4. 3 Diagram Alir Panas Fat Splitting Coloumn

Tabel 4. 3 Neraca Panas Fat Splitting Coloumn

Komponen	Input (kJ/jam)		Output (kJ/jam)	
	Q <sub>2</sub>	Q <sub>4</sub>	Q <sub>5</sub>	Q <sub>6</sub>
Asam lemak	101,99	-	8661,4	-
Trigliserida	3819,2	-	158,219	-
Air	195,71	4.4035	840,905	16.383,85
Gliserol	-	-	-	2981,215
	Q <sub>Steam in</sub>		Q <sub>Kondensat</sub>	
Steam	41.028,84		20.523,69	
<b>Total</b>	<b>49.549</b>		<b>49.549</b>	

### 4.4 Flash Tank I (FT-01)

Fungsi : Untuk menguapkan kadar air yang terkandung dalam asam lemak



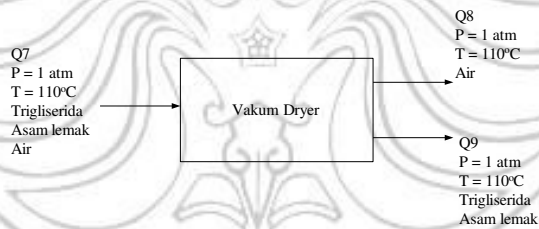
Gambar 4. 4 Diagram Alir Panas Flash Tank 1

Tabel 4. 4 Neraca Panas Flash Tank 1

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)		
	Q <sub>5</sub>	Q <sub>6</sub>	Q <sub>7</sub>	Q <sub>cw</sub>
Asam lemak	8,951	-	5.468,97	-
Triglycerida	158,220	-	51,53	-
Air	840,91	-	60,56	-
Air (uap)	-	242,26	-	-
Pendingin	-	-	-	4.126,605
<b>Total</b>	<b>9.949,92</b>		<b>9.949,92</b>	

#### 4.5 Vakum Dryer (VD-01)

Fungsi : Untuk menghilangkan kadar air yang ada di dalam fatty acid



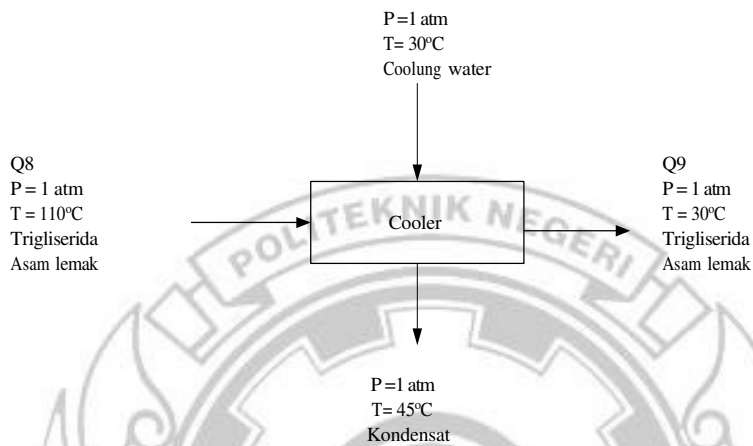
Gambar 4. 5 Diagram Alir Panas Vakum Dryer

Tabel 4. 5 Neraca Panas Vakum Dryer

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)		
	Q <sub>7</sub>	Q <sub>8</sub>	Q <sub>9</sub>	Q <sub>cw</sub>
Triglycerida	51,53		51,53	
Asam lemak	5.468,97	-	3.730,52	
Air	60,56	60,56		
Air pendingin				1.746,803
Sub total	5.581,06	60,56	3.762,82	
<b>Total</b>	<b>5.581,06</b>		<b>5.581,06</b>	

#### 4.6 Cooler Asam Lemak (CO-03)

Fungsi : Mendinginkan asam lemak keluaran *vakum dryer* pada suhu 110°C hingga 30°C



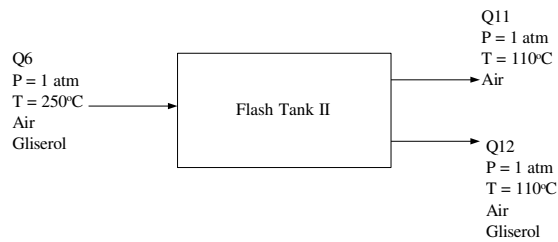
Gambar 4. 6 Diagram Alir Neraca Massa Cooler Asam Lemak

Tabel 4. 6 Neraca Panas Cooler Asam Lemak

Komponen	Input (kJ/jam)		Ouput (kJ/jam)	
	Q <sub>9</sub>	Q <sub>10</sub>	Q <sub>10</sub>	Q <sub>cw</sub>
Gliserol	5.468,9	361	-	-
Air	51,52856	2,78169	-	-
Air Pendingin	-	-	-	5.156,39
<b>Total</b>	<b>5.520,50</b>		<b>5.520,50</b>	

#### 4.7 Flash Tank II (FT-03)

Fungsi : Untuk menguapkan kadar air yang terkandung dalam produk gliserol



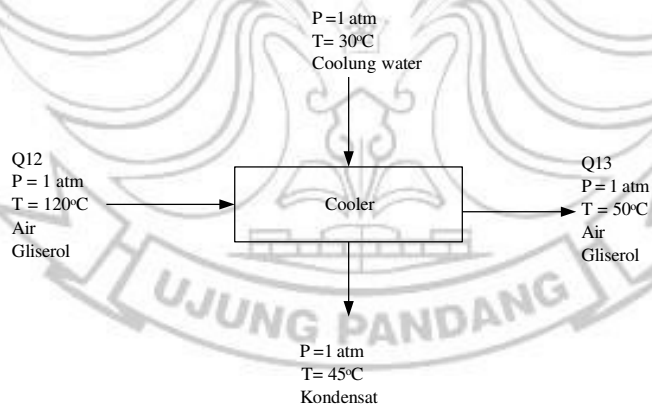
Gambar 4. 7 Diagram Alir Panas Flash Tank 2

Tabel 4. 7 Neraca Panas Flash Tank 2

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)		
	Q <sub>6</sub>	Q <sub>11</sub>	Q <sub>12</sub>	Q <sub>cw</sub>
Gliserol	2.981	-	1.080,93	-
Air	16383,855	29,50	-	-
Uap (steam)	-	5.870,49	-	-
<b>Total</b>	<b>19.365,07</b>	<b>19.365,07</b>		

#### 4.8 Cooler Gliserol (CL-01)

Fungsi : Mendinginkan *bottom* dari flash tank II pada suhu 110°C sampai 50°C sebelum diumpankan ke tangki bleaching tank



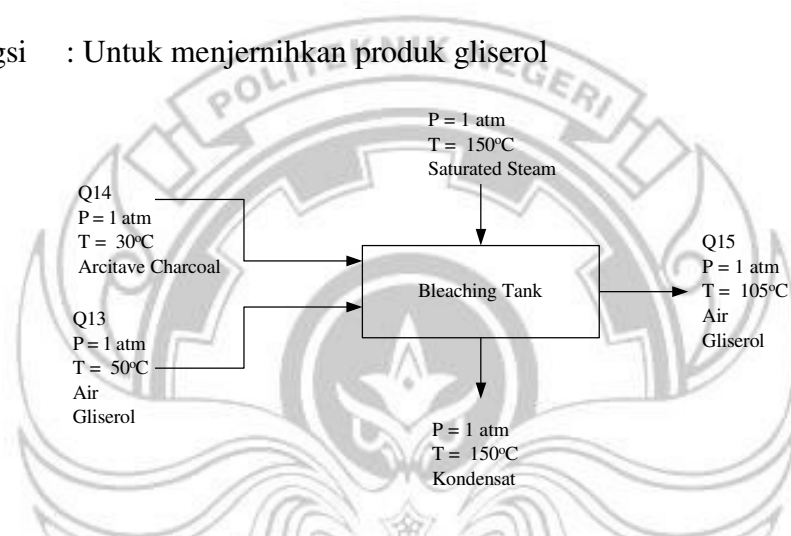
Gambar 4. 8 Diagram Alir Cooler Gliserol (CO-01)

Tabel 4. 8 Neraca Panas Cooler Gliserol (CO-01)

Komponen	Input (kJ/jam)		Ouput (kJ/jam)	
	Q <sub>12</sub>	Q <sub>13</sub>	Q <sub>13</sub>	Q <sub>cw</sub>
Gliserol	1.080,932	313	-	-
Air	29,49999	8,679265	-	-
Pendingin	-	-	-	789,09
<b>Total</b>	<b>1.110,432</b>	<b>1.110,432</b>		

#### 4.9 Bleaching Tank (BT-01)

Fungsi : Untuk menjernihkan produk gliserol



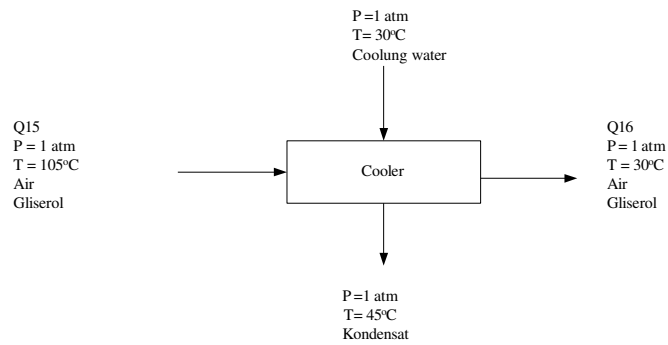
Gambar 4. 9 Diagram Alir Bleaching Tank

Tabel 4. 9 Neraca Panas Bleaching Tank

Komponen	Input (kJ/jam)			Output (kJ/jam)	
	Q <sub>13</sub>	Q <sub>14</sub>	Q <sub>14.1</sub>	Q <sub>15</sub>	Q <sub>15.1</sub>
Gliserol	313,005	-	-	1.010,9	-
Air	8,6792	-	-	27,61503	-
Act charcoal	-	33,63	-	3.229,303	-
			5.082,37	-	1.169,8813
<b>Total</b>	<b>5.437,7</b>			<b>5.437,7</b>	

#### 4.10 Cooler Gliserol 2 (CL-2)

Fungsi : Mendinginkan outlet *bleaching tank* pada suhu 105°C sampai 30°C sebelum diumpankan ke filter press



Gambar 4. 10 Diagram Alir Cooler Gliserol CO-02)

Tabel 4. 10 Neraca Panas Cooler Gliserol (CO-02)

Komponen	Input (kJ/jam)	Ouput (kJ/jam)	
	Q <sub>18</sub>	Q <sub>19</sub>	Q <sub>cw</sub>
Gliserol	1.010,902	0,3092321	-
Air	27,615	0,0087	-
Activated charcoal	0,26911	16,82	-
Kondensat	-	-	1.021,649
<b>Total</b>	<b>1.038,786</b>	<b>1.038,786</b>	

## BAB V SPESIFIKASI ALAT

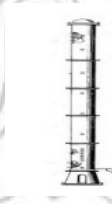
Berdasarkan perhitungan pada lampiran C diperoleh spesifikasi peralatan pada rancangan pabrik gliserol dari *Crude Palm Oil* (CPO) dan air seperti diuraikan di bawah ini.

### 5.1 Spesifikasi Peralatan Utama

#### 5.1.1 Fat Splitting Column

Tabel 5. 1 Spesifikasi Fat Splitting Column

Komponen	Spesifikasi
Fungsi	Tempat mereaksikan trigliserida dan air untuk menghasilkan gliserol dan asam lemak
Jumlah	1 unit
Sifat bahan	Tidak korosi dan tidak volatile
Bahan konstruksi	<i>Stainless steel; SA type 240 Grade D</i>
Fase bahan	Cair dan cair
Kondisi operasi	T = 250°C P = 40 atm

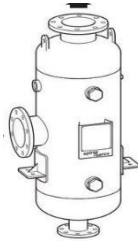


Gambar	
Diameter dalam	18,9602 in
Tinggi (Ht)	8,8413m
Tebal dinding shell (ts)	0,6300 in
Tebal head(th)	0,1875 in
Volume reactor	5.573,55 ft <sup>3</sup> = 157.825,24 L

#### 5.1.2 Flash Tank 1

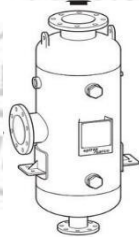
Tabel 5. 2 Spesifikasi Flash Tank I

Komponen	Spesifikasi
1	2
Fungsi	Memisahkan H <sub>2</sub> O fase gas dan fase liquid
Tipe	Tangki silinder vertical dengan tutup atas dan bawah berbentuk <i>hemispherical</i>

1	2
Bahan konstruksi	<i>High alloy steel SA-240 Grade S</i>
Jumlah	1 unit
Gambar	
Kondisi operasi	P = 1 atm T = 110°C
Volume tangki	166,94 m <sup>3</sup>
Tebal <i>shell</i>	0,1875 in
Tebal head	0,1875 in
Tinggi tangki	123,9547 in 3,1505 m

### 5.1.3 Flash Tank II

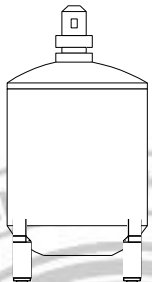
Tabel 5. 3 Spesifikasi Flash Tank II

Komponen	Spesifikasi
Fungsi	Menguapkan air yang masih terkandung dalam produk gliserol
Tipe	Tangki silinder vertical dengan tutup atas dan bawah berbentuk <i>hemispherical</i>
Bahan konstruksi	<i>High alloy steel SA-240 Grade S</i>
Jumlah	1 unit
Gambar	
Kondisi operasi	P = 1 atm T = 110°C
Volume tangki	393,19 m <sup>3</sup>
Tebal <i>shell</i>	0,3750 in
Tebal head	0,3750 in
Tinggi tangki	273,37 in 6,9482 m



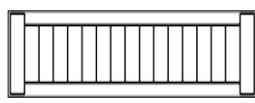
### 5.1.4 Bleaching Tank

Tabel 5. 4 Spesifikasi Bleaching Tank

Komponen	Spesifikasi
Fungsi	Membantu <i>activated charcoal</i> melakukan proses penyerapan warna gliserol menjadi bening
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel SA-283 Grade C</i>
Gambar	
Jumlah	1 unit
Kondisi operasi	P = 1 atm T = 105°C
Kapasitas	1,3617 ft <sup>3</sup>
Diameter tangki	12,5865 in 0,3199 m
Tinggi tangki	25,4020 in 0,6345 m
Power pengaduk	12 Hp
Tekanan desain	18,9598 psi

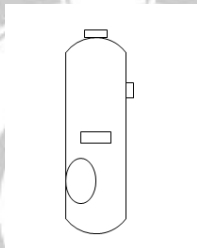
### 5.1.5 Filter Press

Tabel 5. 5 Spesifikasi Filter Press

Komponen	Spesifikasi
Fungsi	Memisahkan <i>activated charcoal</i> dari keluaran <i>bleaching tank</i>
Tipe	<i>Plate and frame filter press</i>
Jumlah	1 unit
Gambar	
Kondisi operasi	P = 14,696 psi T = 30°C
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel SA-283 Grade C</i>
Luas area filtrasi	4 m <sup>2</sup>
Waktu filtrasi	20 menit

### 5.1.6 Vakum Dryer

Tabel 5. 6 Spesifikasi Vakum Dryer

Komponen	Spesifikasi
Fungsi	Menguapkan air yang terdapat pada asam lemak sebelum diumpankan ke dalam tangki penyimpanan asam lemak
Jumlah	1 unit
Tipe	Silinder vertical dengan alas datar dan tutup ellipsoidal
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jenis sambungan	<i>Double welded butt jints</i>
Kondisi operasi	P = 1 atm T = 110°C
Gambar	
Volume campuran	346,2392 m <sup>3</sup>
Volume tangka	408,2871 m <sup>3</sup>
Diameter tangki	5,7388 m
Tinggi tangki	17,2165 m
Tebal <i>shell</i>	1 ½ in
Tebal <i>head</i>	1 ½ in

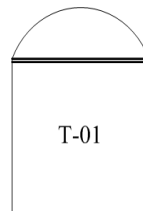
## 5.2 Spesifikasi Peralatan Pembantu

### 5.2.1 Tangki Penyimpanan CPO

Tabel 5. 7 Spesifikasi Tangki Penyimpanan CPO

Komponen	Spesifikasi
1	2
Nama alat	Tangki penyimpanan <i>Crude Palm Oil (CPO)</i>
Kode	T-01
Jumlah alat	4 unit
Fungsi	Menyimpan bahan baku <i>Crude Palm Oil (CPO)</i> sebelum digunakan dalam proses
Bentuk	Silinder dengan dasar vertical alas datar dengan <i>ellipsoidal head</i>

1	2
Bahan	Carbon Steel SA-285 Grade C
Gambar	

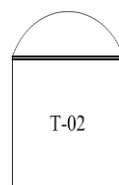


Kondisi Penyimpanan	P = 1 atm T = 30°C
Volume tangki ( $V_T$ )	669,8622 m <sup>3</sup>
Diameter tangki (D)	6,9886 m
Tinggi tangki ( $H_s$ )	10,4829 m
Tinggi atap ( $H_h$ )	1,7472 m
Tinggi total tangki ( $H_T$ )	12,2301 m
Tinggi cairan (h)	10,1917 m
Tebal <i>shell</i> ( $T_s$ )	0,5877 in = 5/8 in
Tebal tutup atas ( $T_h$ )	0,5853 in = 5/8 in
Tebal alas tangki (t)	4,875 in = 4 7/8 in
Tekanan desain ( $P_d$ )	33,54 psi = 2,28 atm

### 5.2.2 Tangki Penyimpanan Air

Tabel 5. 8 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Air

Komponen	Spesifikasi
1	2
Nama alat	Tangki penyimpanan Air
Kode	T-02
Jumlah alat	2 unit
Fungsi	Menyimpan bahan baku air sebelum digunakan dalam proses
Bentuk	Silinder dengan dasar vertical alas datar dengan <i>ellipsoidal head</i>
Bahan	Carbon Steel SA-285 Grade C
Gambar	

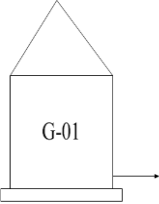


Kondisi Penyimpanan	P = 1 atm, T = 30°C
---------------------	---------------------

1	2
Volume tangki ( $V_T$ )	554,16 m <sup>3</sup>
Diameter tangki (D)	6,5606 m
Tinggi tangki ( $H_s$ )	9,8409 m
Tinggi atap ( $H_h$ )	1,6401 m
Tinggi total tangki ( $H_T$ )	11,4810 m
Tinggi cairan (h)	9,5675 m
Tebal <i>shell</i> ( $T_s$ )	0,6250 in = 5/8 in
Tebal tutup atas ( $T_h$ )	0,6250 in = 5/8 in
Tebal alas tangki (t)	4,5332 in = 4 5/8 in
Tekanan desain ( $P_d$ )	33,88 psi = 2,30 atm

### 5.2.3 Gudang Penyimpanan *Activated Charcoal*

Tabel 5. 9 Spesifikasi Gudang Penyimpanan *Activated Charcoal*

Komponen	Spesifikasi
Nama alat	Gudang penyimpanan <i>activated charcoal</i>
Kode	G-01
Jumlah alat	1 unit
Fungsi	Menyimpan <i>activated charcoal</i> sebelum digunakan dalam proses
Bentuk	Bangunan berupa Gudang
Gambar	
Kondisi Penyimpanan	P = 1 atm T = 30°C
Volume tangki ( $V_G$ )	899,8854 m <sup>3</sup>
Panjang (P)	13,4155 m
Lebar (L)	6,7077 m
Tinggi (T)	10 m

### 5.2.4 Pompa 1

Tabel 5. 10 Spesifikasi Pompa


Kode Pompa	Fungsi	Kapasitas (gpm)	Break House Power (BHP) (Hp)	Daya motor (Hp)
1	2	3	4	5
P-01	Untuk mengalirkan CPO dari tangki penyimpanan ke heater (H-01)	3,4162	3	4

1	2	3	4	5
P-02	Untuk mengalirkan air dari tangki penyimpanan ke heater (H-02)	1,4131	1	2
P-03	Untuk mengalirkan CPO dari heater menuju ke fat splitting	4,1200	11	1
P-04	Untuk mengalirkan air dari heater menuju ke fat splitting	1,5600	4	1
P-05	Untuk mengalirkan produk asam lemak menuju ke flash tank I	3,4966	3	4
P-06	Untuk mengalirkan produk asam lemak dari flash tank menuju ke vakum dryer	3,4463	3	4
P-07	Untuk mengalirkan produk asam lemak dari vakum dryer menuju ke cooler	3,4338	4	4
P-08	Untuk mengalirkan produk asam lemak dari cooler menuju ke tangki penyimpanan asam lemak	3,4338	3	4
P-09	Untuk mengalirkan produk gliserol dari fat splitting menuju ke flash tank II	1,5195	1	2
P-10	Untuk mengalirkan produk gliserol dari flash tank II menuju cooler (CO-01)	0,3020	1	1
P-11	Untuk mengalirkan produk gliserol dari cooler menuju ke bleaching tank	0,3020	1	1
P-12	Untuk mengalirkan produk gliserol dari bleaching tank menuju cooler (CO-02)	0,3048	1	1
P-13	Untuk mengalirkan produk gliserol dari Cooler menuju ke filter press	0,3038	1	1
P-14	Untuk mengalirkan produk gliserol dari filter press menuju tangki penyimpanan	0,2990	1	1

#### 5.2.5 Bucket Elevator

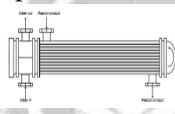
Tabel 5. 11 Spesifikasi Bucket Elevator

Komponen	Spesifikasi
1	2
Nama alat	Bucket Elevator
Kode	BE-02
Jumlah alat	1 unit
Fungsi	Mengangkut <i>activate charcoal</i> dari Gudang ke silo
Tipe	<i>Centrifugal-Discharge Bucket</i>

1	2
Gambar	 BE-01
Kapasitas	0,00167 m <sup>3</sup>
Panjang belf	515,0394 in
Jumlah bucket	32,1899 in
Daya motor	1,7656 Hp = 2 Hp

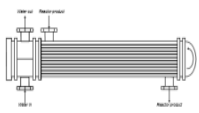
### 5.2.6 Heater CPO

Tabel 5. 12 Spesifikasi Heater CPO

Komponen	Spesifikasi
Fungsi	Memanaskan CPO dari tangki penyimpanan sebelum menuju ke <i>fat splitting column</i>
Tipe	<i>Double pipe heat exchanger</i>
Bahan	Duplex stainless stell
Gambar	
Kebutuhan panas	3.069,44 Btu/jam
ID annulus	2,067 in
OD annulus	2,38 in
ID Inner pipe	1,38 in
OD Inner pipe	1,66 in
Rd	0,02Btu/jam.ft.°F
Jumlah	1 buah

### 5.2.7 Heater Air

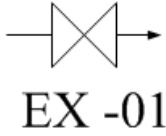
Tabel 5. 13 Spesifikasi Heater Air

Komponen	Spesifikasi
1	2
Fungsi	Memanaskan air dari tangki penyimpanan sebelum menuju ke <i>fat splitting column</i>
Tipe	<i>Double pipe heat exchanger</i>
Bahan	Duplex stainless stell
Gambar	

1	2
Kebutuhan panas	3.792,87 Btu/jam
ID annulus	2,067 in
OD annulus	2,38 in
ID Inner pipe	1,38 in
OD Inner pipe	1,66 in
Rd	0,002 Btu/jam.ft.°F
Jumlah	1 buah

### 5.2.8 Expansion Valve 1

Tabel 5. 14 Spesifikasi Expansion Valve 1

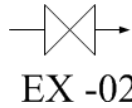
Komponen	Spesifikasi
Nama alat	Expansion Valve
Kode	EV-02
Jumlah alat	1 unit
Fungsi	Menurunkan tekanan dari fat splitting column dari 40 atm ke 1 atm
Tipe	<i>Globe Valve</i>
Bahan kontruksi	<i>Commercial Stainless Steel (Austenitic) AISI tipe 316</i>
Gambar	
<i>Fiction Loss (hf)</i>	0,04 ft.lbf/lbm
<i>Pressure Head</i>	470,65 m

### 5.2.9 Expansion Valve 2

Tabel 5. 15 Spesifikasi Expansion Valve 2

Komponen	Spesifikasi
1	2
Nama alat	Expansion Valve
Kode	EV-02
Jumlah alat	1 unit
Fungsi	Menurunkan tekanan dari fat splitting column dari 40 atm ke 1 atm


1	2
Tipe	<i>Globe Valve</i>
Bahan konstruksi	<i>Commercial Stainless Steel (Austentic) AISI tipe 316</i>
Gambar	



<i>Fiction Loss (hf)</i>	0,01 ft.lbf/lbm
<i>Pressure Head</i>	397,59 m

### 5.2.10 Cooler Gliserol1

Tabel 5. 16 Speisifikasi Cooler Gliserol (CO-01)


Komponen	Spesifikasi
Fungsi	Mendinginkan aliran keluaran dari evaporator sebelum diumpankan ke bleaching tank
Tipe	<i>Double pipe heat exchanger</i>
Bahan	Duplex stainless stell
Gambar	
ID annulus	2,067 in
OD annulus	2,38 in
ID Inner pipe	1,38 in
OD Inner pipe	1,66 in
Ud	669.160,20 Btu/Jam.ft <sup>2</sup> .°F
Jumlah	1 buah

### 5.2.11 Cooler Gliserol 2

Tabel 5. 17 Spesifikasi Cooler Gliserol (CO-02)

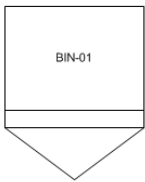
Komponen	Spesifikasi
1	2
Fungsi	Mendinginkan aliran keluaran dari evaporator sebelum diumpankan ke bleaching tank



1	2
Tipe	<i>Double pipe heat exchanger</i>
Bahan	Duplex stainless stell
Gambar	
ID annulus	2,067 in
OD annulus	2,38 in
ID Inner pipe	1,38 in
OD Inner pipe	1,66 in
Ud	2.061,90 Btu/jam.ft <sup>2</sup> °F
Jumlah	1 buah


### 5.2.12 BIN Activated Charcoal

Tabel 5. 18 Spesifikasi BIN

Komponen	Spesifikasi
Nama alat	BIN <i>activated charcoal</i>
Fungsi	Menyimpan bahan baku <i>activated charcoal</i>
Tipe	Bangunan persegi Panjang, tutup prima segiempat
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	1 unit
Gambar	
Kondisi operasi	P = 1 atm T = 30°C
Kapasitas	26.782,31 kg
Tinggi BIN	2,8624 ft 0,8730 m


### 5.2.13 Cooler Asam Lemak

Tabel 5. 19 Spesifikasi Cooler Asam Lemak (CO-03)

Komponen	Spesifikasi
Fungsi	Mendinginkan aliran keluaran dari vakum dryer sebelum masuk ke tangka penyimpanan
Tipe	<i>Double pipe heat exchanger</i>
Bahan	Duplex stainless stell
Gambar	
ID annulus	2,067 in
OD annulus	2,38 in
ID Inner pipe	1,38 in
OD Inner pipe	1,66 in
Ud	0,9457 Btu/jam.ft <sup>2</sup> °F
Jumlah	1 buah

### 5.2.14 Tangki Penyimpanan Gliserol

Tabel 5. 20 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Gliserol


Komponen	Spesifikasi
1	2
Nama alat	Tangki penyimpanan gliserol
Kode	T-03
Jumlah alat	1 unit
Fungsi	Menyimpan produk gliserol
Bentuk	Silinder dengan dasar vertical alas datar dengan <i>ellipsoidal head</i>
Bahan	<i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>
Gambar	

Kondisi Penyimpanan P = 1 atm  
T = 30°C

1	2
Volume tangki ( $V_T$ )	253,74 m <sup>3</sup>
Diameter tangki (D)	5,0566 m
Tinggi tangki ( $H_s$ )	7,5849 m
Tinggi atap ( $H_h$ )	1,2642 m
Tinggi total tangki ( $H_T$ )	8,8491 m
Tinggi cairan (h)	6,8070 m
Tebal <i>shell</i> ( $T_s$ )	0,4232 in = 1/2 in
Tebal tutup atas ( $T_h$ )	0,4221 in = 1/2 in
Tebal alas tangki (t)	3,4363 in = 3 1/2 in
Tekanan desain (Pd)	32,7738 psi = 2,2301 atm

### 5.2.15 Tangki Penyimpanan Asam Lemak

Tabel 5. 21 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Asam Lemak

Komponen	Spesifikasi
Kode	T-04
Jumlah alat	3 unit
Fungsi	Menyimpan produk asam lemak
Bentuk	Silinder dengan dasar vertical alas datar dengan <i>ellipsoidal head</i>
Bahan	<i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>
Gambar	
Kondisi Penyimpanan	P = 1 atm T = 30°C
Volume tangki ( $V_T$ )	972,56 m <sup>3</sup>
Diameter tangki (D)	7,9135 m
Tinggi tangki ( $H_s$ )	11,8703 m
Tinggi atap ( $H_h$ )	1,9784 m
Tinggi total tangki ( $H_T$ )	13,9486 m
Tinggi cairan (h)	10,6528 m
Tebal <i>shell</i> ( $T_s$ )	0,6250 in
Tebal tutup atas ( $T_h$ )	0,6250 in
Tebal alas tangki (t)	5,6289 in
Tekanan desain (Pd)	: 27,620 psi = 1,879 atm

## BAB VI UTILITAS

Utilitas adalah unit pendukung yang berfungsi untuk memastikan kelancaran proses produksi. Unit ini bertujuan untuk memenuhi, menyediakan, dan ssberjalan lancar dan sesuai dengan standar yang ditetapkan. Berdasarkan kebutuhan, utilitas yang diperlukan dalam pabrik gliserol ini meliputi beberapa hal, antara lain:

### 6.1 Unit Penyediaan Steam

Kebutuhan uap panas (steam) di pabrik ini bertujuan untuk proses pemanasan. Steam yang dihasilkan akan digunakan sebagai media pemanas pada Tabel 6.1

Tabel 6. 1 Kebutuhan Steam

No	Nama Alat	Jumlah steam (kg/jam)
1	Heater 1	8,067
2	Heater 2	1,558
3	Fat Splitting	1.727,996
4	Evaporator	41,679
5	Bleaching Tank	1,849
<b>Total</b>		<b>1.781,1503</b>

Steam untuk pabrik bioetanol dihasilkan melalui boiler. Air umpan boiler terlebih dahulu diolah agar memenuhi standar air ketel, guna mencegah terbentuknya kerak dan korosi pada boiler. Untuk mengantisipasi kemungkinan kebocoran steam selama distribusi, jumlah steam yang disediakan ditingkatkan 20% dari kebutuhan total. Akibatnya, total produksi steam mencapai 2.094,223196 kg/jam. Overdesign ini diperlukan untuk kebutuhan selama start-up pabrik, sedangkan untuk kebutuhan operasional berikutnya digunakan make-up water dari kelebihan air umpan boiler, sebesar 469 kg/jam.

## 6.2 Unit Penyediaan Air

Kebutuhan air untuk pabrik ini dipenuhi dari air sungai di sekitar lokasi pabrik. Air tersebut akan diproses terlebih dahulu agar memenuhi standar yang diperlukan sebelum digunakan dalam operasional pabrik.

### 6.2.1 Air Umpan Boiler

Air umpan boiler adalah bahan baku untuk pembuatan steam yang digunakan sebagai media pemanas. Berdasarkan perhitungan di Lampiran D, kebutuhan air umpan boiler mencapai 2.346.10 kg/jam.

Syarat kandungan bahan maksimal dalam air umpan boiler, agar boiler tidak mudah mengalami pembentukan kerak, dapat dilihat pada Tabel 6.2

Tabel 6. 2 Persyaratan Air Umpan Boiler

Parameter	Range (ppm)
Total padatan tidak terlarut ( <i>Total Suspended Solid</i> )	$\leq 3.500$
Alkalinitas	$\leq 700$
Total padatan terlarut ( <i>Total Dissolved Solid</i> )	$\leq 300$
Silika	60 - 100
Besi	$\leq 0,1$
Oksigen	$\leq 0,007$
Kesadahan	$\leq 0$
Residu fosfat	$\leq 140$
Lemak/minyak	$\leq 7$
Kekeruhan	$\leq 175$

Sumber:Perry's 6<sup>th</sup>,1973

Untuk memenuhi persyaratan di atas, air umpan boiler harus melalui proses pengolahan terlebih dahulu, yaitu melalui:

1. Demineralisasi: Proses ini bertujuan untuk menghilangkan ion-ion yang dapat mengganggu, seperti ion kalsium, magnesium, dan lainnya, yang dapat menyebabkan kerak pada boiler.
2. Deaerasi: Proses ini bertujuan untuk menghilangkan gas-gas terlarut, seperti oksigen dan karbon dioksida, yang dapat menyebabkan korosi pada sistem boiler.

Kedua proses ini penting untuk menjaga kualitas air umpan boiler agar sesuai dengan standar dan mencegah masalah pada boiler.

#### 6.2.2 Air Sanitasi

Air sanitasi digunakan untuk memenuhi kebutuhan karyawan, laboratorium, taman, serta kebutuhan lainnya. Berdasarkan perhitungan di Lampiran D, kebutuhan air sanitasi adalah sebesar 306,25 kg/jam. Air sanitasi yang dipergunakan harus memenuhi syarat kualitas air sebagai berikut:

- a. Syarat Fisik
  1. Berada dibawah suhu udara
  2. Warna jernih
  3. pH netral
  4. Tidak berbusa
  5. Kekeruhan kurang dari 1 ppm  $\text{SiO}_2$
  6. Tidak berasa
  7. Tidak berbau

b. Syarat Kimia

1. Tidak mengandung logam berat seperti Pb, As, Cr, Cd, Hg
2. Tidak mengandung zat-zat kimia beracun

c. Syarat Mikrobiologis

Air sanitasi tidak boleh mengandung mikroorganisme, terutama kuman atau bakteri patogen, yang dapat mengubah sifat fisik air atau menimbulkan risiko kesehatan. Bakteri patogen seperti *Escherichia coli* dan *Salmonella* harus sepenuhnya tidak ada dalam air sanitasi, untuk memastikan bahwa air aman digunakan dan tidak menimbulkan penyakit bagi pengguna.

6.2.3 Air Pendingin

Air pendingin digunakan untuk peralatan yang memerlukan pendinginan, seperti kondensor dan cooler. Berdasarkan perhitungan di Lampiran D, kebutuhan air pendingin mencapai 20.886.479 kg/jam. Agar air pendingin efektif dan tidak merusak peralatan, kualitas air harus memenuhi syarat berikut:

1. Tidak menimbulkan kerak: Kandungan mineral seperti kalsium dan magnesium harus minimal untuk mencegah pembentukan kerak.
2. Tidak menyebabkan korosi: Air harus bebas dari zat-zat yang bisa menyebabkan korosi, seperti oksigen terlarut dan logam berat.
3. Memperkecil laju pertumbuhan bakteri: Air harus diberi perlakuan untuk menghambat pertumbuhan mikroorganisme, misalnya dengan penggunaan biocida atau klorin.
4. Kekkeruhan rendah: Air harus jernih dan bebas dari padatan tersuspensi yang dapat menyumbat sistem pendingin.

Syarat ini bertujuan untuk menjaga performa peralatan dan mencegah kerusakan pada sistem pendinginan.

1. pH : 7,3 - 7,8
2. Conductivity : <3000 Mhos/cm
3. Ca - H : 400-600
4. Free chlorine : 0,2 - 0,5 ppm
5. PO<sub>4</sub> : 5,0 - 7,0

#### 6.2.4 Air Proses

Air proses digunakan dalam berbagai tahapan produksi yang memerlukan tambahan air, seperti pengenceran. Berdasarkan perhitungan di Lampiran D, kebutuhan air proses mencapai 18.249,5783 kg/jam. Air ini harus memenuhi standar kualitas tertentu agar tidak mengganggu atau mempengaruhi hasil dari proses produksi yang sedang berlangsung.

#### 6.2.5 Sistem Pengolahan Air

Air yang digunakan berasal dari sungai, yang berarti belum memenuhi standar untuk diproses dan digunakan dalam sanitasi karena masih mengandung zat pengotor. Oleh karena itu, air sungai perlu melalui proses pengolahan terlebih dahulu.

Proses pengolahan air dimulai dengan pemompaan air sungai ke bak penampungan awal. Bak ini berfungsi untuk mengendapkan lumpur atau partikel padat berukuran besar melalui proses gravitasi. Selanjutnya, air dipompa ke tangki clarifier, di mana bahan tersuspensi akan diendapkan dengan penambahan koagulan, seperti larutan alum  $Al_2(SO_4)_3$ . Setelah pencampuran dan pengadukan,



akan terbentuk flok-flok yang mengendap di dasar clarifier. Sementara itu, air jernih yang masih mengandung flok ringan akan dialirkan secara overflow menuju proses filtrasi. Filtrasi menggunakan sandfilter berfungsi untuk menyaring flok yang masih terikat bersama air. Setelah penyaringan, air bersih disalurkan ke bak penampungan air bersih. Dari bak penampungan ini, air diolah lebih lanjut sesuai dengan kebutuhan dan fungsinya masing-masing, tergantung pada penggunaan akhirnya.

a. Air Umpan Boiler

Pelunakan air umpan boiler dilakukan melalui proses demineralisasi untuk menghilangkan ion-ion mineral, yang terdiri dari dua tahap, yaitu melalui tangki kation dan anion exchanger. Proses dimulai dengan mengalirkan air bersih dari bak penampungan menggunakan pompa menuju kation exchanger, di mana ion-ion yang menyebabkan kesadahan (seperti ion bikarbonat, sulfat, dan klor) dihilangkan. Setelah itu, air lunak dialirkan ke anion exchanger untuk menghilangkan anion yang dapat mengganggu proses.

Air lunak yang telah diproses kemudian ditampung di tangki umpan boiler. Untuk menghemat penggunaan air, steam kondensat di-recycle dan dicampurkan dengan air lunak tersebut. Sebelum digunakan kembali, campuran air lunak dan kondensat dipompa ke deaerator untuk menghilangkan gas-gas pengotor. Setelah proses ini, campuran dialirkan ke tangki umpan air boiler, siap untuk digunakan dalam sistem boiler.

b. Air Pendingin

Untuk memenuhi kebutuhan air pendingin, air lunak dipompa langsung ke bak air pendingin, kemudian dialirkan ke peralatan yang membutuhkan pendinginan

menggunakan pompa. Untuk menghemat penggunaan air pendingin, air tersebut di-recycle setelah digunakan. Sebelum dialirkan kembali, air pendingin didinginkan terlebih dahulu di cooling tower, kemudian dialirkan kembali ke bak air pendingin untuk digunakan ulang dalam sistem pendingin.

c. Air Proses

Untuk memenuhi kebutuhan air proses, air lunak dipompa menuju bak air proses dan kemudian dialirkan ke proses produksi sesuai dengan kebutuhan. Air ini digunakan dalam berbagai tahapan produksi yang memerlukan tambahan air, seperti pengenceran atau aplikasi lainnya.

### **6.3 Unit Penyediaan Listrik**

Kebutuhan listrik pada pabrik ini yaitu sebesar 113,9131 kW dipenuhi oleh PT. Perusahaan Listrik Negara (PLN) sebagai sumber listrik utama dan generator pabrik sebagai pemasok listrik cadangan apabila terjadi pemutusan atau gangguan listrik oleh pihak PT PLN. Kebutuhan listrik dimaksudkan untuk memenuhi kebutuhan sebagai berikut:

- a. Pabrikasi/Proses
- b. Penerangan
- c. Alar control
- d. Bengkel dan lainnya

### **6.4 Unit Penyediaan Bahan Bakar**

Generator disediakan untuk menyuplai kebutuhan listrik proses dan utilitas apabila terjadi gangguan listrik dari PLN. Diketahui power faktor untuk generator penggerak mesin diesel sebesar 80%. Bahan bakar yang digunakan untuk generator

adalah minyak solar. Pemilihan jenis bahan bakar yang digunakan berdasarkan pertimbangan sebagai berikut:

- Minyak solar lebih efisien
- Mempunyai nilai bakar yang tinggi
- Menghasilkan emisi yang lebih rendah

Total kebutuhan bahan bakar pada pabrik *Gliserol* dapat dilihat pada Tabel 6.3

Tabel 6. 3 Kebutuhan Bahan Bakar

Penggunaan	Jumlah (l/jam)
Generator	9,9836
<b>Total</b>	<b>9,98360</b>

### 6.5 Unit Pengolahan Limbah

Limbah adalah hasil buangan dari proses produksi. Limbah yang memiliki konsentrasi zat melebihi standar yang ditetapkan harus diolah terlebih dahulu sebelum dibuang ke badan air atau atmosfer. Ini penting karena limbah tersebut mengandung berbagai zat yang dapat merusak lingkungan dan membahayakan kesehatan manusia. Adapun jenis limbah yang dihasilkan sebagai berikut:

#### 1. Limbah Proses

Proses pembuatan gliserol menghasilkan limbah cair.

#### 2. Limbah Cair Hasil Pencucian Peralatan Pabrik

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

#### 3. Limbah Domestik

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

#### 4. Limbah laboratoriu

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

Limbah adalah hasil buangan dari proses produksi. Limbah yang memiliki konsentrasi zat melebihi standar yang ditetapkan harus diolah terlebih dahulu sebelum dibuang ke badan air atau atmosfer. Ini penting karena limbah tersebut mengandung berbagai zat yang dapat merusak lingkungan dan membahayakan kesehatan manusia. Untuk menjaga kelestarian lingkungan, setiap pabrik wajib memiliki unit pengolahan limbah guna mengurangi dampak negatif terhadap lingkungan dan kesehatan. Pengolahan limbah dilakukan diluar Kawasan pabrik yaitu dibawa ke unit pengolahan limbah terdekat.

### 6.6 Spesifikasi Peralatan Utilitas

#### 6.1.1 Boiler (BL-01)

Tabel 6. 4 Spesifikasi Boiler

Komponen	Spesifikasi
Kode	: BL-01
Fungsi	: Menghasilkan <i>saturated steam</i> yang digunakan untuk memenuhi steam pada alat proses
Jenis	: <i>Water tube</i>
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	: 1 Unit
Volume Tangki	: 2,746 m <sup>3</sup>
Diameter	: 1,518 m

### 6.1.2 Bak Pengendapan Awal (BP-01)

Tabel 6. 5 Spesifikasi Bak Pengendapan Awal

Komponen	Spesifikasi
Kode	: BP-01
Fungsi	: Untuk menampung air sungai pada tahap pendahuluan dan mengendapkan partikel partikel berat dalam air yang berasal dari air sungai
Jenis	: Persegi Panjang
Bahan konstruksi	: Beton Bertulang
Volume bak	: 101,3342 m <sup>3</sup>
Panjang	: 5,19 m
Lebar	: 2,59 m
Tinggi	: 5 m

### 6.1.3 Clarifier (CL-01)

Tabel 6. 6 Spesifikasi Clarifier

Komponen	Spesifikasi
Kode	: CL-01
Fungsi	: Mengendapkan flok-flok yang terbentuk dengan penambahan koagulan
Jenis	: Silinder tegak dengan dasar konis
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Volume Tangki	: 50,820m <sup>3</sup>
Diameter Tangki	: 1,163 m
Tinggi Tangki	: 1,163 m
Daya Pengaduk	: 2 Hp

### 6.1.4 Bak Sand Filter (BSF-01)

Tabel 6. 7 Spesifikasi Bak Sand Filter

Komponen	Spesifikasi
Kode	: BSF-01
Fungsi	: Untuk menyaring kotoran- kotoran yang masih tertinggal di dalam air dari tangki clarifier
Jenis	: <i>Garvity sand filter</i>
Bahan konstruksi	: Beton Bertulang
Volume Bak	: 42,349 m <sup>3</sup>
Tinggi saringan pasir	: 14,722 m
Lebar	: 1,857 m
Panjang	: 1,857 m

### 6.1.5 Bak Penampung Air Bersih

Tabel 6. 8 Spesifikasi Bak Air Bersih

<b>Komponen</b>	<b>Spesifikasi</b>
Kode	: BP-02
Fungsi	: Untuk menampung air sebelum dilakukan pendistribusian untuk air sanitasi, air proses, air pendingin dan air umpan boiler
Jenis	: Persegi Panjang
Bahan konstruksi	: Beton Bertulang
Volume Bak	: 101,6391 m <sup>3</sup>
Panjang	: 7,809 m
Lebar	: 2,6030 m
Tinggi	: 5 m

### 6.1.6 Bak Air Sanitasi (BP-03)

Tabel 6. 9 Spesifikasi Air Sanitasi

<b>Komponen</b>	<b>Spesifikasi</b>
Kode	: BP-03
Fungsi	: Untuk menampung air sanitasi dengan penambahan kaporit sbelum didistribusikan pada kebutuhan kantor, lab,toilet dan lainnya
Jenis	: Persegi Panjang
Bahan konstruksi	: Beton Bertulang
Volume Bak	: 4,13575 m <sup>3</sup>
Panjang	: 2,03365 m
Lebar	: 1,016 m
Tinggi	: 2 m

### 6.1.7 Kation Exchanger (KE-01)

Tabel 6. 10 Spesifikasi Kation Exchanger

<b>Komponen</b>	<b>Spesifikasi</b>
Kode	: KE-01
Fungsi	: Untuk mengurangi kesadahan air melalui pertukaran kation
Jenis	: Silinder tegak dengan dasar dan atap datar
Bahan konstruksi	: Carbon Steel SA-283 Grade C
Volume bed	: 791966 m <sup>3</sup>
Tinggi Tangki	: 2,348 m
Diameter	: 3,523 m

### 6.1.8 Anion Excaheger (AE-01)

Tabel 6. 11 Spesifikasi Anion Exchanger

Komponen	Spesifikasi
Kode	: AE-01
Fungsi	: Mengurangi kesadahan air melalui pertukaran anion
Jenis	: Tangki silinder tegak dengan bed resin
Bahan konstruksi	: Carbon Steel SA-283 Grade C
Volume Bed	: 7,91966 m <sup>3</sup>
Diameter	: 2,348m
Tinggi Tangki	: 3,523 m

### 6.1.9 Tangki H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>

Tabel 6. 12 Spesifikasi Tangki Penyimpan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>

Komponen	Spesifikasi
Kode	: T-01
Fungsi	: Melarutkan H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> untuk regenrasi penukar ion
Bentuk	: Silinder Tegak
Bahan konstruksi	: Carbon steel
Jumlah	: 1 unit
Diameter	: 0,3129 m
Tinggi	: 0,6259 m

### 6.1.10 Tangki Penyimpana NaOH

Tabel 6. 13 Spesifikasi Tangki Penyimpanan NaOH

Komponen	Spesifikasi
Kode	: T-02
Fungsi	: Melarutkan NaOH untuk regenrasi penukar ion
Bentuk	: Silinder Tegak
Bahan konstruksi	: Carbon steel
Jumlah	: 1 unit
Diameter	: 0,6998 m
Tinggi	: 1,3990 m

### 6.1.11 Daerator

Tabel 6. 14 Spesifikasi Daerator

Komponen	Spesifikasi
Kode	: D-01
Fungsi	: Penghilangan gas-gas impurities
Bentuk	: Silinder horizontal dengan alas dan tutup torispherical
Bahan konstruksi	: Carbon steel SA-283 grade C
Jumlah	: 1 unit
Volume Tangki	: 2,305 m <sup>3</sup>
Diameter	: 1,3011 m
Tinggi	: 1,165m

### 6.1.12 Bak Air Pendingin

Tabel 6. 15 Spesifikasi Bak Air Pendingin

Komponen	Spesifikasi
Kode	: BP-05
Fungsi	: Menampung air pendingin untuk dialirkan ke peralatan proses yang membutuhkan air pendingin
Bentuk	: Persegi Panjang
Bahan konstruksi	: Beton Bertulang
Jumlah	: 1 unit
Volume Bak	: 49,777 m <sup>3</sup>
Panjang	: 4,70353 m
Lebar	: 2,3588 m
Tinggi	: 3 m

### 6.1.13 Bak Air Proses

Tabel 6. 16 Spesifikasi Bak Air Proses

Komponen	Spesifikasi
Kode	: BP-04
Fungsi	: Menampung sementara air proses sebelum digunakan dipabrik
Bentuk	: Persegi Panjang
Bahan konstruksi	: Beton Bertulang
Jumlah	: 1 unit
Volume Bak	: 44,719 m <sup>3</sup>
Panjang	: 6,68724
Lebar	: 6,68724 m
Tinggi	: 3 m



#### 6.1.14 Cooling Tower

Tabel 6. 17 Spesifikasi Cooling Tower

Komponen	Spesifikasi
Kode	: CT-01
Fungsi	: Mendinginkan kembali air yang sudah digunakan sebagai pendingin pada alat-alat pendingin dan reaktor
Jenis	: Cooling towe induced draft
Luas Menara	: 3,3831 m <sup>2</sup>
Volume	: 20,6783 m <sup>3</sup>
Daya fan	: 1,12 Hp

#### 6.1.15 Tangki Umpan Boiler

Tabel 6. 18 Spesifikasi Umpan Boiler

Komponen	Spesifikasi
Kode	: TP-01
Fungsi	: Menampung air untuk kebutuhan boiler
Bentuk	: Silinder vertical dengan alas dan tutup datar
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA-283 grade C</i>
Jumlah	: 1 unit
Diameter	: 1,943 m
Tinggi	: 2,9154 m
Tebal	: 1 in

#### 6.1.16 Tangki Penyimpanan Bahan Bakar

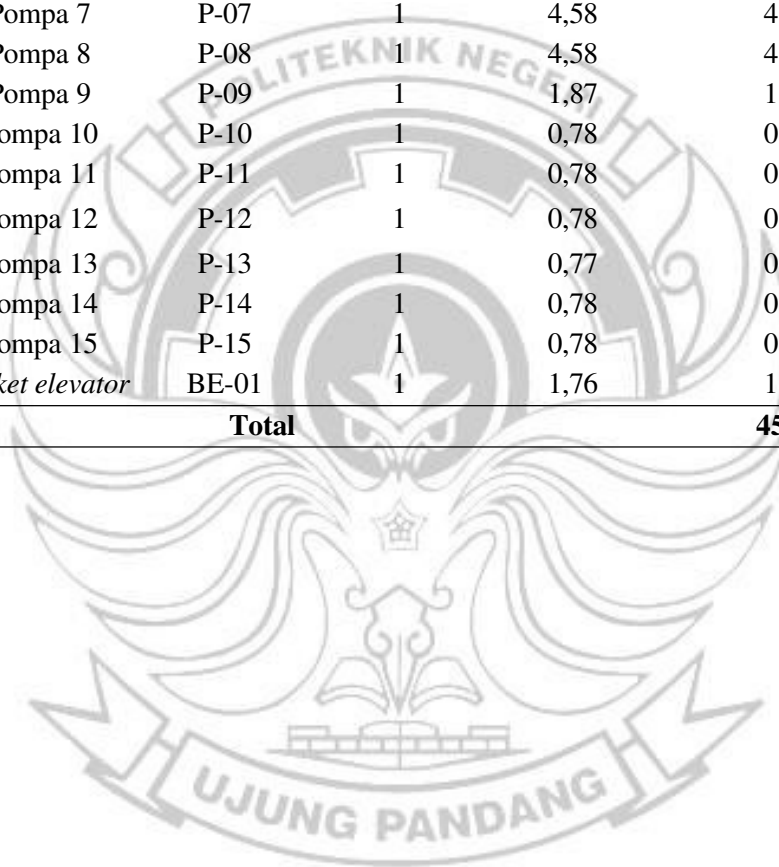
Tabel 6. 19 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Bahan Bakar

Komponen	Spesifikasi
Kode	: TBB-01
Fungsi	: Menyimpan bahan bakar minyak solar
Bentuk	: Silinder tegak tutup alas datar
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA-283 grade C</i>
Jumlah	: 1 unit
Volume	: 10,662 m <sup>3</sup>
Diameter	: 2,3859 m

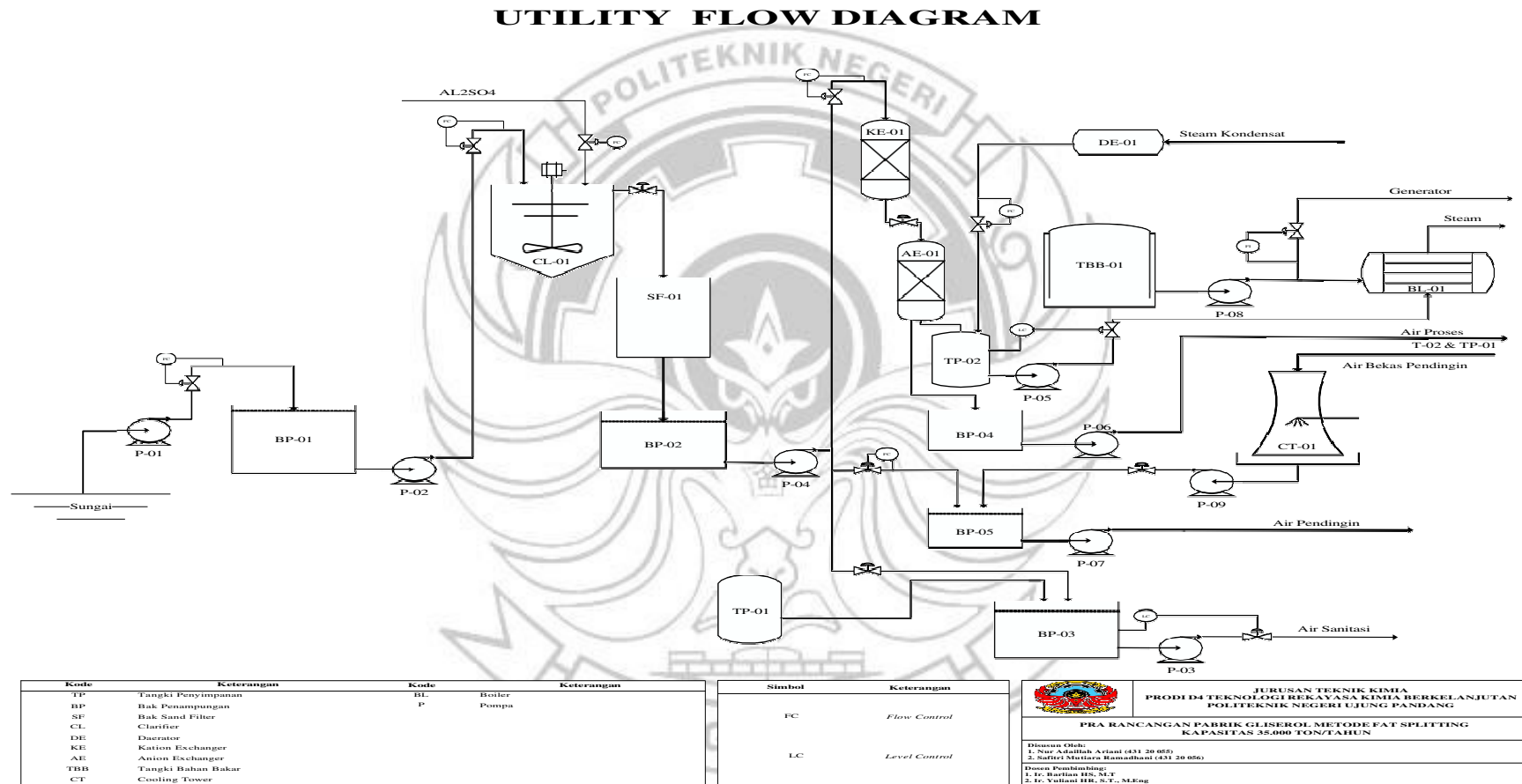
### 6.1.17 Pompa

Tabel 6. 20 Spesifikasi Pompa

No	Nama Alat	Kode Alat	Jumlah Unit	Daya (Hp)	Total Daya (Hp)
1	Pompa 1	P-01	1	4,06	4,06
2	Pompa 2	P-02	1	1,53	1,53
3	Pompa 3	P-03	1	10,32	10,32
4	Pompa 4	P-04	1	4,27	4,27
5	Pompa 5	P-05	1	3,99	3,99
6	Pompa 6	P-06	1	3,89	3,89
7	Pompa 7	P-07	1	4,58	4,58
8	Pompa 8	P-08	1	4,58	4,58
9	Pompa 9	P-09	1	1,87	1,87
10	Pompa 10	P-10	1	0,78	0,78
11	Pompa 11	P-11	1	0,78	0,78
12	Pompa 12	P-12	1	0,78	0,78
13	Pompa 13	P-13	1	0,77	0,77
14	Pompa 14	P-14	1	0,78	0,78
15	Pompa 15	P-15	1	0,78	0,78
16	<i>Bucket elevator</i>	BE-01	1	1,76	1,76
<b>Total</b>					<b>45,52</b>



## 6.7 Diagram Alir Utilitas



Gambar 6. 1 Diagram Alir Utilitas

## BAB VII INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA

### 7.1 Instrumentasi

Sebuah industri, untuk mengendalikan dan mengatur kondisi operasi peralatan agar produk yang dihasilkan sesuai dengan harapan, diperlukan alat kontrol dan instrumentasi. Instrumentasi mencakup berbagai perangkat seperti indikator, perekam, atau pengontrol. Dalam industri kimia, terdapat banyak variabel proses yang perlu dikendalikan, seperti tekanan, ketinggian cairan, kecepatan aliran, dan suhu. Pada pra-rancangan pabrik gliserol ini, instrumentasi yang digunakan terdiri dari alat kontrol otomatis dan manual, tergantung pada sistem peralatan serta pertimbangan teknik dan ekonominya. Tujuan penggunaan alat kontrol ini diharapkan dapat mencapai hal-hal berikut:

- a. Laju produksi bisa dikendalikan dalam batas aman.
- b. Variabel proses dapat dipertahankan pada kondisi operasi yang diinginkan.
- c. Kualitas produk lebih terjamin.
- d. Kondisi-kondisi berbahaya dapat dihindari dengan adanya sensor alarm peringatan jika terjadi masalah pada peralatan, sehingga keselamatan kerja lebih terjamin.
- e. Efisiensi akan meningkat.
- f. Mempermudah pengoperasian alat.

Berikut adalah beberapa alat kontrol atau instrumen yang digunakan di pabrik gliserol:

1. Alat untuk mengontrol atau mengendalikan variabel proses pada suatu titik tertentu, seperti suhu dan aliran. Notasi alat ini adalah:

TC : *Temperature Control*

TC adalah alat yang digunakan untuk mengatur suhu. Mekanisme pengendalian ini memeriksa suhu yang terdeteksi dan membandingkannya dengan nilai kontrol yang diinginkan sebelum mengirimkan sinyal output. Prinsip kerja TC adalah mengontrol pemanasan dan pendinginan dengan menggunakan sensor Resistance Temperature Detector (RTD) atau termokopel untuk membandingkan suhu aktual dengan titik setel yang diinginkan. Jika terjadi perbedaan nilai, alat ini akan mengirimkan sinyal kepada perangkat pengatur suhu seperti elemen pemanas atau komponen pendingin untuk mengendalikan suhu ke titik yang telah diatur sebelumnya.

2. Alat yang digunakan untuk menunjukkan proses yang diinginkan pada suatu titik tertentu. Variabel-variabel yang dimaksud adalah tekanan *pressure control*. Prinsip kerja dari PC ini sama dengan prinsip kerja TC.
3. *Flow control* digunakan untuk mengontrol *flow* suatu aliran.
4. *Level control* digunakan untuk mengontrol level atau tinggi cairan dalam tangki.
5. Alat yang menunjukkan variabel proses yang diinginkan pada suatu titik tertentu. Variabel-variabel yang dimaksud adalah suhu, *weight controller* (WC) (tinggi permukaan), dan aliran (flow). Notasi alat ini adalah:

WC : *Weight Control* (WC)

WC adalah alat yang digunakan untuk mengukur atau mengontrol berat *solid* yang dikeluarkan. Prinsip kerja WC melibatkan penggunaan valve untuk menutup aliran apabila telah mencapai batas kebutuhan.

## **7. 2 Kesehatan Keselamatan Kerja dan Lingkungan Hidup**

### **7. 2. 1 Keselamatan Kerja**

Kesehatan dan keselamatan kerja dalam merancang suatu pabrik merupakan aspek penting yang harus diperhatikan dalam sistem manajemen perusahaan. Hal ini bertujuan untuk melindungi dan memelihara sumber daya yang dimiliki oleh perusahaan, seperti peralatan, fasilitas, dan sumber daya manusia (SDM), dari kejadian kecelakaan yang dapat membahayakan serta merugikan perusahaan (Henri dan Nur, 2019).

Menurut Oktoviana (2023) langkah-langkah yang perlu diperhatikan untuk mengatasi potensi bahaya adalah sebagai berikut:

1. Menggunakan jaket pelindung untuk mencegah kebocoran dalam sistem pemipaan.
2. Mewarnai pipa yang membawa fluida panas dan beracun dengan warna kontras, serta menempatkannya jauh dari jalur lalu lintas karyawan.
3. Memilih tangki yang tahan terhadap tekanan dan korosi, serta dilengkapi dengan manhole dan handhole untuk pemeriksaan dan pemeliharaan.
4. Pencahayaan penerangan pada pabrik harus dipasang memadai.
5. Menyediakan penangkal petir untuk bangunan-bangunan tinggi
6. Menjamin ventilasi yang cukup di laboratorium dan ruang penyimpanan bahan kimia agar sirkulasi udara berjalan dengan baik.
7. Memberikan isolasi khusus pada instalasi listrik di area proses yang tahan terhadap panas

8. Melakukan pemeriksaan secara berkala pada semua peralatan dan instalasi pabrik.
9. Memberikan pemberitahuan atau peringatan tentang alat, lokasi, dan kondisi yang berpotensi berbahaya.
10. Menyesuaikan sistem pemadam kebakaran dengan jenis proses yang ada.

#### 7. 2. 2 Faktor-faktor penyebab kecelakaan kerja

Menurut Handayani & Khaerunnufudz (2022) faktor-faktor yang dapat menyebabkan terjadinya kecelakaan kerja meliputi:

##### 1. Lingkungan Fisik

Lingkungan fisik mencakup mesin, peralatan produksi, dan kondisi lingkungan kerja (seperti suhu, pencahayaan, dan sebagainya). Kecelakaan bisa disebabkan oleh:

- Kerusakan peralatan.
- Kesalahan dalam perencanaan.
- Kesalahan dalam pembelian.
- Penataan peralatan dan bahan produksi yang tidak tepat.
- Ledakan akibat kondisi operasi yang tidak terkontrol

##### 2. Latar belakang pekerja

Karakteristik atau sifat buruk dari pekerja juga dapat menjadi penyebab kecelakaan kerja. Faktor-faktor tersebut meliputi:

- Kurangnya pengetahuan dan keterampilan.
- Motivasi kerja dan kesadaran akan keselamatan kerja yang rendah.
- Ketidakcocokan antara pekerja dan peralatan proses atau lingkungan kerja.

- Ketidakmampuan fisik, mental serta faktor bakat lainnya.

### 3. Sistem manajemen

Sistem manajemen adalah elemen krusial dalam mengatur kedua jenis unsur yang disebutkan di atas. Kesalahan dalam sistem manajemen dapat mengakibatkan kecelakaan kerja, antara lain karena:

- Kurangnya pengawasan terhadap pemeliharaan dan modifikasi.
- Tidak adanya sistem penanggulangan bahaya.
- Prosedur kerja yang tidak diterapkan dengan benar..
- Kurang perhatian terhadap keselamatan kerja

#### 7. 2. 3 Peraturan-peraturan pemerintah terkait dengan K3

Daftar peraturan pemerintah tentang kesehatan dan keselamatan kerja sebagai berikut:

1. Peraturan Pemerintah No. 19 Tahun 1973: Tentang pengaturan dan pengawasan keselamatan kerja di bidang pertambangan.
2. Peraturan Pemerintah No. 7 Tahun 1973: Tentang pengawasan atas peredaran, penyimpanan dan penggunaan pestisida.
3. Peraturan Pemerintah No. 11 Tahun 1979: Tentang keselamatan kerja pada pemurnian dan pengolahan minyak dan gas bumi.
4. Peraturan Pemerintah No. 01 Tahun 2005: Tentang penangguhan mulai berlakunya UU No. 2 Tahun 2004 tentang penyelesaian perselisihan hubungan industrial.



5. Peraturan Pemerintah No. 64 Tahun 2005: Tentang perubahan keempat atas PP No. 14 Tahun 1993 tentang penyelenggaraan program jaminan sosial tenaga kerja.
6. Peraturan Pemerintah No. 15 Tahun 2007: Tentang tata cara memperoleh informasi ketenagakerjaan dan penyusunan serta pelaksanaan perencanaan tenaga kerja.
7. Peraturan Pemerintah No. 76 Tahun 2007: Tentang perubahan kelima atas PP No. 14 tahun 1993 tentang penyelenggaraan program jaminan sosial tenaga kerja.
8. Peraturan Pemerintah Republik Indonesia No. 50 Tahun 2012: Tentang penerapan sistem manajemen keselamatan dan kesehatan kerja.

#### 7. 2. 4 Identifikasi Bahaya dan *Job safety Analysis* (JSA)

##### 1. Identifikasi Bahaya

Identifikasi bahaya dalam dunia industri sangat perlu dilakukan sebagai bentuk upaya pencegahan resiko kecelakaan kerja. Identifikasi bahaya berguna untuk mengatasi dan menghindari kecelakaan kerja. Bahan berbahaya dapat menimbulkan berbagai resiko (*risk*). Bahaya dapat diklasifikasikan berdasarkan sumbernya yaitu:

##### a. Bahaya Kimia

Bahan kimi memiliki berbagai risiko atau bahaya, tergantung pada jenis dan sifatnya. Bahaya bahan kimia diklasifikasi sesuai pada Tabel.7.1

Tabel 7. 1 Klasifikasi Bahaya Berdasarkan Sumber Bahaya

No.	Jenis Bahaya	Resiko	Penanganan
1	Beracun 	Menyebabkan iritasi, saluran pernapasan, iritasi mata, luka bakar jika terkena kulit dan menyebabkan kematian	Menggunakan <i>self contained breathing apparatus (SCBA)</i> untuk menghindari iritasi pada saluran pernapasan, menggunakan alat pelindung mata (kaca mata) dan menggunakan sarung tangan agar terhindari dari tumbahan bahan kimia
2	Mudah meledak 	Mudah meledak atau peka terhadap panas dan guncangan sehingga reaksi kimia cepat	Menyimpanan ditempat yang kering dan jauh dari sumber panas
3	Mudah terbakar 	Mudah terbakar	Menyimpan di tempat yang jauh dari sumber panas
4	Iritasi 	Dapat menyebabkan iritasi pada kulit, tenggorokan, mata dan kulit	Menggunakan APD untuk menghindari kontak langsung dengan bahan kimia
5	Korosif 	Dapat menyebabkan radang secara langsung	Menyimpan ditempat atau wadah tertutup dan tahan korosi

Sumber:MSDS Bahan Kimia, 2024

b. Bahaya Biologi

Bahaya biologi biasanya berasal dari bahaya biokimia dan organisme. Organisme yang dapat memicu timbulnya bahaya biologi seperti bakteri, virus, atau bahkan jamur. Penanganan bahaya ini dapat dilakukan dengan menggunakan alat pelindungan diri.

c. Bahaya Fisika

Bahaya fisika atau fisik adalah risiko yang berasal dari sifat fisik suatu bahan atau situasi yang dapat menyebabkan kerusakan pada manusia, peralatan dan lingkungan.

2. *Job Safety Analysis (JSA)*

*Job safety Analysis* merupakan proses sistematis untuk mengidentifikasi potensi bahaya yang terkait dengan setiap langkah kerja dan menentukan langkah pengendalian risiko tersebut. Menurut Ramli (2011) proses pembuatan *Job Safety Analysis (JSA)* dapat dilakukan dengan 7 tahap yaitu:

a. Pilih pekerjaan yang akan dianalisis

Pembuatan JSA diawali dengan menentukan jenis pekerjaan yang akan dianalisis potensi bahaya yang ditimbulkan. Adapun beberapa hal yang perlu dipertimbangkan yaitu lingkup kerja, waktu dan kondisi pekerjaan.

b. Catat langkah-langkah dalam tugas

Setiap pekerjaan terdiri dari serangkaian kegiatan atau langkah-langkah. Pencatatan daftar langkah dalam tugas untuk menemukan potensi bahaya yang mungkin terjadi.

c. Identifikasi bahaya risiko

Identifikasi bahaya dan risiko untuk menghindari potensi bahaya. Contoh kecil tindakan yang dapat mencegah timbulnya bahaya yaitu dengan mengidentifikasi bahan yang digunakan.

d. Kembangkan langkah-langkah pengendalian

Pengendalian penting dilakukan untuk mengurangi potensi bahaya.

e. Ikuti control prosedur

Penanggung jawab pekerjaan bertanggung jawab atas semua aspek implementasi dan kepatuan terhadap JSA

f. Komunikasi dan terapkan

Komunikasi JSA sangatlah penting, karena dengan adanya komunikasi semua orang dapat mengetahui informasi yang berkaitan dengan JSA. Selain itu disiapkan dokumen mengenai semua aspek pentingnya JSA dilokasi kerja.

g. Pantau pekerjaan dan pertahankan control





Pengawasan dilakukan untuk memastikan bahwa control dipertahankan. Adapun perubahan JSA yang terjadi, pemberian tugas baru, perubahan risiko, perubahan harus diidentifikasi dengan jelas, indentifikasi bahaya dan pengendalian risikonya.


#### 7. 2. 5 Alat Pelindung Diri (APD)

Alat Pelindung Diri (APD) adalah perlengkapan penting untuk menghindari kecelakaan kerja karena pengguna APD berperan krusial dalam memastikan keselamatan di tempat kerja. Ketidakcukupan atau ketidakpakaian APD dapat

meningkatkan risiko kecelakaan. Semua jenis APD harus dipakai dengan benar, mengikuti panduan yang sesuai dengan standar keselamatan kerja (K3L). Beberapa jenis APD antara lain:

Tabel 7. 2 Jenis Alat Perlindungan Diri (APD)

Jenis Alat Pelindung Diri	Kebutuhan dalam Proses	Fungsi
1	2	3
<p>Alat pelindung kepala</p>  <p>Type II Safety Helmet</p>	<p>Semua proses</p>	<p><i>Safety helmet</i> adalah pelindung kepala yang dirancang untuk melindungi kepala dari benturan atau benda yang dapat mengenai kepala secara langsung. <i>Safety helmet</i> tipe II ini dilengkapi dengan busa dengan kepadatan tinggi dan suspense pada bagian dalamnya.</p>
 <p><i>Safety Helmet</i> Kelas G</p>	<p>Khusus instalasi listrik</p>	<p><i>Safety helmet</i> kelas G berfungsi melindungi kepala dari benda yang jatuh dan melindungi diri dari arus listrik sampai dengan 2.200 volt.</p>
<p>Pelindungi mata dan muka</p>  <p><i>Class 1 A Spectacle type</i></p>	<p>Analisa laboratorium</p>	<p>Melindungi mata dan muka dari paparan bahan kimia.</p>
<p>Alat pelindungi telinga</p>  <p><i>Ear plug</i></p>	<p>Semua proses</p>	<p>Melindungi alat pendengaran terhadap kebisingan ataudan tekanan</p>

1	2	3
<p>Alat pelindungi pernapasan</p> 	<p>Semua proses</p>	<p>untuk menyaring udara yang dihirup saat bekerja di lingkungan dengan kualitas udara yang buruk, seperti tempat yang berdebu atau beracun.</p>
<p>Alat pelindung tangan</p> 	<p>Penyediaan bahan baku Utilitas Laboratorium</p>	<p>Melindungi tangan dari pajanan api, suhu panas, arus listrik, dan bahan kimia</p>
<p>Alat pelindung kaki</p> 	<p>Semua proses</p>	<p>alat pelindung yang digunakan saat bekerja di area yang becek atau berlumpur. Biasanya, sepatu ini dilapisi dengan logam untuk melindungi kaki dari benda tajam atau berat, suhu tinggi, cairan kimia, dan berbagai bahaya lainnya.</p>
<p>Pakaian pelindung</p> 	<p>Semua Proses</p>	<p>Melindungi badan Sebagian atau seluruh bagian dari bahaya temperature panas atau dingin yang ekstrim, pajanan api dan badan-benda panas, perciakan bahan-bahan kimia, cairan dan logam panas, uap panas, benturan (impact) dengan mesin, dan peralatan lainnya.</p>

## BAB VIII STRUKTUR ORGANISASI

Organisasi perusahaan berfungsi sebagai platform untuk interaksi antar karyawan guna mencapai tujuan perusahaan. Peran organisasi sangat krusial untuk kesuksesan perusahaan. Organisasi dipandang sebagai wadah, proses, dan sistem yang berfungsi sebagai alat untuk mencapai tujuan bersama (Muspawi dkk, 2023).

### 8.1 Bentuk Perusahaan

Bentuk Perusahaan	: Perseroan Terbatas (PT)
Lapangan Usaha	: Memproduksi gliserol dengan bahan baku CPO dan Air
Lokasi	: Mamuju, Sulawesi Barat
Kapasitas	: 35.000 ton/tahun

Beberapa alasan mendirikan perusahaan dalam bentuk Perseroan Terbatas (PT) antara lain (Nurfadillah & Qalbi, 2023):

1. Tanggung jawab atas pemegang saham terbatas, hal ini disebabkan segala sesuatu yang berkaitan dengan kelancaran produksi akan dipegang oleh pemimpin perusahaan.
2. Modal mudah dapat diperoleh dengan mudah, tidak hanya dari bank tetapi juga melalui penjualan saham. Saham adalah surat berharga yang diterbitkan oleh perusahaan, dan pemilik saham berarti telah menyetorkan modal ke perusahaan serta memiliki hak di dalamnya.
3. Keberlangsungan perusahaan lebih terjamin karena tidak terganggu oleh perubahan dalam kepemilikan saham, direksi, atau karyawan.

## 8. 2 Struktur Organisasi

Struktur organisasi adalah sistem yang mengatur tugas, pelaporan, dan komunikasi, menghubungkan pekerjaan individu dengan kelompok. Struktur ini biasanya menentukan cara tugas dan pekerjaan dibagi, dikelompokkan, dan dikoordinasikan secara formal. Pernyataan ini mencakup enam unsur utama: spesialisasi pekerjaan, departementalisasi, rantai komando, rentang kendali, sentralisasi, dan desentralisasi (Iman, 2022). Berbagai bentuk struktur organisasi umumnya memiliki keunggulan dan kelemahan masing-masing. Menurut Nurlia (2019), terdapat beberapa bentuk organisasi, antara lain:

### 1. Bentuk Organisasi Lini (*Line Organization*)

Organisasi lini dikembangkan oleh Henry Fayol, di mana tipe organisasi ini memiliki garis wewenang dan kekuasaan yang terhubung langsung secara vertikal dari atasan ke bawahan. Meskipun sering disamakan dengan tipe organisasi, pengertian bentuk organisasi sebenarnya berbeda dari tipe organisasi.

Keunggulannya:

- a) Kesatuan pimpinan dan prinsip kesatuan komando tetap terjaga sepenuhnya.
- b) Garis komando dan pengendalian tugas jelas, menghindari kebingungan karena pimpinan langsung berhubungan dengan karyawan.
- c) Proses pengambilan keputusan, kebijakan, dan instruksi dilakukan dengan cepat.
- d) Pengawasan ketat terhadap aktivitas karyawan dapat dilakukan dengan baik..
- e) Kedisiplinan dan semangat kerja karyawan umumnya tinggi.
- f) Koordinasi relatif mudah dilakukan.



- g) Rasa solidaritas dan semangat tim di kalangan karyawan umumnya tinggi, karena mereka saling mengenal.

Kelemahannya:

- a) Tujuan pribadi pemimpin puncak sering kali tidak dapat dibedakan dari tujuan organisasi..
- b) Adanya kecenderungan pemimpin puncak untuk bertindak secara otoriter atau diktator. .
- c) Kemajuan atau kemunduran organisasi sangat bergantung pada kemampuan pemimpin puncak, karena seluruh wewenang dalam pengambilan keputusan, kebijakan, dan pengendalian dipegang oleh satu orang.
- d) Organisasi secara keseluruhan terlalu bergantung pada satu individu.
- e) Pengembangan dan kaderisasi bawahan kurang mendapat perhatian, karena mereka tidak dilibatkan dalam perencanaan, pengambilan keputusan, dan pengendalian.
- f) Rencana, keputusan, kebijakan, dan pengendalian sering kali kurang efektif akibat keterbatasan manusia.

## 2. Bentuk Organisasi Lini dan Staf (*Line and staff organization*)

Bentuk organisasi lini dan staf pada dasarnya adalah kombinasi dari organisasi lini dan organisasi fungsional. Prinsip kesatuan komando tetap dipertahankan, dengan pelimpahan wewenang secara vertikal dari pemimpin puncak kepada pimpinan di bawahnya. Pemimpin puncak tetap memiliki hak penuh untuk menetapkan keputusan, kebijakan, dan merealisasikan tujuan perusahaan.

Keunggulannya:

- a) Prinsip kesatuan pimpinan tetap terjaga, karena pimpinan berada di tangan satu orang saja.
- b) Adanyapengelompokan wewenang, yaitu wewenang lini dan wewenang staf.
- c) Tugas dan tanggung jawab antara pimpinan, staf, dan pelaksana dibagi dengan jelas.
- d) Pimpinan memiliki bawahan tertentu, sementara bawahan hanya memiliki satu atasan tertentu
- e) Bawahan hanya menerima perintah dan bertanggung jawab kepada satu atasan tertentu.

Kelemahannya:

- a) Kelompok pelaksana sering bigung untuk membedakan perintah atau bantuan nasihat
- b) Solidaritas dan esprit de corps karyawan kurang, karena mereka tidak saling mengenal
- c) Persaingan tidak sehat sering terjadi, karena setiap unit atau bagian menganggap tugasnya yang paling penting.

### 3. Bentuk Organisasi Fungsional

Bentuk organisasi fungsional diciptakan oleh F.W. Taylor dan disusun berdasarkan sifat dan jenis pekerjaan yang harus dilakukan.

Keunggulannya:

- a) Spesialisasi karyawan dapat dikembangkan dan dimanfaatkan secara optimal.
- b) Keuntungannya adanya spesialisasi dapat diperoleh seoptimal mungkin.
- c) Karyawan menjadi terampil di bidang masing-masing

- d) Efisiensi dan produktivitas dapat ditingkatkan.
- e) Solidaritas, moral dan kedisiplinan karyawan yang mengerjakan pekerjaan yang sama cenderung tinggi.

Kelemahannya:

- a) Bawahan sering bingung karena menerima perintah dari beberapa atasan.
- b) Pekerjaan kadang-kadang menjadi sangat membosankan bagi karyawan.
- c) Karyawan sulit melakukan rotasi tugas (*tour of duty*) karena spesialisasi yang mendalam, kecuali setelah mengikuti pelatihan terlebih dahulu.
- d) Karyawan cenderung terlalu fokus pada bidang atau spesialisasinya, sehingga koordinasi secara menyeluruh sulit dilakukan
- e) Solidaritas kelompok yang berlebihan sering terjadi, yang dapat menimbulkan pengkotak-kotakan diantara karyawan.

#### 4. Bentuk Organisasi Lini, Staf dan Fungsional

Bentuk organisasi lini, staf, dan fungsional merupakan kombinasi dari organisasi lini, lini dan staf, serta fungsional. Bentuk ini biasanya diterapkan pada organisasi yang besar dan kompleks. Pada tingkat Dewan Komisaris (board of directors) diterapkan tipe organisasi lini dan staf, sementara pada tingkat manajer menengah diterapkan tipe organisasi fungsional. Organisasi ini menggabungkan keunggulan dan menghilangkan kelemahan dari ketiga tipe organisasi tersebut.

#### 5. Bentuk Organisasi Komite

Organisasi komite (committees organization) adalah organisasi di mana setiap anggota memiliki wewenang yang sama dan kepemimpinan bersifat kolektif.

Dalam organisasi ini, kepemimpinan adalah "kolektif presidium" atau "plural executive," dan komite bersifat manajerial.

Keunggulannya:

- a) Keputusan yang diambil relatif lebih baik karena diputuskan oleh beberapa orang
- b) Kecenderungan untuk bertindak secara otoriter atau diktator dapat dicegah
- c) Pembinaan dan partisipasi dapat ditingkatkan.

Kelemahannya:

- a) Penanggung jawab keputusan kurang jelas karena keputusan merupakan keputusan bersama.
- b) Waktu yang diperlukan untuk mengambil keputusan lebih lama dan biayanya besar.
- c) Tirani mayoritas bisa terjadi, memaksakan keinginan melalui voting.

Pengelolaan perusahaan direncanakan menggunakan sistem line and staff organization. Pemilihan sistem ini didasarkan pada beberapa prinsip yang akan dijadikan sebagai pedoman, antara lain:

1. Sistem pembagian tugas dan wewenangnya jelas.
2. Kesatuan perintah dan tanggung jawab.
3. Sistem *control* atas pekerjaan yang telah dilaksanakan.
4. Kepemimpinan terpusat pada satu tangan untuk mencegah kebingungan dalam menjalankan tugas
5. Keputusan dapat dijalankan dengan cepat.

Bentuk organisasi yang dipilih pada pra rancangan pabrik dari ke lima bentuk organisasi yang telah dijelaskan dipilih bentuk organisasi lini dengan mempertimbangkan beberapa hal dari segi keunggulan dan kelemahannya.

### **8.3 Tugas dan Wewenang**

Pembagian tugas dan wewenang sangat penting dalam operasi perusahaan, karena hal ini menjadi tolok ukur kelancaran operasional perusahaan. Tugas dan wewenang masing-masing jabatan dapat dilihat pada gambar 8.1

#### **8.3.1 Direktur Utama**

Direktur utama sering disebut juga dengan *Chief Executive Officer* (CEO) dalam konteks internasional, merupakan jabatan tertinggi dalam suatu perusahaan atau organisasi yang bertanggung jawab secara langsung atas operasional dan pengambilan keputusan strategi perusahaan. Direktur utama memegang peranan kunci dalam mengarahkan perusahaan untuk mencapai tujuan-tujuan jangka pendek maupun jangka panjang, serta memastikan keberlanjutan pertumbuhan dan profitabilitas. Adapun tugas dan wewenang direktur utama sebagai berikut:

1. Direktur Utama memimpin pengembangan visi jangka panjang perusahaan dan bertanggung jawab atas perumusan strategi yang mendukung tujuan bisnis.
2. Direktur Utama bertanggung jawab kepada dewan direksi dan pemegang saham atas kinerja perusahaan. Direktur utama dapat melaporkan kemajuan, tantangan, dan hasil kepada pemegang saham secara berkala, serta memimpin Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS).

3. Direktur Utama juga mengawasi kegiatan operasional harian perusahaan melalui manajemen senior seperti direktur operasional, keuangan, pemasaran, dan sebagainya.
4. Direktur utama memiliki kewenangan untuk menandatangani perjanjian, kontrak, dan kesepakatan yang mengikat perusahaan.
5. Otoritas penuh atas semua level manajemen di bawahnya, dan berhak memberikan arahan serta melakukan evaluasi terhadap kinerja para eksekutif dan manajer.

#### 8.3.2 Sekertaris

Sekretaris memiliki peran untuk menjaga kelancaran operasional administrasi. Peran sekretaris tidak hanya terbatas pada tugas-tugas administratif umum, tetapi juga mencakup pengelolaan informasi yang berhubungan dengan kegiatan operasional, produksi, manajemen, dan logistik. Berikut adalah beberapa tugas dan wewenang sekretaris sebagai berikut:

1. Sekretaris bertanggung jawab untuk mengelola dokumen-dokumen penting seperti surat-menyurat, laporan produksi, laporan keuangan, serta dokumen terkait perizinan perusahaan.
2. Sekretaris mengelola korespondensi perusahaan, termasuk komunikasi dengan pemasok, klien, dan pihak eksternal lainnya.
3. Menyusun laporan berkala, seperti laporan aktivitas bulanan, laporan keuangan dasar, atau laporan operasional lainnya yang diminta oleh pimpinan.

4. Sekretaris memiliki wewenang dalam berhubungan dengan pihak eksternal, seperti vendor, pemasok, atau klien, terkait hal-hal administratif atau logistik yang dibutuhkan perusahaan.
5. Mengatur dan menyampaikan informasi penting antar departemen atau tim, serta memastikan kelancaran arus komunikasi di dalam perusahaan.

### 8.3.3 Staf Ahli

Staf ahli adalah individu yang ditunjuk untuk memberikan saran dan panduan yang bersifat teknis atau khusus kepada pejabat publik atau pemimpin organisasi dalam berbagai bidang tertentu. Staf ahli biasanya memiliki keahlian yang mendalam dalam area tertentu, seperti ekonomi, hukum, politik, teknologi, atau bidang lain yang relevan dengan posisi yang mereka dukung. Adapun tugas dan wewenang staf ahli sebagai berikut:

1. Melakukan riset untuk memahami perkembangan terbaru dalam bidang spesifik mereka dan bagaimana hal tersebut mempengaruhi kebijakan atau keputusan.
2. Staf ahli dapat berbicara atau memberikan pernyataan resmi atas nama pejabat yang mereka dukung, terutama dalam hal teknis atau spesifik.
3. Memiliki akses ke informasi dan data yang mungkin tidak tersedia untuk umum atau untuk personel lain di organisasi.
4. Membantu dalam merancang dan melaksanakan kebijakan atau program yang sesuai dengan rekomendasi mereka
5. Mengumpulkan, menganalisis, dan menafsirkan data untuk memberikan pandangan yang berbasis bukti.

#### 8.3.4 P & E Manager

P & E Manager, yang sering kali merujuk pada "Project and Engineering Manager", adalah posisi yang penting dalam berbagai industri, terutama dalam sektor teknik dan konstruksi. P & E Manager bertanggung jawab untuk mengelola proyek-proyek teknik dan memastikan bahwa semua aspek teknis dan proyek berjalan sesuai dengan rencana, anggaran, dan waktu yang ditentukan. P & E Manager adalah profesional yang mengawasi dan mengelola proyek-proyek teknik, mulai dari perencanaan hingga implementasi dan penyelesaian. Mereka bertindak sebagai penghubung antara tim teknik, manajemen proyek, dan pemangku kepentingan lainnya untuk memastikan bahwa proyek dilakukan dengan efisien dan efektif. Adapun tugas dan wewenang P & E manager sebagai berikut:

1. Mengembangkan rencana proyek yang mencakup tujuan, anggaran, jadwal, dan sumber daya yang diperlukan dan menetapkan sasaran proyek serta menentukan metodologi yang akan digunakan untuk mencapainya.
2. Menetapkan tugas, memantau kemajuan, dan memberikan bimbingan serta dukungan kepada anggota tim.
3. Mengkoordinasikan kegiatan antara berbagai departemen atau tim untuk memastikan keterpaduan dan kelancaran proyek
4. Memiliki wewenang untuk membuat keputusan terkait perencanaan dan pelaksanaan proyek, termasuk perubahan dalam jadwal, anggaran, dan sumber daya.
5. Berwenang untuk mengalokasikan dan mengatur sumber daya (seperti tenaga kerja, peralatan, dan bahan) yang diperlukan untuk proyek.



### 8.3.5 Menager Umum & Keuangan

Manager Umum & Keuangan adalah posisi manajerial yang memadukan tanggung jawab dalam pengelolaan operasi umum dan keuangan sebuah organisasi. Manager umum dan keuangan bertugas untuk memastikan bahwa seluruh aspek operasional dan keuangan perusahaan berjalan dengan efisien, sesuai dengan strategi dan tujuan perusahaan. Adapun tugas dan wewenangnya sebagai berikut:

1. Menyusun anggaran tahunan, merencanakan dan mengelola alokasi dana, serta memastikan penggunaan anggaran yang efisien.
2. Mengawasi kegiatan operasional sehari-hari dan memastikan bahwa semua departemen berfungsi secara harmonis untuk mencapai tujuan perusahaan.
3. Memastikan bahwa sumber daya (seperti tenaga kerja, peralatan, dan fasilitas) dikelola dengan baik dan digunakan secara optimal.
4. Berpartisipasi dalam perencanaan strategis perusahaan dengan mengembangkan dan menerapkan strategi keuangan dan operasional yang selaras dengan tujuan jangka panjang perusahaan.
5. Berwenang untuk mengembangkan, menerapkan, dan menegakkan kebijakan serta prosedur terkait keuangan dan operasional.

### 8.3.6 HR dan Umum

HR dan Umum adalah posisi manajerial yang biasanya menggabungkan tanggung jawab dalam pengelolaan sumber daya manusia (HR) serta pengelolaan operasional umum di sebuah organisasi. HR dan umum bertugas untuk memastikan bahwa aspek-aspek terkait SDM dan operasi umum berjalan dengan efektif, efisien,

dan sesuai dengan kebijakan serta strategi perusahaan. Adapun tugas dan wewenangnya sebagai berikut:

1. Mengembangkan dan mengimplementasikan program pelatihan dan pengembangan untuk meningkatkan keterampilan dan kompetensi karyawan.
2. Menyusun dan mengelola anggaran untuk kegiatan operasional umum, termasuk pengelolaan biaya dan pengeluaran.
3. Mengembangkan dan menerapkan kebijakan dan prosedur terkait HR dan operasional umum.
4. Berwenang untuk mengelola dan mengalokasikan anggaran untuk kegiatan HR dan operasional umum, termasuk persetujuan pengeluaran.
5. Berwenang untuk menjalin hubungan dengan penyedia layanan eksternal, seperti agen rekrutmen, penyedia pelatihan, dan penyedia layanan fasilitas.

#### 8.3.7 Supervisor

Supervisor adalah seorang pemimpin atau manajer di tingkat operasional yang bertanggung jawab untuk mengawasi dan mengarahkan pekerjaan sehari-hari dari tim atau individu dalam sebuah organisasi. Supervisor memainkan peran kunci dalam memastikan bahwa pekerjaan dilakukan sesuai dengan standar yang ditetapkan, serta memfasilitasi komunikasi dan koordinasi antara manajemen dan staf. Supervisor terbagi menjadi beberapa bagian pada pra rancangan pabrik gliserol yaitu:

##### a. Supervisor Produksi

Supervisor Produksi adalah posisi manajerial yang bertanggung jawab untuk mengawasi dan mengelola aktivitas produksi di pabrik atau fasilitas manufaktur.

Tugas utamanya adalah memastikan bahwa proses produksi berjalan lancar, efisien, dan sesuai dengan standar kualitas serta target produksi.

b. Supervisor Riset

Supervisor riset adalah seorang profesional yang bertanggung jawab untuk mengawasi dan mengelola kegiatan riset dalam sebuah organisasi atau institusi.

Supervisor riset memainkan peran kunci dalam memastikan bahwa proyek riset dilakukan dengan efisien, akurat, dan sesuai dengan tujuan yang ditetapkan.

c. Supervisor Administrasi

Supervisor Administrasi adalah posisi yang bertanggung jawab untuk mengelola dan mengawasi fungsi administratif di sebuah organisasi.

Supervisor administrasi memastikan bahwa semua tugas administratif berjalan dengan lancar, mendukung efisiensi operasional, dan memenuhi standar kebijakan perusahaan.

d. Supervisor Corporate Finance

Supervisor corporate finance adalah posisi yang bertanggung jawab untuk mengawasi dan mengelola fungsi keuangan perusahaan pada tingkat korporat.

Supervisor corporate finance memainkan peran kunci dalam merencanakan, mengelola, dan menganalisis aspek-aspek keuangan yang strategis untuk mendukung keputusan bisnis dan memastikan kesehatan keuangan perusahaan.

e. Supervisor Human Resource Development

Supervisor Human Resource Development (HRD) adalah posisi yang fokus pada pengelolaan dan pengembangan sumber daya manusia dalam organisasi.

Tugas utamanya melibatkan perencanaan, pelaksanaan, dan evaluasi program-

program pelatihan dan pengembangan untuk meningkatkan keterampilan dan kompetensi karyawan.

f. Supervisor Hubungan Masyarakat

Supervisor Hubungan Masyarakat (Public Relations Supervisor) bertanggung jawab untuk mengelola dan mengawasi strategi serta aktivitas hubungan masyarakat di sebuah organisasi. Peran ini fokus pada membangun dan memelihara citra positif perusahaan, berkomunikasi dengan publik, dan menangani berbagai aspek komunikasi eksternal.

g. Supervisor Keamanan

Supervisor keamanan adalah posisi yang bertanggung jawab untuk memastikan keamanan dan keselamatan di tempat kerja, termasuk melindungi aset perusahaan, karyawan, dan informasi dari ancaman atau risiko. Mereka memainkan peran penting dalam pengembangan, implementasi, dan pemantauan kebijakan keamanan.

h. Supervisor Marketing

Supervisor marketing adalah posisi yang bertanggung jawab untuk mengelola dan mengawasi kegiatan pemasaran dalam sebuah organisasi. Supervisor marketing memainkan peran kunci dalam merancang dan melaksanakan strategi pemasaran yang bertujuan untuk meningkatkan visibilitas merek, mempromosikan produk atau layanan, dan mencapai target penjualan.

i. Supervisor QC

Supervisor QC (Quality Control) adalah posisi manajerial yang bertanggung jawab untuk mengawasi dan mengelola kegiatan kontrol kualitas dalam proses

produksi atau operasi. Tugas utamanya adalah memastikan bahwa produk atau layanan yang dihasilkan memenuhi standar kualitas yang ditetapkan dan mematuhi spesifikasi yang diinginkan.

#### 8.3.8 Shift Leader

Shift Leader adalah posisi kunci dalam manajemen operasional yang bertanggung jawab untuk mengawasi dan mengelola aktivitas selama shift kerja tertentu. Shift leader memainkan peran penting dalam memastikan operasi berjalan lancar, efisien, dan sesuai dengan standar perusahaan. Shift leader terbagi menjadi beberapa bagian sebagai berikut:

1. Shift Leader Proses

Shift leader proses berperan penting dalam memastikan operasional. Selain itu, bertanggung jawab terhadap segala sesuatu yang berkaitan dengan proses.

2. Shift Leader Pengendalian

Shift leader pengendalian bertanggung jawab dalam mengawasi kinerja operasional untuk memastikan semua proses berjalan dengan lancar dan sesuai dengan standar yang ditetapkan.

3. Shift Leader Laboratorium

Shift leader laboratorium bertanggung jawab untuk mengkoordinasikan semua aktivitas laboratorium dan memastikan efisiensi dan efektivitas operasional.

4. Shift Leader Riset

Shift leader riset bertanggung jawab untuk mengkoordinasi semua kegiatan riset dan memantau kemajuan eksperimen, pengumpulan data, dan analisis untuk memastikan bahwa metode riset diterapkan dengan benar

#### 5. Shift Leader K3 dan Lingkungan

Shift leader K3 dan lingkungan bertanggung jawab mengenai segala sesuatu yang berkaitan dengan K3 dan lingkungan.

#### 6. Shift Leader Maintences

Shift leader maintences berperan penting dalam mengelola dan mengarahkan kegiatan pemeliharaan operasional.

#### 7. Shift Leader Utilitas

Shift leader utilitas bertanggung jawab dalam mengkoordinasi dan memantau operasi semua utilitas agar dapat beroperasi dengan efisien dan sesuai dengan standar yang ditetapkan.

#### 8.3.9 Staf

Staf adalah istilah umum yang merujuk kepada kelompok orang yang bekerja dalam suatu perusahaan atau unit untuk mendukung operasional dan mencapai tujuan perusahaan tersebut. Staf terdiri dari beberapa bagian diantaranya:

##### a. Staf Proses

Staf proses bertanggung jawab memantau dan mengawasi pelaksanaan proses-proses serta memastikan bahwa semua tahapan dilakukan sesuai dengan rencana.

##### b. Staf Pengendalian

Staf pengendalian bertanggung jawab memantau aktivitas operasional untuk memastikan bahwa semuanya berjalan sesuai dengan prosedur dan standar yang telah ditetapkan.

c. Staf Laboratorium

Staf laboratorium bertanggung jawab dalam penelitian, pengujian, dan menginterpretasikan data hasil laboratorium.

d. Staf Riset

Staf riset bertanggung jawab untuk mengeksplorasi, mengembangkan, dan menerapkan pengetahuan baru diberbagai bidang. Staf riset juga berkerja untuk menghasilkan data, temuan, dan inovasi yang dapat mendukung kemajuan ilmiah, teknologi, atau bisnis.

e. Staf K3 dan Lingkungan

Staf K3 dan Lingkungan bertanggung jawab untuk memastikan bahwa lingkungan kerja aman, sehat dan sesuai dengan regulasi lingkungan yang berlaku. Staf K3 dan Lingkungan focus pada pencegahan kecelakaan, perlindungan Kesehatan karyawan, dan kepatuhan terhadap peraturan lingkungan.

f. Staf Administrasi

Staf administrasi bertanggung jawab untuk melaksanakan berbagai tugas administrative yang mendukung finansial perusahaan.

g. Staf Utilitas

Staf utilitas bertanggung jawab untuk mengelola dan memelihara sistem utilitas dan infrastruktur yang mendukung operasional suatu perusahaan.

h. Staf Maintenance

Staf maintenance bertanggung jawab untuk memastikan bahwa peralatan mesin, dan fasilitas operasional lainnya berfungsi dengan baik melalui pemeliharaan, perbaikan, dan pengelolaan.

i. Staf *Corporate Finance*

Staf *corporate finance* bertanggung jawab untuk mengelola dan merencanakan aspek keuangan dari suatu perusahaan.

j. Staf *Human Resource Development*

Staf *human resource development* bertanggung jawab untuk mengelola dan mengembangkan berbagai aspek pengembangan sumber daya manusia dalam perusahaan.

k. Staf Hubungan Masyarakat

Staf hubungan masyarakat bertanggung jawab untuk mengelola dan membangun hubungan positif antara perusahaan dan publik

l. Staf Marketing

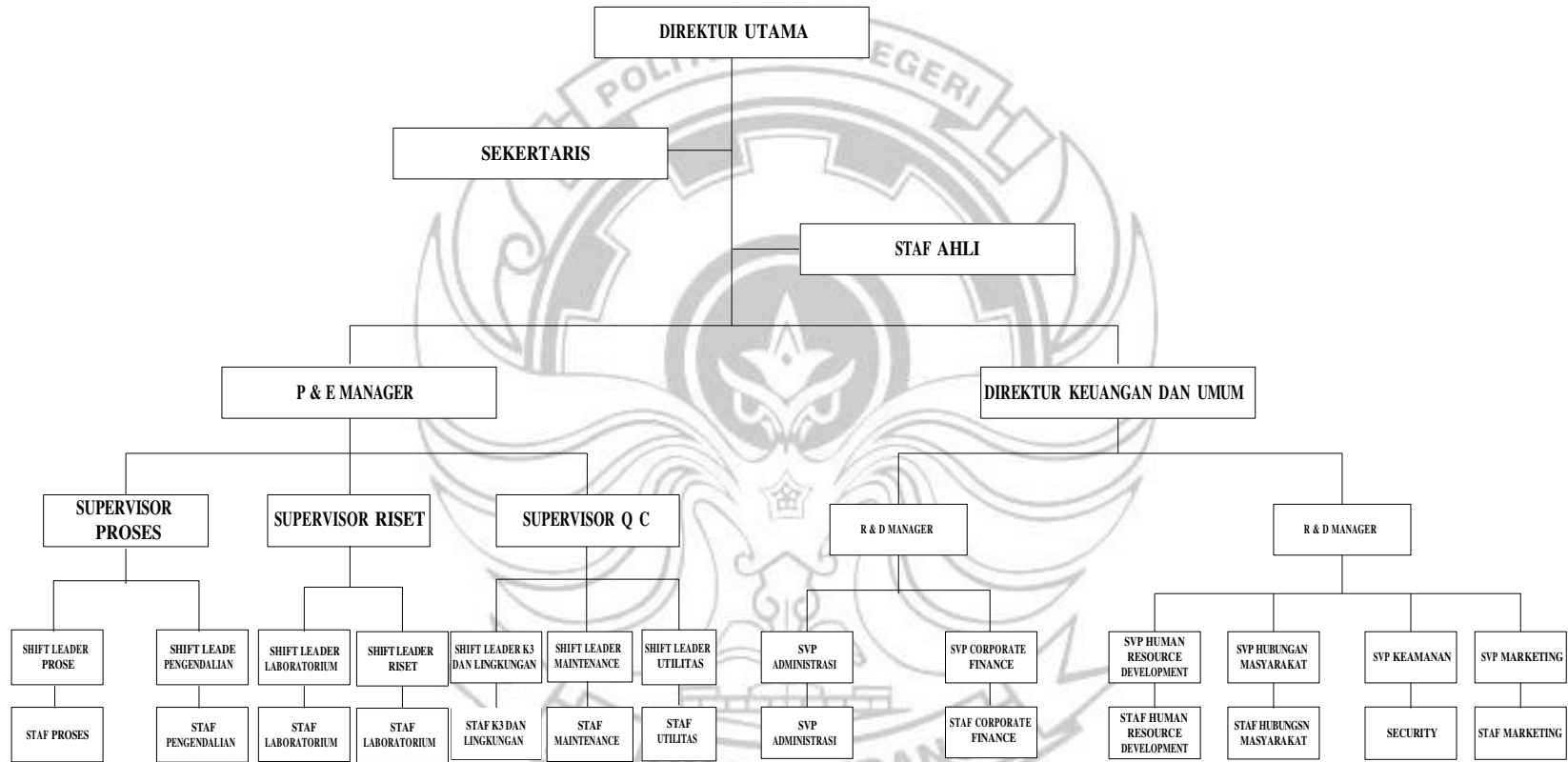
Staf marketing bertanggung jawab untuk merancang, mengimplementasikan, dan mengelola strategi pemasaran yang bertujuan untuk mempromosikan produk atau layanan, meningkatkan penjualan, dan memperkuat posisi produk dipasar.

m. Security

Security bertanggung jawab untuk menjaga keamanan dan keselamatan fasilitas, karyawan dan asset perusahaan.



## STRUKTUR ORGANISASI



Gambar 8. 1 Struktur Organisasi Pra Rancangan Pabrik Gliserol

#### 8. 4 Sistem Kerja

Pabrik gliserol ini beroperasi secara kontinyu selama 330 hari dalam setahun, dengan waktu kerja 24 jam sehari. Untuk memastikan kelancaran produksi serta administrasi dan pemasaran, diterapkan sistem kerja yang mencakup pembagian shift dan *non-shift*.

##### 1. Karyawan *shift*

Karyawan *shift* merupakan karyawan yang langsung menangani prose produksi atau mengatur bagian-again tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan keamanan dan kelancaran proses produksi. Karyawaan *shift* terdiri dari operator produksi bagian laboratotium, bagian keamanan pabrik, Sebagian dari bagian pemeliharaan, dan bagian gudang. Pembagian waktu kerja terdiri dari 3 *shift* dan 4 kelompok, di mana 3 kelompok bekerja dalam shift sementara 1 kelompok libur. Setiap kelompok dipimpin oleh seorang foreman shift. Pengaturan jam kerja untu masing-masing shift adalah sebagai berikut:

- a. *Shift* 1 (Pagi) : Jam 07.00 – 15.00
- b. *Shift* 2 (Sore) : Jam 15.00 – 23.00
- c. *Shift* 3 (Malam) : Jam 23.00 – 07.00

Karyawan yang terkena sistem *shift* bekerja selama 6 hari kerja dan 2 hari libur. Pembagian jam kerja 6 hari adalah dimana grup A bekerja selama 6 hari dengan 2 hari hift I, 2 hari *shift II*, 2 hari *shift III*, dan 2 hari berikutnya libur. Hal ini juga berlaku untuk group B, C, dan D. Selama 1 hari kerja, hanya 3 *shift* yang masuk, sedangkan 1 *shift* libur. Siklus pergantian *shift* sebagai berikut:

Tabel 8. 1 Siklus Pergantian Shift

Grup	Tanggal													
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
Group A	I	I	II	II	III	III			I	I	II	II	III	III
Group B	II	II	III	III			I	I	II	II	III	III		
Group C	III	III			I	I	II	II	III	III			I	I
Group D			I	I	II	II	III	III			1	1	11	11

## 2. Karyawan *non shift*

Karyawan *non-shift* merupakan karyawan yang tidak menangani proses secara langsung. Karyawan yang masuk dalam golongan karyawan *non-shifti* adalah direktur, staf ahli dan manager. Waktu kerja untuk karyawan *non shift* dapat dilihat pada Tabel 8.2:

Tabel 8. 2 Waktu Kerja Karyawan Non shift

Hari	Jam Kerja	Jam Istirahat
Senin s/d Kamis	08.00 – 17.00	12.00 – 13.00
Jum'at	08.00 - 17.00	11.30 -13.00

## 8. 5 Status Karyawan dan sistem gaji

Pada pabrik ini sistem 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. 3 Pendidikan karyawan

Jabatan	Tingkat Pendidikan
1	2
Direktur utama	S2 Manajemen (Pengalaman 5 Tahun)
Sekretaris	S1 Administrasi Perkantoran
Staf ahli	S1 Teknik Kimia/Teknik Industri
P & E Manager	S1 Teknik Kimia, Teknik Elektro
Direktur keuangan dan umum	S2 Ekonomi
Supervisor produksi	S1 Teknik Kimia

1	2
Supervisor riset	S1 Teknik Kimia/Industri
Supervisor Q C	S1 Teknik Kimia
Supervisor Administrasi	S1 Ekonomi dan Manajemen
Supervisor <i>Corporate Finance</i>	S1 AkutansiAdministrasi Bisnis
Supervisor <i>Human Resource Development</i>	S1 Manajemen/Administrasi Bisnis/Hukum
Supervisor Humas dan keamana	S1 Ekonomi/Manajemen
Supervisor marketing	S1 Ekonomi/ Manajemen
Shift Leader Proses	S1 Teknik Kimia
Shift Leader Pengendalian	S1 Teknik Kimia
Shift Leader Laboratorium	S1 Teknik Kimia
Shift Leader Riset	S1 Teknik Kimia
Shift Leader K3 dan Lingkungan	S1 Teknik Lingkungan
Shift Leader <i>Maintenance</i>	S1 Teknik Mesin
Shift Leader Utilitas	S1 Teknik Kimia
Staf Proses	S1/D3 Teknik Kimia
Staf Pengendalian	S1/D3 Teknik Kimia
Staf Laboratorium	S1/D3 Teknik Kimia
Staf Riset	S1 Teknik Kimia
Staf K3 dan Lingkungan	S1/D3 Teknik Lingkungan
Staf Maintenance	S1/D3
Staf Utilitas	S1/D3 Teknik Kimia
Staf Administrasi	S1/D3 Manajemen/Akuntansi
Staf <i>Corporate Finance</i>	S1/D3 Administrasi Bisnis/Akutansi
Staf <i>Human Resource Development</i>	S1/D3 Administarasi Bisnis
Staf Humas	S1/D3 Ilmu Komunikasi
Security	SMU/STM
Staf Marketing	S1/D3 Manajemen
Sopir	SMU/STM
Dokter	S1 Kedokteran
Perawat	S1 Keperawatan
Petugas kebersihan	SLTP/SMU

### 8.5.1 Status Karyawan

Pembagian karyawan terdiri dari tiga golongan:

1. Karyawan tetap

Karyawan tetap adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan berdasarkan keputusan direktur, serta menerima gaji bulanan sesuai dengan posisi, keahlian, dan masa kerja mereka.

2. Karyawan harian

Karyawan harian adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan oleh direktur tanpa perlu surat keputusan resmi. Mereka menerima upah harian yang dibayarkan setengah bulan sekali sesuai dengan jumlah hari kerja mereka.

3. Karyawan tidak tetap (kontrak)

Karyawan tidak tetap adalah karyawan yang bekerja berdasarkan perjanjian kontrak yang telah disepakati dan diberhentikan setelah masa kontrak berakhir. Keselamatan semua karyawan selama jam kerja dijamin dengan asuransi tenaga kerja.

### 8.5.2 Jaminan sosial

Jaminan sosial merupakan suatu hal penting yang harus diperhatikan dalam suatu perusahaan. Hal ini, berkaitan dengan kesejahteraan karyawan yang berkeja di perusahaan. Jaminan sosial yang diberikan pada karyawan berupa gaji, tunjangan dan beberapa fasilitas pendukung yang tersedia.

## 1. Gaji Tenaga kerja

Gaji adalah upah yang diberika kepada para pekerja pada tiap bulannya. Gaji diberikan pada pekerja ditentukan berdasarkan status, tingkat Pendidikan dan masa kerjanya. Adapun pembagian gaji dapat dilihat pada Tabel 8.4

Tabel 8. 4 Gaji Berdasarkan Kedudukan dan Keahlian

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/bln-org(RP)	Gaji/tahun (Rp)
1	2	3	4	5
1	Direktur Utama	1	50.000.000	600.000.000
2	Sekretaris	1	15.000.000	180.000.000
3	Staf ahli	3	10.000.000	540.000.000
4	P & E Manager	1	10.000.000	120.000.000
5	Manager umum dan keuangan	1	10.000.000	120.000.000
6	R & D Manager	1	10.000.000	120.000.000
7	HR dan Umum	1	8.000.000	96.000.000
8	SVP Produksi	1	8.000.000	96.000.000
9	SVP Riset	1	8.000.000	96.000.000
10	SVP Q C	1	8.000.000	96.000.000
11	SVP Administrasi	1	8.000.000	96.000.000
12	SVP Corporate Finance	1	8.000.000	96.000.000
13	SVP Humas	1	8.000.000	96.000.000
14	SVP Human Resource Development	1	8.000.000	96.000.000
15	SVP Keamanan	1	8.000.000	96.000.000
16	SVP Marketing	1	8.000.000	96.000.000
17	Staf proses	32	7.500.000	2.880.000.000
18	Staf pengendalian	3	7.500.000	270.000.000
19	Staf laboratorium	5	7.500.000	450.000.000
20	staf riset	5	7.500.000	450.000.000
21	staf K3 dan Lingkungan	3	7.500.000	270.000.000
22	Staf maintenance	5	7.500.000	450.000.000
23	Staf Utilitas	5	7.500.000	450.000.000
24	Staf administrasi	3	7.500.000	270.000.000
25	Staf corporate finance	3	7.500.000	270.000.000
26	Staf Human resouce Development	3	7.500.000	270.000.000
27	Staf Humas	3	7.500.000	270.000.000
28	Staf marketing	3	7.500.000	270.000.000

1	2	3	4	5
29	Security	3	3.000.000	270.000.000
30	Sopir	4	3.000.000	144.000.000
31	Dokter	2	5.000.000	120.000.000
32	Perawat	2	4.500.000	108.000.000
33	Petugas kebersihan	3	3.000.000	108.000.000
<b>Total</b>		<b>105</b>		<b>9.798.000.000</b>

## 2. Tunjangan dan Fasilitas

Tunjangan dan fasilitas merupakan suatu hal yang diberikan oleh perusahaan untuk meningkatkan kesejahteraan, keselamatan, dan produktifitas karyawan.

Tunjangan dan fasilitas yang diberikan:

### a. Badan Penyelenggaraan Jaminan Sosial (BPJS)

BPJS adalah tunjangan sosial yang diajarkan oleh pemerintah untuk jaminan kecelakaan kerja, kematian dan hari tua. Selain untuk karyawan, BPJS Kesehatan juga diberikan oleh perusahaan bagi istri dan 2 orang anak.

### b. Cuti

Cuti yang diberikan kepada karyawan terdiri dari cuti tahunan, cuti pernikahan, cuti hamil (khusus karyawan). Setiap karyawan berhak mendapatkan cuti tahunan selama 12 hari kerja. Pekerja Wanita berhak mendapatkan cuti hamil selama 3 bulan yaitu 1 bulan sebelum saatnya melahirkan dan 2 bulan sesudah melahirkan. Cuti pernikahan diberikan pada karyawan yang akan menikah atau apabila ada saudara kandung yang menikah.

### c. 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 di bawah 1 tahun akan menerima setengah bulan gaji pokok.

d. Fasilitas pendukung

Fasilitas pendukung yang diberikan perusahaan kepada karyawan diantaranya kantin, klinik, ruang istirahat, dan ruang ibadah. Setiap karyawan berhak memperoleh makanan dan minuman yang disediakan pada jam istirahat. Perusahaan juga menyediakan kotak P3K di sekitar lingkungan perusahaan untuk memberikan pertolongan pertama saat terjadi kecelakaan maupun kasus kesehatan.

Jumlah karyawan yang dibutuhkan didalam perusahaan dapat dilihat pada Tabel

8.5

Tabel 8. 5 Jumlah Karyawan yang Dibutuhkan

No	Jabatan	Jumlah
1	2	3
1	Direktur Utama	1
2	Sekretaris	1
3	Staf ahli	3
4	P & E Manager	1
5	Manager umum dan keuangan	1
6	R & D Manager	1
7	HR dan Umum	1
8	SVP Produksi	1
9	SVP Riset	1
10	SVP Q C	1
11	SVP Administrasi	1
12	SVP Corporate Finance	1
13	SVP Humas	1
14	SVP Human Resource Development	1
15	SVP Keamanan	1
16	SVP Marketing	1
17	Staf proses	32
18	Staf pengendalian	3
19	Staf laboratorium	5
20	staf riset	5



1	2	3
21	staf K3 dan Lingkungan	3
22	Staf maintenance	5
23	Staf Utilitas	5
24	Staf administrasi	3
25	Staf corporate finance	3
26	Staf Human resouce Development	3
27	Staf Humas	3
28	Staf marketing	3
29	Security	3
30	Sopir	4
31	Dokter	2
32	Perawat	2
33	Petugas kebersihan	3
<b>Total</b>		<b>105</b>



## **BAB IX TATA LETAK PABRIK DAN PEMETAAN**

Pengaturan peralatan dan fasilitas dalam sebuah alur proses adalah syarat penting untuk memperkirakan biaya secara akurat sebelum membangun pabrik atau merancang secara rinci di masa depan. Ini mencakup desain pipa, fasilitas bangunan, tata letak peralatan, dan kelistrikan. Informasi ini secara khusus akan memberikan estimasi yang dapat diandalkan terhadap biaya bangunan dan lokasi, sehingga memungkinkan perhitungan biaya yang terperinci sebelum pabrik didirikan.

### **9.1 Deskripsi Tata Letak Pabrik**

Tata letak pabrik adalah pengaturan fasilitas fisik perusahaan yang meliputi susunan departemen, pusat kerja, dan peralatan untuk meningkatkan efisiensi penggunaan peralatan, bahan, dan energi. Tata letak pabrik berperan penting dalam menentukan konstruksi peralatan dan biaya operasional, sehingga harus dirancang dengan mempertimbangkan masalah yang mungkin muncul di masa depan. Hal-hal lain yang perlu diperhatikan dalam menentukan tata letak pabrik:

#### **a. Perluasan Pabrik**

Perluasan pabrik adalah kemungkinan penambahan bangunan di masa depan. Hal ini harus diperhitungkan sejak awal untuk menghindari masalah kebutuhan ruang yang mungkin timbul di kemudian hari. Area khusus perlu dipersiapkan untuk perluasan pabrik, terutama jika ada rencana untuk meningkatkan kapasitas produksi atau mengolah bahan baku sendiri, yang memerlukan penambahan peralatan.

b. Harga Tanah

Harga tanah merupakan faktor pembatas dalam kemampuan penyediaan awal. Jika harga tanah tinggi, diperlukan efisiensi tinggi dalam pemanfaatan tanah. Penggunaan ruang harus disesuaikan dengan area yang tersedia. Jika perlu, ruangan dapat dibuat bertingkat untuk menghemat tempat.

c. Kualitas, kuantitas dan letak bangunan

Kualitas, kuantitas, dan letak bangunan harus memenuhi standar pabrik, termasuk kekuatan fisik serta kelengkapannya, seperti ventilasi, insulasi, dan instalasi. Penempatan bangunan yang teratur akan mempermudah pekerjaan dan perawatan.

d. Keamanan

Faktor yang paling penting adalah keamanan. Meskipun sudah dilengkapi dengan peralatan keamanan seperti hidran, reservoir air, penahan ledakan, dan asuransi pabrik, langkah-langkah pencegahan tetap harus disediakan. Misalnya, tangki bahan baku, produk, dan bahan bakar harus ditempatkan di area khusus dengan jarak antar ruang yang cukup untuk meminimalkan potensi ledakan dan kebakaran.

Tujuan dasar dalam tata letak pabrik, yaitu sebagai berikut:

- a. Integritas secara menyeluruh dari semua factor yang mempunyai proses-proses produksi.
- b. Pengaturan tata letak harus cukup fleksibel.
- c. Kepuasan kerja dan rasa aman dari pekerja dijaga sebaik-baiknya.
- d. Aliran kerja berlangsung secara lancar efektif dan efisien.
- e. Pemindahan jarak yang seminimal mungkin.

Desain pabrik yang rasional mencakup penyusunan area proses, penyimpanan (storage), dan area pemindahan atau area alternatif (handling) di posisi yang efisien, dengan mempertimbangkan faktor-faktor berikut (Petter & Timmerhaus, 2004):

- a) Urutan proses produksi dan kemudahan aksesibilitas operasi: Jika suatu produk perlu diolah lebih lanjut, unit berikutnya harus disusun secara berurutan sehingga sistem perpipaan dan penyusunan letak pompa menjadi lebih sederhana.
- b) Pengembangan lokasi baru atau penambahan/perluasan lokasi yang telah ada sebelumnya.
- c) Bangunan: Menyangkut luas bangunan, kondisi bangunan, dan konstruksinya yang memenuhi syarat.
- d) Distribusi ekonomis dari fasilitas logistik: Menyediakan fasilitas logistik untuk bahan baku dan bahan pelengkap, fasilitas utilitas (pengadaan air, steam, tenaga listrik, dan bahan bakar), serta bengkel untuk pemeliharaan/perbaikan alat dan peralatan pendukung lainnya.
- e) Pertimbangan kesehatan, keamanan, dan keselamatan: Memperhatikan kemungkinan kebakaran atau ledakan.
- f) Masalah pembuangan limbah: Memastikan sistem pembuangan limbah yang efisien dan aman.
- g) Alat-alat yang dibersihkan/dilepas saat Shut Down: Menyediakan ruang yang cukup untuk alat-alat yang dibersihkan atau dilepas selama shut down sehingga tidak mengganggu peralatan lainnya.

- h) Pemeliharaan dan perbaikan: Memastikan adanya fasilitas untuk pemeliharaan dan perbaikan peralatan.
- i) Fleksibilitas dalam perencanaan tata letak pabrik: Mempertimbangkan kemungkinan perubahan proses atau mesin sehingga perubahan yang dilakukan tidak memerlukan biaya tinggi.
- j) Area layanan (service area): Mengatur kantin, tempat parkir, ruang ibadah, dan sebagainya sedemikian rupa sehingga tidak terlalu jauh dari tempat kerja.

Penyusunan tata letak peralatan proses, bangunan, dan elemen lainnya akan mempengaruhi secara langsung investasi modal, biaya produksi, efisiensi kerja, dan keselamatan kerja. Pengaturan tata letak pabrik yang baik menawarkan beberapa keuntungan, antara lain:

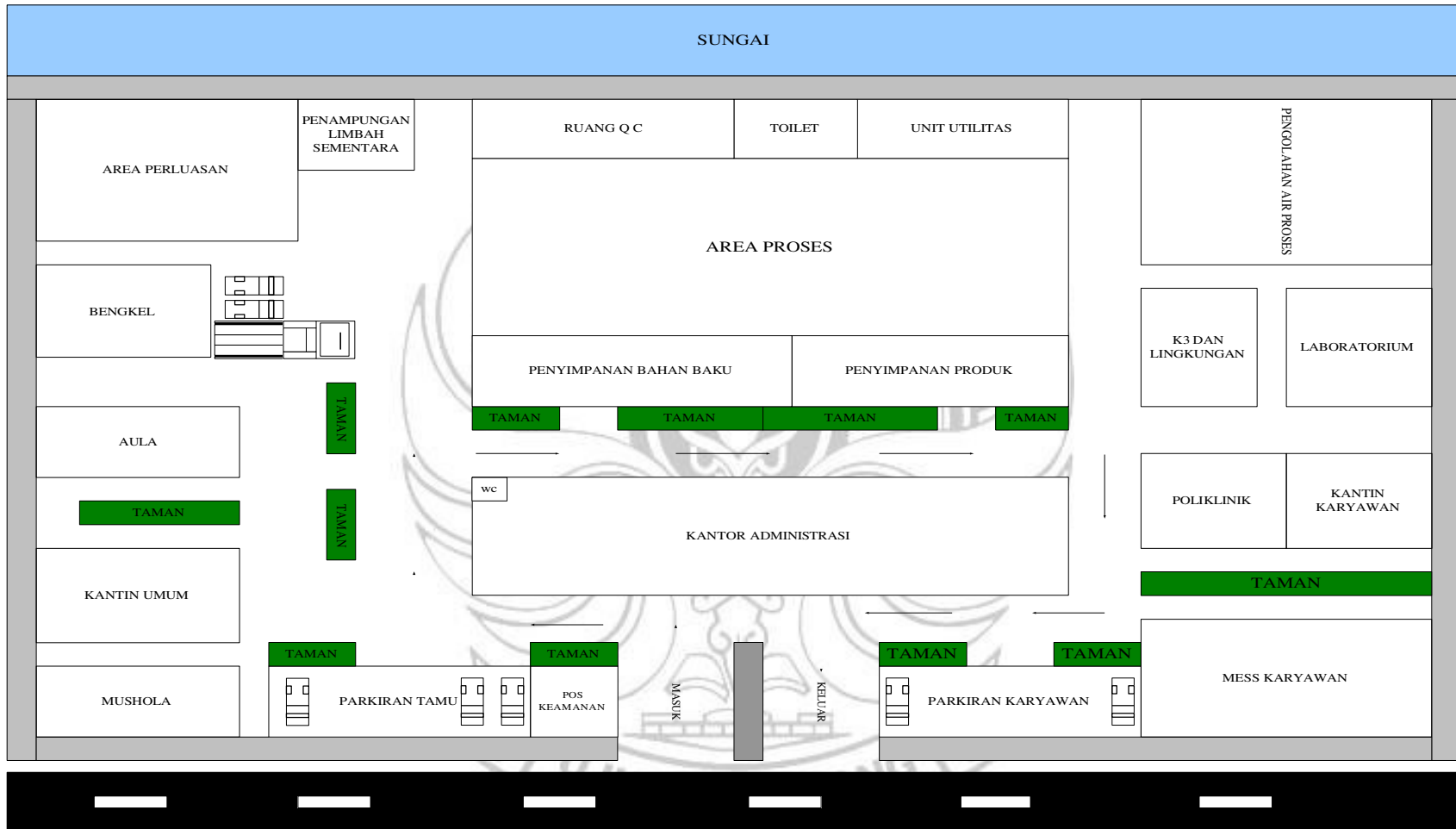
1. Mengurangi jarak transportasi: Memudahkan proses material handling dengan mengurangi jarak antara bahan baku dan produk.
2. Memberikan ruang gerak lebih leluasa: Mempermudah perbaikan mesin dan peralatan yang rusak.
3. Menurunkan ongkos produksi: Dengan pengaturan yang efisien.
4. Meningkatkan keselamatan kerja: Dengan tata letak yang dirancang untuk meminimalkan risiko.
5. Mengefisiensikan kerja: Memaksimalkan efisiensi operasional.
6. Meningkatkan pengawasan operasi dan proses: Membantu dalam pengawasan yang lebih baik.

## 9.2 Pemetaan Pabrik

Pabrik gliserol dan asam lemak dari Crude Palm Oil (CPO) dan Air ini direncanakan akan dibangun di Mamuju, Provinsi Sulawesi Barat, dengan luas area 20.000 m<sup>2</sup>. Tata letak lingkungan pabrik dan tata letak peralatan pabrik dapat dilihat pada gambar Tabel 9.1

Tabel 9. 1 Rincian Luas Tanah

No	Lokasi	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m <sup>2</sup> )
1	Pos Keamanan	5	2	10
2	Taman	10	5	50
3	Kantor	20	4	80
4	Toilet (2)	3	3	5
5	Poliklinik	10	8	80
6	Musholla	10	8	80
7	Kantin	10	8	20
8	Aula	10	50	500
9	Bengkel	10	5	50
10	Tempat penyimpanan bahan baku	10	50	500
11	K3 dan Lingkungan	100	50	500
12	Laboratorium	40	10	400
13	Area proses	100	80	8.000
14	Ruang QC dan QA	40	10	400
15	Raung control	40	10	400
16	Unit utilitas	20	10	200
17	Mess karyawan	50	10	500
18	Penyimpanan produk	10	50	500
19	Penampungan Limbah Sementara	10	50	500
22	Area Penyediaan Air proses	10	50	5000
23	Parkiran karyawan	20	10	200
24	Parkiran tamu	10	10	100
25	Parkiran truk	5	5	25
26	Kantin karyawan	10	10	100
27	Area perluasan	90	20	1.800
<b>Total</b>				<b>20.000</b>



Gambar 9. 1 Tata Letak Pabrik

### 9.3 Tata Letak Pola Aliran Proses

Pola umum aliran proses sangat bergantung pada tipe tata letak mesin atau alat yang digunakan. Pola aliran pada umumnya dapat dibedakan dalam lima tipe, yaitu pola garis lurus, pola zig-zag, bentuk U, pola melingkar dan pola beraturan. Pada pra rancangan pabrik tata letak peralatan proses pabrik ada beberapa yang perlu diperhatikan, yaitu pertimbangan keselamatan, ekonomi, lalu lintas manusia dan kendaraan, aliran bahan baku dan produk, aliran udara, pencahayaan, serta jarak antar alat proses.

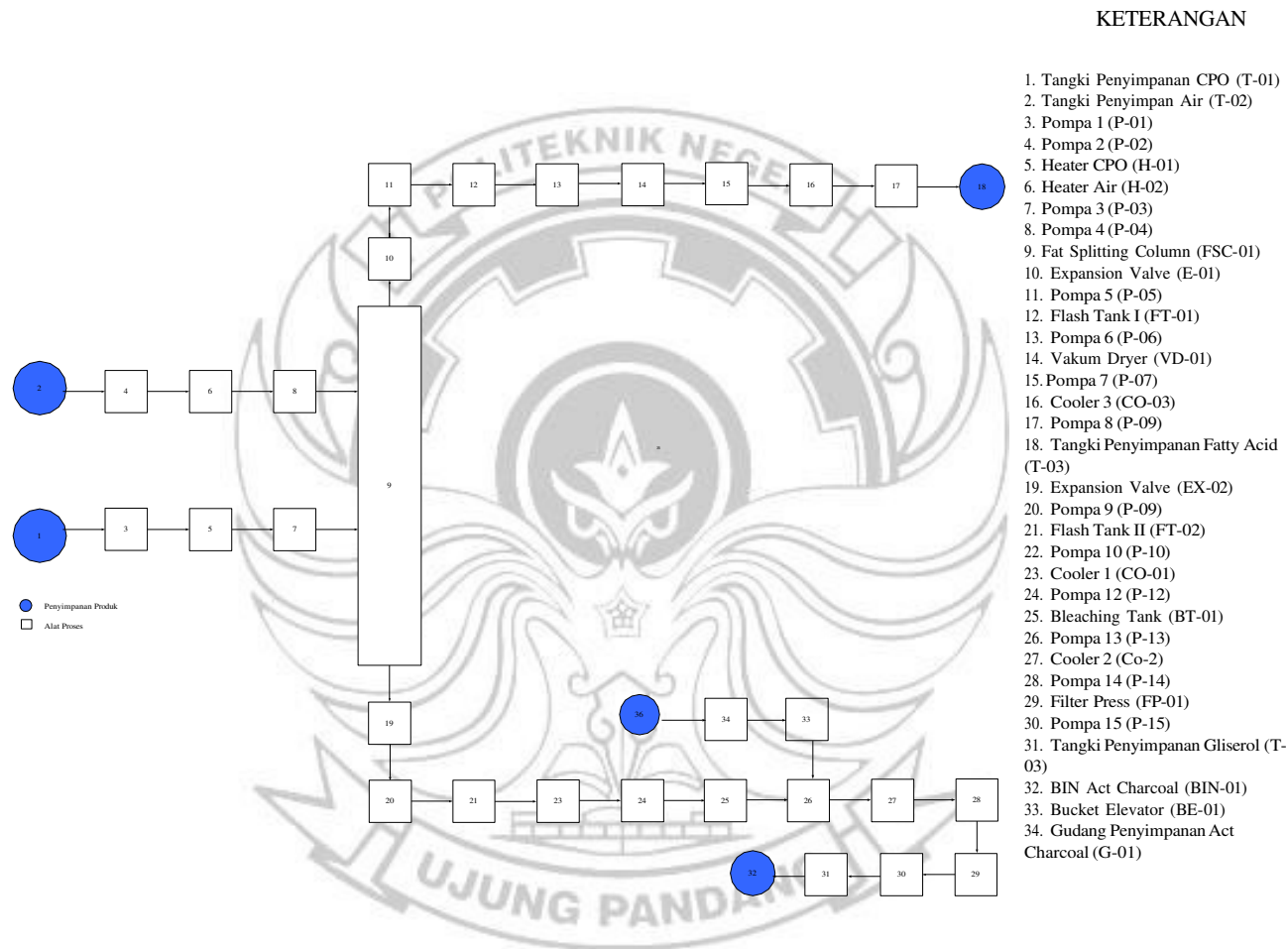
Pertimbangan ekonomi dalam menempatkan alat-alat proses pada pabrik diupayakan untuk dapat menekan biaya operasi dan menjamin kelancaran serta keamanan produksi pabrik sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomi. Lalu lintas pekerja dan kendaraan juga perlu dipertimbangkan dalam perancangan *layout* peralatan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah apabila terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki, selain itu keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan. Sedangkan untuk jalannya aliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomi yang besar, serta menunjang kelancaran dan keamanan produksi. Aliran udara di dalam dan sekitar area proses juga perlu diperhatikan kelancarannya. Hal ini bertujuan untuk menghindari terjadinya populasi udara yang dapat membahayakan keselamatan pekerja, selain itu arah hembusan angin juga perlu dipertimbangkan.

Pencahayaan penerangan seluruh pabrik harus memadai. Pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau beresiko tinggi harus diberi penerangan tambahan.



Jarak antar alat proses harus diperkirakan untuk alat proses yang mempunyai suhu dan tekanan operasi tinggi, sebaiknya dipisahkan dari alat proses lainnya, sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut, tidak membahayakan alat-alat proses lainnya. Pola aliran proses dapat dilihat pada Gambar 9.2.





Gambar 9. 2 Tata Letak Peralatan Proses (Tanpa Skala)

## BAB X ANALISA EKONOMI

Analisa ekonomi diperlukan untuk menentukan jumlah modal yang dibutuhkan untuk mendirikan dan mengoperasikan pabrik serta tinjauan kelayakan suatu pabrik. Faktor-faktor yang perlu ditinjau dalam analisa ekonomi adalah:

1. Investasi yang dibutuhkan untuk pendirian suatu pabrik sampai beroperasi yang dikenal dengan istilah *Total Capital Investment (TCI)*.
2. Biaya produksi (*Total Production Cost*).
3. Harga jual produk yang dihasilkan.
4. Tinjauan kelayakan dari investasi yang disebut *Profitability Measure of Investment*. Tinjauan kelayakan ini terdiri atas perhitungan laba kotor dan laba bersih, laju pengembalian modal (*Rate of Return*), waktu pengembalian modal (*Pay Out Time*) serta titik impas (*Break Even Point*).

### 10.1 Total Capital Investment

*Total Capital Investment (TCI)* adalah sejumlah modal yang ditanamkan untuk mendirikan pabrik sampai pabrik siap beroperasi. TCI terbagi menjadi 2 yaitu:

a. *Fixed Capital Investment (FCI)*

*Fixed Capital Investment (FCI)* merupakan modal yang dikeluarkan untuk pembelian dan pemasangan peralatan pabrik serta alat penunjang lainnya sehingga pabrik dapat beroperasi.

b. *Working Capital Investment (WCI)*

*Working Capital Investment (WCI)* merupakan modal atau biaya yang dikeluarkan untuk mengoperasikan pabrik sampai menghasilkan produk

perdana. Biaya ini dimaksudkan untuk membiaya *start up*, gaji karyawan, pembelian bahan baku, pajak dan kebutuhan lainnya.

Berdasarkan perhitungan Lampiran E didapatkan *Total Capital Investment* seperti pada Tabel 10.1

Tabel 10. 1 Biaya Komponen Total Capital Investment

No	Komponen <i>Total Capital Investment</i>	Biaya (Rp)
1	<i>Fixed Capital Investment</i>	1.991.613.409.760,02
2	<i>Working Capital Investment</i>	497.903.352.440,01
	<b><i>Total Capital Investment</i></b>	<b>2.487.516.762.200,03</b>

## 10.2 Biaya Produksi (Total Production Cost)

Biaya Produksi (*Total Production Cost*) adalah biaya diperkirakan untuk menjalankan pabrik. Biaya produksi terbagi menjadi 2 yaitu:

### a. *Manufacturing Cost (MC)*

*Manufacturing cost* adalah biaya yang berhubungan dengan produksi yang terdiri dari *direct production cost*, biaya tetap (*fixed charge*) dan *plant overhead cost*. Berdasarkan perhitungan Lampiran E, didapatkan harga *manufacturing cost* seperti pada tabel 10.2 berikut:

No	Jenis	Biaya (Rp)
1	<i>Direct Manufacturing Cost</i>	4.980.203.262.400,26
2	<i>Indirect Manufacturing Cost</i>	279.544.184.306,78
3	<i>Fixed Manufacturing Cost</i>	219.077.475/073,60
	<b><i>Total Manufacturing Cost</i></b>	<b>5.478.824.921.780,65</b>

### b. *General Expenses (GE)*

*General expenses* adalah biaya yang diperlukan untuk keperluan administrasi, distribusi, penjualan produk, penelitian dan pembiayaan lainnya. Berdasarkan perhitungan Lampiran E, *general expenses* yang didapatkan adalah Rp.

735.520.239.969. Jadi harga yang didapat untuk *Total Production Cost* adalah Rp6.204.256.755.453,19.

### 10.3 Harga Jual (*Total Sales*)

Produk utama yang dihasilkan pada pabrik gliserol dari *Crude Palm Oil* (CPO) dan air ini berupa gliserol. Harga jual gliserol di pasaran yaitu Rp.30.000/kg dan produk samping fatty acid Rp.17.000/kg sehingga didapatkan harga penjualan sesuai dengan produk yang dihasilkan sebesar Rp.6.829.107.669

### 10.1 Tinjauan Kelayakan Pabrik

Tinjauan kelayakan pabrik gliserol dari CPO dan air dengan kapasitas 35.000 ton/tahun ini dapat dilihat dari 4 bagian berikut ini.

#### 10.4.1 Laba kotor dan laba bersih

Laba adalah hasil yang diperoleh dari total penjualan dikurangi total biaya produksi. Laba kotor adalah laba sebelum dikeluarkan pajak sedangkan laba bersih adalah laba yang diperoleh setelah dikeluarkan pajak. Berdasarkan perhitungan Lampiran E, diperoleh laba seperti pada Tabel 10.3.

Tabel 10. 2 Perhitungan Laba Kotor dan Laba Bersih

No	Komponen	Nominal (Rp)
1	Laba kotor	625.130.352.216,28
2	Laba bersih	218.795.623.275,70

#### 10.4.2 *Return On Investment* (ROI)

*Return on investment* merupakan rasio keuntungan dan juga kerugian dari suatu perusahaan. Berdasarkan perhitungan Lampiran E, didapatkan nilai ROI 31,39 % sebelum pajak dan 20,40 % setelah pajak.

#### 10.4.3 Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time*)

Waktu pengembalian modal (*pay out time*) merupakan lamanya waktu yang didapatkan untuk mengembalikan modal yang dipinjam. Berdasarkan Lampiran E, POT yang didapatkan adalah sebelum pajak 2,5 tahun dan setelah pajak 3,5 tahun.

#### 10.4.4 Titik Impas (*Break Even Point*)

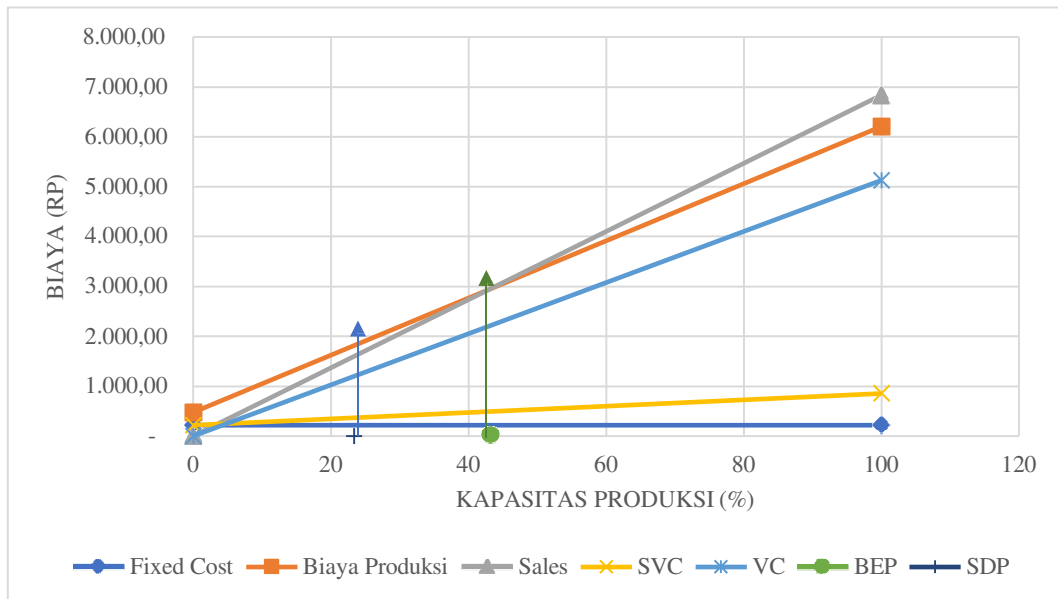
Titik impas (*Break Event Point*) merupakan suatu kondisi dimana hasil penjualan produk sama dengan biaya produksi. Berdasarkan perhitungan Lampiran E didapatkan BEP sebesar 43,23 %. Hal ini menunjukkan bahwa pada 43,23 % dari kapasitas produksi yang terjual di pasaran pabrik sudah bisa menutupi biaya produksi atau pabrik dinyatakan baru balik modal.

#### 10.4.5 *Shut Down Point* (SDP)

*Shut Down Point* adalah suatu titik atau saat penentuan aktivitas produksi dihentikan. Penyebabnya antara lain *variabel cost* yang terlalu tinggi, atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonominya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan profit). Berdasarkan perhitungan Lampiran E didapatkan SDP sebesar 23,34 %.

#### 10.4.6 *Discounted Cash Flow* (DCF)

Analisa kelayakan ekonomi dengan menggunakan "*Discounted cash flow*" merupakan perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun, didasarkan pada jumlah investasi yang tidak kembali pada setiap tahun selama umur ekonomi. Berdasarkan perhitungan Lampiran E didapatkan DCF sebesar 47,55%.



Gambar 10. 1 Grafik Analisa Ekonomi

Resume

1. *Percent return on investment* sebelum pajak adalah 31,39% dan sesudah pajak adalah 20,40%
2. *Pay out time* sebelum pajak adalah 2,5 tahun dan sesudah pajak adalah 3,5 tahun.
3. *Break even point* pabrik adalah 43,23%
4. *Shutdown point* pabrik adalah 23,34%
5. *Discounted cash flow* adalah 47,55

## BAB XI PENUTUP

Berdasarkan analisa dan perhitungan Pra Rancangan Pabrik Gliserol ini, maka dapat disimpulkan bahwa:

- 11.1 Pabrik gliserol didirikan dengan pertimbangan untuk mengurangi ketergantungan akan pengadaan gliserol di negara lain, meningkatkan pendapat (devisa) negara disektor industri serta menghemat impor dan meningkatkan nilai jual dari CPO. Selain itu, pendirian pabrik gliserol ini juga dapat menyerap tenaga kerja sehingga mengurnagi pengangguran, dan dapat meningkatkan perekonomian nasional khususnya taraf kehidupan di Indonesia.
- 11.2 Pabrik gliserol akan didirikan dengan kapasitas 35.000 ton/tahun dengan bahan baku *Crude Palm Oil* (CPO) sebanyak 42.575,67 kg/jam dan air sebanyak 19.159,05 kg/jam.
- 11.3 Pabrik ini direncanakan akan didirikan di kabupaten mamuju utara Provinsi Sulawesi Barat dengan pertimbangan untuk mendapatkan bahan baku, tenaga kerja, pengembangan pabrik, ketersediaan air dan listrik, serta mempunyai prospek pemasaran yang baik karena lokasinya yang tepat.
- 11.4 Perusahaan berbentuk Perseroan Terbatas dengan struktur organisasi yang dipimpin oleh seorang direktur utama dan 105 karyawan yang terbagi dalam kategori yaitu karyawan *shift* dan *non shift*.
- 11.5 Berdasarkan hasil 1nalisa ekonomi, pabrik gliserol ini layak untuk diperhitungkan ketahap perancangan berikutnya dengan hasil perhitungan yang didapatkan sebagai berikut:
  - Total Production Cost (TPC) = Rp.6.204.256.755.453,19



- Harga penjualan per tahun = Rp. 6.829.387.107.669
- *Pay Out Time* (POT)
  - Sebelum pajak = 2,5 tahun
  - Setelah pajak = 3,5 tahun
- *Return On Investment* (ROI)
  - Sebelum pajak = 3,39 %
  - Setelah pajak = 20,40 %
- *Break Event Point* (BEP) = 43,23%
- *Shut Dawn Point* (SDP) = 23,34 %
- *Discounted Cosh Flow* (DCF)= 47,55%
- *Service life* (umur pabrik) = 10 tahun



## DAFTAR PUSTAKA

- Badan Pusat Statistik, 2023. *Data Ekspor Impor Nasional*. (Online), (<https://www.bps.go.id/id>), diakses 24 Februari 2024.
- Aries, R. S. & Newton, R.D.1955. "Chemical Engineering Cost Estimation". New York: The McGraw-Hill Companies, Inc.
- Badan Pusat Statistik, 2023. *Data Penduduk di Kabupaten Mamuju*. (Online), (<https://www.bps.go.id/id>), diakses 18 Maret 2024.
- Bailey, A. E, 1951. *Industrial Oil and Fat*. New York: *Interscolastic Publishing Inc*.
- Brown, G.G, 1978, "Unit Operation".14 th ed. Modern Asia Edition, John wiley and sons.Inc, New York.
- Brownell, L.E and Young, E.H, 1983, "Process Equipment Design". John wiley and sons.Inc, New York.
- Coulson, J.J and Richardson, J.F, 1983, "Process Equipment Design", John wiley and sons.Inc, New York.
- Damarani, Z. 2019. *Pra-Desain Pabrik Refined Bleached Deodorized (RBD) Oleon dari Crude Palm Oil (CPO)*. Jurnal Teknik ITS vol.8 (1):5
- Direktor Jendral Industri Argo dan Kimia, 2018. *Data Industri Kimia*, (Online), (<https://www.jdih.kemendag.go.id>), diakses 8 Maret 2024.
- Dogra, S.K, & Dogra, S. 1990. *Kimia Fisik dan Soal-soal*. (Online), (<https://lontar.ui.ac.id/detail?id=93-&lokasi=lokal>), diakses 17 Maret 2024.
- Evans, f. l.,1980, "Equipment design handbook for refineries and chemical plants", 2<sup>nd</sup> ed., gulf pub.co, houston.
- Faith, W., Keyes, D. & Clark, R., 1960. *Industrial Chemical*.4<sup>th</sup>ed.New York:John Wiley & Sons, Inc.
- Jannah, B., & Annisa, R.N., 2022. *Prarancangan Pabrik Gliserol dari Crude Palm Oil (CPO) dan Air Melalui Continuous Fat Splitting Process dengan Kapasitas 53.000 Ton/Tahun*. Kalimantan Selatan:Universitas Lambung Mangkurat.
- Geankoplis, C.J.1993, *Transport Processes and Unit Operations*.New York:Prentice-Hall International.
- Google Earth, 2024. *Peta Lokasi Mamuju, Sulawesi Barat*. (Online), (<https://earth.google.com>), diakses 8 Maret 2024.
- Handayani, F., & Khaerunnufudz, A.D. 2022. *Pra Rancangan Pabrik Bioetanol Kapasitas 10.000 Ton/Tahun dari Tandan Kosong Kelapa Sawit*.Makassar: Politeknik Negeri Ujung Pandang.

- Henri P, Nur FF. 2019. *Identifikasi Bahaya, Penilaian dan Pengendalian Risiko Keselamatan Kerja (K3) pada Departemen Foundry PT. Sicamindo*. 16 (2): 62-74.
- Hugot's., 1986. *Hanbook of Cane Sugar Enggineering*.Amsterdam: Elsevier Publishing Company.
- Icis Chemica Business Americas. 2020. *Daftar Pabrik Gliserol di Dunia*. (Online), (<https://www.icis.com>), diakses 7 Maret 2024.
- Iman, S.W. 2022. *Bahan Ajar Perilaku Organisasi (Struktur Organisasi)*. (Online), ([https://www.researchgate.net/profile/Sentot-Wahjono-2/publication/359993516\\_Struktur\\_Organisasi/links/625a8fff1c096a380d08dbe2/Struktur-Organisasi.pdf](https://www.researchgate.net/profile/Sentot-Wahjono-2/publication/359993516_Struktur_Organisasi/links/625a8fff1c096a380d08dbe2/Struktur-Organisasi.pdf)), diakses 10 Juli 2024.
- Iswanto, Tito., 2013.*Optimalisasi Sosial Media sebagai Media Pemasaran Usaha Kecil Menengah*.Jurnal Manajemen Bisnin, 3 (2), 161.
- Kemenperin Perindustrian, 2020. *Daftar Pabrik Gliserol di Indonesia*. (Online), (<https://tkdn.kemenperin.go.id>), diakses 2 Maret 2024.
- Kern, D.Q., “Process Heat Transfe”.McGrawhill Book.
- Ketaren, S, 2012, “Pengantar Teknologi Minyak dan Lemak Pangan”, Cetakan I, UI-Press, Jakarta.
- McCabe, W.L, Smith, J.C. and Harriott, P. “Unit Operations of Chemical Ennginerring”.Sinagapore: The McGraw-Hill Companies, Inc.
- Misbahah, A. N. M, 2022. *Prarancangan Pabrik Pembuatan Gliserol dari Minyak Mentah Jagung dengan Kapasitas 40.000 Ton/Tahun*.Universitas Bosowa, Makassar
- MSDS Bahan kimia, diakses pada tanggal 18 September 2024
- Muspawi, M., Janati, S., Panjaitan, K., & Dwi, J.M. 2023. *Menelaah Konsep-Konsep Dasar Organisasi*. Jurnal Kajian Ilmu Kependidikan.vol 5(2):154.
- Nurfadillah & Qalbi, N.S. 2023. *Pra Rancangan Pabrik Metil Klorida dari Metanol dan Asam Klorida dengan Kapasitas 30.000 ton/tahun*. Politeknik Negeri Ujung Pandang.Makassar.
- Nurlia. 2019. *Pengaruh Struktur Organisasi terhadap Pengukuran Kualitas Pelayanan (Perbandingan antara Ekspektasi/Harapan dengan Hasil Kerja*. Journal Meraja. Vol 2(2): 51.
- Nurul, M.S., & Syifa, A.Y.M., 2020. *Pra Rancangan Pabrik Kalium Hidroksida Dari Kalium Klorida Dengan Proses Elektrolisa Kapasitas Produksi 25.000 Ton/Tahun*. Universitas Islam Indonesia. Yogyakarta.

- Oktaviana, R. 2023. *Pra Rancangan Pabrik Gliserol Dengan Kapasitas 10.000 Ton/Tahun dan Fatty Acid dengan Kapasitas 11.000 Ton/Tahun dari Crude Palm Oil (CPO)*. Universitas Bung Hatta. Padang.
- US.Patent., 1949. *Production of Vinyl Chloride*. Walter J. Toussaint, South Chaleston, W.
- Perry, R.H. Green, D, 2008, "Chemical Engineering Handbook", Mc Graw-Hill Company, New York.
- Peters, M.S., and Timmerhaus, K.D, 1991. *Plant Design and Economics For Chemical Engineers*. New York. *Interscolastic Publishing Inc*.
- Pottasium Chloride MSDS Labchem, 2018. *MSDS Kalium Hidroksida*. (Online), (<https://www.anmol.org>), diakses 10 Maret 2024.
- Powell, S. T., 1954. *Water Conditioning for Industry*. New York: McGraw-Hill Book Company.
- Rami,S., 2011. *Pedoman Praktis Manajemen Risiko dalam Prespektif K3*. Jakarta: Dian Raya.
- Smith, J.M., H.C Van Ness., & M.M Abbott., 2005. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics Seventh Edition*. New York: Mc. Graw-Hill.
- Ulrich, G. D., 1984. *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*. New York: John Wiley & Sons.
- Van Winkle. M, 1967. *Distillation*. Mc. Graw Hill, New York. eq 45.P.161
- Walas,s.m.,1990"Chemical Process Equipment (selection and design).usa:butterworh-heineman  
[www.alibaba.com](http://www.alibaba.com) diakses pada tanggal 7 September 2024  
[www.matche.com](http://www.matche.com) diakses pada tanggal 7 September 2024
- Yaws, C. L., 1999. *Chemical Properties Handbook*. New York: Mc Grwaw Hill Book Compani

## LAMPIRAN A NERACA MASSA

Kapasitas produksi = 35.000 ton/tahun

Jumlah hari operasi = 330 hari

Jumlah jam operasi = 24 jam

Rate Produksi =  $35.000 \frac{\text{ton}}{\text{tahun}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} = 4419,19 \text{ kg/jam}$

Basis yang digunakan = 1.000 kg/jam umpan CPO

Kemurnian produk = 99 %

### Komposisi bahan baku

#### 1. Crude Palm Oil (CPO)

Komponen	Massa (kg)	% Berat
Trigliserida	950	95
FFA	30	3
Air	20	2
<b>Total</b>	<b>1000</b>	<b>100</b>

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

2. Air : 100%

3. Activated Charcoal : 95% (Impuritas air 5%)

Tabel A. 1 BM FFA rata-rata

Senyawa	BM (Kg/kmol)	% Berat	Massa (kg)	Mol	Fraksi mol	BM Rata-rata (kg/kmol)
Myristic	228	1,5	0,30	0,00132	0,01762	4,01871
Palmitic	256	47,9	9,58	0,03742	0,50129	128,331
Stearic	284	4,2	0,84	0,00296	0,03962	11,2524
Oleic	282	37,0	7,40	0,02624	0,35151	99,1839
Linoleic	280	9,4	1,88	0,00671	0,08994	25,1839
<b>Total</b>		<b>100</b>	<b>20</b>	<b>0,07465</b>		<b>267,914</b>

$BM_{\text{rata-rata}} = 267,914 \text{ kg/kmol}$

Tabel A. 2 BM Trigliserida Rata-rata

Senyawa	BM (Kg/kmol)	% Berat	Massa (kg)	Mol	Fraksi mol	BM Rata-rata (kg/kmol)
Trioleat	884	37	351,5	0,39762	0,3523	311,481
Trilinoleat	878	9,4	89,3	0,10171	0,0901	79,133
Tripalmitat	806	47,9	455,05	0,56458	0,5002	403,242
Tristearat	890	4,2	39,9	0,04483	0,0397	35,242
Trimiristat	722	1,5	14,25	0,01974	0,0174	12,5376
Total		100	950	1,12848	1	841,841

$$BM_{rata-rata} = 841,841 \text{ kg/kmol}$$

Tabel A. 3 Berat Molekul Tiap Bahan

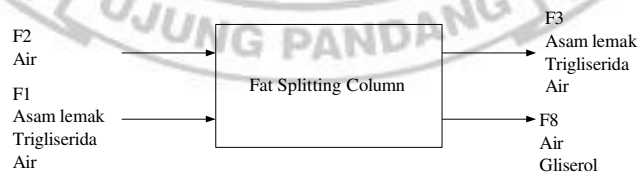
Komponen	Rumus molekul	BM (kg/kmol)
Trigliserida	$C_3H_5(COOR)_3$	841,8
FFA		267,9
Gliserol	$C_3H_5(OH)_3$	92,1
Air	$H_2O$	18
Activated charcoal	C	12

Sumber: Perry, 2008

## PERHITUNGAN NERACA MASSA TIAP ALAT

### A.1 Fat Splitting Column

Fungsi : Untuk mereaksikan CPO dengan air sehingga menghasilkan gliserol dan asam lemak



Gambar A. 1 Blok Diagram Neraca Massa Fat Splitting Column

#### a. Neraca Massa Total

$$F_1 + F_2 = F_3 + F_8$$

Dimana:

- F<sub>1</sub> = Umpan *fresh feed*
- F<sub>2</sub> = Air masuk *fat splitting coulum*
- F<sub>3</sub> = Umpan masuk *flash tank I*
- F<sub>8</sub> = Umpan masuk *flash tank II*

**b. Neraca Massa Komponen**

F<sub>1</sub> (Umpan masuk)

Basis

Crude palm Oil = 1.000 kg/jam CPO terdiri dari:

1. Trigliserida

$$\begin{aligned} \text{Massa trigliserida} &= 95\% \quad \times \quad 1.000 \text{ kg/jam} \\ &= 950 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Mol trigliserida} &= \frac{950 \text{ kg}}{841,8 \text{ kg/kmol}} \\ &= 1,1285 \text{ kmol} \end{aligned}$$

2. Asam lemak

$$\text{Massa Asam lemak} = 3\% \quad \times \quad 1.000 \text{ kg/jam} = 30 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Mol trigliserida} &= \frac{30 \text{ kg}}{267,9 \text{ kg/kmol}} \\ &= 0,1120 \text{ kmol} \end{aligned}$$

3. Air

$$\begin{aligned} \text{Massa air} &= 2\% \quad \times \quad 1.000 \text{ kg/jam} \\ &= 20 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Mol trigliserida} &= \frac{\square\square\square\square}{\square} \\ &= \frac{20 \text{ kg}}{18 \text{ kg/kmol}} \\ &= 1,1111 \text{ kmol} \end{aligned}$$

F<sub>2</sub> (Umpan masuk)

1. Air

Air

$$\begin{aligned} \text{Massa air} &= 45\% \times 1.000 \text{ kg/jam} \\ &= 450 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Mol air} = \frac{450 \text{ kg}}{18 \text{ kg/kmol}} = 25 \text{ kmol/jam}$$

Reaksi *continuous fat splitting*

Konversi reaksi : 99% (Falth Keyes, 1960)

	$\text{C}_3\text{H}_5(\text{COOR})_3 +$	$3\text{H}_2\text{O}$	$\longrightarrow$	$\text{C}_3\text{H}_5(\text{OH})_3$	$+ 3\text{RCOOH}$
Mula-mula	: 1,1285	25			
Bereaksi	: 1,1172	3,3516		1,1172	3,3516
Sisa	: 0,0113	21,6484		1,1172	3,3516

F<sub>3</sub> dan F<sub>8</sub> (Produk keluar)

1. Trigliserida

$$\begin{aligned} \text{Massa trigliserida bereaksi} &= 1,1172 \text{ kmol} \times 841,8 \text{ kg/kmol} \\ &= 940,5 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa trigliserida sisa} &= 0,0113 \text{ kmol} \times 841,8 \text{ kg/kmol} \\ &= 9,50 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

2. Asam lemak



$$\begin{aligned} \text{Massa asam lemak terbentuk} &= 3,3516 \text{ kmol} \times 267,9 \text{ kg/kmol} \\ &= 897,94 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa Asam lemak total} &= 897,94 \text{ kg/jam} + 30 \text{ kg/jam} \\ &= 927,94 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

### 3. Gliserol

$$\begin{aligned} \text{Massa gliserol terbentuk} &= 1,1172 \text{ kmol} \times 92,1 \text{ kg/kmol} \\ &= 102,89 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

### 4. Air

$$\begin{aligned} \text{Massa air bereaksi} &= 3,3516 \text{ kmol} \times 18 \text{ kg/kmol} \\ &= 60,32 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa air sisa} &= 21,6484 \text{ kmol} \times 18 \text{ kg/kmol} \\ &= 389,67 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

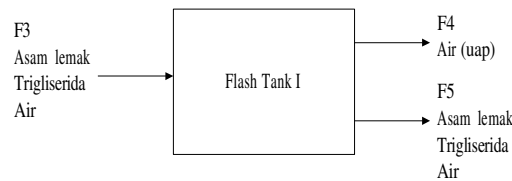
$$\begin{aligned} \text{Massa air total} &= 389,67 \text{ kg/jam} + 20 \text{ kg/jam} \\ &= 409,67 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Tabel A. 4 Neraca Massa pada Fat Splitting Column

Komponen	Input (kg/jam)				Output (kg/jam)			
	F <sub>1</sub>	%	F <sub>2</sub>	%	F <sub>3</sub>	%	F <sub>8</sub>	%
Trigliserida	950	95			9,50	1		
Asam lemak	30	3			927,94	96,9		
Air	20	2	450	100	20	2,1	389,67	79,2
Gliserol							102,89	20,8
Sub total	1.000		450		957,44		492,57	
<b>Total</b>			<b>1450,00</b>				<b>1450,00</b>	

### A.2 Flash Tank I

Fungsi : Memisahkan H<sub>2</sub>O fase gas dengan fase *liquid*



Gambar A. 2 Blok Diagram Neraca Massa Flash Tank I

**a. Neraca Massa Total**

$$F_3 = F_4 + F_5$$

Dimana:

F<sub>3</sub> = Umpan masuk *flash tank* I

F<sub>4</sub> = *Steam* keluaran *flash tank* I

F<sub>5</sub> = Umpan masuk ke Vacuum Dryer

**b. Neraca Massa Komponen**

Umpan masuk

Komponen	BM (kg/kmol)	Masuk		
		Massa (kg/jam)	(kmol/jam)	xi
Air	18	20	1,1111	0,2423
Asam lemak	267,9	927,94	3,4636	0,7553
Trigliserida	841,8	9,50	0,0113	0,0025
<b>Total</b>		<b>957,44</b>	<b>4,5860</b>	<b>1,0000</b>

Perhitungan suhu dan tekanan *flash tank* I 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* I 80% H<sub>2</sub>O dan 20% H<sub>2</sub>O cair

Ratio L/V menggunakan metode flash destilation dan Van Winkle,1967

Komponen	%L	%V	L (kmol/jam)	V (kmol/jam)
Air	0,0485	0,1938	0,2222	0,8889
Asam lemak	0,7553	0	3,4636	0,00000
Trigliserida	0,0025	0	0,0113	0,00000
<b>Total</b>	<b>0,80617</b>	<b>0,1938</b>	<b>3,6971</b>	<b>0,8889</b>

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

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

$$T = 145^{\circ}\text{C} = 418,15^{\circ}\text{K}$$

Komponen	Titik didih	$F_i$	$x_i$	$P_i$	$k_i$	$y_i$
Air	100	1,1111	0,2423	3.134,9	4,1249	0,9994
Asam lemak	360	3,4636	0,7553	0,6387	0,0008	0,0006
Trigliserida	280	0,0113	0,0025	0,1461	0,0002	0,0000
<b>Total</b>		<b>4,5860</b>	<b>1,0000</b>			<b>1,0000</b>

Metode perhitungan *trial and error* kondisi *dew point (tops)* dicoba:

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

$$T = 100^{\circ}\text{C} = 373,15^{\circ}\text{K}$$

Komponen	Titik didih	$F_i$	$x_i$	$P_i$	$k_i$	$y_i$
Air	100	0,8889	1,0000	760,20	1,0003	1,0002
Asam lemak	360	0	0	0,0412	0,0001	0
Trigliserida	280	0	0	0,0043	0,0000	0
<b>Total</b>		<b>0,8889</b>	<b>1,0000</b>			<b>1,0002</b>

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

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

$$T = 203^{\circ}\text{C} = 488,15^{\circ}\text{K}$$

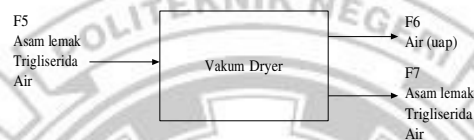
Komponen	Titik didih	$F_i$	$x_i$	$P_i$	$k_i$	$y_i$
Air	100	0,2222	0,0601	12.497	16,4443	0,9884
Asam lemak	360	3,4636	0,9368	9,4293	0,01241	0,0116
Trigliserida	280	0,0113	0,0031	4,0336	0,00531	0,0000
<b>Total</b>		<b>3,6971</b>	<b>1,000</b>			<b>1,0000</b>

Tabel A. 5 Neraca Massa pada Flash Tank I

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)			
	F <sub>3</sub>	%	F <sub>4</sub>	%	F <sub>5</sub>	%
Trigliserida	9,50	1	16,00	100	4,00	1
Asam lemak	927,94	96,9			927,94	98,6
Air	20	2,1			9,50	0,4
Sub total	957,44		16,00		941,44	
<b>Total</b>	<b>957,44</b>				<b>957,44</b>	

### A.3 Vakum Dryer

Fungsi : Menghilangkan kadar air yang ada di dalam Asam lemak



Gambar A. 3 Blok Diagram Neraca Massa Vakum Dryer

#### a. Neraca Massa Total

$$F_5 = F_6 + F_7$$

Dimana:

F<sub>5</sub> = Umpan masuk *vakum dryer*

F<sub>6</sub> = *Steam* keluaran *flash tank I*

F<sub>7</sub> = Umpan masuk ke tangki penyimpan asam lemak

#### b. Neraca Massa Komponen

F<sub>5</sub> (Umpan masuk)

Asam lemak = 927,94 kg/jam

Air = 4,00 kg/jam

Trigliserida = 9,50 kg/jam

F<sub>6</sub> (Produk keluar)

Air teruapkan 100% sementara komponen lain tidak teruapkan sehingga jumlahnya tetap pada saat masuk

Air (100%) = 4,00 kg/jam

F<sub>7</sub> (Produk keluar)

Asam lemak = 927,94 kg/jam

Trigliserida = 9,50 kg/jam

Tabel A. 6 Neraca Massa pada Vakum Dryer

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)			
	F <sub>5</sub>	%	F <sub>6</sub>	%	F <sub>7</sub>	%
Trigliserida	9,50	1	-	-	9,50	0,02
Asam lemak	927,94	98,6			927,94	98,98
Air	4,00	0,4	4,00	100	-	-
Sub total	941,44		4,00		937,44	
<b>Total</b>	<b>941,44</b>				<b>941,44</b>	

#### A.4 Flash Tank II

Fungsi : Menguapkan air dalam produk gliserol



Gambar A. 4 Blok Diagram Neraca Massa Flash Tank II

##### a. Neraca Massa Total

$$F_8 = F_9 + F_{10}$$

Dimana:

F<sub>8</sub> = Umpan masuk *flash tank* II

F<sub>9</sub> = *Steam* keluaran *flash tank* II

F<sub>10</sub> = Umpan masuk ke evaporator

## b. Neraca Massa Komponen

Umpan masuk

Komponen	BM (kg/kmol)	-	Masuk	
			Massa (kg/jam)	(kmol/jam)
Gliserol	92,1		102,89	1,1171
Air	18		389,67	21,6484
<b>Total</b>			<b>492,56</b>	<b>22,7656</b>

Perhitungan suhu dan tekanan *flash tank* II 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* II 99,5 % H<sub>2</sub>O dan 0,5 % H<sub>2</sub>O

Ration L/V menggunakan metode flash destilation dan van winkle, 1967

Komponen	%L	%V	L (kmol/jam)	V (kmol/jam)
Air	0,0047	0,9461	0,1082	21,5401
Gliserol	0,0491	0	1,1171	0

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

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

$$T = 101^{\circ}\text{C} = 374,15^{\circ}\text{K}$$

Komponen	Titik didih	F <sub>i</sub>	x <sub>i</sub>	P <sub>i</sub>	k <sub>i</sub>	y <sub>i</sub>
Air	100	21,6484	0,9509	772,75	1,0167	0,9668
Gliserol	290	1,1172	0,0491	520,79	0,6852	0,0336
<b>Total</b>		<b>22,7656</b>	<b>1,0000</b>			<b>1,0005</b>

Metode perhitungan *trial and error* kondisi *dew point (tops)* dicoba:

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

$$T = 100^\circ\text{C} = 373,15^\circ\text{K}$$

Komponen	Titik didih	$F_i$	$x_i$	$P_i$	$k_i$	$y_i$
Air	100	21,5402	1,0000	760,47	1,0006	1,0006
Gliserol	290	0	0	536,77	0,7063	0
<b>Total</b>		<b>21,5402</b>	<b>1,0000</b>			<b>1,0006</b>

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

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

$$T = 100^\circ$$

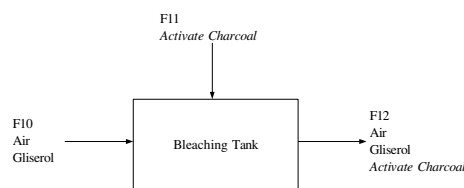
Kompo	$y_i$
Air	1,0006
Gliserol	0,0000
<b>Total</b>	<b>1,0006</b>

Tabel A. 7

Komponen	%
Gliserol	98,1
Air	1,9
Sub Total	84
<b>Total</b>	

#### A.5 Blea

Fungsi : menyerap pigmen warna produk gliserol dengan bantuan *activated charcoal*



Gambar A. 5 Blok Diagram Neraca Massa Bleaching Tank

**a. Neraca Massa Total**

$$F_{10} + F_{11} = F_{12}$$

Dimana:

$F_{10}$  = Umpan masuk *Bleaching tank*

$F_{11}$  = *Activated charcoal* masuk *bleaching tank*

$F_{12}$  = Umpan masuk *filter press*

**b. Neraca Massa Komponen**

$F_{10}$  dan  $F_{11}$  (Umpan masuk)

1. Air

Massa air = 1,94 kg/jam

2. Gliserol

Massa gliserol = 102,89 kg/jam

3. *Activated Charcoal*

Massa *activated charcoal* 0,1%-0,2% dari berat massa produk outlet flash tank I

(Tito, 2013)

Massa *Activated Charcoal* = 0,1% x 104,84 kg/jam

= 0,10484 kg/jam

$F_{12}$  (Umpan keluar)

Pada proses adsorpsi dengan menggunakan adsorben *activated charcoal*, adsorben mengikat komponen lain sebesar 0,2-0,5% (Tito, 2013)

1. Air

Massa air yang hilang = 0,5 % x 1,94 kg/jam

= 0,0097 kg/jam



$$\begin{aligned} \text{Massa air sisa} &= 1,94 \text{ kg/jam} - 0,0097 \text{ kg/jam} \\ &= 1,93 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

## 2. Gliserol

$$\begin{aligned} \text{Massa gliserol yang hilang} &= 0,5 \% \times 102,89 \text{ kg/jam} \\ &= 0,5144 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa gliserol sisa} &= 102,89 \text{ kg/jam} - 0,5144 \text{ kg/jam} \\ &= 102,38 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

## 3. Activated charcoal

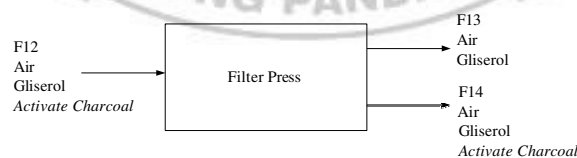
$$\text{Massa total + activated charcoal} = 0,6290 \text{ kg/jam}$$

Tabel A. 8 Neraca Massa pada Bleaching Tank

Komponen	Input (kg/jam)				Output (kg/jam)	
	F <sub>10</sub>	%	F <sub>11</sub>	%	F <sub>12</sub>	%
Gliserol	102,89	99,62	-	-	102,38	99,02
Air	1,94	0,38	-	-	1,93	0,38
Activated charcoal	-	-	0,104	100	0,62	0,60
Sub Total	104,84		0,104		4104,94	
<b>Total</b>		<b>104,95</b>			<b>104,94</b>	

## A.6 Filter Press

Fungsi : Memisahkan *activated charcoal* dari keluaran *bleaching tank*



Gambar A. 6 Blok Diagram Neraca Massa Filter Press

### a. Neraca Massa Total

$$F_{12} = F_{13} + F_{14}$$

Dimana:

$F_{12}$  = Umpan masuk *filter press*

$F_{13}$  = Umpan masuk tangki penyimpanan gliserol

$F_{14}$  = *activated charcoal* keluaran filter press menuju unit regenerasi

## b. Neraca Massa Komponen

$F_{12}$  (Umpan masuk)

### 1. Air

Massa air = 1,93 kg/jam

### 2. Gliserol

Massa gliserol = 102,38 kg/jam

### 3. *Activated charcoal*

Massa *activated charcoal* = 0,6290 kg/jam

$F_{13}$  dan  $F_{14}$  (Umpan keluar)

Diasumsikan *activated charcoal* 100% akan terbentuk menjadi cake sementara komponen lain 0,5% ikut terikut membentuk lapisan cake

### 1. Air

Massa air yang hilang = 0,5% x 1,93 kg/jam

= 0,0096 kg/jam

Massa air sisa = 1,93 kg/jam – 0,0096 kg/jam

= 1,92 kg/jam

### 2. Gliserol

Massa gliserol yang hilang = 0,5% x 102,38 kg/jam

= 0,5118 kg/jam

Massa sisa gliserol = 102,38 kg/jam – 0,5118 kg/jam

$$= 101,87 \text{ kg/jam}$$

### 3. Activated charcoal

$$\text{Massa activated charcoal} = 0,6290 \text{ kg/jam}$$

Tabel A. 9 Neraca Massa pada Filter Press

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)			
	F <sub>12</sub>	%	F <sub>13</sub>	%	F <sub>14</sub>	%
Gliserol	102,38	99,62	101,87	99,62	0,5118	45,16
Air	1,93	0,38	1,92	0,38	0,009	0,18
Activated Charcoal					0,6290	54,67
Sub Total	104,95		103,79		1,15	
<b>Total</b>	<b>104,95</b>				<b>104,95</b>	

Berdasarkan perhitungana dengan menggunakan basis umpan diperoleh kapasitas produksi basis 102,005 kg/jam, maka faktor pengali yaitu:

$$\begin{aligned}
 \text{FP} &= \frac{\square \quad \square \quad \square \square \square \square}{\square \quad \square \quad \square \square \square \square} \\
 &= \frac{4419,19 \square \square / \square \square}{103,79 \square \square / \square \square} \\
 &= 42,5756
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Bahan baku aktual} &= \text{Basis} \times \text{FP} \\
 &= 1.000 \text{ kg/jam} \times 42,5756 \\
 &= 42.5756 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

## LAMPIRAN B NERACA PANAS

Basis Perhitungan	: 1 Jam Perhitungan
Satuan operasi	: kJ/jam
Temperature Referensi	: 25°C = 298,15 K
Kapasitas Produksi	: 35.000 Ton/Tahun

### B.1 Data dan Persamaan Kapasitas Panas

Data yang digunakan adalah:

Kapasitas panas cairan, padat dan gas:

$$C_p = A + BT^2 + CT^3 + DT^4 + ET^5 \text{ (J/mol.k)}$$

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

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

Dimana :

A, B, C, D dan E adalah konstanta dan T adalah suhu

Tabel B. 1 Data Cp (J/mol.K)

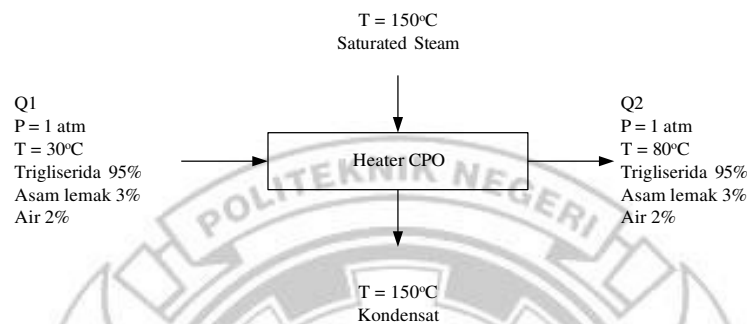
Komponen	A	B	C	D
Tripalmitat	176,3	4,5200	-0,006320	0,00000710
Tristearat	180,011	4,5900	-0,005250	0,00000690
Triolein	376,686	3,5400	-0,004,44	0,00000592
Trilinolein	341,348	3,31	-0,00407	0,00000575
Trimiristat	50,801	2,258	-0,004966	0,000004377
Asam palmitat	86,29	3,5237	-0,0073217	-0,0000061
Asam stearate	99,012	3,5874	-0,0072484	0,000005904
Asam oleat	278,686	2,5434	-0,0054355	0,000004924
Asam linoleate	241,348	2,3065	-0,0050663	0,000004747
Asam miristat	80,266	2,8162	-0,00601	0,00000513
Air	92,053	-0,039953	-0,000211	0,000000535
Gliserol	132,145	0,86007	-0,0019745	0,000001807

Sumber: Yaws, 1999; Perry 7<sup>th</sup>,1997

## B.2 Perhitungan Neraca Panas Tiap Peralatan

### B.2.1 Heater CPO

Fungsi : Memanaskan CPO dari tangki penyimpanan pada suhu 30°C sampai 80°C sebelum masuk ke fat splitting column



Gambar B. 1 Diagram Alir Neraca Panas Heater CPO

#### Entalpi Masuk

$$T_{in} = 30^{\circ}\text{C} = 303,15\text{K}$$

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

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

a) Air

$$\int_{T_1}^{T_2} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT$$

$$= 92,053 (303,15 - 298,15) + \frac{-0,039953}{2} (303,15^2 - 298,15^2) + \frac{-0,000211}{3} (303,15^3 - 298,15^3) + \frac{0,000000535}{4} (303,15^4 - 298,15^4)$$

$$= 2.894,033 \text{ J/mol} = 2,894 \text{ kJ/mol}$$

Dengan mengikuti perhitungan kapasitas panas ( $C_p \cdot dT$ ) diatas, maka diperoleh hasil perhitungan untuk asam lemak dan trigliserida sebagai berikut :

$$\text{Asam lemak} = 2.456,53 \text{ J/mol} = 2,456 \text{ kJ/mol}$$

$$\text{Trigliserida} = 5.893,83 \text{ J/mol} = 5,803 \text{ kJ/mol}$$

Neraca panas  $Q_1$

Komponen	Laju massa(kg/jam)	BM (kg/mol)	n (kmol/jam)	Cp. dT (kJ/kmol)	$Q_1$ (kJ/jam)
Asam lemak	1.277,27	268,6	4,753	2,457	11,681
Trigliserida	40.447	843,9	47,928	5,803	278,169
Air	851,513	18	47,3063	0,377	17,86
<b>Total</b>					<b>307,711</b>

### Entalpi Keluar

$$\text{Suhu bahan keluar } (T_{\text{out}}) = 80^\circ\text{C} = 353,15\text{K}$$

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

Menghitung kapasitas panas cair (Cp.dT) komponen:

a). Air

$$\int_{T_1}^{T_2} (A + BT + CT^2 + DT^3)dT$$

$$= 92,053 (353,15-298,15) + \frac{-0,039953}{2} (353,15^2-298,15^2) + \frac{-0,000211}{3} (353,15^3-298,15^3) + \frac{0,000000535}{4} (353,15^4-298,15^4)$$

$$= 4.137,139 \text{ J/mol} = 4,137 \text{ kJ/mol}$$

Dengan mengikuti perhitungan kapasitas panas (Cp.dT) diatas, maka diperoleh hasil perhitungan untuk FFA dan rigliserida sebagai berikut :

$$\text{Asam lemak} = 25.362,7 \text{ J/mol} = 25,362 \text{ kJ/mol}$$

$$\text{Trigliserida} = 67.388,3 \text{ J/mol} = 67,388 \text{ kJ/mol}$$

## Neraca panas Q<sub>2</sub>

Komponen	Laju massa (kg/jam)	BM (kg/mol)	n (kmol/jam)	Cp. dT (kJ/kmol)	Q <sub>2</sub> (kJ/jam)
Asam lemak	1277,27	268,6	4,76	25,363	120,60
Trigliserida	40.446,8	843,9	47,93	67,388	3.230
Air	851,51	18	47,31	4,137	195,71
<b>Total</b>					<b>3.546,14</b>

### Kebutuhan Steam

$$T_{in \text{ Steam}} = 150^{\circ}\text{C} = 423 \text{ K}$$

*Saturated Steam* pada suhu 150°C (Smith, 2017):

$$\text{Enthalpi Saturated Steam Vapour (H}_g) = 2746,50 \text{ kJ/kg} = 656,41 \text{ kkal/kg}$$

$$\text{Enthalpi Saturated Steam Liquid (H}_f) = 632,20 \text{ kJ/kg} = 151,10 \text{ kkal/kg}$$

### Panas Steam ( $\Delta Q$ )

$$Q_{\text{Keluar}} = Q_{\text{Masuk}}$$

$$(Q_2 + Q_{2.1}) = (Q_1 + Q_{1.1})$$

$$(Q_2 - Q_1) = (Q_{1.1} - Q_{2.1})$$

$$(3.546,143 - 307,711) = (m_{\text{Steam}} \times H_g) - (m_{\text{Steam}} \times H_f)$$

$$3.238,432 = m_{\text{Steam}} \times (H_g - H_f)$$

$$3.238,432 = m_{\text{Steam}} \times (2746,50 - 632,20)$$

$$m_{\text{Steam}} = 1,53168 \text{ kg/jam}$$

$$Q_{1.1} (\text{Steam masuk}) = m_{\text{Steam}} \times H_g$$

$$= 1,53168 \text{ kg/jam} \times 2746,50 \text{ kJ/kg}$$

$$= 4.207 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_{2.1} (\text{kondensat keluar}) = m_{\text{Steam}} \times H_f$$

$$= 1,53168 \text{ kg/jam} \times 632,20 \text{ kJ/kg}$$

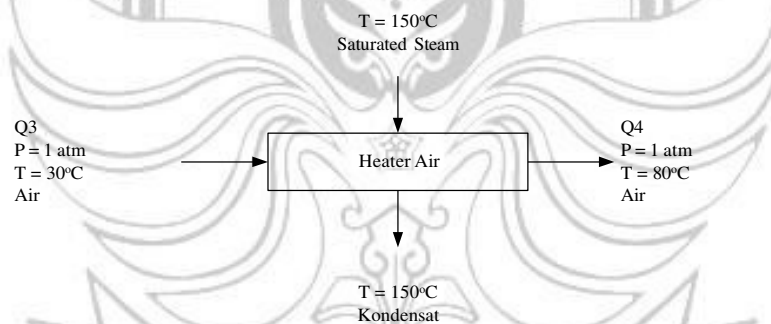
$$= 968,33 \text{ kJ/kg}$$

Tabel B. 2 Neraca Panas Pada Heater CPO

Input (kJ/jam)		Output (kJ/kg)	
Q <sub>1</sub>		Q <sub>2</sub>	
Komponen	Q (kJ/jam)	Komponen	Q (kJ/jam)
Asam lemak	11,6815	Asam lemak	120,697
Trigliserida	278,169	Trigliserida	3229,82
Air	17,860	Air	195,712
<b>Jumlah</b>	<b>307,71</b>	<b>Jumlah</b>	<b>3.546,14</b>
Q <sub>Steam</sub>		Q <sub>kondensat</sub>	
Komponen			
Steam	4.206,75		968,328
<b>Total</b>	<b>4.514,47</b>		<b>4.514,47</b>

B.2.2 Heater Air

Fungsi : Memanaskan Air dari tangki penyimpanan pada suhu 30°C sampai 80°C sebelum masuk ke fat splitting column



Gambar B. 2 Diagram Alir Neraca Panas Heater Air

**Panas Masuk**

Suhu bahan masuk ( $T_{in}$ ) = 30°C = 303,15 K

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

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

a) Air

$$\int_{T_1}^{T_2} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT$$



$$\begin{aligned}
&= 92,053 (303,15-298,15) + \frac{-0,039953}{2} (303,15^2-298,15^2) + \frac{-0,000211}{3} \\
&\quad (303,15^3-298,15^3) + \frac{0,000000535}{4} (303,15^4-298,15^4) \\
&= 2894,033 \text{ J/mol} = 2,894 \text{ kJ/mol}
\end{aligned}$$

Neraca Panas Q<sub>3</sub>

Komponen	Laju massa (kg/jam)	BM (kg/mol)	n (kmol/jam)	Cp. dT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
Air	19.159,05	18	1064,39	0,378	401,85
<b>Total</b>					<b>401,85</b>

**Panas Keluar**

Suhu bahan keluar (T<sub>out</sub>) = 80°C = 353,15K

Suhu referensi (T<sub>ref</sub>) = 25°C = 298,15 K

Menghitung kapasitas panas cair (Cp.dT) komponen:

a). Air

$$\begin{aligned}
&\int_{T_1}^{T_2} (A + BT + CT^2 + DT^3)dT \\
&= 92,053 (353,15-298,15) + \frac{-0,039953}{2} (353,15^2-298,15^2) + \frac{-0,000211}{3} \\
&\quad (353,15^3-298,15^3) + \frac{0,000000535}{4} (353,15^4-298,15^4) \\
&= 4137,139 \text{ J/mol}, 4,137 \text{ kJ/mol}
\end{aligned}$$

Neraca panas Q<sub>3</sub>

Komponen	Laju massa (kg/jam)	BM (kg/mol)	n (kmol/jam)	Cp. dT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
Air	19.159,05	18	1.064,39	4,137	4.403,54
<b>Total</b>					<b>4.480,879</b>

**Kebutuhan Steam**

T<sub>in Steam</sub> = 150°C = 423 K

*Saturated Steam* pada suhu 150°C (Smith, 2017):

Enthalpi <i>Saturated Steam Vapour</i> ( $H_g$ ) = 2746,50 kJ/kg	= 656,41 kkal/kg
Enthalpi <i>Saturated Steam Liquid</i> ( $H_f$ ) = 632,20 kJ/kg	= 151,10 kkal/kg

Panas *Steam* ( $\Delta Q$ )

$$Q_{\text{Keluar}} = Q_{\text{Masuk}}$$

$$(Q_4 + Q_{4.1}) = (Q_3 + Q_{3.1})$$

$$(Q_4 - Q_3) = (Q_{3.1} - Q_{4.1})$$

$$(4.403,54 - 401,853) = (m_{\text{Steam}} \times H_g) - (m_{\text{Steam}} \times H_f)$$

$$4.001,68 = m_{\text{Steam}} \times (H_g - H_f)$$

$$4.001,68 = m_{\text{Steam}} \times (2.746,50 - 632,20)$$

$$m_{\text{Steam}} = 7,928053 \text{ kg/jam}$$

$$Q_{3.1} (\text{Steam masuk}) = m_{\text{Steam}} \times H_v$$

$$= 7,928053 \text{ kg/jam} \times 2.746,50 \text{ kJ/kg}$$

$$= 5.198,583 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_{4.1} (\text{kondensat keluar}) = m_{\text{Steam}} \times H_f$$

$$= 7,928053 \text{ kg/jam} \times 632,20 \text{ kJ/kg}$$

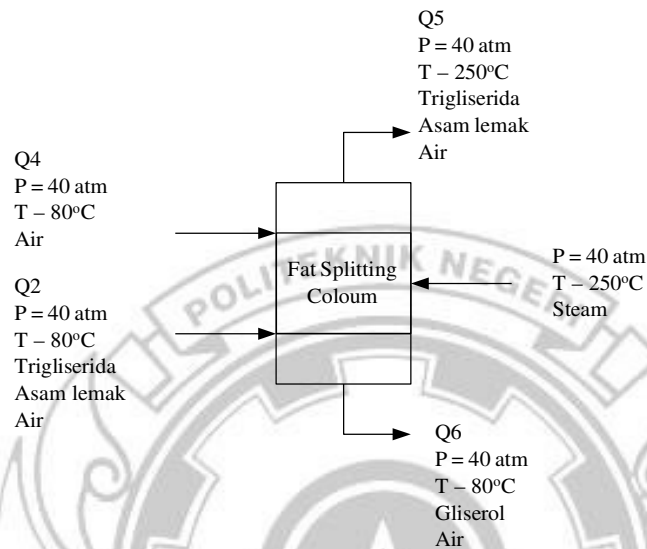
$$= 1.196,898 \text{ kJ/kg}$$

Tabel B. 3 Neraca Panas pada Heater Air

Input Q3		Output Q4	
Komponen	Q(kJ/jam)	Komponen	Q(kJ/jam)
Air	401,8527	Air	4.403,54
<i>Q steam in</i>		<i>Q kondensat</i>	
Komponen	Q(kJ/jam)		
<i>Steam</i>	5.198,58		1.196,90
<b>Total</b>	<b>5.600,44</b>		<b>5.600,44</b>

### B.2.3 Fat Splitting Column

Fungsi : Mereaksikan trigliserida dalam CPO dengan air untuk menghasilkan gliserol dan fatty acid



Gambar B. 3 Diagram Alir Neraca Panas Fat Splitting Column

#### Kondisi Operasi

Temperatur Masuk

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

$$T_{in} = 80^{\circ}\text{C} = 353,15 \text{ K}$$

$$T_{in} = 80^{\circ}\text{C} = 353,15 \text{ K}$$

$$T_{out} = 250^{\circ}\text{C} = 523,15 \text{ K}$$

Tekanan masuk

$$P_{op} = 40 \text{ atm}$$

$$P_1 = 40 \text{ atm}$$

$$P_2 = 40 \text{ atm}$$

$$P_3 = 40 \text{ atm}$$

Menghitung kapasitas panas cair (Cp.dT) komponen :

a). Air

$$\int_{T_1}^{T_2} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT$$

$$= 92,053 (353,15 - 298,15) + \frac{-0,039953}{2} (353,15^2 - 298,15^2) + \frac{-0,000211}{3} (353,15^3 - 298,15^3) + \frac{0,000000535}{4} (353,15^4 - 298,15^4)$$

$$= 4137,13 \text{ J/mol} = 4,13713 \text{ kJ/mol}$$

Dengan mengikuti perhitungan kapasitas panas (Cp.dT) diatas, maka diperoleh hasil perhitungan untuk FFA dan Trigliserida sebagai berikut :

FFA = 2.5362,7 J/mol = 25,3627 kJ/mol

Trigliserida = 67.388,3 J/mol = 67,3883 kJ/mol

### Panas Umpan Reaktan

#### Q<sub>2</sub> CPO Masuk ke Menara Splitting

Komponen	Laju massa (kg/jam)	BM (kg/mol)	n (kmol/jam)	Cp. dT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
FFA	40446,89	268,6	150,58	25,363	3.819,22
Trigliserida	1.277,27	843,9	1,5135	67,388	101,99
Air	851,21	18	47,3063	4,137	195,71
<b>Total</b>					<b>4.116,93</b>

#### Q<sub>4</sub> H<sub>2</sub>O Masuk ke Menara Splitting

Komponen	Laju massa (kg/jam)	BM (kg/mol)	n (kmol/jam)	Cp. dT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
Air	19.159,05	18	1.064,39	4,137	4403,54
<b>Total</b>					<b>4403,54</b>

T<sub>in</sub> Steam = 250°C

*Saturated Steam* pada suhu 250°C (Smith, 2017):

Enthalpi <i>Saturated Steam Vapour</i> ( $H_g$ )	= 2801.5 kJ/kg	= 669,29 kkal/kg
Enthalpi <i>Saturated Steam Liquid</i> ( $H_f$ )	= 1085.4 kJ/kg	= 260,55 kkal/kg

$$= m_{steam} \times (H_g - H_f) + m_{steam} C_p \Delta T$$

$$= m_{steam} \times 1716,1 + m_{steam} \times 17,775 = m_{steam} + 1.733,87$$

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

a). Air

$$\int_{T_1}^{T_2} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT$$

$$= 92,053 (523,15 - 298,15) + \frac{-0,039953}{2} (523,15^2 - 298,15^2) + \frac{-0,000211}{3} (523,15^3 - 298,15^3) + \frac{0,000000535}{4} (523,15^4 - 298,15^4)$$

$$= 17775,7 \text{ J/mol} = 17,7757 \text{ kJ/mol}$$

Dengan mengikuti perhitungan kapasitas panas ( $C_p \cdot dT$ ) diatas, maka diperoleh hasil perhitungan untuk asam lemak dan trigliserida sebagai berikut :

$$\text{Asam lemak} = 60853,87 \text{ J/mol} = 60,85387 \text{ kJ/mol}$$

$$\text{Trigliserida} = 330114,76 \text{ J/mol} = 330,11476 \text{ kJ/mol}$$

$$\text{Gliserol} = 62676,25 \text{ J/mol} = 62,67625 \text{ kJ/mol}$$

**Q<sub>5</sub> (Asam Lemak)**

Komponen	Laju massa (kg/jam)	BM (kg/mol)	n (kmol/jam)	C <sub>p</sub> · dT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
FFA	38.230,23	268,6	142,33	60,854	8.661,42
Trigliserida	404,47	843,9	0,488	330,11	158,22
Air	851,51	18	47,31	17,78	840,91
<b>Total</b>					<b>9.660,55</b>

### Q<sub>6</sub> (Gliserol)

Komponen	Laju massa (kg/jam)	BM (kg/mol)	n (kmol/jam)	Cp. dT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
Air	16.590,53	18	921,70	17,776	16.383,85
Gliserol	4.380,76	92,1	47,57	62,68	2.981,22
<b>Total</b>					<b>19.365,07</b>

### Panas Reaksi Standar ( $\Delta H_R 25^\circ\text{C}$ )

$$\begin{aligned}\Delta H_R 25^\circ\text{C} &= \Sigma H_f^\circ \text{ produk} - \Sigma H_f^\circ \text{ reaktan} \\ &= (-575,026) - (-587,407) = 12,381000 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

Nilai  $\Delta H_f$  (kJ/mol) Komponen

Komponen	$\Delta H_f$
Trigliserida	-382,456
Fatty acid	-138,642
Air	-68,317
Gliserol	-159,1

Reaksi yang terjadi:



$$\Delta Q_{\text{Reaktan}} = 8.520,47 \text{ kJ}$$

$$\Delta Q_{\text{Produk}} = 29.025,62 \text{ kJ}$$

$$\Delta Q_R = 18,5517 \text{ kJ}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_R 250^\circ\text{C} &= \Delta Q_R + (\Delta Q_{\text{Produk}} - \Delta Q_{\text{Reaktan}}) \\ &= 18,5517 \text{ kJ} + (29.025,62 \text{ kJ} - 8.520,47 \text{ kJ}) = 20.523,70 \text{ kJ}\end{aligned}$$

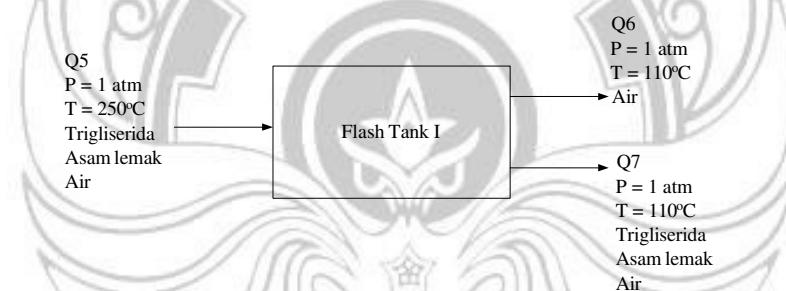
$$\begin{aligned}Q_{\text{suplay}} &= (\Delta Q_{\text{Produk}} + \Delta H_R 250^\circ\text{C}) - \Delta Q_{\text{Reaktan}} \\ &= 41.028,85 \text{ kJ}\end{aligned}$$

Tabel B. 4 Neraca Panas Fat Splitting Column

Komponen	Input (kJ/jam)		Output (kJ/jam)	
	Q <sub>2</sub>	Q <sub>4</sub>	Q <sub>5</sub>	Q <sub>6</sub>
Asam lemak	101,99	-	8661,4	-
Trigliserida	3819,2	-	158,219	-
Air	195,71	4.4035	840,905	16.383,85
Gliserol	-	-	-	2981,215
Q <sub>Steam in</sub>			Q <sub>Kondensat</sub>	
Steam	41.028,84		20.523,69	
<b>Total</b>	<b>49.549</b>		<b>49.549</b>	

B.2.4 Flash Tank I

Fungsi : Untuk menguapkan kadar air yang masih terkandung dalam asam lemak



Gambar B. 4 Diagram Alir Neraca Panas Flash Tank I

**Panas Masuk**

Suhu bahan masuk ( $T_{in}$ ) = 250°C = 523,15 K

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

$\Delta T$  = 230 K

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

a) Air

$$\int_{T_1}^{T_2} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT$$

$$= 92,053 (523,15 - 298,15) + \frac{-0,039953}{2} (523,15^2 - 298,15^2) + \frac{-0,000211}{3}$$

$$(523,15^3 - 298,15^3) + \frac{0,000000535}{4}(523,15^4 - 298,15^4)$$

$$= 62676,25 \text{ J/mol} = 62,67625 \text{ kJ/mol}$$

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

$$\text{Asam lemak} = 60.853,87 \text{ J/mol} = 60,85387 \text{ kJ/mol}$$

$$\text{Trigliserida} = 33.0114,7 \text{ J/mol} = 33,01147 \text{ kJ/mol}$$

Neraca Panas Q<sub>5</sub>

Komponen	Laju massa (kg/jam)	BM (kg/mol)	n (kmol/jam)	Cp. dT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
Asam lemak	39.507,50	268,6	147,09	60,854	8950,8
Trigliserida	404,47	843,9	0,488	330,114	158,22
Air	851,51	18	47,31	17,775	840,91
<b>Total</b>					<b>9.949,92</b>

**Panas Keluar**

$$\text{Suhu bahan keluar (T}_{\text{out}}) = 110^{\circ}\text{C} = 383,15\text{K}$$

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

Menghitung kapasitas panas cair (Cp.dT) komponen:

a). Air

$$\int_{T_1}^{T_2} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT$$

$$= 92,053 (383,15 - 298,15) + \frac{-0,039953}{2} (383,15^2 - 298,15^2) + \frac{-0,000211}{3} (383,15^3 - 298,15^3) + \frac{0,000000535}{4} (383,15^4 - 298,15^4)$$

$$= 6.401,237 \text{ J/mol} = 6,401237 \text{ kJ/mol}$$



Dengan mengikuti perhitungan kapasitas panas ( $C_p \cdot dT$ ) diatas, maka diperoleh hasil perhitungan untuk asam lemak dan trigliserida sebagai berikut:

$$\text{Asam lemak} = 37.181,94 \text{ J/mol} = 3,72181 \text{ kJ/mol}$$

$$\text{Trigliserida} = 107.511,26 \text{ J/mol} = 1,07511 \text{ kJ/mol}$$

Neraca Panas  $Q_6$  &  $Q_7$

Komponen	Laju massa (kg/jam)	BM (kg/mol)	n (kmol/jam)	$C_p \cdot dT$ (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
Asam lemak	39.507,50	268,6	147,086	37,182	5.468,97
Trigliserida	404,47	843,9	0,48	107,51	51,53
Air	170,30	18	9,46	6,40123	60,56
Air uap	681,21	18	37,85	6,4012	242,26
<b>Total</b>					<b>5823,32</b>

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

a) Air

$$\int_{T_1}^{T_2} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT$$

$$= 92,053 (318,15 - 303,15) + \frac{-0,039953}{2} (318,15^2 - 303,15^2) + \frac{-0,000211}{3} (318,15^3 - 303,15^3) + \frac{0,000000535}{4} (318,15^4 - 303,15^4)$$

$$= 11297,05 \text{ J/mol} = 1,129705 \text{ kJ/mol}$$

### Kebutuhan Air Pendingin

$$T_{in} = 30^\circ\text{C} = 303,15\text{K}$$

$$T_{out} = 45^\circ\text{C} = 318,15 \text{ K}$$

$$\Delta Q_{\text{Pendingin}} = \Delta Q_{\text{Umpan}}$$

$$\Delta Q_{\text{Pendingin}} = Q_{\text{masuk}} - Q_{\text{keluar}}$$

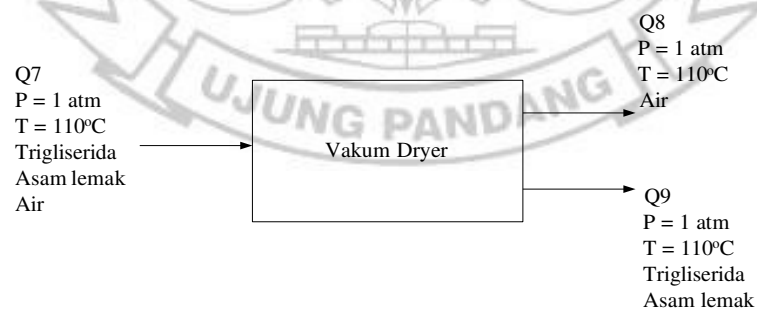
$$\begin{aligned}
 m \cdot C_p \cdot dT \text{ Air} &= m \cdot C_p \cdot dT \text{ Umpan} \\
 m \text{ pendingin} &= (m \cdot C_p \cdot dT \text{ Umpan}) / (C_p \cdot dT \text{ Air}) \\
 m \text{ Pendingin} &= \frac{9.949,92 - 5.823,319 \text{ kJ/jam}}{1,129705 \text{ kJ/mol}} \\
 &= \frac{4.126,605 \text{ kJ/jam}}{1,129705 \text{ kJ/mol}} \\
 &= 0,3652 \text{ kmol} \\
 m \text{ Pendingin} &= 6.57507 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel B. 5 Neraca Panas Pada Flash Tank I

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)		
	Q <sub>5</sub>	Q <sub>6</sub>	Q <sub>7</sub>	Q <sub>cw</sub>
Asam lemak	8.951	-	5.468,97	-
Trigliserida	158,220	-	51,53	-
Air	840,91	-	60,56	-
Air (uap)	-	242,26	-	-
Pendingin	-	-	-	4.126,605
<b>Total</b>	<b>9.949,92</b>		<b>9.949,92</b>	

### B.2.5 Vakum Dryer

Fungsi : Menghilangkan kadar air yang terkandung dalam asam lemak



Gambar B. 5 Diagram Alir Neraca Panas Vakum Dryer

#### Kondisi Masuk

$$\text{Arus masuk} = Q_7$$

$$\text{Komponen masuk} = \text{Asam lemak, Air, CPO sisa}$$

Suhu referensi = 25°C = 298,15 K

Suhu alur 7 = 110°C = 383,15 K

Menghitung kapasitas panas cair (Cp.dT) komponen:

a). Air

$$\int_{T_1}^{T_2} (A + BT + CT^2 + DT^3)dT$$

$$= 92,053 (383,15-298,15) + \frac{-0,039953}{2} (383,15^2-298,15^2) + \frac{-0,000211}{3} (383,15^3-298,15^3) + \frac{0,000000535}{4} (383,15^4-298,15^4)$$

$$= 6401,237 \text{ J/mol} = 6,401237 \text{ kJ/mol}$$

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

Asam lemak = 37.181,94 J/mol = 3,72181 kJ/mol

Trigliserida = 10.7511,26J/mol = 1,07511 kJ/mol

Neraca panas Q<sub>7</sub>

Komponen	Laju massa (kg/jam)	BM (kg/mol)	n (kmol/jam)	Cp. dT (kJ/kmol)	Q <sub>7</sub> (kJ/jam)
Asam lemak	39.507,50	268,6	147,09	37,182	5.468,97
Trigliserida	404,47	843,9	0,488	107,511	51,53
Air	170,30	18	9,46	6,40123	60,56
<b>Total</b>					<b>5.581,06</b>

**Panas Keluar**

Suhu bahan keluar (T<sub>out</sub>) = 80°C = 383,15K

Suhu referensi (T<sub>ref</sub>) = 25°C = 298,15 K

Menghitung kapasitas panas cair (Cp.dT) komponen:

a). Air

$$\int_{T_1}^{T_2} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT$$

$$= 92,053 (353,15 - 298,15) + \frac{-0,039953}{2} (353,15^2 - 298,15^2) + \frac{-0,000211}{3} (353,15^3 - 298,15^3) + \frac{0,000000535}{4} (353,15^4 - 298,15^4)$$

$$= 4.137,13 \text{ J/mol} = 4,13713 \text{ kJ/mol}$$

Dengan mengikuti perhitungan kapasitas panas ( $C_p \cdot dT$ ) diatas, maka diperoleh hasil perhitungan untuk asam lemak dan trigliserida sebagai berikut : Asam

Asam lemak = 25.362,73 J/mol = 25,362,73 kJ/mol

Trigliserida = 67.388,30 J/mol = 67,3883 kJ/mol

$Q_8$  keluar

Komponen	Laju massa (kg/jam)	BM (kg/mol)	n (kmol/jam)	Cp. dT (kJ/kmol)	$Q_8$ (kJ/jam)
Air	170,30	18	9,46	6,401	39,14
<b>Total</b>					<b>71,44</b>

$Q_9$  keluar

Komponen	Laju massa (kg/jam)	BM (kg/mol)	n (kmol/jam)	Cp. dT (kJ/kmol)	$Q_9$ (kJ/jam)
Asam lemak	39.507,50	268,6	147,09	37,182	3.730,5
Trigliserida	404,47	843,9	0,48	107,511	32,30
<b>Total</b>					<b>3.762,8</b>

**Kebutuhan Air Pendingin**

$T_{in} = 30^\circ\text{C} = 303,15\text{K}$

$T_{out} = 45^\circ\text{C} = 318,15 \text{ K}$

$\Delta Q_{Pendingin} = \Delta Q_{Umpan}$

$\Delta Q_{Pendingin} = Q_{masuk} - Q_{keluar}$

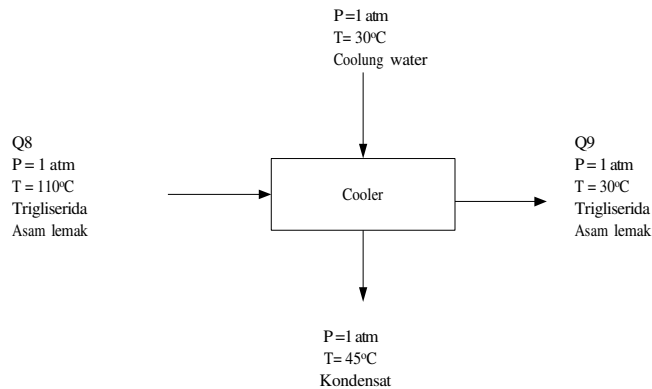
$$\begin{aligned}
 m \cdot Cp \cdot dT \text{ Air} &= m \cdot Cp \cdot dT \text{ Umpan} \\
 m \text{ pendingin} &= (m \cdot Cp \cdot dT \text{ Umpan}) / (Cp \cdot dT \text{ Air}) \\
 m \text{ Pendingin} &= \frac{5.581,064 - 53.834,261 \text{ kJ/jam}}{1,129705 \text{ kJ/mol}} \\
 &= \frac{1.746,803 \text{ kJ/jam}}{1,129705 \text{ kJ/mol}} \\
 &= 0,1546 \text{ kmol} \\
 m \text{ Pendingin} &= 2,78324 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel B. 6 Neraca Panas Pada Vakum Dryer

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)		
	Q <sub>7</sub>	Q <sub>8</sub>	Q <sub>9</sub>	Q <sub>ew</sub>
Trigliserida	51,53		51,53	-
Asam lemak	5.468,97	-	3.730,52	-
Air	60,56	60,56	-	-
Air pendingin			-	1.746,803
Sub total	5.581,06	60,56	3.762,82	-
<b>Total</b>	<b>5.581,06</b>		<b>5.581,06</b>	

#### B.2.6 Cooler Asam Lemak

Fungsi : Mendinginkan asam lemak keluaran *vakum dryer* pada suhu 80°C hingga 30°C sebelum dimasukkan ke tangki penyimpanan produk



Gambar B. 6 Diagram Alir Neraca Panas Cooler Asam Lemak

### Panas Masuk

Suhu bahan masuk ( $T_{in}$ ) =  $80^{\circ}\text{C} = 383,15 \text{ K}$

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

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

Dengan mengikuti perhitungan kapasitas panas ( $C_p \cdot dT$ ) diatas, maka peroleh hasil perhitungan untuk asam lemak & trigliserida sebagai berikut :

Asam lemak =  $25.362,73 \text{ J/mol} = 25,3627 \text{ kJ/mol}$

Trigliserida =  $67.388,30 \text{ J/mol} = 67.388,3 \text{ kJ/mol}$

Komponen	Laju massa (kg/jam)	BM (kg/mol)	n (kmol/jam)	$C_p \cdot dT$ (kJ/kmol)	$Q_9$ (kJ/jam)
Asam lemak	39.508	268,6	147,09	25,3627	5.469
Trigliserida	404,469	843,9	0,479	67.388,3	51,5285
<b>Total</b>					<b>5.521</b>

### Panas Keluar

Suhu bahan keluar ( $T_{out}$ ) =  $30^{\circ}\text{C} = 303,15\text{K}$

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

Menghitung kapasitas panas cair (Cp.dT) komponen:

Dengan mengikuti perhitungan kapasitas panas (Cp.dT) diatas, maka diperoleh hasil perhitungan untuk gliserol sebagai berikut :

$$\text{Fatty Acid} = 24.56,53 \text{ J/mol} = 2,45653 \text{ kJ/mol}$$

$$\text{Trigliserida} = 58.03,83 \text{ J/mol} = 5,80383 \text{ kJ/mol}$$

Komponen	Laju massa (kg/jam)	BM (kg/mol)	n (kmol/jam)	Cp. dT (kJ/kmol)	Q <sub>10</sub> (kJ/jam)
Trigliserida	404,469	268,6	0,479	2,457	2,781
Asam lemak	39.508	843,9	147,09	5,8038	361
<b>Total</b>					<b>364,10</b>

Menghitung kapasitas panas cair (Cp.dT) komponen Air:

b) Air

$$\int_{T_1}^{T_2} (A + BT + CT^2 + DT^3)dT$$

$$= 92,053 (318,15-303,15) + \frac{-0,039953}{2} (318,15^2-303,15^2) + \frac{-0,000211}{3} (318,15^3-303,15^3) + \frac{0,000000535}{4} (318,15^4-303,15^4)$$

$$= 11297,05 \text{ J/mol}, 1,129705 \text{ kJ/mol}$$

**Kebutuhan Air Pendingin**

$$T_{in} = 30^\circ\text{C} = 303,15\text{K}$$

$$T_{out} = 45^\circ\text{C} = 318,15 \text{ K}$$

$$\Delta Q_{\text{Pendingin}} = \Delta Q_{\text{Umpan}}$$

$$\Delta Q_{\text{Pendingin}} = Q_{\text{masuk}} - Q_{\text{keluar}}$$

$$m \cdot Cp \cdot dT_{\text{Air}} = m \cdot Cp \cdot dT_{\text{Umpan}}$$

$$m_{\text{pendingin}} = (m \cdot Cp \cdot dT_{\text{Umpan}}) / (Cp \cdot dT_{\text{Air}})$$

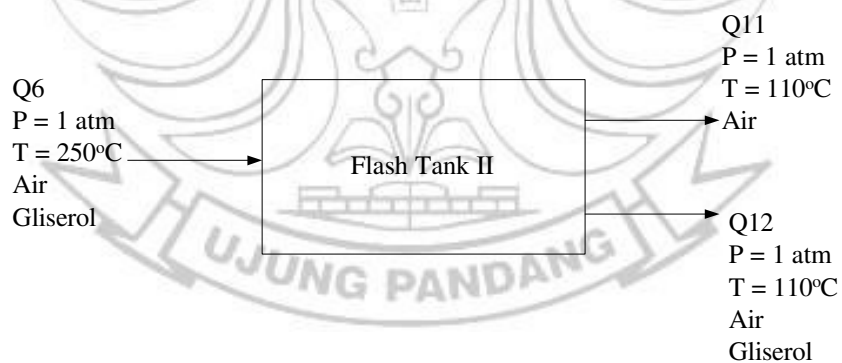
$$\begin{aligned}
 m_{\text{Pendingin}} &= \frac{(5.521 - 364,105)\text{kJ/jam}}{1,129705 \text{ kJ/mol}} \\
 &= \frac{5.156\text{kJ/jam}}{1,129705 \text{ kJ/mol}} \\
 &= 4,5643 \text{ kmol} \\
 m_{\text{Pendingin}} &= 82,1587 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel B. 7 Neraca Panas Cooler Fatty Acid

Komponen	Input (kJ/jam)	Ouput (kJ/jam)	
	Q <sub>9</sub>	Q <sub>10</sub>	Q <sub>cw</sub>
Gliserol	5.468,9	361	-
Air	51,52856	2,78169	-
Air Pendingin	-	-	5.156,39
<b>Total</b>	<b>5.520,50</b>	<b>5.520,50</b>	

### B.2.7 Flash Tank II

Fungsi : Untuk menguapkan kadar air yang terkandung dalam produk gliserol



Gambar B. 7 Diagram Alir Neraca Panas Pada Flash Tank II

#### Panas Masuk

$$\begin{aligned}
 \text{Suhu bahan masuk } (T_{in}) &= 250^{\circ}\text{C} &= 523,15 \text{ K} \\
 \text{Suhu referensi } (T_{ref}) &= 25^{\circ}\text{C} &= 298,15 \text{ K} \\
 \Delta T &= 230 \text{ K}
 \end{aligned}$$



Menghitung kapasitas panas cair (Cp.dT) komponen :

b) Air

$$\int_{T_1}^{T_2} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT$$

$$= 92,053 (523,15 - 298,15) + \frac{-0,039953}{2} (523,15^2 - 298,15^2) + \frac{-0,000211}{3} (523,15^3 - 298,15^3) + \frac{0,000000535}{4} (523,15^4 - 298,15^4)$$

$$= 17.775,77 \text{ J/mol} = 17,77577 \text{ kJ/mol}$$

Dengan mengikuti perhitungan kapasitas panas (Cp.dT) diatas, maka diperoleh hasil perhitungan untuk Gliserol sebagai berikut:

Gliserol = 62.676,25 J/mol = 62,67625 kJ/mol

Neraca Panas Q<sub>6</sub>

Komponen	Laju massa (kg/jam)	BM (kg/mol)	n (kmol/jam)	Cp. dT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
Gliserol	4.381	92,1	47,565	62,676	2981,21
Air	16.590	18	921,696	17,775	16.384
<b>Total</b>					<b>19.365</b>

**Panas Keluar**

Suhu bahan keluar (T<sub>out</sub>) = 110°C = 383,15K

Suhu referensi (T<sub>ref</sub>) = 25°C = 298,15 K

Menghitung kapasitas panas cair (Cp.dT) komponen:

a). Air

$$\int_{T_1}^{T_2} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT$$

$$= 92,053 (383,15 - 298,15) + \frac{-0,039953}{2} (383,15^2 - 298,15^2) + \frac{-0,000211}{3} (383,15^3 - 298,15^3) + \frac{0,000000535}{4} (383,15^4 - 298,15^4)$$

$$= 6.401,237 \text{ J/mol} = 6,401237 \text{ kJ/mol}$$

Dengan mengikuti perhitungan kapasitas panas (Cp.dT) diatas, maka diperoleh hasil perhitungan untuk gliserol sebagai berikut :

$$\text{Gliserol} = 22.725,22 \text{ J/mol} = 22,72522 \text{ kJ/mol}$$

Neraca panas Q<sub>11</sub> & Q<sub>12</sub>

Komponen	Laju massa (kg/jam)	BM (kg/mol)	n (kmol/jam)	Cp. dT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
Gliserol	4.380,76	92,1	47,57	22,725	1.080,93
Air	16.507	18	917,09	6,401237394	5.870,49
Air (uap)	82,95	18	4,61	6,401237394	29,50
<b>Total</b>					<b>6.980,93</b>

Menghitung kapasitas panas cair (Cp.dT) komponen Air:

a) Air

$$\int_{T_1}^{T_2} (A + BT + CT^2 + DT^3)dT$$

$$= 92,053 (318,15-303,15) + \frac{-0,039953}{2} (318,15^2-303,15^2) + \frac{-0,000211}{3} (318,15^3-303,15^3) + \frac{0,000000535}{4} (318,15^4-303,15^4)$$

$$= 11.297,05 \text{ J/mol} = 1,129705 \text{ kJ/mol}$$

### Kebutuhan Air Pendingin

$$T_{in} = 30^\circ\text{C} = 303,15\text{K}$$

$$T_{out} = 45^\circ\text{C} = 318,15 \text{ K}$$

$$\Delta Q_{\text{Pendingin}} = \Delta Q_{\text{Umpan}}$$

$$\Delta Q_{\text{Pendingin}} = Q_{\text{masuk}} - Q_{\text{keluar}}$$

$$m \cdot C_p \cdot dT_{\text{Air}} = m \cdot C_p \cdot dT_{\text{Umpan}}$$

$$m_{\text{pendingin}} = (m \cdot C_p \cdot dT_{\text{Umpan}}) / (C_p \cdot dT_{\text{Air}})$$

$$\begin{aligned}
 m_{\text{Pendingin}} &= \frac{(19.365,070 - 76.980,926) \text{ kJ/jam}}{1,129705 \text{ kJ/mol}} \\
 &= \frac{12.384,144 \text{ kJ/jam}}{1,129705 \text{ kJ/mol}} \\
 &= 10,9622 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

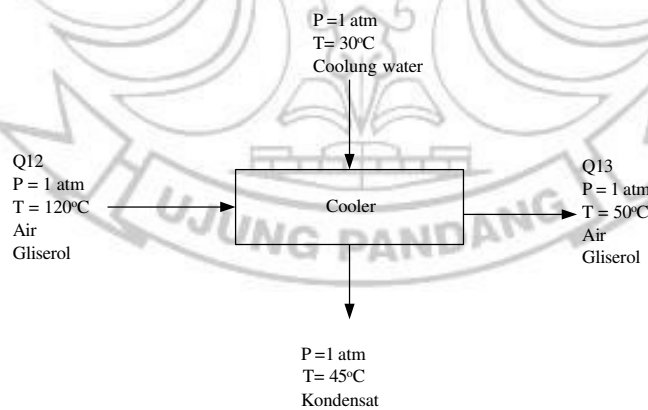
$$m_{\text{Pendingin}} = 197,3211 \text{ kg/jam}$$

Tabel B. 8 Neraca Panas pada Flash Tank II

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)		
	Q <sub>6</sub>	Q <sub>11</sub>	Q <sub>12</sub>	Q <sub>cw</sub>
Gliserol	2.981	-	1.080,93	-
Air	16383,855	29,50	-	-
Uap (steam)	-	5.870,49	-	-
<b>Total</b>	<b>19.365,07</b>		<b>19.365,07</b>	12.384,144

### B.2.8 Cooler Gliserol 1

Fungsi : Mendinginkan *bottom* dari *flash tank* pada suhu 110°C sampai 50°C sebelum diumpankan ke tangki bleaching tank



Gambar B. 8 Diagram Alir Neraca Panas Cooler Gliserol 1

### Panas Masuk

$$\text{Suhu bahan masuk } (T_{in}) = 110^{\circ}\text{C} = 383,15 \text{ K}$$

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

Menghitung kapasitas panas cair (Cp.dT) komponen :

a) Air

$$\int_{T_1}^{T_2} (A + BT + CT^2 + DT^3)dT$$

$$= 92,053 (383,15-298,15) + \frac{-0,039953}{2} (383,15^2-298,15^2) + \frac{-0,000211}{3} (383,15^3-298,15^3) + \frac{0,000000535}{4} (383,15^4-298,15^4)$$

$$= 6401,23 \text{ J/mol} = 6,4012 \text{ kJ/mol}$$

Dengan mengikuti perhitungan kapasitas panas (Cp.dT) diatas, maka diperoleh hasil perhitungan untuk gliserol sebagai berikut :

$$\text{Gliserol} = 22725,2 \text{ J/mol} = 22,7252 \text{ kJ/mol}$$

Neraca panas Q<sub>12</sub>

Komponen	Laju massa (kg/jam)	BM (kg/mol)	n (kmol/jam)	Cp. dT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
Gliserol	4380,76	92,1	47,57	22,7252	1080,93
Air	82,953	18	4,608	6,4012	29,4999
<b>Total</b>					<b>1.110,43</b>

**Panas Keluar**

$$\text{Suhu bahan keluar (T}_{\text{out}}) = 50^{\circ}\text{C} = 323,15\text{K}$$

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

Menghitung kapasitas panas cair (Cp.dT) komponen:

a). Air

$$\int_{T_1}^{T_2} (A + BT + CT^2 + DT^3)dT$$

$$\begin{aligned}
&= 92,053 (323,15-298,15) + \frac{-0,039953}{2} (323,15^2-298,15^2) + \frac{-0,000211}{3} \\
&\quad (323,15^3-298,15^3) + \frac{0,000000535}{4} (323,15^4-298,15^4) \\
&= 6573,40 \text{ J/mol} = 6,5734 \text{ kJ/mol}
\end{aligned}$$

Dengan mengikuti perhitungan kapasitas panas ( $C_p \cdot dT$ ) diatas, maka diperoleh hasil perhitungan untuk gliserol sebagai berikut :

Gliserol = 65.73,40 J/mol = 6,5734 kJ/mol

Neraca Panas  $Q_{13}$

Komponen	Laju massa (kg/jam)	BM (kg/mol)	n (kmol/jam)	Cp. dT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
Gliserol	4.381	92,1	47,57	6,573	313
Air	82,953	18	4,608	1,883325223	8,6792
<b>Total</b>					<b>321,345</b>

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

a) Air

$$\begin{aligned}
&\int_{T_1}^{T_2} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT \\
&= 92,053 (318,15-303,15) + \frac{-0,039953}{2} (318,15^2-303,15^2) + \frac{-0,000211}{3} \\
&\quad (318,15^3-303,15^3) + \frac{0,000000535}{4} (318,15^4-303,15^4) \\
&= 11297,05 \text{ J/mol} = 1,129705 \text{ kJ/mol}
\end{aligned}$$

### Kebutuhan Air Pendingin

$T_{in} = 30^\circ\text{C} = 303,15\text{K}$

$T_{out} = 45^\circ\text{C} = 318,15 \text{ K}$

$\Delta Q_{Pendingin} = \Delta Q_{Umpan}$

$\Delta Q_{Pendingin} = Q_{masuk} - Q_{keluar}$

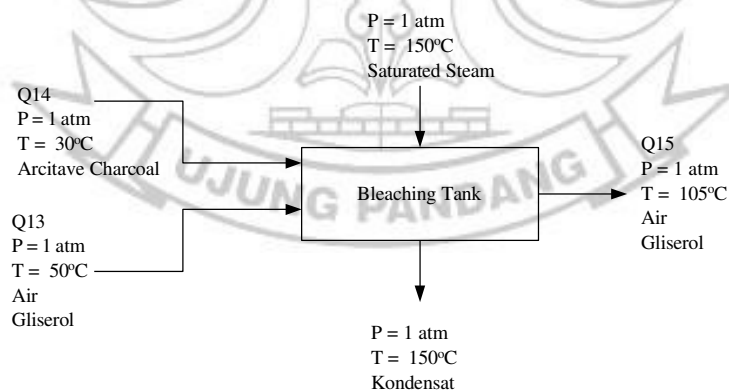
$$\begin{aligned}
 m \cdot C_p \cdot dT \text{ Air} &= m \cdot C_p \cdot dT \text{ Umpan} \\
 m \text{ pendingin} &= (m \cdot C_p \cdot dT \text{ Umpan}) / (C_p \cdot dT \text{ Air}) \\
 m \text{ Pendingin} &= \frac{(1.110,43 - 321,345) \text{ kJ/jam}}{1,129705 \text{ kJ/mol}} \\
 &= \frac{789,087 \text{ kJ/jam}}{1,129705 \text{ kJ/mol}} \\
 &= 0,69848 \text{ kmol} \\
 m \text{ Pendingin} &= 12,57280 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel B. 9 Neraca Panas Cooler

Komponen	Input (kJ/jam)	Ouput (kJ/jam)	
	Q <sub>12</sub>	Q <sub>13</sub>	Q <sub>ew</sub>
Gliserol	1.080,932	313	-
Air	29,49999	8,679265	-
Pendingin	-	-	789,09
<b>Total</b>	<b>1.110,432</b>	<b>1.110,432</b>	

### B.2.9 Bleaching Tank

Fungsi : Menjernihkan produk gliserol



Gambar B. 9 Diagram Alir Neraca Panas Bleaching Tank

### Entalpi Masuk (aliran 1)

$$T_{in} = 50^\circ\text{C} = 323,15\text{K}$$

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

Menghitung kapasitas panas cair (Cp.dT) komponen:

a) Air

$$\int_{T_1}^{T_2} (A + BT + CT^2 + DT^3)dT$$

$$= 92,053 (323,15-298,15) + \frac{-0,039953}{2} (323,15^2-298,15^2) + \frac{-0,000211}{3} (323,15^3-298,15^3) + \frac{0,000000535}{4} (323,15^4-298,15^4)$$

$$= 1883,325 \text{ J/mol} = 1,883325 \text{ KJ/mol}$$

Dengan mengikuti perhitungan kapasitas panas (Cp.dT) diatas, maka diperoleh hasil perhitungan untuk Gliserol sebagai berikut :

$$\text{Gliserol} = 65.73,406 \text{ J/mol} = 6,573406 \text{ kJ/mol}$$

Neraca panas Q<sub>13</sub>

Komponen	Laju massa (kg/jam)	BM (kg/mol)	n (kmol/jam)	Cp. dT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
Gliserol	4380,76	92,1	47,62	6,573	313,01
Air	82,953	18	4,608	1,88332	8,6792
<b>Total</b>					<b>321,685</b>

**Panas Masuk**

$$T_{\text{in}} = 30^{\circ}\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

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

**Entalpi Aliran Masuk**

$$T_{\text{in}} = 30^{\circ}\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

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

Q<sub>14</sub>

$$\text{activated charcoal} = 4,46372 \text{ kg/jam}$$

$$\text{activated charcoal} = n \int Cp. dT$$

$$= 4,46372 \text{ kg/jam} \times (1,5072) \times (303,15 - 298,15)$$

$$= 33,63858 \text{ kJ/jam}$$

### Panas Keluar

$$T_{\text{out}} = 105^\circ\text{C} = 378,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{in}} = 25^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

Menghitung kapasitas panas cair (Cp.dT) komponen :

a) Air

$$\int_{T_1}^{T_2} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT$$

$$= 92,053 (378,15 - 298,15) + \frac{-0,039953}{2} (378,15^2 - 298,15^2) + \frac{-0,000211}{3} (378,15^3 - 298,15^3) + \frac{0,000000535}{4} (378,15^4 - 298,15^4)$$

$$= 1883,325 \text{ J/mol} = 1,883325 \text{ kJ/mol}$$

Dengan mengikuti perhitungan kapasitas panas (Cp.dT) diatas, maka diperoleh hasil perhitungan untuk gliserol sebagai berikut :

$$\text{Gliserol} = 6.573,406 \text{ J/mol} = 6,573406 \text{ kJ/mol}$$

Komponen	Laju massa (kg/jam)	BM (kg/mol)	n (kmol/jam)	Cp. dT (kJ/kmol)	Q <sub>18</sub> (kJ/jam)
Gliserol	4358,861	92,1	47,33	21,360	1010,9018
Air	82,5368	18	4,584	6,02233	27,6150
<b>Total</b>					<b>1038,51</b>

$$\text{Activated Charcoal} = 26,78231 \text{ kg/jam}$$

$$Q_{15} = n \int Cp. dT$$



$$= 26,78231 \text{ kg/jam} \times (1,5072) \times (378,15-298,15)$$

$$= 3229,30321 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Total } Q_{15} = Q_{15} \text{ air} + Q_{15} \text{ Gliserol} + Q_{15} \text{ Activated Charcoal}$$

$$= 27,6150 \text{ kJ/jam} + 1010,9018 \text{ kJ/jam} + 3229,30 \text{ kJ/jam}$$

$$= 4.267,820 \text{ kJ/jam}$$

### Kebutuhan Steam

$$T_{in} \text{ Steam} = 150^{\circ}\text{C} = 423 \text{ K}$$

*Saturated Steam* pada suhu  $150^{\circ}\text{C}$  (Smith, 2017):

$$\text{Enthalpi } \textit{Saturated Steam Vapour} (H_g) = 2746,50 \text{ kJ/kg} = 656,41 \text{ kkal/kg}$$

$$\text{Enthalpi } \textit{Saturated Steam Liquid} (H_f) = 632,20 \text{ kJ/kg} = 151,10 \text{ kkal/kg}$$

Panas *Steam* ( $\Delta Q$ )

$$Q \text{ Keluar} = Q \text{ Masuk}$$

$$(Q_{15}+Q_{15.1}) = (Q_{13}+Q_{14}+ Q_{14.1})$$

$$(Q_{15}-(Q_{15}+Q_{14})) = (Q_{14.1} - Q_{15.1})$$

$$(4.267,82 - 353,323) = (m_{\text{Steam}} \times H_g) - (m_{\text{Steam}} \times H_f)$$

$$3.907,940 = m_{\text{Steam}} \times (H_g-H_f)$$

$$3.907,940 = m_{\text{Steam}} \times (2746,50 - 632,20)$$

$$m_{\text{Steam}} = 1,850492 \text{ kg/jam}$$

$$Q (\textit{Steam} \text{ masuk}) = m_{\text{Steam}} \times H_v$$

$$= 1,850492 \text{ kg/jam} \times 2746,50 \text{ kJ/kg}$$

$$= 5.082,38 \text{ kJ/jam}$$

$$Q (\textit{kondensat} \text{ keluar}) = m_{\text{Steam}} \times H_l$$

$$= 1,850492 \text{ kg/jam} \times 632,20 \text{ kJ/kg}$$

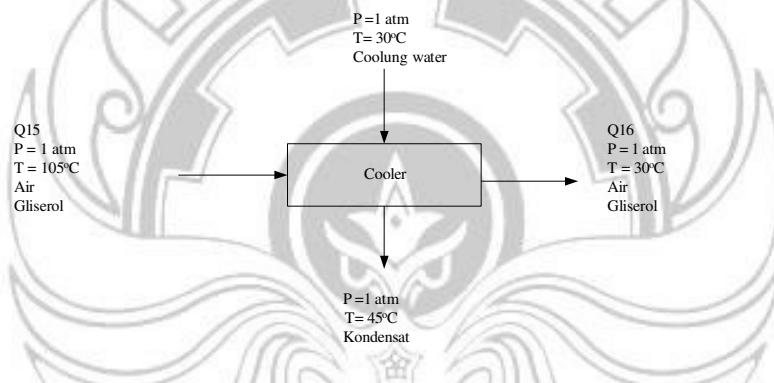
$$= 1.169,88 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B. 10 Neraca Panas Bleaching Tank

Komponen	Input (kJ/jam)			Output (kJ/jam)	
	Q <sub>13</sub>	Q <sub>14</sub>	Q <sub>14.1</sub>	Q <sub>15</sub>	Q <sub>15.1</sub>
Gliserol	313,005	-	-	1.010,9	-
Air	8,6792	-	-	27,61503	-
Act charcoal	-	33,63	-	3.229,303	-
			5.082,37	-	1.169,8813
<b>Total</b>		<b>5.437,7</b>		<b>5.437,7</b>	

B.2.10 Cooler

Fungsi : Mendinginkan outlet *bleaching tank* pada suhu 105°C sampai 30°C sebelum diumpankan ke filter press



Gambar B. 8 Diagram Alir Neraca Panas Cooler

**Panas Masuk**

Suhu bahan masuk ( $T_{in}$ ) = 105°C = 378,15 K

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

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

a) Air

$$= \int_{T_1}^{T_2} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT = 92,053 (378,15 - 298,15) + \frac{-0,039953}{2} (378,15^2 - 298,15^2) + \frac{-0,000211}{3} (378,15^3 - 298,15^3) + \frac{0,000000535}{4} (378,15^4 - 298,15^4) = 6022,33 \frac{J}{mol}, 6,02233 \frac{kJ}{mol}$$

Dengan mengikuti perhitungan kapasitas panas (Cp.dT) diatas, maka diperoleh hasil perhitungan untuk gliserol sebagai berikut :

$$\text{Gliserol} = 21359,72 \text{ J/mol} = 21,35972 \text{ kJ/mol}$$

Neraca panas Q<sub>15</sub>

Komponen	Laju massa (kg/jam)	BM (kg/mol)	n (kmol/jam)	Cp. dT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
Gliserol	4358,8	92,1	47,33	21,360	1.011
Air	82,538	18	4,585	6,022335	27,615
Act Charcaol	26,7823	12	2,23186	0,120576	0,26911
<b>Total</b>					<b>1032,038</b>

### Panas Keluar

$$\text{Suhu bahan keluar (T}_{\text{out}}) = 30^{\circ}\text{C} = 303,15\text{K}$$

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

Menghitung kapasitas panas cair (Cp.dT) komponen:

a). Air

$$\int_{T_1}^{T_2} (A + BT + CT^2 + DT^3)dT$$

$$= 92,053 (303,15-298,15) + \frac{-0,039953}{2} (303,15^2-298,15^2) + \frac{-0,000211}{3} (303,15^3-298,15^3) + \frac{0,000000535}{4} (303,15^4- 298,15^4)$$

$$= 377,54 \text{ J/mol} = 0,37754 \text{ kJ/mol}$$

Dengan mengikuti perhitungan kapasitas panas (Cp.dT) diatas, maka diperoleh hasil perhitungan untuk gliserol sebagai berikut :

$$\text{Gliserol} = 1.306,77 \text{ J/mol} = 1,30677 \text{ kJ/mol}$$

Neraca panas Q<sub>16</sub>

Komponen	Laju massa (kg/jam)	BM (kg/mol)	n (kmol/jam)	Cp. dT (kJ/kmol)	Q (kcal/jam)
Gliserol	21,795	92,1	0,2366	1,307	0,31
Air	0,4126	18	0,0229	0,37754206 6	0,0087
Act Charcoal	26,78231	12	2,23186	7,536	16,8193
<b>Total</b>					<b>17,13718</b>

Menghitung kapasitas panas cair (Cp.dT) komponen Air:

a) Air

$$\begin{aligned}
 & \int_{T_1}^{T_2} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT \\
 &= 92,053 (318,15 - 303,15) + \frac{-0,039953}{2} (318,15^2 - 303,15^2) + \frac{-0,000211}{3} \\
 & \quad (318,15^3 - 303,15^3) + \frac{0,000000535}{4} (318,15^4 - 303,15^4) \\
 &= 11297,05 \frac{\text{J}}{\text{mol}}, 1,129705 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}
 \end{aligned}$$

### Kebutuhan Air Pendingin

$$T_{in} = 30^\circ\text{C} = 303,15\text{K}$$

$$T_{out} = 45^\circ\text{C} = 318,15\text{K}$$

$$\Delta Q_{\text{Pendingin}} = \Delta Q_{\text{Umpan}}$$

$$\Delta Q_{\text{Pendingin}} = Q_{\text{masuk}} - Q_{\text{keluar}}$$

$$m \cdot \text{Cp} \cdot dT_{\text{Air}} = m \cdot \text{Cp} \cdot dT_{\text{Umpan}}$$

$$m_{\text{pendingin}} = (m \cdot \text{Cp} \cdot dT_{\text{Umpan}}) / (\text{Cp} \cdot dT_{\text{Air}})$$

$$m_{\text{Pendingin}} = \frac{(1038,79 - 17,1371) \text{kJ/jam}}{1,129705 \text{ kJ/mol}}$$

$$= \frac{1021,65 \text{ kJ/jam}}{1,129705 \text{ kJ/mol}} = 1.039 \text{ kmol}$$

m Pendingin = 18.698 kg/jam

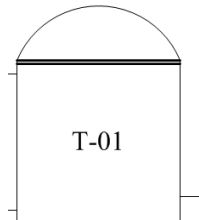
Tabel B. 11 Neraca Panas Cooler Gliserol 2

Komponen	Input (kJ/jam)	Ouput (kJ/jam)	
	Q <sub>18</sub>	Q <sub>19</sub>	Q <sub>cw</sub>
Gliserol	1.010,902	0,3092321	-
Air	27,615	0,0087	-
Activated charcoal	0,26911	16,82	-
Kondensat	-	-	1.021,649
<b>Total</b>	<b>1.038,786</b>	<b>1.038,786</b>	



## LAMPIRAN C SPESIFIKASI PERALATAN

### C.1 Tangki Penyimpanan CPO



Gambar C. 1 Tangki Penyimpan CPO

Kode	:	T-01
Fungsi	:	Menyimpan bahan baku <i>Crude Palm Oil</i> (CPO) sebelum digunakan dalam prose
Bentuk	:	Silinder dengan dasar vertical alas datar dengan <i>ellipsoidal head</i>
Bahan	:	<i>Carbon ellipsoidal head</i>
Lama Penyimpanan	:	2 hari
Jumlah	:	4 unit
Kondisi Penyimpanan	:	$T = 30^{\circ}\text{C}$ ; $P = 1 \text{ atm}$

#### a. Menentukan Tipe Tangki

Tangki dipilih dengan bentuk silinder dengan dasar vertical (*flay up*) dan *eliipsoidal* karean tipe ini cocok digunakan untuk bahan liquid bertekanan rendah dengan kondisi operasi tangki berada pada tekanan 1 atm dan suhi  $30^{\circ}\text{C}$  serta kontruksi sederhana sehingga harga lebih ekonomis.

## b. Menentukan Bahan Kontruksi Tangki

Bahan kontruksi tangki dipilih *Carbon Steel SA-285 Grade C*, karena:

1. Struktur kuat dengan *allowable working stress* cukup besar,  $S = 13.750$  psi
2. Tahan terhadap korosif
3. Harga relatif murah dan tangki mampu menampung dalam kapasitas yang besar dengan kontruksi mudah

## c. Menentukan Dimensi Utama Tangki

Diketahui:

Laju alir massa (F) = 42.575,67 kg/jam

Waktu Penyimpanan = 2 hari

Kebutuhan CPO = massa x waktu penyimpanan  
= 42.575,67 kg/jam x 2 hari x 24 jam  
= 2.043.632,25 kg

Data Densitas Komponen CPO (30°C)

Komponen	Laju alir massa (kg/jam)	Fraksi berat ( $x_i$ )	Densitas (kg/m <sup>3</sup> )	$\frac{1}{\rho_i}$ (m <sup>3</sup> /kg)
Trigliserida	40.446,89	0,95	915,8	0,00103
Asam lemak	1.277,27	0,03	853	0,0000352
Air	851,51	0,02	995,7	0,0000201
<b>Total</b>	<b>42.575,67</b>	<b>1,00</b>		<b>0,0010926</b>

$$\frac{1}{\rho} = \frac{1}{\sum \rho_i x_i}$$
$$= \frac{1}{0,0010926 \text{ m}^3/\text{kg}}$$
$$= 915,24 \text{ kg/m}^3$$

**d. Menentukan Kapasitas**

$$\begin{aligned} \text{Volume cairan} &= \frac{\text{Massa kebutuhan CPO}}{\rho} \\ &= \frac{2.043.632,25 \text{ kg}}{915,24 \text{ kg/m}^3} = 2.232,87 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Jumlah tangki} = 4 \text{ unit}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume cairan} &= \frac{V_{\text{total}}}{\text{Jumlah tangki}} \\ &= \frac{2.232,87 \text{ m}^3}{4} \\ &= 558,22 \text{ m}^3/\text{unit} \end{aligned}$$

Dengan faktor keamanan 20% maka volume tangki menjadi:

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki (V}_T) &= (100\%+20\%) \times V_{\text{cairan}} \\ &= (100\%+20\%) \times 558,22 \text{ m}^3 \\ &= 669,86 \text{ m}^3 \\ &= 176.958,88 \text{ gallon US} \end{aligned}$$

**e. Menghitung Diamater Tangki**

**Volume silinder**

$$V_s = \pi \times r^2 \times H_s \quad (\text{Pers.3.1 Peters and Temmerhaus,1991})$$

Untuk tinggi silinder digunakan persamaan pada buku (Tabel 4, Peters & Timmerhaus hal 358), sebagai berikut:

$$H_s = \frac{3}{2} \times \left( \frac{V_s}{\pi r^2} \right)^{1/3} \quad (\text{persamaan 3.2 tabel 4 hal 358})$$

Dengan memasukan persamaan 3.2 ke dalam persamaan 3.1 menjadi

$$\begin{aligned} V_s &= \pi r^2 \left( \frac{3}{2} \right)^3 \left( \frac{V_s}{\pi r^2} \right) \\ &= \pi r^2 \left( \frac{3}{2} \right)^3 \left( \frac{V_s}{\pi r^2} \right) \end{aligned}$$



$$= \frac{3}{8} \pi D^3$$

$$= 1,1775 D^3$$

**Volume head**

$$V_h = \frac{\pi}{6} D^2 h$$

$$= \frac{\pi}{6} D^2 \left( \frac{3}{2} D \right)$$

$$= \frac{3}{12} \pi D^3$$

$$= \frac{1}{4} \pi D^3$$

$$= 0,7850 D^3$$

**Volume total tangki**

$$V_T = V_s + V_h$$

$$= 1,1775 D^3 + 0,7850 D^3$$

$$= 1,9625 D^3$$

**Diameter tangki**

$$D = \left( \frac{V_s + V_h}{1,9625} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$= \left( \frac{669,86 \text{ m}^3}{1,9625} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$D = 6,9886 \text{ m}$$

$$= 275,1423 \text{ in}$$

Sehingga,

Volume silinder ( $V_s$ )  $= \frac{3}{8} \pi (3,14) (6,9886 \text{ m})^3 = 401,9449 \text{ m}^3$

Volume *ellipsoidal head*, ( $V_h$ )  $= \frac{1}{4} \pi (3,14) (6,9886 \text{ m})^3 = 267,9449 \text{ m}^3$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume total tangki, } (V_T) &= V_s + V_h \\
 &= 401,9173 \text{ m}^3 + 267,9449 \text{ m}^3 \\
 &= 669,8622 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

**f. Penentuan Tinggi Tangki**

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi silinder } (H_s) &= \frac{3}{2} \square \square \\
 &= \frac{3}{2} \square 6,9886 \square \\
 &= 10,4829 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi ellipsoidal head } (H_h) &= \frac{1}{4} \square \square \\
 &= \frac{1}{4} \square 6,9886 \square \\
 &= 1,7472 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi tangki } (H_T) &= H_s + H_h \\
 &= 10,4829 \text{ m} + 1,7472 \text{ m} \\
 &= 12,2301 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Keterangan:

$H_T$  : Tinggi Total Tangki

$H_s$  : Tinggi Silinder

$H_h$  : Tinggi Head

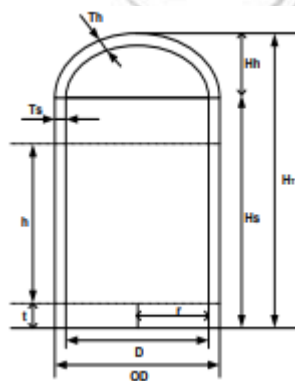
$H$  : Tinggi cairan dalam tangki

$R$  : Jari-jari tangki

$D$  : Diameter dalam tangki

OD: Diameter luar tangki

$T_s$  : Tebal Silinder



$t_h$  : Tebal Dinding *Ellipsoidal Head*

$t$  : Tebal alas tangki

### g. Penentuan Tinggi Cairan

$$\begin{aligned}\text{Tinggi cairan dalam tangki (h)} &= \sqrt[3]{\frac{V}{\pi}} \times h_t \\ &= \frac{558,22 \text{ m}^3}{669,86 \text{ m}^3} \times 12,2301 \text{ m} \\ &= 10,1917 \text{ m} \\ &= 401,25 \text{ inch}\end{aligned}$$

### h. Menghitung Tekanan Desain

$$\begin{aligned}\text{Tekanan desain (psi)} &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\ &= 1 \text{ atm} + (\rho \cdot g \cdot h) \\ P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \cdot g \cdot h \\ &= 915,24 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 10,1917 \text{ m} \\ &= 91.414,12 \text{ pa} \\ &= 0,902 \text{ atm}\end{aligned}$$

Maka,

$$\begin{aligned}\text{Tekanan desain (psi)} &= 1 \text{ atm} + 0,092 \text{ atm} \\ &= 1,092 \text{ atm}\end{aligned}$$

$$\text{Safety factor} = 20\%$$

$$\begin{aligned}\text{Tekanan desain (pd)} &= (100\% + 20\%) \times 1,092 \text{ atm} \\ &= 2,2826 \text{ atm} \\ &= 33,54 \text{ psi}\end{aligned}$$

### i. 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 251-255:

$$\text{Allowabel stress (S)} = 13.750 \text{ psi}$$

$$\text{Joint efficiency (E)} = 0,8$$

$$\text{Corrosion allowance (C)} = 0,125 \text{ in/tahun}$$

Digunakan persamaan pada buku (Tabel 4, Peters & Timmerhaus, 1991 hal 537-551) sebagai berikut:

$$t = \frac{Pr}{SE - 0,6P} + C_c$$

keterangan:

r : Jari-jari tangki (in)

S : *Allowable working stress*

E : *Efisiensi sambungan*

C : Faktor korosi

Pd : Tekanan desain (psi)

Ketebalan dinding silinder ( $t_s$ )

$$t_s = \frac{33,54 \times 137,57}{13,750 \times 0,8 - 0,6 \times 32,54 \text{ psi}} + 0,125$$

$$= 0,5477 \text{ in}$$

$$= 0,0139 \text{ m}$$

Digunakan tebal *shell* standar  $5/8$  in

**j. Menentukan Dimensi Tutup Atas**

Desain atap

Persamaan tebal dinding *ellipsoidal head* (Tabel 4, Peters and Timmerhaus, 1991).

$$t_h = \frac{P \times D}{2 \times S \times E - 0,2 \times P} + \square$$

Keterangan:

D : Diameter tangki (in)

S : *Allowable working stress*

E : Efisiensi sambungan

C : Faktor korosi

P : Tekanan desain (psi)

Maka, tebal dindingin *ellipsoidal head*:

$$\begin{aligned} t_h &= \frac{33,54 \text{ psi} \times 275,1423 \text{ in}}{2 \times 13.750 \times 0,8 - 0,2 \times 33,54 \text{ psi}} + 0,125 \\ &= 0,5456 \text{ in} \\ &= 0,0139 \text{ m} \end{aligned}$$

Digunakan tebal *shell* standar  $\frac{5}{8}$  in = 0,625 in

Diameter Luar Tangki (OD)

$$\begin{aligned} \text{OD} &= \text{ID} + 2 \text{ Tinggi silinder} \\ &= 275,1423 \text{ in} + 2 (0,625 \text{ in}) \\ &= 276,3923 \text{ in} \end{aligned}$$

### k. Tebal Alas Tangki

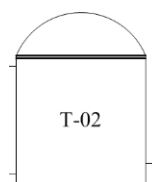
$$\begin{aligned}
 t &= D\sqrt{C\frac{pd}{13.750}} \\
 &= 275,1423 \text{ in}\sqrt{0,125 \text{ in}\frac{33,54\text{psi}}{13.750}} \\
 &= 4,8048 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Diambil tebal standar 4 7/8 in

Tabel C. 1 Spesifikasi Tangki Penyimpanan CPO

Komponen	Spesifikasi
Nama alat	Tangki penyimpanan <i>Crude Palm Oil (CPO)</i>
Kode	T-01
Jumlah alat	4 unit
Fungsi	Menyimpan bahan baku <i>Crude Palm Oil (CPO)</i> sebelum digunakan dalam proses
Bentuk	Silinder dengan dasar vertical alas datar dengan <i>ellipsoidal head</i>
Bahan	<i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>
Kondisi Penyimpanan	P = 1 atm T = 30°C
Volume tangki ( $V_T$ )	669,8622 m <sup>3</sup>
Diameter tangki (D)	6,9886 m
Tinggi tangki ( $H_s$ )	10,4829 m
Tinggi atap ( $H_h$ )	1,7472 m
Tinggi total tangki ( $H_T$ )	12,2301 m
Tinggi cairan (h)	10,1917 m
Tebal <i>shell</i> ( $T_s$ )	0,5877 in = 5/8 in
Tebal tutup atas ( $T_h$ )	0,5853 in = 5/8 in
Tebal alas tangki (t)	4,875 in = 4 7/8 in
Tekanan desain (Pd)	33,54 psi = 2,28 atm

### C.2 Tangki Penyimpanan Air



Gambar C. 2 Tangki Penyimpanan Air

Fungsi	:	Menyimpan bahan baku air sebelum digunakan dalam prose
Bentuk	:	Silinder dengan dasar vertical alas datar dengan <i>ellipsoidal head</i>
Bahan	:	<i>Carbon ellipsoidal head</i>
Lama Penyimpanan	:	2 hari
Jumlah	:	1 unit
Kondisi Penyimpanan	:	T = 30°C P = 1 atm

#### a. Menentukan Tipe Tangki

Tangki dipilih dengan bentuk silinder dengan dasar vertical (*flay up*) dan *eliipsoidal* karean tipe ini cocok digunakan untuk bahan liquid bertekanan rendah dengan kondisi operasi tangki berada pada tekanan 1 atm dan suhi 30°C serta kontruksi sederhana sehingga harga lebih ekonomis.

#### b. Menentukan Bahan Kontruksi Tangki

Bahan kontruksi tangki dipilih *Carbon Steel SA-285 Grade C*, karena:

1. Struktur kuat dengan *allowable working stress* cukup besar,  $S = 13.750$  psi
2. Tahan terhadap korosif
3. Harga relatif murah dan tangki mampu menampung dalam kapasitas yang besar dengan kontruksi mudah

#### c. Menentukan Dimensi Utama Tangki

Kebutuhan Air:

Laju alir massa (F) = 19.159,05 kg/jam

$$\begin{aligned} \text{Waktu penyimpanan} &= 2 \text{ hari} \\ \text{Kebutuhan air} &= \text{massa} \times \text{waktu penyimpanan} \\ &= 19.159,05 \text{ kg/jam} \times 2 \text{ hari} \times 24 \text{ jam} \\ &= 919.634,51 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\text{Data Densitas Air (30°C)} = 995,7 \text{ kg/m}^3 = 0,9957 \text{ kg/L}$$

Dengan mengikuti perhitungan tangki penyimpana CPO (T-01) diatas, maka diperoleh hasil perhitungan untuk tangki penyimpanan air (T-02) dapat dilihat pada

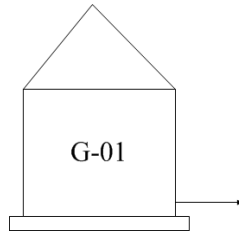
Tabel C.2

Tabel C. 2 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Air

Komponen	Spesifikasi
Nama alat	Tangki penyimpanan Air
Kode	T-02
Jumlah alat	2 unit
Fungsi	Menyimpan bahan baku air sebelum digunakan dalam proses
Bentuk	Silinder dengan dasar vertical alas datar dengan <i>ellipsoidal head</i>
Bahan	<i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>
Kondisi Penyimpanan	P = 1 atm T = 30°C
Volume tangki ( $V_T$ )	554,16 m <sup>3</sup>
Diameter tangki (D)	6,5606 m
Tinggi tangki ( $H_s$ )	9,8409 m
Tinggi atap ( $H_h$ )	1,6401 m
Tinggi total tangki ( $H_T$ )	11,4810 m
Tinggi cairan (h)	9,5675 m
Tebal <i>shell</i> ( $T_s$ )	0,6250 in = 5/8 in
Tebal tutup atas ( $T_h$ )	0,6250 in = 5/8 in
Tebal alas tangki (t)	4,5332 in = 4 5/8 in
Tekanan desain ( $P_d$ )	33,88 psi = 2,30 atm



## C.2 Gudang Penyimpanan *Activated Charcoal*



Gambar C. 3 Gudang Penyimpanan Activate Charcoal

Fungsi	:	Menyimpan <i>Activate charcoal</i>
Bentuk	:	Bangunan berupa gudang
Lama Penyimpanan	:	7 hari
Jumlah	:	1 unit
Kondisi Penyimpanan	:	T = 30°C; P = 1 atm

### a. Menghitung Dimensi Gudang

Laju alir massa = 4,463718 kg/jam

Waktu penyimpanan = 7 hari

Densitas activate charcoal = 460 kg/m<sup>3</sup>

= 28,7178 lb/ft<sup>3</sup>

Faktor keamanan = 20%

Volume Gudang (V<sub>G</sub>)

Volume *activate charcoal* =  $\frac{\text{mass flow rate} \times \text{storage time}}{\text{density}}$

$$= \frac{4,4637128}{460 \text{ kg/m}^3} \times 7 \text{ hari} \times \frac{24 \text{ jam}}{1 \text{ hari}}$$

= 794,9045 m<sup>3</sup>

Volume Gudang = (100%+fk) x Volume activate charcoal

$$= (100\% + 20\%) \times 749,9045 \text{ m}^3$$

$$= 899,8854 \text{ m}^3$$

Asumsi:

1. Tinggi Gudang (T) = 10 m
2. Perbandingan Panjang (P) dan lebar (L) gudang = 2:1 (P = 2L)

Sehingga Panjang dan lebar gudang, yaitu:

$$V_G = P \times L \times t$$

$$899,8854 \text{ m}^3 = 2L \times L \times 10$$

$$899,8854 \text{ m}^3 = 20m L^2$$

$$L = \sqrt{\frac{899,8854 \text{ m}^3}{10 \square}}$$

$$L = 6,7077 \text{ m}$$

$$P = 2L$$

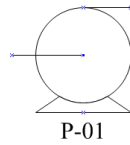
$$= 2 \times 6,7077 \text{ m}$$

$$= 13,4155 \text{ m}$$

Tabel C. 3 Spesifikasi Gudang Penyimpanan Activated Charcoal

Komponen	Spesifikasi
Nama alat	Gudang penyimpanan <i>activated charcoal</i>
Kode	G-01
Jumlah alat	1 unit
Fungsi	Menyimpan <i>activated charcoal</i> sebelum digunakan dalam proses
Bentuk	Bangunan berupa Gudang
Kondisi Penyimpanan	P = 1 atm T = 30°C
Volume tangki (V <sub>G</sub> )	899,8854 m <sup>3</sup>
Panjang (P)	13,4155 m
Lebar (L)	6,7077 m
Tinggi (T)	10 m

## C.4 Pompa CPO



Gambar C. 4 Pompa CPO

Kode	:	P-01
Fungsi	:	Mengalirkan bahan baku <i>Crude Palm Oil</i> (CPO) menuju ke heater
Tipe	:	<i>Centrifugal pump</i>
Bahan	:	<i>Commerical steel</i>
Jumlah	:	1 unit
Kondisi Penyimpanan	:	T = 30°C P = 1 atm

### a. Menentukan Tipe Pompa

Dalam perancangan ini dipilih pompa jenis *centrifugal pumps* dengan pertimbangan sebagai berikut:

1. Konstruksinya sederhana, harganya relative murah dan banyak tersedia dipasaran
2. Kecepatan putarannya stabil
3. Biaya perawatan paling murah dibandingkan dengan tipe pompa lain
4. Dapat mengalirkan liquid yang mengandung *suspended solid*

### b. Menentukan Bahan Konstruksi Pompa

Bahan kosntruksi yang dipilih adalah *commercial steel pipa* karena:

1. Bahannya kuat dan tahan terhadap korosi
2. Memiliki batas tekanan yang diizinkan sebesar sampai dengan 22.500 psi
3. Memiliki batas suhu yang diizinkan -65°F sampai dengan 650°F

**c. Menentukan Laju Alir Pompa**

Laju alir = 42.575,67 kg/jam

Komponen	Laju alir massa (kg/jam)	Fraksi berat (xi)	Densitas (kg/m <sup>3</sup> )	$\rho_i$ (m <sup>3</sup> /kg)	Viskositas (Cp)	xi. $\rho_i$
Trigliserida	40.446,89	0,95	915,8	0,00103	16	15,200
FFA	1.277,27	0,03	853	0,0000352	13	0,3900
Air	851,51	0,02	995,7	0,0000201	0,89	0,0178
<b>Total</b>	<b>42.576,67</b>	<b>1,00</b>		<b>0,0010926</b>		<b>15,6078</b>

Laju alir massa (F)  
 F = 42.575,67 kg/jam  
 = 93.863,18 lb/jam

Densitas ( $\rho$ ):  

$$\rho_{\text{m}} = \frac{1}{0,0010926 \text{ m}^3/\text{kg}}$$

$$= 915,2473 \text{ kg/m}^3$$

$$= 57,1388 \text{ lb/ft}^3$$

Viskositas ( $\mu$ ):  

$$\mu_{\text{m}} = 15,6078 \text{ cP}$$

$$= 0,0105 \text{ lbm/ft.s}$$

Laju alir volumetri (F<sub>v</sub>)  

$$F_v = \frac{F}{\rho}$$

$$= \frac{93.863,18 \text{ lb/jam}}{57,1388 \text{ lb/ft}^3}$$

$$\begin{aligned}
 &= 1.642,72 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 0,4567 \text{ ft}^3/\text{s} \\
 &= 3,4162 \text{ gallon US (gpm)}
 \end{aligned}$$

Laju air pipa diasumsi sebagai aliran turbulen berdasarkan pers. 15 Peters and Timmerhaus, 1991 hal 496, ( $N_{re} \geq 2100$ ) maka digunakan rumus diameter pipa optimum ( $D_i \text{ opt}$ ):

$$\begin{aligned}
 D_i \text{ opt} &= 3,9 \times (F_f)^{0,45} \times (\rho)^{0,13} \quad (\text{Peters and Timmerhaus, 1991 hal 496}) \\
 &= 3,9 \times (0,4567 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \times (57,1388 \text{ lb}/\text{ft}^3)^{0,13} \\
 &= 4,6375 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan tabel 11 kern, 1965 hal 850 dipilih:

$$\begin{aligned}
 D \text{ nominal} &= 4 \text{ in} && = 0,3333 \text{ ft} \\
 \text{No. Schedule} &= 40 \\
 \text{OD} &= 4,5 \text{ in} && = 0,3750 \text{ ft} \\
 \text{at} &= 12,7 \text{ in}^2 && = 0,0881 \text{ ft}^2 \\
 \text{ID} &= 4,026 \text{ in} && = 0,3355 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Kecepatan aliran dalam pipa ( $V$ )

$$\begin{aligned}
 V &= \frac{Q}{A} \\
 &= \frac{0,4567 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,0881 \text{ ft}^2} \\
 &= 5,1781 \text{ ft/s}
 \end{aligned}$$

Penentuan bilang Reynold ( $N_{re}$ )

$$\begin{aligned}
 N_{re} &= \frac{\rho V D}{\mu} \\
 &= \frac{57,1388 \text{ lb}/\text{ft}^3 \times 5,1781 \text{ ft/s} \times 0,3355 \text{ ft}}{0,0105 \text{ lb}/\text{ft}\cdot\text{s}} = 9.464,55
 \end{aligned}$$

Karena  $N_{re} > 2100$  maka asumsi benar

Direncanakan:

$$\begin{aligned} \text{Panjang pipa lurus (L)} &= 10 \text{ m} \\ &= 32,8084 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi pemompa (H)} &= 3 \text{ m} \\ &= 9,8425 \text{ ft} \end{aligned}$$

1.  $\epsilon$  elbow  $90^\circ$

$$\begin{aligned} \square/\square &= 32 \\ &= 32 \times 3 \times 0,3355 \text{ ft} = 32,208 \text{ ft} \end{aligned}$$

2. 1 gate valves, open

$$\begin{aligned} L_e/D &= 7 \\ &= 7 \times 1 \times D \\ &= 7 \times 1 \times 0,3355 \text{ ft} \\ &= 2,3485 \text{ ft} \end{aligned}$$

3. Material pipa komersial steel

$$\square = 0,00015$$

$$\square/\square = 0,0005$$

$$f = 0,008 \text{ (Fig.14-1 Peters and Timmerhaus, 1991 hal 482)}$$

4. Friksi yang terjadi (F)

Friksi karena kontraksi dari tangki ke pipa:

Dimana:

$$K = 0,5$$

$$\begin{aligned}
 V &= 5,1781 \text{ ft/s} \\
 F &= \frac{0,5 V^2}{32,174} \\
 &= \frac{0,5 (5,1781 \text{ ft/s})^2}{2 \cdot 32,174 \text{ ft/s}^2} \\
 &= 0,2083 \text{ lbf.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

Fraksi sepanjang pipa lurus

$$\begin{aligned}
 F &= \frac{4 f L V^3}{g \rho} \quad (\text{Peters and Timmerhaus, 1991 hal 482}) \\
 &= \frac{4 \cdot 0,008 \cdot (5,1781 \text{ ft/s})^3 \cdot 32,8084 \text{ ft}}{32,174 \text{ ft/s}^2 \cdot 0,335 \text{ ft}} = 1,3039 \text{ lbf ft/lbm}
 \end{aligned}$$

Fraksi karena sambungan (elbow 90°)

$$\begin{aligned}
 F &= \frac{4 f L V^3}{g \rho} \quad (\text{Peters and Timmerhaus, 1991 hal 482}) \\
 &= \frac{4 \cdot 0,008 \cdot (5,1781 \text{ ft/s})^3 \cdot 4,3485 \text{ ft}}{32,174 \text{ ft/s}^2 \cdot 0,335 \text{ ft}} \\
 &= 1,2800 \text{ lbf ft/lbm}
 \end{aligned}$$

Fraksi karena adanya bukaan (*gate valve*)

$$\begin{aligned}
 F &= \frac{4 f L V^3}{g \rho} \quad (\text{Peters and Timmerhaus, 1991 hal 482}) \\
 &= \frac{4 \cdot 0,0080 \cdot (5,1781 \text{ ft/s})^3 \cdot 4,3485 \text{ ft}}{32,174 \text{ ft/s}^2 \cdot 0,335 \text{ ft}} \\
 &= 0,0933 \text{ lbf ft/lbm}
 \end{aligned}$$

#### d. Penentuan Kerja Pompa (W)

Berdasarkan persamaan bernouilly:

$$W = \frac{R}{\rho} + \Delta H \times \frac{g}{\rho} + \frac{V^2}{2 \rho} + \sum F \quad (\text{Fig.14-1 Peters and Timmerhaus, 1991 hal 482})$$

Dimana:

$$P_1 = P_2 = 1$$

$$\frac{\Delta P}{\rho} = 0$$

$$\Delta H = 9,8425 \text{ ft}$$

Untuk aliran turbulen  $\rho = 1$

Jadi:

$$\begin{aligned} W &= 0 + 9,8425 \text{ ft} + 0,42 + 2,89 \text{ lbf ft/lbm} \\ &= 13,1448 \text{ lbf/lbm} \end{aligned}$$

Penentuan daya pompa

$$\begin{aligned} P &= \frac{\rho Q W}{550} \\ &= \frac{57,1388 \text{ } / \text{ }^3 \times 0,4567 \text{ }^3 / \text{ } \times 13,1448 \text{ } / \text{ } }{550} \\ &= 0,62 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Untuk  $F_f = 3,4162 \text{ gpm}$

Berdasarkan Peters and Timmerhaus Fig. 14-37 hal 520, efisiensi pompa ( $\eta$ ) = 20%, maka:

Brake House Power (BHP):

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{P}{\eta} \\ &= \frac{0,62 \text{ } }{0,2} \\ &= 3,12 \text{ Hp} \end{aligned}$$

#### e. Penentuan Daya Pompa

Berdasarkan Peters and Timmerhaus Fig.14-38, hal 521 untuk BHP 3,37 Hp maka diperoleh efisiensi motor = 83%, sehingga:



$$\begin{aligned}
 N &= \frac{\square\square}{\eta} \\
 &= \frac{3,37 \square}{0,83} \\
 &= 3,76 \text{ Hp} \sim 4 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

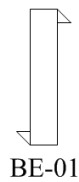
Untuk seluruh perhitungan pompa dapat dilihat pada Tabel C.4

Tabel C. 4 Spesifikasi Pompa

Kode Pompa	Fungsi	Kapasitas (gpm)	Break House Power (BHP) (Hp)	Daya motor (Hp)
1	2	3	4	5
P-01	Untuk mengalirkan CPO dari tangki penyimpanan ke heater (H-01)	3,4162	3	4
P-02	Untuk mengalirkan air dari tangki penyimpanan ke heater (H-02)	1,4131	1	2
P-03	Untuk mengalirkan CPO dari heater menuju ke fat splitting	4,1200	11	1
P-04	Untuk mengalirkan air dari heater menuju ke fat splitting	1,5600	4	1
P-05	Untuk mengalirkan produk asam lemak menuju ke flash tank I	3,4966	3	4
P-06	Untuk mengalirkan roduk asam lemak dari flash tank menuju ke vakum dryer	3,4463	3	4
P-07	Untuk mengalirkan produk asam lemak dari vakum dryer menuju ke cooler	3,4338	4	4
P-08	Untuk mengalirkan produk asam lemak dari cooler menuju ke tangki penyimpanan asam lemak	3,4338	3	4
P-09	Untuk mengalirkan produk gliserol dari fat splitting menuju ke flash tank II	1,5195	1	2
P-10	Untuk mengalirkan produk gliserol dari flash tank II menuju cooler (CO-01)	0,3020	1	1
P-11	Untuk mengalirkan produk gliserol dari cooler menuju ke bleaching tank	0,3020	1	1
P-12	Untuk mengalirkan produk gliserol dari bleaching tank menuju cooler (CO-02)	0,3048	1	1

1	2	3	4	5
P-13	Untuk mengalirkan produk gliserol dari Cooler menuju ke filter press	0,3038	1	1
P-14	Untuk mengalirkan produk gliserol dari filter press menuju tangka penyimpanan	0,2990	1	1

### C.5 Bucket Elevator



Gambar C. 5 Bucket Elevator

Kode	:	BE-01
Fungsi	:	Mengangkut produk dari gudang ke BIN
Tipe	:	<i>Centrifugal-Discharge Buckets</i>
Jumlah	:	1 unit
Kondisi Penyimpanan	:	T = 30°C P = 1 atm

#### a. Menentukan Tipe Bucket Elevator

Dalam perancangan ini dipilih pompa jenis *centrifugal-Discharge Buckets* dengan pertimbangan sebagai berikut:

1. Konstruksinya sederhana, harganya relative murah dan banyak tersedia dipasaran.
2. Kecepatan pengangkutan tinggi.
3. Cocok untuk material granular (material berbutir)

#### b. Menentukan Dimensi Bucket Elevator

Laju alir massa = 4,4637 kg/jam = 0,0044 ton/jam

$$\text{Densitas } (\rho) = 460 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Faktor keamanan (fk)} = 20\%$$

### 1. Kapasitas Design

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas design} &= (100\% + \text{fk}) \times \text{Laju alir massa} \\ &= (100\% + 20\%) \times 4,4637 \text{ kg/jam} \\ &= 5,3564 \text{ kg/jam} \\ &= 0,0053 \text{ ton/jam} \end{aligned}$$

### 2. Dimensi Bucket Elevator

Dipilih spesifikasi bucket elevator dengan kapasitas standar 14 ton/jam (Perry & Green, 1997, Hal 21-15)

$$\begin{aligned} \text{Tinggi elevator} &= 6,287 \text{ m} \\ &= 20,6266 \text{ ft} \\ &= 247,5197 \text{ in} \end{aligned}$$

Ukuran bucket:

$$\text{Lebar} = 6 \text{ in}$$

$$\text{Panjang} = 4 \text{ in}$$

$$\text{Kedalaman} = 4,25 \text{ in}$$

$$\text{Kecepatan bucket} = 225 \text{ ft/min}$$

$$\text{Kecepatan putar} = 43 \text{ rpm}$$

$$\text{Jarak antar bucket} = 12 \text{ in}$$

$$\text{Lebar belt} = 7 \text{ in}$$

Diameter *pulley*:

$$\text{Head} = 20 \text{ in}$$

$$\text{Tail} = 14 \text{ in}$$

Volume Bucket

$$\text{Volume bucket} = P \times L \times h$$

$$= 4 \text{ in} \times 6 \text{ in} \times 4,25 \text{ in}$$

$$= 102 \text{ in}^3$$

$$= 0,00167 \text{ m}^3$$

Volume Bahan dalam Bucket

$$\text{Volume bahan dalam bucket} = 80\% \times \text{volume bucket}$$

$$= 80\% \times 0,00167 \text{ m}^3$$

$$= 0,00134 \text{ m}^3$$

Berat Bahan dalam Bucket

$$\text{Berat bahan dalam bucket} = \text{Volume bahan} \times \square$$

$$= 0,00134 \text{ m}^3 \times 460 \text{ kg/m}^3$$

$$= 0,6152 \text{ kg}$$

Jumlah Bucket dan Panjang Belt

$$\text{Panjang Belf} = (2 \times \text{tinggi elevator}) + \text{head}$$

$$= (2 \times 247,5197 \text{ in}) + 20 \text{ in}$$

$$= 515,05 \text{ in}$$

Jumlah bucket (n)

$$(n \times 4 \text{ in}) + (n \times 12 \text{ in}) = \text{Panjang Belt}$$

$$16 \text{ in } n = 515,05 \text{ in}$$

$$n = \frac{515,05 \square}{16 \square}$$

$$= 32,1899 \text{ buah}$$

Jumlah bucket = 32 buah

### 3. Kebutuham Daya Angkut

Untuk bucket elevator kapasitas 14 ton/jam, maka daya yang dibutuhkan yaitu (perry & Green, 1997, hal 21-15):

Daya yang dibutuhkan kepala sumbu (*head shaft*) = 1 Hp

Daya yang dibutuhkan setiap 1 ft = 0,02 Hp/ft

Tinggi elevator = 20,6266 ft

Daya (P) = daya *head shaft* + (daya per ft x tinggi elevator)

$$= 1 \text{ Hp} + (0,02 \text{ Hp/ft} \times 20,6266 \text{ ft})$$

$$= 1,4125 \text{ Hp}$$

Efisiensi motor = 80%

$$\text{Daya toral} = \frac{1,4125}{0,8}$$

$$= 1,7656 \text{ Hp}$$

$$= 1,7656 \text{ Hp}$$

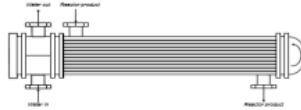
$$= 2 \text{ Hp}$$

Tabel C. 5 Spesifikasi Bucket Elevator

Komponen	Spesifikasi
1	2
Nama alat	Bukcet Elevator
Kode	BE-02
Jumlah alat	1 unit
Fungsi	Mengangkut <i>activate charcoal</i> dari gudang ke BIN
Tipe	<i>Centrifugal-Dischange Bucket</i>
Kapasitas	0,00167 m <sup>3</sup>
Panjang belf	515,0394 in

1	2
Jumlah bucket	32,1899 in
Daya motor	1,7656 Hp = 2 Hp

### C.7 Heater CPO (H-01)



Gambar C. 6 Hetaer CPO

Fungsi	:	Memanaskan CPO sebelum masuk ke dalam <i>fat splitting column</i> dengan menaikkan temperature CPO dari 30°C menjadi 80°C
Kode	:	H-01
Tipe	:	<i>Double Pipe Heat Exchanger (DPHE)</i>
Bahan	:	<i>Duplex Stainless Steel</i>
Jumlah	:	1 unit

#### a. Menentukan tipe heater

*Heater* yang dipilih adalah tipe *shell and tube heat exchanger* jika luas permukaan perpindahan panas  $> 200 \text{ ft}^2$  dan jika luas perpindahan panas  $< 200 \text{ ft}^2$  maka dipilih tipe *double pipe heat exchanger (DHPE)*.

#### b. Menentukan bahan konstruksi

Bahan konstruksi yang dipilih adalah *duplex stainless steel* dengan pertimbangan:

1. Tahan korosi
2. Memiliki batas tekanan yang diijinkan besar (s.d 18.750 psi)
3. Memiliki batas suhu yang diijinkan besar (-20°F – 1500°F)

**c. Menentukan spesifikasi**

Dari data neraca panas dan neraca massa diperoleh:

$$\begin{aligned} Q_{in} &= 307,71 \text{ kJ/jam} \\ &= 291,65 \text{ Btu/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{out} &= 3.546,14 \text{ kJ/jam} \\ &= 3.361,09 \text{ Btu/jam} \end{aligned}$$

Fluida panas (steam)

$$\text{Suhu awal (T}_1\text{)} = 150^\circ\text{C} = 302^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu akhir (T}_2\text{)} = 150^\circ\text{C} = 302^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} \text{Laju alir fluida panas (W)} &= 1,53 \text{ kg/jam} \\ &= 3,38 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

Fluida dingin

$$\text{Suhu awal (t}_1\text{)} = 30^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu akhir (t}_2\text{)} = 80^\circ\text{C} = 176^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} \text{Laju alir fluida dingin (W)} &= 42.575,67 \text{ kg/jam} \\ &= 95.511,74 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{beban}} &= Q_{out} - Q_{in} \\ &= 3.546,14 \text{ kJ/jam} - 307,71 \text{ kJ/jam} \\ &= 3.238,43 \text{ kJ/jam} \\ &= 3.069,44 \text{ Btu/jam} \end{aligned}$$

1. Menghitung harga  $\Delta T$  LMTD (*Log Mean Temperature Difference*)

	Fluida panas		Fluida dingin		Selisih		$T_{avg}$	$t_{avg}$
$T_1$	320°F	Suhu yang lebih tinggi	$t_2$	176°F	$\Delta t_2$	126°F	320	131
$T_2$	320°F	Suhu yang lebih rendah	$t_1$	86°F	$\Delta t_1$	216°F		
<b>Selisih</b>	<b>0°F</b>		<b>Selisih</b>	<b>90°F</b>	<b>selisih</b>	<b>-90°F</b>		

Jenis aliran yang digunakan pada *heater* CPO adalah *current* sehingga perhitungan menggunakan rumus:

$$\begin{aligned}
 \text{LMTD} &= \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \left( \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} \right)} \quad (\text{Pers.12.4 Coulson \& Ricardon vol. 6, 2005 hal 655}) \\
 &= \frac{126^\circ\text{F} - 216^\circ\text{F}}{\ln \frac{126^\circ\text{F}}{216^\circ\text{F}}} = 166,97^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

2. Menentukan faktor koreksi LMTD

$$\begin{aligned}
 R &= \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \quad (\text{Pers.12.6 Coulson \& Ricardon vol.6, 2005 hal 655}) \\
 &= \frac{320^\circ\text{F} - 320^\circ\text{F}}{176^\circ\text{F} - 86^\circ\text{F}} \\
 &= 0^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 S &= \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \quad (\text{Pers.12.7 Coulson \& Ricardon vol.6, 2005 hal 656}) \\
 &= \frac{176^\circ\text{F} - 86^\circ\text{F}}{320^\circ\text{F} - 86^\circ\text{F}} \\
 &= 0,4167^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

Dari nilai R dan S diperoleh  $F_T$  dengan persamaan 12.8 Coulson & Ricardon vol.6, 2005 hal 656 sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 F_T &= \frac{\sqrt{(R^2+1)} \ln \left[ \frac{1-S}{1-RS} \right]}{(R-1) \ln \left[ \frac{2-S(R+1-\sqrt{R^2+1})}{2-S(R+1+\sqrt{R^2+1})} \right]} \\
 &= \frac{\sqrt{(0^\circ\text{F}^2+1)} \ln \left[ \frac{1-0,4167^\circ\text{F}}{1-0^\circ\text{F} \cdot 0,4167^\circ\text{F}} \right]}{(0^\circ\text{F}-1) \ln \left[ \frac{2-0,4167^\circ\text{F} (0^\circ\text{F}+1-\sqrt{0^\circ\text{F}^2+1})}{2-0,4167^\circ\text{F} (0^\circ\text{F}+1+\sqrt{0^\circ\text{F}^2+1})} \right]} = 1
 \end{aligned}$$



$F_T = 1$ , termasuk 1 *shell* pas, 2 or more *tube passes*

Maka,

$$\begin{aligned}\Delta t \text{ (LMTD koreksi)} &= \text{LMTD} \times F_T \\ &= 166,97^\circ\text{F} \times 1 \\ &= 166,97^\circ\text{F}\end{aligned}$$

### 3. Menentukan *overall heat transfer*

Berdasarkan dari tabel 8 kern, pada sistem *heater* dimana *hot fluida* dan *cold fluida water* didapatkan:

$$U_d = 50 - 100 \text{ Btu/hr ft}^2\text{F}$$

$$\text{Trial } U_d = 50 \text{ Btu/hr ft}^2\text{F} \text{ Maka,}$$

$$U_d = 50 \text{ Btu/hr ft}^2\text{F}$$

$$\begin{aligned}A &= \frac{Q}{U_d \Delta T} \\ &= \frac{3.069,44 \text{ Btu/hr}}{50 \text{ Btu/hrft}^2\text{F} \times (166,97^\circ\text{F})} \\ &= 0,37 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

Karena luas permukaan yang dibutuhkan untuk perpindahan panas kurang dari 200 ft<sup>2</sup> maka digunakan digunakan tipe *double pipe heaxchager* (Kern, D., 1950, hal 120).

### 4. Menentukan rate fluida

Direncanakan digunakan

Pemilihan ukuran pipe berdasarkan Tabel 6.2, hal 110, Kern

Dari tabel 6.2 (kern, 1983) diketahui bahwa *flow area* di inner pipe lebih besar dari *annulis*, maka fluida dingin yang massanya lebih besar ditempatkan di dalam

*inner pipe* sedangkan *steam* dalam *annulus* karena mempunyai laju alir massa yang kecil.

Berdasarkan Tabel 11, Hal 844. D.Q. Kern, 1950 diperoleh spesifikasi perancangan *heat exchanger tipe double pipe* sebagai berikut:

Outer pipe		Inner pipe	
IPS (in)	2	IPS (in)	1,25
Sch No.	40	Sch No.	40
ID (in)	2,067	ID (in)	1,38
OD (in)	2,38	OD (in)	1,66
a'' (ft <sup>2</sup> /ft)	0,622	a'' (ft <sup>2</sup> /ft)	0,435
Annulus ( <i>Hot fluida</i> )		Inner pipe ( <i>Cold fluida</i> )	
5. Flow area, a <sub>a</sub> D <sub>1</sub> = 1,66 in = 0,1382 ft D <sub>2</sub> = 2,067 in = 0,1721 ft $a_a = \frac{\pi(D_2^2 - D_1^2)}{4}$ $= \frac{3,14(0,1721ft^2 - 0,1382ft^2)}{4}$ = 0,0082 ft <sup>2</sup>		5. Flow area, a <sub>p</sub> D <sub>p</sub> = 1,38 in = 0,1149 ft $a_p = \frac{\pi(D_p^2)}{4}$ $= \frac{3,14(0,1149^2)}{4}$ = 0,01037 ft <sup>2</sup>	
6. Laju alir massa, G <sub>p</sub> $G_a = \frac{W_a}{a_a}$ $= \frac{3,38 \text{ lb/jam}}{0,0082 \text{ ft}^2}$ = 408,66 lb/jam.ft <sup>2</sup>		6. Laju alir massa, G <sub>p</sub> $G_p = \frac{W_p}{a_p}$ $= \frac{93.863,18 \text{ lb/jam}}{0,01037 \text{ ft}^2}$ = 9.048.517,31 lb/jam.ft <sup>2</sup>	
7. Bilangan Reynold, Nre $De = \frac{W_a}{G_a}$ $= \frac{3,38 \text{ lb/jam}}{408,66 \text{ lb/jam.ft}^2}$ = 0,0082 ft $Re_a = \frac{G_a De}{\mu}$ $= \frac{408,66 \text{ lb/jam.ft}^2 \cdot 0,0082 \text{ ft}}{0,0133 \text{ lb/ft.jam}}$ = 2.338,83		7. Bilangan Reynold, Nre $Re_p = \frac{G_p D_p}{\mu}$ $= \frac{9.048.517,31 \text{ lb/jam.ft}^2 \cdot 0,1149 \text{ ft}}{12,2018 \text{ lb/ft.jam}}$ = 85.246,71	
8. Menghitung Hio JH = 19 Fig.24, Hal 834 D.Q Kern		8. Menghitung Hio JH = 2 Fig.24, Hal 834 D.Q Kern	
9. Konduktifitas termal		9. Konduktifitas termal	

<p><math>K = 0,0187 \text{ Btu/jam.ft.}^\circ\text{F}</math> Tabel 4 (D.Q Kern hal, 800) <math>C_p = 0,47 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}</math></p> $Hi = JH \frac{\frac{\square}{\square}}{\frac{\square}{\square}} \left(\frac{\square}{\square}\right)^{1,8} = 19$ $\frac{0,0187 \text{ Btu/jam ft.}^\circ\text{F}}{0,0761 \text{ ft}} \left( \frac{0,47 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F} \cdot 0,0133 \text{ lb/ft.j}}{0,0187 \text{ Btu/jam ft}^\circ\text{F}} \right)^{1,8} = 3,2513 \text{ Btu/jam.ft}^{2^\circ}\text{F}$	<p><math>K = 0,0835 \text{ Btu/jam.ft.}^\circ\text{F}</math> Tabel 4 (D.Q Kern hal, 800) <math>C_p = 0,44 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}</math></p> $Hi = JH \frac{\frac{\square}{\square}}{\frac{\square}{\square}} \left(\frac{\square}{\square}\right)^{1,8} = 2$ $\frac{0,0835 \text{ Btu/jam ft.}^\circ\text{F}}{0,1149 \text{ ft}} \left( \frac{0,44 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F} \cdot 12,2018 \text{ lb/ft.j}}{0,0835 \text{ Btu/jam ft}^\circ\text{F}} \right)^{1,8} = 5,7397 \text{ Btu/jam.ft}^{2^\circ}\text{F}$ $Hio = Hi \times \frac{\square}{\square}$ $= 5,7397 \text{ Btu/jam.ft}^{2^\circ}\text{F} \cdot \frac{0,11454 \text{ ft}}{0,1382 \square}$ $= 4,7544 \text{ Btu/jam.ft}^{2^\circ}\text{F}$
--	--

10. Clean Overall Coefficient,  $U_c$

$$U_c = \frac{\frac{\square}{\square} \frac{\square}{\square}}{\frac{\square}{\square} + \frac{\square}{\square}} \quad (\text{Pers.6.7,D.Q Kern})$$

$$= \frac{4,7544 \text{ Btu/jam.ft}^{2^\circ}\text{F} \times 3,2513 \text{ Btu/jam.ft}^{2^\circ}\text{F}}{4,7544 \text{ Btu/jam.ft}^{2^\circ}\text{F} + 3,2513 \text{ Btu/jam.ft}^{2^\circ}\text{F}}$$

$$= 1,93088 \text{ Btu/jam.ft}^\circ\text{F}$$

11. Design Overall Coefficient,  $U_d$

$$\frac{1}{\square} = \frac{1}{\square} + \square$$

Dari Coulson, Tabel 12.2 hal 640 diperoleh:  $R_d = 0,0002$

$$\frac{1}{\square} = \frac{1}{1,93088 \text{ Btu/jam.ft}^\circ\text{F}} + 0,0002$$

$$= 1,9234 \text{ Btu/jam.ft}^\circ\text{F}$$

12. Dirtfactor,  $R_d$

$$R_d = \frac{\frac{\square}{\square}}{\frac{\square}{\square} + \square}$$

$$= \frac{1,93088 \text{ Btu/jam.ft}^\circ\text{F} - 1,92345 \text{ Btu/jam.ft}^\circ\text{F}}{1,93088 \text{ Btu/jam.ft}^\circ\text{F} \times 1,92345 \text{ Btu/jam.ft}^\circ\text{F}}$$

$$= 0,0002 \text{ Btu/jam.ft}^\circ\text{F}$$

13. *Required surface*

$$\text{External surface (a'')} = 0,435 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$L = 0,01 \text{ lin ft}$$

Digunakan Panjang pipe efektif *Double Pipe Heat Exchanger* yaitu 20 ft  
(Hal.103, D.Q Kern)

$$\begin{aligned} \text{Banyaknya hairpin yang digunakan} &= \frac{\square}{2 \square \square} \\ &= \frac{0,01 \square \square}{2 \square 20 \square} \\ &= 0,001 \text{ diasumsikan 1 buah} \end{aligned}$$

Maka banyak hairpin yang digunakan 1 buah

14. *Actual Design Overall Coefficient (Ud actual)*

$$\begin{aligned} \text{Actual surface} &= \text{required legth x a''} \\ &= 0,01 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} U_D &= \frac{\square}{A \times \Delta t} \\ &= \frac{3.069,44 \text{ Btu/jam}}{0,01 \text{ ft}^2 \times 166,97^\circ\text{F}} \\ &= 1.748,51 \text{ Btu/jam.ft}^{2^\circ\text{F}} \end{aligned}$$

<b>Annulus (Hot fluida)</b>	<b>Inner pipe (Cold Fluida)</b>
<p>1. <i>Actual Dirt Factor (Rd actual)</i>  <math>De' = (D_2 \times D_1)</math> (Pers. 6.4 D.Q Kern)  <math>= (0,1721 \text{ ft} \times 0,1382 \text{ ft})</math>  <math>= 0,0238 \text{ ft}</math>  <math>Re_a' = \frac{De' \times Ga}{\square}</math>  <math>= \frac{0,0238 \square \square 408,66 \square \square / \square \square \square \square^2}{0,0133 \square \square / \square \square \square \square}</math>  <math>= 731,55</math>  <math>F = 0,0035 + \frac{0,264}{(\square \square \square \square)^{0,42}}</math>  <math>= 0,0035 + \frac{0,264}{(731,55)^{0,42}}</math></p>	<p>1. <i>Actual Dirt Factor (Rd actual)</i>  <math>Dp = 0,11495 \text{ ft}</math>  <math>Re_a' = \frac{Dp \times Ga}{\square}</math>  <math>= \frac{0,11495 \square \square 9.048.517,31 \square \square / \square \square \square \square^2}{12,2018 \square \square / \square \square \square \square}</math>  <math>= 85.246,71</math>  <math>F = 0,0035 + \frac{0,264}{(\square \square \square \square)^{0,42}}</math>  <math>= 0,0035 + \frac{0,264}{(85.246,71)^{0,42}}</math>  <math>= 0,00227</math>  <math>S = 1,29</math> (Tabel 6. D.Q Kern)  <math>\square = 1,29 \times 62,5</math></p>

$= 0,01676$ $S = 0,82$ (Tabel 6. D.Q Kern) $\square = 0,82 \times 62,5$ $= 51,25 \text{ lb/ft}^3$	$= 80,625 \text{ lb/ft}^3$
$2. \Delta F_{\square} = \frac{4 J G a Z L}{2 \square^2 \square}$ $=$ $\frac{4,0,01676 \cdot 408,66 \square / \square \cdot \square^2 \cdot 2,0,02 \square}{2,32,2 \cdot 51,25 \text{ lb/ft}^3 \cdot 0,0238 \square}$ $= 0,00033 \text{ ft}$	$2. \Delta F_{\square} = \frac{4 J G a Z L}{2 \square^2 \square}$ $=$ $\frac{4,0,00272 \cdot 9,048,517,31 \square / \square \cdot \square^2 \cdot 2,0,02 \square}{2,32,2 \cdot 80,625 \text{ lb/ft}^3 \cdot 0,1149 \square}$ $= 0,08 \text{ ft}$
$3. V = \frac{\square}{3600 \square}$ $= \frac{408,66 \square / \square \cdot \square^2}{3600 \cdot 51,25 \square / \square^3}$ $= 0,0022 \text{ ft/s}$	$3. V = \frac{\square}{3600 \square}$ $= \frac{9,048,517,31 \square / \square \cdot \square^2}{3600 \cdot 80,625 \square / \square^3}$ $= 31,17 \text{ ft/s}$
$4. \Delta F_{\square} = 3 \frac{v}{2 \square}$ $= 3 \frac{0,0022}{2 \cdot 32,2}$ $= 0,11 \text{ ft}$ $\Delta P_{\square} = \frac{\Delta F_a + \Delta F_t \rho}{144}$ $= 0,04 \text{ psi}$	$4. \Delta F_{\square} = 3 \frac{v}{2 \square}$ $= 3 \frac{31,17}{2 \cdot 32,2}$ $= 1,505,75 \text{ ft}$ $\Delta P_{\square} = \frac{\Delta F_a + \Delta F_t \rho}{144}$ $= 843,11 \text{ psi}$

Tabel C. 6 Spesifikasi Heater CPO

Komponen	Spesifikasi
Fungsi	Memanaskan air dari tangki penyimpanan sebelum menuju ke <i>fat splitting column</i>
Tipe	<i>Double pipe heat exchanger</i>
Bahan	Duplex stainless stell
Kebutuhan panas	3.069,44 Btu/jam
ID annulus	2,067 in
OD annulus	2,38 in
ID Inner pipe	1,38 in
OD Inner pipe	1,66 in
Rd	0,02 Btu/jam.ft°F
Jumlah	1 buah

## C.8 Heater Air (H-02)



Gambar C. 7 Hetaer Air

Fungsi : Memanaskan Air sebelum masuk ke dalam *fat splitting column* dengan menaikkan temperature air dari 30°C menjadi 80°C

Kode : H-02

Tipe : *Double Pipe Heat Exchanger* (DPHE)

Bahan : *Duplex Stainless Steel*

Jumlah : 1 unit

### a. Menentukan tipe heater

*Heater* yang dipilih adalah tipe *shell and tube heat exchanger* jika luas permukaan perpindahan panas  $> 200 \text{ ft}^2$  dan jika luas perpindahan panas  $< 200 \text{ ft}^2$  maka dipilih ditipe *double pipe heat exchanger* (DHPE)

### b. Menentukan bahan konstruksi

Bahan konstruksi yang dipilih adalah *duplex stainless steel* dengan pertimbangan:

1. Tahan korosi
2. Memiliki batas tekanan yang diijinkan besar (s.d 18.750 psi)
3. Memiliki batas suhu yang diijinkan besar (-20°F – 1500°F)

### c. Menentukan spesifikasi

Dari data neraca panas dan neraca massa diperoleh:

$$Q_{in} = 401,85 \text{ kJ/jam}$$

$$= 380,88 \text{ Btu/jam}$$

$$Q_{out} = 4.403,54 \text{ kJ/jam}$$

$$= 4.173,75 \text{ Btu/jam}$$

Fluida panas (steam)

$$\text{Suhu awal } (T_1) = 150^\circ\text{C} = 302^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu akhir } (T_2) = 150^\circ\text{C} = 302^\circ\text{F}$$

$$\text{Laju alir fluida panas } (W) = 7,93 \text{ kg/jam}$$

$$= 17,48 \text{ lb/jam}$$

Fluida dingin

$$\text{Suhu awal } (t_1) = 30^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu akhir } (t_2) = 80^\circ\text{C} = 176^\circ\text{F}$$

$$\text{Laju alir fluida dingin } (W) = 19.159,05 \text{ kg/jam}$$

$$= 42.238,43 \text{ lb/jam}$$

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

$$= 4.173,75 \text{ kJ/jam} - 380,88 \text{ kJ/jam}$$

$$= 4.001,69 \text{ kJ/jam}$$

$$= 3.792,87 \text{ Btu/jam}$$

##### 5. Menghitung harga $\Delta T$ LMTD (*Log Mean Temperature Difference*)

	Fluida panas			Fluida dingin		Selisih		$T_{avg}$	$t_{avg}$
$T_1$	320°F	Suhu yang lebih tinggi	$t_2$	176°F	$\Delta t_2$	126°F			
$T_2$	320°F	Suhu yang lebih rendah	$t_1$	86°F	$\Delta t_1$	216°F	320	131	
<b>Selisih</b>	<b>0°F</b>		<b>Selisih</b>	<b>90°F</b>	<b>selisih</b>	<b>-90°F</b>			

Jenis aliran yang digunakan pada *heater* CPO adalah *current* sehingga perhitungan menggunakan rumus:

$$\begin{aligned} \text{LMTD} &= \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \left( \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} \right)} \quad (\text{Pers.12.4 Coulson \& Ricardson vol. 6, 2005 hal 655}) \\ &= \frac{126^\circ\text{F} - 216^\circ\text{F}}{\ln \frac{126^\circ\text{F}}{216^\circ\text{F}}} = 166,97^\circ\text{F} \end{aligned}$$

6. Menentukan faktor koreksi LMTD

$$\begin{aligned} R &= \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \quad (\text{Pers.12.6 Coulson \& Ricardson vol.6, 2005 hal 655}) \\ &= \frac{320^\circ\text{F} - 320^\circ\text{F}}{176^\circ\text{F} - 86^\circ\text{F}} \\ &= 0^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} S &= \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \quad (\text{Pers.12.7 Coulson \& Ricardson vol.6, 2005 hal 656}) \\ &= \frac{176^\circ\text{F} - 86^\circ\text{F}}{320^\circ\text{F} - 86^\circ\text{F}} \\ &= 0,4167^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Dari nilai R dan S diperoleh  $F_T$  dengan persamaan 12.8 Coulson & Ricardson vol.6, 2005 hal 656 sebagai berikut:

$$\begin{aligned} F_T &= \frac{\sqrt{(R^2+1)} \ln \left[ \frac{(1-S)}{(1-RS)} \right]}{(R-1) \ln \left[ \frac{2-S(R+1) - \sqrt{R^2+1}}{2-S(R+1) + \sqrt{R^2+1}} \right]} \\ &= \frac{\sqrt{(0^\circ\text{F}^2+1)} \ln \left[ \frac{(1-0,4167^\circ\text{F})}{(1-0^\circ\text{F} \cdot 0,4167^\circ\text{F})} \right]}{(0^\circ\text{F}-1) \ln \left[ \frac{2-0,4167^\circ\text{F}(0^\circ\text{F}+1) - \sqrt{0^\circ\text{F}^2+1}}{2-0,4167^\circ\text{F}(0^\circ\text{F}+1) + \sqrt{0^\circ\text{F}^2+1}} \right]} = 1 \end{aligned}$$

$F_T = 1$ , termasuk 1 *shell pas*, 2 or more *tube passes*

Maka,

$$\begin{aligned} \Delta t \text{ (LMTD koreksi)} &= \text{LMTD} \times F_T \\ &= 166,97^\circ\text{F} \times 1 = 166,97^\circ\text{F} \end{aligned}$$



7. Menentukan *overall heat transfer*

Berdasarkan dari tabel 8 kern, pada sistem *heater* dimana *hot fluida* dan *cold fluida water* didapatkan:

$$U_d = 200-700 \text{ Btu/hr ft}^2\text{°F}$$

$$\text{Trial } U_d = 200 \text{ Btu/hr ft}^2\text{°F}$$

Maka,

$$U_d = 50 \text{ Btu/hr ft}^2\text{°F}$$

$$A = \frac{Q}{U_d \Delta T} = \frac{3.792,87 \text{ Btu/hr}}{50 \text{ Btu/hrft}^2\text{°F} \times (166,97\text{°F})} = 0,11 \text{ ft}^2$$

Karena luas permukaan yang dibutuhkan untuk perpindahan panas kurang dari 200 ft<sup>2</sup> maka digunakan digunakan tipe *double pipe heaxchager* (Kern, D., 1950, hal 120).

Dengan mengikuti perhitungan heater CPO (H-01) diatas, maka diperoleh hasil perhitungan untuk heater air (H-02) dapat dilihat pada Tabel C.8.

Tabel C. 7 Spesifikiasi Heater Air

Komponen	Spesifikasi
Fungsi	Memanaskan air dari tangki penyimpanan sebelum menuju ke <i>fat splitting column</i>
Tipe	<i>Double pipe heat exchanger</i>
Bahan	Duplex stainless stell
Kebutuhan panas	3.792,87 Btu/jam
ID annulus	2,067 in
OD annulus	2,38 in
ID Inner pipe	1,38 in
OD Inner pipe	1,66 in
Rd	0,002 Btu/jam.ft <sup>2</sup> °F
Jumlah	1 buah

### C.9 Fat Splitting Column (FSC-01)



Gambar C. 9 Fat Splitting Column

Fungsi : Mereaksikan trigliserida dan air untuk membentuk gliserol dan fatt acid

Tipe : *Perforated Plate Column*

Bahan kontruksi : *Carbon steel SA 353 (9Ni)*

Jumlah : 1 unit

**Data:**

Laju alir massa = 61.734,72 kg/jam

= 136.101,61 lb/jam

Temperatur = 250°C

= 523,15°K

= 437°F

Tekanan = 40 atm

Waktu tinggal = 2 jam

Konversi reaksi = 99%

**a. Menentukan jenis reactor**

Reaktor yang dipilih adalah reactor tegak tanpa pengaduk dan pemanas (patent, 1949)

**b. Menghitung kinetika reaksi**

Komponen	Laju alir (kg/jam)	Densitas (kg/m <sup>3</sup> )	Fraksi massa (x)	□/□
Trigliserida	40.446,89	915,8	0,6552	0,0007
Asam lemak	1.277,27	853	0,0207	0,000024
Air	20.010,57	995,7	0,3241	0,0003
<b>Total</b>	<b>61.734,7</b>	<b>2.764,5</b>	<b>1,0000</b>	<b>0,0011</b>

$$\rho_{\text{campuran}} = \frac{1}{\sum x_i/\rho_i}$$

$$= 9,38,7883 \text{ lb/ft}^3 = 15,0379 \text{ kg/L}$$

$$F_v = \frac{Q}{\rho_{\text{campuran}}}$$

$$= \frac{62.819,00 \text{ lb/jam}}{15,0379 \text{ lb/ft}^3} = 4.177,37 \text{ L/jam}$$

Komponen	Laju alir (kg/jam)	Densitas (kg/m <sup>3</sup> )	Fraksi massa (x)	□/□
Trigliserida	404,47	915,8	0,0066	0,000007
Asam lemak	39.507,50	853	0,6400	0,000750
Air	17.442,04	995,7	0,2826	0,000284
Gliserol	4.380,76	1.043,5	0,0708	0,000068
<b>Total</b>	<b>61.734,7</b>	<b>2.784,45</b>	<b>1,0000</b>	<b>0,0011</b>

$$\rho_{\text{campuran}} = \frac{1}{\sum x_i/\rho_i}$$

$$= 903,8166 \text{ lb/ft}^3$$

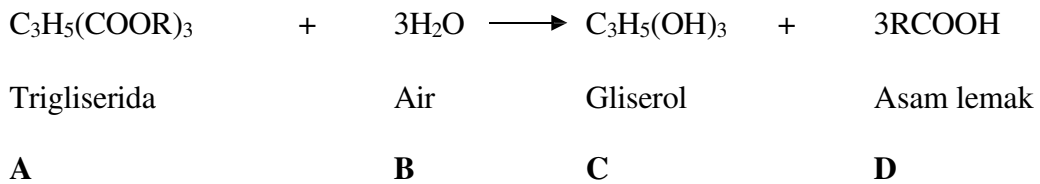
$$= 14,477 \text{ kg/L}$$

$$F_v = \frac{Q}{\rho_{\text{campuran}}}$$

$$= \frac{61.734,7 \text{ lb/jam}}{14,477 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 4.264,11 \text{ L/jam}$$

Reaksi:



Laju reaksi pembentukan gliserol:

$$\text{Reaksi orde dua : } (-r_A) = k_o \cdot (C_A \cdot C_B - C_C \cdot C_D / K)$$

Keterangan:

$k_o$  = Koefisien kecepatan reaksi overall

$$296 \times \exp(-3894/T) = 0,1729 \text{ L}/(\text{mol} \cdot \text{min}) = 10374 \text{ L}/(\text{kmol} \cdot \text{jam})$$

$K$  = Konstanta kesetimbangan

$$\text{Exp}(33,979 - 16933/T) = 5,0109$$

Sumber: Patent, 1949)

Untuk reactor kontinyu

$$v = \frac{Q}{A} \longrightarrow v = \frac{Q}{A}$$

$$F_{AO} = \frac{C_{AO} \cdot v}{1000} = \frac{40.446,89 \text{ mol}/\text{jam}}{841,8 \text{ m}^3/\text{jam}} = 48,0458 \text{ kmol}/\text{jam}$$

$$F_A = \frac{C_A \cdot v}{1000} = \frac{404,47 \text{ mol}/\text{jam}}{841,8 \text{ m}^3/\text{jam}} = 0,4805 \text{ kmol}/\text{jam}$$

$$F_{BO} = \frac{C_{BO} \cdot v}{1000} = \frac{20.010,57 \text{ mol}/\text{jam}}{18 \text{ m}^3/\text{jam}} = 1.111,69 \text{ kmol}/\text{jam}$$

$$F_B = \frac{C_B \cdot v}{1000} = \frac{17.442,04 \text{ mol}/\text{jam}}{18 \text{ m}^3/\text{jam}} = 969, \text{ kmol}/\text{jam}$$

$$F_{CO} = \frac{C_{CO} \cdot v}{1000} = \frac{1.277,27 \text{ mol}/\text{jam}}{267,9 \text{ m}^3/\text{jam}} = 4,7675 \text{ kmol}/\text{jam}$$

$$F_C = \frac{C_C \cdot v}{1000} = \frac{39.507,50 \text{ mol}/\text{jam}}{26 \text{ m}^3/\text{jam}} = 147,4634 \text{ kmol}/\text{jam}$$

$$F_{DO} = \frac{C_{DO} \cdot v}{1000} = \frac{0 \text{ mol}/\text{jam}}{92,1 \text{ m}^3/\text{jam}} = 0 \text{ kmol}/\text{jam}$$

$$F_D = \frac{4.380,7649 \text{ kg/jam}}{92,1 \text{ kg/jam}} = 47,5653 \text{ kmol/jam}$$

$$C_{AO} = \frac{48,0458 \text{ kmol/jam}}{4.264,11 \text{ L/jam}} = 00,0113 \text{ kmol/L}$$

$$C_{BO} = \frac{1.111,69 \text{ kmol/jam}}{4.264,11 \text{ L/jam}} = 0,2607 \text{ kmol/L}$$

$$X_A = \frac{F_{AO} - F_A}{F_{AO}} = \frac{48,0458 \text{ kmol/jam} - 0,4805 \text{ kmol/jam}}{48,0458 \text{ kmol/jam}} = 0,9900$$

$$X_B = \frac{F_{BO} - F_B}{F_{BO}} = \frac{1.111,69 \text{ kmol/jam} - 969,00 \text{ kmol/jam}}{1.111,69 \text{ kmol/jam}} = 0,1280$$

$$C_A = C_{AO} (1 - X_A) = 0,0113 \text{ kmol/L} (1 - 0,990) = 0,0001 \text{ kmol/L}$$

$$C_B = C_{BO} (1 - X_B) = 0,26071 \text{ kmol/L} (1 - 0,12836) = 0,2272 \text{ kmol/L}$$

$$C_C = \frac{147,4634 \text{ kmol/jam}}{4.264,11 \text{ L/jam}} = 0,03458 \text{ kmol/L}$$

$$C_D = \frac{47,5653 \text{ kmol/jam}}{4.264,11 \text{ L/jam}} = 0,0111 \text{ kmol/L}$$

$$K = 5,0109$$

$$k = 0,1792 \text{ L/(mol.min)} = 10.374 \text{ L(kmol.jam)}$$

$$(-r_A) = k_0 \cdot (C_A \cdot C_B - C_C \cdot C_D / K)$$

$$= \frac{10.374 \text{ L}/(\text{kmol}/\text{jam}) \cdot (0,0001 \text{ kmol}/\text{L} \cdot 0,2272 \text{ kmol/L}) - (0,03458 \text{ kmol}/\text{L} \cdot 0,0111 \text{ kmol/L})}{5,0109}$$

$$= 0,7456 \text{ kmol}/\text{L} \cdot \text{jam}$$

**a. Menentukan dimensi reactor**

Volume reactor

$$\square = 2 \text{ jam}$$

$$= 120 \text{ menit}$$

$$\square = \square \square$$

$$= 2 \text{ jam} \times 65.760,00 \text{ L}/\text{jam}$$

$$= 131.520,00 \text{ L}$$

$$= 131,52 \text{ m}^3$$

$$= 4.644,62 \text{ ft}^3$$

Jadi, reactor harus dapat menampung campuran reaksi sebesar 4.644,62 ft<sup>3</sup>

Direncanakan:

Jumlah reactor = 1 unit

Volume reaktan dalam tangki = 80%

Proporsional *vessel* diambil = H = 15 D

Bentuk tutup atas dan tutup bawah *torispherical dished head*

Volume larutan dalam reactor = 4.644,62 ft<sup>3</sup>

Direncanakan untuk faktor keamanan makan, volume reaktan adalah 80% dari volume tangki dengan *safety factor* sebesar 20% sehingga:

$$\text{Volume reactor (V}_R) = 4.644,62 \text{ ft}^3 \times 1,2$$

$$= 5.573,55 \text{ ft}^3$$

$$= 157,825,24 \text{ L}$$

## b. Menentukan Bahan konstruksi

Bahan konstruksi yang dipilih adalah *stainless steel SA-240 Grade D* dengan pertimbangan:

1. Bahan tahan korosi
2. Memiliki batas tekanan (s.d 17.500 psi pada suhu -20°F -1.500°F)

## c. Menentukan diameter dan tinggi *shell*

Untuk fat splitting column Hs = 50 – 70 ft dan ID = 18 – 36 in (US Patent, 1949)

Tangki silinder tegak dan ratio Hs/ID = 50-70 ft<sup>3</sup>

ID = 18-36 in

Tangki silinder tegak dengan rasion Hs/ID = 50/36 (US patent, 1949)

Tutup tangki berbentuk *elliptical* untuk bagian atas dan bawah

$$V_{\text{head}} = 0,000076 \text{ ID}^3$$

$$V_{\text{shell}} = \frac{\pi}{4} \text{ ID}^3 \times 15$$

$$= \frac{50\pi}{4} \text{ ID}^3$$

$$\text{Volume reactor} = V_{\text{shell}} + 2 \times V_{\text{head}}$$

$$5.573,55 \text{ ft}^3 = \frac{\pi}{4} \text{ ID}^3 + 2 (0,000076 \text{ ID}^3)$$

$$5.573,55 \text{ ft}^3 = 1,413 \text{ ID}^3 + 0,000152 \text{ ID}^3$$

$$5.573,55 \text{ ft}^3 = 1,413,000152 \text{ ID}^3$$

$$\text{ID}^3 = 3,9445 \text{ ft}^3$$

$$\text{ID} = 1,5800 \text{ ft}$$

$$= 18,9602 \text{ in}$$

$$= 0,4815 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}
 H_s &= 15 \times 1,5800 \text{ ft} \\
 &= 23,7003 \text{ ft} \\
 &= 284,4041 \text{ in} \\
 &= 7,2238 \text{ m}
 \end{aligned}$$

**d. Menentukan tinggi larutan**

$$\begin{aligned}
 \text{Volume head} &= 0,000076 \text{ ID}^3 \\
 &= 0,000076 \times (1,5800 \text{ ft})^3 \\
 &= 0,00030 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume larutan dalam shell} &= V_{\text{larutan}} - V_{\text{head}} \\
 &= 4,644,63 \text{ ft}^3 - 0,00030 \text{ ft}^3 \\
 &= 4,644,62 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi larutan dalam shell} &= \frac{\text{Volume larutan dalam shell}}{\frac{1}{4} \pi R^2} \\
 &= \frac{4,644,62 \text{ ft}^3}{(3,14) (1,5800 \text{ ft})^2} \\
 &= 16,7778 \text{ ft} \\
 &= 5,1139 \text{ m}
 \end{aligned}$$

**e. Menghitung tebal shell**

$$\text{Tebal shell (ts)} = \frac{P_d R}{(f \times E) - (0,6 \times P_d)} + C$$

Dengan:

$P_d$  : Tekanan desain (psi)

$R$  : Jari-jari dalam tangki (ID/2) in

$f$  : *allowable stress* (psi)



E : Efisiensi pengelasan

C : faktor korosi

$$\begin{aligned} P_{\text{Hidrostatik}} &= \frac{1}{144} \rho g h (\frac{D}{4}) \\ &= \frac{1}{144} \rho g h \frac{D}{4} \\ &= \frac{1}{144} \times 938,7883 \times 16,7778 \text{ ft} \\ &= 109,3807 \text{ psi} \end{aligned}$$

Faktor keamanan = 20%

$$\begin{aligned} \text{Maka, } P_{\text{desain}} &= 1,2 (P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}) \\ &= 1,2 (587,84 \text{ psi} + 109,3807 \text{ psi}) \\ &= 836,6648 \text{ psi} \end{aligned}$$

Bahan konstruksi : *Stainless steels SA-240 Grade D*

f = 17.500 psi (Item 4, Brownell hal 341)

Tebal shell dapat dihitung dengan persamaan berikut:

$$\text{Tebal shell (ts)} = \frac{P D}{(f \times E) - (0,6 \times p d)} + C \quad (\text{Brownell, per 13,1})$$

$$\begin{aligned} \text{Tebal shell (ts)} &= \frac{836,6648 \text{ psi} \times 9,4801 \text{ in}}{(17500 \times 0,80) - (0,6 \times 836,6648 \text{ psi})} + 0,125 \\ &= 0,6040 \text{ in} \end{aligned}$$

Diambil tebal standar  $\frac{5}{8} = 0,63 \text{ in} = 0,01587 \text{ m}$

**f. Menentukan diameter dan tinggi shell yang distandarkan**

$$\begin{aligned} \text{OD} &= \text{ID} + 2 \text{ ts} \\ &= 18,9602 \text{ in} + 2 (0,63 \text{ in}) \\ &= 20,2102 \text{ in} \\ &= 0,5133 \text{ m} \end{aligned}$$

OD standar dapat dicari table 5.7 hal 90 brownell sehingga

$$\text{OD} = 22 \text{ in} = 0,5588 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{ID} &= \text{OD standar} - 2 \text{ ts} \\ &= 22 \text{ in} - (2 \times 0,63 \text{ in}) \\ &= 21 \text{ in} \\ &= 0,5207 \text{ m} \end{aligned}$$

Besar diameter dalam tangki standar adalah 22 in

$$\begin{aligned} \text{Hs} &= 15 \times \text{ID} \\ &= 15 \times 22 \text{ in} \\ &= 330 \text{ in} = 8,382 \text{ m} \end{aligned}$$

**g. Menentukan dimensi tutup (atas dan bawah)**

Tebal tutup berupa *elliptical* mengikuti persamaan berikut

$$t_h = \frac{\square}{(2f \times E) - (0,2 \times p d)} + C$$

Asumsi = ratio major : minor axes = 2:1

$$V = \frac{1}{6} (2 + 2\square) = 1$$

$$K = \frac{\square}{\square} = 2 \text{ in}$$

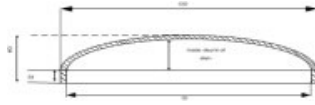
$$a = \frac{\square}{2} = 9,4801 \text{ in}$$

$$b = \frac{\square}{4} = 4,7676 \text{ in}$$

Sehingga tebal tutup atas dan bawah adalah

$$\begin{aligned} t_h &= \frac{836,6648 \text{ psi}}{(2 \times 17500 \times 0,8) - (0,2 \times 836,6648 \text{ psi})} + 0,125 \\ &= 0,1551 \text{ in} \end{aligned}$$

Diambil tebal standar =  $\frac{3}{16} = 0,1875 \text{ in}$



Keterangan:

ID : diameter dalam tangki (in)

OD: diameter luar tangki (in)

Th : tebal head (in)

Sf : straight kflange (in)

$$OA = b + sf + t$$

$$= 4,7400 \text{ in} + 4 + 0,1875 \text{ in}$$

$$= 8,9276 \text{ in}$$

$$= 0,2276 \text{ m}$$

Karena tutup atas dan bawah sama maka tutup bawah juga mempunyai tinggi sebesar 8,9276 in

#### h. Menentukan tinggi total reactor (Ht)

$$\text{Tinggi reactor} = \text{tinggi tutup atas} + \text{tinggi shell} + \text{tinggi tutup bawah}$$

$$= 8,9276 \text{ in} + 330 \text{ in} + 8,9276 \text{ in}$$

$$= 347,8551 \text{ in}$$

$$= 8,8413 \text{ m}$$

#### i. Menentukan jenis tray

Fungsi : Memperluas bidang kontak cairan

Jenis : sieve trasy

Jumlah 22

Tray spacing : 18 in (untuk kolom dengan kapasitas besar digunakan tray spacing 18 – 24 in)

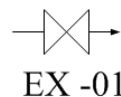
Perforation : d = 0,125 in, range 0,125- 0,25 in

Pt = 0,5 in triangular ptc, range 0,5-0,75

Tabel C. 9 Spesifikasi Fat Splitting Column

Komponen	Spesifikasi
Fungsi	Tempat mereaksikan trigliserida dan air untuk menghasilkan gliserol dan asam lemak
Jumlah	1 unit
Sifat bahan	Tidak korosi dan tidak volatile
Bahan konstruksi	<i>Stainless stree; SA type 240 Grade D</i>
Fase bahan	Cair dan cair
Kondisi operasi	T = 250°C P = 40 atm
Diameter dalam	18,9602 in
Tinggi (Ht)	8,8413 m
Tebal dinding shell (ts)	0,6300 in
Tebal head(th)	0,1875 in
Volume reactor	5.573,55 ft <sup>3</sup> 157.825,24 L

### C. 10 Expansion Valve (EV-01)



Gambar C. 10 Expansion Valve

Kode : EV-01

Fungsi : Menurunkan tekanan dari *fat splitting column* dari 40 atm ke 1 atm

Tipe : *Globe valve*

Jumlah : 1 unit

Kondisi Penyimpanan : T in = 250°C = 523,15°K

$$P_{in} = 40 \text{ atm}$$

$$P_{out} = 1 \text{ atm}$$

### a. Menentukan Tipe Pompa

Dalam perancangan ini dipilih pompa jenis *glove valve* dengan pertimbangan sebagai berikut:

1. Konstruksinya sederhana, harganya relative murah dan banyak tersedia dipasaran
2. Cocok untuk berbagai fluida
3. Biaya perawatan paling murah dibandingkan dengan tipe pompa lain

### b. Menentukan Laju Alir Expansion Valve

$$\text{Laju alir} = 40.763,48 \text{ kg/jam}$$

Komponen	Laju alir massa (kg/jam)	Fraksi berat ( $x_i$ )	Densitas ( $\rho$ ) (kg/m <sup>3</sup> )	Viskositas ( $\mu$ ) (m <sup>3</sup> /kg)	Viskositas (Cp)	xi
Trigliserida	404,47	0,0099	915,8	0,0000108	18,49	0,184
FFA	39.507,50	0,9691	853	0,0011362	2,18	2,120
Air	851,51	0,02	995,7	0,0000201	0,57	0,012
<b>Total</b>	<b>40.763,48</b>	<b>1,00</b>		<b>0,001168</b>		<b>2,3161</b>

Data kondisi operasi

$$T = 250^\circ\text{C}$$

$$= 523,15^\circ\text{K}$$

$$P_1 = 40 \text{ atm} = 2,72 \text{ lbf/in}^2$$

$$P_2 = 1 \text{ atm} = 0,068 \text{ lbf/in}^2$$

Laju alir massa (F)

$$F = 40.763,48 \text{ kg/jam} = 89.883,48 \text{ lb/jam}$$

Densitas ( $\rho$ ):

$$\begin{aligned}\rho &= \frac{1}{0,001168 \text{ m}^3/\text{kg}} \\ &= 856,1452 \text{ kg/m}^3 \\ &= 53,4234 \text{ lb/ft}^3\end{aligned}$$

Viskositas ( $\mu$ ):

$$\mu = 0,4318 \text{ cP} = 1,0445 \text{ lbm/ft.h}$$

Faktor keamanan (sf) = 20% (Tabel 6, Peters and Timmerhaus, 1991 hal

38)

1. Menentukan diameter

Volumetric flowrate ( $Q_f$ )

$$\begin{aligned}Q_f &= \frac{89.883,48 \text{ m}^3/\text{jam}}{53,4234 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 1.682,47 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 28,10 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,47 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 3,51 \text{ gallon US (gpm)}\end{aligned}$$

2. Menentukan ukuran pipa

Laju air pipa diasumsi sebagai aliran turbulen berdasarkan pers. 15 Peters and Timmerhaus, 1991 hal 496, ( $N_{re} \geq 2100$ ) maka digunakan rumus diameter pipa optimum ( $D_i \text{ opt}$ ):

$$\begin{aligned}D_i \text{ opt} &= 3,9 \times (F_f)^{0,45} \times (\rho)^{0,13} \quad (\text{Peters and Timmerhaus, 1991 hal 496}) \\ &= 3,9 \times (0,47 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \times (53,4234 \text{ lb/ft}^3)^{0,13} = 4,65 \text{ in}\end{aligned}$$

Berdasarkan Tabel 10-18 *properties of steel pipe*, Perry's chemical engineers'

Handbook 7<sup>th</sup> Ed hal 10-72 (Perry, 1999), .

D nominal	= 4 in	= 0,3333 ft
No. Schedule	= 40	
OD	= 4,5 in	= 0,3750 ft
a''	= 0,884 ft <sup>2</sup>	= 127,296 in <sup>2</sup>
ID	= 4,026 in	= 0,3355 ft

### 3. Perhitungan Pompa

Kecepatan aliran dalam pipa ( $V_s$ )

$$V = \frac{Q}{A}$$

$$= \frac{0,47 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0884 \text{ m}^2}$$

$$= 0,53 \text{ ft/s}$$

Penentuan bilang Reynold ( $N_{re}$ )

$$N_{re} = \frac{\rho V D}{\mu}$$

$$= \frac{53,4234 \text{ kg/m}^3 \times 0,53 \text{ m/s} \times 0,3355 \text{ m}}{0,4156 \text{ kg/m}\cdot\text{s}}$$

$$= 32.660,77$$

Karena  $N_{re} > 2100$  maka asumsi benar

### 4. Menentukan *Friction Loss* ( $h_f$ )

$$h_f = k_f \times \frac{V^2}{2g}$$

Keterangan:

$h_f$  : *Friction Loss* karena valve (ft.lbf/lbm)

$k_f$  : *Loss fiction* factor untuk jenis *glove valve half open*

v : Kecepatan fluida (ft/s)

gc : Percepatan gravitasi (lbf.ft/lbf.s<sup>2</sup>)

Dengan,

k<sub>f</sub> : 9,5 (Tabel 2.10-1 Genakoplis, 1993 third 3d; hal 93)

v : 0,54 ft/s

gc : 32,174 lbf.ft/lbf.s<sup>2</sup>

Maka,

$$h_f = 9,5 \times \frac{0,53 \text{ ft}^2}{2 \times 32,174 \text{ lbf.ft/lbf.s}^2}$$
$$= 0,04 \text{ ft.lbf/lbf}$$

#### 5. Menentukan *Pressure Head*

$$\textit{Pressure Head} = \frac{\Delta P}{\rho}$$

Dimana,

$$P_{in} = 40 \text{ atm}$$

$$= 41,328 \text{ kg/cm}^2$$

$$P_{out} = 1 \text{ atm}$$

$$= 1,0332 \text{ kg/cm}^2$$

$$\rho = 856,1452 \text{ kg/m}^3$$

$$= 0,000856 \text{ kg/cm}^3$$

Maka,

$$\textit{Pressure Head} = \frac{41,328 \text{ kg/cm}^2 - 1,0332 \text{ kg/cm}^2}{0,000856 \text{ kg/cm}^3}$$

$$= 47,065,37 \text{ cm}$$

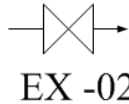
$$= 470,65 \text{ m}$$



Tabel C. 10 Spesifikasi Expasion Valve

Komponen	Spesifikasi
Nama alat	Expansion Valve
Kode	EV-01
Jumlah alat	1 unit
Fungsi	Menurunkan tekanan dari fat splitting column dari 40 atm ke 1 atm
Tipe	<i>Globe Valve</i>
Bahan kontruksi	<i>Commercial Stainless Steel (Austentic) AISI tipe 316</i>
<i>Fiction Loss (hf)</i>	0,04 ft.lbf/lbm
<i>Pressure Head</i>	470,65 m

**C. 11 Expansion Valve (EV-01)**



Gambar C. 11 Expansion Valve

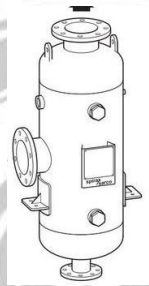
Kode	:	EV-02
Fungsi	:	Menurunkan tekanan dari <i>fat splitting column</i> dari 40 atm ke 1 atm
Tipe	:	<i>Globe valve</i>
Jumlah	:	1 unit
Kondisi Penyimpanan	:	T in = 250°C = 523,15°K
		Pin = 40 atm
		Pout = 1 atm

Dengan mengikuti perhitungan expansion valve (EV-01) diatas, maka diperoleh hasil perhitungan untuk expansion valve (EV-02) dapat dilihat pada Tabel C.13

Tabel C. 11 Spesifikasi Expansion Valve

Komponen	Spesifikasi
Nama alat	Expansion Valve
Kode	EV-02
Jumlah alat	1 unit
Fungsi	Menurunkan tekanan dari fat splitting column dari 40 atm ke 1 atm
Tipe	<i>Globe Valve</i>
Bahan konstruksi	<i>Commercial Stainless Steel (Austentic) AISI tipe 316</i>
<i>Fiction Loss (hf)</i>	0,01 ft.lbf/lbm
<i>Pressure Head</i>	397,59 m

**C.12 Flash Tank (FT-01)**



Gambar C. 12 Flash Tank I

Fungsi	: Memisahkan asam lemak dengan air
Tipe	: Tangki silinder vertical dengan tutup dan alas berbentuk <i>hemispherical</i>
Bahan	: <i>High alloy steel SA-240 Grade S</i>
Kondisi Operasi	: T = 110°C P = 1 atm
Rate masuk	: 40.763,48 kg/jam 24,9473 lb/s

**a. Menentukan tipe tangki**

Dipilih tangki berbentuk silinder vertical dengan *head* berbentuk *hemispherical* dengan pertimbangan:

1. Dapat menangani tekanan hingga 2x dari *elliptical dishead head*
2. Memiliki struktur yang kuat

**b. Menentukan bahan konstruksi**

Bahan konstruksi tangki yang dipilih *high alloy steel SA-240 grade S* dengan pertimbangan sebagai berikut:

1. Tahan terhadap korosi bahan bersifat asam kuat
2. Struktur kuat dengan *allowable stress value* sebesar 18.750 psi
3. Memiliki batas ketahanan suhu bahan hingga 650°F

**c. Menghitung faktor pemisah gas-cairan**

Dari pers 5-1 Evans hal 154 dipilih pemisah:

$$\frac{W_l}{W_v} = \sqrt{\frac{\rho_l}{\rho_v}}$$

Dimana:

$W_l$  = Laju alir massa cairan (lb/s)

$W_v$  = Laju alir massa gas (lb/s)

$\rho_l, \rho_v$  = Densitas gas dan cairan (lb/ft<sup>3</sup>)

a) Komposisi gas

Komposisi gas keluar *flash tank I*

Komponen	Massa (kg/jam)	BM	Mol (kmol/jam)	Fraksi mol (xi)
Air	681,2108	18	37,8450	1,0000
Total	681,2108	18	37,8450	1,0000

BM gas = 1,000 x 18

= 18 kg/mol

$$\begin{aligned}
 \text{Laju aliran gas } W_v &= 681,2108 \text{ kg/jam} \\
 &= 1.501,81 \text{ lb/h} \\
 &= 0,4169 \text{ lb/s}
 \end{aligned}$$

Densitas campuran ( $\rho$ )

$$\rho = \frac{W}{V}$$

Dimana:

BM : Berat molekul campuran gas (kg/kmol)

V : Volume spesifik gas ideal pada kondisi STP ( $T_0 = 0$ ;  $P_0 = 1 \text{ atm}$ )  
Sebesar  $22,4 \text{ m}^3/\text{kmol}$

Ti : Suhu gas masuk =  $250^\circ\text{C} + 273,15 = 523,15^\circ\text{K}$

Po : Tekanan masuk =  $1 \text{ atm}$

Sehingga:

$$\begin{aligned}
 \rho &= \frac{W}{V} \\
 &= \frac{18 \text{ kg/kmol}}{22,4 \text{ m}^3/\text{kmol}} \times \frac{273 \text{ }^\circ\text{K}}{523,15^\circ\text{K}} \times \frac{1 \text{ atm}}{1 \text{ atm}} \\
 &= 0,4195 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 0,0261 \text{ lb/ft}^3
 \end{aligned}$$

b) Komposisi cairan

Komposisi gas keluar *flash tank I*

Komponen	Massa (kg/jam)	Fraksi massa (xi)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	xi/ $\rho$
Asam lemak	39.507,50	0,9856	853	0,0011555
Trigliserida	404,47	0,0100	915,8	0,0000110
Air	170,30	0,0042	995,7	0,0000043
<b>Total</b>	<b>40.082,27</b>	<b>1,0000</b>		<b>0,00117</b>

$$\begin{aligned} \rho &= \frac{1}{\sum \rho_{mix}} \\ &= 854,1109 \text{ kg/m}^3 \\ &= 53,3204 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Laju aliran gas } W_L &= 40.082,27 \text{ kg/jam} \\ &= 88.366,18 \text{ lb/h} \\ &= 24,5303 \text{ lb/s} \end{aligned}$$

Sehingga:

$$\begin{aligned} \text{Faktor pemisah} &= \frac{W v}{\rho} \cdot \sqrt{\frac{\rho v}{\rho}} \\ &= \frac{0,4169 \text{ lb/s}}{24,5303 \text{ lb/s}} \cdot \sqrt{\frac{0,02619 \text{ lb/ft}^3}{53,3204 \text{ lb/ft}^3}} \\ &= 0,00038 \end{aligned}$$

#### d. Menghitung kecepatan uap

Dari Fig. 5-1 Evans vol 2, hal 154 dibaca faktor kecepatan uap:

$$K_v = 0,20$$

Sehingga kecepatan perencanaan maksimum uap, ( $U_v$ ) maks:

$$\begin{aligned} U_{v \text{ maks}} &= K_v \left( \frac{\rho_l - \rho_v}{\rho} \right)^{0,5} \\ &= 0,20 \left( \frac{53,3204 \text{ lb/ft}^3 - 0,02619 \text{ lb/ft}^3}{0,02619 \text{ lb/ft}^3} \right)^{0,5} \\ &= 1,446 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

#### e. Menentukan dimensi flash tank I

##### 1. Menghitung diameter minimum ( $D_{\min}$ )

##### Luas penampang tangki minimum ( $A_{\min}$ )

$$A_{\min} = \frac{W}{U} \quad (\text{Pers,5-2 Evans hal 154})$$

Dimana:

$Q_v$  = Laju volumetric uap (ft<sup>3</sup>/s)

$$\begin{aligned} &= \frac{\square}{\square} \\ &= \frac{0,4169 \square/\square}{0,0261 \square/\square^3} \\ &= 15,9167 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Sehingga:

$$\begin{aligned} A_{\min} &= \frac{\square}{\square \square \square} \\ &= \frac{15,9167}{\frac{\square^3/\square}{1,4466 \text{ ft/s}}} \\ &= 11,0024 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

**Diameter minimum ( $D_{\min}$ )**

$$\begin{aligned} D_{\min} &= \left( \frac{4 \square \square \square}{\square} \right)^{0,5} \\ &= \left( \frac{4 \square 11,0024 \square^2}{3,14} \right)^{0,5} \\ &= 3,7437 \text{ ft} \\ &= 44,9252 \text{ in} \\ &= 1,1418 \text{ m} \end{aligned}$$

**Menghitung tinggi cairan dalam tangki**

$H_v/D$  adalah sebesar 1,5 (Evans, hal 156)

$$\begin{aligned} H_v &= 1,5 \times D \\ &= 1,5 \times 44,9252 \text{ in} \\ &= 67,3879 \text{ in} \\ &= 5,6156 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$= 1,7116 \text{ m}$$

### Menghitung tinggi larutan dalam vessel

*Holding times* diperoleh dari tabel 5.1 Evans

Instrument faktor = 2 menit

Laba faktor (*good control*) = 2 menit

*External operation factor (good control)* = 2 menit

*Design time* = 6 menit

$$= 6 \times 60 \text{ detik}$$

---


$$= 360 \text{ detik}$$

Volume cairan yang tertinggal

$$V_L = \frac{24,5303 \text{ m}^3 / 360 \text{ s}}{53,3204 \text{ s/m}^3}$$

$$= 165,6199 \text{ ft}^3$$

$$= 4,68 \text{ m}^3$$

Volume gas

$$V_o = \frac{0,4169 \text{ m}^3 / 360 \text{ s}}{0,0261 \text{ s/m}^3}$$

$$= 5.730,02 \text{ ft}^3$$

$$= 162,25 \text{ m}^3$$

Volume total tangki

$$V = V_L + V_o$$

$$= 165,6199 \text{ ft}^3 + 5.730,02 \text{ ft}^3$$

$$= 5.895,64 \text{ ft}^3$$

$$= 166,94 \text{ m}^3$$

### Menghitung tebal *shell*

Tebal *shell* dihitung dengan menggunakan persamaan

$$\text{Tebal shell (ts)} = \frac{P \cdot D}{2(f \cdot E) - (0,6 \cdot P \cdot D)} + C \quad (\text{Pers. 13.1 Brownell, hal 254})$$

Dimana:

ts = tebal *shell*

f = Tekanan yang diizinkan 18.750 psi untuk high alloy steel SA 240 Grade S

E = Efisiensi pengelasan (table 13.2 brownell, hal 254 ) 80%

D = diameter *shell* (ID)

C = Faktor korosi, 0,125 in

Pd = Tekanan design, psi

### Menghitung tekanan design (Pd)

$$P_h = \rho \cdot g \cdot h \cdot \frac{1}{144}$$

$$= 53,3204 \text{ lb/ft}^3 \times \frac{32,174 \text{ ft}^2}{32,174 \text{ ft}^2} \times \frac{5,6156 \text{ ft}}{144}$$

$$= 2,0793 \text{ psi}$$

$$P_d = (P_h + P_{op}) \cdot sf \quad (\text{sf } 20\%)$$

$$= (2,0793 \text{ psi} + 14,6959 \text{ psi}) \times 1,2$$

$$= 20,1303 \text{ psi}$$

Sehingga:

$$t_s = \frac{20,1303 \text{ psi} \times 22,4626 \text{ in}}{2(18.750 \text{ psi} \times 0,8) - (0,6 \times 20,1303 \text{ psi})} + 0,125$$



$$= 0,1400 \text{ in}$$

$$\text{Tebal shell standar } \frac{3}{16} \text{ in} = 0,1875 \text{ in}$$

Standarisasi OD

$$\text{OD} = \text{ID} + 2ts$$

$$= 44,9252 \text{ in} + 2 (0,1875 \text{ in})$$

$$= 45,2054 \text{ in}$$

$$= 3,7656 \text{ ft}$$

$$= 0,0956 \text{ m}$$

Dari tabel 5.7 Brownell, dipilih OD standar = 48 in

$$\text{ID} = \text{OD} - 2ts$$

$$= 48 \text{ in} - 2 (0,1875 \text{ in})$$

$$= 47,7198 \text{ in}$$

$$= 3,9750 \text{ ft} = 1,2123 \text{ m}$$

Dari tabel 5.7 Brownell, dipilih OD standar 48 in diperoleh:

$$\text{Icr} = 3 \text{ in}$$

$$r = 48 \text{ in}$$

maka,

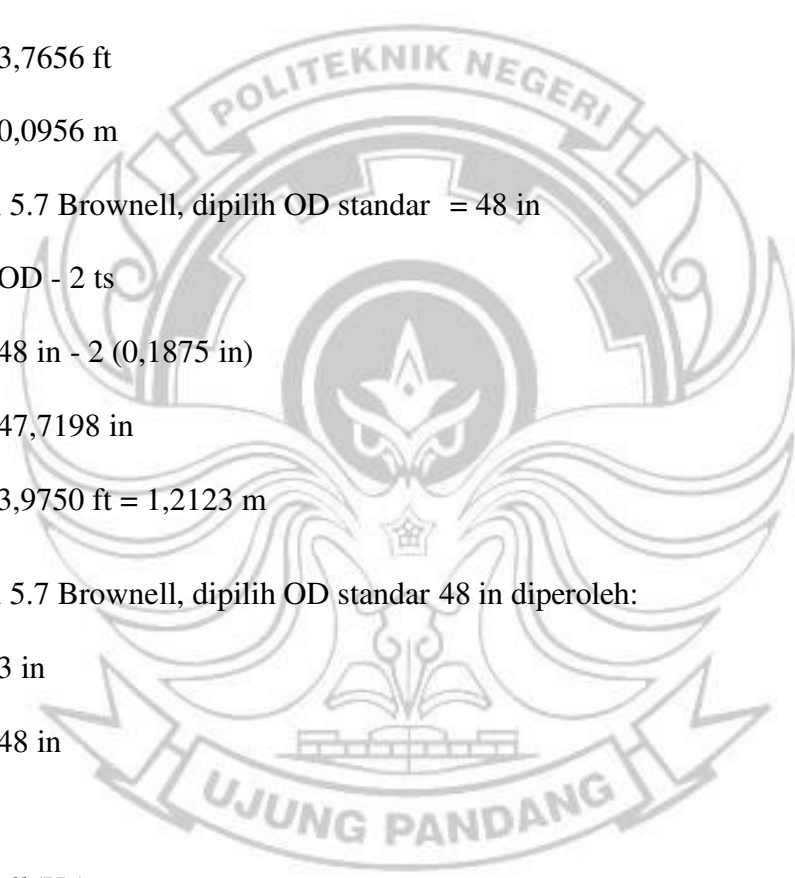
Tinggi *shell* (Hs)

$$\text{Hs} = 1,5 \times D$$

$$= 1,5 \times 47,7198 \text{ in}$$

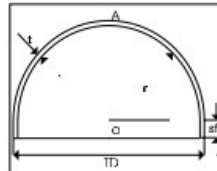
$$= 71,5797 \text{ in}$$

$$= 1,8181 \text{ m}$$



Menghitung ukuran head

Digunakan head jenis standar *hemispherical head* dimana dengan ketebalan yang diberikan, head jenis ini adalah yang terkuat.



Keterangan:

ID = Diameter dalam *head* (in)

t = Tebal *head* (in)

r =  $\frac{1}{2}$  ID  
 =  $\frac{1}{2}$  in x 48 in  
 = 24 in

OA = Tinggi *head* total

Sf = *Straighr flange* (in)

Tebal *head* dihitung dengan persamaan:

$$t_h = \frac{\square\square}{(4f \times E) - (0,4 \times pd)} + C \quad (\text{Pers. 7.88 Brownell})$$

$$= \frac{20,1303 \square \square 47,7198 \square}{(4.18750 \text{ psi} \times 0,8) - (0,4 \times 20,1303 \text{ psi})} + 0,125$$

$$= 0,1410 \text{ in}$$

Tebal *head* standar  $\frac{3}{16}$  in = 0,1875 in

Dari tabel 5.6 Brownell untuk tebal tutup  $\frac{3}{16}$  in didapatkan sf  $1 \frac{1}{2}$  - 2

Diambil sf = 2 in

OA = th + r + sf

$$= 0,1875 \text{ in} + 24 \text{ in} + 2 \text{ in}$$

$$= 26,1875 \text{ in}$$

Jadi, tinggi head adalah 26,1875 in

Maka, tinggi total flash tank =  $H_s + 2 (H_h)$

$$= 71,5797 \text{ in} + 2 (26,1875 \text{ in})$$

$$= 123,9547 \text{ in}$$

$$= 10,3295 \text{ ft}$$

$$= 3,1505 \text{ m}$$

Tabel C. 12 Spesifikasi Flash Tank I

Komponen	Spesifikasi
Fungsi	Memisahkan asam lemak dengan air
Tipe	Tangki silinder vertical dengan tutup atas dan bawah berbentuk <i>hemispherical</i>
Bahan konstruksi	<i>High alloy steel SA-240 Grade S</i>
Jumlah	1 unit
Kondisi operasi	$P = 1 \text{ atm}$ $T = 110^\circ\text{C}$
Volume tangki	166,94 m <sup>3</sup>
Tebal <i>shell</i>	0,1875 in
Tebal head	0,1875 in
Tinggi tangki	123,9547 in 3,1505 m

### C.13 Vakum Dryer



Gambar C. 13 Vakum Dryer

Fungsi : Menguapkan air yang terdapat pada asam lemak sebelum diumpankan ke dalam tangki penyimpanan

Bentuk : Silinder vertical dengan alas datar dan tutup *ellipsoidal*  
 Jumlah : 1 unit  
 Kondisi : T = 30°C; P = 1 atm  
 Penyimpanan

Data kondisi:

Kebutuhan perancangan = 1 jam

Faktor kelonggaran = 20%

Laju alir massa (F) = 40.082,27 kg/jam  
 = 88.366,18 lb/jam

Densitas ( $\rho$ ) = 0,8560 kg/L  
 = 856,5082 kg/m<sup>3</sup>  
 = 53,4699 lb/ft<sup>3</sup>

Viskositas ( $\mu$ ) = 8,7900 cP  
 = 0,0059 lb/ft.s

BM air = 18 kg/mol

**a. Menentukan volume tangki**

Suhu masuk pada vacuum dryer = 110°C = 383,15°K

Tekanan operasi = 1 atm = 101,325 kPa

Mol air dalam fase gas =  $\frac{F}{M}$   
 =  $\frac{170,30}{\frac{18}{1000}}$   
 = 9,4612 kmol/jam

Volume gas (Vg) =  $\frac{9,4612 \times 0,0820 \times 1}{1}$

$$= \frac{9,4612 \text{ kmol/jam} \times 0,0820 \times 383,15^\circ K}{1,013 \text{ m}^3}$$

$$= 293,4419 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume cairan (Vc)} = \frac{\square}{\square}$$

$$= \frac{40.082,27 \text{ kg/jam}}{856,51 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 46,7973 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume campuran} = Vg + Vc$$

$$= 293,4419 \text{ m}^3 + 46,7973 \text{ m}^3$$

$$= 340,2392 \text{ m}^3$$

Dengan faktor kelonggaran 20% maka:

$$\text{Volume tangki (Vt)} = (1 + 0,3) \times \text{Volume campuran}$$

$$= 1,3 \times 346,2392 \text{ m}^3$$

$$= 408,2871 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume larutan (V<sub>L</sub>)} = \frac{\square \square \square \square}{\square}$$

$$= \frac{40.082,27 \text{ kg/jam}}{856,5083 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 47,7973 \text{ m}^3$$

**b. Volume head**

$$H/D = 0,8$$

$$V_h = 0,1394 ID^3$$

**c. Kapasitas shell**

$$H/D = 0,8$$

$$V_s = (0,6736 ID^2) \times L$$

**d. Menentukan Panjang dan diameter tangki**

$$\begin{aligned}
 V_{\text{tangki}} &= V_h + V_s & L/D &= 3 \\
 408,2871 \text{ m}^3 &= (0,1394 \text{ ID}^3) + (0,6736 \text{ ID}^2 \times 3 \text{ D}) \\
 \text{ID}^3 &= 189,0043 \text{ m}^3 \\
 \text{ID} &= 5,7388 \text{ m} \\
 &= 225,7903 \text{ in} \\
 L &= 17,71651 \text{ m}
 \end{aligned}$$

**e. Tebal shell tangki**

Direncanakan tangki menggunakan bahan konstruksi *carbon steel SA-385*

*Grade C*, sehingga diperoleh data sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 S &= 13.700 \\
 E &= 0,85 \\
 C &= 0,125 \text{ in/tahun} \\
 \text{Umur tangki} &= 10 \text{ tahun} \\
 H_v &= \frac{C \times \text{Umur}}{E} \\
 &= \frac{0,125 \times 10}{0,85} \\
 &= \frac{1,25}{0,85} \\
 &= 1,4706 \text{ in} \\
 &= 3,735 \text{ cm} \\
 &= 0,1509 \text{ m} \\
 &= 0,495 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Menghitung tekanan design (Pd)

$$\begin{aligned}
 P_h &= \rho \times g/g_c \times \frac{H_v^2}{144} \\
 &= 53,4699 \text{ lbm/ft}^3 \times \frac{32,174 \text{ ft} \times \frac{\text{ft}^2}{\text{s}^2}}{32,174 \text{ ft/ft}^2} \times \frac{6,1000 \text{ ft}}{144} \\
 &= 2,2651 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Pd &= (Ph + Pop) \times sf \quad (sf = 20\%) \\
 &= (2,2651 \text{ psi} + 14,7 \text{ psi}) \times 1,2 \\
 &= 20,3581 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Sehingga:

$$\begin{aligned}
 ts &= \frac{20,3581 \text{ psi} \times 255,7903 \text{ in}}{2(13700 \text{ psi} \times 0,8) - (1,2 \times 20,581 \text{ psi})} + 10 \text{ tahun} \times 0,125 \text{ in/tahun} \\
 &= 1,4599 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Tebal *shell* standar yang digunakan adalah 1 ½ in atau 4 ½ in

#### f. Tebal tutup tangki

Tebal tutup atas tangki terbuat dari bahan yang sama dengan *shell*. Tebal tutup atas yang digunakan adalah 1 ½ in atau 4 ½ in.

Tabel C. 13 Spesifikasi Vakum Dryer

Komponen	Spesifikasi
Fungsi	Menguapkan air yang terdapat pada fatty acid sebelum diumpankan ke dalam tangki penyimpanan fatty acid
Jumlah	1 unit
Tipe	Silinder vertical dengan alas datar dan tutup ellipsoidal
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jenis sambungan	<i>Double welded butt joints</i>
Kondisi operasi	P = 1 atm, T = 110°
Volume campuran	340,2392 m <sup>3</sup>
Volume tangki	408,2871 m <sup>3</sup>
Diameter tangki	5,7388 m
Tinggi tangki	17,2165 m
Tebal <i>shell</i>	1 ½ in
Tebal <i>head</i>	1 ½ in

### C.14 Cooler Asam Lemak



Gambar C. 14 Cooler Asam lemak

Fungsi	: Mendinginkan aliran keluaran dari vakum dryer sebelum disimpan ke dalam tangki penyimpanan
Tipe	: <i>Double pipe heat exchanger</i>
Bahan	: <i>High allow steel sa-240 Grade S</i>
Kondisi Operasi	: T = 30°C; P = 1 atm
Rate masuk	: 40.082,27 kg/jam 88.366,18 lb/s

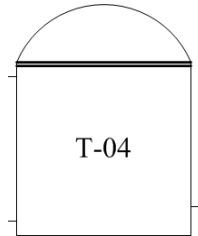
Dengan mengikuti perhitungan cooler gliserol (CL-01) diatas, maka diperoleh hasil perhitungan untuk cooler gliserol (CL-03) dapat dilihat pada Tabel C.14.

Tabel C. 14 Spesifikasi Cooler Vakum Dryer

Komponen	Spesifikais
Fungsi	Mendinginkan aliran keluaran dari evaporator sebelum diumpankan ke bleaching tank
Tipe	<i>Double pipe heat exchanger</i>
Bahan	Duplex stainless stell
ID annulus	2,067 in
OD annulus	2,38 in
ID Inner pipe	1,38 in
OD Inner pipe	1,66 in
Ud	0,9457 Btu/jam.ft <sup>2</sup> °F
Jumlah	1 buah



### C.15 Tangki Penyimpanan Asam Lemak (T-04)



Gambar C. 15 Tangki Penyimpanan Asam lemak

Kode	:	T-04
Fungsi	:	Menyimpan produk asam lemak
Bentuk	:	Silinder dengan dasar vertical alas datar dengan <i>ellipsoidal head</i>
Bahan	:	<i>Carbon ellipsoidal head</i>
Lama Penyimpanan	:	2 hari
Jumlah	:	4 unit
Kondisi Penyimpanan	:	T = 30°C P = 1 atm

#### a. Menentukan Tipe Tangki

Tangki dipilih dengan bentuk silinder dengan dasar vertical (*flay up*) dan *eliipsoidal* karean tipe ini cocok digunakan untuk bahan liquid bertekanan rendah dengan kondisi operasi tangki berada pada tekanan 1 atm dan suhi 30°C serta kontruksi sederhana sehingga harga lebih ekonomis.

#### a. Menentukan Bahan Kontruksi Tangki

Bahan kontruksi tangki dipilih *Carbon Steel SA-285 Grade C*, karena:

1. Struktur kuat dengan *allowable working stress* cukup besar,  $S = 13.750$  psi
2. Tahan terhadap korosif
3. Harga relatif murah dan tangki mampu menampung dalam kapasitas yang besar dengan konstruksi mudah

**b. Menentukan Dimensi Utama Tangki:**

Laju alir massa (F) = 39.911,97 kg/jam

Waktu Penyimpanan = 2 hari

Kebutuhan fatty acid = massa x waktu penyimpanan  
 = 39.911,97 kg/jam x 2 hari x 24 jam  
 = 1.915.774,53 kg

Komponen	Laju alir massa (kg/jam)	Fraksi berat (xi)	Densitas (kg/m <sup>3</sup> )	$\frac{1}{\rho_i}$ (m <sup>3</sup> /kg)
Trigliserida	404,47	0,010	915,8	0,0000109
Fatty acid	39.507,50	0,989	853	0,001160
<b>Total</b>	<b>39.911,97</b>	<b>1,00</b>		<b>0,001171</b>

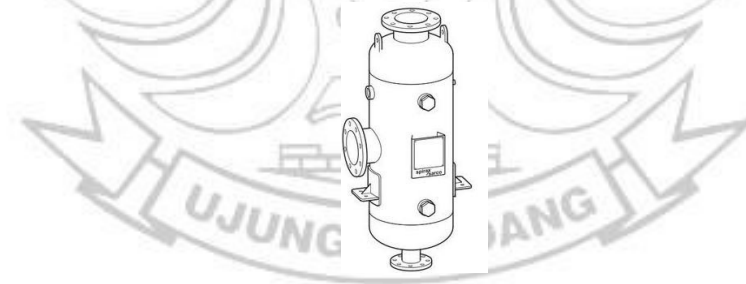
$$\begin{aligned} \rho_{\text{campuran}} &= \frac{1}{\sum \frac{x_i}{\rho_i}} \\ &= \frac{1}{0,001171 \text{ m}^3/\text{kg}} \\ &= 853,5853 \text{ kg/m}^3 \\ &= 0,8535 \text{ kg/L} \end{aligned}$$

Dengan mengikuti perhitungan tangki penyimpanan CPO (T-01) diatas, maka diperoleh hasil perhitungan untuk tangki Asam lemak (T-04) dapat dilihat pada Tabel C.15.

Tabel C. 15 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Asam lemak

Komponen	Spesifikasi
Nama alat	Tangki penyimpanan asam lemak
Kode	T-04
Jumlah alat	3 unit
Fungsi	Menyimpan produk asam lemak
Bentuk	Silinder dengan dasar vertical alas datar dengan <i>ellipsoidal head</i>
Bahan	<i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>
Kondisi Penyimpanan	P = 1 atm T = 30°C
Volume tangki ( $V_T$ )	972,56 m <sup>3</sup>
Diameter tangki (D)	7,9135 m
Tinggi tangki ( $H_s$ )	11,8703 m
Tinggi atap ( $H_h$ )	1,9784 m
Tinggi total tangki ( $H_T$ )	13,9486 m
Tinggi cairan (h)	10,6528 m
Tebal <i>shell</i> ( $T_s$ )	0,6250 in
Tebal tutup atas ( $T_h$ )	0,6250 in
Tebal alas tangki (t)	5,6289 in
Tekanan desain (Pd)	: 27,620 psi 1,879 atm

### C.16 Flash Tank (FT-02)



Gambar C. 16 Flash Tank II

- Fungsi : Menguapkan air yang masih terkandung dalam produk gliserol
- Tipe : Tangki silinder vertical dengan tutup dan alas berbentuk *hemispherical*

Bahan : *High alloy steel SA-240 Grade S*

Kondisi Operasi : T = 110°C; P = 1 atm

Rate masuk : 20.971,29 kg/jam  
12,8344 lb/s

Dengan mengikuti perhitungan flash tank I (FT-01) diatas, maka diperoleh hasil perhitungan untuk flash tank (FT-02) dapat dilihat pada Tabel C.16

Tabel C. 16 Spesifikasi Flash Tank II

Komponen	Spesifikasi
Fungsi	Memisahkan Gliserol dengan air
Tipe	Tangki silinder vertical dengan tutup atas dan bawah berbentuk <i>hemispherical</i>
Bahan konstruksi	<i>High alloy steel SA-240 Grade S</i>
Jumlah	1 unit
Kondisi operasi	P = 1 atm T = 110°C
Volume tangki	393,19 m <sup>3</sup>
Tebal <i>shell</i>	0,3750 in
Tebal head	0,3750 in
Tinggi tangki	273,37 in 6,9482 m

### C.17 Cooler Gliserol (CO-01)



Gambar C. 17 Cooler Gliserol (CO-01)

Fungsi : Mendinginkan aliran keluaran dari flash tank I sebelum diumpankan ke bleaching tank

Tipe : *Double pipe heat exchanger*

Bahan : *High allow steel sa-240 Grade S*

Kondisi Operasi : T = 120°C

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

$$\text{Rate masuk} : 4.463,72 \text{ kg/jam} = 9.840,80 \text{ lb/s}$$

**a. Menentukan tipe cooler**

Cooler yang dipilih adalah tipe *shell and tube* jika luas permukaan perpindahan panas  $> 120 \text{ ft}^2$  dan jika luas perpindahan panas  $< 120 \text{ ft}^2$  maka dipilih *double pipe*.

**b. Menentukan bahan konstruksi**

Bahan konstruksi yang dipilih adalah *carbon steel SA-285 Grade C*, dengan pertimbangan:

1. Mempunyai *allowable working stress* yang besar
2. Mempunyai *corrosion and heat resisting* yang bagus

**c. Menentukan spesifikasi**

Dari data neraca panas dan neraca massa diperoleh:

$$\begin{aligned} Q \text{ beban} &= 1.110.110,32 \text{ kJ/jam} \\ &= 1.052.181,43 \text{ Btu/jam} \end{aligned}$$

Fluida panas (steam)

$$\text{Suhu awal } (T_1) = 120^\circ\text{C} = 248^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu akhir } (T_2) = 50^\circ\text{C} = 122^\circ\text{F}$$

$$\text{Laju alir fluida panas } (W) = 4.463,72 \text{ kg/jam} = 9.840,80 \text{ lb/jam}$$

Fluida dingin

$$\text{Suhu awal } (t_1) = 30^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu akhir } (t_2) = 45^\circ\text{C} = 113^\circ\text{F}$$

$$\text{Laju alir fluida dingin } (W) = 12,57 \text{ kg/jam}$$

$$= 27,72 \text{ lb/jam}$$

1. Menghitung harga  $\Delta T$  LMTD (*Log Mean Temperature Difference*)

	Fluida panas		Fluida dingin		Selisih		$T_{avg}$	$t_{avg}$
$T_1$	248°F	Suhu yang lebih tinggi	$t_2$	113°F	$\Delta t_2$	135°F	185	99,5
$T_2$	122°F	Suhu yang lebih rendah	$t_1$	86°F	$\Delta t_1$	36°F		
Selisih	126°F		selisih	27°F	Selisih	99°F		

Jenis aliran yang digunakan pada *cooler* CPO adalah *current* sehingga perhitungan menggunakan rumus:

$$\begin{aligned}
 \text{LMTD} &= \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \left( \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} \right)} \quad (\text{Pers.12.4 Coulson \& Ricardon vol. 6, 2005 hal 655}) \\
 &= \frac{135^\circ\text{F} - 36^\circ\text{F}}{\ln \frac{135^\circ\text{F}}{36^\circ\text{F}}} \\
 &= 74,90^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

2. Menentukan faktor koreksi LMTD

$$\begin{aligned}
 R &= \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \quad (\text{Pers.12.6 Coulson \& Ricardon vol.6, 2005 hal 655}) \\
 &= \frac{248^\circ\text{F} - 122^\circ\text{F}}{113^\circ\text{F} - 86^\circ\text{F}} \\
 &= 4,667^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 S &= \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \quad (\text{Pers.12.7 Coulson \& Ricardon vol.6, 2005 hal 656}) \\
 &= \frac{113^\circ\text{F} - 86^\circ\text{F}}{248^\circ\text{F} - 86^\circ\text{F}} = 0,1667^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

$F_T = 0,95$  termasuk 1 *shell* pas, 2 or more *tube passes*

Maka,

$$\begin{aligned}
 \Delta t \text{ (LMTD koreksi)} &= \text{LMTD} \times F_T \\
 &= 74,90^\circ\text{F} \times 0,95 = 71,15^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

3. Menentukan *overall heat transfer*

Berdasarkan dari tabel 8 kern, pada sistem *cooler* dimana *ligh organic* dan *waterr* didapatkan:

Sumber: DQ Kern, Tabel 8, hal .840

$$U_d = 75 - 150 \text{ Btu/hr ft}^2\text{°F}$$

$$\text{Trial } U_d = 150 \text{ Btu/hr ft}^2\text{°F}$$

Maka,

$$U_d = 75 \text{ Btu/hr ft}^2\text{°F}$$

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{U_d \Delta T} \\ &= \frac{1.052.181,43 \text{ (□□/□□)}}{75 \text{ Btu/hrft}^2\text{°F} \times (71,15\text{°F})} \\ &= 197,16 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Karena luas permukaan yang dibutuhkan untuk perpindahan panas lebih dari 120 ft<sup>2</sup> maka digunakan digunakan *double pipe* (Kern, D., 1950, hal 120).

Berdasarkan tabel 10 kern, 1965 hal 843 didapatkan spesifikasi tube sebagai berikut:

4. Menentukan rate fluida

Direncanakan digunakan

Pemilihan ukuran pipe berdasarkan Tabel 6.2, hal 110, Kern

Dari tabel 6.2 (kern, 1950) diketahui bahwa *flow area* di inner pipe lebih besar dari *annulis*, maka fluida dingin yang massanya lebih besar ditempatkan di dalam *inner pipe* sedangkan *steam* dalam *annulus* karena mempunyai laju alir massa yang kecil.

Berdasarkan Tabel 11, Hal 844. D.Q. Kern, 1950, diperoleh spesifikasi perancangan *heat exchanger tipe double pipe* sebagai berikut:

Dengan spesifikasi sebagai berikut:

Outer pipe		Inner pipe	
IPS (in)	2	IPS (in)	1,25
Sch No.	40	Sch No.	40
ID (in)	2,067	ID (in)	1,38
OD (in)	2,38	OD (in)	1,66
a'' (ft <sup>2</sup> /ft)	0,622	a'' (ft <sup>2</sup> /ft)	0,435

Sumber: D.Q. Kern. Tabel 11, hal 844

Annulus ( <i>Hot fluida</i> )	Inner pipe ( <i>Cold fluida</i> )
<p>5. Flow area, <math>a_a</math></p> $D_1 = 1,66 \text{ in}$ $= 0,1382 \text{ ft}$ $D_2 = 2,067 \text{ in}$ $= 0,1721 \text{ ft}$ $a_a = \frac{\pi (D_2^2 - D_1^2)}{4}$ $= \frac{3,14 (0,1382 \text{ ft}^2 - 0,1721 \text{ ft}^2)}{4}$ $= 0,0082 \text{ ft}^2$	<p>5. Flow area, <math>a_p</math></p> $D_p = 1,38 \text{ in}$ $= 0,1149 \text{ ft}$ $a_p = \frac{\pi (D_p^2)}{4}$ $= \frac{3,14 (0,1149^2)}{4}$ $= 0,01037 \text{ ft}^2$
<p>6. Laju alir massa, <math>G_p</math></p> $G_a = \frac{Q}{a_a}$ $= \frac{9,840,80 \text{ lb/jam}}{0,0082 \text{ ft}^2}$ $= 1.191.014,32 \text{ lb/jam.ft}^2$	<p>6. Laju alir massa, <math>G_p</math></p> $G_p = \frac{Q}{a_p}$ $= \frac{27,72 \text{ lb/jam}}{0,01037 \text{ ft}^2}$ $= 2.672,07 \text{ lb/jam.ft}^2$
<p>7. Bilangan Reynold, <math>N_{re}</math></p> $\mu = 0,010 \text{ lb/ft.jam}$ $De = \frac{G_a \mu}{a_a}$ $= \frac{1.191.014,32 \text{ lb/jam.ft}^2 \cdot 0,010 \text{ lb/ft.jam}}{0,0082 \text{ ft}^2}$ $= 0,0761 \text{ ft}$ $Re_a = \frac{G_a De}{\mu}$ $= \frac{1.191.014,32 \text{ lb/jam.ft}^2 \cdot 0,0761 \text{ ft}}{0,010 \text{ lb/ft.jam}}$ $= 9.065.832,65$	<p>7. Bilangan Reynold, <math>N_{re}</math></p> $\mu = 0,024 \text{ lb/ft.jam}$ $Re_p = \frac{G_p \mu}{a_p}$ $= \frac{2.672,07 \text{ lb/jam.ft}^2 \cdot 0,024 \text{ lb/ft.jam}}{0,01037 \text{ ft}^2}$ $= 12.798,55$
<p>8. Menghitung Hio</p> <p>JH = 1000</p> <p>Fig.24, Hal 834 D.Q Kern</p>	<p>8. Menghitung Hio</p> <p>JH = 1,8</p> <p>Fig.24, Hal 834 D.Q Kern</p>
<p>9. Konduktifitas termal</p> <p>K = 0,0179 Btu/jam.ft.°F</p> <p>Tabel 4 (D.Q Kern hal, 800)</p> <p>Cp = 0,49 Btu/lb°F</p>	<p>9. Konduktifitas termal</p> <p>K = 0,164 Btu/jam.ft.°F</p> <p>Tabel 4 (D.Q Kern hal, 800)</p> <p>Cp = 0,59 Btu/lb°F</p>



$Hi = JH \frac{\square}{\square} \left( \frac{\square \cdot \square}{\square} \right)^{1/8}$ $= 1000$ $\frac{0,0179 \text{ Btu/jam ft}^\circ\text{F}}{0,0761 \text{ ft}} \left( \frac{0,49 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F} \cdot 0,0100 \text{ lb/f}}{0,0179 \text{ Btu/jam ft}^\circ\text{F}} \right)^{1/8}$ $= 2.954,25 \text{ Btu/jam.ft}^{2^\circ\text{F}}$	$Hi = JH \frac{\square}{\square} \left( \frac{\square \cdot \square}{\square} \right)^{1/8}$ $= 1,8$ $\frac{0,164 \text{ Btu/jam ft}^\circ\text{F}}{0,01037 \text{ ft}} \left( \frac{0,59 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F} \cdot 0,0240 \text{ lb/f}}{0,0164 \text{ Btu/jam ft}^\circ\text{F}} \right)^{1/8}$ $= 1,1443 \text{ Btu/jam.ft}^{2^\circ\text{F}}$ $Hio = Hi \times \frac{\square}{\square}$ $= 1,1443 \text{ Btu/jam.ft}^{2^\circ\text{F}} \cdot \frac{0,11454 \text{ ft}}{0,1382 \square}$ $= 0,9478 \text{ Btu/jam.ft}^{2^\circ\text{F}}$
--	---

10. Clean Overall Coefficient,  $U_c$

$$U_c = \frac{\square \square \square}{\square + \square} \quad (\text{Pers.6.7,D.Q Kern})$$

$$= \frac{0,9478 \text{ Btu/jam.ft}^{2^\circ\text{F}} \times 2.954,25 \text{ Btu/jam.ft}^{2^\circ\text{F}}}{0,9478 \text{ Btu/jam.ft}^{2^\circ\text{F}} + 2.954,25 \text{ Btu/jam.ft}^{2^\circ\text{F}}}$$

$$= 0,9475 \text{ Btu/jam.ft}^\circ\text{F}$$

11. Design Overall Coefficient,  $U_d$

$$\frac{1}{\square} = \frac{1}{\square} + \square$$

Dari Coulson, Tabel 12.2 hal 640 diperoleh:  $R_d = 0,0002$

$$\frac{1}{\square} = \frac{1}{0,9475 \text{ Btu/jam.ft}^\circ\text{F}} + 0,0002$$

$$= 0,9457 \text{ Btu/jam.ft}^\circ\text{F}$$

12. Dirtfactor,  $R_d$

$$R_d = \frac{\square \square \square}{\square + \square}$$

$$= \frac{0,9475 \text{ Btu/jam.ft}^\circ\text{F} - 0,9457 \text{ Btu/jam.ft}^\circ\text{F}}{0,9475 \text{ Btu/jam.ft}^\circ\text{F} \times 0,9457 \text{ Btu/jam.ft}^\circ\text{F}} = 0,002 \text{ Btu/jam.ft}^\circ\text{F}$$

13. Required surface

$$\text{External surface (a'')} = 0,435 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$L = 0,05 \text{ lin ft}$$

Digunakan Panjang pipe efektif *Double Pipe Heat Exchanger* yaitu 20 ft

(Hal.103, D.Q Kern)

$$\begin{aligned} \text{Banyaknya hairpin yang digunakan} &= \frac{\square}{2 \square \square} \\ &= \frac{0,05 \square \square}{2 \square 20 \square \square} \\ &= 0,001 \text{ diasumsikan 1 buah} \end{aligned}$$

14. *Actual Design Overall Coefficient (Ud actual)*

$$\text{Actual surface} = \text{required legth} \times a'' = 0,02 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} U_D &= \frac{\square}{A \times \Delta t} \\ &= \frac{1.052.181,43 \square \square / \square \square}{0,02 \text{ ft}^2 \times 166,97^\circ\text{F}} \\ &= 669.160,20 \text{ Btu/jam.ft}^{2^\circ\text{F}} \end{aligned}$$

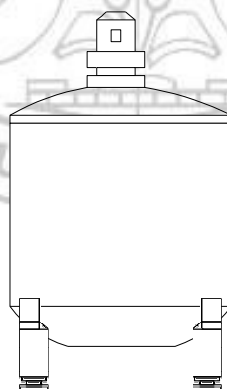
Annulus (Hot fluida)	Inner pipe (Cold Fluida)
<p>1. <i>Actual Dirt Factor (Rd actual)</i>  <math>De' = (D_2 \times D_1)</math> (Pers. 6.4 D.Q Kern)  <math>= (0,1721 \text{ ft} \times 0,1382 \text{ ft})</math>  <math>= 0,0238 \text{ ft}</math>  <math>Re_a' = \frac{De' \times Ga}{\square}</math>  <math>= \frac{0,0238 \square \square \times 1.191.014,32 \square \square / \square \square \square \square^2}{0,0100 \square \square / \square \square \square \square}</math>  <math>= 2.835.669,10</math>  <math>F = 0,0035 + \frac{0,264}{(1.191.014,32)^{0,42}}</math>  <math>= 0,00052</math>  <math>S = 0,82</math> (Tabel 6. D.Q Kern)  <math>\square = 0,82 \times 62,5</math>  <math>= 51,25 \text{ lb/ft}^3</math></p>	<p>1. <i>Actual Dirt Factor (Rd actual)</i>  <math>Dp = 0,11495 \text{ ft}</math>  <math>Re_a' = \frac{Dp \times Ga}{\square}</math>  <math>= \frac{0,11495 \square \square \times 2.672,07 \square \square / \square \square \square \square^2}{0,0224 \square \square / \square \square \square \square}</math>  <math>= 12.798,55</math>  <math>F = 0,0035 + \frac{0,264}{(\frac{\square \square}{\square \square})^{0,42}}</math>  <math>= 0,0035 + \frac{0,264}{(12.789,55)^{0,42}}</math>  <math>= 0,00504</math>  <math>S = 1,29</math> (Tabel 6. D.Q Kern)  <math>\square = 1,29 \times 62,5</math>  <math>= 80,625 \text{ lb/ft}^3</math></p>
<p>2. <math>\Delta F_{\square} = \frac{4 J Ga ZL}{2 \square \square^2 \square}</math>  <math>= \frac{4.0,00052.1.191.014,32 \square \square / \square \square \cdot \square^2 \cdot 2.1,66 \square \square}{2.32,2 \cdot 51,25^2 \cdot 0,0238 \square \square}</math>  <math>= 120,19</math></p>	<p>2. <math>\Delta F_{\square} = \frac{4 J Ga ZL}{2 \square \square^2 \square}</math>  <math>= \frac{4.0,00043.2.672,07 \square \square / \square \square \cdot \square^2 \cdot 2.1,69 \square \square}{2.32,2 \cdot 80,625^2 \cdot 0,1149 \square \square}</math>  <math>= 0,02 \text{ ft}</math></p>

$3. V = \frac{3600 \square}{1.191.014,32 \square / \square \square \square^2}$ $= \frac{3600 \cdot 51,25 \square / \square^3}{}$ $= 6,46 \text{ ft/s}$	$3. V = \frac{3600 \square}{92.672,07 \square / \square \square \square^2}$ $= \frac{3600 \cdot 80,625 \square / \square^3}{}$ $= 0,01 \text{ ft/s}$
$4. \Delta F_{\square} = 3 \frac{v}{\frac{2 \square}{6,46}}$ $= 3 \frac{2 \square}{2.32,2}$ $= 311,79 \text{ ft}$ $\cdot \Delta P_{\square} = \frac{\Delta F_a + \Delta F_{t,\rho}}{144}$ $= 153,74 \text{ psi}$	$4. \Delta F_{\square} = 3 \frac{v}{\frac{2 \square}{0,01}}$ $= 3 \frac{2 \square}{2.32,2}$ $= 0,44 \text{ ft}$ $\cdot \Delta P_{\square} = \frac{\Delta F_a + \Delta F_{t,\rho}}{144}$ $= 0,26 \text{ psi}$

Tabel C. 17 Spesifikasi Cooler

Komponen	Spesifikasi
Fungsi	Mendinginkan aliran keluaran dari evaporator sebelum diumpankan ke bleaching tank
Tipe	<i>Double pipe heat exchanger</i>
Bahan	Duplex stainless stell
ID annulus	2,067 in
OD annulus	2,38 in
ID Inner pipe	1,38 in
OD Inner pipe	1,66 in
Ud	669.160,20 Btu/jam.ft <sup>2</sup> °F
Jumlah	1 buah

### C.18 Bleaching Tank (CL-01)



Gambar C. 18 Bleaching Tank

Fungsi : Membantu *activated charcoal* melakukan proses penyerapan warna gliserol mejadi bening

Tipe : Silinder vertical dengan alas dan tutup berbentuk torispherical serta pengaduk dengan jenis propeller

Kondisi Operasi :  $T = 105^{\circ}\text{C}$

$P = 1 \text{ atm}$

Rate masuk : 4.468,18 kg/jam

9.850,64 lb/s

**a. Menentukan tipe bleaching tank**

Bleaching tank dipilih berbentuk silinder tegak dengan alas dan tutup berbentuk *torispherical* dengan pertimbangan sebagai berikut:

1. Kondisi operasi bleaching tank pada tekanan 1 atm dan suhu  $105^{\circ}\text{C}$
2. Dapat menampung dalam kapasitas yang besar
3. Konstruksi sederhana dan lebih ekonomis

**b. Menentukan bahan kontruksi tangki**

Bahan konstruksi yang dipilih adalah *carbon stell SA-283 Grade C* dengan pertimbangan sebagai berikut:

1. Tahan terhadap korosi
2. Kondisi penyimpanan pada suhu kamar dan tekanan atmosfer
3. Harganya relative murah
4. Struktur kuat dengan *allowable stress value* sebesar 12.650 psi

c. Menentukan dimensi bleaching tank

Komponen	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/L)	Fraksi massa (xi)	$\frac{xi}{\rho}$
Gliserol	4.380,76	1.087,15	0,9804	0,0009018
Air	82,9526	995,7	0,0186	0,000018
Activated charcoal	4,4637	460	0,0010	0,000002
<b>Total</b>	<b>4.468,18</b>	<b>19,9481</b>	<b>1,0000</b>	<b>0,0009</b>

$$\rho_{mix} = \frac{1}{\sum xi/\rho}$$

$$= 1.083,83 \text{ kg/m}^3$$

$$= 17.361,28 \text{ lb/ft}^3$$

- 1) Menentukan volume cairan dalam mixer ( $V_1$ ) dan volume mixer ( $V_s$ )

Digunakan persamaan:

$$V_1 = \frac{9.850,64 \text{ lb}}{17.361,28 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 1,1348 \text{ ft}^3$$

$$V_s = 1 + 0,2 \times V_1$$

$$= 1,2 + 1,1348 \text{ ft}^3$$

$$= 1,3617 \text{ ft}^3$$

- 2) Menentukan diameter dan tinggi *shell*

Dipilih tangki silinder dengan rasio  $H_s/ID = 1,5$

$$H_s/ID = 1,5$$

$$H_s = 1,5 \times ID$$

Volume *head* berbentuk *torispherical* =  $0,000049 ID^3$  (Brownell, hal 88)

Maka:

$V_s = \text{Volume silinder} + 2 \text{ Volume head}$

$$1,3617 \text{ ft}^3 = \left(\frac{1}{4} \pi (3,14)^2 \times 1,5\right) + (2 \times 0,000049 \pi^3)$$

$$1,3617 \text{ ft}^3 = \left(\frac{1}{4} \pi (3,14)^2 \times 1,5\right) + (2 \times 0,000049 \pi^3)$$

$$1,3617 \text{ ft}^3 = 1,1775 \text{ ID}^3 + (2 \times 0,000049 \text{ ID}^3)$$

$$1,3617 \text{ ft}^3 = 1,180098 \text{ ID}^3$$

$$\text{ID}^3 = 1,1539 \text{ ft}^3$$

$$\text{ID} = 1,0489 \text{ ft}$$

$$= 12,5865 \text{ in}$$

$$= 0,3199 \text{ m}$$

Sehingga diameter *shell* ( $D_s$ ) adalah sebesar 0,3199 m

Maka tinggi *shell*:

$$H_s = 1,5 \times \text{ID}$$

$$= 1,5 \times 1,0489 \text{ ft}$$

$$= 5,2443 \text{ ft}$$

$$= 1,5995 \text{ m}$$

3) Menentukan tinggi larutan dalam tangki

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

$$H_{\text{liquid}} = \frac{V_{\text{liquid}}}{\frac{\pi}{4} D^2}$$
$$= \frac{1,1348 \text{ ft}^3}{\frac{3,14}{4} \pi (1,0489 \text{ ft})^2}$$

$$= 1,3136 \text{ ft}$$

$$= 0,4006 \text{ m}$$

4) Menentukan tebal *shell*

$$\text{Tebal shell (ts)} = \frac{\square \square \square}{2(f \times E) - (0,6 \times pd)} + C \text{ (Pers. 13.1 Brownell, hal 254)}$$

Dimana:

Ts = tebal *shell*

f = Tekanan yang diizinkan 18750 psi untuk high alloy steel  
SA 240 Grade S

E = Efisiensi pengelasan (table 13.2 brownell, hal 254 ) 80%  
Untuk *double welded but joint*

D = diameter *shell* (ID)

C = Faktor korosi, 0,125 in

Pd = Tekanan design, psi

Menghitung tekanan design (Pd)

$$\begin{aligned} Ph &= \square \times g/gc \times \frac{\square}{144} \\ &= 17.361,28 \text{ lb/ft}^3 \times \frac{32,174 \square \frac{\square^2}{\square}}{32,174 \square / \square^2} \times \frac{1,3136 \square}{144} \\ &= 158,3702 \text{ lb/ft}^2 = 1,0998 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Pd &= (Ph + Pop) \times sf \quad (sf = 20\%) \\ &= (1,0998 \text{ psi} + 14,7 \text{ psi}) \times 1,2 \\ &= 18,9598 \text{ psi} \end{aligned}$$

Sehingga:

$$\begin{aligned} ts &= \frac{18,9598 \text{ psi} \times 6,2932 \text{ in}}{2(18.750 \text{ psi} \times 0,8) - (0,6 \times 18,9598 \text{ psi})} + 0,125 \\ &= 0,13089 \text{ in} \end{aligned}$$

Tebal shell standar  $3/16$  in = 0,1875 in

Standarisasi OD

$$\begin{aligned} \text{OD} &= \text{ID} + 2ts \\ &= 12,5865 \text{ in} + 2 (0,1875 \text{ in}) \\ &= 12,9615 \text{ in} \\ &= 1,0801 \text{ ft} \\ &= 0,3294 \text{ m} \end{aligned}$$

Dari tabel 5.7 Brownell, dipilih OD standar = 14 in

$$\begin{aligned} \text{ID} &= \text{OD} - 2ts \\ &= 14 \text{ in} - 2 (0,1875 \text{ in}) \\ &= 13,6250 \text{ in} \\ &= 1,1354 \text{ ft} \\ &= 0,3460 \text{ m} \end{aligned}$$

Dari tabel 5.7 Brownell, dipilih OD standar 14 in diperoleh:

$$\begin{aligned} \text{Icr} &= 7/8 \text{ in} \\ r &= 14 \text{ in} \end{aligned}$$

maka, tinggi *shell* ( $H_s$ )

$$\begin{aligned} H_s &= 1,5 D \\ &= 1,5 \times 13,6250 \text{ in} \\ &= 20,4375 \text{ in} \\ &= 1,7031 \text{ ft} \\ &= 0,51911 \text{ m} \end{aligned}$$

5) Menentukan tebal dan tinggi *head*



Tebal *head*

Tebal tutup berupa *torispherical* mengikuti persamaan:

$$th = \frac{W}{2(f \times E) - (0,1 \times Pd)} + C$$

Dimana:

$$W = \frac{1}{4} \times 3 + \left(\frac{14}{0,875}\right)^{0,5}$$

$$= \frac{1}{4} \times 3 + \left(\frac{14}{0,875}\right)^{0,5}$$

$$= 4,4532 \text{ in}$$

$$Pd = 18,9598 \text{ psi}$$

$$r = \text{jari-jari shell } (Ds/2) = 6,8125 \text{ in}$$

$$f = \text{allowable stress} = 12.650 \text{ psi}$$

$$E = \text{efisiensi pengelasan} = 0,8$$

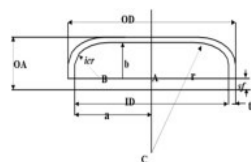
$$C = \text{faktor korosi} = 0,125$$

Maka:

$$th = \frac{18,9598 \text{ psi} \times 6,8125 \text{ in} \times 4,4532 \text{ in}}{2(12650 \times 0,8) - (0,1 \times 18,9598 \text{ psi})} + 0,125$$

$$= 0,1534 \text{ in}$$

Digunakan tebal *head* standar  $\frac{3}{16}$  in



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

Dari tabel 5.7 Brownell hal 91

OD = 14 in

Icr = 7/8 in

= 0,875 in

r = 14 in

Sehingga untuk dimensi tutup atas dan bawah dapat dihitung dengan persamaan berikut:

a = 0,5 x ID

= 0,5 x 13,6250 in = 6,8125 in

AB = a – icr

= 6,8125 in – 0,875 in

= 5,9375 in

BC = r – icr

$$= 14 \text{ in} - 0,875 \text{ in}$$

$$= 13,1250 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} AC &= (BC^2 - AB^2)^{\frac{1}{2}} \\ &= (13,1250 \text{ in}^2 - 5,9375 \text{ in}^2)^{\frac{1}{2}} \\ &= 11,7052 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - (BC^2 - AB^2)^{\frac{1}{2}} \\ &= 14 \text{ in} - (13,1250 \text{ in}^2 - 5,9375 \text{ in}^2)^{\frac{1}{2}} \\ &= 0,2947 \text{ in} \end{aligned}$$

Tinggi *straight flange* (sf)

Untuk tebal *head* =  $\frac{3}{16}$  (Tabel 5.6 Brownell hal, 88)

Diambil: 2 in

Dari data diatas dapat dihitung tinggi tutup tangki (OA) yaitu sebesar:

$$\begin{aligned} OA &= b + sf + th \\ &= 0,2947 \text{ in} + 2 \text{ in} + 0,1875 \text{ in} \\ &= 2,48229 \text{ in} \\ &= 0,0630 \text{ m} \end{aligned}$$

Karena tutup atas dan bawah sama maka tutup bawah juga mempunyai tinggi sebesar 2,4822 in atau 0,0630 m

Sehingga didapatkan tinggi total *shell* (Hv)

$$\begin{aligned} HV_{(\text{total})} &= Hs + 2 \times \text{tinggi head} \\ &= 20,4375 \text{ in} + 2 (0,0630 \text{ in}) \\ &= 25,4020 \text{ in} = 0,6452 \text{ m} \end{aligned}$$

**d. Menentukan dimensi pengaduk**

Komponen	Massa (kg/jam)	$\mu$ (cP) pada suhu 105°C	Fraksi massa (xi)	$\mu_{mix}$
Gliserol	4.358,86	0,65	0,9814	0,6379
Air	82,5378	0,25	0,0185	0,0046
<b>Total</b>	<b>4.441,39</b>	<b>19,9481</b>	<b>1,0000</b>	<b>0,6425</b>

$$\mu_{mix} = 0,6425 \text{ cP}$$

$$= 0,0004 \text{ lb/ft.s}$$

a. Menentukan jenis pengaduk dan *impeller*

Dipilih jenis pengaduk *three blade propeller* dengan alasan:

1. Viskositas larutan campuran rendah atau kurang dari 3000 cP atau 3 pas.s
2. Dapat beroperasi pada kecepatan tinggi (Geankoplis, 4 ed hal 154)
3. Untuk menentukan jumlah pengaduk ditentukan berdasarkan tabel berikut

(Walas, hal 288):

$$\begin{aligned} \text{Maksimum level} &= \frac{\mu_{mix}}{\mu} \\ &= \frac{1,3136 \mu}{1,1354 \mu} \\ &= 1,1569 \text{ ft} \end{aligned}$$

Jadi jumlah pengaduk (*impeller*) untuk h/Dt sebesar 1,1569 adalah 1 buah

b. Menentukan dimensi pengaduk

Dari tabel 3.4-1 Geankoplis hal 158 didapat data berikut:

$$Da/Dt = 0,3 - 0,5 \text{ (diambil 0,3)}$$

$$W/Da = 1/5$$

$$L/Da = 1/4$$

$$C/Dt = 1/3$$

$$J/Dt = 1/12$$

Dimana:

Da : diameter *impeller*

C : jarak pengaduk dari dasar tangki

Dt : diameter luar tangki, OD

L : Panjang propeller

W : tinggi propeller

Sehingga dimensi pengaduk dapat dihitung sebagai berikut:

Diameter *impeller* (Da)

$$\begin{aligned} Da &= 0,3 \times OD \\ &= 0,3 \times 14 \text{ in} \\ &= 4,200 \text{ in} \\ &= 0,350 \text{ ft} \\ &= 0,1382 \text{ m} \end{aligned}$$

Jarak pengaduk dari dasar tangki (C)

$$\begin{aligned} C &= \frac{1}{3} \square \square \\ &= \frac{1}{3} \square 14 \square \square \\ &= 4,6667 \text{ in} \\ &= 0,3888 \text{ ft} \\ &= 0,1186 \text{ m} \end{aligned}$$

Panjang flat (L)

$$L = \frac{1}{4} \square \square \square$$

$$= \frac{1}{4} \times 4,200 \text{ mm}$$

$$= 1,050 \text{ in}$$

$$= 0,0875 \text{ ft}$$

$$= 0,0266 \text{ m}$$

Tinggi flat (W)

$$W = \frac{1}{5} \times \text{mm}$$

$$= \frac{1}{5} \times 4,200 \text{ mm}$$

$$= 0,840 \text{ in}$$

$$= 0,070 \text{ ft}$$

$$= 0,0213 \text{ m}$$

$$\text{Lebar baffle (J)} = \frac{1}{12} \times \text{mm}$$

$$= \frac{1}{12} \times 4,500 \text{ mm}$$

$$= 1,1354 \text{ in}$$

$$= 0,0946 \text{ ft}$$

$$= 0,0288 \text{ m}$$

**e. Menentukan power motor**

1) Menentukan kecepatan putar pengaduk

$$N = \frac{V}{D_a}$$

Dimana,

$D_a$  : diameter *impeller*

$N$  : putaran putar pengaduk (rpm)

$V$  : kecepatan linier untuk propeller

Kecepatan pengaduk standar (komersial) 190 m/mnt (Wallas, hal 288)

$$\begin{aligned}
 N &= \frac{v}{D} \\
 &= \frac{190 \text{ m/mnt}}{3,14 \times 0,1382 \text{ m}} \\
 &= 437,6821 \text{ rpm} \\
 &= 7,2947 \text{ rps}
 \end{aligned}$$

2) Menentukan Bilangan Reynolds (N<sub>re</sub>)

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{\rho v^2 D^2}{\mu} \\
 &= \frac{17.361,28 \text{ kg/m}^3 \times (0,350 \text{ m})^2 \times 7,2947 \text{ rps}}{0,0004 \text{ kg/m}} = 35.930.090,80
 \end{aligned}$$

Dari figure 3.4-4, Geankoplis untuk aliran turbine dengan N<sub>re</sub> = 35.930.090,80 nilai N<sub>p</sub> (power number) yang diperoleh adalah 0,5

3) Menentukan Daya pengaduk

Karena tangki yang digunakan tanpa *baffle* maka perhitungan power sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 N_{FR} &= \frac{N^2 D^5}{g} \\
 &= \frac{(7,2947 \text{ rps})^2 \times 0,350^5}{32,174} = 0,5788
 \end{aligned}$$

Dari tabel 9.1 Mc.Cabe didapatkan nilai konstanta a dan b

$$a = 1$$

$$b = 40$$

maka:

$$m = \frac{1 - \log_{10} N_{re}}{40}$$

$$= \frac{1 - \log_{10} (35.930,090,80)}{40}$$

$$= -0,1638$$

Np = Power number, dari Grafik 9.12 didapatkan sebesar

$$\begin{aligned} Np_{\text{corrected}} &= Np \times \left(\frac{\mu}{\mu_0}\right)^{0,14} \\ &= 0,5 \times 0,5788^{-0,1638} \\ &= 6,01055 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P &= \frac{Np_{\text{corrected}}^3 \rho^3 \omega^5 D^5}{g} \\ &= \frac{6,01055^3 \times 17.361,28 \text{ lb/ft}^3 \times (7,2947 \text{ rad/s})^3 \times (0,350 \text{ ft})^5}{32,174} \\ &= 6.617,7863 \text{ ft/lb.f.s} \\ &= 12,032 \text{ Hp} \\ &= 12 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Tabel C. 18 Bleaching Tank

Komponen	Spesifikasi
Fungsi	Membantu <i>activated charcoal</i> melakukan proses penyerapan warna gliserol menjadi bening
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	1 unit
Kondisi operasi	P = 1 atm T = 105°C
Kapasitas	1,3617 ft <sup>3</sup>
Diameter tangka	12,5865 in 0,3199 m
Tinggi Tangki	25,4020 in 0,6345 m
Power penganduk	12 Hp
Tekanan desain	18,9598 psi



### C.19 Cooler Gliserol (CO-02)



Gambar C. 19 Cooler Bleaching Tank

Fungsi : Mendinginkan aliran keluaran dari bleaching tank sebelum diumpankan ke filter press

Tipe : *Double pipe heat exchanger*

Bahan : *High allow steel sa-240 Grade S*

Kondisi Operasi :  $T = 120^{\circ}\text{C}$

$P = 1 \text{ atm}$

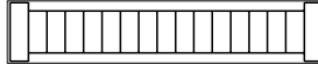
Rate masuk :  $4.468,18\text{kg/jam} = 9.850,64 \text{ lb/s}$

Dengan mengikuti perhitungan cooler gliserol (CO-01) diatas, maka diperoleh hasil perhitungan untuk cooler bleaching tank (CO-02) dapat dilihat pada Tabel C.19.

Tabel C. 19 Spesifikasi Cooler Bleaching Tank

Komponen	Spesifikasi
Fungsi	Mendinginkan aliran keluaran dari bleaching tank sebelum diumpankan ke filter press
Tipe	<i>Double pipe heat exchanger</i>
Bahan	Duplex stainless stell
ID annulus	2,067 in
OD annulus	2,38 in
ID Inner pipe	1,38 in
OD Inner pipe	1,66 in
Ud	$2.061,90 \text{ Btu/jam.ft}^{2^{\circ}\text{F}}$
Jumlah	1 buah

## C.20 Filter Press (FP-01)



Gambar C. 20 Filter Press

Fungsi : Memisahkan *activated charcoal* dari keluaran *bleaching tank*

Tipe : *Plate and frame filter press*

Bahan : *Carbon steel SA-283 Grade C*

Kondisi Operasi :  $T = 30^{\circ}\text{C}$

$P = 1 \text{ atm}$

### a. Menentukan Tipe Filter Press

Filter press yang dipilih dengan tipe plate and frame dengan pertimbangan sebagai berikut:

1. Efisiensi untuk pemisahan padatan-cairan
2. Perawatan yang murah dan mudah dibersihkan
3. Biaya operasional yang murah
4. Efektif dalam memisahkan slurry dengan kandungan padatan tinggi

### b. Menentukan Bahan Kontruksi

Bahan konstruksi yang dipilih adalah *carbon stell SA-283 Grade C* dengan pertimbangan sebagai berikut:

1. Tahan terhadap korosi
2. Kondisi penyimpanan pada suhu kamar dan tekanan atmosfer
3. Harganya relative murah

**c. Menentukan komposisi bahan**

a. Umpan

Komponen	Laju massa (kg/jam)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	% w/w	% $\rho/\rho$
Air	82,5378	997	0,0184	0,000018
Gliserol	4.358,86	1.087	0,9755	0,000897
Activated charcoal	26,7830	460	0,0059	0,000013
<b>Total</b>	<b>4.468,1812</b>	<b>2.706,75</b>	<b>1,0000</b>	<b>0,000928</b>

$$\text{Densitas campuran} = \frac{1}{\sum \frac{\%w/w}{\rho}}$$

$$= 1.076,55 \text{ kg/m}^3$$

Volume bahan

$$= \frac{\rho \text{ (kg/m}^3\text{)}}{\rho \text{ (kg/m}^3\text{)}}$$

$$= \frac{4.468,18 \text{ kg/jam} \times 1 \text{ jam}}{1.076,55 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 4,1504 \text{ m}^3 = 146,5711 \text{ ft}^3$$

b. Filtrat

Komponen	Laju massa (kg/jam)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	% w/w	% $\rho/\rho$
Air	82,1251	997	0,0185	0,000018
Gliserol	4.337,07	1.087,15	0,9814	0,000902
<b>Total</b>	<b>4.419,19</b>	<b>2.246,75</b>	<b>1,0000</b>	<b>0,0009213</b>

$$\text{Densitas campuran} = \frac{1}{\sum \frac{\%w/w}{\rho}}$$

$$= 1.085,33 \text{ kg/m}^3$$

Volume bahan

$$= \frac{\rho \text{ (kg/m}^3\text{)}}{\rho \text{ (kg/m}^3\text{)}}$$

$$= \frac{4.419,19 \text{ kg/jam} \times 1 \text{ jam}}{1.085,33 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 4,0717 \text{ m}^3$$

$$= 143,7924 \text{ ft}^3$$

c. Cake

Komponen	Laju massa (kg/jam)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	% w/w	% $\rho/\rho$
Air	0,4126	997	0,0084	0,000008
Gliserol	21,7943	1.087,15	0,4448	0,000409
Activated charcoal	26,7823	460	0,5466	0,001188
<b>Total</b>	<b>48,9892</b>	<b>2.706,75</b>	<b>1,0000</b>	<b>0,0016061</b>

$$\text{Densitas campuran} = \frac{1}{\sum \frac{\%w/w}{\rho}}$$

$$= 622,6126 \text{ kg/m}^3$$

Volume bahan

$$= \frac{\rho}{\rho_{\text{campuran}}}$$

$$= \frac{48,9892 \text{ kg/jam} \times 1 \text{ jam}}{622,6126 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 0,07868 \text{ m}^3$$

$$= 2,7786 \text{ ft}^3$$

d. Data-data

Massa padatan ( $m_s$ ) = 26,7823 kg/jam

Volume padatan ( $V_s$ ) = 0,05822 m<sup>3</sup>/jam

Kadar padatan dalam *slurry* umpan (x) =  $\frac{\rho_s V_s}{\rho_{\text{campuran}} V_{\text{campuran}}}$

$$= \frac{26,7823 \text{ kg/jam}}{4.468,1812 \text{ kg/jam}}$$

$$= 0,0059$$

Porositas (Tabel 26, Brown) (X) = 0,3781

Sperisitas ( $\epsilon$ ) = 1

Diameter partikel padatan ( $D_p$ ) = 0,217 in

$$= 0,0055 \text{ m}$$

$$= 0,0181 \text{ ft}$$

$$\text{Densitas padatan (}\square\square\text{)} = 622,6126\text{kg/m}^3$$

$$= 38,8684 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Densitas filtrat (}\square\square\text{)} = 1.086,3310 \text{ kg/m}^3$$

$$= 67,7750 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Densitas umpan (}\square\square\text{)} = 1.077,59 \text{ kg/m}^3$$

$$= 67,2073 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Viskositas filtrat (}\square\square\text{)} = 4,9238 \text{ cP}$$

$$= 0,0033 \text{ lb/ft.s}$$

$$\text{Surface tension filtrat (}\square\text{)} = 0,1847 \text{ N/m}$$

$$= 0,0127 \text{ lbf/ft}$$

Faktor bilangan reynold (fre) dan faktor fraksi (Ff)

Dari Fig. 219 (Brown, 1956:211) diperoleh Fre = 46

Dari Fig. 220 (Brown, 1956:212) diperoleh Ff = 1800

#### e. Perhitungan filtrasi

##### 1. Permeabilitas cake (K)

$$K = \frac{\square \square^2 \square}{32 \square}$$

Dimana:

k : permeabilitas cake,  $\text{ft}^3/\text{s}^2$  (lbm/lbf)

Gc : kecepatan gravitasi =  $32,1740 \text{ ft/s}^2$

$$k = \frac{32,1740 \text{ ft/s}^2 (0,01808 \square)^2 46}{32 \square 1800}$$

$$= 8,40 \times 10^{-6} \text{ ft}^3/\text{s}^2 \text{ (lbm/lbf)}$$

$$= 2,38 \times 10^{-7} \text{ m}^3/\text{s}^2$$

2. Menghitung nilai tahanan cake ( $\alpha$ )

$$\alpha = \frac{1}{k \cdot \rho_s (1-x)}$$

$$= \frac{1}{2,38 \times 10^{-7} \text{ m}^2/\text{s}^2 \times 622,6126 \text{ kg/m}^3 (1-0,0060)}$$

$$= 6.791,26 \text{ m/kg}$$

3. Menghitung konstanta reaksi ( $K_p$ )

$$K_p = (\mu \cdot \alpha \cdot C_s) / A^2 (\Delta P)$$

Keterangan:

Viskositas filtrat ( $\mu$ ) = 4,9846 cP = 0,004985 lb/ft.s

$\alpha$  = 6.788,9075 m/kg

$C_s$  = Konsentrasi cake

$A$  = luas total frame

Diambil ukuran luas frame sebesar 1 m<sup>2</sup>

$-\Delta P$  = tekanan filtrasi

= 14,696 psi

= 101.325,3930 N/m<sup>2</sup>

$C_s$  =  $\frac{\rho_f \cdot C_x}{(1-m \cdot C_x)}$

Keterangan:

$\rho_f$  : densitas filtrat

$C_x$  : fraksi massa padatan dalam bahan

$m$  : rasion perbandingan cake basah dengan cake kering

$C_s$  : konsentrasi filtrat

$C_s = \frac{1.086,3310 \text{ kg/m}^3 \cdot 0,0059}{(1-0,5468 \cdot 0,0059)} = 6,5283 \text{ kg solid/m}^3 \text{ filtrat}$

Sehingga:

$$K_p = \frac{0,0049985 \text{ m}^3 / \text{s} \cdot 6.791,26 \text{ m}^2 \cdot 6,5283 \text{ m}^3 / \text{s}^3}{(4 \text{ m}^2)^2 \cdot 101.325,3489 \text{ m}^2 / \text{s}^2}$$
$$= 0,0001363 \text{ s/m}^6$$

Untuk nilai B

$$B = \frac{R_m}{A(-\Delta P)}$$

Keterangan:

$R_m$  : tahanan filter medium  $\text{m}^{-1}$   
:  $1,00 \times 10^{10}$  (untu filter medium berupa cloth)  
(wallas, 1990 hal 313)

$$B = \frac{0,0049846 \text{ m}^3 / \text{s} \cdot 1,00 \times 10^{10}}{4 \text{ m}^2 \cdot 101.325,3489 \text{ m}^2 / \text{s}^2}$$
$$= 122,9850 \text{ s/m}^3$$

#### f. Menentukan waktu operasi filtrasi

##### 1. Waktu yang diperlukan untuk filtrasi

Filter press beroperasi pada tekanan konstan. Waktu filtrasi dapat dihitung menggunakan persamaan dibawah ini:

$$T_f = \frac{V_f^2}{2} \left( \frac{K_p}{A^2} + B \right)$$

Keterangan:

$$\text{Massa filtrat} = 4.419,1919 \text{ kg}$$

$$\text{Volume filtrat} = 4,0717 \text{ m}^3$$

$$T_f = \frac{0,0001363 \text{ s/m}^6}{2} \cdot (4,0717 \text{ m}^3)^2 \cdot (122,9850 \text{ s/m}^3) + 4,0717 \text{ m}^3$$
$$= 500,76 \text{ s}$$
$$= 8,35 \text{ menit}$$

2. Menghitung laju pencucian pada filter press

$$\left(\frac{V_f}{t}\right) f = \frac{1}{4} \left( \frac{1}{K_p \cdot V_f + B} \right)$$

Keterangan:

$$\left(\frac{V_f}{t}\right) f = \text{rata pencucian (m}^3/\text{s)}$$

$$V_f = \text{total volume filtrat (m}^3\text{)}$$

$$K_p = \text{konstanta filtrasi (s/m}^6\text{)}$$

$$B = \text{konstanta filtrasi (s/m}^3\text{)}$$

$$\begin{aligned} \left(\frac{V_f}{t}\right) f &= \frac{1}{4} \left( \frac{1}{0,0001363 \text{ s/m}^6 \cdot 4,0717 \text{ m}^3 + 122,9850 \text{ s/m}^3} \right) \\ &= 0,00203 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

3. Menghitung waktu pencucian pada filter press

Air pencucian yang digunakan sebesar 20% dari volume filtrat (Oktovina, 2023) sehingga volume air pencuci:

$$20 \% \times 4,0717 \text{ m}^3 = 0,81434 \text{ m}^3$$

Lamanya pencucian:

$$\begin{aligned} T &= \frac{V_f}{\left(\frac{dV}{dt}\right) f} \\ &= \frac{0,8134 \text{ m}^3}{0,00203 \text{ m}^3/\text{s}} \\ &= 400,613 \text{ s} \\ &= 6,6769 \text{ menit} \end{aligned}$$

Dengan waktu pembersihan filter press selama 5 menit, maka total waktu keseluruhan filtrasi:

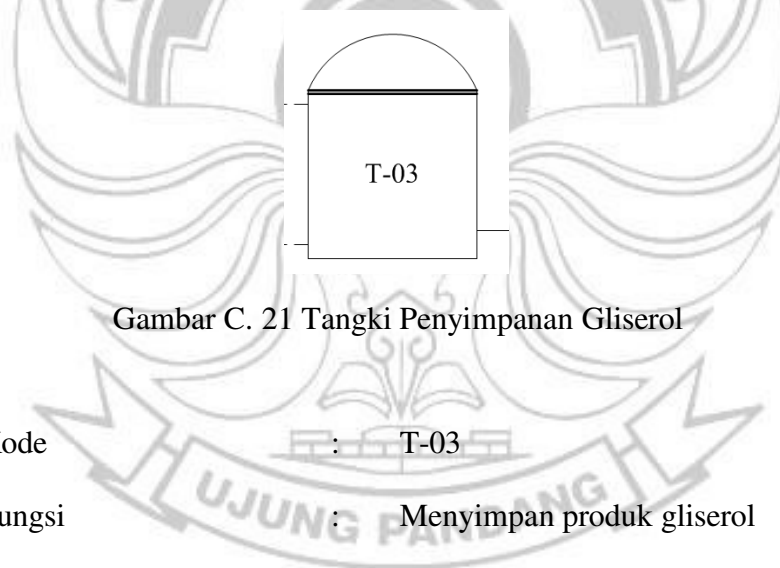


$$\begin{aligned}
 T_{\text{total}} &= t_{\text{filtrasi}} + t_{\text{pencucian}} + t_{\text{pembersihan}} \\
 &= 8,35 \text{ menit} + 6,6769 \text{ menit} + 5 \text{ menit} \\
 &= 20 \text{ menit}
 \end{aligned}$$

Tabel C. 20 Spesifikasi Filter Press

Komponen	Spesifikasi
Fungsi	Memisahkan <i>activated charcoal</i> dari keluaran <i>bleaching tank</i>
Tipe	<i>Plate and frame filter press</i>
Jumlah	1 unit
Kondisi operas	P = 14,696 PSI T = 30°C
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel SA-283 Grade C</i>
Luas area filtrasi	4 m <sup>2</sup>
Waktu filtrasi	20 menit

### C.21 Tangki Penyimpanan Gliserol



Gambar C. 21 Tangki Penyimpanan Gliserol

Kode	: T-03
Fungsi	: Menyimpan produk gliserol
Bentuk	: Silinder dengan dasar vertical alas datar dengan <i>ellipsoidal head</i>
Bahan	: <i>Carbon ellipsoidal head</i>
Lama Penyimpanan	: 2 hari
Jumlah	: 1 unit

Kondisi Penyimpanan :  $T = 30^{\circ}\text{C}$

$P = 1 \text{ atm}$

**a. Menentukan Tipe Tangki**

Tangki dipilih dengan bentuk silinder dengan dasar vertical (*flay up*) dan *eliipsoidal* karean tipe ini cocok digunakan untuk bahan liquid bertekanan rendah dengan kondisi operasi tangki berada pada tekanan 1 atm dan suhi  $30^{\circ}\text{C}$  serta kontruksi sederhana sehingga harga lebih ekonomis.

**b. Menentukan Bahan Kontruksi Tangki**

Bahan kontruksi tangki dipilih *Carbon Steel SA-285 Grade C*, karena:

1. Struktur kuat dengan *allowable working stress* cukup besar,  $S = 13.750 \text{ psi}$
2. Tahan terhadap korosif
3. Harga relatif murah dan tangki mampu menampung dalam kapasitas yang besar dengan kontruksi mudah

**c. Menentukan Dimensi Utama Tangki**

Kebutuhan Air:

Laju alir massa (F) =  $4.419,19 \text{ kg/jam}$

Waktu Penyimpanan = 2 hari

Kebutuhan gliserol = massa x waktu penyimpanan

=  $4.419,19 \text{ kg/jam} \times 2 \text{ hari} \times 24 \text{ jam}$

=  $212.121,21 \text{ kg}$

Komponen	Laju alir massa (kg/jam)	Fraksi berat (x <sub>i</sub> )	Densitas (kg/m <sup>3</sup> )	ρ <sub>total</sub> (m <sup>3</sup> /kg)
Air	82,13	0,0185	995,7	0,0000038
Gliserol	4.337,07	0,9814	1.087,15	0,0009163
<b>Total</b>	<b>4.419,19</b>	<b>1,00</b>		<b>0,0009210</b>

$$\rho_{total} = \frac{1}{\sum \frac{x_i}{\rho_i}}$$

$$= \frac{1}{0,0009210 \text{ m}^3/\text{kg}}$$

$$= 1.086,77 \text{ kg/m}^3$$

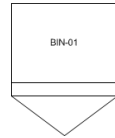
$$= 1,0867 \text{ kg/L}$$

Dengan mengikuti perhitungan tangki CPO (T-01) diatas, maka diperoleh hasil perhitungan untuk tangki penyimpanan (T-03) dapat dilihat pada Tabel C.21.

Tabel C. 21 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Gliserol

Komponen	Spesifikasi
Nama alat	Tangki penyimpanan gliserol
Kode	T-03
Jumlah alat	1 unit
Fungsi	Menyimpan produk gliserol
Bentuk	Silinder dengan dasar vertical alas datar dengan <i>ellipsoidal head</i>
Bahan	<i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>
Kondisi Penyimpanan	P = 1 atm; T = 30°C
Volume tangki (V <sub>T</sub> )	254,08 m <sup>3</sup>
Diameter tangki (D)	5,0589 m
Tinggi tangki (H <sub>s</sub> )	7,5883 m
Tinggi atap (H <sub>h</sub> )	1,2647 m
Tinggi total tangki (H <sub>T</sub> )	8,8531 m
Tinggi cairan (h)	6,8101 m
Tebal <i>shell</i> (t <sub>s</sub> )	0,4232 in = 1/2 in
Tebal tutup atas (T <sub>h</sub> )	0,4221 in = 1/2 in
Tebal alas tangki (t)	3,4363 in = 3 1/2 in
Tekanan desain (Pd)	25,2011 psi = 1,7148 atm

## C.22 BIN Activated Charcoal



Gambar C. 22 BIN Activataed Charcoal

Kode	:	BIN-01
Fungsi	:	Menampung sementara <i>activated charcoal</i> sebelum masuk ke bleaching tank
Bentuk	:	Tangki berbentuk silinder vertical, tutup atas berupa plate
Jumlah	:	1 unit

### a. Menentukan Tipe BIN

Tangki dipilih berbentuk silinder vertical dengan tutup atas berupa plate dan bagian tutup bawah berupa *conical (cine roof)* dengan pertimbangan sebagai berikut:

1. Tipe BIN ini cocok sebagai tempat penyimpan sementara
2. Tekanan atmosfer

### b. Menentukan Bahan Konstruksi BIN

Bahan kontruksi yang dipilih adalah *Carbon steel SA-283 Grade C* dengan pertimbangan:

1. Bahan ini cocok untuk bahan yang tidak mengandung gas
2. Tahan korosi

3. Harga relatif murah
4. Temperatur operasi antara -6 sampai 345°C

**c. Menghitung Kapasitas BIN**

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan activated charcoal} &= 4.463,72 \text{ kg/jam} \\ &= 9.840,80 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

Kapasitas BIN dapat menampung selama 6 jam

$$\begin{aligned} \rho_{\text{activated charcoal}} &= 460 \text{ kg/m}^3 \\ &= 28,7237 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas BIN} &= 4.463,71 \text{ kg/jam} \times 6 \text{ jam} \\ &= 26.782,31 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jadi, Volume bahan} &= \frac{\text{Kapasitas BIN}}{\rho_{\text{activated charcoal}}} \\ &= \frac{26.782,31 \text{ kg}}{460 \text{ kg/m}^3} \\ &= 0,05822 \text{ m}^3 \\ &= 2,06 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

**d. Menentukan Dimensi BIN**

$$\begin{aligned} \text{D flat spot, H} &= 6 \text{ in} \\ &= 0,5 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi silinder, } h_s = 1,5 D$$

$$\text{Sudut Konis, } \alpha = 45^\circ$$

$$\text{Volume bahan} = 80\% \text{ volume BIN}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume BIN} &= \frac{\text{Volume bahan}}{0,8} \\ &= \frac{2,06 \text{ ft}^3}{0,8} = 2,57 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume silinder} &= \frac{\pi D^2 h}{4} \\
 &= \frac{3,14}{4} D^2 \cdot 1,5 \\
 &= 1,1775 D^3
 \end{aligned}$$

Volume head bawah,  $V_h$

$$\begin{aligned}
 V_h &= \frac{h_c}{12} (D^2 + D \cdot h_c + h_c^2) \\
 &= \frac{0,3}{12} \tan \alpha \frac{D^{-0,5}}{2} (D^2 + 0,5D + 0,5^2) \\
 &= 0,2616 (0,5D - 0,3) (D^2 + 0,5D + 0,3) \\
 &= 0,1308 D^3 - 0,02355
 \end{aligned}$$

Volume BIN

$$\text{Volume BIN} = V_s + V_h$$

$$2.570,11 \text{ ft}^3 = 1,1775 D^3 + 0,1308 D^3 - 0,02355$$

$$D^3 = 1,9297 \text{ ft}^3$$

$$D = 1,2449 \text{ ft}$$

$$= 14,9399 \text{ in}$$

$$= 0,37972 \text{ m}$$

Tinggi silinder,  $H_s$

$$H_s = 1,5 D$$

$$= 1,5 \times 1,2449 \text{ ft}$$

$$= 1,8674 \text{ ft}$$

$$= 22,40987 \text{ in}$$

$$= 5,6958 \text{ m}$$

Volume silinder,  $V_s$

$$\begin{aligned}V_s &= \frac{\pi}{4} D^2 h \\&= \frac{3,14}{4} (1,2449 \text{ ft})^2 (1,8674 \text{ ft}) \\&= 2,27 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

Tinggi tutup konis

$$\begin{aligned}H_c &= \tan \alpha \frac{D-h}{2} \\&= \tan 45^\circ \frac{1,2449 \text{ ft} - 0,5 \text{ ft}}{2} \\&= 0,9949 \text{ ft} \\&= 11,9399 \text{ in} \\&= 0,3034 \text{ m}\end{aligned}$$

Volume bahan dalam konis

$$\text{Volume bahan dalam konis} = 0,1308 (1,2449 \text{ ft})^3 - 0,02355 = 0,2288 \text{ ft}^3$$

Volume bahan dalam silinder

$$\begin{aligned}\text{Volume bahan dalam silinder} &= \text{Volume bahan} - \text{Volume bahan dalam konis} \\&= 2,06 \text{ ft}^3 - 0,2288 \text{ ft}^3 \\&= 1,83 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

Tinggi bahan dalam silinder

$$\begin{aligned}\text{Tinggi bahan dalam silinder} &= \frac{\text{Volume bahan dalam silinder}}{\frac{\pi}{4} D^2} \\&= \frac{1,83 \text{ ft}^3}{\frac{3,14}{4} (1,2449 \text{ ft})^2} \\&= 1,5017 \text{ ft} \\&= 18,0208 \text{ in} = 0,4580 \text{ m}\end{aligned}$$

Diameter bukaan bawah

Dari Mc. Cabe didapatkan persamaan:

$$m = \frac{\rho \alpha_m^3}{(6,288 \tan \alpha_m + 23,16) (D_p + 1,889) - 44,9}$$

Dimana;

Laju alir bahan, m = 0,1640 lb/menit

Sudut fraksi,  $\alpha_m = 30^\circ$

Densitas bahan,  $\rho = 28,7236 \text{ lb/ft}^3$

Diameter partikel,  $D_p = 1,24422 \times 10^{-12} \text{ mm}$   
 $= 4,89055 \times 10^{-14} \text{ in}$

n = 3,1

Sehingga:

$$0,1640 \text{ lb/menit} = \frac{28,7236 \rho / \rho^3 \alpha_m^{3,1}}{(6,288(0,557 + 23,16) (4,89055 \times 10^{-14} \text{ in} + 1,889) - 44,9)}$$

$$Do^{3,1} = 1,1148$$

$$Do = 1,0356 \text{ in}$$

$$= 0,0863 \text{ ft}$$

Menghitung Tekanan design

$$P_b = \left( \frac{R \times \rho_b \times g}{2 \rho \alpha_m} \right) - \left( \frac{\rho \alpha_m^3}{\rho} \right)^{-2}$$

Keterangan:

Pb : Tekanan vertical pada dasar tangki (psi)

R : Jari-jari tangki (0,6225 in)

g/gc : 1 lbf/lbm



$\mu$  : Koefisiensi fraksi (0,35 – 0,55 Mc. Cabe, hal 939) diasumsikan 0,55

$\square$  : *Pressure ration* (0,35-0,60 Mc. Cabe, hal 939) diasumsikan 0,60

Zt : Tinggi total material dalam tangki (18,0208 in)

$\square\square$  : Densitas bahan (0,0166 lb/in<sup>3</sup>)

Maka;

$$P_b = \left( \frac{0,6224 \text{ in} \times 0,0166 \text{ lb/in}^3 \times 1 \text{ lbf/lbm} \times 1}{2 \times 0,55 \times 0,60} \right) - \left( \frac{0,55 \times 0,60 \times 18,0208 \text{ in}}{0,6224 \times \square} \right)^{-2}$$
$$= 0,0047 \text{ psi}$$

Tekanan lateral pada dasar

$$P_L = k \times p_b$$
$$= 0,60 \times 0,0047 \text{ psi}$$
$$= 0,0028 \text{ psi}$$

Tekanan total

$$P = P_b + P_L$$
$$= 0,0047 \text{ psi} + 0,0028 \text{ psi}$$
$$= 0,0075 \text{ psi}$$

Faktor keamanan (10%)

$$P_{\text{design}} = 1,1 \times 0,0075 \text{ psi}$$
$$= 0,0083 \text{ psi}$$

Menghitung tebal shell

Bahan yang digunakan adalah *Carbon steel SA-283 Grade C*

$$F = 12.650 \text{ psi} \quad (\text{Tabel 13.1, Brownell, hal 251})$$

$$E = 0,8 \quad (\text{Tabel 13.2, Brownell, hal 254})$$

$$C = 0,125$$

$$ts = \frac{C \cdot R}{f \cdot E - 0,6Pd} + C \quad (\text{Pers 13.1, Bronwnell, hal 254})$$

Keterangan:

Ts : Tebal shell, in

Pd : Tekanan design, psi

F : Maks allowable stress

R : Jari-jari dalam, in

C : Faktor korosi

E : Joint effesiensi

$$ts = \frac{0,0083 \cdot 7,4700}{12.650 \text{ psi} \cdot 0,8 - 0,6 \cdot 0,0083 \text{ psi}} + 0,125$$

$$= 0,1250 \text{ in}$$

Tebal shell  $\frac{3}{16}$  in = 0,1875 in (Tabel 5.7 Brownell, hal 90)

Standarisasi OD

$$OD = ID + 2ts$$

$$= 14,9399 \text{ in} + (2 \times 0,1875 \text{ in})$$

$$= 15,3149 \text{ in}$$

$$= 1,2762 \text{ ft}$$

$$= 0,3892 \text{ m}$$

ID standar 12 in (Tabel 5.7 Brownell, hal 90)

$$ID = OD - 2ts$$

$$= 12 \text{ in} - (2 \times 0,1875 \text{ in})$$

$$= 11,6250 \text{ in}$$

$$= 0,9687 \text{ ft}$$

$$= 0,2954 \text{ m}$$

Menentukan Tinggi Shell (Hs)

$$H_s = 0,8 \text{ ID}$$

$$= 0,8 \times 11,6250 \text{ in}$$

$$= 9,3000 \text{ in}$$

$$= 0,7750 \text{ ft}$$

$$= 0,2363 \text{ m}$$

Tebal tutup atas (plate)

$$t_t = D \sqrt{C \frac{P \bar{a}}{\square}}$$

$$= 11,6250 \text{ in} \sqrt{0,125 \frac{0,0083 \text{ psi}}{12.650}}$$

$$= 0,0033 \text{ in}$$

$$= 0,0002 \text{ ft} = 0,000084 \text{ m}$$

Diasumsikan tebal standar  $3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in}$

Tebal tutup bawah (konis)

$$T_h = \frac{\square \square}{2 \text{Cos} \alpha (f.E - 0,6Pd)} + \square$$

$$= \frac{0,0083 \square \cdot 11,6250 \square}{2 \text{Cos } 45^\circ (12.650 \cdot 0,8 - 0,6 \cdot 0,0083 \text{ psi})} + 0,125$$

$$= 0,1250 \text{ in}$$

$$= 0,0104 \text{ ft}$$

$$= 0,00317 \text{ m}$$

Diasumsikan tebal shell standar  $3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in}$

### Menentukan Tinggi BIN

$$\begin{aligned}\text{Tinggi BIN} &= \text{Tinggi silinder} + \text{Tinggi tutup konis} \\ &= 1,8674 \text{ ft} + 0,9949 \text{ ft} \\ &= 2,8624 \text{ ft} \\ &= 0,8730 \text{ m}\end{aligned}$$

Tabel C. 22 Spesifikasi BIN Activated Charcoal

Komponen	Spesifikais
Fungsi	Menyimpan bahan baku <i>activated charcoal</i>
Tipe	Bangunan persegi Panjang, tutup prima segiempat
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i> 1 unit
Jumlah	
Kondisi operasi	P = 1 atm T = 30°C
Kapasitas	26.782,31 kg
Tinggi BIN	2,8624 ft 0,8730 m

## LAMPIRAN D UTILITAS

Unit utilitas pada suatu pabrik adalah salah satu bagian yang sangat penting sebagai penunjang jalannya proses produksi dalam suatu pabrik. Adapun unit utilitas yang diperlukan pada pabrik gliserol yaitu:

1. Unit Penyediaan Steam
2. Unit Penyediaan Air
3. Unit Penyediaan Udara Tekan
4. Unit Penyediaan Listrik
5. Unit Penyediaan Bahan Bakar

### D.1 Unit Penyediaan Uap (*Steam*)

Berdasarkan pada perhitungan neraca panas diketahui kebutuhan *steam* alat proses pada Tabel D.1

Tabel D. 1 Kebutuhan Steam alat Proses

No	Nama Alat	Jumlah steam (kg/jam)
1	Heater 1	8,067
2	Heater 2	1,558
3	Fat Splitting	1.727,996
5	Bleaching Tank	1,849
<b>Total</b>		<b>1745,185997</b>

Mempertimbangkan faktor keamanan dan kebocoran maka direncanakan *steam* yang disediakan 20% lebih besar dari kebutuhan normal. Maka, jumlah *steam* yang harus disediakan oleh boiler, yaitu:

$$\begin{aligned} W_s &= 1.2 \times \text{total steam} \\ &= 1.2 \times 1745,185997 \text{ kg/jm} \\ &= 2.094,223196 \text{ kg/jam} = 4.616,966 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

### D.2.1 Boiler

Fungsi = Menghasilkan *saturated steam* yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan *steam* pada alat proses

Jenis = Water tube

Jumlah = 1 unit

*Steam* yang digunakan adalah *saturated steam* pada kondisi suhu 180°C dan tekanan 10 bar. Dari tabel AIII.2 Stoichiometry halaman 607 diketahui data entalpi *steam* sebagai berikut:

$$\text{Uap jenuh } (H_v) = 2.778,2 \text{ kJ/kg} = 1.194,412 \text{ Btu/lb}$$

$$\text{Uap jenuh } (H_f) = 763,2 \text{ kJ/kg} = 328,126 \text{ Btu/lb}$$

a) Power boiler dihitung sesuai persamaan:

$$\square = \frac{w_s \times (H_v - H_f)}{\square \square 3,45 \square}$$

Dimana,

BHP : Boiler Horse Power (Hp)

$W_s$  : Massa steam yang dihasilkan (lb/jam)

$H_v$  : Entalpi steam (Btu/lb)

$H_f$  : Entalpi air masuk (Btu/lb)

$C_f$  : Panas laten penguapan air pada suhu 100°C = 970,3 Btu/lb

$$\square = \frac{4.616,966 \text{ lb/jam} \times (1.194,412 \text{ Btu/lb} - 328,126 \text{ Btu/lb})}{970,3 \square / \square \square 3,45 \square}$$

$$= 119,4568 \text{ Hp}$$

Diketahui:

$$\text{Heating surface boiler 1 Hp} = 10 \text{ ft}^2/\text{Hp}$$

Maka:

$$\begin{aligned}\text{Heating surface boiler (A)} &= \text{BHP} \times 10 \text{ ft}^2/\text{Hp} \\ &= 119,4568 \text{ Hp} \times 10 \text{ ft}^2/\text{Hp} \\ &= 1.194,569 \text{ m}^2\end{aligned}$$

b. Kebutuhan Air Umpan Boiler

Kebutuhan air umpan boiler dihitung dengan persamaan sebagai berikut:

$$\square = \frac{w_s \times (H_v - H_f)}{\square}$$

Dimana:

$$W_s : \text{Massa steam} = 4.616,966 \text{ lb/jam}$$

$$H_v : \text{Entalpi saturated steam (Btu/lb)} = 1.194,25 \text{ Btu/lb}$$

$$H_f : \text{Entalpi umpan (Btu/lb)} = 328,126 \text{ Btu/lb}$$

$$C_f : \text{Panas laten penguapan air pada suhu } 100^\circ\text{C} = 970,3 \text{ Btu/lb}$$

Maka jumlah air yang dibutuhkan:

$$\begin{aligned}\square &= \frac{4.616,966 \text{ lb/jam} \times (1.194,25 \text{ Btu/lb} - 328,126 \text{ Btu/lb})}{970,3 \text{ Btu/lb}} \\ &= 2.346,10 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Kondensat steam disirkulasi dengan asumsi terjadi kehilangan sebanyak 20% dari total kondensat steam.

$$\text{Kondensat steam yang disirkulasi} = 80\% \times W_b$$

$$= 80\% \times 2.346.10 \text{ kg/jam}$$

$$= 1,877 \text{ kg/jam}$$

Kondensat make up water boiler

$$= W_b - \text{Kondensat steam}$$

$$= 2.346.10 \text{ kg/jam} - 1,877 \text{ kg/jam}$$

$$= 469 \text{ kg/jam}$$

c. Kebutuhan Bahan Bakar (Wf)

Bahan bakar yang digunakan fuel oil 33°API diketahui:

$$\text{Heating value (Hv)} = 132.000 \text{ Btu/lb}$$

Ditentukan efisiensi boiler 85% sehingga,

$$\begin{aligned} W_f &= \frac{W_b (H_v - h_f)}{\eta \times H_v} \\ &= \frac{2.346.10 \text{ kg/jam} (1.194,412 \frac{\text{btu}}{\text{lb}} - 328,126 \frac{\text{btu}}{\text{lb}})}{0.85 \times 132.000 \frac{\text{btu}}{\text{lb}}} \\ &= 4.413 \text{ lb/jam} \\ &= 2.004 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Diketahui densitas fuel oil 893.33 kg/m<sup>3</sup>

Maka:

$$\begin{aligned} \text{Laju volumetric (Q)} &= \frac{2.004 \text{ kg/jam}}{893,33 \text{ kg/m}^3} \\ &= 2,24281 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

d. Tangki Bahan bakar boiler

Fungsi = Menyimpan bahan bakar fuel oil untuk boiler

Bentuk = Silinder vertical dengan alas dan tutup datar



Bahan = Carbon steel SA-283 grade C  
 Jumlah = 1 unit  
 Kondisi operasi = Temperatur (T): 30°C  
 Tekanan (P): 1 atm = 101.325 kpa

Waktu tinggal = 24 jam

Laju volumetrik = 2,24281 m<sup>3</sup>/jam

Densitas = 893,33 kg/m<sup>3</sup>

Volume larutan (V<sub>L</sub>)

$$\begin{aligned} V_L &= \text{Laju alir} \times \text{waktu tinggal} \\ &= 2,24281 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1 \text{ jam} \\ &= 2,24281 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Volume tangki (V<sub>t</sub>)

$$\begin{aligned} V_t &= 1.2 \times V_L \\ &= 1.2 \times 2,24281 \text{ m}^3 \\ &= 2,6913 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Direncanakan perbandingan diameter dan tinggi tangki D:H = 1:1

$$\begin{aligned} D &= \frac{\pi D^2 H}{4} = \frac{\pi D^3}{4} \\ D^3 &= \frac{4 \times V_t}{\pi} \\ &= \frac{4 \times 2,6913 \text{ m}^3}{3.14} = 3,4285 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$D = \sqrt[3]{3,4285 \text{ m}^3} = 1,5078 \text{ m} = 59,3654 \text{ in}$$

$$r = 0,7539 \text{ m} : 2 = 0,7590 \text{ m} = 29,6827 \text{ in}$$

$$H = D = 1,5078 \text{ m} = 59,3654 \text{ in}$$

Tekanan Larutan

$$\text{Percepatan gravitasi (g)} = 9,807 \text{ m/s}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan hidrolisis (Ph)} &= \rho \cdot g \cdot h \\ &= 893,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 9,807 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \cdot 1,5181 \text{ m} \\ &= 13.301 \text{ Pa} \\ &= 13,3005 \text{ kPa} \end{aligned}$$

Tekanan Operasi

$$\begin{aligned} \text{Tekanan Operasi (Po)} &= P + Ph \\ &= 101,325 \text{ kPa} + 13,3005 \text{ kPa} \\ &= 114,626 \text{ kPa} \end{aligned}$$

Tekanan Desain

$$\begin{aligned} \text{Tekanan desain (Pd)} &= 1.2 \times 114,626 \text{ kPa} \\ &= 137,551 \text{ kPa} \\ &= 19,9493 \text{ psia} \end{aligned}$$

Tebal dinding tangki (ts)

$$\text{Allowable working stress (f)} = 16 \text{ psi}$$

$$\text{Efisiensi (E)} = 80\%$$

$$\text{Faktor korosi (C)} = 0,125 \text{ in}$$

$$\text{Tebal dinding shell (ts)} = \frac{P \cdot d}{f \cdot E - 0.6Pd} + C$$

$$ts = \frac{19,9493 \text{ psi} \times 29,6827 \text{ in}}{(16.259 \text{ psi} \times 0.8) - 0.6(40,98399 \text{ psi})} + 0,125$$

$$= 0,1705 \text{ in}$$

## D.2 Unit Penyediaan Air

### D.2.1 Unit penyediaan air

Kebutuhan air

Kebutuhan air untuk pabrik direncanakan memakai air yang bersumber dari sungai yang akan diolah menjadi air bersih sehingga layak digunakan pada pabrik. Kebutuhan air terdiri atas:

- Air umpan boiler

$$\text{Kebutuhan umpan boiler (Wb)} = 2.394,45 \text{ kg/jam}$$

- Air pendingin

Berdasarkan perhitungan pada neraca panas, diketahui kebutuhan air pendingin sebagai berikut:

Tabel D. 2 Kebutuhan air pendingin

No	Nama Alat	Jumlah Pendingin (kg/jam)
1	Cooler Fatty Acid	4,56437
2	Cooler 1	78,5898
3	Cooler 2	18.687,87
4	Flash tank 1	6,57507
5	Flash tank 2	197,3211
6	Vacum Dryer	2,78324
<b>Total</b>		<b>18.987,7078</b>

Dengan mempertimbangkan faktor keamanan maka direncanakan air pendingin yang disediakan 10% lebih besar dari kebutuhan normal. Maka jumlah air pendingin, yaitu:

$$\begin{aligned} W_p &= 1,1 \times \text{Total air pendingin} \\ &= 1,1 \times 18.987,7078 \text{ kg/jam} \\ &= 20.886.479 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Untuk menghemat penggunaan air, air bekas pendingin perlu disirkulasi.

Dengan asumsi terjadi kehilangan 10% dari total air sebelum disirkulasi.

$$\begin{aligned} \text{Air pendingin yang disirkulasi} &= 0,9 \times W_p \\ &= 0,9 \times 20.886.479 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$= 18.797,831 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan make up air pendingin} &= W_p - \text{air pendingin disirkulasi} \\ &= 20.886.479 \text{ kg/jam} - 18.797,831 \text{ kg/jam} \\ &= 2.088,648 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

a. Air proses

Berdasarkan perhitungan neraca massa, diketahui kebutuhan air proses sebagai berikut:

Tabel D. 3 Kebutuhan air proses

No	Nama Alat	Jumlah Pendingin (kg/jam)
1	Fat Splitting Column	16.590,52574
<b>Total</b>		<b>16.590,52574</b>

Dengan mempertimbangkan faktor keamanan maka disuplai air 10% lebih besar dari kebutuhan, sehingga:

$$\begin{aligned} W_{pr} &= 1.1 \times \text{Total air proses} \\ &= 1.1 \times 16.590,52574 \text{ kg/jam} \\ &= 18.249,5783 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

b. Air sanitasi

Kebutuhan air sanitasi dapat diperkirakan sebagai berikut:

- Air karyawan

$$\text{Air untuk karyawan kebutuhan air setiap karyawan} = 70 \text{ L/hari}$$

$$\text{Jumlah karyawan} = 105 \text{ orang}$$

Jadi, kebutuhan air total karyawan adalah:

$$\begin{aligned} W_k &= 70 \frac{\text{L}}{\text{hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24} \times 105 \\ &= 306,25 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

- Air laboratorium

Direncanakan kebutuhan air untuk laboratorium sebesar 10% dari kebutuhan karyawan, sehingga:

$$\begin{aligned}W_l &= 10 \times W_k \\ &= 10 \times 306,25 \text{ kg/jam} \\ &= 30,625 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

- Air kebersihan

Direncanakan kebutuhan air untuk kebersihan dan pertamanan sebesar 10% dari kebutuhan karyawan, sehingga:

$$\begin{aligned}W_{kp} &= 10 \times W_k \\ &= 10 \times 306,25 \text{ kg/jam} \\ &= 30,625 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

- Air prasarana lain

Direncanakan kebutuhan air untuk prasarana lainnya sebesar 50% dari kebutuhan karyawan, sehingga:

$$\begin{aligned}W_{pl} &= 50 \times W_k \\ &= 50 \times 306,25 \text{ kg/jam} \\ &= 153,125 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Jadi, total air sanitasi ( $W_{as}$ )

$$\begin{aligned}W_{as} &= W_k + W_l + W_{kp} + W_{pl} \\ &= 306,25 \text{ kg/jam} + 30,625 \text{ kg/jam} + 30,625 \text{ kg/jam} + 153,125 \text{ kg/jam} \\ &= 520,625 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Dengan mempertimbangkan faktor keamanan maka disuplai air 10% lebih besar dari kebutuhan, sehingga:

$$\begin{aligned} W_{as} &= 1.1 \times \text{Total air sanitasi} \\ &= 1.1 \times 520,625 \text{ kg/jam} \\ &= 572,6875 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Total kebutuhan air

$$\begin{aligned} &= W_b + W_p + W_{pr} + W_{as} \\ &= 2.394,45 \text{ kg/jam} + 20.803,21 \text{ kg/jam} + 18.577,118 \text{ kg/jam} + 520,625 \text{ kg/jam} \\ &= 42.054,8455 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

## D.2.2 Spesifikasi peralatan pengolahan air

### D.2.2.1 Bak penampungan awal

Fungsi	= Menampung air sungai dan mengendapkan partikel berat dalam air sungai yang berasal dari sungai
Bentuk	= Bak balok
Bahan	= Beton
Waktu tinggal	= 1 jam
Jumlah	= 1 unit
Densitas air	= 997 kg/m <sup>3</sup>

$$\text{Volume air yang akan ditampung (Vc)} = 42.054,8455 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume air yang akan mengisi bak} &= \frac{42.054,8455 \text{ kg/jam} \times 1 \text{ jam}}{997 \text{ kg/m}^3} \\ &= 84,109690 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Direncanakan bak dengan over design 20% maka:

$$\begin{aligned} V_b &= 1,2 \times 84,109690 \text{ m}^3 \\ &= 100,931629 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Penentuan ukuran bak:

$$\text{Panjang (P)} = 2 \times$$

$$\text{Lebar (L)} = 1 \times$$

$$\text{Tinggi (T)} = 5 \text{ m}$$

Maka:

$$V = P \times L \times T$$

$$= 84,1096$$

$$= 2 \times 2 \times 5$$

$$x = \sqrt[3]{100,931629 \text{ m}^3}$$

$$= 2,5939 \text{ m}$$

Sehingga

$$P = 2 \times L$$

$$= 2 \times 2,5939 \text{ m}$$

$$= 5,1879 \text{ m}$$

#### D.2.2.2 Tangki *clarifer*

Fungsi = Mengendapkan kotoran yang tersuspensi dalam air dengan penamabahn koagulan

Bentuk = Silinder tegak dengan konis dasar

Bahan = *Carbon steel*

Waktu tinggal = 1 jam

Jumlah = 1 unit

Densitas air =  $997 \text{ kg/m}^3$

air yang akan ditampung ( $V_c$ ) =  $42.054,8455 \text{ kg/jam}$

$$\begin{aligned} \text{Volume air yang akan mengisi bak} &= \frac{42.054,8455 \text{ m}^3 / \text{m}^3 \cdot 1 \text{ m}^3}{997 \text{ kg/m}^3} \\ &= 42.181,389 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Direncanakan tangki dengan *over design* 20% maka:

$$\begin{aligned} V_t &= 1,2 \times 42.181,389 \text{ m}^3 \\ &= 50,617 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Direncanakan perbandingan diameter dan tinggi = D: T = 1:1 (*Brownell & Young, 1959*)

$$\text{Volume tangki} = \text{Volume shell} + \text{Volume konis}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume shell (Vs)} &= \frac{\pi D^2 H}{4} \\ &= \frac{\pi D^3}{4} \end{aligned}$$

$$\text{Volume konis (Vc)} = \frac{\pi D^3}{24}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki (Vt)} &= \frac{\pi D^3}{4} + \frac{\pi D^3}{24} \\ &= 0,7850 D^3 + 0,1308 D^3 \end{aligned}$$

$$50,617 \text{ m}^3 = 0,9158 D^3$$

$$\begin{aligned} D^3 &= \frac{50,617 \text{ m}^3}{0,9158} \\ &= 55,2695 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$D = 1,1617 \text{ m}$$

$$H_s = 1,1617 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka } \Delta V &= 4.5 \text{ m} \\ &= 14.7638 \text{ ft} \\ &= \frac{g \cdot x \Delta Z}{\rho} \\ &= 14.7638 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$



$$W = \left( \frac{(2,988730 \text{ ft/s})^2}{2 \times 1 \times 32 \text{ ft.lbm/s}^2 \cdot \text{lbf}} \right) + 14.7638 \text{ ft.lbf/lbm} + 4,2267 \text{ lbf.ft/lbm}$$

$$= 34,725 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\text{Tinggi konis (Hc)} = \frac{1}{2} \frac{D_t}{45}$$

$$= \frac{1}{2} \frac{1,161792}{45}$$

$$= 0,58089 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tangki} = H_s + H_c$$

$$= 1,1617 \text{ m} + 0,58089 \text{ m}$$

$$= 1,7426 \text{ m}$$

Pengaduk

Jenis pengaduk = Flat six-blade turbin

Jumlah baffle = 4 buah

Adapun data-data standar diperoleh dari Tabel 3.4-1 (Geankoplis, 1977) sebagai berikut:

Diameter tangki (Dt) = 1,1617 m

Diameter pengaduk (Da) = 0,3 x Dt

$$= 0,3 \times 1,1617 \text{ m}$$

$$= 0,34853 \text{ m}$$

= 1,143224 ft

Lebar baffle (J) =  $\frac{D_t}{12} = \frac{1,16179}{12} = 0,09681 \text{ m}$

Jarak pengaduk ke dasar tangki (E) =  $\frac{D_t}{3} = \frac{1,1617}{3} = 0,3872 \text{ m}$

Tebal pengaduk (W) =  $\frac{D_t}{5} = \frac{0,3483}{5} = 0,06970 \text{ m}$

$$\text{Panjang pengaduk (L)} = \frac{\pi}{4} = \frac{0,3483}{4} = 0,08713 \text{ m}$$

Menghitung kecepatan pengaduk

$$\text{Densitas air} = 997 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Specific gravity (sg)} = 1$$

$$\text{Ht} = 1,74268 \text{ m}$$

WELH: Water Equivalent Liquid Height

$$\begin{aligned} \text{WELH} &= \text{Ht} \times \text{sg} \\ &= 1,74268 \text{ m} \times 1 \\ &= 1,74268 \text{ m} \\ &= 5,71748 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah turbin (Impeller)} &= \frac{1,7450}{1,1633} \\ &= 1,5 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan pengaduk} &= \frac{600 \sqrt{\text{WELH}}}{2,1144} \\ &= \frac{600 \sqrt{5,71748 \text{ ft}}}{2,1144} \\ &= 264,3089 \text{ rpm} \\ &= 4,405 \text{ rps} \end{aligned}$$

Menghitung Power Pengaduk

Perhitungan bilangan reynold, Nre

$$\mu = 0,9 \text{ cP}$$

$$T = 30^\circ\text{C}$$

$$\text{Nr e} = \frac{\rho \omega^2 L^2}{\mu}$$

$$= \frac{997 \text{ kg/m}^3 \times 4,40514 \text{ m}^3 \times 0,348537 \text{ m}^2}{0,8 \text{ m}^3}$$

$$= 667$$

Diperoleh  $N_p = 4$  (Fig.3.4-4 Geankolis,1997)

$$P = N_p \cdot \mu^3 \cdot \nu^5$$

$$= 4 \times 997 \text{ kg/m}^3 \times 4,4 \text{ m}^3 \times 0,34 \text{ m}^5$$

$$= 2,35 \text{ Hp}$$

Efisiensi motor penggerak,  $n$ : 90% (Fig. 14-38 Hal 512 Petter & Timmerhaus)

$$\text{Data motor penggerak} = \frac{P}{n}$$

$$= \frac{2,35 \text{ Hp}}{90}$$

$$= 2,6196 \text{ Hp}$$

Daya standarisasi = 3 Hp

Kebutuhan koagulan

Jenis koagulan =  $\text{Al}_2\text{SO}_4$

Kadar koagulan = 65 mg/lit

Jumlah air yang diolah =  $50,6176 \text{ m}^3$   
 = 50.819,574 lt/jam

Kebutuhan  $\text{Al}_2\text{SO}_4$  = 3,2926 kg/jam

#### D.2.2.3 Bak Sand Filter

Fungsi : Menyaring partikel-partikel tersuspensi yang masih tersisa

Bentuk : gravity sandy filter

Bahan : Benton

Waktu tinggal : 1 jam

Densitas : 997 kg/m<sup>3</sup>  
 : 62.21 lb/ft<sup>3</sup>

Volume air yang akan di tampung (Vc)

Vc = 42.054,8455 kg/jam  
 = 185,0413 gpm

Volume air dalam bak, (Vc) =  $\frac{42.054,8455 \text{ kg/jam} \times 1 \text{ jam}}{997 \text{ kg/m}^3}$   
 = 42,1813 m<sup>3</sup>

Direncanakan bak dengan over design 20%

Vb = 1,2 x 42,1813 m<sup>3</sup>  
 = 50,6176 m<sup>3</sup>

Kecepatan penyaring V = 5 gal/min.ft<sup>2</sup> (GG Brown Hal-230)

Luas permukaan A

A =  $\frac{Vb}{V}$   
 =  $\frac{185,0413 \text{ gpm}}{5 \text{ gpm/ft}^2}$   
 = 92,5206 ft<sup>2</sup>  
 = 8,5951 m<sup>2</sup>

Penentuan ukuran bak:

Jika perbandingan P : L = 1:1

Luas, A = P x L = L<sup>2</sup>

L = A<sup>0,2</sup>  
 = (92,5206 ft<sup>2</sup>)<sup>0,2</sup>  
 = 9,6187 ft = 2,931 m

$$P = 2,931 \text{ m}$$

$$T = \frac{8,5951 \text{ m}^2}{5,7359 \text{ m}^2}$$

$$= 5,8 \text{ m}$$

#### D.2.2.4 Bak air bersih

Fungsi : Menampung air bersih dari bak sand filter

Bentuk : Balok

Bahan : Beton

Waktu tinggal : 2 jam

Jumlah : 1 unit

Densitas air : 997 kg/m<sup>3</sup>  
: 62,21 lb/ft<sup>3</sup>

Volume air yang akan di tampung (Vc)

$$V_c = 42.054,8455 \text{ kg/jam}$$

$$= 185,0413 \text{ gpm}$$

$$\text{Volume air dalam bak, (Vc)} = \frac{42.054,8455 \text{ kg/jam} \times 2 \text{ jam}}{997 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 84,3627 \text{ m}^3$$

Direncanakan bak dengan over design 20%

$$V_b = 1,2 \times 84,3627 \text{ m}^3$$

$$= 101,2353 \text{ m}^3$$

Penentuan ukuran bak:

Jika perbandingan P : l = 3 : 1 dan ditetapkan T = 5 m, maka:

$$\text{Panjang (P)} = 3 \text{ L}$$

$$\text{Tinggi (T)} = 5 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}
 V &= P \times L \times T \\
 &= 3L \times L \times 5 \\
 &= 15 L^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 L &= \sqrt{\frac{V}{15}} \\
 &= \sqrt{\frac{101,2353 \text{ m}^3}{15}} \\
 &= 2,5978 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Maka, } P &= 3 \times L \\
 &= 3 \times 2,5978 \text{ m} \\
 &= 7,7936 \text{ m}
 \end{aligned}$$

#### D.2.2.5 Bak air sanitasi

Fungsi	: Menampung air kebutuhan sanitasi
Bentuk	: Balok
Bahan	: Beton
Waktu tinggal	: 6 jam
Jumlah	: 1 unit
Densitas air	: 997 kg/m <sup>3</sup> : 62,21 lb/ft <sup>3</sup>

Volume air yang akan di tampung (Vc)

$$V_c = 572,6875 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume air dalam bak, (Vc)} &= \frac{572,6875 \text{ kg/jam} \times 6 \text{ jam}}{997 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 3,44646 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Direncanakan bak dengan over design 20%

$$\begin{aligned}V_b &= 1,2 \times 3,44646 \text{ m}^3 \\ &= 4,13575 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Penentuan ukuran bak:

Jika perbandingan  $P : l = 2 : 1$  dan ditetapkan  $T = 2 \text{ m}$ , maka:

$$\text{Panjang (P)} = 2 L$$

$$\text{Tinggi (T)} = 2 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}V &= P \times L \times T \\ &= 2L \times L \times 2 \\ &= 4 L^2\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}L &= \sqrt{\frac{V}{4}} \\ &= \sqrt{\frac{4,13575 \text{ m}^3}{4}} \\ &= 1,0168 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Maka, P} &= 2 \times L \\ &= 2 \times 1,0168 \text{ m} \\ &= 2,03365 \text{ m}\end{aligned}$$

#### D.2.2.6 Tangki Kation Exchanger

Fungsi : Menghilangkan kesadahan air melalui pertukaran kation

Bentuk : Silinder tegak bed resin

Bahan : *Carbon steel*

Waktu tinggal : 1 jam

Jumlah : 1 unit

Densitas air : 997 kg/m<sup>3</sup>  
 : 62,21 lb/ft<sup>3</sup>

Volume air yang akan di tampung (Vc) = 42.054,8455 kg/jam

Volume air dalam bak, (Vc) =  $\frac{42.054,8455 \text{ kg/jam} \times 6}{997 \text{ kg/m}^3}$   
 = 42,1813 m<sup>3</sup>  
 = 185,7204 gpm

Menentukan luas penampang bed resin, Ar

Jika kecepatan penyerapan 3-5 gpm/ft<sup>2</sup>, dipilih 4 gpm/ft<sup>2</sup>

Ar =  $\frac{185,7204 \text{ gpm}}{4 \text{ gpm/ft}^2}$   
 = 46,43011 ft<sup>2</sup>

Berdasarkan (Powell, 1954, hal-155) diketahui tinggi bed resin dalam exchanger yaitu 30-72 in, maka ditetapkan:

Tinggi bed = 72 in  
 = 6 ft  
 = 1,82887 m

Volume bed = Ar x T

Vb = 46,43011 ft<sup>2</sup> x 6 ft  
 = 278,5695 ft<sup>3</sup>  
 = 7,888 m<sup>3</sup>

D =  $\left(\frac{4 \times V_b}{\pi}\right)^{1/2}$   
 =  $\left(\frac{4 \times 46,620953 \text{ m}^3}{3.14}\right)^{1/2}$



$$= 7,7064 \text{ ft}$$

$$= 2,348 \text{ m}$$

$$\text{Ditetapkan } H = 1,5 D$$

$$H = 1,5 \times 2,348 \text{ m}$$

$$= 3,5231 \text{ m}$$

Jika diasumsikan kesadahan air = 60 ppm = 3,5  $\frac{\text{grain}}{\text{gal}}$ , kandungan

grain hardness dalam air:

$$= V_c \times \text{kesadahan air}$$

$$= 185,7204 \text{ gpm} \times 3,5 \frac{\text{grain}}{\text{gal}} \times 60 \frac{\text{min}}{\text{jam}}$$

$$= 39.008 \text{ grain/jam}$$

Berdasarkan Tabel 6 hal -176 (Powell, 1954), diketahui untuk "caustic"

memiliki kapasitas penyerapan 11  $\frac{\text{grain}}{\text{ft}^3}$ , sehingga:

$$\text{Volume resin}(V_r) = \text{Volume bed} \times \text{kapasitas penyerapan}$$

$$= 278,5695 \text{ ft}^3 \times 2.800 \frac{\text{grain}}{\text{ft}^3}$$

$$= 77999,64 \text{ grain}$$

$$\text{Waktu operasi} = \frac{77999,64 \text{ grain}}{39.008 \text{ grain/jam}}$$

$$= 20 \text{ jam}$$

#### D.2.2.7 Tangki Anion Exchanger

Fungsi : Menghilangkan kesadahan air melalui pertukaran anion

Bentuk : Silinder tegak bed resin

Bahan : *Carbon steel*

Waktu tinggal : 1 jam

Jumlah : 1 unit

Densitas air : 997 kg/m<sup>3</sup>

: 62,21 lb/ft<sup>3</sup>

Volume air yang akan di tampung (Vc) = 42.054,8455 kg/jam

Volume air dalam bak, (Vc) =  $\frac{42.054,8455 \text{ kg/jam} \times 6}{997 \text{ kg/m}^3}$

= 42,1813m<sup>3</sup>

= 185,7204 gpm

Menentukan luas penampang bed resin, Ar

Jika kecepatan penyerapan 3-5 gpm/ft<sup>2</sup>, dipilih 4 gpm/ft<sup>2</sup>

Ar =  $\frac{185,7204 \text{ gpm}}{4 \text{ gpm/ft}^2}$

=  $\frac{185,7204 \text{ gpm}}{4 \text{ gpm/ft}^2}$

= 46,4301 ft<sup>2</sup>

Berdasarkan (Powell, 1954, hal-155) diketahui tinggi bed resin dalam exchanger yaitu 30-72 in, maka ditetapkan:

Tinggi bed = 72 in

= 6 ft

= 1,82887 m

Volume bed = Ar x T

Vb = 46,4301 ft<sup>2</sup>x 6 ft

= 278,5695 ft<sup>3</sup>

= 7,888 m<sup>3</sup>

$$\begin{aligned}
 D &= \left( \frac{4 \square}{\square} \right)^{1/2} \\
 &= \left( \frac{4 \square 46,4301 \text{ ft}^2}{3.14} \right)^{1/2} \\
 &= 7,6906 \text{ ft} \\
 &= 2,344 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Ditetapkan H = 1,5 D

$$\begin{aligned}
 H &= 1,5 \times 2,344 \text{ m} \\
 &= 3,5161 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Jika diasumsikan kesadahan air = 60 ppm = 3,5 grain/gallon, kandungan grain hardness dalam air

$$\begin{aligned}
 &= Vc \times \text{kesadahan air} \\
 &= 185,7204 \text{ gpm} \times 3,5 \text{ grain/glan} \times 60 \text{ min/jam} \\
 &= 39.007 \text{ grain/jam}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan Tabel 6 hal -176 (Powell, 1954), diketahui untuk “caustic” memiliki kapasitas penyerapan 11 kgrain/ft<sup>3</sup>, sehingga:

$$\begin{aligned}
 \text{Volume resin } v_r &= \text{Volume bed} \times \text{kapasitas penyerapan} \\
 &= 278,5695 \text{ ft}^3 \times 11.000 \text{ grain/ft}^3 \\
 &= 3064264,69 \text{ grain}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Waktu operasi} &= \frac{\square}{\text{grain hardness}} \\
 &= \frac{3064264,69 \text{ grain}}{39.007 \text{ grain/jam}} \\
 &= 78.55 \text{ jam (79 jam)} \\
 &= 3.27 \text{ hari}
 \end{aligned}$$

#### D.2.2.8 Tangki H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>

Fungsi : Melarutkan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> untuk regeneras penukar kation

Bentuk : Silinder tegak

Bahan : *Carbon steel*

Waktu tinggal : 1 jam

Jumlah : 1 unit

Densitas : 997 kg/m<sup>3</sup>

: 62,21 lb/ft<sup>3</sup>

Menghitung kebutuhan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>

Kemampuan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> untuk regenerasi yaitu 1,23 lb/ft<sup>3</sup> = 19,7028 kg/m<sup>3</sup>

(Powell,1954. Hal 172)

Volume resin = 779994,6486 grain

= 0,0505 m<sup>3</sup>

H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> = 0,0505 m<sup>3</sup> x 19.7028 kg/m<sup>3</sup>

= 0,9958 kg

Menghitung massa air

Larutan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> dibuat dengan kadar 5%

Massa air =  $\frac{95\%}{5\%}$  □ 0,9958 kg

= 18,9212 kg

Menghitung volume larutan

$$V_1 = \frac{18,9212 \text{ kg} + 0,9958 \text{ kg}}{997 \text{ kg/m}^3}$$

= 0,0199 m<sup>3</sup>

Menghitung volume tangki

$$V_t = 1,2 \times 0,0199 \text{ m}^3$$

= 0,0239 m<sup>3</sup>

Direncanakan perbandingan diameter dan tinggi shell D : H = 1 : 1 (Brownell & Young, 1959)

$$\text{Volume tangki} = \frac{\pi D^2 H}{4}$$

$$= \frac{\pi D^3}{4}$$

$$D^3 = \frac{4 V}{\pi}$$

$$= \frac{4 \times 0,0239}{3,14}$$

$$= 0,0305 \text{ m}^3$$

$$D = \sqrt[3]{0,0305 \text{ m}^3}$$

$$= 0,3125 \text{ m}$$

$$H = 0,3125 \text{ m}$$

#### D.2.2.9 Tangki NaOH

Fungsi : Melarutkan NaOH untuk regenerasi penukar anion

Bentuk : Silinder tegak

Bahan : *Carbon steel*

Waktu tinggal : 1 jam

Jumlah : 1 unit

Densitas : 997 kg/m<sup>3</sup>

: 62,21 lb/ft<sup>3</sup>

Menghitung kebutuhan NaOH

Kemampuan NaOH untuk regenerasi yaitu 3,5 lb/ft<sup>3</sup> = 56.0648 kg/m<sup>3</sup>

(Powell,1954. Hal 172)

Volume resin = 306.4264,46 grain = 0,198565 m<sup>3</sup>

NaOH yang dibutuhkan =  $0,198565 \text{ m}^3 \times 56,0648 \text{ kg/m}^3 = 11,1325 \text{ kg}$

Menghitung massa air

Larutan NaOH dibuat dengan kadar 5%

$$\begin{aligned} \text{Massa air} &= \frac{95\%}{5\%} \times 11,1325 \text{ kg} \\ &= 211,518 \text{ kg} \end{aligned}$$

Menghitung volume larutan

$$\begin{aligned} V_1 &= \frac{211,518 \text{ kg} + 11,1325}{997 \text{ kg/m}^3} \\ &= 0,2233 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Menghitung volume tangki

$$\begin{aligned} V_t &= 1,2 \times 0,2233 \text{ m}^3 \\ &= 0,26798 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Direncanakan perbandingan diameter dan tinggi shell  $D : H = 1 : 1$  (Brownell & Young, 1959).

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= \frac{\pi D^2 H}{4} \\ &= \frac{\pi D^3}{4} \\ D^3 &= \frac{4 \times 0,26798 \text{ m}^3}{\pi} \\ &= \frac{4 \times 0,26798 \text{ m}^3}{3,14} \end{aligned}$$

$$= 0,341 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} D &= \sqrt[3]{0,341 \text{ m}^3} \\ &= 0,698 \text{ m} \end{aligned}$$

$$H = 1,3977 \text{ m}$$

#### D.2.2.10 Tangki air umpan boiler

Fungsi : Menampung air untuk kebutuhan boiler  
 Bentuk : Silinder vertical dengan alas dan tutup datar  
 Bahan : *Carbon steel SA-283 grade C*  
 Waktu tinggal : 2 jam

Jumlah : 1 unit

Densitas : 997 kg/m<sup>3</sup>  
 : 62,21 lb/ft<sup>3</sup>

Kondisi operasi : T = 30°C  
 P = 1 atm = 101,325 kpa

Laju alir = 2.346,100 kg/jam

Volume

$$\begin{aligned} \text{Volume air} &= \frac{\text{Laju alir}}{\text{Densitas}} \times \text{waktu} \\ &= \frac{2.346,100 \text{ kg/jam}}{997 \text{ kg/m}^3} \times 2 \text{ jam} \\ &= 2,3531 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Dirancang bak penampung dengan over design 20% sehingga:

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= 1,2 \times 2,3531 \text{ m}^3 \\ &= 4,7063 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Ditetapkan ukuran H/D = 1 : 5

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= \frac{\pi \times D^2 \times h}{4} \\ 4,7063 \text{ m}^3 &= \frac{3,14 \times D^2 \times 1,5 D}{4} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter tangki} &= \sqrt[3]{\frac{4,7063 \text{ m}^3}{3,14 \times 1,5}} \\ &= 1,9304 \text{ m} \\ \text{Tinggi tangki (H)} &= 1,5 \times 1,9304 \text{ m} \\ &= 2,8957 \text{ m} \end{aligned}$$

#### D.2.2.11 Daerator

Fungsi : Penghilangan gas-gas impurities

Bentuk : Silinder horizontal dengan alas dan tutup *torispherical*

Bahan : Carbon steel SA-283 grade C

Waktu tinggal : 1 jam

Jumlah : 1 unit

Densitas : 997 kg/m<sup>3</sup>  
: 62,21 lb/ft<sup>3</sup>

Kondisi operasi : T = 30°C  
P = 1 atm = 101,325 kpa

Laju alir = 1876,88 kg/jam

Volume larutan V<sub>1</sub>

$$\begin{aligned} V_1 &= \frac{\square \square \square}{\square} \\ &= \frac{1876,88 \square/\square}{997 \square/\text{m}^3} \\ &= 1,88252 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Menghitung volume tangki

$$\begin{aligned} V_t &= 1,2 \times 1,88252 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 2,2590 \text{ m}^3 \end{aligned}$$



Direncanakan perbandingan diameter dan tinggi shell  $D : H = 1 : 1$  (Brownell & Young, 1959)

$$\text{Volume tangki} = \text{Volume shell} + (2 \times \text{Volume head})$$

$$\begin{aligned} \text{Volume silinder} &= \frac{\pi D^2 L_s}{4} \\ &= \frac{\pi D^3}{4} \end{aligned}$$

$$\text{Volume head} = 0,000049 D^3$$

$$\text{Volume tangki} = \frac{\pi D^3}{4} + (2 \times 0,000049 D^3)$$

$$2,305581 \text{ m}^3 = 1,0466 D^3$$

$$D^3 = \frac{2,25903 \text{ m}^3}{1,0467}$$

$$= 2,1581 \text{ m}^3$$

$$D = \sqrt[3]{2,1581 \text{ m}^3}$$

$$= 1,292 \text{ m}$$

$$r = 25,438 \text{ in}$$

$$L_s = 1,7348 \text{ m}$$

$$\text{Volume head} = 6,45311 \text{ ft}^3$$

$$= 0,1827 \text{ m}^3$$

Tinggi cairan dalam tangki  $H_t$

$$\text{Volume shell} = 1,88252 \text{ m}^3 \times (0,182731 \text{ m}^3)$$

$$= 1,51706 \text{ m}^3$$

Tinggi cairan dalam tangka  $H_t$

$$H_t = \frac{4 \text{ m}^3}{\pi D^2}$$

$$= \frac{4 \times 1,51706^3}{3,14 \times 1,2922^2}$$

$$= 1,15722 \text{ m}$$

$$= 3,7966 \text{ ft}$$

Tekanan desain

Diketahui:

Percepatan gravitasi,  $g = 9,807 \text{ m/s}^2$

Tekanan hidrostatik,  $p_h = \rho \cdot g \cdot h$

$$= 997 \text{ kg/m}^3 \times 9,807 \text{ m/s}^2 \times 1,1572 \text{ m}^3$$

$$= 11,307 \text{ Pa}$$

Tekanan operasi  $P_o = 1 \text{ atm}$

Tekanan desain  $= 121,59 \text{ kPa}$

$$= 17,6351 \text{ psi}$$

Tebal dinding tangka (ts)

Nilai f dan E diperoleh dari Tabel 3.1 dan Tabel 13.2 Brownell & young, 1959

*Allowable working stress* (f)  $= 16.259 \text{ psi}$

Efisiensi, E  $= 80\%$

Faktor korosi C  $= 0.125 \text{ in}$  (Tabel 6 Peter)

$$ts = \frac{P_o}{F \cdot E - 0,6 P_d} + C$$

$$= \frac{17.6351 \text{ psi} \times 25,6122 \text{ in}}{16.259 \text{ psi} \cdot 0,8 - 0,6 \cdot 17.6351 \text{ psi}} + 0,125$$

$$= 0,1597 \text{ in}$$

Tebal head (OA)

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

$$= 50,877 \text{ in} + (2 \times 0,25 \text{ in})$$

$$= 51,37773 \text{ in}$$

$$\text{OD standar} = 54 \text{ in (Tabel 5.7 Brownell \& young, 1959)}$$

$$\text{Sehingga icr} = 3,25$$

$$r = 54$$

$$w = \frac{1}{4} (3 \sqrt{\frac{r}{\text{icr}}})$$

$$= \frac{1}{4} (3 \sqrt{\frac{54}{3,25}})$$

$$= 1,769$$

$$th = \frac{Pd.w}{2f-0,2 Rl} + \square$$

$$= \frac{17,6351 \square \square 1,769 \square \square}{2 \times 16.259 \text{ psi} - 0,2 \times 17,6351 \text{ psi}} + 0,1250 \square \square$$

$$= 0,1875 \text{ in}$$

Dipilih tebal head standar 3/16 in (0,1875 in) dan sf standar 1,5-2 dipilih 1,80 in. (Tabel 5.6 Brownell & young, 1959)

$$a = \frac{\square}{2}$$

$$= \frac{50,877 \square \square}{2}$$

$$= 25,438 \text{ in}$$

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

$$= 25,438 \text{ in} - 3,25 \text{ in}$$

$$= 22,188 \text{ in}$$

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

$$= 54 \text{ in} - 3,25 \text{ in} = 50,75 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} \\
 &= \sqrt{22,188 \text{ in}^2 - 50,75 \text{ in}^2} \\
 &= 45,6423 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 B &= r - AC \\
 &= 54 \text{ in} - 45,6423 \text{ in} \\
 &= 8,35763 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 OA &= Th + sf + b \\
 &= 8,35 \text{ in} + 0,1875 \text{ in} + 1,8 \text{ in} \\
 &= 10,3451 \text{ in} \\
 &= 0,262 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang tangki} &= \text{Panjang shell} + (2 \times \text{tinggi head (OA)}) \\
 &= 1,7230 \text{ m} + (2 \times 0,2627 \text{ m}) \\
 &= 2,24 \text{ m}
 \end{aligned}$$

#### D.2.2.12 Bak air proses

Fungsi : Menampung air kebutuhan air proses

Bentuk : Balok

Bahan : Beton

Waktu tinggal : 2 jam

Jumlah : 1 unit

Densitas air :  $997 \text{ kg/m}^3 = 62,21 \text{ lb/ft}^3$

Volume air yang akan di tampung ( $V_c$ )

$$V_c = 18.249,57 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Volume air dalam bak, (Vc)} = \frac{18.249,57 \text{ kg/jam} \times 2 \text{ jam}}{997 \text{ kg/m}^3} = 36,6089 \text{ m}^3$$

Direncanakan bak dengan over design 20%

$$\begin{aligned}V_b &= 1,2 \times 36,6089 \text{ m}^3 \\ &= 43,93078 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Penentuan ukuran bak:

Jika perbandingan  $P : l = 3 : 1$  dan ditetapkan  $T = 3 \text{ m}$ , maka:

$$\text{Panjang (P)} = 3 L$$

$$\text{Tinggi (T)} = 3 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}V &= P \times L \times T \\ &= 3L \times L \times 3 \\ &= 9 L^2\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}L &= \sqrt{\frac{V}{9}} \\ &= \sqrt{\frac{36,60898 \text{ m}^3}{9}} \\ &= 2,20934 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Maka, P} &= 2 \times L \\ &= 2 \times 2,20934 \text{ m} \\ &= 4,41869 \text{ m}\end{aligned}$$

#### D.2.2.13 Bak air pendingin

Fungsi : Menampung sementara kebutuhan air pendingin sebelum digunakan di pabrik

Bentuk : Balok

Bahan : Beton

Waktu tinggal : 2 jam

Jumlah : 1 unit  
 Densitas air : 997 kg/m<sup>3</sup>  
 : 62,21 lb/ft<sup>3</sup>

Volume air yang akan di tampung (V<sub>c</sub>)

$$V_c = 20.886,47866 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Volume air dalam bak, } V_c = \frac{20.886,47866 \text{ kg/jam} \times 2}{997 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 41,89865 \text{ m}^3$$

Dirancang bak dengan over design 20%, maka:

$$V_b = 1,2 \times 41,89865 \text{ m}^3$$

$$= 50,27838 \text{ m}^3$$

Penentuan ukuran bak:

Jika perbandingan P : L = 3 : 1 dan ditetapkan T = 3 m maka:

$$\text{Panjang (P)} = 3 L$$

$$\text{Tinggi (T)} = 3 \text{ m}$$

$$V = P \times L \times T$$

$$= 3L \times L \times 3$$

$$= 9 L^2$$

$$L = \sqrt{\frac{V}{9}}$$

$$= \sqrt{\frac{50,27838 \text{ m}^3}{9}}$$

$$= 2,36357 \text{ m}$$

$$\text{Maka, P} = 2 \times L$$

$$= 2 \times 2,36357 \text{ m} = 4,7271 \text{ m}$$

#### D.2.2.14 Cooling tower

Fungsi = mendinginkan air pendingin dari peralatan untuk digunakan kembali

Jenis = cooling tower induced draft

Waktu tinggal = 2 jam

Jumlah = 1 unit

Densitas air = 997 kg/m<sup>3</sup>  
= 62.21 lb/ft<sup>3</sup>

Kondisi operasi

Suhu air masuk T<sub>in</sub> = 45°C = 122°F

Suhu air keluar T<sub>out</sub> = 30°C = 86°F

Laju alir = 20.886 kg/jam

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan volumetric} &= \frac{\text{Laju alir}}{\text{Densitas}} \\ &= \frac{20.886 \text{ kg/jam}}{997 \text{ kg/m}^3} \\ &= 20.8864 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 91,9604 \text{ gpm} \end{aligned}$$

Berdasarkan Perry's 7<sup>th</sup>ed, fig. 12-14 hal, 12-16, diketahui kecepatan aliran pendingin (L) 0,25 gal/m/ft<sup>2</sup>.

$$\begin{aligned} \text{Luas} &= \frac{\text{Kecepatan volumetric}}{\text{Kecepatan aliran}} \\ &= \frac{91,9604 \text{ gpm}}{0,25 \text{ gal/m/ft}^2} \\ &= 36,78416 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Over design Menara 20% sehingga:

$$\text{Luas Menara} = 1,2 \times 36,78416 \text{ m}^3$$

$$= 3,4172 \text{ m}^2$$

Ditentukan P/L = 2

Berdasarkan perry's 7<sup>ed</sup> hal 12-16, untuk cooling range 25-35°F dan temperature approach 15-20°F diperoleh tinggi Menara 4,6 – 6,1 m, maka dipilih tinggi menara = 6 m dan lebar 3 m.

$$\begin{aligned} \text{Volume Menara (V)} &= Q \times t \\ &= 3,4172 \text{ m}^2 \times 6 \text{ m} \\ &= 20,5034 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Diambil standar power performance menara 100% maka dari perry's 7<sup>ed</sup> hal 12-16 diperoleh tenaga kipas 0,041 Hp/ft<sup>2</sup>

$$\begin{aligned} \text{Tenaga yang dibutuhkan} &= A \times 0,041 \text{ Hp/ft}^2 \\ &= 36,78416 \text{ ft}^2 \times 0,031 \text{ Hp/ft}^2 \\ &= 1,1403 \text{ Hp} \end{aligned}$$

$$\text{Efisiensi fan} = 90\%$$

$$\text{Fan power} = 0,029$$

$$\text{Efisiensi motor} = 85\%$$

$$\begin{aligned} \text{Daya motor} &= \frac{0,029}{0,85} \\ &= 0,03411 \text{ Hp} \end{aligned}$$

#### D.2.2.15 Perhitungan Pompa

Dalam proses utilitas ini digunakan beberapa pompa yaitu :

- 1 P-01 : Mengalirkan air dari sungai menuju bak penampungan awal
- 2 P-02 : Mengalirkan air dari bak penampungan awal menuju tangki pengendapan



- 3 P-03 : Mengalirkan air dari bak penampung air sanitasi
- 4 P-04 : Mengalirkan air dari bak air bersih menuju tangki kation exchanger
- 5 P-05 : Mengalirkan air dari tangki umpan boiler menuju boiler
- 6 P-06 : Mengalirkan umpan air menuju peralatan proses
- 7 P-07 : Mengalirkan air dari bak air pendingin menuju peralatan proses
- 8 P-08 : Mengalirkan bahan bakar boiler dari tangki penyimpanan menuju boiler

Perhitungan pompa

Tipe : Pompa sentrifugal

Kapasitas laju alir umpan (Q)

$$Q = 42.054,845 \text{ kg/jam}$$

$$= 92.096,043 \text{ lb/jam}$$

Densitas air ( $\rho$ ) = 997 kg/m<sup>3</sup>

$$= 66.9954 \text{ lb/ft}^3$$

Viskositas ( $\mu$ ) = 0,9 cP

$$= 0,0006 \text{ lb/ft.s}$$

Laju volumetric (Qf)

$$= \frac{Q}{\rho}$$

$$= \frac{92.714,953 \text{ lb/jam}}{62,240716 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 1,489,619 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,4137 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$= 185,72 \text{ gpm}$$

$$= 25,8324 \text{ lbm/s}$$

Perencanaan pompa

Diasumsikan laju alir pipa sebagai aliran turbulen, maka berdasarkan Petter and Timmerhaus pers.15 hal 496 ( $N_{re} \geq 2100$ ) maka diameter optimum ( $D_i \text{ opt}$ )

$$\begin{aligned} D_i \text{ opt} &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 0,41378 \text{ ft}^3/\text{s}^{0,45} \times 62,2407^{0,13} \\ &= 4,4858 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari tabel A.5-1 Geankoplis, 1997 dipilih:

$$\begin{aligned} \text{Nominal size pia} &= 5 \\ \text{Schudulue} &= 40 \\ \text{Inside diameter (ID)} &= 5,047 \text{ in} \\ &= 0,505 \text{ ft} \\ \text{Outside diameter (OD)} &= 5,563 \\ \text{Luas penampang} &= 0,139 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Kecepatan linier (V)

$$\begin{aligned} V &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{0,4137 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,139 \text{ ft}^2} = 2,976 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

Pemeriksaan bilangan reynold ( $N_{re}$ )

$$\begin{aligned} N_{re} &= \frac{\rho V D}{\mu} \\ &= \frac{62,240716 \text{ lb} \cdot \text{ft}^{-3} \cdot 0,00060 \text{ ft/s} \cdot 0,42056 \text{ ft}}{0,0006 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{s}}} \\ &= 128.847,14 \end{aligned}$$

Karena  $N_{re} \geq 2100$ , maka asumsi benar

Dipilih material pipa commercial steel:

$$E = 0.046 \text{ mm}$$

$$= 0.00015 \text{ ft}$$

$$\varepsilon/ID = \frac{0,0005 \square}{3.500}$$

$$= 0.00044$$

$$F = 0.00175$$

Direncanakan:

$$\text{Panjang pipa lurus (P)} = 500\text{m}$$

$$= 1640.42 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi pompa} = 5 \text{ m}$$

$$= 16.40 \text{ ft}$$

3 elbow 90°

$$Le/ID = 32 \quad (\text{Peters \& Timmerhaus, 1991})$$

$$Le = 32 \times 3 \times ID$$

$$= 32 \times 3 \times 0,42056 \text{ ft}$$

$$= 40,374 \text{ ft}$$

$$Kf = 0.75$$

1 gate valve open

$$Le/ID = 7 \quad (\text{Peters \& Timmerhaus, 1991})$$

$$Le = 7 \times 1 \times ID$$

$$= 7 \times 1 \times 0,42056 \text{ ft}$$

$$= 2,9439 \text{ ft}$$

$$Kf = 0.17$$

Menentukan friction loss

$$\text{Faktor konverai gravitasi. gc} = 32,17 \text{ ft.lbm mass/s}^2$$

- Fraksi sepanjang pipa lurus F1

$$F1 = \frac{2 \rho v^2 L}{\rho g D^5}$$

$$= \frac{2 \cdot 0,00175 \cdot (2,9887 \text{ /})^2 \cdot 1.683,7383}{32,17 \cdot 0,3354^5}$$

$$F2 = \frac{\rho v^2 L}{2 \rho g D^5}$$

$$= \frac{2 \cdot 0,00175 \cdot (2,9887 \text{ /})^2 \cdot 1.683,7383}{2 \cdot 32,17 \cdot 0,3354^5}$$

$$= 0,30989 \text{ lbf.ft/lbm}$$

- Total friksi ( $\Sigma F$ )

$$\Sigma F = (3,8598 \text{ lbf.ft/lbm} + 0,3098 \text{ lbf.ft/lbm} + 0,0234 \text{ lb.ft/lbm})$$

$$= 4,19318 \text{ lb.ft/lbm}$$

Kerja pompa/ head pompa (W)

Dengan hukum bernouli (Pers. 10 peters, hal 486), didapatkan kerja pompa

$$W = \left( \frac{\Delta v^2}{2 \cdot g_c} \right) + (\Delta Z) + \left( \frac{\Delta P}{\rho} \right) + \Sigma F$$

Dimana

W : Head pompa (lb.lbf/lbm)

$\Delta P / \rho$  : Pressure head (lb.lbf/lbm)

$\Delta Z$  : Potensial head (lb.lbf/lbm)

$\Delta v^2 / 2 \rho g$  : Velocity head (lb.lbf/lbm)

$\rho$  : 3,2 17 ft<sup>2</sup>

$g$  : 1 (aliran tubulen)

Diketahui :

$$V_1 = 0 \quad \text{Maka } \Delta V = 2,9768 \text{ ft/s}$$

$$V_2 = 2,97685 \text{ ft/s}$$

$$P_1 = P_2 \quad \text{Maka } \Delta P = 0$$

Beda ketinggian ditinjau dari ketinggian bak 5 m suction pompa 0,5 m

$$\text{Maka } \Delta V = 3 \text{ m}$$

$$= 9,8425 \text{ ft}$$

$$= \frac{g \times \Delta Z}{\square \square}$$

$$= 9,8425 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$W = \left( \frac{(2,97685 \text{ ft/s})^2}{2 \square 1 \square 32 \text{ ft.lbm/s}^2 \text{ lbf}} \right) + 9,8425 \text{ ft.lbf/lbm} + 4,19318 \text{ lbf.ft/lbm}$$

$$= 34,690 \text{ ft.lb/lbm}$$

Menghitung daya pompa

Untuk  $Q = 309,85 \text{ gpm}$  diperoleh efisiensi pompa ( $\eta_P$ ) = 79% (Fig. 14-37, hal 520 Peters & Timmerhaus, 1991)

$$W_p = \frac{\square}{\eta_P}$$
$$= \frac{34,690 \square \square \cdot / \square}{79\%}$$
$$= 43,912 \text{ ft.lb/lbm}$$

Sehingga:

$$\text{BHP} = \frac{\square \square \square}{550}$$
$$= \frac{43,912 \square \square \cdot / \square \square 25,832 \square \cdot / \square}{550}$$
$$= 2,062 \text{ Hp}$$

Menghitung daya motor

Untuk BHP = 2,062 Hp, diperoleh efisiensi motor ( $\eta_m$ ) = 85% Fig.14-38, hal-521 Peters & Timmerhaus, 1991)

$$\begin{aligned} \text{Power motor} &= \frac{BHP}{\eta_m} \\ &= \frac{2,062}{0,85} \\ &= 2,426 \text{ Hp} \\ &= 2 \text{ Hp} \end{aligned}$$

### D.3 Unit Penyediaan Listrik

Kebutuhan listrik pada pabrik ini direncanakan dipenuhi dari Perusahaan Listrik Negara (PLN) dan generator sebagai cadangan. Adapun perincian kebutuhan listrik meliputi:

#### D.3.1 Kebutuhan listrik untuk proses

$$\begin{aligned} P_{\text{proses}} &= 53 \text{ Hp} \times 0,7457 \text{ kW/HP} \\ &= 39,5221 \text{ kW} \end{aligned}$$

#### D.3.2 Kebutuhan listrik utilitas

$$\begin{aligned} P_{\text{utilitas}} &= 14 \text{ Hp} \times 0,7457 \text{ kW/HP} \\ &= 10,439.800 \text{ Watt} \\ &= 10,43980 \text{ kW} \end{aligned}$$

Total kebutuhan listrik untuk pabrik ( $P_{\text{pabrikasi}}$ )

$$\begin{aligned} P_{\text{Pabrikasi}} &= P_{\text{proses}} + P_{\text{utilitas}} \\ &= 39,5221 \text{ kW} + 10,43980 \text{ kW} \\ &= 49,9619 \text{ kW} \end{aligned}$$

Untuk factor keamana 20% maka,

$$\begin{aligned} P_{\text{pabrikasi}} &= 1,2 \times 49,9619 \text{ kW} \\ &= 59,9542 \text{ kW} \end{aligned}$$

#### D.3.3 Kebutuhan listrik untuk alat control

$$\begin{aligned} P_{\text{control}} &= 0,2 \times P_{\text{pabrikasi}} \\ &= 0,2 \times 59,9542 \text{ kW} \\ &= 11,9908 \text{ kW} \end{aligned}$$

#### D.3.4 Kebutuhan listrik untuk penerangan

$$\begin{aligned} P_{\text{penerangan}} &= 0,2 \times P_{\text{pabrikasi}} \\ &= 0,2 \times 59,9542 \text{ kW} \\ &= 11,9908 \text{ kW} \end{aligned}$$

#### D.3.5 Kebutuhan listrik untuk bengkel dan lainnya

$$\begin{aligned} P_{\text{bengkel dan lainnya}} &= 0,5 \times P_{\text{pabrikasi}} \\ &= 0,5 \times 59,9542 \text{ kW} \\ &= 29,9771 \text{ kW} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{total}} &= P_{\text{pabrikasi}} + P_{\text{control}} + P_{\text{penerangan}} + P_{\text{bengkel dan lain}} \\ &= 59,9542 \text{ kW} + 11,9908 \text{ kW} + 11,9908 \text{ kW} + 29,9771 \text{ kW} \\ &= 113,9131 \text{ Kw} \end{aligned}$$

### D.4 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Generator disediakan untuk menyuplai kebutuhan listrik proses dan utilitas apabila terjadi gangguan listrik dari PLN Power factor untuk generator penggerak mesin diesel diketahui sebesar 80%. Adapun bahan bakar yang akan digunakan

adalah minyak solar dikarenakan lebih efisien dan memiliki nilai bahan bakar yang tinggi.

$$\begin{aligned} \text{Daya yang dibutuhkan} &= \frac{\text{Total kebutuhan listrik}}{0,80} \\ &= \frac{113,9131}{0,80} \\ &= 388.687,78 \text{ Btu/h} \end{aligned}$$

$$\text{Nilai bahan bakar solar} = 19.860 \text{ Btulb} \quad (\text{perry, 1999})$$

$$\text{Densitas bahan bakar solar} = 0,89 \text{ kg/L} \quad (\text{Perry, 1999})$$

Jumlah solar yang dibutuhkan untuk bahan bakar:

$$\begin{aligned} &= \frac{\text{daya yang dibutuhkan} \left( \frac{\text{btu}}{\text{jam}} \right)}{\text{nilai bahan bakar} \left( \frac{\text{btu}}{\text{lb}} \right)} \\ &= \frac{388.687,78 \left( \frac{\text{btu}}{\text{jam}} \right)}{19.860 \left( \frac{\text{btu}}{\text{lb}} \right)} \end{aligned}$$

$$= 19,5713 \text{ lb/jam}$$

$$= 8,8854 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Kebutuhan solar} = \frac{8,8854 \left( \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \right)}{0,89 \left( \frac{\text{kg}}{\text{L}} \right)}$$

$$= 9,9836 \text{ L/jam}$$

Diperkirakan total gangguan listrik dari PLN selama 1 tahun produksi sebanyak 2 minggu atau 336 jam.

$$= 8.760 \times 9,9836 \text{ L/jam}$$

$$= 87,456.4002 \text{ L/tahun}$$

Menghitung Desain Tangki Bahan Bakar Generator

Fungsi : Menyimpan bahan bakar solar untuk generator



Bentuk : Silinder vertical dengan alas dan tutup datar

Bahan : Carbon steel SA-283 grade C

Waktu tinggal : 7 hari

Jumlah : 1 unit

Densitas : 997 kg/m<sup>3</sup>

62,21 lb/ft<sup>3</sup>

Kondisi operas : T = 30°C

P = 1 atm = 101,325 kPa

Menghitung volume larutan:

$$\begin{aligned} V_1 &= \frac{9,98361/\text{jam} + 890\text{kg}/\text{m}^3}{997 \text{ kg}/\text{m}^3} \\ &= 8,8854 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Menghitung volume tangki

$$\begin{aligned} V_t &= 1,2 \times 8,8854 \text{ m}^3 \\ &= 10,66249 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Direncanakan perbandingan diameter dan tinggi tangki = D:H = 1:1 (Brownell & young, 1959)

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= \frac{\pi D^2 H}{4} \\ &= \frac{\pi D^3}{4} \\ D^3 &= \frac{4 \times 10,66249 \text{ m}^3}{\pi} \\ &= \frac{4 \times 10,66249 \text{ m}^3}{3,14} \end{aligned}$$

$$= 13,5827 \text{ m}^3$$

$$D = \sqrt[3]{13,5827 \text{ m}^3}$$

$$= 2,3859 \text{ m}$$

$$= 93,9351 \text{ in}$$

$$H = D$$

$$= 2,3859 \text{ m}$$

$$= 93,9351 \text{ in}$$

Tekanan desain

Diketahui:

$$\text{Percepatan gravitasi, } g = 9,807 \text{ m/s}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan hidrostatik, } P_h &= \rho \cdot g \cdot h \\ &= 997 \text{ kg/m}^3 \times 9,807 \text{ m/s}^2 \times 43,8030 \text{ in} \\ &= 4258.287,29 \text{ Pa} \\ &= 62,1016 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan operasi, } P_o &= 1 \text{ atm} \\ &= 0,000145038 \text{ psi} \end{aligned}$$

Maka,

$$\begin{aligned} \text{Tekanan desain} &= P_o + P_h \\ &= 0,000145038 \text{ psi} + 62,1016 \text{ psi} \\ &= 22,2424 \text{ psi} \end{aligned}$$

Tebal dinding tangki (ts)

$$\text{Allowable working stresses (f)} : 16.259 \text{ psi} \quad (\text{Brownell \& young,1959})$$

$$\text{Efisiensi (E)} : 80\% \quad (\text{Brownell \& young,1959})$$

$$\text{Faktor korosi (C)} : 0,125 \quad (\text{Peter Tabel 6 hal-542})$$

$$\begin{aligned}
\text{Tebal dinding shell (ts)} &= \frac{pd}{F.E-0.6pd} + \frac{pd}{F.E-0.6pd} \\
&= \frac{22,2424 \text{ psi} \cdot 43,8030 \text{ in}}{16.259 \text{ psia} \cdot 0.8 - 0.6(22,2424 \text{ psi})} + 0,125 \\
&= 0,205 \text{ in}
\end{aligned}$$



## LAMPIRAN E PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI

Kapasitas produksi	= 35.000 ton/tahun	
Lama operasi	= 330 hari	
Basis	= 1 tahun	
Nilai tukar rupiah (US\$)	= Rp.15.410	(Bank Indonesia,2024)
Mulai beroperasi, tahun	= 2027	

### E.1 Perhitungan Harga Peralatan

Harga peralatan setiap saat akan mengalami perubahan 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).

Menurut petter (1999) cara untuk menghitung harga peralatan dapat ditentukan dengan persamaan:

$$\text{Harga alat sekarang} = (\text{Indeks harga tahun } x) \times \frac{\text{Indeks harga tahun sekarang}}{(\text{Indeks harga tahun } x)}$$

Perhitungan pada analisa ekonomi ini berdasarkan:

1. Tahun pengadaan alat = 2014
2. Tahun pabrik selesai didirikan = 2027

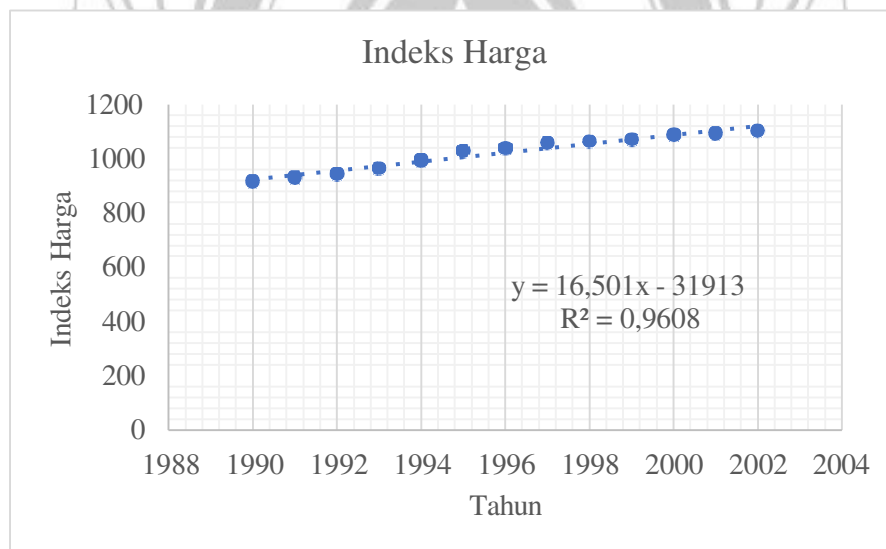
Daftar indeks harga tahunan menurut Engineering Plant Cost dapat dilihat pada

Tabel E.1

Tabel E. 1 Indeks Harga Alat Tahun 1990-2002

Tahun	Indeks
1990	915,1
1991	930,6
1992	943,1
1993	964,2
1994	993,4
1995	1.027,5
1996	1.039,1
1997	1.056,8
1998	1.061,9
1999	1.068,3
2000	1.089
2001	1.093,9
2002	1.102,5

Sumber: Peter; Tabel 6-2; Hal.238

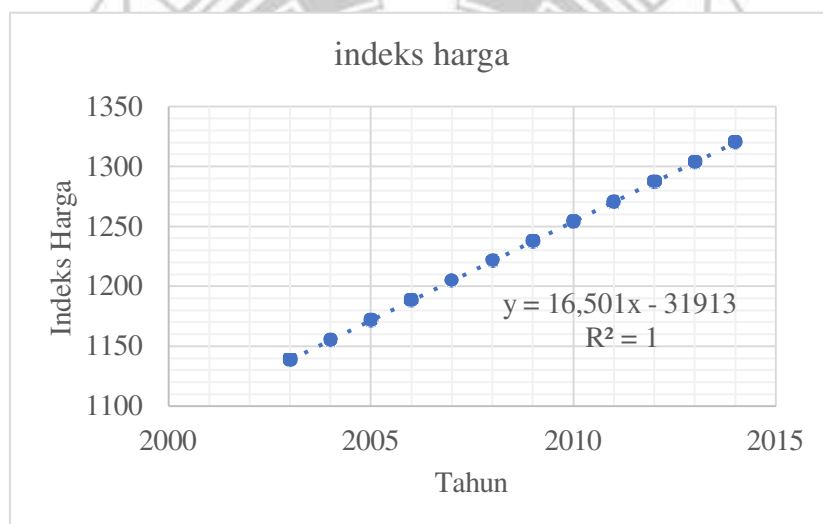


Gambar E. 1 Chemical Engineering Plant Cost Index Tahun 1990-2002

Diperoleh persamaan  $y = 16,501x - 31913$ . Dari persamaan tersebut diperoleh indeks alat pada tahun berikutnya. Adapun indeks harga dapat dilihat pada tabel E.2

Tabel E. 2 Chemical Engineering Plant Cost Index Tahun 1990-2022

Tahun	indeks harga
2003	1138,503
2004	1155,004
2005	1171,505
2006	1188,006
2007	1204,507
2008	1221,008
2009	1237,509
2010	1254,01
2011	1270,511
2012	1287,012
2013	1303,513
2014	1320,014



Gambar E. 2 Chemical Enggineering Plant Cost Index tahun 2002-2023

Dengan asumsi bahwa perubahan harga indeks peralatan tiap tahun terjadi secara linier, maka didapatkan persamaan berikut:

$$y = 16,501 x - 31913$$

Dimana y adalah indeks

Pabrik gliserol ini akan mulai beroperasi pada tahun 2027, dan indeks harga pada tahun 2014 sedesar 1320,014, sehingga berdasarkan persamaan yang diperoleh, maka perkiraan cost index pada tahun 2027 adalah 1.534,527. Harga peralatan

diperoleh dari [www.matche.com](http://www.matche.com) dan [www.alibaba.com](http://www.alibaba.com). Untuk mengestimasi harga alat pada tahun tersebut, digunakan persamaan:

$$E_x = E_y \cdot \frac{N_x}{N_y}$$

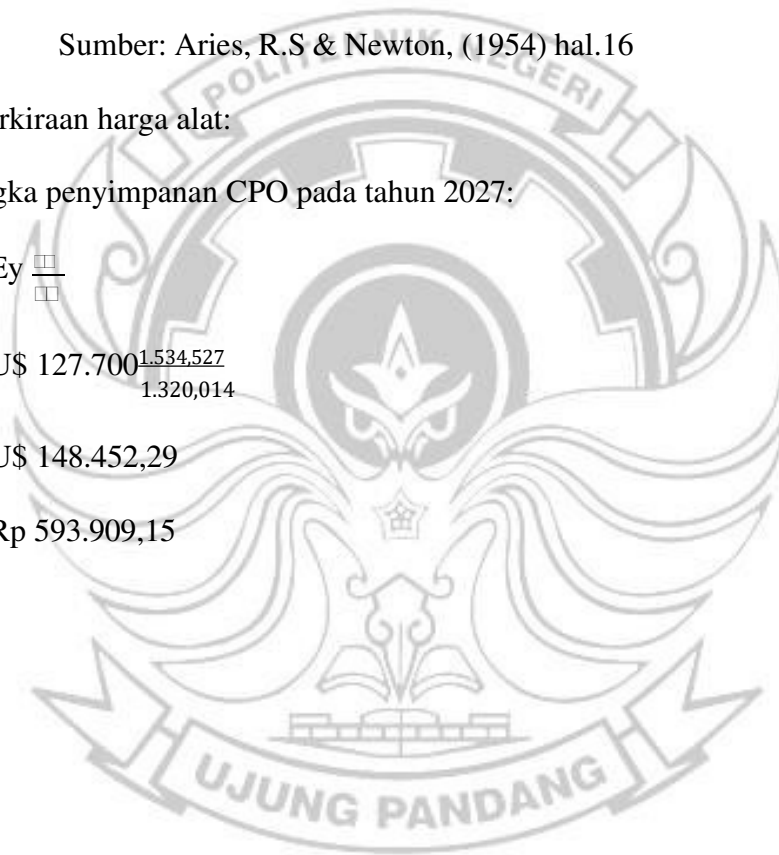
where  $N_y$  = index value for year  $y$   
 $N_x$  = index value for year  $x$   
 $E_y$  = purchased-equipment cost for year  $y$   
 $E_x$  = purchased-equipment cost for year  $x$

Sumber: Aries, R.S & Newton, (1954) hal.16

Contoh perkiraan harga alat:

Harga tangka penyimpanan CPO pada tahun 2027:

$$\begin{aligned} E_x &= E_y \frac{N_x}{N_y} \\ &= \text{US\$ } 127.700 \frac{1.534,527}{1.320,014} \\ &= \text{US\$ } 148.452,29 \\ &= \text{Rp } 593.909,15 \end{aligned}$$



Tabel E. 3 Harga Peralatan Proses

No	Nama Peralatan	Jumlah	2014		2027		
			Harga (\$)	Harga (Rp)	Harga (\$)	Harga Total (\$)	Harga Total (Rp)
1	Tangki Penyimpanan CPO	4	127.700	1.967.857.000	148.452,29	593.809,15	9.150.599.004,67
2	Tangki Penyimpanan Air	2	58.900	907.649.000	68.471,73	136.943,46	2.110.298.674,14
3	Pompa centrifugal	12	15.400	237.314.000	17.902,63	214.831,50	3.310.558.437,87
4	Pompa reciprocating	2	12.000	184.920.000	13.950,10	27.900,19	429.942.004,92
5	Heater 2	1	37.900	584.039.000	44.059,06	44.059,06	678.950.082,77
6	Expansion Valve 1	1	15.000	213.150.000	17.437,62	17.437,62	268.713.753,07
7	Fat splitting column	1	329.600	5.079.136.000	383.162,68	383.162,68	5.904.536.867,54
8	Flash Tank 1	1	52.000	801.320.000	60.450,42	60.450,42	931.541.010,66
9	Vakum dryer	1	176.000	2.712.160.000	204.601,68	204.601,43	3.152.908.036,07
10	Cooler 3	1	18.700	288.167.000	21.738,90	21.738,90	334.996.478,83
11	Bleaching tank	1	18.800	547.055.000	21.855,15	21.855,15	336.787.903,85
12	Filter press	1	35.500	221.904.000	41.269,04	41.269,04	635.955.202,95
13	Bucket elevator	1	14.400	493.120.000	16.740,12	16.740,12	257.965.202,95
14	BIN <i>activated charcoal</i>	1	32.000	866.042.000	37.200,26	37.200,26	573.256.006,56
15	Tangki penyimpanan gliserol	1	56.200	585.580.000	65.332,96	65.332,96	1.006.780.861,52
16	Heater 1	1	38.000	231.150.000	44.175,31	44.175,31	680.741.507,79
17	Expansion valve	1	15.000	585.580.000	17.437,62	17.435,31	268.713.753,07
18	Cooler 1	1	38.000	231.150.000	44.175,31	44.174,31	680.741.507,79
19	Tangki Penyimpanan asam lemak	2	144.000	2.219.040.000	167.401,17	334.802,34	5.159.304.059,02
20	Flash tank 2	1	58.700	904.567.000	68.239,23	68.239,23	1.051.566.487,03
21	Cooler 2	1	43.000	622.630.000	49.987,85	49.987,85	770.312.758,81
<b>Total</b>		<b>38</b>				<b>2.446.149,60</b>	<b>37.695.165.281,20</b>

Sumber: [www.matche.com](http://www.matche.com) dan [www.alibaba.com](http://www.alibaba.com)



Tabel E. 4 Harga Peralatan Utilitas

No	Nama Peralatan	Jumlah	2014		2027		
			Harga (\$)	Harga (Rp)	Harga (\$)	Harga Total (\$)	Harga Total (Rp)
1	Bak Penampungan awal	1	15.500	238.855.000	18.019	18.019	277.670.878
2	Clarifier	1	68.600	1.057.126.000	79.748	79.748	1.228.917.564
3	Bak Sand Filter	1	10.200	157.182.000	11.858	11.858	182.725.352
4	Bak air bersih	1	2.500	38.525.000	2.906	2.906	44.785.626
5	Bak air sanitasi	1	2.500	28.525.000	2.906	2.906	44.785.626
6	Tangki kation exchanger	1	28.627	441.142.070	33.279	33.279	512.831.241
7	Tangki anion exchanger	1	28.627	441.142.070	33.279	33.279	512.831.241
8	Tangki H2S04	1	53.500	824.435.000	62.194	62.194	958.412.386
9	Tangki NaOH	1	50.600	779.746.000	58.823	58.823	906.461.060
10	Tangki air umpan boiler	1	42.000	647.220.000	48.825	48.825	752.298.509
11	Daerator	1	95.000	1.463.950.000	110.438	110.438	1.701.853.769
12	Baik air proses	1	2.500	38.525.000	2.906	2.906	44.785.625
13	Cooling tower	1	100.282	1.545.345.620	116.579	116.579	1.796.476.839
14	Pompa	8	13.000	200.330.000	15.113	120.901	1.863.082.021
15	Tangki bahan bakar	1	57.800	890.698.000	67.193	67.193	1.035.443.662
16	Generator	1	69.280	1.067.604.800	80.539	80.539	1.241.099.254
17	Boiler	1	598.000	9.215.180.000	695.180	695.180	10.712.721.623
<b>Total</b>		<b>24</b>					<b>23.817.282.275</b>

Sumber: [www.matche.com](http://www.matche.com) dan [www.Alibaba.com](http://www.Alibaba.com)

Perhitungan harga peralatan proses dan utilitas

Harga peralatan proses paada tahun 2027 = Harga Peralatan Proses + Harga Peralatan Utilitas

EC = Rp.37.695.165.281 + Rp. 23.817.282.275

= Rp. 61.512.447.557



## **E.2 Perhitungan Production Cost (Biaya Produksi)**

### **E.3.1 Total Capital Investment (TCI)**

#### **E.2.1.1 Biaya Pembelian Alat (*Purchased Equipment Cost (PEC)*)**

1. Harga pembelian alat atau EC = Rp. 61.512.447.556,64

2. Biaya pengangkutan hingga ke Pelabuhan

Besarnya adalah 20% EC, alat-alat yang digunakan dalam pabrik gliserol ini termasuk dalam golongan pabrik sederhana.

$$= 20\% \times \text{Rp. } 61.512.447.556,64$$

$$= \text{Rp. } 12.302.489.511,33$$

3. Asuransi pengangkutan

Besarnya adalah 1%-4% EC, dan ditetapkan 4%EC, karena alat-alat yang digunakan dalam pabrik gliserol ini termasuk dalam golongan pabrik sederhana.

$$= 2\% \times \text{Rp. } 61.512.447.556,64$$

$$= \text{Rp. } 1.230.248.951,13$$

4. Provisi bank

Besarnya adalah 0,5%-1% EC, ditetapkan 1% EC, karena pabrik gliserol ini termasuk dalam golongan pabrik berisiko besar.

$$= 1\% \times \text{Rp. } 61.512.447.556,64$$

$$= \text{Rp. } 615.124.475,57$$

5. Ekspedisi Muatan Kapal Laut (EKML)

Besarnya adalah 2%-12% EC, dan ditetapkan 12% EC, karena alat-alat yang digunakan dalam pabrik gliserol ini termasuk dalam golongan pabrik sederhana.

$$= 7\% \times \text{Rp. } 61.512.447.556,64 = \text{Rp. } 4.305.871.328,97$$

6. Pajak bea masuk barang

Besarnya adalah 20% EC, karena pabrik gliserol ini termasuk dalam golongan pabrik sederhana.

$$= 20\% \times \text{Rp. } 61.512.447.556,64$$

$$= \text{Rp. } 12.302.489.511,33$$

Tabel E. 5 Purchased Equipment Cost

No	Jenis		Biaya (Rp)
1	Harga pembelian alat	100%	61.512.447.556,64
2	Pengangkutan dari Pelabuhan sampai lokasi	25%	12.302.489.511,33
3	Asuransi pengangkutan	2%	1.230.248.951,13
5	Provinsi Bank	1%	615.124.475,57
6	EMKL	7%	4.305.871.328,97
7	Pajak barang impor	20%	12.305.489.511,33
<b>Total PEC</b>			<b>92.268.671.334,97</b>

E.2.1.2 Modal tetap (*Fixed Capital Investment (FCI)*)

Asumsi yang dipakai dalam evaluasi ekonomi:

- a. Umur alat = 10 tahun
- b. Upah tenaga asing = \$ 20,00/jam
- c. Upah tenaga Indonesia = Rp.15.000,00/jam
- d. Komposisi jumlah buruh:
  - Tenaga Indonesia = 95%
  - Tenaga asing = 5%
- e. Perbandingan keahlian pekerja (Asing:Indonesia = 1 : 2)

1. Biaya Pemasangan Alat (*Equipment Installation Cost*)

Installation cost merupakan suatu biaya yang dibutuhkan untuk memasang peralatan proses sekaligus biaya pemasangannya Biaya pemasangan alat terdiri dari 3 komponen primer yaitu pondasi, platform & support dan bangunan alat (Aries &

Newton, hal 77), dalam hal ini ditetapkan 43% PEC yang terdiri dari 11% material dan labor 32% karena ekuivalen dengan biaya pemasangan alat yang sesungguhnya.

Table 16. Installation Costs  
(Equivalent to percentages of purchased-equipment cost)

	Material, %	Labor, %	Total, %
Foundations . . . . .	4	3	7
Platforms and supports . . . . .	7	4	11
Erection of equipment . . . . .	..	25	25
Total installation . . . . .	11	32	43

$$\begin{aligned} \text{Material} &= 11\% \times \text{PEC} \\ &= 11\% \times \text{Rp.}92.268.671.334,97 \\ &= \text{Rp.}10.149.553.846,85 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Labor} &= 32\% \times \text{PEC} \\ &= 32\% \times \text{Rp.} 92.268.671.334,97 \\ &= \text{Rp.} 29.525.974.827,19 \end{aligned}$$

Pemasangan alat menggunakan 5% tenaga asing dan 95% tenaga Indonesia.

$$\begin{aligned} \text{Tenaga asing} &= 5\% \times \text{Labor} \\ &= 5\% \times \text{Rp.} 29.525.974.827,19 \\ &= \text{Rp.}1.476.298.741,36 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tenaga indonesia} &= 95\% \times \text{Labor} \times 2 \times \frac{\text{Upah tenaga asing per jam}}{\text{Upah tenaga indonesia per jam}} \\ &= \text{Rp.} 864.491.016.956,27 \end{aligned}$$

Sehingga,

$$\begin{aligned} \text{Total biaya pemasangan alat} &= \text{material} + \text{tenaga asing} + \text{tenaga Indonesia} \\ &= \text{Rp.}876.116.869.553,48 \end{aligned}$$

## 2. Biaya Instrumentasi (*Instrumentation Cost*)

*Instrumentation Cost* adalah biaya yang digunakan untuk melengkapi sistem proses dengan suatu sistem pengendalian berupa control. Berdasarkan Tabel 19,

Aries & Newton, hal 97, diperoleh bahwa untuk control yang ekstensif diperlukan biaya sebesar 30% PEC yang terdiri dari 24 % material dan 6% labor.

Table 19. Instrumentation Cost  
(Equivalent to percentages of purchased-equipment cost)

	Material, %	Labor, %	Total, %
Few or no controls.....	4	1	5
Some specific controls.....	12	3	15
Extensive controls.....	24	6	30

$$\text{Material} = 24\% \times \text{PEC}$$

$$= 24\% \times \text{Rp. } 92.268.671.334,97$$

$$= \text{Rp. } 22.144.481.120,39$$

$$\text{Labor} = 6\% \times \text{PEC}$$

$$= 6\% \times \text{Rp. } 92.268.671.334,97$$

$$= \text{Rp. } 5.536.120.280,10$$

Pemasangan alat menggunakan 5% tenaga asing dan 95% tenaga Indonesia.

$$\text{Tenaga asing} = 5\% \times \text{Labor}$$

$$= 5\% \times \text{Rp. } 5.536.120.280,10$$

$$= \text{Rp. } 276.806.014,00$$

$$\text{Tenaga indonesia} = 95\% \times \text{Labor} \times 2 \times \frac{\text{Upah tenaga asing per jam}}{\text{Upah tenaga indonesia perjam}}$$

$$= \text{Rp. } 162.092.065.680,99$$

Sehingga,

$$\text{Total biaya instrumentasi} = \text{material} + \text{tenaga asing} + \text{tenaga Indonesia}$$

$$= \text{Rp. } 184.513.352.815,39$$

### 3. Biaya Insulasi (*Insulation Cost*)

*Insulation Cost* merupakan biaya digunakan untuk melengkapi sistem insulasi didalam proses produksi. Berdasarkan Tabel 21, Aries & Newton, hal 9, diperoleh bahwa biaya isolasi sebesar 8% PEC yang terdiri dari 3% material dan 5% labor.

Table 21. *Insulation Cost*  
(Equivalent to percentages of purchased-equipment cost)

	Material, %	Labor, %	Total, %
Insulation	3	5	8

$$\begin{aligned} \text{Material} &= 3\% \times \text{PEC} \\ &= 3\% \times \text{Rp. } 92.268.671.334,97 \\ &= \text{Rp. } 2.768.060.140,05 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Labor} &= 5\% \times \text{PEC} \\ &= 5\% \times \text{Rp. } 92.268.671.334,97 \\ &= \text{Rp. } 4.613.433.566,75 \end{aligned}$$

Pemasangan alat menggunakan 5% tenaga asing dan 95% tenaga Indonesia.

$$\begin{aligned} \text{Tenaga asing} &= 5\% \times \text{Labor} \\ &= 5\% \times \text{Rp. } 4.613.433.566,75 \\ &= \text{Rp. } 230.671.678,34 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tenaga indonesia} &= 95\% \times \text{Labor} \times 2 \times \frac{\text{Upah tenaga asing per jam}}{\text{Upah tenaga indonesia per jam}} \\ &= \text{Rp. } 135.076.721.400,82 \end{aligned}$$

Sehingga,

$$\begin{aligned} \text{Total biaya isolasi} &= \text{material} + \text{tenaga asing} + \text{tenaga Indonesia} \\ &= \text{Rp. } 138.075.453.219,21 \end{aligned}$$

#### 4. Biaya Pemipaan (*Piping Cost*)

*Piping cost* adalah biaya yang dikeluarkan untuk sistem pemipaan dalam proses dan biaya pemasangannya. Pada Tabel 17. Aries & Newton hal 78, diperoleh bahwa untuk sistem pemipaan fluida diperlukan biaya sebesar 86% PEC yang terdiri dari material 49% dan labor 37%.

Table 17. Piping Cost  
(Equivalent to percentages of purchased-equipment cost)

Process	Material, %	Labor, %	Total, %
Solid.....	8	6	14
Solid-fluid.....	21	15	36
Fluid.....	49	37	86

$$\begin{aligned} \text{Material} &= 49\% \times \text{PEC} \\ &= 49\% \times \text{Rp. } 92.268.671.334,97 \\ &= \text{Rp. } 45.211.648.954,13 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Labor} &= 37\% \times \text{PEC} \\ &= 37\% \times \text{Rp. } 92.268.671.334,97 \\ &= \text{Rp. } 34.139.408.393,94 \end{aligned}$$

Pemasangan alat menggunakan 5% tenaga asing dan 95% tenaga Indonesia.

$$\begin{aligned} \text{Tenaga asing} &= 5\% \times \text{Labor} \\ &= 5\% \times \text{Rp. } 34.139.408.393,94 \\ &= \text{Rp. } 17.069.704.196,97 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tenaga indonesia} &= 95\% \times \text{Labor} \times 2 \times \frac{\text{Upah tenaga asing per jam}}{\text{Upah tenaga indonesia per jam}} \\ &= \text{Rp. } 34.139.408.393,94 \end{aligned}$$

Sehingga,

$$\begin{aligned} \text{Total biaya pemipaan} &= \text{material} + \text{tenaga asing} + \text{tenaga Indonesia} \\ &= \text{Rp. } 79.351.057.348,07 \end{aligned}$$



## 5. Biaya Listrik (*Electrical Cost*)

Electrical cost adalah biaya yang dipakai untuk pengadaan sarana pendukung dalam penyediaan atau pendistribusian tenaga listrik. Pada Tabel 22, Arie & Newton hal 102, diperoleh bahwa biaya elektrik 10-15% PEC.

**Electrical Auxiliaries**  
The total installed cost of electrical substations and feeders may be estimated from Table 22. The purchased prices of motors are shown in Fig. 73 to 75; installation expense may be estimated as 10% per cent of the invoice price.

Auxiliary	Cost
Substations and switch gear.....	\$30/kva
Overhead feeders.....	5/ft
Underground feeders.....	10/ft

The complete installed cost of substations, feeders, and wiring may be estimated as being equivalent to 10 to 15 per cent of the purchased-equipment value.

$$\begin{aligned}\text{Biaya listrik} &= 10\% \times \text{PEC} \\ &= 10\% \times \text{Rp. } 92.268.671.334,97 \\ &= \text{Rp. } 9.226.867.133,50\end{aligned}$$

## 6. Bangunan dan Pemeliharaan

Biaya bangunan dan pemeliharaan merupakan biaya yang dibutuhkan untuk melakukan pembangunan sekaligus pemeliharaan bangunan. Biaya bangunan dan pemeliharaan terdiri dari biaya indoor dan outdoor.

$$\begin{aligned}\text{Indoor} &= 50\% \times \text{PEC} \\ &= 50\% \times \text{Rp. } 92.268.671.334,97 \\ &= \text{Rp. } 46.134.335.667,48\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Outdoor} &= 30\% \times \text{PEC} \\ &= 30\% \times \text{Rp. } 92.268.671.334,97 \\ &= \text{Rp. } 27.680.601.400,49\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Sehingga, Total biaya bangunan dan pemeliharaan} & \\ &= \text{Rp. } 46.134.335.667,48 + \text{Rp. } 27.680.601.400,49 \\ &= \text{Rp. } 73.814.937.067,97\end{aligned}$$

7. Fasilitas pelayanan

$$\begin{aligned}\text{Fasilitas pelayanan} &= 70\% \times \text{PEC} \\ &= 70\% \times \text{Rp. } 92.268.671.334,97 \\ &= \text{Rp. } 64.588.069.934,48\end{aligned}$$

8. Perluasan Lahan (*Yard Improvement*)

$$\begin{aligned}\text{Yard improvement} &= 15\% \times \text{PEC} \\ &= 15\% \times \text{Rp. } 92.268.671.334,97 \\ &= \text{Rp. } 13.840.300.700,24\end{aligned}$$

9. Tanah

$$\begin{aligned}\text{Luas tanah} &= 20.000 \text{ m}^2 \\ \text{Harga tanah} &= \text{Rp. } 1.000.0000 \text{ per m}^2 \text{ (berdasarkan NJOP, 2023)} \\ \text{Maka, Harga tanah} &= \text{Luas tanah} \times \text{Harga tanah} \\ &= 20.000 \text{ m}^2 \times \text{Rp. } 1.000.000 \text{ per m}^2 \\ &= \text{Rp. } 20.000.000.000\end{aligned}$$

10. Utilitas

$$\begin{aligned}\text{Utilitas} &= 40\% \times \text{PEC} \\ &= 40\% \times \text{Rp. } 92.268.671.334,97 \\ &= \text{Rp. } 36.907.468.533,99\end{aligned}$$

11. *Enviromental*

Biaya untuk lingkungan diestimasikan 6-25% PEC (Peters & Timmerhaus,1991) digunakan untuk pemeliharaan lingkungan sekitar pabrik, termasuk lingkungan dalam dan luar pabrik, diambil 10% dari PEC.

$$\begin{aligned}
 \text{Enviromental} &= 10\% \times \text{PEC} \\
 &= 10\% \times \text{Rp. } 92.268.671.334,97 \\
 &= \text{Rp.} 9.226.867.133,50
 \end{aligned}$$

Tabel E. 6 Total *Physical Plant Coat*

No	Jenis	Biaya (Rp)
1	Pemasangan alat ( <i>Equipment Installation Cost</i> )	876.116.869.553,48
2	Biaya Instrumentas ( <i>Instrumentation Cost</i> )	184.513.352.815,39
3	Biaya Isolasi ( <i>Insulation Cost</i> )	138.075.453.219,21
4	Biaya Pemipaan ( <i>Piping Cost</i> )	79.351.057.348,07
5	Biaya Listrik ( <i>Electrical Cost</i> )	9.226.867.133,50
6	Bangunan dan pemeliharaan	73.814.937.067,97
7	Fasilitas pelayanan	64.588.069.934,48
8	<i>Yard improvement</i>	13.840.300.700,24
9	Tanah	20.000.000.000
10	Utilitas	36.907.468.533,99
11	Enviromental	9.226.867.133,50
<b>Total <i>Physical Plant Coat</i> (PPC)</b>		<b>1.505.661.243.439,82</b>

## 12. *Engineering and Construction*

*Cost of Engineering and Costruction* adalah biaya untuk design *engineering field* supervisor, temporary construction and inspection. Nilainya 1-20% PPC (Tabel 4, Aries & Newton) dalam hal ini ditetapkan 10% PPC.

$$\begin{aligned}
 \text{Besarnya} &= 10\% \times \text{PPC} \\
 &= 10\% \times \text{Rp. } 1.505.661.243.439,82 \\
 &= \text{Rp.} 150.566.124.343,98
 \end{aligned}$$

## 13. *Direct Plant Cost* (DPC)

$$\begin{aligned}
 \text{DPC} &= (\text{PPC} + \text{Engineering \& Construction}) \\
 &= \text{Rp. } 1.505.661.243.439,82 + \text{Rp. } 150.566.124.343,98 \\
 &= \text{Rp. } 1.656.227.367.783,80
 \end{aligned}$$

#### 14. Biaya kontraktor (*Contractor's Fee*)

*Contractor's Fee* merupakan biaya yang dipakai untuk membayar kontraktor pembangunan pabrik. Dalam buku Aries & Newton, hal 4, biaya *contractor's fee* diestimasikan sebesar 4%-10% DPC, dalam hal ini diambil 4% DPC karena pabrik gliserol ini termasuk dalam golongan pabrik sederhana.

$$\begin{aligned}\text{Besarnya} &= 4\% \times \text{DPC} \\ &= 4\% \times \text{Rp. 1.656.227.367.783,80} \\ &= \text{Rp. 82.811.368.389,19}\end{aligned}$$

#### 15. Biaya tak terduga (*Contingency*)

*Cost of contingency* adalah biaya kompensasi perubahan harga dan kesalahan estimasi. Besarnya 10-25% DPC (Tabel 5, Aries & Newton), dalam hal ini ditetapkan 15% karena pabrik gliserol ini termasuk dalam golongan pabrik berisiko besar.

$$\begin{aligned}\text{Besarnya} &= 15\% \times \text{DPC} \\ &= 15\% \times \text{Rp. 1.656.227.367.783,80} \\ &= \text{Rp. 248.434.105.167,57}\end{aligned}$$

#### 16. *Plant Start Up Cost*

Dipilih 5% *Contractor's fee*

$$\begin{aligned}\text{Besarnya} &= 5\% \times \text{Contractor's fee} \\ &= 5\% \times \text{Rp. 82.811.368.389,19} \\ &= \text{Rp. 4.140.568.419,46}\end{aligned}$$

Sehingga,

$$\begin{aligned}\text{Total FCI} &= \text{DPC} + \text{Contractor fee} + \text{Contingency} + \text{Plant Start Up Cost} \\ &= \text{Rp. 1.991.613.409.760,02}\end{aligned}$$

#### E.2.1.3 Modal Kerja (*Working Capital Investment*)

$$\begin{aligned}\text{WCI} &= 20\% \times \text{TCI} \\ &= 20\% \times \text{Rp. 2.489.516.762.200,02} \\ &= \text{Rp.497.903.352.440,01}\end{aligned}$$

#### E.2.1.4 Modal Total (TCI)

$$\begin{aligned}\text{TCI} &= \text{FCI} + \text{WCI} \\ &= \text{Rp. 1.991.613.409.760,02} + 20\% \times \text{TCI} \\ 0,80 \text{ TCI} &= \text{Rp. 1.991.613.409.760,02} \\ \text{TCI} &= \frac{\text{Rp. 1.991.613.409.760,02}}{0,80} \\ &= \text{Rp. 2.489.516.762.200,02}\end{aligned}$$

### E.2.2 *Manufacturing Cost* (MC)

#### E.3.1 *Direct Manufacturing Cost*

*Direct manufacturing cost* merupakan biaya yang dikeluarkan khusus dalam pembuatan produk.

1. Bahan Baku (*Raw material*)

Tabel E. 7 Harga Kebutuhan Bahan Baku

No	Bahan baku	Kebutuhan (kg/jam)	Kebutuhan /Tahun (kg)	Harga Rp/kg	Harga Tahun 2027 Rp/kg	Total harga Rp/Tahun
1	CPO	42.575,67	337.199.306,40	12.000	13.950,10	4.703.963.200.863,68
2	Act Charcoal	4,46	35.352	3.487,52	4.054,27	143.329.170,23
3	Koangulan Al <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	3,30	26.136	2.673,77	3.108,28	81.237.989,07
4	Chlorine	0,001	7,94	1.078,70	1.254	9.953,18
5	NaOH	11,18	88.545,60	12.000	13.950,10	1.235.219.753,10
6	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1,00	7.920	11.000	12.787,59	527.159.676.38
7	Solar	8,42	66.686,40	6.800	7.905,06	101.277.707,84
<b>Total</b>		<b>42.604,04</b>				<b>4.706.051.559.703,48</b>

Sumber:www.alibaba.com

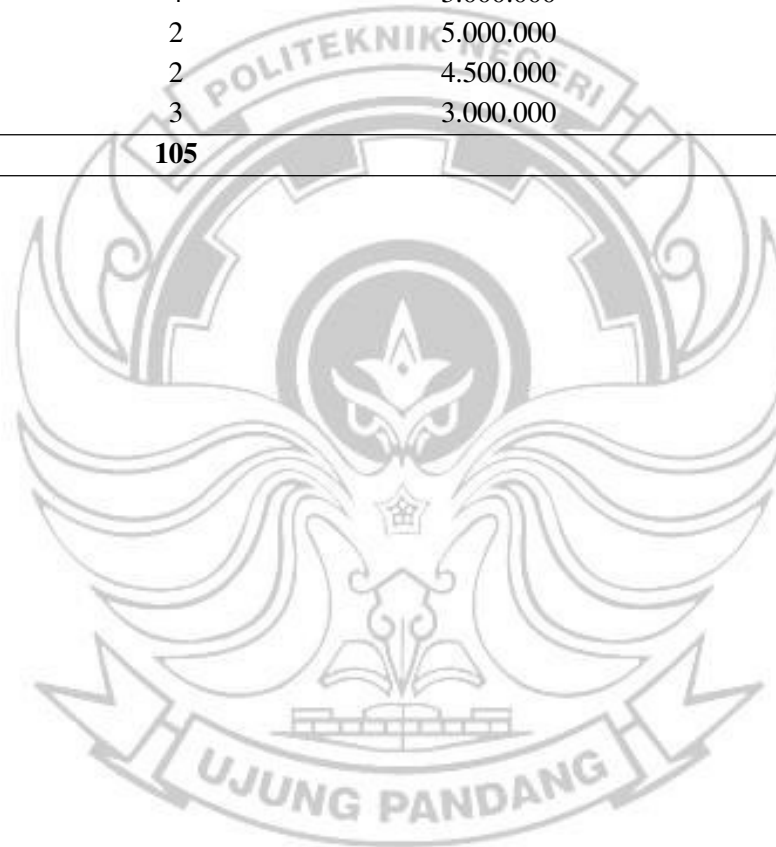
2. Gaji Karyawan

Tabel E. 8 Daftar Gaji Karyawan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/bln-org(RP)	Gaji/tahun (Rp)
1	2	3	4	5
1	Direktur Utama	1	50.000.000	600.000.000
2	Sekretaris	1	15.000.000	180.000.000
3	Staf ahli	3	10.000.000	540.000.000
4	P & E Manager	1	10.000.000	120.000.000
5	Manager umum dan keuangan	1	10.000.000	120.000.000

1	2	3	4	5
6	R & D Manager	1	10.000.000	120.000.000
7	HR dan Umum	1	8.000.000	96.000.000
8	SVP Produksi	1	8.000.000	96.000.000
9	SVP Riset	1	8.000.000	96.000.000
10	SVP Q C	1	8.000.000	96.000.000
11	SVP Administrasi	1	8.000.000	96.000.000
12	SVP Corporate Finance	1	8.000.000	96.000.000
13	SVP Humas	1	8.000.000	96.000.000
14	SVP Human Resource Development	1	8.000.000	96.000.000
15	SVP Keamanan	1	8.000.000	96.000.000
16	SVP Marketing	1	8.000.000	96.000.000
17	Staf proses	32	7.500.000	2.880.000.000
18	Staf pengendalian	3	7.500.000	270.000.000
19	Staf laboratorium	5	7.500.000	450.000.000
20	staf riset	5	7.500.000	450.000.000
21	staf K3 dan Lingkungan	3	7.500.000	270.000.000
22	Staf maintenance	5	7.500.000	450.000.000
23	Staf Utilitas	5	7.500.000	450.000.000
24	Staf administrasi	3	7.500.000	270.000.000
25	Staf corporate finance	3	7.500.000	270.000.000
26	Staf Human resouce Development	3	7.500.000	270.000.000
27	Staf Humas	3	7.500.000	270.000.000
28	Staf marketing	3	7.500.000	270.000.000

1	2	3	4	5
29	Security	3	3.000.000	270.000.000
30	Sopir	4	3.000.000	144.000.000
31	Dokter	2	5.000.000	120.000.000
32	Perawat	2	4.500.000	108.000.000
33	Petugas kebersihan	3	3.000.000	108.000.000
<b>Total</b>		<b>105</b>		<b>9.798.000.000</b>





### 3. Maintenance

*Maintenance cost* adalah biaya yang dikeluarkan untuk pemeliharaan peralatan proses. Besarnya 2 – 10% FCI (Aries & Newton, hal 164) ditetapkan 5% FCI, karena peralatan yang digunakan pada pabrik gliserol ini termasuk dalam golongan peralatan sederhana.

Table 38. Annual Maintenance Cost  
(Equivalent to percentage of fixed-capital investment)

Type of equipment	Annual maintenance, %
Simple, light use.....	2-4
Average.....	6-7
Complicated, severe use.....	8-10

$$\begin{aligned} \text{Diambil 5\% FCI} &= 5\% \times \text{FCI} \\ &= 5\% \times \text{Rp. 1.991.613.409.760,02} \\ &= \text{Rp.99.580.670.488,00} \end{aligned}$$

### 4. Plant Supplies

*Plant supplies* ditetapkan 15% dari *maintenance cost* per tahun, karena dianggap pabrik beroperasi pada tahun normal (Aries & Newton, hal 168).

$$\begin{aligned} \text{Total Plant Supplies} &= 15\% \times \text{Rp. 99.580.670.488,00} \\ &= \text{Rp.14.937.100.573,20} \end{aligned}$$

### 5. Laboratorium

$$\begin{aligned} \text{Total laboratorium} &= 10\% \times \text{Gaji karyawan} \\ &= 10\% \times \text{Rp. 9.798.000.000} \\ &= \text{Rp. 979.800.000} \end{aligned}$$

### 6. Utilitas

*Cost of utilitas* adalah biaya yang dibutuhkan untuk mengoperasikan unit pendukung proses. Besarnya utilitas 25%-50% terhadap nilai bangunan +

*contingency* (Aries & Newton, hal 168), karena pabrik gliserol ini termasuk golongan pabrik yang baru didirikan sehingga penggunaan utilitas masih minimum.

$$\begin{aligned} \text{Total biaya utilitas} &= 25\% \times (\text{nilai bangunan} + \text{contingency}) \\ &= 25\% \times (\text{Rp.73.814.937.067,97} + \text{Rp.248.434.105.167,57}) \\ &= \text{Rp.80.562.260.558,89} \end{aligned}$$

### 7. *Paten & Royalty*

*Paten & royalty* adalah biaya paten untuk keperluan produksi diamortisasikan selama waktu proteksinya (selama paten berlaku). *Paten & royalty* biasanya dibayar berdasarkan kecepatan produksi atau penjualan. *Paten & royalty* mempunyai range antar 1-5% dari harga penjualan produk per tahun. Dalam hal ini diambil 1% terhadap harga jual produk karena pabrik gliserol termasuk golongan pabrik yang baru didirikan (Aries & Newton, hal 168).

#### Royalties and Patents

The cost of patents purchased for production purposes is customarily amortized over their legally protected lives. Royalties are generally paid at a specified rate on either a production or sales basis. In the absence of exact rates, a value equivalent to 1 to 5 per cent of the sales price of the product may be employed for estimating royalty or patent costs.<sup>22,28</sup>

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas produksi utama} &= 35.000 \text{ ton/tahun} \\ \text{Harga produk} &= \text{Rp.30.000} \\ \text{Harga produk tahun 2017} &= \text{Rp.34.875} \sim \text{Rp.35.000} \\ \text{Produk yang dihasilkan} &= 4.419,19 \text{ kg/jam} \\ &= 4.419,19 \text{ kg/jam} \times 330 \text{ hari} \times 24 \text{ jam} \\ &= 35.000.000 \text{ kg/tahun} \\ \text{Harga jual per tahun} &= 35.000.000 \text{ kg/tahun} \times \text{Harga produk tahun 2027} \\ &= 35.000.000 \text{ kg/tahun} \times \text{Rp.34.875} \\ &= \text{Rp. 1.220.633.531.159} \end{aligned}$$

Kapasitas produk sampung = 321.646 ton/tahun  
 Harga produk = Rp. 15.000  
 Harga produk tahun 2027 = Rp. 17.437 ~ Rp. 17.000  
 Produk yang dihasilkan = 40.611,96 kg/jam  
 = 40.611,96 kg/jam x 330 hari x 24 jam  
 = 321.646.702 kg/tahun  
 Harga jual per tahun = 321.646.702 kg/tahun x Rp. 17.000  
 = Rp. 5.608.753.576.509  
 Total harga jual per tahun = Harga jual produk + harga jual produk sampung  
 = Rp. 6.829.387.107.669  
 Maka, *Paten & royalty* = 1% x Total Harga Penjualan  
 = 1% x Rp. 6.829.387.107.669  
 = Rp.68.293.871.076

Tabel E. 9 Total Direct Manufacturing Cost (DMC)

No.	Direct Manufacturing Cost	Biaya (Rp)
1	Raw material cost (Bahan Baku)	4.706.051.559.703,48
2	Gaji karyawan	9.798.000.000,00
3	<i>Maintenance Cost</i>	99.580.670.488,00
4	<i>Plant Supplies Cost</i>	14.937.100.573,20
5	Laboratorium	979.800.000,00
6	Utilitas	80.562.260.558,89
7	<i>Paten &amp; Royalty</i>	68.293.871.076,69
	<b>Total</b>	<b>4.980.203.262.400,26</b>

### E.3.2 *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

*Indirect manufacturing cost* merupakan pengeluaran yang tidak langsung akibat dari pembuatan produk, *indirect manufacturing cost* terdiri dari:

## 1. Payroll overhead cost

*Payroll overhead cost* merupakan pengeluaran untuk membayar pensiunan, liburan yang ditanggung pabrik, asuransi, cacat jasmani akibat kerja, THR, dan security. Besarnya 15-20% dari gaji karyawan (Aries & Newton, hal 173) ditetapkan 15% gaji karyawan.

### Payroll Overhead

All company expense incurred through pensions, paid vacations, group insurance, disability pay, social security, and unemployment taxes is classified as payroll overhead. While each of these items may be estimated individually, they may be estimated in total as being an amount equivalent to 15 to 20 per cent of the labor cost.

$$\begin{aligned} \text{Total Payroll overhead cost} &= 15\% \times \text{Gaji karyawan} \\ &= 15\% \times \text{Rp. 9.798.000.000} \\ &= \text{Rp. 1.469.700.000} \end{aligned}$$

## 2. Plant overhead cost

*Plant overhead cost* adalah biaya yang diperlukan untuk servis yang tidak langsung berhubungan dengan unit produksi. Biaya yang termasuk dalam *plant overhead cost* adalah biaya pembelian, dan bonus produksi. Besarnya *plant overhead cost* 50%- 100% dari gaji karyawan (Aries & Newton, hal 174) dalam perkiraan ini diambil 50% dari gaji karyawan, karena pabrik gliserol ini tergolong pabrik yang sederhana.

### Plant Overhead

Plant overhead is the cost of maintaining certain service functions required indirectly by the productive unit. It includes such costs as maintaining medical and recreational facilities, purchasing, warehousing, and engineering. Generally these charges are collected in total and distributed over productive operations in direct proportion to labor. A value equivalent to 50 to 100 per cent of the productive labor cost may be applied in estimating indirect production cost. Plant overhead, in proportion to labor, will be higher for plants composed of complex operations than for plants employing simple processes. Similarly, small factories will usually have a higher proportion of plant overhead to direct labor than large ones.

$$\begin{aligned} \text{Total plant overhead} &= 50\% \times \text{gaji karyawan} \\ &= 50\% \times \text{Rp.9.798.000.000} \\ &= \text{Rp. 4.899.000.000} \end{aligned}$$

### 3. *Packinging dan shipping*

*Packingig dan shipping* merupakan biaya yang dibutuhkan untuk membayar biaya pengepakan dan *container* produk. Besarnya tergantung dari sifat-sifat kimia produk serta nilainya 4 – 36% dari harga penjualan produk (Aries & Newton, hal 174) ditetapkan besarnya 4%.

$$\begin{aligned}\text{Total } \textit{packinging dan shipping} &= 4\% \times \text{Sales Penjualan} \\ &= 4\% \times \text{Rp. } 6.829.387.107.669,47 \\ &= \text{Rp. } 273.175.484.306,78\end{aligned}$$

Tabel E. 10 Total Indirect Manufacturing Cost (IMC)

No.	Indirect Manufacturing Cost	Biaya (Rp)
1	<i>Payroll overhad cost</i>	1.469.700.000,00
2	<i>Plant overhead cost</i>	4.899.000.000,00
3	<i>Packinging and shipping</i>	273.175.484.306,78
<b>Total</b>		<b>279.544.184.306,78</b>

### E.3.3 *Fixed Manufactruing Cost (FMC)*

*Fixed manufacturing cost* merupakan pengeluaran yang berkaitan dengan inisial *fixed capital inverstment* dan harganya tetap, tidak tergantung waktu maupun tingkat produksi. *Fixed Cost* terdiri dari:

#### 1. Depresiasi

Depresiasi merupakan penurunan harga peralatan dan gedung karena pemakaian. Besarnya 8-10% dari FCI (Aries & Newton, hal 180) ditetapkan dari FCI, karena pabrik tergolong pabrik yan baru didirikan.

For estimating purposes total annual depreciation may be estimated as equivalent to 8 to 10 per cent of the fixed-capital investment. In some cases emergency plant facilities, built in the last several years in association with the national defense effort, have been allowed accelerated write-offs with rates as high as 20 per cent per year with governmental approval. Tables 48 and 49 show the estimated average lives of various types of equipment and plants, respectively.

$$\begin{aligned} \text{Total Depresiasi} &= 8 \% \times \text{Rp. } 1.991.613.409.760,02 \\ &= \text{Rp. } 159.329.072.780,80 \end{aligned}$$

## 2. *Property Taxes*

*Property taxes* adalah pajak yang dibayarkan oleh perusahaan. Besarnya 1-2% FCI (Aries & Newton, hal 181) ditetapkan 1% dari FCI.

**Property Taxes**  
 Property taxes are completely dependent upon the locality in which the plant is situated. In general, plants located in cities pay higher taxes than those in less populated regions. However, even cities show wide variation in tax rates and assessed valuation. Many times governing authorities will offer concessions in an effort to attract new enterprise.  
 In the absence of specific data, such as those listed in Table 50, an annual value equivalent to 1 to 2 per cent of the fixed-capital investment may be used in approximate property taxes.

$$\begin{aligned} \text{Total property taxes} &= 1\% \times \text{FCI} \\ &= 1\% \times \text{Rp. } 1.991.613.409.760,02 \\ &= 19.916.134.097,60 \end{aligned}$$

## 3. Asuransi

Pihak perusahaan harus mengeluarkan uang untuk biaya asuransi pabriknya, semakin berbahaya plant tersebut, maka biaya asuransinya semakin tinggi. Besarnya 2% dari FCI (Aries & Newton, hal 182), karena pabrik gliserol tergolong pabrik berisiko.

$$\begin{aligned} \text{Total biaya asuransi} &= 2\% \times \text{FCI} \\ &= 2\% \times \text{Rp. } 1.991.613.409.760,02 \\ &= \text{Rp. } 39.832.268.195,20 \end{aligned}$$

Tabel E. 11 Total Fixed Manufacturing Cost (FMC)

No	Jenis	Biaya (Rp)
1	Depresiasi	159.329.072.780,80
2	<i>Property Taxes</i>	19.916.134.097,60
3	Asuransi	39.832.268.195,20
<b>Total Fixed Manufacturing Cost</b>		<b>219.077.475.073,60</b>

Tabel E. 12 Total Manufacturing Cost (MC)

No	Jenis	Biaya (Rp)
1	<i>Direct Manufacturing Cost</i>	4.980.203.262.400,26
2	<i>Indirect Manufacturing Cost</i>	279.544.184.306,78
3	<i>Fixed Manufacturing Cost</i>	219.077.475/073,60
<b>Total Manufacturing Cost</b>		<b>5.478.824.921.780,65</b>

### E.2.3 General Expense/Pengeluaran Umum (GE)

General Expense yaitu macam-macam pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk *manufacturing cost*. *General expenses* terdiri dari:

#### 1. Biaya administrasi

Biaya administrasi terdiri dari beberapa bagian diantaranya:

Gaji karyawan = Rp.9.798.000.000

*Legal fee and auditing* = 10% x Gaji karyawan

= 10% x Rp.9.798.000.000

= Rp.979.800.000

Peralatan kantor dan komunikasi = Rp. 40.000.000

Total biaya administrasi

= Gaji karyawan + *Legal fee and auditing* + Peralatan kantor dan komunikasi

= Rp.10.817.800.000

#### 2. Sales Expense

Besarnya bervariasi, tergantung pada tipe produk, distribusi, market, advertisement, dan lain-lain. Secara umum besarnya diperkirakan 5-20% dari manufacturing cost (Aries & Newton hal, 186) dalam perancangan ini dipilih

nilai 3% dari manufacturing cost, kaarena produk sedikit memerlukan promosi dan produk nantinya langsung dijual pada pabrik.

many factors affecting sales expense, it is difficult to assign a definite factor for estimating purposes. Sales expense may vary from 2 to 30 per cent of the sales price. The low range may be considered applicable to standardized products, requiring little promotional effort, which are sold principally in large volume to other manufacturers; the other extreme is representative of newly developed lines which require promotion for ultimate sale through distributors to the consumer in the manufacturing firm. In general, sales expense may be roughly estimated by the process of assigning to it an amount equal to 3 to 12 per cent of the sales price or 5 to 22 per cent of the manufacturing cost.<sup>2,3,4,5,6,7,8,9,10</sup>

$$\begin{aligned} \text{Total sales expenses} &= 3\% \times \text{manufacturing cost} \\ &= 3\% \times \text{Rp.5.478.824.921.780,65} \\ &= \text{Rp.164.264.747.653,42} \end{aligned}$$

### 3. Finance

Untuk biaya *finance* dapat dihitung dari 12% FC + 24% WC (Peters & Timmerhaus, hal 211)

$$\begin{aligned} \text{Finance} &= 12\% \text{ FCI} + 24\% \text{ WCI} \\ &= (12\% \times \text{Rp. 1.991.613.409.760,02}) + (24\% \times \text{Rp. 497.903.352.440,01}) \\ &= \text{Rp.358.490.413.756,80} \end{aligned}$$

### 4. Riset dan pengembangan = 3,5% x MC

$$\begin{aligned} &= 3,5\% \times \text{Rp.5.478.824.921.780,65} \\ &= \text{Rp.191.758.872.262,32} \end{aligned}$$

Tabel E. 13 Total General Expenses (GE)

No	Jenis	Biaya (Rp)
1	Biaya administrasi	10.817.800.000
2	<i>Sales Expense</i>	164.264.747.653,42
3	<i>Finance</i>	358.490.413.756,80
4	Riset dan pengembangan	191.758.872.262,32
<b>Total General Expense</b>		<b>725.431.833.672,55</b>



Jadi, total *product cost* (TPC) = MC + GE

$$= \text{Rp.}5.478.824.921.780,65 + \text{Rp.}725.431.833.672,55$$

$$= \text{Rp.}6.204.256.755.453,19$$

### E.3 Analisa Kelayakan (Metode DCF)

Analisa ekonomi dilakukan dengan metode *discounted cash flow* yaitu *cash flow* yang dinilainya diproyeksikan pada masa sekarang. Adapun asumsi yang digunakan sebagai berikut:

a. Modal

Modal sendiri = 60%

Modal pinjaman = 40%

b. Bunga Bank = 20% per tahun (Bank Indonesia)

c. Laju inflasi = 5% per tahun selama 2 tahun

d. Masa konstruksi = 2 tahun

Pembayaran modal pinjaman selama konstruksi dilakukan secara diskrit dengan cara sebagai berikut:

- Pada masa konstruksi awal (tahun ke-2) dilakukan pembayaran 10% dari modal pinjaman untuk keperluan pembelian tanah dan beberapa macam uang muka lainnya.
- Pada akhir tahun kedua masa konstruksi (tahun ke -1) dibayarkan sisa modal pinjaman.

e. Pengembalian pinjaman dalam waktu = 10 tahun

f. Umur pabrik 10 tahun (depresiasi 10% per tahun)

g. Kapasitas produksi

Tahun I = 60%

Tahun II = 80%

Tahun III = 100%

h. Pajak pendapatan

Untuk laba antara 0 – Rp. 25.000.000 dikenakan pajak 5%

Untuk laba antara Rp. 25.000.000 – Rp. 50.000.000 dikenakan pajak 10%

Untuk laba antara Rp. 50.000.000 – Rp. 100.000.000 dikenakan pajak 15%

Untuk laba antara Rp. 100.000.000 – Rp. 200.000.000 dikenakan pajak 25%

Untuk laba > Rp. 200.000.000 dikenakan pajak 35%

E.3.1 Investasi Pabrik

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. Sehingga modal sendiri pada masa akhir masa konstruksi tetap. Untuk modal pinjaman dari bank total pinjaman pada akhir masa konstruksi:

Total *investasi* Pabrik (TCI) = Rp. 2.489.516.762.200,02

Investas modal sendiri = 60% x TCI  
= 60% x Rp. 2.489.516.762.200,02

= Rp.1.493.710.057.320,01

Tabel E. 14 Modal sendiri pada Tahun Masa Kontruksi

Tahun ke-	Modal (%)	Jumlah	Inflasi	Total
-2	50	746.885.028.660	37.342.751.433	784.197.780.093
-1	50	746.885.028.660	37.342.751.433	784.197.780.093
<b>Total</b>				<b>1.568.395.560.186</b>

Total Investasi Pabrik (TCI) = Rp. 2.489.516.762.200,02

Investasi modal pinjaman = Rp. 995.806.704.880,01

Tabel E. 15 Modal Pinjaman pada Tahun Masa Kontruksi

Tahun ke-	Modal (%)	Jumlah	Bunga	Total
-2	50	497.903.352.440	99.580.670.488	597.484.022.298
-1	50	497.903.352.440	99.580.670.488	597.484.022.298
<b>Total</b>				<b>1.194.968.045.856</b>

Modal investasi pada masa akhir kontruksi

= Total Modal Sendiri + Total Modal Pinjaman

= Rp.2.776.363.606.042,03

### E.3.2 Keuntungan (Profit) *Precent Profit on Sales* (POS)

Total biaya produks:

a. Produk utama

Jenis produk = Gliserol

Kapasitas produk = 35.000 ton/tahun

Harga produk pada tahun 2027 = Rp. 30.000

Penjualan per tahun = Rp. 1.220.633.531.159

b. Produk samping

Jenis produk = Asam lemak

Kapasitas produk = 321.646 ton/tahun

Harga produk pada tahun 2027 = Rp. 15.000

Penjualan per tahun = Rp. 5.608.735.576.509

Maka,

Total penjualan produk (S) = Rp. 6.829.107.669

$$\begin{aligned} \text{Keuntungan sebelum pajak} &= \text{Penjualan} - \text{Biaya produksi} \\ &= \text{Rp. } 6.829.107.669 - \text{Rp. } 6.204.256.755,453 \\ &= \text{Rp. } 625.130.352.216,28 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Pajak } 35\% &= 35\% \times \text{Keuntungan sebelum pajak, (UU 36 tahun} \\ & \text{2008 tentang pajak penghasilan pasal 17 ayat 2a)} \\ &= 35\% \times \text{Rp. } 625.130.352.216,28 \end{aligned}$$

$$= \text{Rp. } 218.795.623.275,70$$

$$\begin{aligned} \text{Keuntungan setelah pajak} &= \text{Keuntungan sebelum pajak} - \text{Pajak } 35\% \\ &= \text{Rp. } 625.130.352.216,28 - \text{Rp. } 218.795.623.275,70 \\ &= \text{Rp. } 406.334.728.940,58 \end{aligned}$$

*Percent Profit on Sales (POS)*

$$\text{POS} = \frac{\text{Keuntungan}}{\text{Penjualan}} \times 100\%$$

$$\begin{aligned} \text{Sebelum pajak} &= \frac{\text{Rp. } 625.130.352.216,28}{\text{Rp. } 6.823.387.107.669} \times 100\% \\ &= 9,15\% \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Setelah pajak} &= \frac{\text{Rp. } 406.334.728.940,581}{\text{Rp. } 6.682.387.107.669,47} \times 100\% \\ &= 5,95\% \end{aligned}$$

### E.3.3 Return On Investment (ROI)

Perkiraan keuntungan yang dapat diperoleh setiap tahun, didasarkan pada kecepatan pengembalian modal tetap yang diinvestasikan.

$$\text{ROI} = \frac{\text{Keuntungan}}{\text{Investasi}} \times 100\%$$

$$\begin{aligned} \text{Sebelum pajak} &= \frac{\text{Rp. } 625.130.352.216,28}{\text{Rp. } 1.991.613.409.760,02} \times 100\% \\ &= 31,39\% \end{aligned}$$

$$\text{Setelah pajak} = \frac{406.334.728.940,581}{1.991.613.409.760,02} \times 100\% = 20,40\%$$

Dari hasil perhitungan didapatkan ROI sebelum pajak sebesar 31,39 % dan setelah pajak 20,40 % artinya pabrik ini potensial untuk didirikan.

#### E.3.4 Pay Out Time (POT)

Jumlah tahun yang telah berselang sebelum diperoleh suatu penerimaan melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya *capital investment* oleh *profit* sebelum dikurangi depresiasi.

$$\begin{aligned} \text{POT} &= \frac{\text{Investasi Awal}}{\text{Profit Tahunan}} \times 100\% \\ \text{Sebelum pajak} &= \frac{1.991.613.409.760,02}{625.130.352.216,28 + 0,1 \times 1.991.613.409.760,02} \times 100\% \\ &= 2,5 \text{ tahun} \\ \text{Setelah pajak} &= \frac{1.991.613.409.760,02}{406.334.728.940,581 + 0,1 \times 1.991.613.409.760,02} \times 100\% \\ &= 3,5 \text{ tahun} \end{aligned}$$

#### E.3.5 Break Even Point (BEP)

*Break Even Point* (BEP) adalah titik yang menunjukkan pada tingkat berapa biaya dan penghasilan jumlahnya sama. BEP dapat menentukan tingkat nerapa harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga serta unit penjualan yang harus dicapai agar mendapatkan keuntungan.

##### a. Fixed Cost (FC)

Tabel E. 16 Fixed Cost (FC)

Jenis	Biaya (Rp)
Depresiasi	159.329.072.780,80
Property Taxes	19.916.134.097,60
Asuransi	39.823.268.195,20
<b>TOTAL</b>	<b>219.077.475.073,60</b>

b. Variabel Cost (VC)

Tabel E. 17 Variabel Cost

Jenis	Biaya (Rp)
Raw Material	4.706.051.559.703,48
Utilitas	80.562.260.558,89
<i>Patent &amp; Royalty</i>	68.293.871.076,69
<i>Packaging and Shipping</i>	273.175.484.306,78
<b>TOTAL</b>	<b>5.128.083.175.645,84</b>

c. Semi Variabel Cost (SVC)

Tabel E. 18 Semi Variabel Cost

Jenis	Biaya (Rp)
Gaji karyawan (Labor cost)	9.798.000.000
<i>Payroll Overhead</i>	1.469.700.000
Laboratorium	979.800.000
<i>General Expense</i>	725.431.833.672
<i>Plant Supplies</i>	14.937.100.573
<i>Plant Overhead</i>	4.889.000.000
<i>Maintenance</i>	99.580.670.488
<b>TOTAL</b>	<b>857.096.104.733</b>

d. Sales (S)

Sales (S) = Rp.6.829.387.107.699

Maka,

$$\begin{aligned}
 \text{BEP} &= \frac{S + 0,38 \text{ SVC}}{S - VC - 0,7 \text{ SVC}} \times 100\% \\
 &= \frac{6.829.387.107.699 + 0,38 \times 857.096.104.733}{6.829.387.107.699 - 5.128.083.175.645 - 0,7 \times 857.096.104.733} \times 100\% \\
 &= 43,23 \%
 \end{aligned}$$

Titik BEP terjadi pada kapasitas produksi = 43,23 % x 35.000 ton  
 = 15.133,62 ton

### E.3.6 Shut Down Point (SDP)

*Shut Down Point* adalah suatu titik atau saat penentuan aktivitas produksi dihentikan. Penyebabnya antara lain *variabel cost* yang terlalu tinggi, atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonominya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan profit).

$$\begin{aligned} \text{SDP} &= \frac{0,3 \square \square}{S - VC - 0,7 \square} \square 100\% \\ &= \frac{0,3 \square \square \cdot 857.096.104.733}{\text{Rp.}6.829.387.107.669 - \text{Rp.}5.128.083.175.645 - 0,7 \text{ Rp.}857.096.104.7332} \square 100\% \\ &= 23,34 \% \end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan yang diperoleh persentas kapasitas minimal SDP sebesar 23,34 % untuk dapat mencapai kapasitas produksi 35.000 ton/tahun. Apabila pabrik tidak mampu mencapai las minimal tersebut, maka lebih baik berhenti beroperasi atau tutup.

### E.3.7 Discounted Cash Flow (DCF)

Analisa kelayakan ekonomi dengan menggunakan "*Discounted cash flow*" merupakan perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun, didasarkan pada jumlah investasi yang tidak kembali pada setiap tahun selama umur ekonomi.

Total *Capital Investment* (TCI) = Rp. 2.489.516.762.200,02

*Fixed Capital Investment* (FCI) = Rp.1.991.613.409.760,02

Total *Production Cost* (TPC) = Rp. 6.204.256.755.453,19

Hasil Penjualan Produk = Rp. 6.829.387.107.669,47

Pajak Pendapatan = 35%

Bunga bank = 20%

Inflasi = 5%

Masa pinjaman = 10 tahun

Umur pabrik = 10 tahun

*Salvage value* = Depresiasi

= Rp. 159.329.072.780,80





Tabel E. 19 Perhitungan Cash Flow

Tahun ke-n	Kapasitas	INVESTASI							
		Modal Sendiri				Modal Pinjaman			
		Pengeluaran	Inflasi	Jumlah	Akumulasi	Pengeluaran	Bunga	Jumlah	Akumulasi
1	2	3	4	5	6	7	8		
-2		746.855.028.660		746.855.028.660	746.855.028.660	497.903.352.440		497.903.352.440	497.903.352.440
-1		746.855.028.660	37.342.751.433	784.197.780.093	1.531.052.808.753	497.903.352.440	99.580.670.488	597.484.022.928	1.095.387.375.368
0	0%		37.342.751.433	37.342.751.433	1.568.395.560.186		99.580.670.488	99.580.670.488	1.194.968.045.856
1	60%								
2	80%								
3	100%								
4	100%								
5	100%								
6	100%								
7	100%								
8	100%								
9	100%								
10	100%								



Tahun ke- n	Investasi Total	Pengembalian Pinjaman	Sisa Pinjaman	Hasil Penjualan	Biaya Operasi	Depresiasi	Bunga dari sisa pinjaman
	4 + 8	10	11	12	13	14	15
-2	1.244.758.381.100						
-1	2.626.440.184.121						
0	2.763.363.606.042		1.194.968.045.856		6.204.256.755.453		
1		119.496.804.585	1.075.471.241.270	4.097.632.264.601	1.194.968.045.856	159.329.072.780	238.993.609.171
2		119.496.804.585	955.974.436.684	5.463.509.686.135	1.593.290.727.808	159.329.072.780	238.993.609.171
3		119.496.804.585	836.477.632.099	6.829.387.107.669	1.991.613.409.760	159.329.072.780	238.993.609.171
4		119.496.804.585	716.980.827.513	6.829.387.107.669	1.991.613.409.760	159.329.072.780	238.993.609.171
5		119.496.804.585	597.484.022.928	6.829.387.107.669	1.991.613.409.760	159.329.072.780	238.993.609.171
6		119.496.804.585	477.987.218.342	6.829.387.107.669	1.991.613.409.760	159.329.072.780	238.993.609.171
7		119.496.804.585	358.490.413.756	6.829.387.107.669	1.991.613.409.760	159.329.072.780	238.993.609.171
8		119.496.804.585	238.993.609.171	6.829.387.107.669	1.991.613.409.760	159.329.072.780	238.993.609.171
9		119.496.804.585	119.496.804.585	6.829.387.107.669	1.991.613.409.760	159.329.072.780	238.993.609.171
10		119.496.804.585	0	6.829.387.107.669	1.991.613.409.760	159.329.072.780	238.993.609.171

Tahun ke-n	LABA		Actual Cash flow (Gross)		Net Cash Flow	Akumulasi NCF
	Sebelum pajak 12-13-14-15	Pajak	Sesudah Pajak 16-17	18+14	19-10	
	16	17	18	19	20	
-2						
-1						
0						
1	2.504.341.536.793	876.519.537.877	1.627.821.998.915	1.787.151.071.696	1.667.654.267.111	1.667.654.267.111
2	3.471.896.276.375	1.215.163.696.731	2.256.732.579.644	2.416.061.652.424	2.296.564.847.839	3.964.219.114.950
3	4.439.451.015.957	1.553.807.855.585	2.885.643.160.372	3.044.972.233.153	2.925.475.428.567	6.889.694.543.517
4	4.439.451.015.957	1.553.807.855.585	2.885.643.160.372	3.044.972.233.153	2.925.475.428.567	9.815.169.972.085
5	4.439.451.015.957	1.553.807.855.585	2.885.643.160.372	3.044.972.233.153	2.925.475.428.567	12.740.645.400.653
6	4.439.451.015.957	1.553.807.855.585	2.885.643.160.372	3.044.972.233.153	2.925.475.428.567	15.666.120.829.220
7	4.439.451.015.957	1.553.807.855.585	2.885.643.160.372	3.044.972.233.153	2.925.475.428.567	18.591.596.257.788
8	4.439.451.015.957	1.553.807.855.585	2.885.643.160.372	3.044.972.233.153	2.925.475.428.567	21.517.071.686.355
9	4.439.451.015.957	1.553.807.855.585	2.885.643.160.372	3.044.972.233.153	2.925.475.428.567	24.442.547.114.923
10	4.439.451.015.957	1.553.807.855.585	2.885.643.160.372	3.044.972.233.153	2.925.475.428.567	27.368.022.543.490

### E.3.8 Internal Rate of Return (IRR)

*Internal rate of return* berdasarkan *discounted cash flow* adalah suatu tingkat bunga tertentu dimana seluruh penerima 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

CP : *Cash flow* pada tahun ke-n

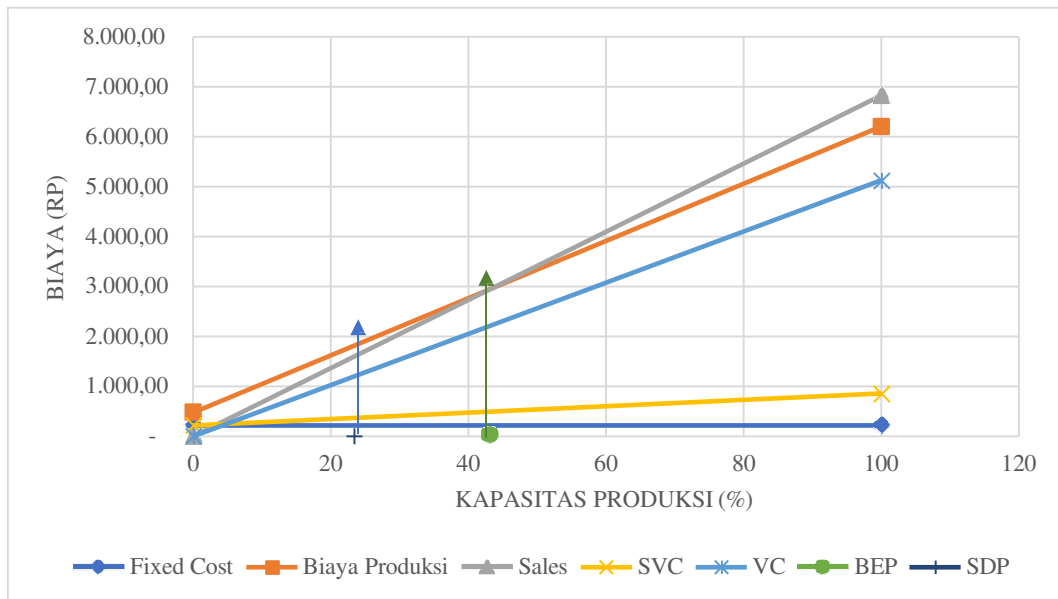
Tabel E. 20 Trial Laju Bunga

i =		0,475543	47,55%
Tahun ke-	Net Cash Flow	Trial Discount factor i =	Present Value
0	2489516762200,02	0	0
1	1667654267111,08	0,67771661	1130196996706,35
2	2296564847839,31	0,459299804	1054811783544,33
3	2925475428567,54	0,311275106	910627673845,15
4	2925475428567,54	0,21095631	617147500171,23
5	2925475428567,54	0,142968595	418251111740,71
6	2925475428567,54	0,096892192	283455725614,71
7	2925475428567,54	0,065665448	192102653473,82
8	2925475428567,54	0,044502565	130191159101,30
9	2925475428567,54	0,030160127	88232711009,64
10	2925475428567,54	0,020440019	59796773804,39
<b>Total</b>			<b>4.962.316.967.123</b>

Modal awal (TCI) = Rp. 2.489.516.762.200,02

$$\text{Ratio} = \frac{\square \quad \square \quad \square \square \square \square}{\square \quad \square \square \square \square} = \frac{\square \square 4.884.814.089.011,64}{\square \cdot 2.489.516.762.200,027} = 1,96$$

Dengan trial diperoleh harga *discounted cash flow* ( $i$ ) = 46,55% per tahun. Harga  $i$  yang diperoleh lebih besar dari harga  $i$  untuk pinjaman modal . Hal ini menunjukkan bahwa pabrik layak didirikan dengan kondisi tingkat suhu Bunga 46,55% per tahun.



Gambar E. 3 Grafik Analisa Ekonomi

#### Resume

1. *Percent return on investment* sebelum pajak adalah 31,39% dan sesudah pajak adalah 20,40%
2. *Pay out time* sebelum pajak adalah 2,5 tahun dan sesudah pajak adalah 3,5 tahun.
3. *Break even point* pabrik adalah 43,23%
4. *Shutdown point* pabrik adalah 23,34%
5. *Discounted cash flow* adalah 47,55%