

PRA RANCANGAN PABRIK
PRA RANCANGAN PABRIK PEMBUATAN ASAM STEARAT DARI
***CRUDE PALM OIL (CPO)* MENGGUNAKAN PROSES *HIDROLISIS* DAN**
***HIDROGENASI* DENGAN KAPASITAS 70.000 TON/TAHUN.**

Tugas Khusus (Reaktor *Column Splitting*)

SKRIPSI



Dibuat untuk memenuhi salah satu syarat mengikuti
Ujian Sarjana pada Jurusan Teknik Kimia Fakultas Sains dan Teknologi
Universitas Jambi

OLEH:

YOSSY SEPTY PUTRI SIPAHUTAR

M1B11816

PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS SAINS DAN TEKNOLOGI UNIVERSITAS JAMBI

2022

LEMBAR PERSETUJUAN

PRA RANCANG PABRIK PEMBUATAN ASAM STEARAT DARI *CRUDE PALM OIL* (CPO) MENGGUNAKAN PROSES HIDROLISIS DAN HIDROGENASI DENGAN KAPASITAS 70.000 TON/TAHUN

(Tugas Khusus Reaktor *Column Splitting*)

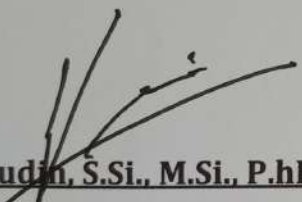
Oleh:

Marta Dewi Yanti Rumahorbo

M1B118030

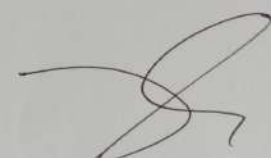
**Telah Disetujui untuk ikut dalam Sidang Tugas Akhir
guna memenuhi syarat kurikulum Tingkat Sarjana pada
Program Studi Teknik Kimia Fakultas Sains dan Teknologi
Universitas Jambi.**

Dosen Pembimbing 1



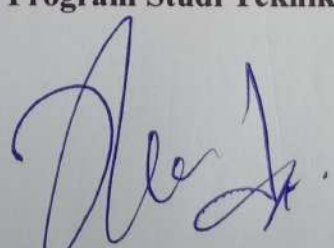
Nazarudin, S.Si., M.Si., P.hD
NIP. 197404121999031004

Dosen Pembimbing 2



Hadistya Suryadri, S.T., M.T.
NIP. 198812242011012007

**Mengetahui,
Ketua Program Studi Teknik Kimia**



Ir. Oki Alfernando, S.T., M.T.
NIP. 199001192019031009

**LEMBAR PENGESAHAN
TUGAS AKHIR**

**PRA RANCANGAN PABRIK PEMBUATAN ASAM STEARAT DARI *CRUDE*
PALM OIL (CPO) MENGGUNAKAN PROSES *HIDROLISIS* DAN
HIDROGENASI DENGAN KAPASITAS 70.000 TON/TAHUN.**

(Tugas Khusus : Reaktor *Column Splitting*)

Oleh

Marta Dewi Yanti Rumahorbo

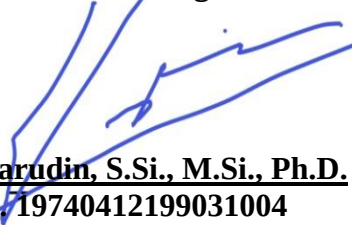
M1B118030

Telah Disidangkan pada Tanggal 31 Agustus 2022,
di Program Studi Teknik Kimia Fakultas Sains dan Teknologi
Universitas Jambi.

Jambi, September 2022

Menyetujui :

Dosen Pembimbing 1



Nazarudin, S.Si., M.Si., Ph.D.
NIP. 19740412199031004

Dosen Pembimbing 2



Hadistya Suryadri, S.T., M.T.
NIP. 198812242011012007

Mengetahui :

Dekan Fakultas Sains dan Teknologi
Universitas Jambi



Drs. Jefri Marzal, M.Sc., D.I.T.
NIP. 196806021993031004

Ketua Jurusan Teknik Sipil,
Kimia dan Lingkungan



Prof. Dr. Drs. M. Naswir, M.Si.
NIP. 196605031991021001

LEMBAR PERBAIKAN

TUGAS AKHIR

Dengan ini menyatakan bahwa:

Marta Dewi Yanti Rumahorbo

M1B118030

Judul Tugas Akhir

“Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Asam Stearat dari *Crude Palm Oil* (CPO) Menggunakan Proses *Hidrolisis dan Hidrogenasi* Dengan Kapasitas 70.000 Ton/Tahun” Mahasiswa tersebut di atas telah melakukan perbaikan tugas akhir yang diberikan pada sidang di Program Studi Teknik Kimia Fakultas Sains dan Teknologi Universitas Jambi pada tanggal 05 September 2022

Nazarudin, S.Si., M.Si., Ph.D.

NIP. 197404121999031004

Hadistya Suryadri, S.T., M.T.

NIP. 198812242011012007

Lince Muis, S.T., M.T.

NIP. 197606012001122002

Ir. Oki Alferando, S.T., M.T.

NIP. 199001192019031009

Sarah Fiebrina Heraningsih, S.T., M.T.

NIP. 198902012022032009

Tim Penguji

Ketua

Sekretaris

Penguji Utama

Anggota

Anggota

Mengetahui,

Ketua Prodi Teknik Kimia

Ir. Oki Alferando, S.T., MT
NIP : 199001192019031009

MOTTO

"Pendidikan adalah paspor untuk masa depan karena hari esok adalah milik mereka yang mempersiapkannya hari ini."

(Malcolm X)

"Hiduplah seolah engkau mati besok. Belajarlh seolah engkau hidup selamanya."

(Mahatma Gandhi)

"Sebuah proses yang dialami dan jalani memberikan sesuatu yang sangat berharga untuk kita, maka jangan sesali"

"Kebahagiaan datang di saat mereka dapat melalui banyak hal secara bersama."

Persembahan:

- 1. Diri sendiri yang telah mampu menyelesaikan tahap ini;***
- 2. Kedua orang tua, saudara laki-laki dan perempuan saya yang senantiasa memberikan dukungan dan semangat serta cinta dan kasih sayang yang tak terhingga;***
- 3. Keluarga besar yang senantiasa mendoakan; dan***
- 4. Almameter kebanggaan.***

KATA PENGANTAR

Puji syukur penulis panjatkan kehadirat Tuhan Yang Maha Kuasa, atas segala rahmat dan karunia-Nya, sehingga penulis dapat menyusun dan menyelesaikan tugas akhir yang berjudul “Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Asam Stearat Dari *Crude Palm Oil* (CPO) Menggunakan Proses *Hidrolisis* dan *Hidrogenasi* dengan Kapasitas 70.000 Ton/Tahun“. Tugas akhir ini disusun sebagai syarat untuk menyelesaikan kurikulum akademik yang ada di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Sains dan Teknologi Universitas Jambi.

Dalam menyelesaikan tugas akhir ini, penulis banyak mendapatkan saran dan bantuan berupa motivasi, ilmu, dan bimbingan secara langsung dari pembimbing serta pihak lainnya dimana sangat membantu penulis dalam menyelesaikan tugas akhir ini. Pada kesempatan ini penulis menyampaikan ucapan terimakasih kepada:

1. Tuhan Yang Maha Esa atas rahmat dan karunia-Nya, penulis diberi ketabahan dan kelancaran agar dapat menyelesaikan tugas akhir ini.
2. Bapak Drs. Jefri Marzal, M.Sc., D.I.T. selaku Dekan Fakultas Sains dan Teknologi Universitas Jambi.
3. Bapak Ir.Oki Alfernando S.T.,M.T. selaku Kepala Program Studi Teknik Kimia Universitas Jambi.
4. Bapak Nazarudin, S.Si., M.Si., Ph.D. selaku Dosen Pembimbing I Tugas Akhir
5. Ibu Hadistya Suryadri, S.T., MT. selaku Dosen Pembimbing II Tugas Akhir serta dosen pembimbing akademik penulis yang telah membimbing dan memotivasi kepada penulis dalam penyelesaian tugas akhir ini.

6. Bapak dan Ibu Dosen Jurusan Teknik Kimia beserta staff Universitas Jambi yang telah memberikan ilmu, bantuan, saran, dan motivasi.
7. Kedua orang tua saya atas do'a dan dukungan baik secara materil maupun moril.
8. Seluruh teman-teman Teknik Kimia Angkatan 2018.

Akhirnya, penulis mengucapkan rasa terimakasih kepada semua pihak dan apabila ada yang tidak disebutkan penulis mohon maaf. Dengan besar harapan semoga skripsi ini dapat bermanfaat khususnya bagi penulis sendiri, umumnya bagi pembaca.

Jambi Agustus 2022

Penulis

DAFTAR ISI

KATA PENGANTAR.....	i
DAFTAR ISI.....	iii
DAFTAR TABEL.....	xi
DAFTAR GAMBAR.....	xiii
INTISARI.....	xv
BAB I PEMBAHASAN UMUM	1
1.1. Pendahuluan.....	1
1.2. Sejarah dan Perkembangan	2
1.3. Kegunaan Produk	3
1.4. Macam-macam proses pembuatan Asam Stearat	7
1.5. Sifat-Sifat Fisika dan Kimia Bahan dan Produk.....	8
BAB II PERENCANAAN PABRIK	12
2.1. Alasan Pendirian Pabrik	12
2.2. Pemilihan Kapasitas	12
2.3. Pemilihan Bahan Baku	18
2.4. Pemilihan Proses	19
2.5. Uraian Proses	20
BAB III LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK	26
3.1. Lokasi Pabrik	26

3.1.1. Sumber bahan baku	27
3.1.2. Utilitas	28
3.1.3. Transportasi dan fasilitas pendukung	28
3.1.4. Pemasaran produk	28
3.1.5. Penyediaan tenaga kerja	29
3.1.6. Letak geografis	29
3.2. Tata Letak Pabrik Dan Peralatan	29
3.2.1. Tata letak pabrik	29
3.2.2. Tata letak peralatan	31
3.3. Perkiraan Luas Tanah	31
BAB IV NERACA MASSA	33
4.1. <i>Mixing Tank</i> (M-01)	33
4.2. <i>Mixing Tank</i> (M-02)	33
4.3. Niagara Filter (NF-01)	34
4.4. <i>Kolom Splitting</i> (CS-01)	34
4.5. Reaktor Hidrogenasi (R-01)	34
4.6. Knock out drum (KOD-01)	35
4.7. Kolom Distilasi (KD-01)	35
4.8. Total <i>Condensor</i> (TD-01)	36
4.9. Akumulator (ACC-01)	36
4.10. <i>Reboiler</i> (RB-01)	37
4.11. Kristalizer (CZ-01)	37
4.12. Kolom Distilasi (KD-02)	37
4.13. Total <i>Condensor</i> (TD-02)	38

4.14. Akumulator (ACC-02)	39
4.15. <i>Reboiler</i> (RB-02)	39
4.16. Kolom Distilasi (KD-03)	40
4.17. Total <i>Condensor</i> (TD-03)	40
4.18. Akumulator (ACC-03)	41
4.19. <i>Reboiler</i> (RB-03)	42
BAB V NERACA PANAS	45
5.1. <i>Mixing Tank</i> (M-01)	45
5.2. <i>Mixing Tank</i> (M-02)	45
5.3. <i>Niaga Filter</i> (NF-01)	46
5.4. Heater (H-01)	47
5.5. <i>Collom Splitting</i> (Cs-01)	47
5.6. <i>Chiller</i> (CH-01)	47
5.7. <i>Reaktor</i> (R-01)	48
5.8. <i>Chiller</i> (CH-02)	48
5.9. Knock out drum (KOD-01)	49
5.10. Heater (H-02)	49
5.11. Kolom Distilasi (KD-01)	50
5.12. <i>Condensor</i> (CD-01)	50
5.13. <i>Reboiler</i> (RB-01)	50
5.14. <i>Chiller</i> (CH-03)	50
5.15. <i>Kristalizer</i> (KZ-01)	51
5.16. Kolom Destilasi (KD-02)	51
5.17. <i>Condensor</i> (CD-02)	51

5.18. <i>Reboiler</i> (RB-02)	51
5.19. <i>Heat Exchanger</i> (HE-03)	52
5.20. Kolom Distilasi (KD-03)	52
5.21. <i>Condensor</i> (CD-03)	52
5.22. <i>Reboiler</i> (RB-03)	52
BAB VI SISTEM UTILITAS	53
6.1. Unit Pengolahan dan Penyediaan Air	48
6.1.1. Unit Pengolahan Air	49
6.1.2. Unit Penyediaan Air	53
6.2. Unit Penyediaan <i>Steam</i> dan gas turbin	56
6.2.1 Unit Penyediaan <i>Steam</i> penukar panas dan Proses	59
6.2.2. Unit Penyediaan Gas Turbin	61
6.3. Unit Penyediaan Tenaga Listrik	62
6.4. Unit Penyediaan Bahan Bakar	65
6.5. Unit Penyediaan Pendingin	66
6.6. Unit Penyediaan Udara Tekan	66
BAB VII SPESIFIKASI PERALATAN	72
7.1. <i>Mixing Tank</i> (M-01)	72
7.2. <i>Mixing Tank</i> (M-02)	72
7.3. <i>Bucket Elevator</i> (BE-01)	73
7.4. Niagara Filter (NF-01)	73
7.5. Kolom Splitting	74
7.6. Reaktor Hidrogenasi (R-01)	74

7.7. Kolom Distilasi (KD-01)	74
7.8. Kolom Distilasi (KD-02)	75
7.9. Kolom Distilasi (KD-03)	75
7.10. <i>Heater</i> (H-01)	76
7.11. <i>Heater</i> (H-02)	76
7.12. <i>Heat Exchanger</i> (HE-01)	77
7.13. <i>Chiller</i> (CL-01)	78
7.14. <i>Chiller</i> (CL -02)	78
7.15. <i>Chiller</i> (CL -03)	79
7.16. <i>Reboiler</i> (RB-01)	80
7.17. <i>Reboiler</i> (RB-02)	81
7.18. <i>Reboiler</i> (RB-03)	81
7.19. <i>Condensor</i> (CD-01)	82
7.20. <i>Condensor</i> (CD-02)	83
7.21. <i>Condensor</i> (CD-03)	84
7.22. Akumulator (ACC-01)	85
7.23. Akumulator (ACC-02)	86
7.24. Akumulator (ACC-03)	86
7.25. Kompresor (C-01)	87
7.26. Kompresor (C-02)	87
7.27. Pompa (P-01)	88
7.28. Pompa (P-02)	88
7.29. Pompa (P-03)	89
7.30. Pompa (P-04)	90

7.31. Pompa (P-05)	91
7.32. Pompa (P-06)	91
7.33. Pompa (P-07)	92
7.34. Pompa (P-08)	92
7.35. Pompa (P-09)	93
7.36. Pompa (P-10)	93
7.37. Pompa (P-11)	94
7.38. Pompa (P-12)	94
7.39. Pompa (P-13)	5
7.40. Tangki (T-01)	96
7.41. Tangki (T-02)	97
7.42. Tangki (T-03)	98
7.43. Tangki (T-04)	99
7.44. Silo (S-01).....	100
7.45. Knock Out Drum (KOD-01)	101
7.46. Screw Conveyor (SC-01)	102
7.47. Belt Conveyor (BC-01)	103
BAB VIII STRUKTUR ORGANISASI	106
8.1. Bentuk perusahaan	106
8.2. Struktur organisasi perusahaan	107
8.3. Tugas dan Tanggung Jawab	108
8.4 Waktu Kerja	115
8.5. Jumlah Karyawan	117
8.6. Sistem Penggajian dan Fasilitas Tenaga Kerja	124

8.7. Jaminan dan Fasilitas Tenaga Kerja	125
8.8. Keselamatan dan Kesehatan kerja (K3)	143
BAB IX PENGOLAHAN LIMBAH.....	154
9.1. Limbah Cair	154
9.2. Limbah Padat	164
BAB X ANALISIS EKONOMI	169
10.1. Keuntungan	169
10.2. Lama Waktu Pengembalian Modal	170
10.3. Total Modal Akhir	173
10.4. Laju Pengembalian Modal	174
10.5. <i>Break Even Point</i> (BEP)	178
BAB XI TUGAS KHUSUS	181
11.1. Pendahuluan Reaktor Fixed Bed	181
11.1.1. Pengertian Reaktor Fixed Bed.....	181
11.1.2. Fixed Bed Reaktor	182
11.1.3. Jenis-jenis Reaktor Fixed Bed	183
11.1.4. Keuntungan dan Kelebihan Reaktor Fixed Bed	194
11.1.5. Perhitungan neraca massa reaktor Fixed Bed.	194
11.1.6. Perhitungan neraca Panas reaktor Fixed Bed.....	195
11.1.7. Perhitungan Spesifikasi <i>Reaktor Fixed bed</i>	196
11.2. Pendahuluan <i>Kolom Splitting</i>	200
11.2.1. Macam-macam proses fat splitting	199
11.2.2. Prinsip kerja kolom Splitting (fat splitting).....	201
11.2.3 Neraca massa Kolom Slitting.	201

11.2.4. Neraca Panas kolom Splitting (fat splitting)	202
11.2.5. Perhitungan Spesifikasi <i>Kolom Splitting</i>	205
BAB XII KESIMPULAN DAN SARAN	207
12.1.1. Kesimpulan.....	207
12.1.2. Saran.....	208
DAFTAR PUSTAKA	209
LAMPIRAN A. SIFAT FISIS BAHAN	211
LAMPIRAN B. NERACA MASSA	217
LAMPIRAN C. NERACA PANAS	250
LAMPIRAN D. SPESIFIKASI PERALATAN	320
LAMPIRAN E. ANALISIS EKONOMI	712

DAFTAR TABEL

Tabel 2.1. Pabrik yang sudah beroperasi dalam pembuatan asam stearat diindonesia tahun 2021	13
Tabel 2.2. Data Perkembangan impor asam stearat di indonesia.....	14
Tabel 2.3. Data Perkembangan ekspor asam stearat di indonesia.....	11
Tabel 6.1. Parameter standar mutu air domestik.....	57
Tabel 6.2. Parameter standar baku mutu air umpan boiler	58
Tabel 6.3. Kebutuhan air domestik	61
Tabel 6.4. Standar air boiler menurut ASME	62
Tabel 6.5. Kebutuhan air pendingin.....	63
Tabel 6.6. Kebutuhan <i>steam</i> pemanas.....	65
Tabel 6.7. Kebutuhan listrik peralatan	68
Tabel 6.8. Pemakaian listrik penerangan pabrik	69
Tabel 6.9. kebutuhan daya listrik pabrik asam stearat	70
Tabel 6.10. Kebutuhan Pendingin pabrik asam stearat	71
Tabel 8.1. Waktu kerja karyawan <i>non-shift</i>	121
Tabel 8.2. Waktu kerja karyawan <i>shift</i>	122
Tabel 8.3. Jadwal kerja karyawan pabrik.....	123
Tabel 8.4. Jumlah Karyawan.....	126
Tabel 8.5. Jumlah karyawan <i>shift</i>	128
Tabel 8.6. Jumlah karyawan <i>non-shift</i>	128
Tabel 8.7. Perincian gaji karyawan	130
Tabel 8.8. Alat pelindung diri	141

Tabel 8.9. Sistem pengontrolan pada pabrik.....	148
Tabel 9.1. Baku mutur air limbah	156
Tabel 9.1. Jumlah limbah air proses.....	157
Tabel 10.1. Ansuran pengembalian modal TCI	172
Tabel 10.2. Kesimpulan analisis ekonomi	179

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1. Struktur molekul asam stearat	2
Gambar 2.1. Flowsheet pembuatan asam stearat	24
Gambar 3.1. Lokasi pabrik berdasarkan peta google maps	26
Gambar 3.2. Lokasi pabrik berdasarkan satelit google maps.....	26
Gambar 3.3. Tata letak alat pabrik	30
Gambar 3.4. Tata letak alat pabrik	31
Gambar 8.1. Instrumentasi pada reaktor	149
Gambar 8.2. Instrumentasi pada kolom destilasi	150
Gambar 8.3. Instrumentasi pada heater.....	150
Gambar 8.4. Instrumentasi pada kolom <i>splitting</i>	151
Gambar 8.5. Instrumentasi pada <i>belt conveyor dan belt elevator</i>	151
Gambar 8.6. Instrumentasi pada pompa.....	151
Gambar 8.7. Instrumentasi pada tangki.....	151
Gambar 8.8. Instrumentasi pada <i>mixer tank</i>	152
Gambar 8.9. Instrumentasi pada <i>chiller</i>	152
Gambar 8.10. Instrumentasi pada <i>acumulator</i>	152
Gambar 8.11. Instrumentasi pada <i>condensor</i>	152
Gambar 8.12. Instrumentasi pada <i>reiboiler</i>	153
Gambar 8.13. Instrumentasi pada <i>Criticalizer</i>	153
Gambar 8.14. Instrumentasi pada <i>knock out drum</i>	153
Gambar 8.15. Instrumentasi pada Niagara <i>filter</i>	153
Gambar 8.16. Struktur organisasi perusahaan.....	154

Gambar 9.1. Diagram alir pengolahan limbah cair	156
Gambar 9.2. Bak limbah tampak atas	168
Gambar 10.1. Grafik <i>break even point</i> (BEP).....	178
Gambar 11.1 Reaktor <i>fixed bed</i>	187

INTISARI

Luas perkebunan kelapa sawit di Indonesia adalah 15,98 juta ha. 18% perkebunan berada di Provinsi Sumatra Utara. Hal ini membuat Indonesia menjadi produsen *crude palm oil* (CPO) utama di dunia dengan total produksi pada tahun 2021 sebesar 46,88 juta ton/tahun. Pemerintah Indonesia mendukung nilai tambah bahan baku terutama CPO berdasarkan PP No. 33 tahun 2011 terkait dengan implementasi teknologi pengolahan CPO. CPO dapat diolah menjadi komoditas yang mempunyai nilai tinggi seperti produk makanan, *fine chemicals*, maupun biofuel seperti bioavtur sebagai bahan bakar pesawat terbang.

Pada saat ini, asam stearat banyak digunakan dalam kehidupan sehari-hari dan kebutuhan ekspor asam stearat juga semakin lama semakin meningkat. Berdasarkan latar belakang tersebut, maka akan dibuat perancangan pabrik asam stearat dengan bahan baku dari minyak nabati berupa CPO. Secara tipikal CPO terdiri dari trigliserida dan FFA. Dengan menggunakan proses Hidrolisis dan Hidrogenasi, CPO direaksikan dengan H_2O membentuk Asam lemak yang mengandung asam oleat dan asam linoleat. melalui reaksi Hidrolisis dan akan dilanjutkan reaksi *hidrogenasi* yang akan menghasilkan produk sesuai jumlah rantai karbon masing-masing. Melalui proses tersebut, dihasilkan juga *heksadeka* sebagai produk samping.

Pabrik pembuatan asam stearat ini direncanakan dibangun dengan kapasitas 70.000 ton/tahun dengan massa kerja 300 hari dalam satu tahun bertempat di Lalang, Kec. Medan Sunggal, Kota Medan, Sumatera Utara, dengan total luas 3,00 Ha. Tenaga kerja yang dibutuhkan 170 orang dengan bentuk badan usaha

Perseroan Terbatas (PT) yang dipimpin oleh seorang Direktur dengan struktur organisasi *line system and staff*.

Dari analisa ekonomi pabrik ini juga layak didirikan, hasil analisa ekonomi *Annual Cash Flow (ACF)* : \$23.277.647,2304 NPOTLP : \$220.745.660,2356, *Total Capital Sink (TCS)* sebesar \$201.902.326,0901, *Rate of Return on Investment (ROI)* : 44,9858 %, *Rate of Return based on Discounted Cash Flow (DCF)* : 55,24 %, *Break Even Point (BEP)* : 43,2746 % dan *Pay Out Time (POT)* : 4,340 tahun. Berdasarkan nilai parameter-parameter tersebut maka pabrik ini layak dipertimbangkan untuk realisasi pembangunannya.

BAB I

PEMBAHASAN UMUM

1.1. Pendahuluan

Sektor industri di negara Indonesia terus bertumbuh sejalan dengan berkembangnya teknologi dan sistem produksi pada industri, khususnya industri kimia yang mengalami peningkatan dari tahun ke tahun. Industri kimia memiliki peranan penting dalam kehidupan masyarakat, karena banyak memproduksi barang mentah maupun barang jadi untuk mencukupi kebutuhan manusia. Salah satu bahan kimia yang banyak dijadikan sebagai bahan baku pada proses industri kimia adalah asam stearat. Asam stearat adalah salah satu golongan dari asam lemak yang diperoleh dari proses hidrolisis minyak nabati maupun hewani.

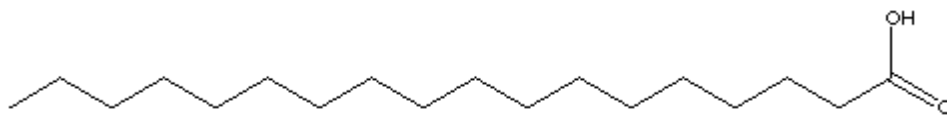
Crude Palm Oil (CPO) adalah salah satu bahan baku untuk pembuatan asam stearat, yang mana pada CPO memiliki kandungan Trigliserida yang dapat dirubah menjadi asam lemak melalui proses hidrolisis, kandungan asam lemak inilah yang digunakan untuk pembuatan asam stearat. Sehingga Indonesia berpotensi memproduksi asam stearat sendiri dari bahan baku produk pertanian Indonesia yaitu CPO.

Asam stearat memiliki rumus kimia $C_{18}H_{36}O_2$ dengan nama IUPAC asam oktadekanoat. Asam stearat memiliki banyak sekali kegunaan, diantaranya digunakan sebagai bahan baku dalam pembuatan deterjen, sabun, kemasan makanan, kosmetik, shampo, pembuatan lilin, suplemen makan dan pelumas. Banyaknya kegunaan dari asam stearat sebagai bahan baku mengakibatkan permintaan pasar terhadap kebutuhan asam stearat meningkat. Sehingga perlu di

lakukan perancangan pabrik asam stearat untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri, dan juga meningkatkan nilai ekspor.

1.2. Sejarah dan Perkembangan

Asam oktadekanoat adalah nama IUPAC dari asam stearat yang merupakan asam lemak jenuh yang dapat diperoleh dari lemak hewani maupun lemak dan minyak tumbuhan seperti pada CPO. Kata stearat berasal dari bahasa Yunani *stear* yang artinya “lemak padat”. Asam stearat memiliki rumus molekul $\text{CH}_3(\text{CH}_2)_{16}\text{COOH}$ dan struktur molekulnya adalah



Gambar 1.1. Struktur molekul asam stearat

Asam stearat mempunyai nama lain yaitu *n* – oktadekanoat, 1-heptadekanekarboksilat, *n* – oktadecylik dan asam stearophanat. Asam stearat adalah suatu asam lemak dengan rantai yang panjang memiliki 18 atom karbon tanpa ikatan rangkap. Asam stearat diklasifikasikan sebagai suatu asam lemak jenuh. Asam stearat dapat diperoleh dari lemak hewan seperti pada sapi, babi dan biri – biri sekitar 9% – 12% serta unggas sekitar 6%. Umumnya minyak goreng memiliki kandungan asam stearat yang sangat sedikit sekitar 2% - 4%, walaupun demikian hidrogenasi dari minyak goreng dapat meningkatkan kadar asam stearat.

Sebelum pada tahun 1974, satu-satunya peraturan yang melibatkan asam stearat adalah penggunaannya sebagai bahan tambahan makanan. Sejarah pengaturan asam stearat dapat dibagi menjadi dua bagian: yang terkait dengan penggunaan asam stearat sebagai bahan tambahan makanan dan yang terkait

dengan pelabelan makanan. Asam stearat murni dari asam lemak telah disetujui untuk digunakan sebagai bahan dalam pembuatan makanan salah satunya seperti permen karet. Peran asam stearat dalam peraturan pelabelan makanan telah terkait dengan lemak total dan tetap konsisten dengan asam lemak jenuh rantai panjang lainnya.

1.3. Kegunaan Produk

Penggunaan asam stearat telah banyak digunakan pada sintesis surfaktan karena asam stearat dapat diperoleh dalam jumlah besar dari turunan minyak nabati seperti minyak kelapa sawit. Selain itu minyak nabati merupakan bahan yang paling sering ditemukan dan murah (Syukri & Masyithah, 2018) .

Dalam bidang industri asam stearat dipakai sebagai bahan pembuatan lilin, sabun, plastik, kosmetik, dan untuk melunakkan karet. Asam stearat digunakan untuk mengeraskan sabun terutama yang terbuat dari minyak nabati. Asam stearat juga digunakan sebagai bahan pemisah campuran ketika membuat plaster tuang dari potongan cetakan plaster atau pun cetakan sisa dan ketika membuat cetakan dari tanah liat asli, tepung asam stearat dilarutkan dalam air dan larutan disemprotkan ke permukaan untuk dipisahkan setelah dituang.

Ester – ester dari asam stearat pada etilen glikol, glikol stearat dan glikol distearat digunakan untuk menghasilkan efek mutiara pada sampo, sabun, dan produk kosmetik yang lain. Ester tersebut ditambahkan ke dalam produk dalam bentuk cairan dan membentuk kristal dibawah kondisi yang dikontrol.

1.4. Macam-macam Proses Pembuatan

Proses pembuatan asam stearat menggunakan bahan baku minyak kelapa sawit atau CPO terdiri dari 3 tahap utama, yaitu tahap hidrolisis minyak kelapa sawit dengan menggunakan bantuan air, selanjutnya proses hidrogenasi asam lemak tak jenuh menjadi asam stearat dengan bantuan hidrogen, kemudian tahap terakhir yaitu pemisahan produk asam stearat dari produk samping dengan destilasi.

1. *Fat Splitting* (Hidrolisis)

Hidrolisis minyak dan lemak merupakan suatu proses industri yang penting. Produk dari proses tersebut yang berupa asam lemak dan gliserol adalah bahan baku dasar untuk berbagai aplikasi. *Fat Splitting* atau hidrolisis minyak adalah proses pemisahan asam lemak dari trigliserida dengan menggunakan air pada suhu tinggi dan tekanan tinggi atau dengan reaksi katalitik, dimana air berada dalam keadaan suhu yang relatif rendah. Reaktan dalam hidrolisis minyak atau lemak terdiri dari dua fase cair. Menurut George, T. Austin pada bukunya yang berjudul “*Shreve’s Chemical Process Industries*” tahun 1984, ada 3 proses yang dapat digunakan dalam proses *fat splitting* diantaranya adalah sebagai berikut :

a. *Twitchell*

Cara ini yang paling tua dalam *fat splitting*, yang mana *splitting* dilakukan pada tangki terbuat dari logam monel yang dioperasikan secara *batch*, dengan kondisi operasi pada suhu 100°C sampai dengan 105°C dan pada tekanan atmosferik. Minyak dicuci terlebih dulu dengan asam kemudian bersama-sama air (20-25% dari berat minyak) dan katalis (0,1-1,25% dari berat minyak) diumpankan ke dalam tangki. Katalis (*reagent twitchell*) yang digunakan merupakan asam-asam

alkil-alkil sulfonat atau asam-asam sikloalifatik sulfonat. Hidrolisis dilakukan dengan menggunakan steam selama 12-48 jam. Pada cara ini dapat diperoleh konversi sebesar 85-98%.

b. *Autoclave sistem batch*

Proses ini adalah metode komersial tertua yang digunakan untuk memisahkan asam lemak tanpa merusak warna. Proses ini lebih cepat dibandingkan dengan proses *Twitchell*, waktu yang dibutuhkan sekitar 6-10 jam. Proses ini menggunakan katalis, biasanya zink, magnesium, atau kalsium oksida. Biasanya digunakan katalis zink karna paling aktif dan digunakan sekitar 2-4%. Autoklaf berbentuk silinder panjang, diameter dalamnya 1220-1829 mm dan tingginya 6-12 m, terbuat dari logam tahan korosi dan bersekat. Dalam proses ini, autoklaf diisi dengan minyak, air yang ditambahkan sekitar setengah dari minyak, serta katalis. *Steam* dialirkan terus menerus guna untuk menghilangkan udara terlarut, kemudian autoklaf ditutup. *Steam* dialirkan sampai tekanan naik menjadi 1135 kPa dan diinjeksikan secara terus menerus melalui bagian bawah. Konversi yang dihasilkan setelah 6-10 jam adalah lebih dari 95%. Kemudian ditransfer menuju tangki pengendapan dimana terbentuk dua lapisan yaitu lapisan atas asam lemak dan bagian bawah *sweet water*. Lapisan asam lemak yang terpisah, ditambahkan dengan asam untuk memisahkan sabun yang terbentuk, dan terakhir dicuci untuk menghilangkan asam mineral yang terikut.

c. *Autoclave sistem continue*

Proses ini berlawanan arah, menggunakan tekanan yang tinggi, dan merupakan proses hidrolisis yang sangat efisien. Suhu dan tekanan yang tinggi digunakan untuk waktu yang singkat. Aliran minyak dan air yang berlawanan arah

menghasilkan derajat *splitting* yang tinggi tanpa menggunakan katalis. Bagaimanapun, katalis mungkin digunakan juga. Menara *splitting* adalah jantung proses tersebut. Biasanya menara yang digunakan dengan diameter dalam 508-1220 mm dan tingginya 18-25 m serta terbuat dari bahan ini yang tahan korosi seperti baja 316 atau logam *inconel* dengan tekanan operasinya sekitar 5000 kPa. Suhu yang tinggi sekitar 250-260°C menjamin fase air terlarut pada minyak. Prosesnya merupakan fase lemak dan minyak diumpankan melalui bawah lalu akan menuju atas, sedangkan air diumpankan melalui bagian atas lalu menuju bawah, sehingga akan berkontak langsung antara kedua fase tersebut dan terbentuk asam lemak. Derajat *splitting* dapat mencapai 99%. Proses kontinu ini dengan tekanan tinggi lebih efisien dibandingkan dengan proses lain, karena waktu reaksinya hanya 2-3 jam, perubahan warna asam lemak yang sedikit.

2. Hidrogenasi

a. Hidrogenasi Katalitik

Hidrogenasi adalah penambahan hidrogen secara langsung pada ikatan rangkap yang ada di asam lemak tak jenuh dan memutuskan ikatan rangkapnya sehingga menjadi asam lemak jenuh. Pada reaksi hidrogenasi proses penambahan sepasang atom hidrogen pada ikatan rangkap asam lemak tak jenuh menjadi asam lemak jenuh dibantu adanya katalis. Penggunaan katalis diperlukan agar reaksi berjalan cepat dan efisien sehingga dapat dihasilkan *yield* yang tinggi.

Hidrogenasi katalitik dipilih karena menghasilkan konversi reaksi yang lebih besar dibandingkan tanpa menggunakan katalis. Selain itu biaya operasinya lebih murah, mudah dalam pengoperasiannya, sangat selektif, efisien dan penggunaan dalam skala besar akan menguntungkan karena penggunaan

katalisnya dapat di-*recycle*. Apabila dipilih proses hidrogenasi non-katalitis maka alat yang digunakan harus tahan terhadap suhu tinggi (biaya mahal), karena hidrogenasi non- katalitis hanya bisa dioperasikan pada suhu yang sangat tinggi yaitu 480 °C. Secara umum, proses hidrogenasi katalitik dari asam lemak menggunakan peralatan yang tahan korosi berupa vessel dengan pengaduk, dan katalis yang digunakan bisa bermacam-macam. Material penyusun reaktor ini harus tahan korosi dan tahan terhadap tekanan tinggi.

b. Hidrogenasi Transfer

Proses hidrogenasi umumnya memanfaatkan gas hidrogen, namun ada juga yang menggunakan sumber lain yang memiliki atom hidrogen di dalamnya. Namun tujuannya sama, yaitu menambahkan atom hidrogen dalam suatu senyawa. Hidrogenasi perpindahan atau transfer yaitu proses hidrogenasi yang tidak menggunakan gas hidrogen (H₂) sebagai sumber hidrogen, namun memakai hidrogen yang terkandung dalam suatu senyawa lain seperti larutan kalium format sebagai pendonor hidrogen.

Proses hidrogenasi minyak lemak bergugus siklopropenoid sebaiknya dilakukan pada temperatur yang tidak terlalu tinggi, karena pada temperatur yang tinggi gugus *siklopropenoid* menjadi tidak stabil dan dapat mengalami polimerisasi dan dimerisasi. Reaksi pembukaan cincin pada hidrogenasi gugus siklopropenoid merupakan reaksi yang eksoterm sehingga temperaturnya perlu dijaga agar tidak terjadi polimerisasi (Hudaya, 2011).

1.6. Sifat Fisika dan Sifat Kimia Bahan dan Produk

Sifat fisika dan sifat kimia bahan baku, katalis dan produk merupakan salah satu informasi dalam desain pabrik.

1.6.1. Bahan Baku

1. *Crude Palm Oil* (CPO)

Sifat Fisika

Berwarna	: Jingga kemerahan
Densitas	: 900 kg/m (pada kondisi lingkungan)
Titik leleh	: 21-24°C
Titik didih	: 369 °C

Sifat Kimia

Bilangan iod	: 50 – 55 g I/100 g minyak
Bilangan asam	: 6,9 mg KOH/g minyak
Bilangan penyabunan	: 224-249 mg KOH/g minyak

(Sumber :Caraka et al., 2017)

2. Hidrogen

Sifat Fisika

Fasa	: Gas
Melting Point (°C)	: -259.2
Temperatur Kritis (°C)	: -250
Densitas, 30°C (kg/m ³)	: 0.8130
Berat Molekul (mol/kg)	: 2.016
Rumus Molekul	: H ₂

(Sumber : (Perry, 2007)

Sifat Kimia

Hidrogen tidak berwarna, tidak berbau, bersifat non-logam, sangat mudah terbakar, akan terbakar pada konsentrasi serendah 4% di udara bebas.

(Sumber :Perry, 2007)

3. Larutan asam fosfat 85% (H_3PO_4)

Sifat Fisika

Titik Leleh	: 10,31 °C
Titik Didih	: 336,85 °C
Sifat	: Korosif
<i>Fase</i>	: Cair
Warna	: Tidak Berwarna
Tekanan uap (mmHg)	: 146°C
Berat jenis cairan	: 1,84 (100 persen)
Berat jenis uap	: 3,4 (udara = 1)
Massa molekul relative	: 98,079 gram/mol

(Sumber : (Perry, 2007).

Sifat Kimia

Senyawa ini larut.dalam air, berupa cairan.bening.

(Sumber : (Boing Sitanggang & Teguh, 2019)

4. Air (H_2O)

Sifat fisika

Rumus molekul	: H_2O
Berat molekul	: 18 kg/kmol
Kenampakan	: Cairan tak berwarna

Titik didih (1 atm)	: 100°C
Titik beku	: 0°C
Densitas (500C)	: 1.000 kg/m ³
Temperatur kritis	: 647,2 K
Tekanan kritis	: 220,60 Bar

Sifat kimia Air

Air bersifat normal pada pH 7, adalah *reagent* penghidrolisa pada proses hidrolisa. senyawa kimia berbentuk cairan yang tidak berwarna, tidak berbau dan tak ada rasanya.

(Sumber : (Faisal & Atmaja, 2019)

1.6.2. Produk

1. Asam Stearat

Sifat Fisika

Rumus molekul	: C ₁₈ H ₃₆ O ₂
Massa molekul	: 284,48 gr/mol
Titik Didih	: 648,34 K
Titk Beku	: 68,8oC
Densitas	: 980 kg/m ³
Tekanan Kritis	: 1326,58 +- 85 kPa
Volume Kritis	: 1,069 m ³ /kmol
Fase	: padatan (25oC, 1 atm)
Warna	: putih
Kemurnian	: 99%
Sifat Kimia	

Asam stearat sedikit larut dalam air, sangat larut dalam eter, dan sedikit berbau, serta memiliki rasa seperti lemak.

2. *Sweet water*

Gliserol mempunyai sifat-sifat, antara lain:

Sifat Fisika

Rumus molekul	: $C_3H_5(OH)_3$
Berat molekul	: 92 kg/kmol
Titik didih	: 290°C
Titik lebur	: 17,9°C
Densitas, (pada 50°C, 1 atm)	: 1.014 kg/m ³

Sifat Kimia

Tidak bewarna, tidak berbau, mudah larut air, meningkatkan viskositas larutan, mengikat air, cairan kental yang memiliki rasa manis, dan menurunkan aktivitas air.

(Sumber :Fajar et al., 2021)

2. *Heksadekana*

Heksadekana mempunyai sifat-sifat, antara lain:

Sifat Fisika

Rumus molekul	: $C_{16}H_{34}$
Berat molekul	: 226,41 kg/kmol
Titik didih	: 287 °C (549 °F; 560 K)
Titik.lebur	: 18 °C (64 °F; 291 K)
Kemurnian	:98%

Sifat Kimia

Senyawa ini tidak larut.dalam air, berupa cairan.bening.

(Sumber : Fajar et al., 2021)

BAB II

PERENCANAAN PABRIK

2.1. Alasan Pendirian Pabrik

Terdapat faktor- faktor yang menjadi alasan pendirian pabrik asam stearat ini yaitu:

1. Pabrik asam stearat ini dapat membantu memenuhi kebutuhan impor dan ekspor.
2. Pabrik ini didirikan dapat mendorong perkembangan produksi Indonesia yang menggunakan asam stearat sebagai bahan baku maupun bahan penunjang dan memungkinkan untuk memacu berkembangnya industri kimia lainnya.
3. Pendirian pabrik ini dalam segi sosial dan ekonomi dapat memberikan lapangan pekerjaan dan secara tidak langsung dapat meningkatkan perekonomian pada masyarakat.
4. Pendirian pabrik ini mengharapakan Indonesia dapat menjadi salah satu produsen asam stearat internasional.

2.2. Pemilihan Kapasitas

Penentu kapasitas pabrik asam stearat dilakukan dengan cara mempertimbangkan perhitungan teknik maupun ekonomis, dari nilai jual pasar baik di dalam negeri maupun nilai ekspor, dan melalui besar kebutuhan produk yang digunakan, dan juga konsumsi dalam negeri sehingga didapatkan jumlah kebutuhan dalam negeri. Berikut ini merupakan data hasil produksi, impor, ekspor, dan konsumsi asam stearat di Indonesia. Perhitungan kapasitas berikut ini berdasarkan

buku (Kusnarjo, n.d, 2010) . (Kusnarjo, 2010) Untuk data statistik dari Badan Pusat Statistik (BPS) Indonesia, data hasil produksi, kebutuhan impor dan ekspor asam stearat di Indonesia dapat dilihat pada tabel 2.1, tabel 2.2, dan tabel 2.3.

Tabel 2.1. Pabrik yang sudah beroperasi dalam pembuatan asam stearat di Indonesia tahun 2021.

Pabrik	Lokasi	Kapasitas (Ton/Tahun
Pt Musi Mas	Medan	100.000
Pt Traslindo Ocean Pacific	Banten	50.600
Pt Wilmar Nabati Indonesia On B	Gresik	90.000
Pt Damco Indonesia	Kuala Tanjung	120.000
Pt Permata Hijau Palm Oleo	Medan	60.000
Pt Sumi Asih	Lampung	100.000
Pt Cisadene Raya Chemicals	Banten	130.000
Pt. Cif Transportasi Indonesia	Bekasi	80.000
Pt Translindo Samudera Pacific	Banten	100.000
Pt Dua Kuda Indonesia	Jakarta	100.000
Pt Kartika Tirta Hema	Tanjung Balai	70.000
Pt Dinuo Indonesia	Medan	100.000
Total		1.100.600

Sumber: Direktorat jendral industri agro dan kimia (2021)

Berdasarkan tabel 2.1. maka jumlah produksi pabrik didalam negri tahun 2021 yaitu 1.1000.600 ton/tahun yang merupakan nilai dari m2, di mana m2 merupakan produksi pabrik lama.

Perkembangan impor asam stearat

Tabel 2.2. Data perkembangan impor asam stearat di Indonesia

Tahun	Kg/Tahun	Ton/Tahun	% Pertumbuhan
2017	8.288.014,0000	8.288,0140	-
2018	6.417.686,0000	6.417,6860	-0,2257
2019	6.965.805,0000	6.965,8050	0,0854
2020	6.355.239,0000	6.355,2390	-0,0877
2021	4.551.673,0000	4.551,6730	-0,2838
Kenaikan Rata-Rata		32.578,4170	-0,1279

Sumber: BPS, 2021.

Perhitungan persen pertumbuhan dari data perkembangan impor asam stearat di Indonesia dapat digunakan cara sebagai berikut:

$$\text{Pertumbuhan 2017-2018} = \frac{6.417,6860 - 8.288,0140}{8.288,0140} \times 100\%$$

$$= -0,2257 \%$$

$$\text{Pertumbuhan 2018-2019} = \frac{6.965,8050 - 6.417,6860}{6.417,6860} \times 100\%$$

$$= 0,0854 \%$$

$$\text{Pertumbuhan 2019-2020} = \frac{6.355,2390 - 6.965,8050}{6.965,8050} \times 100\%$$

$$= -0,0877 \%$$

$$\text{Pertumbuhan 2020-2021} = \frac{4.551,6730 - 6.355,2390}{6.355,2390} \times 100\%$$

$$= -0,2838 \%$$

Berdasarkan Tabel 2.2. dapat diperoleh mengalami peningkatan impor dengan rata-rata perkembangan per tahunnya yaitu sebesar -0,1279 %. Untuk

mengetahui nilai konsumsi dalam negeri tahun 2026 dapat dihitung menggunakan persamaan berikut:

$$m_5 = p (1+i)^n$$

Dimana :

p = Nilai impor pada tahun 2021 (kg/th)

m_5 = Nilai Konsumsi dalam negeri tahun pabrik didirikan tahun 2026 (ton/th)

i = Rata-rata kenaikan impor (%)

n = Selisih tahun

Dengan menggunakan rumus di atas, diasumsikan nilai konsumsi dalam negeri tahun 2021 adalah:

$$m_5 = 4.551.673 \{1+(0,1279)\}$$

$$= 4.551.673 + 0,5044$$

$$= 2.295.863,8612 \text{ kg/th}$$

$$= 2.295,8638 \text{ ton/th}$$

Perkembangan Ekspor Asam Stearat

Tabel 2.3. Data perkembangan ekspor asam stearat di Indonesia

Tahun	Kg/Tahun	Ton/Tahun	% Pertumbuhan
2017	506.389.017,0000	506.389,017	-
2018	644.786.887,0000	644.786,887	0,2733
2019	686.960.542,0000	686.960,542	0,0654
2020	657.606.065,0000	657.606,065	-0,0427
2021	725.802.686,0000	725.802,686	0,1037
Kenaikan Rata-Rata		3.221.545,1970	0,0999

Sumber: BPS, 2021.

$$\text{Pertumbuhan 2017-2018} = \frac{644.786,887 - 506.389,017}{506.389,017} \times 100\%$$

$$= 0,2733 \%$$

$$\text{Pertumbuhan 2018-2019} = \frac{686.960,542 - 644.786,887}{644.786,887} \times 100\%$$

$$= 0,0654 \%$$

$$\text{Pertumbuhan 2019-2020} = \frac{657.606,065 - 686.960,542}{686.960,542} \times 100\%$$

$$= -0,0427 \%$$

$$\text{Pertumbuhan 2020-2021} = \frac{725.802,686 - 657.606,065}{657.606,065} \times 100\%$$

$$= 0,1037 \%$$

Berdasarkan tabel 2.3. maka didapatkan nilai rata-rata dari perkembangan nilai ekspor asam stearat yang mengalami kenaikan setiap tahunnya yaitu sebesar 0,0999 % oleh karena itu perkiraan nilai ekspor asam stearat pada tahun 2026 dapat dihitung menggunakan persamaan berikut:

$$m_4 = p (1+i)^n$$

p = nilai data ekspor tahun 2021(kg/tahun)

i = rata-rata kenaikan ekspor (%)

n = selisih tahun

m₄ = Nilai ekspor tahun pabrik didirikan (kg/tahun)

Dengan menggunakan rumus di atas, diasumsikan nilai ekspor dari kapasitas pabrik baru adalah:

$$\begin{aligned}
 m_4 &= 725.802.686 \times (1 + 0,0999)^5 \\
 &= 725.802.686 \times 1,6097 \\
 &= 1.168.324.583,65 \text{ kg/jam} \\
 &= 1.168.324,5836 \text{ ton/thn}
 \end{aligned}$$

Di karenakan pabrik asam stearat didirikan sehingga impor asam stearat tahun 2026 diberhentikan, maka nilai $m_1 = 0$, di mana m_1 merupakan nilai impor asam stearat pada tahun 2026.

Dengan diasumsikan nilai impor pada tahun 2026 telah tercukupi dan jumlah produksi asam stearat di dalam negeri pada tahun 2021 sebesar 1.100.600 ton/tahun, maka kapasitas produksi asam stearat tahun 2026 di Indonesia dapat diketahui sebagai berikut:

$$m_1 + m_2 + m_3 = m_4 + m_5$$

Dimana :

- m_1 : nilai impor asam stearat tahun pabrik didirikan (ton/th)
- m_2 : Kapasitas Pabrik asam stearat lama tahun 2021 (ton/th)
- m_3 : kapasitas pabrik asam stearat yang akan didirikan tahun 2026 (ton/th)
- m_4 : nilai ekspor tahun pabrik didirikan tahun 2026 (ton/th)
- m_5 : nilai konsumsi dalam negeri tahun 2026 (ton/th)

Dengan menggunakan rumus sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 m_3 &= (m_4 + m_5) - (m_1 + m_2) \\
 m_3 &= (1.168.324,5836 + 2.295,8638) - (0 + 1.100.600) \\
 m_3 &= 1.170.620,4474 - 1.100.600 \\
 m_3 &= 70.020,4474 \text{ ton/th}
 \end{aligned}$$

Diharapkan dengan berdirinya asam stearat dengan kapasitas 70.000 ton/th dapat menjadikan Indonesia menjadi negara bebas impor asam stearat dan dapat memberikan kontribusi terhadap pemenuhan kebutuhan ekspor asam stearat di Indonesia, dan dapat meningkatkan perekonomian negara dan juga diharapkan dengan berdirinya pabrik asam stearat ini Indonesia dapat menjadi salah satu produsen asam stearat Internasional.

2.4. Pemilihan Bahan Baku

Bahan baku yang dipilih pada pembuatan asam stearat yaitu *Crude palm oil* (CPO) dengan berdasarkan proses, ketersediaan bahan baku dan harga. *Crude palm oil* merupakan minyak nabati yang dapat menghasilkan asam stearat dikarenakan CPO mempunyai kandungan trigliserida dan asam lemak bebas yang dapat dikonversi menjadi asam stearat melalui reaksi proses hidrolisis dan proses hidrogenasi.

crude palm oil ini diperoleh dari pabrik yang beradadi Sumatera utara meliputi: PT. Ams. PT. Bima Palma Nugraha, PT. Fairco Agro Mandiri, PT. Hutan Hijau Mas, PT. Karang Joang Hijau Lestari, PT. Karya Nusa Eka Daya. PT. Ptp Nusantara Iv Pasir Mandoge. PT. Satu Sembilan Delapan. PT. Sawit Prima Nusantara, PT. Sebakis Inti Lestari, PT. Telen Prima Sawit. Dengan total produksi pada tahun 2021 sebanyak 6.765.385 ton/tahun

Berdasarkan data Kementerian Pertanian (2021), jumlah produksi CPO di Provinsi Sumatera Utara adalah sebagai berikut.

Tabel 2.3. Jumlah Produksi Kelapa Sawit Provinsi Sumatera Utara pada tahun 2021

Pabrik	Ton/tahun
PT. Ams	365.000
PT. Bima Palma Nugraha	914.880
PT. Fairco Agro Mandiri	988.000
PT. Hutan Hijau Mas	810.905
PT. Karang Joang Hijau Lestari	324.000
PT. Karya Nusa Eka Daya	629.600
PT. Ptp Nusantara Iv Pasir Mandoge	432.000
PT. Satu Sembilan Delapan	576.000
PT. Sawit Prima Nusantara	600.000
PT. Sebakis Inti Lestari	765.000
PT. Telen Prima Sawit	360.000
Total	6.765.385

(Sumber: Kementerian Pertanian, 2021)

Jumlah ketersediaan CPO di sumatra utara pada tahun 2021 sebesar 6.765.385 ton/tahun atau sebesar 6.765.385.000 kg/jam.

Dari data di atas, diambil 2,122% dari total Produksi CPO di Sumatera Utara, dengan menimbang bahan baku CPO yang tidak hanya digunakan sebagai bahan baku asam stearat.

Maka Kebutuhan bahan baku CPO pada pembuatan asam stearat yaitu

$$\begin{aligned}
 &= 2,122 \% \times \text{Produksi Cpo di Sumatera Utara} \\
 &= 6.765.385 \text{ ton/th} \times 2,122 \% \\
 &= 143.575,929 \text{ ton/th} \\
 &= (143.575,929 \times 1000) / (24 \times 300) \\
 &= 19.941,101 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Dari data produksi CPO di Sumaterat Utara yang ada di Indonesia, maka didapatkan Kebutuhan bahan baku CPO pada pembuatan asam stearat sebesar 143.575,929 ton/th.

Oleh karena itu, berdasarkan hasil diatas jumlah CPO yang ada di Provinsi Sumatera Utara dapat memenuhi untuk mendirikan pabrik asam stearat dengan

kapasitas 70.000 ton/tahun yaitu dengan kebutuhan bahan baku CPO sebesar 143.575,929 ton/tahun.

2.3. Pemilihan Proses

Dari berbagai metode atau proses pembuatan asam stearat yang dijelaskan sebelumnya, maka dapat dipilih proses yang akan di gunakan yang berdasarkan kemurnian produk, bahan baku produk, dan jenis produksi. Proses yang digunakan pada pembuatan asam stearat yaitu berdasarkan U.S Patent No. 9, 957, 465 B2 01 Mei 2018 yaitu proses *Hidrolisis dan Hidrogenasi*.

Proses Hidrolisis yaitu proses penguraian zat dalam reaksi kimia yang di sebabkan air (H_2O). Reaksi hidrolisis juga memecah molekul air (H_2O) menjadi kation hidrogen (H^+) dan anion hidroksida (OH^-). Proses hidrolisis molekulnya tidak terpecah menjadi senyawa baru (Nasir, 2011).

Selain proses hidrolisis pembuatan asam stearat juga menggunakan proses hidrogenasi di mana proses hidrogenasi merupakan proses pengolahan minyak atau lemak dengan menambahkan gas hidrogen pada ikatan rangkap dari asam lemak dengan bantuan katalis nikel. Proses hidrogenasi ini juga dapat mengubah lemak jenuh menjadi lemak tak jenuh contohnya asam oleat dan asam linoleat yang dapat di ubah menjadi asam stearat. Pada proses ini asam lemak tak jenuh diubah menjadi asam lemak jenuh akibat pemutusan ikatan rangkap oleh hidrogen (Nasir, 2020)

proses ini juga didasarkan atas pertimbangan-pertimbangan sebagai berikut:

1. Pembuatan asam stearat bahan bakunya adalah *crud palm oil* di mana CPO mudah didapat dan tersedia dalam jumlah yang memadai di Indonsia.

2. Proses pembuatan asam stearat menggunakan proses hidrogenasi di mana asam stearat yang dihasilkan lebih banyak dikarenakan asam lemak tak jenuh seperti oleat dan linoleat dapat berubah menjadi asam lemak jenuh yaitu asam stearat.
3. Proses dan peralatan yang digunakan pada pembuatan asam stearat sederhana sehingga biaya pemeliharaan dan pengendaliannya lebih murah.
4. Kemurnian produk asam stearat yang dihasilkan sangat tinggi.
5. Bahan baku yang digunakan komposisinya cukup sederhana sehingga pengendalian proses yang relatif mudah.

2.5. Uraian Proses

Uraian proses pada pembuatan asam stearat yang berdasarkan urain proses patent U.S 9, 957, 465 B2 01 Mei 2018 "*preparation of stearat acid*" yaitu

Bahan baku yang digunakan dalam proses pembuatan asam stearat ini yaitu asam lemak yang berasal dari *crude palm oil* (CPO) yaitu asam oleat dan asam linoleat, terdapat tiga tahap proses pembuatan asam stearat yang pertama tahap penyiapan bahan baku di mana bahan baku yang digunakan yaitu CPO, kemudian tahap yang ke dua yaitu pada tahap reaksi di mana pada pembuatan asam stearat menggunakan 2 tahapan reaksi yaitu pada proses hidrolisis dan proses hidrotermal, dan tahap yang ke tiga yaitu tahap pemurnian produk di mana pabrik ini menggunakan kolom destilasi pada proses pemurnian produk. Tahap pertama yaitu penyiapan bahan baku, dimana bahan baku *crude palm oil* (CPO) dialirkan menggunakan pompa dari tangki penyimpanan T-01 menuju *mixing tank* (M-01).

Pada *mixing tank* (M-01) di tambahkan larutan H_2SO_4 85% dari tangki (T-03) maka berlangsung proses *degumming* dengan temperatur 70°C , pada tekanan 1 atm.

Pada proses *degumming* ini digunakan untuk menghilangkan zat-zat fosfolipid yakni air, protein, phospatida, logam, residu, karbohidrat, dan resin tidak mengurangi jumlah asam lemak. Untuk mempertahankan suhu yang optimum 70°C digunakan *saturated steam* dengan suhu 350°C yang dialirkan melalui koil-koil yang didesain di luar tangki mixer. *Saturated steam* ini juga bertujuan untuk menghomogenkan gum-gum yang telah terdapat pada bahan baku dan senyawa asam fosfat (H_3PO_4).

Kemudian keluaran dari mixing Tank-01 dialirkan menuju *mixing tank-02* (M-02). Dimana pada *mixing tank-02* ini berfungsi untuk tempat terjadinya proses *bleaching* dengan temperatur 110°C dan tekanan atmosfer dengan menambahkan zat *bleaching earth* sebanyak 1,2% dari laju alir minyak yang diguanakn yang telah dipindahkan dari tangki (T-02) dengan menggunakan alat transportasi *bucket elevator* (BE-01). Pada tahap *bleaching* ini berfungsi untuk memisahkan pigmen yang terdapat dalam minyak dengan menggunakan bahan aktif *bleaching earth* sehingga warna minyak menjadi lebih cerah. *Bleaching earth* tersusun atas beberapa senyawa yaitu Al_2O_3 , SiO_2 , air terikat, magnesium oksida, dan besi oksida.

Digunakan *saturated steam* 350°C melalui koil pemanas Untuk mempertahankan temperatur operasi 110°C . Minyak yang telah melalui proses *degumming* dan *bleaching* kemudian lanjut pada tahap penyaringan dengan menggunakan niagara filter (NF-01) di mana niagara filter berfungsi untuk

memisahkan gum-gum yang telah mengikat pigmen minyak dan asam fosfat yang telah mengikat *bleaching earth*. *Sludge* yang telah di hasilkan dari niagara filter kemudian ditampung menuju unit pengolahan limbah. Kemudian produk dari filter dipompa menuju heater (HE-01) yang berguna menaikkan temperatur dari temperatur 110°C menjadi 245°C sebelum menuju reaktor Hidrolisis (R-01) dengan tipe *kolom splitting* pada tekanan 53 atm. Reaksi hidrolisis mengubah trigliserida menjadi asam lemak dan gliserol pada temperatur 245°C, pada tekanan 53 atm, Digunakan *saturated steam* 350°C melalui koil pemanas Untuk mempertahankan temperatur operasi 245°C.

Kemudian dilakukan penurunan tekanan produk pada keluaran kolom splitting yang diturunkan dengan menggunakan valve (v-01) dari tekanan 55 atm menjadi 10 atm dan temperaturnya juga diturunkan menjadi 160°C dengan menggunakan alat pendingin *cooler* (CO-01). Kemudian hasil produk R-01 dialirkan menuju reaktor hidrogenasi (R-02) yaitu dengan menggunakan reaktor dengan tipe *fixed bed*. Kemudian gas hidrogen (H₂) 99% pada tekanan 10 atm yang dialirkan menggunakan kompresor (C-02) dari tangki (T-04) menuju reaktor (R-02).

Proses hidrogenasi ini menjadikan asam lemak tak jenuh menjadi asam lemak jenuh yaitu asam oleat dan linoleat menjadi asam stearat dengan konversi 99% pada temperatur 160°C, 10 atm dengan menggunakan katalis nikel, Reaksi ini berlangsung secara eksotermis. Temperatur optimal yaitu 160°C dipertahankan dengan mengalirkan pendingin. Tekanan produk keluaran reaktor diturunkan menggunakan valve (v-02) dari tekanan 10 atm menjadi 1 atm.

Kemudian asam lemak keluaran dari reaktor (R-02) dialirkan menuju *Knock Out Drum* (KOD-01), dimana KOD berfungsi untuk memisahkan asam-asaman dengan hidrogen dengan fasa gas pada temperatur 160° C dengan tekanan atmosfer. Setelah fasa gas dan cair telah terpisahkan, fasa cair dialirkan menuju kolom destilasi (KD-01) yang berfungsi untuk memisahkan fraksi rentang asam stearat (228-403) dengan fraksi rentang ikosana (193°C – 381°C), pada kolom destilasi-01 dialirkan menuju pompa vakum untuk membantu kondisi operasi pada KD-01. Hasil keluaran bottom yaitu asam stearat di alirkan ke reboiler kemudian di alirkan menuju kristalizer (KZ-01) untuk mengubah asam stearat dalam fase cair menjadi kristal yang menghasilkan produk asam stearat dengan kemurnian 99%.

Hasil top produk kolom destilasi-01 dikondensasi dari temperatur 350C dengan menggunakan kondensor (CD-01), ditampung di Akumulator (ACC-01), keluaran ACC- dengan suhu feed 350° C dan suhu bottom pada destilasi yaitu 358°C. hasil dari top kolom destilasi 1(KD-01) di alirkan menuju kolom destilasi (KD-02) yang menghasilkan heksadekana 87%, untuk menghasilkan produk heksadekana dengan kemurnian yang tinggi dilakukan proses pemisahan menggunakan kolom destilasi (KD-03) untuk menghasilkan produk samping yaitu heksadekana dengan kemurnian 98%.

BAB III

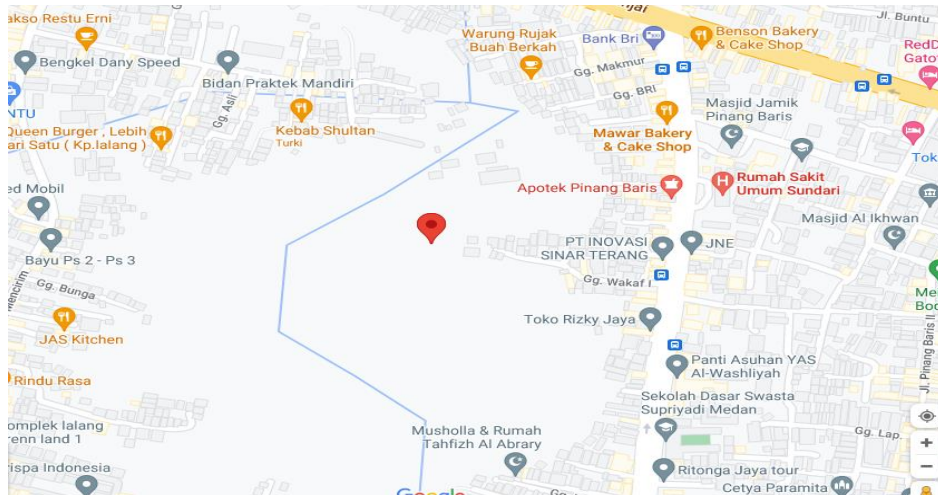
LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK

3.1. Lokasi Pabrik

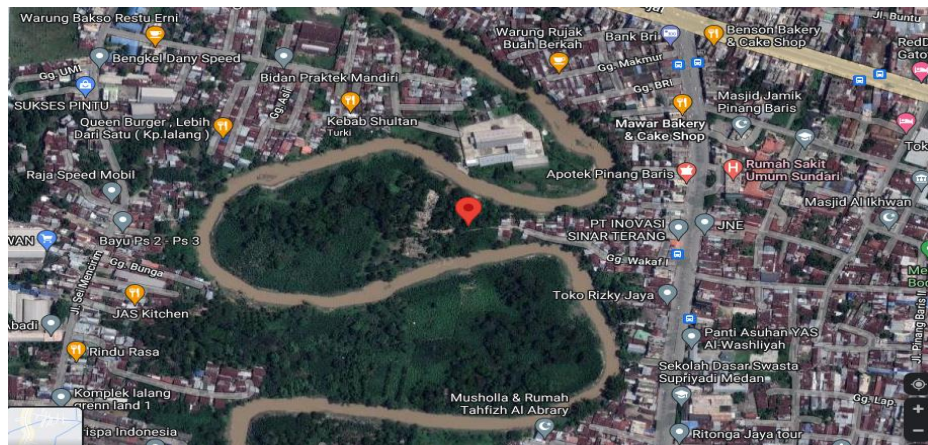
Pemilihan lokasi pabrik adalah satu faktor yg sangat penting, dikarenakan sangat menentukan kemajuan pabrik tersebut dalam produksi maupun distribusi dimasa yg akan datang. Dengan penentuan lokasi pabrik yg tepat akan membentuk produksi minimal sebagai akibatnya pabrik dapat berjalan efisien & ekonomis (Peri, 1991). Faktor-faktor yang menjadi dasar pertimbangan dalam menentukan lokasi pabrik yaitu:

1. Penyediaan bahan baku
2. Pemasaran hasil produksi
3. Transportasi dan fasilitas pendukung
4. Utilitas
5. Penyediaan tenaga kerja
6. Keadaan iklim

Berdasarkan pertimbangan di atas, maka pabrik asam stearat ini direncanakan didirikan di Lalang, Kec. Medan Sunggal, Kota Medan, Sumatera Utara, dengan total luas 3,00 Ha.



Gambar 3.1. Lokasi Pabrik Berdasarkan Peta Google Maps



Gambar 3.2. Lokasi Pabrik Berdasarkan Satelit *Google Maps*

3.1.1. Sumber Bahan Baku

Pemilihan lokasi pabrik dipengaruhi dengan dekatnya sumber bahan baku dengan pabrik. Dengan adanya sumber bahan baku, untuk memudahkan berjalannya proses produksi serta mengurangi biaya transportasi. Salah satu pabrik CPO yang terdekat yaitu PT. Tunas Harapan Sawit. Provinsi Sumatera Utara merupakan salah satu penyumbang terbesar produksi CPO di Indonesia dengan total produksi pada tahun 2021 sebesar 5.928.612 ton, memiliki 145 luas area 1000.221.208 Ha Pabrik CPO di Sumatera Utara.

3.1.2. Utilitas

Sarana utilitas utama yang diperlukan bagi kelancaran produksi adalah air dan energi listrik. Untuk kebutuhan listrik dapat dipenuhi dengan adanya turbin dan generator pada pabrik sedang kebutuhan air dapat dipenuhi oleh pihak pengelola kawasan industri yang diperoleh dari pengolahan air sungai deli.

3.1.3. Transportasi dan Fasilitas Pendukung

Sarana transportasi yang strategis sangat mendukung bagi kelancaran pemasaran produk. Lokasi pabrik yang akan didirikan ini berdekatan dengan Sungai deli yang tentunya akan lebih mempermudah keperluan pengiriman produk baik domestik maupun luar negeri. Jarak Jl. Sungai deli dengan ibukota tidak terlalu jauh, hanya ditempuh kurang lebih 25 menit melalui transportasi darat. Infrastruktur seperti akses telekomunikasi, kesehatan, fasilitas sanitasi, jalan, dermaga, listrik, air dan pendidikan sudah tersedia dengan baik, mapan, dan siap mendukung aktivitas produksi 30.

3.1.4. Pemasaran Produk

Asam stearat merupakan bahan kimia yang sangat banyak dibutuhkan dalam kehidupan sehari-hari contohnya pada pembuatan sabun, lilin, obat-obatan, dan lain-lain. Produk samping *heksadekana*, juga sangat bermanfaat untuk bahan bakar alternatif. Sekitar pabrik ada Pelabuhan belawan untuk distribusi produk secara lokal atau bahkan internasional seperti Singapura dan Malaysia, sehingga biaya dalam industri pemasaran dan transportasinya dapat ditekan (Kementerian Perindustrian, 2017).

3.1.5. Penyediaan Tenaga Kerja

Tenaga kerja yang dibutuhkan pada pabrik ini meliputi tenaga kerja terdidik, terampil, maupun tenaga kasar. Tenaga kerja tersebut dapat diperoleh dari daerah sekitar lokasi pabrik dan luar daerah.

3.1.6. Letak Geografis

Lokasi yang dipilih merupakan lokasi yang cukup stabil karena memiliki iklim rata-rata yang cukup baik. Seperti di daerah lain di Indonesia yang beriklim tropis dengan temperatur udara berkisar 23°C – 33°C.

3.2. Tata Letak Pabrik Dan Peralatan

3.2.1. Tata letak pabrik

Tata letak pabrik merupakan susunan penempatan seluruh bagian pabrik, meliputi tempat kerja alat, tempat kerja karyawan, tempat penyediaan sarana utilitas, dan sarana lain bagi pabrik. Beberapa faktor perlu diperhatikan dalam penentuan tata letak pabrik, antara lain adalah pertimbangan ekonomis (biaya konstruksi dan operasi), kebutuhan proses, pemeliharaan keselamatan, perluasan di masa yang akan mendatang. Bangunan pabrik meliputi area proses, area tempat penyimpanan bahan baku dan produk, area utilitas, bengkel mekanik untuk pemeliharaan, gudang untuk pemeliharaan dan plant supplies, ruang kontrol, unit pemadam kebakaran, kantor administrasi, area parkir, dan taman.

Pengaturan tata letak peralatan proses pabrik harus dirancang seefisien mungkin. Peletakan alat-alat proses harus sebaik mungkin sehingga memberikan biaya konstruksi dengan operasi minimal. Biaya konstruksi dapat diminimalkan dengan mengatur letak alat sehingga menghasilkan pemipaan terpendek dan membutuhkan bahan konstruksi paling sedikit. Peletakan alat harus memberikan

ruangan cukup bagi masing-masing alat agar dapat beroperasi dengan baik dengan distribusi utilitas mudah. Peralatan membutuhkan perhatian lebih dari operator harus diletakkan dekat control room. Tempat pengambilan sampel, valve, dan instrumen harus diletakkan pada ketinggian tertentu sehingga mudah dijangkau oleh operator. Peletakan alat proses harus memperhatikan ruangan untuk perawatan. Gambar tata letak pabrik dapat dilihat pada Gambar 3.3.

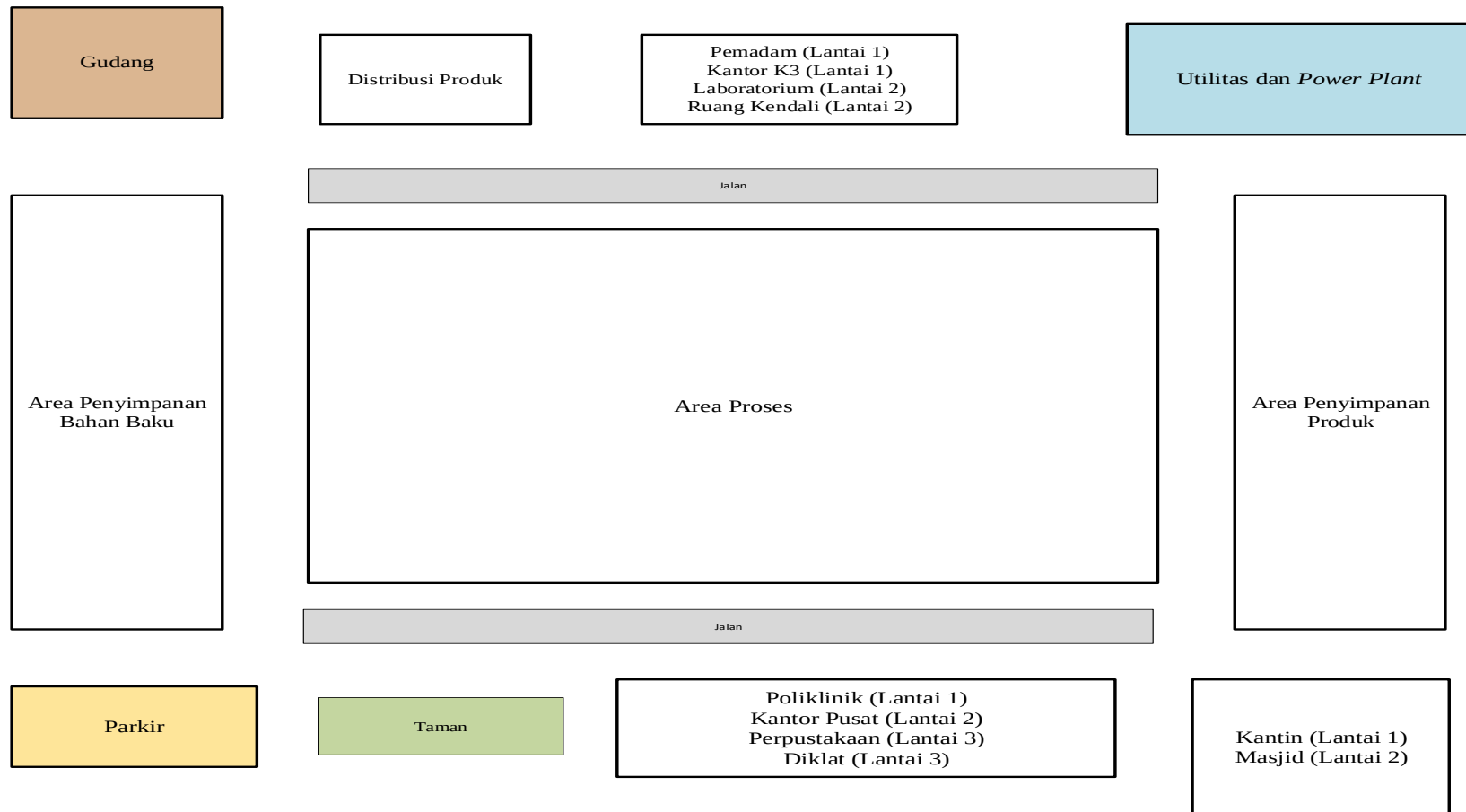
3.2.2. Tata letak Peralatan

Tata letak alat menampilkan letak alat-alat di pabrik. Penyusunan letak peralatan pabrik harus diperhatikan dengan baik dengan mempertimbangkan ukuran, mobilitas, keamanan, dan kemampuan untuk diawasi. Tata letak alat ditampilkan pada Gambar 3.4.

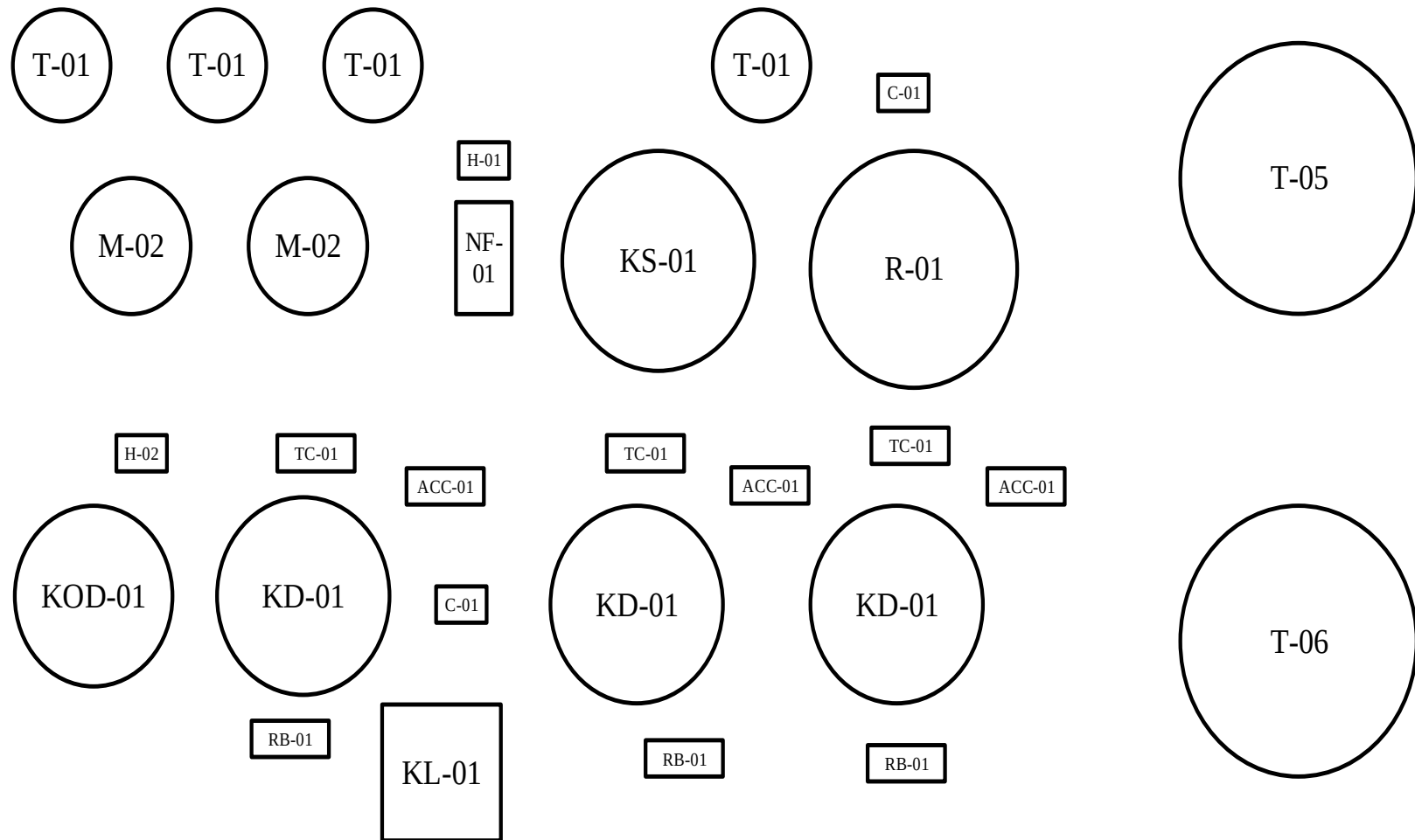
3.2.3. *Perkiraan Luas Tanah*

Perkiraan pabrik asam stearat akan dibangun diatas tanah seluas 2,8622 Ha dengan perincian sebagai berikut:

a.	Luas area pabrik	= 1,5520Ha
b.	Luas area perkantoran	= 1,4372 Ha
c.	Luas fasilitas penunjang	= 0,8141 Ha
d.	Luas area perluasan pabrik	= 0,500 Ha



Gambar 3.3. Tata letak pabrik



Gambar 3.4. Tata letak alat pabrik

BAB IV
NERACA MASSA

Kapasitas Produksi	: 70.000 Ton/Tahun
Operasi Pabrik	: 300 Hari/Tahun
Basis	: 1 jam operasi
Bahan Baku	: <i>Crude Palm Oil</i> (CPO)
Produk	: Asam stearat

4.1. Mixing Tank (M-01)

Komponen	Input (Kg/Jam)		Output (Kg/Jam)
	Aliran 1	Aliran 2	Aliran 3
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	190,9975	-	190,9975
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	840,3890	-	840,3890
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	8.480,2895	-	8.480,2895
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	7.601,7009	-	7.601,7009
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	1.909,9751	-	1.909,9751
C ₁₂ H ₄₀ O ₂	57,2993	-	57,2993
C ₂₀ H ₄₀ O ₂	19,0998	-	19,0998
C ₂₀ H ₃₂ O ₂	594,9460	-	594,9460
C ₁₀ H ₂₁ NO ₈ P ⁺	29,7473	-	29,7473
C ₄₀ H ₅₆	99,1577	-	99,1577
Ca	33,0526	-	33,0526
Mg	33,0526	-	33,0526
Fe	33,0526	-	33,0526
H ₃ PO ₄		13,2871	13,2871
Total	19.922,7597	13,2871	19.936,0469
	19.936,0469		

4.2. Mixing Tank (M-02)

Komponen	Input (Kg/Jam)		Output (Kg/Jam)
	Aliran 3	Aliran 4	Aliran 5
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	190,9975	-	190,9975
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	840,3890	-	840,3890
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	8.480,2895	-	8.480,2895
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	7.601,7009	-	7.601,7009
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	1.909,9751	-	1.909,9751
C ₁₂ H ₄₀ O ₂	57,2993	-	57,2993
C ₂₀ H ₄₀ O ₂	19,0998	-	19,0998
C ₂₀ H ₃₂ O ₂	594,9460	-	594,9460
C ₁₀ H ₂₁ NO ₈ P ⁺	29,7473	-	29,7473
C ₄₀ H ₅₆	99,1577	-	99,1577
Ca	33,0526	-	33,0526
Mg	33,0526	-	33,0526
Fe	33,0526	-	33,0526
H ₃ PO ₄	13,2871	-	13,2871
SiO ₂	-	151,4289	151,4289
Al ₂ O ₃	-	48,7709	48,7709
Fe ₂ O ₃	-	13,6989	13,6989
MgO	-	13,0056	13,0056
CaO	-	12,1688	12,1688
Total	19.936,0469	239,0731	
	20.175,1200		20.175,1200

4.3. Niagara Filter (NF-01)

Komponen	Input (Kg/Jam)	Output (Kg/Jam)	
	Aliran 5	Aliran 6	Aliran 7
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	190,9975	190,9975	-
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	840,3890	840,3890	-
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	8.480,2895	8480,2895	-
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	7.601,7009	7601,7009	-
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	1.909,9751	1909,9751	-
C ₁₂ H ₄₀ O ₂	57,2993	57,2993	-
C ₂₀ H ₄₀ O ₂	19,0998	19,0998	-
C ₂₀ H ₃₂ O ₂	594,9460		594,9460
C ₁₀ H ₂₁ NO ₈ P ⁺	29,7473	-	29,7473
C ₄₀ H ₅₆	99,1577	-	99,1577
Ca	33,0526	-	33,0526
Mg	33,0526	-	33,0526
Fe	33,0526	-	33,0526
H ₃ PO ₄	13,2871	-	13,2871
SiO ₂	151,4289	-	151,4289
Al ₂ O ₃	48,7709	-	48,7709
Fe ₂ O ₃	13,6989	-	13,6989
MgO	13,0056	-	13,0056
CaO	12,1688	-	12,1688
Total	20.175,1200	19.099,7511	1.075,3689
	20.175,1200	20.175,1200	

4.4. Kolom Splitting (CS-01)

Komponen	Input (Kg/Jam)	Output (Kg/Jam)	
	Aliran 6	Aliran 8	Aliran 9
Trigliserida	19.002,3423	204,3673	-
H ₂ O	-	475,5838	7.419,1073
C ₁₂ H ₂₄ O ₂		36,8396	
C ₁₄ H ₂₈ O ₂		184,1980	
C ₁₆ H ₃₂ O ₂		7.791,5754	
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	97,4087	792,0514	22,1557
C ₁₈ H ₃₄ O ₂		7.754,7358	
C ₁₈ H ₃₂ O ₂		1.823,5602	
C ₂₀ H ₄₀ O ₂		36,8396	

Gliserol	-	-	198,6374
Total	19.099,7511	21.104,6973	7.639,004
	26.739,6515	26.739,6515	

4.5. Reaktor Hidrogenasi (R-01)

Komponen	Input (Kg/Jam)	Output (Kg/Jam)
	Aliran 9	Aliran 11
C ₁₂ H ₂₄ O ₂	36,8396	0,3684
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	184,1980	1,8420
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	7.791,5754	77,9158
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	792,0514	9.571,1683
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	7.754,7358	77,5474
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	1.823,5602	18,2356
C ₂₀ H ₄₀ O ₂	36,8396	0,3684
C ₁₂ H ₂₆	-	31,0122
C ₁₄ H ₃₀	-	158,4138
C ₁₆ H ₃₄	-	6.811,6997
C ₂₀ H ₄₂	-	32,9722
C ₁₈ H ₃₈	-	701,4840
H ₂ O	31,8490	1.254,5597
Trigleserida	204,3673	204,3673
H ₂	1.598,1885	1.312,2501
CH ₄	184,1980	184,1980
Total	20.438,4028	20.438,4028

4.6. Knock Out Drum

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Aliran 11	Aliran 12	Aliran 13
C ₁₂ H ₂₄ O ₂	0,3684	0,3684	-
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	1,8420	1,8420	-
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	77,9158	77,9158	-
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	9.571,1683	9.571,1683	-
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	77,5474	77,5474	-
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	18,2356	18,2356	-
C ₂₀ H ₄₀ O ₂	0,3684	0,3684	-
C ₁₂ H ₂₆	31,0122	31,0122	-

C ₁₄ H ₃₀	158,4138	158,4138	-
C ₁₆ H ₃₄	6.811,6997	6.811,6997	-
C ₂₀ H ₄₂	32,9722	32,9722	-
C ₁₈ H ₃₈	701,4840	701,4840	-
H ₂ O	1.254,5597	1.254,5597	-
Trigleserida	204,3673	204,3673	-
H ₂	1.312,2501		1.312,2501
CH ₄	184,1980		184,1980
Total	20.438,4028	18.941,9547	1.496,4481
	20.438,4028		20.438,4028

4.7. Kolom Distilasi (KD-01)

Komponen	Input (Kg/Jam)	Output (Kg/Jam)	
	Aliran 12	Aliran 14	Aliran 15
C ₁₂ H ₂₄ O ₂	0,3684	0,3684	0,0000
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	1,8420	1,8420	0,0000
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	77,9158	77,9158	0,0000
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	9.571,1683	9,5712	9.561,5971
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	77,5474	0,0000	77,5474
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	18,2356	0,0003	18,2353
C ₂₀ H ₄₀ O ₂	0,3684	0,3684	0,0000
C ₁₂ H ₂₆	31,0122	31,0122	0,0000
C ₁₄ H ₃₀	158,4138	158,4138	0,0000
C ₁₆ H ₃₄	6.811,6997	6.811,6997	0,0000
C ₂₀ H ₄₂	32,9722	0,0000	32,9722
C ₁₈ H ₃₈	701,4840	700,7825	0,7015
H ₂ O	1.254,5597	1.254,5597	0,0000
Trigleserida	204,3673	204,3673	0,0000
Total	18.941,9547	9.250,9012	9.691,0534

4.8. Total Condensor (TC-01)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Aliran 14	Aliran 16	Aliran 17
C ₁₂ H ₂₄ O ₂	0,3685	0,3684	0,0001
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	1,8424	1,8420	0,0004
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	77,9306	77,9158	0,0148
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	9,5736	9,5712	0,0024
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	0,0003	0,0003	0,0000
C ₂₀ H ₄₀ O ₂	0,3685	0,3684	0,0001
C ₁₂ H ₂₆	31,0167	31,0122	0,0045
C ₁₄ H ₃₀	158,4387	158,4138	0,0249
C ₁₆ H ₃₄	6.812,8819	6.811,6997	1,1822
C ₂₀ H ₄₂	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₈ H ₃₈	700,9375	700,7825	0,1550
H ₂ O	1.254,6262	1.254,5597	0,0665
Trigleserida	204,4062	204,3673	0,0389
Total	9.252,3909	9.250,9012	1,4897
	9.252,3909	9.252,3909	

4.9. Akumulator (ACC-01)

Komponen	Input (Kg/Jam)	Output (Kg/Jam)	
	Aliran 14	Aliran 16	Aliran 17
C ₁₂ H ₂₄ O ₂	0,3685	0,3684	0,0001
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	1,8424	1,8420	0,0004
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	77,9306	77,9158	0,0148
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	9,5736	9,5712	0,0024
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	0,0003	0,0003	0,0000
C ₂₀ H ₄₀ O ₂	0,3685	0,3684	0,0001
C ₁₂ H ₂₆	31,0167	31,0122	0,0045
C ₁₄ H ₃₀	158,4387	158,4138	0,0249
C ₁₆ H ₃₄	6.812,8819	6.811,6997	1,1822
C ₂₀ H ₄₂	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₈ H ₃₈	700,9375	700,7825	0,1550
H ₂ O	1.254,6262	1.254,5597	0,0665
Trigleserida	204,4062	204,3673	0,0389
Total	9.252,3909	9.250,9012	1,4897

9.252,3909	9.252,3909

4.10. Reboiler (RB-01)

Komponen	Input (Kg/Jam)	Output (Kg/Jam)	
	Aliran 15	Aliran 18	Aliran 19
C ₁₂ H ₂₄ O ₂	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	38.965,1963	29.403,5992	9.561,5971
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	254,0297	176,4823	77,5474
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	72,1765	53,9412	18,2353
C ₂₀ H ₄₀ O ₂	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₂ H ₂₆	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₄ H ₃₀	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₆ H ₃₄	0,0000	0,0000	0,0000
C ₂₀ H ₄₂	125,4736	92,5014	32,9722
C ₁₈ H ₃₈	3,0686	2,3671	0,7015
H ₂ O	0,0000	0,0000	0,0000
Trigleserida	0,0000	0,0000	0,0000
Total		29.728,8912	9.691,0534
	39.419,9446	39.419,9446	

4.11. Crystalizer (CZ-01)

Komponen	Input (Kg/Jam)	Output (Kg/Jam)
	Aliran 19 (I)	Aliran 20 (S)
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	0,0000	0,0000
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	9.561,5971	9.561,5971
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	77,5474	77,5474
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	18,2353	18,2353
C ₂₀ H ₄₀ O ₂	0,0000	0,0000
C ₂₀ H ₄₂	32,9722	32,9722
C ₁₈ H ₃₈	0,7015	0,7015
Total	9.691,0534	9.691,0534

4.12. Kolom Distilasi (KD-02)

Komponen	Input (Kg/Jam)	Output (Kg/Jam)	
	Aliran 16	Aliran 21	Aliran 22
C ₁₂ H ₂₄ O ₂	0,3684	0,0000	0,3684
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	1,8420	0,0000	1,8420
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	77,9158	0,0000	77,9158
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	9,5712	0,0000	9,5712
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	0,0003	0,0000	0,0003
C ₂₀ H ₄₀ O ₂	0,3684	0,0000	0,3684
C ₁₂ H ₂₆	31,0122	31,0122	0,0000
C ₁₄ H ₃₀	158,4138	158,2554	0,1584
C ₁₆ H ₃₄	6.811,6997	6,8117	6.804,8880
C ₂₀ H ₄₂	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₈ H ₃₈	700,7825	0,0000	700,7825
H ₂ O	1.254,5597	1.254,5597	0,0000
Trigleserida	204,3673	0,0000	204,3673
Total	9.250,9012	1.450,6390	7.800,2623
		9.250,9012	

4.13. Total Condensor (TC-02)

Komponen	Input		Output			
	Arus 21		Arus 23		Arus 24	
	Kmol/h	Kg/h	Kmol/h	Kg/h	Kmol/h	Kg/h
C ₁₂ H ₂₄ O ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C ₂₀ H ₄₀ O ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₂ H ₂₆	0,1822	31,0308	0,1821	31,0122	0,0001	0,0186
C ₁₄ H ₃₀	0,7983	158,3614	0,7977	158,2554	0,0005	0,1060
C ₁₆ H ₃₄	0,0301	6,8169	0,0301	6,8117	0,0000	0,0052
C ₂₀ H ₄₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₈ H ₃₈	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Komponen	Input		Output			
	Arus 21		Arus 23		Arus 24	
	Kmol/h	Kg/h	Kmol/h	Kg/h	Kmol/h	Kg/h
H ₂ O	69,6545	1.254,8265	69,6397	1.254,5597	0,0148	0,2668
Trigleserida	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Sub-total	70,6651	1.451,0356	70,6496	1.450,6390	0,0155	0,3967
Total	1.451,0356		1.451,0356 Kg/jam			

4.14. Akumulator (ACC-02)

Komponen	Input (Kg/Jam)	Output (Kg/Jam)	
	Aliran 21	Aliran 23	Aliran 24
C ₁₂ H ₂₄ O ₂	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	0,0000	0,0000	0,0000
C ₂₀ H ₄₀ O ₂	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₂ H ₂₆	31,0308	31,0122	0,0186
C ₁₄ H ₃₀	158,3614	158,2554	0,1060
C ₁₆ H ₃₄	6,8169	6,8117	0,0052
C ₂₀ H ₄₂	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₈ H ₃₈	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ O	1.254,8265	1.254,5597	0,2668
Trigleserida	0,0000	0,0000	0,0000
Total	1.451,0356	1.450,6390	0,3967
	1.451,0356	1.451,0356	

4.15. Reboiler (RB-02)

Komponen	Input (Kg/Jam)	Output (Kg/Jam)	
	Aliran 22	Aliran 25	Aliran 26
C ₁₂ H ₂₄ O ₂	1,1309	0,7625	0,3684
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	5,0284	3,1864	1,8420
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	222,3328	144,4170	77,9158
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	23,0535	13,4824	9,5712
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	0,0008	0,0005	0,0003

C ₂₀ H ₄₀ O ₂	0,9468	0,5784	0,3684
C ₁₂ H ₂₆	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₄ H ₃₀	0,5365	0,3781	0,1584
C ₁₆ H ₃₄	21.292,1052	14.487,2172	6.804,8880
C ₂₀ H ₄₂	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₈ H ₃₈	1.862,4849	1.161,7024	700,7825
H ₂ O	0,0000	0,0000	0,0000
Trigleserida	583,1627	378,7953	204,3673
Total		16.190,5204	7.800,2623
	23.990,7826	23.990,7826 kg/jam	

4.16. Kolom Distilasi (KD-03)

Komponen	Input (Kg/Jam)	Output (Kg/Jam)	
	Aliran 26	Aliran 27	Aliran 28
C ₁₂ H ₂₄ O ₂	0,3684	0,3668	0,0016
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	1,8420	0,0215	1,8205
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	77,9158	30,2535	47,6623
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	9,5712	0,0000	9,5712
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	0,0003	0,0000	0,0003
C ₂₀ H ₄₀ O ₂	0,3684	0,0000	0,3684
C ₁₂ H ₂₆	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₄ H ₃₀	0,1584	0,1584	0,0000
C ₁₆ H ₃₄	6.804,8880	6.798,0831	6,8049
C ₂₀ H ₄₂	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₈ H ₃₈	700,7825	0,7008	700,0817
H ₂ O	0,0000	0,0000	0,0000
Trigleserida	204,3673	79,3527	125,0146
Total		6.908,9368	891,3255
	7.800,2623	7.800,2623	

4.17. Total Condensor (TC-03)

Komponen	Input		Output			
	Arus 27		Arus 29		Arus 30	
	Kmol/h	Kg/h	Kmol/h	Kg/h	Kmol/h	Kg/h
C ₁₂ H ₂₄ O ₂	0,0018	0,3679	0,0018	0,3668	0,0000	0,0011
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	0,0001	0,0215	0,0001	0,0215	0,0000	0,0001
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	0,1184	30,3538	0,1180	30,2535	0,0004	0,1003
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C ₂₀ H ₄₀ O ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₂ H ₂₆	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₄ H ₃₀	0,0008	0,1588	0,0008	0,1584	0,0000	0,0004
C ₁₆ H ₃₄	30,1090	6.817,7690	30,0220	6.798,0831	0,0869	19,6859
C ₂₀ H ₄₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₈ H ₃₈	0,0028	0,7034	0,0028	0,7008	0,0000	0,0026
H ₂ O	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Trigleserida	0,2960	79,6157	0,2950	79,3527	0,0010	0,2630
Sub-total	30,5288	6.928,9901	30,4405	6.908,9368	0,0883	
Total	6.928,9901Kg/h		6.928,9901 Kg/h			

4.18. Akumulator (ACC-03)

Komponen	Input (Kg/Jam)	Output (Kg/Jam)	
	Aliran 27	Aliran 29	Aliran 30
C ₁₂ H ₂₄ O ₂	0,3679	0,3668	0,0011
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	0,0215	0,0215	0,0001
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	30,3538	30,2535	0,1003
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	0,0000	0,0000	0,0000
C ₂₀ H ₄₀ O ₂	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₂ H ₂₆	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₄ H ₃₀	0,1588	0,1584	0,0004
C ₁₆ H ₃₄	6.817,7690	6.798,0831	19,6859
C ₂₀ H ₄₂	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₈ H ₃₈	0,7034	0,7008	0,0026
H ₂ O	0,0000	0,0000	0,0000

Trigleserida	79,6157	79,3527	0,2630
Total	6.928,9901	6.908,9368	20,0533
	6.928,9901	6.928,9901	

4.19. Reboiler (RB-03)

Komponen	Input (Kg/Jam)	Output (Kg/Jam)	
	Aliran 28	Aliran 31	Aliran 32
C ₁₂ H ₂₄ O ₂	0,0187	0,0171	0,0016
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	18,1780	16,3575	1,8205
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	513,2914	465,6291	47,6623
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	80,8152	71,2440	9,5712
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	0,0027	0,0024	0,0003
C ₂₀ H ₄₀ O ₂	3,5313	3,1629	0,3684
C ₁₂ H ₂₆	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₄ H ₃₀	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₆ H ₃₄	80,9867	74,1818	6,8049
C ₂₀ H ₄₂	0,0001	0,0000	0,0000
C ₁₈ H ₃₈	6.671,3953	5.971,3136	700,0817
H ₂ O	0,0000	0,0000	0,0000
Trigleserida	1.346,3258	1.221,3112	125,0146
Total	8.714,5450	7.823,2195	891,3255
		8.714,5450	

BAB V

NERACA PANAS

Kapasitas Produksi : 70.000 Ton/Tahun

Operasi Pabrik : 300 Hari/Tahun

Basis : 1 Jam operasi

Satuan : Kilo Joule (kJ)

Temperatur Referensi : 25°C

5.1 *Mixing tank (M-01)*

Komponen	Input (Kj/Jam)	Output (Kj/Jam)
Q-1	264792.3052	-
Q-2	43.4488	-
Q-3	-	2429105.0112
Q- <i>Steam in</i>	6215213.0256	-
Q- <i>Steam out</i>		4050943.7683
Total	6480048.7795	6480048.7795

5.2 *Mixing tank (M-02)*

Komponen	Input (Kj/Jam)	Output (Kj/Jam)
Q-3	5554473.8825	-
Q-4	404.3891	-
Q-5	-	10688137.6804
Q- <i>Steam in</i>	14741373.1602	-
Q- <i>Steam out</i>		9608113.7515
Total	20296251.4319	20296251.4319

5.3 *Niagara Filter (H-01)*

Komponen	Input (Kj/Jam)	Output (Kj/Jam)
Q-5	4681.1394	-
Q-6		4552.5157
Q-7	-	128.6238
Total	4702.7806	4702.7806

5.4 *Heater (H-01)*

Komponen	Input (Kj/Jam)	Output (Kj/Jam)
Q-6	4551125.5825	
Q-6		12489995.2896
QSteam in	22798349.2564	
QSteam out		14859479.5493
Total	27349474.8389	27349474.8389

5.5 *Column Splitting (CS-01)*

komponen	Input	Output
Q-6	8,688.2974	
Q-8	1,586.2136	
Q-9		12199.2112
Q-10		7352.8550
Q-reaksi		270,262,903.0423
Q-lepas	270,272,180.5975	
Total	270,282,455.1085	270,282,455.1085

5.6 Chiller (CH-01)

Komponen	Input (Kj/Jam)	Output (Kj/Jam)
Q-9	12199211.1753	
Q-9		4193498.9293
Q-Steam in	-5026206.2865	
Q-Steam out		2979505.9595
Q-Lepas		0.0000
Total	7173004.8888	7,173,004.8888

5.7 Reaktor (R-01)

Komponen	Input (Kj/Jam)	Output (Kj/Jam)
Q-9	6,649,601.7464	
Q-11		6,338,241.8263
Q-Steam in	267,088.5180	
Q-Steam out		-44,271.4022
Q-Lepas		622,719.8403
Total	6,916,690.2644	6,916,690.2644

5.8 Chiller (CH-02)

Komponen	Input (Kj/Jam)	Output (Kj/Jam)
Q-11	6338241.8263	
Q-11		362346.0653
Q-Steam in	-456309.8347	
Q-Steam out		5519585.9262
Total	5881931.9915	5881931.9915

5.9 Knock Out Drum (KOD-01)

Komponen	Input (Kj/Jam)	Output (Kj/Jam)
Q-14	362.3461	-
Q-15	-	256.3771
Q-16	-	105.9689
Total	362.3461	362.3461

5.10 Heater (H-02)

Komponen	Input (Kj/Jam)	Output (Kj/Jam)
Q-12	245738.5787	
Q-12		18475877.2443
Q-Steam in	52352171.4831	
Q-Steam out		34122032.8176
Total	52,597,910.0618	52,597,910.0618

5.11 Kolom Destilasi (KD-01)

Komponen	Input (Kj/Jam)	Output (Kj/Jam)
Q-12	18475.8772	-
Q-14		9079.6941
Q-15		10175.2746
Q-Steam in	2237.3461	-
Q-Steam out		1458.2547
Total	20713.2234	20713.2234

5.12 Total Kondensor (TC-01)

Komponen	Input (Kj/Jam)	Output (Kj/Jam)
Q-14	6870571.9007	
Q-14		6552395.3380
Q- <i>Steam in</i>	-77388.3048	
Q- <i>Steam out</i>		245246.8431
Qv	4458.5852	
Total	6797642.1811	6797642.1811

5.13 Reboiler (RB-01)

Komponen	Input (Kj/Jam)	Output (Kj/Jam)
Bottom-15	41178063.6610	-
Boil up-17		31002787.6002
Bottom produk-19		10175276.0608
Q-v		15171.0883
Q- <i>Steam in</i>	43567.3821	-
Q- <i>Steam out</i>		28396.2938
Total	41221631.0431	41221631.0431

5.14 Chiller (CH-04)

Komponen	Input (Kj/Jam)	Output (Kj/Jam)
Q-Produk buttom in 19	10175276.0608	
Q-Produk buttom out 19		129115.6352
Q- <i>Steam in</i>	1265353.2059	
Q- <i>Steam out</i>		11311513.6315
Total	11440629.2668	11440629.2668

5.15 Kristalizer (KR-01)

Komponen	Input (Kj/Jam)	Output (Kj/Jam)
Q-19 (l)	911.2841	
Q-20 (s)		911.2841
Total	911.2841	911.2841

5.16 Kolom Destilasi (KD-02)

Komponen	Input (Kj/Jam)	Output (Kj/Jam)
Q-16	6551.4096	-
Q-22		1526.0189
Q-23		5769.8960
Q- <i>Steam in</i>	2138.0238	-
Q- <i>Steam out</i>		1393.5185
Total	8689.4334	8689.4334

5.17 Total Kondensor (TC-02)

Komponen	Input (Kj/Jam)	Output (Kj/Jam)
Q-22	716403.9803	
Q-22		31453.2711
Q-embun	6584.6152	
Q- <i>Steam in</i>	-218089.8859	
Q- <i>Steam out</i>		473445.4385
Total	504898.7096	504898.7096

5.18 Reboiler (RB-02)

Komponen	Input (Kj/Jam)	Output (Kj/Jam)
Bottom-23	17822119.6956	-
Boil up-25		12052223.6858
Bottom produk-27		5769896.0098
Q-v		6028.2239
Q- <i>Steam in</i>	17311.4760	-
Q- <i>Steam out</i>		11283.2522
Total	17839431.1716	17839431.1716

5.19 Heat Exchanger (HE-03)

Komponen	Input (Kj/Jam)	Output (Kj/Jam)
Q-27	5769896.0098	
Q-27		5900309.9713
Q- <i>Steam in</i>	374514.6540	
Q- <i>Steam out</i>		244100.6926
Total	6,144,410.6639	6,144,410.6639

5.20 Kolom Destilasi (KD-03)

Komponen	Input (Kj/Jam)	Output (Kj/Jam)
Q-27	5053710.4107	-
Q-29		4450560.1216
Q-30		615014.0816
Q- <i>Steam in</i>	34069.6970	-
Q- <i>Steam out</i>		22205.9045
Total	5087780.1077	5087780.1077

5.21 Total Kondensor (TC-03)

Komponen	Input (Kj/Jam)	Output (Kj/Jam)
Q-29	4449.0748	
Q-29		85.2299
Q-embun	2.5932	
Q- <i>Steam in</i>	-1296.9079	
Q- <i>Steam out</i>		3069.5302
Total	3154.7601	3154.7601

5.22 Reiboiler (RB-03)

Komponen	Input (Kj/Jam)	Output (Kj/Jam)
Bottom-30	7356820.0824	-
Boil up-32		6643007.8006
Bottom produk-34		713812.2818
Q-v		2123.7491
Q- <i>Steam in</i>	6098.8497	-
Q- <i>Steam out</i>		3975.1006
Total	7362918.9321	7362918.9321

BAB VI

SISTEM UTILITAS

Sistem utilitas adalah salah satu sarana penunjang yang sangat penting, dimana fungsinya adalah untuk membantu kelancaran jalannya suatu proses produksi. Sarana penunjang merupakan sarana lain yang diperlukan selain bahan baku dan bahan pembantu agar proses produksi dapat berjalan sesuai yang diinginkan. Dan unit utilitas adalah unit penunjang bagi unit-unit yang lain dalam suatu pabrik dari tahap awal sampai produk akhir.

Menurut Kusnarjo (2010), unit utilitas terdiri dari 4 bagian yaitu unit:

1. Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)
2. Penyediaan Steam (*Steam Generation System*)
3. Penyediaan Tenaga Listrik (*Power Plant System*)
4. Penyediaan Bahan Bakar

6.1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)

Unit pengolahan dan penyediaan air adalah unit yang mengelola dan memenuhi kebutuhan air dalam operasional pabrik. Dalam pemenuhan kebutuhan air tersebut suatu industri pada umumnya menggunakan air sungai, air danau, air sumur, atau air laut sebagai sumbernya. Dan prarancangan pabrik asam stearat ini menggunakan sumber air yang berasal dari Sungai Deli dikarenakan sungai tersebut berdekatan dengan lokasi pabrik.

Pertimbangan yang dilakukan untuk menggunakan air sungai sebagai sumber penyediaan kebutuhan air di pabrik yang akan di rancang ini ialah sebagai berikut:

1. Dalam pengolahan air yang berasal dari sungai, pengolahannya relatif lebih sederhana, mudah, dan biaya yang dikeluarkan relatif lebih murah dibandingkan dengan proses pengelolaan air laut.
2. Sumber air yang berasal dari sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya relatif lebih tinggi, sehingga kekurangan air dalam industri dapat dihindari.

6.1.1. Unit Pengolahan Air

Dalam unit utilitas ini, air yang digunakan berasal air sungai. Sebelum digunakan, air sungai harus dilakukan pengolahan terlebih dahulu untuk memenuhi standar pada kebutuhan air. Pengolahan air dapat dilakukan secara fisik dan kimia dengan berbagai tahap. Berikut tahapan-tahapan pengolahan air Sungai Deli:

1. Penyaringan Awal

Air sungai yang diambil dari Sungai Deli dengan menggunakan pompa yang pada ujung penyedot disertai saringan. Saringan bertujuan untuk mengurangi kotoran yang ikut tersedot pompa. Pada langkah awal air pendinginan dan air proses, tahapannya sama pada air domestik dan umpan boiler. Penyaringan air dari sumber untuk mencegah terikutnya kotoran berukuran besar yang masuk ke dalam bak pengendapan awal. Pada air sungai sering terdapat kotoran seperti daun, ranting, kayu, sampah dan yang lainnya.

2. Pengendapan

Air yang telah melewati tahap penyaringan selanjutnya dilakukan pengendapan. Mula-mula air dialirkan ke bak penampungan atau pengendapan awal setelah melalui penyaringan dengan memasukkan alat

penyaring. *Level control system* (LCS) yang terdapat di bak penampung berfungsi untuk mengatur aliran masuk sehingga sesuai dengan keperluan pabrik. Dalam bak pengendapan awal kotoran-kotoran akan mengendap karena gaya berat. Waktu tinggal dalam bak ini berkisar 4-24 jam (Powell *et al*, 2016).

3. Koagulasi dan Flokulasi

Air memasuki tahapan koagulasi dan flokulasi. Partikel yang besar dihilangkan dengan penyaringan, tetapi partikel koloid yang ada, dipisahkan melalui proses klarifikasi dalam penetralan dan penggumpalan (koagulasi dan flokulasi).

4. Penyaringan (*Filtration*)

Air hasil koagulasi masih terkandung partikel. Partikel tersebut masih dapat menjadi penyebab *fouling* pada alat maupun perpipaan. Untuk memisahkan partikel yang masih tersisa dilakukan filtrasi. Filtrasi menggunakan *sand filter*. Partikel yang tersaring akan terkumpul di lapisan permukaan *bed*. Proses filtrasi menggunakan beberapa jenis lapisan *bed*. Lapisan terdiri dari *antrasit*, *coarse sand*, *fine sand*, dan *activated carbon*.

Lapisan tersebut tersusun berurutan. Urutan tersebut menyaring dari partikel yang besar (*antrasit*), sedang (*coarse sand*), kecil (*fine sand*) dan penyaring bau, warna dan klorin (*activated carbon*). Air keluaran proses filtrasi ini sudah memenuhi spesifikasi air proses, air pendingin, dan air sanitasi. Jadi, dari tangki produk filtrasi digunakan sebagai air proses, air pendingin, air *hydrant*, dan air sanitasi. Bila filter ini telah jenuh maka perlu dilakukan regenerasi dengan cara cuci aliran balik (*backwash*) dengan aliran

yang lebih tinggi dari aliran filtrasi. Larutan kaporit diinjeksikan untuk mencegah tumbuhnya mikroorganisme pada produk air filter yang masuk ke tangki penyimpanan air filter. Dari tangki air filter air didistribusikan ke perumahan dan unit demineralisasi.

5. Demineralisasi Air

Unit ini berfungsi untuk menghilangkan mineral-mineral yang terkandung di dalam air, seperti Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^+ , HCO_3^- , SO_4^{4-} , Cl^- , dan lain-lain dengan menggunakan resin. Air yang diperoleh adalah air bebas mineral yang akan diproses lebih lanjut menjadi air umpan *boiler* (*Boiler Feed Water*).

6. Dearasi

Air demin sebelum menjadi air umpan *boiler* harus dihilangkan dulu gas-gas terlarutnya terutama oksigen dan CO_2 melalui proses deaerasi. Oksigen dan CO_2 dapat menyebabkan korosi pada perpipaan dan *tube-tube boiler*. Proses deaerasi dilakukan dalam deaerator dalam 2 tahap yaitu secara mekanis dan kimia. Mereaksikan dengan *hydrazine* (N_2H_4). Cara ini mampu menghilangkan sisa oksigen.

7. Pendinginan

Pada pabrik nitrobenzena ini, digunakan air pendingin yang diproduksi oleh *cooling tower*. Air yang telah digunakan dalam alat perpindahan panas didinginkan kembali dalam *cooling tower*. Sehingga harus ada *make up* untuk menutupi jumlah air yang hilang selama proses. Air yang masuk *cooling tower* ini ditambahkan zat penghilang kerak dan mikroorganisme.

Untuk pengolahan pada air domestik, tahap-tahap yang dilakukan adalah mulai dari tahapan pengendapan, pemisahan, penyaringan akhir, dan penghilangan mikroorganisme. Air domestik ini harus memenuhi beberapa persyaratan agar dikatakan layak. Berdasarkan PERMENKES Nomor 32 Tahun 2017 terdapat parameter standar mutu air domestik (Tabel 6.1.)

Tabel 6.1. Parameter Standar Mutu Air Domestik

Parameter	Unit	Kadar Maksimum
Kekeruhan	NTU	25
Warna	TCU	50
Zat Padat Terlarut (TDS)	mg/l	1000
Suhu	°C	Suhu udara $\pm$ 3
Rasa	-	Tidak berasa
Bau	-	Tidak berbau
Total <i>Coliform</i>	CFU/100 ml	50
Ph	mg/l	6,5 – 8,5
Besi	mg/l	1
Fluorida	mg/l	1,5
Kesadahan (CaCO_3)	mg/l	500
Man''	mg/l	0,5
[\\=]gan	mg/l	0,5
Nitrat (sebagai N)	mg/l	10
Nitrit (sebagai N)	mg/l	1
Sianida	mg/l	0,1
Deterjen	mg/l	0,05
Pestisida Total	mg/l	0,1

(Sumber: Permenkes, 2017)

Sedangkan untuk pengolahan air umpan boiler, 5 tahap pada pengolahan air domestik tersebut akan dilanjutkan dengan proses *kation exchange*, *anion exchange*, dan deaerasi. Baku mutu air untuk umpan boiler hampir sama dengan air domestik, hanya saja terdapat beberapa parameter tambahan yang harus terpenuhi Tabel 6.2. Parameter tambahan bertujuan untuk melakukan kontrol parameter air boiler. Kontrol parameter air boiler harus lebih teliti dibandingkan air domestik dan

air pendingin, dikarenakan air boiler akan masuk pada sistem dengan tekanan tinggi sehingga perlu dilakukan pencegahan agar tidak menimbulkan korosi pada pipa boiler (Sari *et al*, 2017).

Tabel 6.2. Parameter Standar Baku Mutu Air Umpan Boiler

Parameter	Unit	Kadar Maksimum
pH	mg/l	7,5 – 9
Zat Padat Terlarut (TDS)	Ppm	50
Silika	Ppm	5

(Sumber : Sari *et al*, 2017)

Dan pada pengolahan air pendingin dan air proses, tahapannya sama pada air domestik dan umpan boiler juga dilakukan, tetapi ditambah juga dengan alat *cooling tower* untuk menghasilkan air dengan suhu yang dibutuhkan.

6.1.2. Unit Penyediaan Air

1. Air Domestik

Air domestik merupakan air bersih yang digunakan oleh manusia untuk keperluan pribadi seperti mencuci, mandi, dan sebagainya. Dan di dalam industri, air domestik digunakan untuk keperluan labolatorium, perkantoran, perumahan, masjid, dan pemadam kebakaran. Air domestik harus memenuhi persyaratan kualitasnya yaitu:

a. Syarat Fisika

Tidak bewarna, tidak berbau, tidak berbusa, mempunyai suhu dibawa suhu udara, kekeruhan kurang dari 1 ppm SiO₂, serta harus memiliki Ph netral.

b. Syarat Kimia

Tidak beracun, dan tidak mengandung zat organik serta anorganik yang terlarut di dalam air tersebut.

c. Syarat Mikrobiologis

Tidak mengandung kuman maupun bakteri, terutama *potagen* yang dapat merubah sifat fisik air.

Berikut kebutuhan air domestik di pabrik asam stearat:

1) Air Domestik Untuk Kebutuhan Rumah Tangga

Kebutuhan rumah tangga yang digunakan pada perumahan adalah 120 liter/jam (SNI 03-7065-2005). Sehingga kebutuhan air rumah tangga adalah:

$$\begin{aligned}\text{Jumlah karyawan mess} &= 33 \text{ Orang} \\ \text{Kebutuhan rumah tangga} &= 33 \times 120 : 24 \\ &= 165,0000 \text{ liter/jam}\end{aligned}$$

2) Air Domestik Untuk Kebutuhan Pabrik dan Kantor

Pada pabrik dan kantor, air domestik digunakan oleh karyawan sebanyak 120 liter/jam (Kusnarjo, 2010). Sehingga total kebutuhan air pada pabrik dan kantor adalah sebagai berikut:

$$\begin{aligned}\text{Jumlah karyawan} &= 130 \text{ orang} \\ \text{Jam kerja} &= 8 \text{ jam/hari} \\ \text{Pemakaian air karyawan} &= 120 \times (130 : 3) \\ &= 216,6667 \text{ liter/jam}\end{aligned}$$

Air Domestik Untuk Kebutuhan Laboratorium dan Taman

Menurut Kusnarjo (2010), kebutuhan air laboratorium dan taman adalah 20% dari kebutuhan karyawan. Sehingga kebutuhan air laboratorium dan taman adalah:

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan laboratorium} &= 20\% \times 216,6667 \text{ liter/jam} \\ &= 43,3333 \text{ liter/jam}\end{aligned}$$

3) Air Domestik Untuk Kebutuhan Kantin, Masjid, dan Poliklinik

Menurut Kusnarjo (2010), kebutuhan air kantin, masjid, dan poliklinik adalah 25% dari kebutuhan karyawan. Sehingga kebutuhan air kantin, masjid, dan poliklinik adalah:

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan kantin dan masjid} &= 25\% \times 216,6667 \text{ liter/jam} \\ &= 54,1667 \text{ liter/jam}\end{aligned}$$

4) Air Domestik Untuk Kebutuhan Air Pemadam Kebakaran dan Cadangan

Air pemadam kebakaran dan cadangan ditetapkan 40% dari total air sanitasi (Kusnarjo, 2010). Sehingga total air pemadam kebakaran dan cadangan adalah sebagai berikut:

$$\begin{aligned}\text{Massa air sanitasi} &= 165,0000 + 216,6667 + 43,3333 + 54,1667 \\ &= 479,6667 \text{ liter/jam}\end{aligned}$$

Sehingga kebutuhan air pemadam kebakaran dan cadangan adalah:

$$\begin{aligned}\text{Air pemadam kebakaran} &= 40\% \times 479,6667 \text{ liter/jam} \\ \text{dan cadangan} &= 191,6667 \text{ liter/jam}\end{aligned}$$

Tabel 6.3. Kebutuhan Air Domestik

No	Kebutuhan	Jumlah	Satuan
1	Kebutuhan rumah tangga	172,0000	liter/jam
2	Kantor dan pabrik	6.880,1667	liter/jam
3	Laboratorium	1.376,0333	liter/jam
4	Kantin, Masjid, Pusdiklat, Perpustakaan, Bengkel dan Poliklinik	1.406,0333	liter/jam
6	Air pemadam kebakaran dan cadangan	3.951,6933	liter/jam
Total		13.830,9267	liter/jam

2. Air Umpan Boiler

Air umpan boiler merupakan bahan baku pembuatan *steam* yang berfungsi sebagai media pemanas. Kebutuhan *steam* dapat dihitung berdasarkan penggunaannya, misalnya digunakan pada reaktor, *heater*, dan *reboiler*. Biasanya air umpan boiler disediakan berlebih sebesar 20% untuk pengganti *steam* yang hilang karena adanya kebocoran transmisi. Untuk menghemat pemakaian air umpan boiler, *steam* yang menjadi kondensat di *recycle* kembali lagi ke tangki penampung air umpan boiler, sehingga jumlah air umpan boiler hanya sejumlah *make up water* yang diperkirakan sebesar 20% dari total kebutuhan air umpan boiler.

Air umpan boiler adalah air yang disuplai ke boiler untuk dirubah menjadi *steam*. Energi uap tersebut kemudian digunakan untuk menggerakkan turbin hingga menghasilkan daya untuk kebutuhan listrik maupun proses di dalam pabrik. Dimana dalam pengolahannya, 5 tahap pada pengolahan air domestik tersebut akan dilanjutkan dengan proses kation *exchange*, anion *exchange*, dan deaerasi. Air umpan boiler harus memenuhi beberapa standar (Tabel 6.4.), guna mencegah timbulnya masalah bagi alat *boiler*.

Tabel 6.4. Standar Air Boiler Menurut ASME

Parameter	Standar	Unit
Ph	10,5 – 11,5	Mg/l
Total <i>Hardness</i> :		
- Kalsium	<i>Not Detectable</i>	
- Magnesium	<i>Not Detectable</i>	
Hidrat <i>alkalinity</i>	200 – 400	ppm (CaCO ₃)
Silika	150	ppm (SiO ₂)
Fe	1,0	Ppm
<i>Conductivity</i>	3000	<i>Micromhos/cm</i>

(Sumber : Muhrinsyah, 2016)

Pada pabrik asam stearat kebutuhan air untuk umpan *boiler* yaitu pada kehilangan (*loss*) di steam trap dan pada saat *blowdown* sebesar 5%, di mana menurut *N.C of pollution prevention and environmental assistance*, 2004 presentasi *blowdown* berkisaran 4-8%. Dimana 5% *steam trap blowdown* adalah kandidat yang baik untuk pemulihan limbah *blowdown*. *Make-up* air umpan *boiler* untuk menghasilkan *steam* adalah sebagai berikut:

$$\begin{aligned} \text{Make-up} &= 5 \% \times \text{kebutuhan steam} \\ &= 5 \% \times 17.654,1139 \text{ kg/jam} \\ &= 882,7057 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Air *blowdown boiler* masuk ke *cooling tower*

$$\begin{aligned} \text{Air blowdown boiler} &= 5\% \times \text{make up umpan} \\ &= 5\% \times 882,7057 = 44,1353 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

3. Air Pendingin

Air pendingin digunakan untuk peralatan-peralatan yang memerlukan pendingin seperti *cooler*, reaktor, dan *netralizer*. Air pendingin harus mempunyai sifat-sifat yang tidak korosif, tidak menimbulkan kerak, dan tidak mengandung mikroorganisme yang bias menimbulkan lumut. Untuk mengatasi hal-hal tersebut, maka ke dalam air pendingin tersebut di injeksikan bahan-bahan kimia yaitu fosfat yang berguna untuk mencegah timbulnya kerak, *chlorin* yang berguna untuk membunuh mikroorganisme, dan zat dispersan yang berguna untuk mencegah terjadinya penggumpalan atau pengendapan fosfat.

Berikut ini adalah jumlah air pendingin yang dibutuhkan pada pabrik asam stearat dari CPO oleh alat proses yang berdasarkan pada hasil perhitungan neraca massa, yaitu sebagai berikut:

Tabel 6.5. Kebutuhan Air Pendingin

No.	Nama alat	Jumlah	Satuan
1	CO-01	20.630,3276	kg/jam
2	CO-02	25.015,0456	kg/jam
3	TC-01	818,0823	kg/jam
4	TC-02	2.266,9066	kg/jam
5	TC-03	228,9161	kg/jam
Total		48.959,2781	kg/jam

Penggunaan air pendingin dilakukan secara kontinu, dimana air pendingin yang telah digunakan akan didinginkan kembali di *cooling tower*. Selama air didinginkan di *cooling tower*, terjadi beberapa kehilangan (*loss*), yaitu:

1) *Evaporation loss*

Evaporation loss adalah kehilangan air pendingin karena adanya penguapan. Besarnya air pendingin yang hilang ini dapat dihitung dengan persamaan sebagai berikut.

$$W_e = 0,00085 \times W_c \times (T_1 - T_2) \quad (\text{Perry, R. H, 1999})$$

Keterangan :

$$W_e = \text{Evaporation loss (kg/jam)}$$

$$\begin{aligned} W_c &= \text{Jumlah sirkulasi air pendingin (kg/jam)} \\ &= 93,7760 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} T_1 &= \text{Temperatur air pendingin masuk } \textit{cooling tower} (^{\circ}\text{F}) \\ &= 122 ^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} T_2 &= \text{Temperatur air pendingin keluar } \textit{cooling tower} (^{\circ}\text{F}) \\ &= 86 ^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

Maka :

$$W_e = 0,00085 \times W_c \times (T_1 - T_2)$$

$$= 0,00085 \times 93,7760 \text{ kg/jam} \times (122 - 86) ^\circ\text{F}$$

$$= 2,8695 \text{ kg/jam}$$

2) *Drift loss*

Drift loss adalah jumlah air pendingin yang hilang karena terbawa aliran udara keluar *cooling tower*. Kehilangan karena *drift loss* ini berkisar antara 0,1-0,2% dari sirkulasi air pendingin (Perry, R. H., 1999).

$$W_d = 0,2\% \times W_c \quad (\text{Perry, R. H, 1999})$$

Keterangan :

$$W_d = \text{Drift loss (kg/jam)}$$

$$W_c = \text{Jumlah sirkulasi air pendingin (kg/jam)}$$

$$= 93,7760 \text{ kg/jam}$$

Maka :

$$W_d = 0,2\% \times W_c$$

$$= 0,2\% \times 93,7760 \text{ kg/jam}$$

$$= 0,1876 \text{ kg/jam}$$

Jumlah total *make-up* air pendingin:

$$= W_e + W_d$$

$$= 2,8695 + 0,1876$$

$$= 3,0571 \text{ kg/jam}$$

6.2. Unit Penyediaan *Steam* dan Gas Turbin

6.2.1. Unit Penyediaan *Steam* Penukar Panas dan Proses

Menurut Kusnarjo (2010), unit penyediaan *steam* berfungsi untuk menyediakan *steam* pada proses pertukaran panas, proses, dan penggerak turbin.

Untuk memenuhi kebutuhan *steam*, air umpan boiler diuapkan di dalam boiler sesuai dengan kondisi suhu dan tekanan *steam* yang diinginkan. Media yang digunakan sebagai pemanas *steam* digunakan pada proses pertukaran panas dan proses reaksi. Steam pertukaran panas dan proses reaksi menggunakan *saturated steam* yang dihasilkan boiler. Adapun kebutuhan *steam* dalam pabrik asam stearat meliputi:

Tabel 6.6. Kebutuhan *Steam* Pemanas

No.	Nama alat	Jumlah	Satuan
1	M-01	2.206,2115	kg/jam
2	M-02	5.750,2626	kg/jam
3	HE-01	8.092,7203	kg/jam
Total		16.049,1944	kg/jam

Direncanakan jumlah *steam* yang dibutuhkan dengan *excess* 10%, sehingga jumlah *steam* yang dibutuhkan adalah:

$$\begin{aligned}\text{Massa steam} &= (1 + 10 \%) \times 16.049,1944 \text{ kg/jam} \\ &= 17.654,1139 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Temperatur proses tertinggi yang digunakan adalah 334°C, sehingga temperatur *saturated steam* yang digunakan adalah 350°C.

Berdasarkan data Smith dan van Ness, didapat daya dan kapasitas *boiler* yang digunakan adalah:

$$\begin{aligned}\text{Daya boiler} &= \frac{\text{Massa steam} \times (H_g - H_f)}{\Delta \times 34,5} \\ &= 511,7134 \quad H_p = 2,000 \text{ Hp}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Kapasitas boiler} &= \frac{\text{Massa steam} \times (H_g - H_f)}{1000} \\ &= 15.759,8275 \text{ Btu/jam}\end{aligned}$$

6.2.2. Unit Penyediaan Gas Turbin

Penyediaan gas penggerak turbin menggunakan uap LNG (*Liquified Natural Gas*) yang dikompresi dan dipanaskan. Kebutuhan listrik pabrik Nitrobenzena adalah 6.024,1847 kW dengan efisiensi utilitas 80%. Sehingga listrik yang harus disediakan adalah 8.283,2540 kW. Berdasarkan Tabel 29-9 (Perry 6th), didapat data yang digunakan untuk menggerakkan turbin 9 stage:

$$\begin{aligned}\text{Daya turbin} &= 11.398,6900 \text{ Hp} \\ &= 8.500,0000 \text{ Kw}\end{aligned}$$

Rasio kompresi yang digunakan adalah 12 dengan efisiensi kompresor 80% dan efisiensi turbin sebesar 70%. Kondisi operasional gas masuk pada 303,15 K dan temperatur gas keluar pada 473,15 K. Asumsi gas bersifat ideal, sehingga: $C_p = 7/2R$, maka $C_p = 29,0990$

Berdasarkan perhitungan, didapat temperatur pada masing-masing tahap proses adalah sebagai berikut:

$$\begin{aligned}T_A &= 303,15 \text{ K} \\ T_B &= 694,94 \text{ K} \\ T_C &= 1264,61 \text{ K} \\ T_D &= 473,15 \text{ K}\end{aligned}$$

Berdasarkan data temperatur masing-masing tahap, didapat jumlah gas yang dibutuhkan adalah sebagai berikut:

$$\begin{aligned}\text{Daya generator} &= \text{Daya turbin} - \text{Daya kompresor} \\ 9.111,5798 &= M \text{ uap} (C_p \times (T_C - T_D) - C_p \times (T_B - T_A)) \\ 9.111,5798 &= M \text{ uap} \times 11.630,0000 \\ M \text{ uap} &= 9.111,5798 : 11.630,0000\end{aligned}$$

$$= 0,7835 \text{ kg/s}$$

$$= 2.820,4281 \text{ kg/jam}$$

Faktor keamanan yang digunakan adalah 10%

$$\text{Kebutuhan steam} = (1 + 10\%) \times M \text{ uap}$$

$$= (1 + 10\%) \times 2.820,4281 \text{ kg/jam}$$

$$= 3.102,4709 \text{ kg/jam}$$

6.3. Unit Penyediaan Tenaga Listrik (*Power Plant System*)

Unit listrik pada pabrik dibutuhkan didalam pabrik berdasarkan pada jumlah kebutuhan pada peralatan proses dan untuk pencahayaan pabrik. Tenaga listrik untuk pabrik ini dipenuhi oleh produksi *boiler*. Pabrik nitrobenzena kebutuhan listriknya diperoleh dari PLN dan generator diesel. Dimana fungsi generator diesel yaitu sebagai tenaga cadangan saat terjadinya gangguan atau pemadaman listrik oleh PLN. Berikut rincian untuk kebutuhan listrik:

1) Kebutuhan Listrik Peralatan

Adapun rincian kebutuhan listrik peralatan dapat dilihat pada Tabel 6.7.

Tabel 6.7. Kebutuhan Listrik Peralatan

Nama Alat	Kode Alat	Daya (HP)	Jumlah	Total Daya (HP)
<i>Pump -01</i>	P-01	7,0000	2	14,0000
<i>Pump -02</i>	P-02	1,0000	2	2,0000
<i>Pump -03</i>	P-03	7,0000	2	14,0000
<i>Pump -04</i>	P-04	4,0000	2	8,0000
<i>Pump -05</i>	P-05	1,0000	2	2,0000
<i>Pump -06</i>	P-06	6,0000	2	12,0000
<i>Pump -07</i>	P-07	2,0000	2	4,0000
<i>Pump -08</i>	P-08	4,0000	2	8,0000
<i>Pump -09</i>	P-09	5,0000	2	10,0000
<i>Pump -10</i>	P-10	2,9828	2	5,9656
<i>Pump -11</i>	P-11	1,4914	2	2,9828
<i>Belt conveyer-01</i>	Be-01	1.841	2	3.682
<i>Belt conveyer-02</i>	Be-02	1.841	2	3.682

<i>Expander-01</i>	Ex-01	0,200	2	0,4
<i>Expander-02</i>	Ex-02	0,200	2	0,4
<i>Compressor-01</i>	C-01	144	2	288
<i>Compressor -02</i>	C-02	144	2	288
Total				4.345,4310

Kebutuhan daya listrik peralatan proses = 4.35,4310 Hp = 3.240,3879 kW

2) Kebutuhan Listrik Untuk Pencahayaan

Dimana luas pabrik asam stearat yang diperlukan adalah 2,5707 Ha.

Sehingga pemakaian listrik untuk penerangan pabrik dapat dilihat pada

Tabel 6.8. Nilai *candle* didapat berdasarkan SNI 6197-2011.

Tabel 6.8. Pemakaian Listrik Penerangan Pabrik

Lokasi	Luas			
	m ²	ft ²	<i>Candle</i>	<i>Lumen</i>
Pos Keamanan	20	215,28	60	1,29E+04
Parkir	200	2.152,78	100	2,15E+05
Area Perkantoran	3.770	40.579,90	350	1,42E+07
Pusdiklat dan Perpustakaan	60	645,83	300	1.94E+05
Klinik	80	861,11	250	2,15E+05
Area Pabrik	4.041,6	43.503,43	1000	4,35E+07
Labolatorium	150	1.614,59	500	8,07E+05
<i>Fire and Safety</i>	150	1.614,59	100	1,61E+05
Utilitas dan Pengolahan Limbah	1.000	10.763,90	500	5,38E+06
Perumahan Karyawan	1.625	17.491,34	250	4,37E+06
Mesjid	400	4.305,56	200	8,61E+05
Gudang	360	3.875,00	100	3,88E+05
Area Hijau	500	5.381,95	100	5,38E+05
Lapangan Olahraga	450	4.843,76	300	1,45E+06
Toilet	100	1.976,39	250	2,69E+05
Area Perluasan	5000	53.819,50	100	5,38E+06
Total	17.906,6049	192.744,90	4.460	7,80E+07

Menurut Kusnarjo (2010), efisiensi utilitas (U) adalah 0,8 dan efisiensi penerangan (D) adalah 0,85. Sehingga:

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan listrik untuk penerangan} &= \frac{\text{Lumen}}{U \times D \times 19.100} \\ &= 3899,4421 \text{ kW}\end{aligned}$$

Total kebutuhan daya listrik pabrik Asam Stearat dapat dilihat pada tabel dibawah ini:

Tabel 6.9. Kebutuhan Daya Listrik Pabrik Asam Stearat

Komponen	Daya Listrik (kW)
Peralatan Proses	11,8644
Penerangan	6.002,32020
Lain-Lain	10,0000
Total	6.024,1847

Digunakan faktor keamanan 10%, sehingga kebutuhan listrik pabrik Nitrobenzena adalah 6.024,1847 kW. Sehingga kapasitas turbin adalah:

$$\begin{aligned}\text{Kapasitas Turbin} &= \text{Kebutuhan Listrik} / \text{Efisiensi Utilitas} \\ &= 4822,8697 / 0,8 \\ &= 6028,587158 \text{ kW} \\ &= 6,0286 \text{ MW}\end{aligned}$$

6.4. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Unit ini adalah unit yang menyediakan bahan bakar yang diperlukan dalam pabrik. Bahan bakar digunakan pada peralatan boiler untuk menghasilkan *steam*. Bahan bakar yang digunakan adalah *Liquified Natural Gas* (LNG). *Saturated steam* sebagai media penukar panas dan proses diproduksi menggunakan *boiler*. Sehingga:

$$\begin{aligned}\text{Massa saturated steam pada boiler} &= 3.434,0011 \text{ kg/jam} \\ \text{Entalpi liquid (Hf) MP steam, 320,74°C} &= 1.467,2 \text{ kJ/kg} \\ \text{Entalpi uap (Hg) MP steam, 320,74°C} &= 2.701,5 \text{ kJ/kg}\end{aligned}$$

Maka massa bahan bakar yang digunakan adalah

$$\begin{aligned}
 \text{Massa Bahan Bakar} &= \frac{\text{Massa steam} \times (\text{Hg}-\text{Hf})}{\text{EB} \times \text{LHV}} \\
 &= \frac{3.434,0011 \times (2.701,5 - 1.467,2)}{0,8 \times 41.281,4840} \\
 &= 3.952,2144 \text{ kg/Jam}
 \end{aligned}$$

Total kebutuhan bahan bakar LNG adalah 3.952,2144 kg/jam.

Penggunaan LNG pada pabrik Nitrobenzena adalah sebagai bahan bakar, dan gas penggerak turbin. Sehingga jumlah LNG yang dibutuhkan pada pabrik Nitrobenzena adalah sebagai:

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah Kebutuhan LNG} &= \text{Bahan Bakar} + \text{Gas Turbin} \\
 &= 5.071,2488 \text{ kg / jam}
 \end{aligned}$$

6.5. Unit Penyediaan Pendingin

Pada perancangan pabrik Nitrobenzena, temperatur paling rendah adalah 30°C sehingga pendingin yang digunakan adalah amoniak dengan titik didih -33°C.

Jumlah pendingin yang dibutuhkan dapat dilihat pada Tabel 6.10.

Tabel 6.10. Kebutuhan Pendingin Pabrik Asam Stearat

Nama Alat	Jumlah	Satuan
CH-01	20.630,3276	kg/jam
CH-02	25.025,0456	kg/jam
TC-01	818,0823	kg/jam
TC-02	2.266,9066	kg/jam
TC-03	228,9161	kg/jam
TOTAL	48.959,2781	kg/jam

6.6. Penyediaan Udara Tekan

Udara tekan digunakan sebagai penggerak pada instrumentasi seperti *control valve* dan untuk pembersihan peralatan pabrik. Unit penyediaan udara tekan

mendistribusikan udara tekan pada tekanan 15-20 psig serta pada kondisi bersih dan kering. Pengeringan udara dilakukan dengan melewati udara pada tumpukan *silica gel*. Udara yang digunakan bersumber dari udara di sekitar lingkungan pabrik yang dinaikkan tekanannya menggunakan *compressor* yang kemudian didistribusikan melalui sistem perpipaan. Mekanisme pembuatan udara tekan terdiri dari pengambilan udara menggunakan *compressor* dan ditekan hingga tekanan 30 psig, aliran udara kemudian dilewatkan pada tumpukan *silica gel* sehingga diperoleh udara kering dan bersih, udara kemudian dialirkan pada alat yang membutuhkan.

BAB VII

SPESIFIKASI PERALATAN

7.1. *Mixing Tank* (M-01)

IDENTIFIKASI		
Nama Alat	Mixing tank – 01	
Kode Alat	M – 01	
Jumlah	1 unit	
Fungsi	Mencampurkan CPO dan H ₃ PO ₄	
DATA DESAIN		
Tipe	Silinder vertikal dengan ellipsoidal <i>Head</i>	
Temperatur desain	70	°C
Tekanan desain	1	atm
Kapasitas	18,6467	m ³
DATA MEKANIK		
Tipe pengaduk	marine-type <i>Propellers</i> .	
Diameter vessel	1,7252	M
Tinggi silinder	2,5878	M
Tinggi tutup	0,4313	M
Tinggi total tangka	3,4504	M
Tinggi <i>liquid</i>	3,1054	M
Diameter impeller	0,3450	M
Tinggi impeller	0,5176	M
Lebar baffle	0,3145	M
Lebar baffle pengaduk	0,3450	M
Panjang blade pengaduk	0,0863	M
Tebal tangka	0,0039	M
Kecepatan putaran pengaduk	6,0536	Rpm
Tenaga pengaduk	25,3420	Hp
Bahan konstruksi	Stainless Steel	

7.2. *Mixing Tank (M-02)*

IDENTIFIKASI		
Nama Alat	Mixing tank – 02	
Kode Alat	MT – 02	
Jumlah	1 unit	
Fungsi	Mencampurkan CPO dengan Bleaching Eart	
DATA DESAIN		
Tipe	Silinder vertikal dengan ellipsoidal Head	
Temperatur desain	110	°C
Tekanan desain	1	atm
Kapasitas	25,4246	m ³
DATA MEKANIK		
Tipe pengaduk	flate blade turbine	
Diameter vessel	1,7435	m
Tinggi silinder	2,6152	m
Tinggi tutup	0,4359	m
Tinggi total tangka	3,4870	m
Tinggi liquid	3,1383	m
Diameter impeller	0,3487	m
Tinggi impeller	0,5230	m
Lebar baffle	0,3487	m
Lebar baffle pengaduk	0,0697	m
Panjang blade pengaduk	0,0872	m
Posisi baffle dari dinding tangka	0,0363	m
Tebal tangka	0,3895	m
Kecepatan putaran pengaduk	359,7223	rpm
Tenaga pengaduk	5,5120	Hp
Bahan konstruksi	Carbon steel	

7.3. Bucket Elevator (BE-01)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	<i>Bucket Elevator</i>
Kode Alat	BE-01
Fungsi	Untuk mengangkut <i>bleaching earth</i> ke <i>Mixing tank 02 (M-02)</i>
DATA DESAIN	
<i>Tipe</i>	<i>Centrifuge discharge bucket on belt</i>
Temperatur	30 °C
Kapasitas	317,0030281 kg/jam
Tekanan	1 atm
Tinggi	4,5 m
<i>Size of lumps handle</i>	1 ¼ in
Kecepatan <i>bucket elevator</i>	68,6 ft/min
<i>Head shaft</i>	43 r/min
<i>Bucket Spacing</i>	305 mm
DATA MEKANIK	
Power	1 HP
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel</i>

7.4. Niagara Filter (NF-01)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Niagara Filter
Kode Alat	NF-01
Fungsi	Untuk memisahkan minyak dari impuritis
DATA DESAIN	
<i>Tipe</i>	<i>Plate and Frame</i>
Temperatur	110 °C
Kapasitas	22.292,9503 kg/jam
Tekanan	1 atm
Luas Filter	10,6814 ft ²

DATA MEKANIK

Power	1 HP
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel</i>

7.5. Reaktor Hidrogenasi (R-01)

IDENTIFIKASI

Nama alat	Reaktor Hidrogenasi
Kode alat	R-01
Jumlah	1 unit
Fungsi	Tempat trigliserida direaksikan dengan hydrogen

DATA DESAIN

Tipe	<i>Fixed Bed Ellipsoidal Reactor</i>
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel</i>
Temperatur	160 °C
Tekanan	10 atm

DATA MEKANIK

ID Reaktor	7,981m
Tebal Reaktor	2,8541 m
Tinggi Reaktor	6,9293 m

7.6. Kolom Distilasi (KD-01)

IDENTIFIKASI

Nama Alat	Kolom Distilasi
Kode Alat	KD-01
Jumlah	1 unit
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Memisahkan antara C8 - C14 dengan C16 - C20

DATA DESAIN

	<i>Top</i>	<i>Bottom</i>
Tekanan	0,12966atm	0,1280 atm
Temperatur	330,00 °C	360°C
DATA MEKANIK		
Tinggi	8,6484	
Stage	13 stage	
	<i>Top</i>	<i>Bottom</i>
Diameter	10,5711	0,0025
Tray Spacing	0,3	
<i>t silinder</i>	0,0200 m	
<i>t Head</i>	0,0240 m	
Material	Carbon steel	
PELAT		
	<i>Top</i>	<i>Bottom</i>
Active area	0,0003m ²	0,0003m ²
Hole Diameter	5 mm	5 mm
Hole Area	0,1788 m ²	0,0000 m ²
Panjang Weir	12 mm	12 mm
Tebal Pelat	5 mm	5 mm
Jumlah Hole	340 hole s	1383 hole s

7.7. Kolom Distilasi (KD-02)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Kolom Distilasi
Kode Alat	KD-02
Jumlah	1 unit
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Memisahkan antara C ₁ -C ₆ dengan C ₈ -C ₂₀
DATA DESAIN	
	TopBottom

Tekanan	0,1 atm	0,2 atm
Temperatur	110 °C	194,88°C

DATA MEKANIK

Tinggi	6,6433	
Stage	19 stage	
	<i>Top</i>	<i>Bottom</i>
Diameter	1,7313	2,0419
Tray Spacing	0,3	
<i>t silinder</i>	0,0202 m	
<i>t Head</i>	0,0202 m	
Material	Carbon steel	

PELAT

	<i>Top</i>	<i>Bottom</i>
Active area	1,7882 m ²	2,4875 m ²
Hole Diameter	5 mm	5 mm
Hole Area	0,1788 m ²	0,2488 m ²
Panjang Weir	12 mm	12 mm
Tebal Pelat	5 mm	5 mm
Jumlah Hole	9112 hole s	12675 hole s

7.8. Kolom Distilasi (KD-03)

IDENTIFIKASI

Nama Alat	Kolom Distilasi
Kode Alat	KD-03
Jumlah	1 unit
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Memisahkan antara C ₈ -C ₁₄ dengan C ₁₆ -C ₂₀

DATA DESAIN

<i>Top</i>	<i>Bottom</i>

Tekanan	0,4183 atm	0,1344 atm
Temperatur	255 °C	287°C
DATA MEKANIK		
Tinggi	6,6433	
Stage	19 stage	
	<i>Top</i>	<i>Bottom</i>
Diameter	1,7313	2,0419
Tray Spacing	0,3	
<i>t silinder</i>	0,0202 m	
<i>t Head</i>	0,0202 m	
Material	Carbon steel	
PELAT		
	<i>Top</i>	<i>Bottom</i>
Active area	1,7882 m ²	2,4875 m ²
Hole Diameter	5 mm	5 mm
Hole Area	0,1788 m ²	0,2488 m ²
Panjang Weir	12 mm	12 mm
Tebal Pelat	5 mm	5 mm
Jumlah Hole	9112 hole s	12675 hole s

7.9. Heater (H-01)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	<i>Heater</i>
Kode Alat	H-01
Jumlah	1 unit
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Memanaskan temperatur keluaran Niagara filter sebelum diinput ke kolom <i>splitting</i>
DATA DESIGN	
Tipe	<i>Double pipe</i>

Bahan Konstruksi		<i>Carbon steel</i>	
U _C		2,7156	
U _D		2,6936	
Annulus Side		Inner Side	
IPS	2 1/2	IPS	2
OD	2,8800 in	OD	2,3800 in
ID	2,4690 in	ID	2,0670 in

7.10. Heater (H-02)

IDENTIFIKASI			
Nama Alat		Heater	
Kode Alat		H-02	
Jumlah		1 unit	
Operasi		Kontinyu	
Fungsi		Memanaskan temperatur output KOD, sebelum diinput ke KD-01	
DATA DESIGN			
Tipe		Double pipe	
Bahan Konstruksi		Carbon steel	
U _C		8,0934	
U _D		7,9015	
Annulus Side		Inner Side	
IPS	1 1/2	IPS	1 ¼
OD	1,9000 in	OD	1,6600 in
ID	1,6100 in	ID	1,3800 in

7.11. Heat Exchanger (HE-03)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	<i>Heater</i>
Kode Alat	H-03

Jumlah	1 unit
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Memanaskan temperatur <i>output</i> reiboiler-02 sebelum masuk ke KD-03

DATA DESIGN

Tipe	<i>Double pipe</i>		
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel</i>		
U _C	5,6818		
U _D	5,5866		
Annulus Side		Inner Side	
IPS	1 ½	IPS	1 1/4
OD	1,9000 in	OD	1,6600 in
ID	1,6100 in	ID	1,3800 in

7.12. Chiller (CI-01)

IDENTIFIKASI

Nama Alat	<i>Chiller-01</i>
Kode Alat	CH-01
Jumlah	1 Unit
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Menurunkan temperatur output <i>bottom</i> kolom <i>splitting</i> menuju reaktor hidrogenasi

DATA DESAIN

Tipe	<i>Double Pipe HE</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-212 Grade A</i>
Rd calculated	0,0030
Rd required	0,0030
U _c	2.815,6990
U _D	298,0491

DATA MEKANIK

Fluida Panas	Fluida Dingin

OD	0,84	In	OD	1,05	in
ID	0,62	In	ID	0,82	in
ΔP	0,000127	Psi	ΔP	0,2140	psi

7.13. *Chillerr (CH-02)*

IDENTIFIKASI					
Nama Alat	Chiller-02				
Kode Alat	CH-02				
Jumlah	1 Unit				
Operasi	Kontinyu				
Fungsi	Menurunkan temperatur output buttom reaktor				
	hidrogenasi menuju knock out drum				
DATA DESAIN					
Tipe	Double Pipe HE				
Bahan Konstruksi	Carbon Steel SA-212 Grade A				
Rd calculated	0,0030				
Rd required	0,0030				
Uc	2.591,3794				
UD	295,3429				
DATA MEKANIK					
Fluida Panas			Fluida Dingin		
OD	3,50	In	OD	2,88	in
ID	3,06	In	ID	2,46	in
ΔP	0,000146	Psi	ΔP	0,01574	psi

7.14. *Chiller (CH-03)*

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	<i>Chiller-03</i>
Kode Alat	CH-03
Jumlah	1 Unit
Operasi	Kontinyu

	Menurunkan temperatur output <i>bottom</i> destilasi menuju kriticalizer				
Fungsi					
DATA DESAIN					
Tipe	Double Pipe HE				
Bahan Konstruksi	Carbon Steel SA-212 Grade A				
Rd calculated	0,0030				
Rd required	0,0030				
Uc	3.183,7024				
UD	301.7411				
DATA MEKANIK					
Fluida Panas			Fluida Dingin		
OD	0,84	In	OD	1,05	in
ID	0,62	In	ID	0,82	in
ΔP	0,0429	Psi	ΔP	0,0468	psi

7.15. Reboiler (RB-01)

IDENTIFIKASI			
Nama Alat		Reboiler (RB-1)	
Kode Alat		RB-01	
Jumlah		1 unit	
Operasi		Kontinyu	
Fungsi		Mengubah sebagian Bottom produk KD-01 sebagai refluks gas	
DATA DESIGN			
Tipe		Double pipe	
Bahan Konstruksi		Carbon steel	
U _C		85,0895	
U _D		72,7149	
R _C		0,0020	
R _D		0,0020	
Annulus Side		Inner Side	
IPS	6,0000	IPS	3,0000

OD	1,6600 in	OD	1,3200 in
ID	1,3800 in	ID	1,0490 in

7.16. *Reboiler (RB-02)*

IDENTIFIKASI			
Nama Alat		Reboiler (RB-2)	
Kode Alat		RB-02	
Jumlah		1 unit	
Operasi		Kontinyu	
Fungsi		Mengubah sebagian Bottom produk KD-02 sebagai refluks gas	
DATA DESIGN			
Tipe		Double pipe	
Bahan Konstruksi		Carbon steel	
U _C		85,8897	
U _D		0,0973	
R _C		0,0020	
R _D		0,0020	
Annulus Side		Inner Side	
IPS	6,0000	IPS	3,0000
OD	1,6600 in	OD	1,3200 in
ID	1,3800 in	ID	1,0490 in

7.17. *Reboiler (RB-03)*

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	<i>Reboiler (RB-3)</i>
Kode Alat	RB-03
Jumlah	1 unit
Operasi	Kontinyu

Fungsi	Mengubah sebagian <i>Bottom</i> produk KD-03 sebagai refluks gas		
DATA DESIGN			
Tipe	<i>Double pipe</i>		
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel</i>		
U _C	85,8897		
U _D	0,1798		
R _C	5,5515		
R _D	0,0020		
Annulus Side		Inner Side	
IPS	6,0000	IPS	3,0000
OD	1,6600 in	OD	1,3200 in
ID	1,3800 in	ID	1,0490 in

7.18. *Total Condensor (TC-01)*

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	<i>Total Condensor</i>
Kode Alat	tc-01
Jumlah	1 Unit
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Mengondensasi top produk KD-01
DATA DESAIN	
Tipe	<i>Double Pipe</i>
Bahan	
Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-212 Grade A</i>
Rd calculated	0,0030
Rd required	0,0030
Uc	42,3510
UD	37,5767
DATA MEKANIK	
Fluida Panas	Fluida Dingin

OD	0,8400	In	OD	1,0500	in
ID	0,6220	In	ID	0,8240	in
IPS	0,5	Psi	IPS	0,75	psi

7.19. *Total Condensor (TC-02)*

IDENTIFIKASI					
Nama Alat	Total Condensor				
Kode Alat	TC-02				
Jumlah	1 Unit				
Operasi	Kontinyu				
Fungsi	Mengondensasi top produk KD-02				
DATA DESAIN					
Tipe	Double Pipe				
Bahan Konstruksi	Carbon Steel				
Rd calculated	0,0030				
Rd required	0,0030				
Uc	50,9168				
UD	44,1699				
DATA MEKANIK					
Fluida Panas			Fluida Dingin		
OD	0,8400	In	OD	1,0500	in
ID	0,6220	In	ID	0,8240	in
IPS	0,5	Psi	IPS	0,75	psi

7.20. *Total Condensor (TC-03)*

IDENTIFIKASI					
Nama Alat	<i>Total Condensor</i>				
Kode Alat	TC-03				
Jumlah	1 Unit				
Operasi	Kontinyu				

Fungsi	Mengondensasi top produk KD-03				
DATA DESAIN					
Tipe	Double Pipe				
Bahan Konstruksi	Carbon Steel				
Rd calculated	0,0030				
Rd required	0,0030				
Uc	299,0384				
UD	299,0384				
DATA MEKANIK					
Fluida Panas			Fluida Dingin		
OD	0,8400	In	OD	1,0500	in
ID	0,6220	In	ID	0,8240	in
IPS	0,5	Psi	IPS	0,75	psi

7.21. Akumulator (ACC-01)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	<i>Akumulator</i>
Kode Alat	ACC-01
Jumlah	1 unit
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Untuk menampung kondensat yang keluar dari TC-01
DATA DESAIN	
Tipe	<i>Silinder horizontal dengan penutup elipsooidal</i>
Tekanan	0,1280 atm
Temperatur	369 °C
Kapasitas	12,1335 m ³ /jam
DATA MEKANIK	
Tinggi	15,9185 m

Diameter	1,5772 m
Panjang <i>Akumulator</i>	6,3089 m
Tebal dinding	0,3405 cm
Material	<i>Carbon steel</i>

7.22. Akumulator (ACC-02)

IDENTIFIKASI

Nama Alat	<i>Akumulator</i>
Kode Alat	ACC-02
Jumlah	1 unit
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Untuk menampung kondensat yang keluar dari TC-02

DATA DESAIN

Tipe	<i>Silinder horizontal dengan penutup elipsooidal</i>
Tekanan	0,1344 atm
Temperatur	287 °C
Kapasitas	1,9131 m ³ /jam

DATA MEKANIK

Tinggi	15,9185 m
Diameter	0,8521 m
Panjang <i>Akumulator</i>	3,4017 m
Tebal dinding	0,3295 cm
Material	<i>Carbon steel</i>

7.23. Akumulator (ACC-03)

IDENTIFIKASI

Nama Alat	<i>Akumulator</i>

Kode Alat	ACC-03
Jumlah	1 unit
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Untuk menampung kondensat yang keluar dari TC-03

DATA DESAIN

Tipe	<i>Silinder horizontal dengan penutup elipsooidal</i>
Tekanan	0,1344 atm
Temperatur	313 °C
Kapasitas	1,9131 m ³ /jam

DATA MEKANIK

Tinggi	15,9185 m
Diameter	1,4348 m
Panjang <i>Akumulator</i>	5,7394 m
Tebal dinding	52,8398 cm
Material	<i>Carbon steel</i>

7.24. Kompresor (C-01)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Kompresor
Kode Alat	C-01
Fungsi	Menaikkan tekanan H2 dari 1646 kPa ke 5516 kPa
DATA DESAIN	
Tipe	<i>Recyprocatng Compressor</i>
Temperatur	30 °C
Kapasitas	1493,4538 Kg/Jam
Tekanan	Masuk : 1646 kPa, Keluar : 5516 kPa
DATA MEKANIK	
Efisiensi	80%
Power	144,1315
Bahan	<i>Carbon Steel</i>
Konstruksi	

7.25. Kompresor (C-02)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Kompresor-04
Kode Alat	C-04
Jumlah	1 unit
Fungsi	Menaikkan tekanan <i>top product</i> KD-02 dari 0,1 atm ke 2 atm
DATA DESAIN	
Tipe	<i>Multistage centrifugal compressor</i>
Kapasitas	5037,4004 Kg/jam
Temperatur	110 °C
DATA MEKANIK	
Rasio Panas	1,0002
Densitas	30,9474 lb/ft ³
Laju <i>Volumetric</i>	6,5771 ft ³ /menit

Efisiensi	80%
Power <i>Compressor</i>	0,2858 HP
Jumlah <i>Stage</i>	3
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel</i>

7.26. Pompa-01 (P-01)

IDENTIFIKASI			
Nama Alat		Pompa	
Kode Alat		P-01	
Jumlah		2 unit(1 unit cadangan)	
Fungsi		Mengalirkan CPO dari tangki ke Mixer 01	
DATA DESAIN			
Tipe		Centrifugal Slurry Pump	
Kapasitas		48757,09 lb/jam	
SUCTION		DISCHARGE	
Tekanan (Psi)	279,2465	Tekanan	342,9424
Friksi (Psi)	0,008260344	Friksi	5,1350
Efisiensi			
Pompa		41,00%	
Efisiensi Motor		85,00%	
Power		7	HP
NPSH		21,2980	ft
Bahan konstruksi		Carbon steel	

7.27. Pompa-02(P-02)

IDENTIFIKASI			
Nama Alat		Pompa	
Kode Alat		P-02	
Jumlah		2 unit(1 unit cadangan)	
Fungsi		Mengalirkan H3PO4 dari tangki ke Mixer 02	
DATA DESAIN			
Tipe		Centrifugal Slurry Pump	
Kapasitas		32,52 lb/jam	
SUCTION		DISCHARGE	
Tekanan (Psi)	63,8693	Tekanan	132,6787
	3,17809E-		
Friksi (Psi)	09	Friksi	0,0005
Efisiensi			
Pompa		41,00%	
Efisiensi Motor		80,00%	
Power		1	HP
NPSH		21,3050	ft
Bahan konstruksi		Carbon steel	

7.28. Pompa-03 (P-03)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Pompa
Kode Alat	P-03
Jumlah	2 unit(1 unit cadangan)
Fungsi	Mengalirkan CPO dari Mixer 01 ke mixer 02
DATA DESAIN	
Tipe	Centrifugal Slurry Pump
Kapasitas	48565,09 lb/jam

SUCTION		DISCHARGE	
Tekanan (Psi)	56,2166	Tekanan	-97,8942
Friksi (Psi)	0,348641901	Friksi	210,9799
Efisiensi			
Pompa		42,00%	
Efisiensi Motor		85,00%	
Power		7	HP
NPSH		22,1481	Ft
Bahan konstruksi		Carbon steel	

7.29. Pompa-04 (P-04)

IDENTIFIKASI			
Nama Alat		Pompa	
Kode Alat		P-04	
Jumlah		2 unit(1 unit cadangan)	
Fungsi		mengalirkan CPO dari mixer 02 ke niaga filter	
DATA DESAIN			
Tipe		Centrifugal Slurry Pump	
Kapasitas		49147,48 lb/jam	
SUCTION		DISCHARGE	
Tekanan (Psi)	2613,423489	Tekanan	1701,305507
Friksi (Psi)	55,24440185	Friksi	1021,6873
Efisiensi Pompa		42,00%	
Efisiensi Motor		85,00%	
Power		7	HP
NPSH		-145,4344	ft
Bahan konstruksi		Carbon steel	

7.30. Pompa-05 (P-05)

IDENTIFIKASI			
Nama Alat		Pompa	
Kode Alat		P-05	
Jumlah		2 unit(1 unit cadangan)	
Fungsi		Mengalirkan CPO dari niaga filter ke kolom splitting	
DATA DESAIN			
Tipe		Centrifugal Pump	
Kapasitas		46742,94 lb/jam	
SUCTION		DISCHARGE	
Tekanan (Psi)	31,8560	Tekanan	29,1537
Friksi (Psi)	0,0211	Friksi	0,2694
Efisiensi Pompa		62,00%	
Efisiensi Motor		83,00%	
Power	4		HP
NPSH	27,9276		Ft
Bahan konstruksi		Carbon steel	

7.31. Pompa-06 (P-06)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Pompa
Kode Alat	P-06
Jumlah	1 unit
Fungsi	Untuk mengalirkan dari Splitter Asam Lemak ke Reaktor
DATA DESAIN	
Tipe	Centrifugal Pump
	18697,18 lb/jam
Kapasitas	

<i>Suction</i>		<i>Discharge</i>	
Tekanan (Psi)	53,9626	Tekanan	63,4016
Friksi (Psi)	0,00717941	Friksi	0,5497
Efisiensi			
Pompa		58,00%	
Efisiensi Motor		82,00%	
Power		2 HP	
NPSH		50,2273 ft	
Bahan konstruksi		<i>Carbon steel</i>	

7.32. Pompa-07 (P-07)

IDENTIFIKASI			
Nama Alat		Pompa	
Kode Alat		P-07	
Jumlah		2 unit(1 unit cadangan)	
Fungsi		Mengalirkan asam lemak keluaran dari kolom splitting ke Reaktor	
DATA DESAIN			
Tipe		Ce ntrifugal Slurry Pump	
Kapasitas		46742,94 lb/jam	
SUCTION		DISCHARGE	
Tekanan			
(Psi)	73,6233	Tekanan	132,2942
Friksi	6,47086E-		
(Psi)	05	Friksi	2,9468
Efisiensi			
Pompa	42,00%		
Efisiensi Motor	85,00%		
Power	6	HP	
NPSH	21,8775	ft	
Bahan konstruksi		Carbon steel	

7.33. Pompa-08 (P-08)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Pompa
Kode Alat	P-08
Jumlah	Mengalirkan asam lemak keluaran dari
Fungsi	reaktor 01 menuju KOD

DATA DESAIN			
Tipe		Centrifugal Slurry Pump	
Kapasitas		56799,75 lb/jam	
SUCTION		DISCHARGE	
Tekanan (Psi)	33,7312	Tekanan	41,0356
	-		
Friksi (Psi)	0,009076615	Friksi	0,4001
Efisiensi			
Pompa		68,00%	
Efisiensi Motor		84,00%	
Power		5	HP
NPSH		60,1644	Ft
Bahan konstruksi		Carbon steel	

7.34. Pompa-09 (P-09)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Pompa
Kode Alat	P-09
Jumlah	Mengalirkan asam lemak keluaran dari KOD
Fungsi	menuju kolom destilasi 1

DATA DESAIN	
Tipe	Centrifugal Slurry Pump
Kapasitas	50693,70 lb/jam

SUCTION		DISCHARGE	
Tekanan			
(Psi)	34,6666	Tekanan	40,8195
Friksi (Psi)	0,12465015	Friksi	2,5024
Efisiensi			
Pompa	65,00%		
Efisiensi Motor		84,00%	
Power	4	HP	
NPSH	56,2881	Ft	
Bahan konstruksi		Carbon steel	

7.35. Pompa-10 (P-10)

IDENTIFIKASI			
Nama Alat		Pompa	
Kode Alat		P-10	
Jumlah		2 unit(1 unit cadangan)	
Fungsi		Mengalirkan asam stearat keluaran dari reboiler menuju ke kristalize	
DATA DESAIN			
Tipe		Centrifugal Slurry Pump	
Kapasitas		23724,10 lb/jam	
SUCTION		DISCHARGE	
Tekanan			
(Psi)	19,3224	Tekanan	25,5325
Friksi			
(Psi)	0,000157665	Friksi	0,0856
Efisiensi			
Pompa	68,00%		
Efisiensi Motor	84,00%		
Power	5	HP	
NPSH	70,0110	ft	

Bahan konstruksi	Carbon steel

7.36. Pompa-11 (P-11)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Pompa
Kode Alat	P-11
Jumlah	2 unit
Fungsi	Untuk mengalirkan asam lemak keluaran dari ACC 1 menuju kolom destilasi

DATA DESAIN			
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>		
Kapasitas	22419,34 lb/jam		
<i>Suction</i>	<i>Discharge</i>		
Tekanan (Psi)	17,80490871	Tekanan	21,36213441
Friksi (Psi)	0,069443464	Friksi	2,3995
Efisiensi			
Pompa	58,00%		
Efisiensi Motor	81,00%		
Power	2 HP		
NPSH	77,3371ft		
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel</i>		

7.37. Pompa-12 (P-12)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Pompa
Kode Alat	P-12
Jumlah	1 unit
Fungsi	Untuk mengalirkan mengalirkan heksadekana keluaran dari reboiler menuju kolom destilasi

DATA DESAIN			
Tipe		<i>Centrifugal Slurry Pump</i>	
Kapasitas		18697,18 lb/jam	
<i>Suction</i>		<i>Discharge</i>	
Tekanan			
(Psi)	55,7667	Tekanan	63,2356
Friksi (Psi)	0,003417674	Friksi	0,2143
Efisiensi			
Pompa		60,00%	
Efisiensi Motor		85,00%	
Power		2 HP	
NPSH		60,3498ft	
Bahan konstruksi		<i>Carbon steel</i>	

7.38. Pompa-13 (P-13)

IDENTIFIKASI			
Nama Alat		Pompa	
Kode Alat		P-13	
Jumlah		2 unit(1 unit cadangan)	
Fungsi		Mengalirkank heksadekana keluaran dari ACC-03 menuju tangki penyimpanan produk samping heksadekana	
DATA DESAIN			
Tipe		Centrifugal Slurry Pump	
Kapasitas		16908,17 lb/jam	
SUCTION		DISCHARGE	
Tekanan (Psi)	29,4613	Tekanan	34,8448
Friksi (Psi)	0,00446132	Friksi	0,2396
Efisiensi Pompa		60,00%	

Efisiensi Motor	81,00%	
Power	2	HP
NPSH	76,4831	ft
Bahan konstruksi	Carbon steel	

7.39. Tangki (T-01)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Tangki-01
Kode Alat	T-01
Jumlah	15 buah
Fungsi	Menyimpan H ₂
DATA DESIGN	
Tipe	Silinder vertikal dengan tutup elipsoidal
Temperatur	30°C
Tekanan	1 atm
DATA MEKANIK	
Volume Tanki	23,37157737 m
Diameter	3,1340 m
OD	3,1554 m
t silinder	0,0107 m
T Head	0,0107m
Tinggi Tanki	10,1854008 m
Bahan Konstruksi	Carbon Steel SA – 285 Grade C
Lama Penyimpanan	1 Hari

7.40. Tangki (T-02)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Tangki-02
Kode Alat	T-02
Jumlah	14 buah
Fungsi	Tempat penyimpanan CPO
DATA DESIGN	
Tipe	Silinder vertikal dengan tutup elipsoidal
Temperatur	30°C
Tekanan	1 atm
DATA MEKANIK	
Volume Tanki	41,7859 m
Diameter	5,6032 m
OD	5,6290 m
t silinder	0,0129 m
T Head	0,0129 m
Tinggi Tanki	18,2104 m
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA – 285 Grade C</i>
Lama Penyimpanan	1 Hari

7.41. Tangki (T-03)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Tangki
Kode Alat	T-03
Jumlah	3 buah
Fungsi	Tempat penyimpanan H ₃ PO ₄
DATA DESIGN	
Tipe	Silinder vertikal dengan tutup elipsoidal
Temperatur	30°C
Tekanan	1 atm

DATA MEKANIK	
Volume Tanki	38,7649 m
Diameter	5,1981 m
OD	5,2233 m
t silinder	0,0126 m
T <i>Head</i>	0,0126 m
Tinggi Tanki	16,8939 m
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA – 285 Grade C</i>
Lama Penyimpanan	1 Hari

7.43. Tangki (T-04)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Tangki
Kode Alat	T-05
Jumlah	10 buah
Fungsi	Tempat penyimpanan produk heksadekana
DATA DESIGN	
Tipe	Silinder vertikal dengan tutup elipsoidal
Temperatur	30°C
Tekanan	1 atm
DATA MEKANIK	
Volume Tanki	19,9375 m ³
Diameter	2,6735 m
OD	2,6945 m
t silinder	0,0105 m
T <i>Head</i>	0,0105 m
Tinggi Tanki	8,0204 m
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA – 285 Grade C</i>
Lama Penyimpanan	1 Hari

7.44. Silo(S-01)

IDENTIFIKASI		
Nama Alat	Silo	
Kode Alat	S-01	
Jumlah	1 buah	
Fungsi	Tempat Penyimpanan Produk Asam Stearat	
DATA DESIGN		
Tipe	Silinder vertikal dengan head ellipsoidal	
Temperatur	30	C
Tekanan	1	atm
Kapasitas	710,5931	m ³
DATA MEKANIK		
Diameter silinder	7,5355	m
Diameter efektif hopper	0,1078	m
Volume konis	56,0531	m ³
Volume silinder	671,7837	m ³
Tinggi Konis	3,7138	m
Tinggi silinder	15,0709	m
Tinggi Total	18,7847	m
Tebal konis	0,0237	m
Tebal Silinder	0,0028	m
Bahan Konstruksi	Carbon Steel SA – 285 Grade C	
Waktu Tinggal	2	Hari

7.45. Knock Out Drum (KOD-01)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	<i>Knock out Drum</i>
Kode Alat	KOD-01
Fungsi	memisahkan fase liquid dan gas keluaran Reaktor 01 (R-01)
Jumlah	1 Unit
DATA DESAIN	
Tipe	<i>Vertical Knock Out Drum</i>
Temperatur	30 °C
Tekanan	1 atm
Kapasitas	20930,33664 kg/jam
DATA MEKANIK	
Vessel area	11,8013 m ²
Tinggi	3,6196 m
Tinggi head	0,0104 m
Tinggi silinder	0,0104 m
OD	3,3632 m
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel SA 285 grade C</i>

7.46. Collom splitting (R-01)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Menara fat splitting
Kode Alat	R-01
Jumlah	1 buah
Fungsi	Tempat berlangsungnya reaksi hidrolisa
DATA DESIGN	
Tipe	Spray Column
Temperatur	245 c
Tekanan	55 atm

DATA MEKANIK	
Volume tangka	40,0408 m ³
Diameter tangki	2,811 m
Tinggi silinder	50,9610 m
Volume cairan	33,3673
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA – 285 Grade C</i>
Waktu Tinggal	1

7.47. *Screw Conveyor (SC-01)*

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	<i>Screw Conveyor</i>
Kode Alat	SC-01
Fungsi	Mengangkut Asam stearat menuju Silo
DATA DESAIN	
<i>Tipe</i>	<i>Logam Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Temperatur	30 °C
Tekanan	1 atm
Tinggi	4,5 m
Kapasitas	12913,2981 kg/jam
Kecepatan screw	80 m/menit
Panjang screw	10 m (<i>Ulrich</i>)
DATA MEKANIK	
Power	8,25877239 HP
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel</i>

7.48. Belt Conveyor (BC-01)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	<i>Belt Conveyor</i>
Kode Alat	BC-01
Fungsi	Untuk memindahkan bleaching earth dari gudang (G-01) ke mixer (M-02)
DATA DESAIN	
<i>Tipe</i>	<i>Troughed Belt</i>
Temperatur	30 °C
Kapasitas	33.274,7994 kg/jam
Tekanan	1 atm
Tinggi	4,5 m
Kecepatan <i>belt</i>	30,5 m/menit
Panjang <i>belt</i>	30 m (<i>Ulrich</i>)
DATA MEKANIK	
Power	8,25877239 HP
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel</i>

BAB VIII

ORGANISASI PERUSAHAAN

8.1 Bentuk Perusahaan

Produksi pabrik asam stearat dari bahan baku *crude palm oil* (cpo) yang akan dibangun di rencanakan mempunyai struktur:

Bentuk perusahaan	: PT (Perseroan Terbatas)
Status perusahaan	: PMDN (Penanaman Modal Dalam Negeri)
Lokasi	:Lalang, Kec. Medan Sunggal, Kota Medan, Sumatera Utara Kapasitas
Perusahaan	: 70.000 ton/tahun

Pabrik dengan bentuk perusahaan PT (Perseroan Terbatas) merupakan suatu badan hukum yang didirikan dan dilandasi oleh perjanjian, dimana perusahaan itu melakukan kegiatan usaha berupa pabrik untuk memproduksi produk dengan modal dasar yang semuanya terbagi dalam suatu saham. perjanjian itu harus sesuai dengan ketentuan dalam UU No. 1 tahun 1995 tentang Perseroan Terbatas (UUPT), serta aturan-aturan pelaksanaanya.

Bentuk pendirian perusahaan PT (Perseroan Terbatas) memiliki syarat-syarat adalah sebagai berikut:

1. Pendirian bentuk PT ini dilengkapi dengan dua orang atau lebih, dimana orang tersebut merupakan perseorangan atau badan hukum.

2. Perusahaan bentuk PT ini dilengkapi dengan akta oktentik merupakan pendirian di hadapi dengan notaris.
3. Modal dasar dari bentuk perusahaan PT (perseroan terbatas) sebesar 25% dari modal dasar atau paling sedikit Rp.20.000.000,- (dua puluh juta rupiah).

Pemilihan bentuk perusahaan perserongan memiliki alasan berdasarkan beberapa faktor adalah sebagai berikut:

1. Pemilihan bentuk perusahaan perserongan ini sangat mudah memperoleh modal karena modalnya dari bank atau dengan cara menjual saham.
2. Menjual saham perusahaan ini adalah tanggung jawab terbatas dari pemegang saham perusahaan.
3. Bentuk perusahaan perserongan terbagi dua yaitu pemilik dan pengurus perusahaan, pemegang saham merupakan tugas dari pemilik perusahaan dan direksi beserta staffnya yang diawasi oleh dewan komisaris merupakan pengurus perusahaan.
4. Perusahaan bentuk perserongan memiliki kelangsungan perusahaan terjamin disebabkan berhentinya pemegang saham, direksi beserta staff dan karyawan tidak mempengaruhi perusahaan yang didirikan.
5. Bentuk perusahaan perserongan ini pemegangan saham dapat melakukan pemilih dewan komaris ini merupakan efisiensi dari manajemen pemegang saham.

6. Penarikan modal bentuk PT tidak hanya dari pabrik-pabrik tetapi dapat menarik modal besar dari masyarakat sehingga dapat memperluas lapangan usaha perusahaan.
7. Bentuk pabrik perseroan dapat mengalihkan pemegang perusahaan atau saham perusahaan terhadap orang lain..
8. Bentuk perseroan dapat menetapkan pemimpin berdasarkan kemampuan pelaksanaan tugas.

8.2. Struktur Organisasi

Struktur organisasi dalam perusahaan merupakan salah satu factor yang menentukan kemajuan perusahaan. Demi tercapainya keselamatan kerja bagi karyawan disebabkan komunikasi yang terjalin didalam perusahaan. Struktur organisasi dapat berjalan dengan baik dan lancar perlunya memperhatikan beberapa azas yang digunakan sebagai pendoman sebagai berikut:

- a. struktur perusahaan yang jelas dan terbuka
- b. Pendelegasian wewenangan yang jelas
- c. Tanggung jawab dan kesatuan perintah
- d. Dalam sistem pengontrol terhadap pekerja yang telah dilaksanakan
- e. Organsasi perusahaan yang terbuka dan jelas

Menurut Widjaja (2003), ada beberapa bentuk organisasi dapat dibedakan berdasarkan jenis adalah sebagai berikut:

1. *Line System*

Pada perusahaan kecil menggunakan struktur organisasi *line system*. Jenis struktur line system ini pemegang kekuasaan tertinggi terletak pada pemilik perusahaan dan memberikan perintah langsung kepada karyawan.

2. *Line and Staff System*

Struktur ini paling umum digunakan oleh sebagian besar perusahaan. Struktur ini karyawannya hanya bertanggung jawab dengan atasnya.

3. *Functional System*

Struktur ini digunakan pada perusahaan besar dan kompleks dan karyawannya ditempatkan sesuai bidang dan wewenang sesuai bidang yang telah ditempatkan.

Berdasarkan uraian diatas, produksi pabrik karboksi metil selulosa (kms) dari tandan kosong kelapa sawit (tkks) dengan bentuk organisasi *line and staff system*. Alasan pemilihan bentuk organisasi ini disebabkan karena struktur organisasi sederhana, wewenang mudah dipahami, dan tanggung jawab untuk setiap posisi lebih jelas, setiap karyawan hanya bertanggung jawab terhadap satu pemimpin, serta proses pengambilan keputusan dapat jauh lebih cepat.

Beberapa alasan pemilihan sistem *line and staff system* adalah sebagai berikut :

1. Struktur pemilihan organisasi line dan staff system memiliki perusahaan luas dan sistem memproduksi produk secara kontinu.
2. Kedisiplinan kerja lebih efektif disebabkan karena hanya satu kesatuan pemimpin dan perintah.
3. Struktur organisasi ini biasanya digunakan bagi perusahaan yang memiliki produksi yang massal.
4. Tanggung jawab dari kepala atasan untuk pekerjaan yang dikerjakan untuk mencapai kesejahteraan perusahaan.

5. struktur ini memiliki seorang direktur sebagai pemegang tertinggi pabrik yang bertanggung jawab terhadap pimpinan. Tangan kanan dari persero didampingi dengan karyawan yang memberi berupa saran terhadap direktur merupakan wewenang dari anggota dewan komisaris.

Selain alasan pemilihan struktur organisasi terdapat keuntungan dalam pemilihan organisasi tersebut adalah sebagai berikut:

1. Keuntungan struktur organisasi ini dimanfaatkan untuk tiap perusahaan besar, berapapun luas tugasnya, apapun tujuannya, dan berapapun kompleks susunan organisasinya.
2. Sebagai Pengambilan keputusan yang sehat lebih mudah dapat diambil.
3. Perwujudan “*the right man in the right place*” lebih mudah dilaksanakan.

8.3 Tugas dan Wewenang

Menurut Kusnarjo (2010), adapun tugas dan tanggung jawab pada bentuk organisasi *line and staff system* adalah sebagai berikut:

8.3.1 Pemegang Saham.

Perseroan merupakan pemegang saham yang bertanggung jawab sebagai orang yang merancang perusahaan dengan langkah mengambil saham pabrik. Orang yang mempunyai perusahaan berkaitan dengan banyaknya saham yang dimiliki adalah orang yang memegang suatu saham perusahaan. Tunggalan yang dimiliki oleh perusahaan tidak dipertanggung jawaban oleh kekayaan pribadi pemegang saham. modal paling sedikit 1 tahun dalam melakukan penanaman saham di perusahaan. Rapat dari pemegang saham yang memiliki kekuasaan tertinggi dalam mengambil keputusan untuk kepentingan perusahaan merupakan Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). Pelaksanaan Rapat Umum Pemegang Saham

(RUPS) dilakukakan sekali dalam setahun atau selambat-lambatnya enam bulan sejak tahun buku yang bersangkutan berjalan (neraca telah). Pemegang saham pada saat rapat umum adalah sebagai berikut:

- a. Mengesahkan pemegang saham baru bila mengundurkan diri serta mengangkat dan memberhentikan dewan komisaris dan dewan direksi.
- b. Memilih dan memutuskan general manager
- c. Menghitung untung rugi perusahaan dan menegaskan hasil-hasil usaha
- d. Menentukan besar laba yang dihasilkan dari perusahaan untuk dibagikan, cadangan dan ditanam kembali.

Ada beberapa tugas dan wewenang dari pemegang saham dalam suatu perusahaan sebagai berikut:

- a. Menentukan, mengangkat dan memberhentikan dewan komisaris dan dewan direksi.
- b. menentukan gaji general manager dalam suatu perusahaan.
- c. Meminta pertanggung jawaban terhadap dewan direksi dan dewan komisaris dalam perusahaan.
- d. menggelar rapat umum setidaknya sekali setahun

8.3.2. Dewan komisaris

Wakil dari pada pemegang saham dan semua keputusan ditentukan serta dipegang oleh rapat persero merupakan tugas dari dewan komisaris. Dewan komaris dapat diangkat berdasarkan ketentuan yang tertera dalam perjanjian dan rapat. Dewan komaris dapat diberhentikan setiap waktu rapat umum pemegang saham bila bertindak melanggar anggaran dasar atau kepentingan perseroan. Pemegang saham yang mempunyai modal mayoritas dan dipilih dari Rapat

Umum Pemegang Saham (RUPS) bisa diangkat menjadi ketua dewan komisaris. Pelaksana tugas sehari-hari dari pemilik saham adalah tugas dewan komisaris.

Ada beberapa Tugas dan wewenang yang dimiliki oleh dewan Komisaris adalah sebagai berikut:

- a. Menentukan dan menetapkan siapa yang menjabat sebagai *general manager* dan memutuskan kebijakan perusahaan (*Organization*).
- b. Tindakan kepala departemen tidak merugikan perusahaan (*Controlling*) dengan memperhatikan kinerja dari kepala departemen.
- c. Mengawasi evaluasi atau pengawasan tentang hasil yang diperoleh oleh perusahaan (*analizing*)
- d. Menyetujui ataupun menolak rancangan atau rencana kerja yang diajukan oleh kepala departemen (*Planning*)
- e. Melakukan perubahan dalam perusahaan dengan cara memberikan saran atau nasehat kepada general manager (*Staffing*)
- f. Mengadakan diskusi pertemuan atau rapat berkala (*Doing*)
- g. Menetapkan besarnya devident (*Directing*)
- h. Menyetujui dan menilai rencana dewan direksi mengenai target perusahaan, pengarahan pemasaran, kebijaksanaan umum, dan alokasi sumber-sumber dana.
- i. Membantu dan mengawasi general manager dalam urusan-urusan penting perusahaan.
- j. Memilih garis besar mengenai kebijakan perusahaan
- k. Menyelenggarakan diskusi atau rapat para pemegang saham perusahaan

1. Meminta rincian laporan atau data-data terhadap general manager secara berkala

8.3.3. Direktur Utama

Pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya dalam perkembangan perusahaan merupakan direktur utama. Direktur Utama bertanggung jawab kepada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang dilakukan sebagai pimpinan perusahaan. Direktur Produksi dan Teknik, serta Direktur Keuangan dan Umum adalah anggota dari direktur utama perusahaan. Beberapa direktur-direktur yang membawahi direktur utama adalah sebagai berikut:

1. Direktur Teknik dan Produksi

Kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang produksi dan operasi, teknik, pengembangan, pemeliharaan peralatan, pengadaan, dan laboratorium merupakan tugas direktur teknik dan produksi.

2. Direktur Keuangan dan Umum

Masalah-masalah yang berhubungan dengan administrasi, personalia, keuangan, pemasaran, humas, keamanan, dan keselamatan kerja adalah tugas dan wewenang dari direktur keuangan dan umum pada suatu perusahaan.

8.3.4. General Manager

Pemegang kepengurusan perusahaan dan merupakan pimpinan perusahaan yang bertanggung jawab langsung pada dewan komisaris adalah *general manager*. Pemimpin tertinggi perusahaan secara langsung dan penanggung jawab utama dalam perusahaan secara keseluruhan selama perusahaan berdiri merupakan

posisi *general manager*. semua kepala departemen dibawah *general manager*. Ada beberapa tugas dan wewenang dari general manager adalah sebagai berikut:

- a. Merumuskan rencana-rencana, menetapkan strategi perusahaan, dan cara pelaksanaannya.
- b. Memberikan perintah kepada bawahannya untuk melaksanakan tugas masing-masing kepala departemen.
- c. Segala pelaksanaan dari anggaran belanja dan pendapatan perusahaan adalah tanggung jawab dari dewan komisaris yang diberikan pertanggung jawab oleh general manager.
- d. Mengawasi dan mengatur keuangan perusahaan dalam melakukan kegiatan usaha.
- e. Menetapkan ataupun memberhentikan pegawai atau karyawan perusahaan
- f. Bertanggung jawab atas kelancaran suatu perusahaan.
- g. Mempertanggungjawabkan pekerjaannya pada pemegang saham pada akhir masa jabatannya serta melaksanakan kebijakan perusahaan.
- h. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS).
- i. Membina dan memimpin perusahaan secara efektif dan efisien.
- j. Menyusun dan melaksanakan kebijaksanaan umum pabrik sesuai dengan kebijaksanaan RUPS.
- k. Mengadakan kerjasama dengan pihak luar demi mencapai kepentingan perusahaan.

- l. menghadirkan hubungan maupun perjanjian-perjanjian dengan pihak ketiga sebagai perwakilan perusahaan
- m. Merencanakan dan mengawasi pelaksanaan tugas setiap personal yang bekerja pada perusahaan.

8.3.5. Kepala Departemen

Mengkoordinir, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan merupakan tugas kepala departemen. Kepala Departemen bertanggung jawab kepada tugas yang diberikan manager sesuai dengan bagiannya masing-masing. Beberapa departemen dari kepala departemen terdiri dari :

8.3.5.1. Kepala Departemen Produksi dan Logistik

Kepala departemen produksi dan logistik bertanggung jawab atas tugas yang diberikan *general manager* dalam bidang mutu dan kelancaran produksi. Kepala departemen produksi mempunyai beberapa anggota yang terdiri atas:

1. Seksi Proses

Seksi proses mempunyai tugas yang diberikan oleh kepala departemen dalam bidang proses adalah sebagai berikut:

- a. Menjalankan tindakan seperlunya terhadap peralatan produksi yang mengalami kerusakan, sebelum diperbaiki oleh seksi yang berwenang.
- b. Memperhatikan jalannya proses produksi pabrik
- c. Mengatasi hal-hal yang berhubungan yang mengancam keselamatan kerja dan mengurangi potensi bahaya yang ada selama proses produksi.

2. Seksi Pengendalian

Seksi pengendali mempunyai tugas yang diberikan oleh kepala departemen dalam bidang pengontrol selama proses adalah sebagai berikut:

- a. Mendiksusikan dan menganalisis mutu bahan baku produksi dan bahan bangunan perusahaan.
 - b. Mengamati dan menganalisis mutu produksi produk
 - c. Mengawasi hal-hal yang berhubungan dengan bangunan perusahaan
 - d. Membuat laporan berkala kepada kepala bagian produksi
3. Seksi Laboratorium

Seksi laboratorium mempunyai tugas yang diberikan oleh kepala departemen dalam bidang kualitas bahan baku dan produk selama proses adalah sebagai berikut:

- a. Mengamati dan menganalisis mutu bahan baku dan bahan pembantu.
- b. Mengawasi dan menganalisis produk.
- c. Memperhatikan kualitas buangan pabrik.

8.3.5.2. Kepala Departemen Teknik

Bertanggung jawab atas kelancaran alat-alat proses selama produksi berlangsung, termasuk pemeliharaan alat proses dan instrumentasinya adalah kepala departemen teknik. Pada alat penunjang produksi mengalami kendala dan kerusakan maka departemen teknik langsung mengatasi masalahnya. Beberapa Tugas yang dimiliki oleh kepala departemen teknik adalah sebagai berikut:

1. Bertanggung jawab kepada *general manager* dalam bidang peralatan, proses, dan utilitas.
2. Mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahnya.

Kepala Departemen Teknik memiliki anggota yang terdiri dari :

Seksi Pemeliharaan, listrik, dan Instrumentasi

Beberapa Tugas yang dimiliki oleh seksi pemeliharaan, listrik, dan Instrumentasi adalah sebagai berikut :

- a. Melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik.
- b. Memperbaiki peralatan pabrik

1. Seksi Utilitas

Melaksanakan dan mengatur sarana utilitas untuk memenuhi kebutuhan proses, kebutuhan air, kebutuhan steam, tenaga listrik, dan kebutuhan tekan uap merupakan tugas seksi utilitas.

3. Kepala Bagian Kesehatan Keselamatan Kerja dan Lingkungan

Memiliki tanggung jawab terhadap keamanan pabrik dan kesehatan dan keselamatan kerja karyawan adalah tugas kepala bagian kesehatan keselamatan kerja dan lingkungan.

4. Kepala Departemen Pemasaran dan Pembelian

Bidang pengadaan bahan baku dan pemasaran hasil produksi adalah tugas dari kepala departemen pemasaran dan pembelian tanggung jawab yang diberikan oleh *general manager*. Mengatur masalah pemasaran produk, termasuk juga melakukan *research marketing* agar penentuan harga dapat bersaing di pasaran, menganalisis strategi pemasaran perusahaan maupun kompetitor, mengatur masalah distribusi penjualan produk ke daerah-daerah, melakukan promosi pada berbagai media massa baik cetak maupun elektronik agar produk dapat terserap konsumen merupakan tanggung jawab kepala departemen pemasaran. Ada beberapa anggota yang dimiliki oleh kepala departemen pemasaran adalah sebagai berikut:

1. Seksi Pembelian

seksi pembelian memiliki tugas dan wewenang dalam suatu perusahaan adalah sebagai berikut:

- a. Melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan perusahaan
- b. Mengetahui harga pasaran dan mutu bahan baku serta mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari gudang.

2. Seksi Pemasaran

Seksi pemasaran memiliki tugas dan wewenangan dalam suatu perusahaan adalah sebagai berikut:

- a. Merencanakan strategi penjualan hasil produksi
- b. Mengatur distribusi hasil produksi dari gudang.

5. Kepala Departemen Keuangan

Bidang administrasi dan keuangan merupakan tanggung jawab kepala departemen keuangan yang diberikan tugas oleh *general manager*. Ada beberapa anggota yang dimiliki oleh kepala departemen keuangan adalah sebagai berikut :

1. Seksi Administrasi

Menyelenggarakan pencatatan hutang piutang, administrasi persediaan kantor, dan pembukuan serta masalah pajak merupakan tugas seksi administrasi.

2. Seksi Kas

Mengadakan perhitungan tentang gaji dan insentif karyawan dan menghitung penggunaan uang perusahaan, mengamankan uang, dan membuat prediksi keuangan masa depan adalah tugas dari seksi kas.

6. Kepala Departemen Personalia dan Humas (Umum)

Bidang personalia, hubungan masyarakat dan keamanan merupakan tanggung jawab dari kepala departemen umum tugas yang diberikan oleh *general manager*. adapun beberapa anggota yang dimiliki oleh kepala bagian umum adalah sebagai berikut:

1. Seksi Personalia

Seksi personalia memiliki beberapa tugas yang diberikan oleh kepala departemen personalia dan humas adalah sebagai berikut:

- a. Menciptakan suasana kerja dan membina tenaga kerja yang sebaik mungkin antar pekerja dan pekerjaannya serta lingkungannya supaya tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya.
- b. Mengusahakan disiplin kerja yang tinggi dalam menciptakan kondisi kerja yang tenang dan dinamis.
- c. Melaksanakan hal-hal yang berhubungan dalam kesejahteraan karyawan

2. Seksi HUMAS

Mengatur hubungan antara perusahaan dengan masyarakat diluar lingkungan perusahaan merupakan tugas dari seksi humas.

3. Seksi Keamanan

Seksi keamanan memiliki tugas yang diberikan oleh kepala departemen personalia dan humas adalah sebagai berikut:

- a. Menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas yang ada.
- b. Mengawasi keluar masuknya orang-orang baik karyawan atau non karyawan
- c. Menjaga dan memelihara kerahasiaan yang berhubungan dengan kultur perusahaan.

8.4 Waktu Kerja

Pabrik pembuatan karboksi metil selulosa (kms) dari tandan kosong kelapa sawit (tkks) ini dirancang beroperasi 300 hari per tahun secara kontinu 24 jam sehari, sisa harinya digunakan untuk perbaikan dan perawatan atau dikenal dengan istilah *shut down*. Berdasarkan pengaturan jam kerja, karyawan dapat digolongkan menjadi tiga golongan, yaitu:

8.4.1. Karyawan *Non-shift*

Para karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung merupakan karyawan *non-shift*. Direksi, *general manager*, kepala departemen, manajer seksi, serta karyawan yang berada di kantor administrasi dan divisi-divisi di bawah tanggung jawab non-teknik atau yang bekerja di pabrik dengan jenis pekerjaan tidak kontinyu adalah karyawan yang termasuk karyawan jenis *non-shift*.

Aturan yang terdapat pada UU Cipta Kerja No.11/2020 merupakan ketepatan Jam kerja karyawan *non-shift* yang berisi mengenai 8 jam sehari atau 40 jam per minggu, sedangkan hari Sabtu, Minggu dan hari besar libur. Adapun jenis-jenis jam kerja *non-shift* adalah sebagai berikut:

Table 8.1. Waktu Kerja Karyawan *Non-Shift*

Hari Senin-Jumat	Keterangan
Pukul 07.30 – 11.30 WIB	Waktu Kerja
Pukul 11.30 – 13.00 WIB	Waktu Istirahat
Pukul 13.00 – 17.00 WIB	Waktu Kerja

8.4.2. Karyawan *Shift*

Karyawan yang secara langsung menangani proses produksi pabrik yang berhubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi adalah karyawan jenis *Shift*. Kepala *shift*, operator, karyawan unit proses, utilitas, laboratorium, sebagian dari bagian teknis, bagian gudang dan bagian-bagian yang harus selalu siaga untuk menjaga keselamatan serta keamanan pabrik merupakan karyawan jenis *shift*. biasanya karyawan yang langsung berhubungan dengan proses produksi yang membutuhkan pengawasan terus menerus selama 24 jam, para karyawan diberi pekerjaan bergilir (*shift work*), terbagi dalam 3 *shift*.

Tiap *shift* bekerja selama 8 jam termasuk 1 jam istirahat dan 15 menit adalah karyawan dalam satu hari dibagi tiga *shift*, adapun pembagian waktu karyawan jenis adalah sebagai berikut:

Table 8.2. Waktu Kerja Karyawan *Shift*

Waktu	Keterangan
Pukul 07.00 – 15.00 WIB	<i>Shift</i> I
Pukul 14.00 – 22.00 WIB	<i>Shift</i> II
Pukul 22.00 – 07.00 WIB	<i>Shift</i> III

Karyawan *Shift* Jadwal kerja dibagi dalam empat minggu. Dalam 4 regu dimana 3 regu bekerja dan 1 regu istirahat dan dikenakan secara bergantian. Tiap regu akan mendapat giliran 3 hari kerja dan 1 hari libur tiap-tiap *shift* dan masuk lagi untuk *shift* berikutnya. Karyawan *shift* tetap bekerja dan libur 1 hari setelah tiga kali *shift* merupakan jadwal hari Minggu dan libur nasional.

Tabel 8.3. Jadwal Kerja Karyawan Pabrik

Regu	Minggu			
	Pertama	Kedua	Ketiga	Keempat
I	Pagi	Siang	Malam	<i>Off</i>
II	Siang	Malam	<i>Off</i>	Pagi
III	Malam	<i>Off</i>	Pagi	Siang
IV	<i>Off</i>	Pagi	Siang	Malam

Memberlakukan absensi merupakan salah satu cara untuk menerapkan kedisiplinan. dimana suatu pabrik mengalami kemajuan disebabkan karena kedisiplinan karyawan dalam bekerja. Diberlakukannya absensi setiap jam kerja ini merupakan suatu pertimbangan untuk meningkatkan karir seorang karyawan. Pekerja dari direktur utama sampai karyawan kebersihan diberlakukan absensi setiap jam kerjanya untuk menciptakan kemajuan perusahaan.

8.4.3. Karyawan Borongan

Perusahaan dapat menambah jumlah karyawan yang dikerjakan secara borongan selama kurun jangka waktu tertentu yang ditentukan menurut kebijaksanaan perusahaan.

8.5 Penentuan Jumlah Pekerja

Struktur organisasi saat dibutuhkan dalam melaksanakan kegiatan perusahaan atau pabrik. Jumlah kapasitas produksi dapat menghitung jumlah karyawan yang dibutuhkan dalam suatu perusahaan atau pabrik.

1. Pengelompokkan Pekerja Pabrik

Didalam suatu pabrik terdapat pengelompokkan pekerja pabrik adalah sebagai berikut:

a. *Direct Operating Labor*

Pekerja atau buruh yang berhubungan langsung dengan jalannya operasi proses di pabrik, dalam hal ini dapat dikategorikan untuk buruh pada bidang teknik, produksi, dan utilitas merupakan jenis pengelompokan pekerja *direct operating labor*.

b. *Indirect Operating Labor*

Pekerja atau buruh yang tidak berhubungan langsung dengan jalannya operasi pabrik adalah jenis pengelompokan pekerja *indirect operating labor*. Untuk buruh pada bidang perbengkelan/pemeliharaan, bidang puslitbang (pusat penelitian dan pengembangan), bagian umum dan bagian pemasaran serta keuangan termasuk jenis pekerja Jenis *indirect operating labor*.

2. Metode Penentuan Jumlah Pekerja

a. *Direct Operating Labor*

Bagian proses atau operasi dilakukan dengan gambar 6-8, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers* (Peters, M.S. dan K.D. Timmerhaus, 1991) adalah metode penentuan jumlah buruh, cara menghitung metode *direct operating labor* yang dilakukan dengan cara sebagai berikut:

Kapasitas produksi (P) = 70.000 ton/tahun = 233 ton/hari

Masukkan harga (P) ke persamaan:

$$M = 15,2 \times P^{0,25}$$

$$M = 15,2 \times (233)^{0,25}$$

$$= 59,4070 \text{ Pekerja}$$

$$= 60 \text{ Pekerja}$$

Tahapan proses:

1. *Pumping*

2. *Heating*
3. *Reaction*
4. *Cooling*
5. *Utility*
6. *Purification*
7. *Filtering*

Pekerja *shift* bekerja selama 8 jam per hari sesuai dengan jadwal *shift* yang ditentukan, maka:

$$\begin{aligned}
 M &= \frac{M}{\text{Time work}} \times \text{PS} \\
 &= \frac{60}{8 \text{ Jam}} \times 7 \\
 &= 52,5000 \text{ Pekerja/hari} \\
 &= 53 \text{ Pekerja/hari}
 \end{aligned}$$

Jadi, jumlah karyawan yang dibutuhkan untuk *direct operating labor* adalah 53 orang yang terbagi pada berbagai posisi/jabatan bagian produksi, pemeliharaan, utilitas, dan laboratorium.

b. *Indirect Operating Labour*

Kondisi rata-rata kebutuhan pabrik terhadap buruh untuk bagian teknik dan produksi (bidang seksi pemeliharaan, perbengkelan serta litbang), bagian umum, bagian pemasaran dan keuangan merupakan jumlah karyawan metode pengelompokan *indirect operating labour*.

Penentuan jumlah total karyawan yang dibutuhkan pada pabrik pembuatan karboksi metil selulosa (kms) dapat dilihat dari data-data jumlah pekerja tabel dibawah ini. Struktur organisasi sangat diperlukan dalam melaksanakan kegiatan

suatu perusahaan atau pabrik. Adapun jumlah karyawan yang dibutuhkan dalam sebuah pabrik adalah sebagai berikut:

Tabel 8.4. Jumlah Karyawan

Posisi Jabatan	Jumlah
Direktur Utama Perusahaan	1
General Manager	2
Sekretaris Umum	1
A. Manager Produksi	1
I. Kepala Bagian Proses	1
Kepala Seksi <i>Operation</i>	1
Operator Kontrol	20
Operator Lapangan	20
Kepala Seksi Utilitas	1
Operator Kontrol	20
Operator Lapangan	20
II Kepala Bagian <i>Quality Control</i>	1
Kepala Seksi Laboratorium	1
Analisis	4
Kepala Seksi K3 dan Lingkungan	1
Ahli K3	2
Ahli Lingkungan	3
B. Manajer Teknik	1
I Kepala Bagian <i>Maintenance</i>	1
Kepala Seksi Planning & Support	1
Engineer	4
Kepala Seksi <i>Execution</i>	1
Staff	2
II Kepala Bagian <i>Teknologi</i>	1
Kepala Seksi IT	1
Ahli IT	2
Kepala Seksi Instrumentasi	1
Instrumentasi	3
C. Manajer Keuangan	1
Sekretaris Manager Keuangan	1
I Kepala Bagian Pendanaan Proses	1
Kepala Seksi Administratif	1
Sekretaris	1

	Kepala Seksi Akuntansi	1
	Sekretaris	1
II	Kepala Bagian Pendapatan	1
	Kepala Seksi Administratif	1
	Sekretaris	1
	Kepala Seksi Akuntansi Publik	1
	Sekretaris	1
D. Manajer SDM dan Umum		1
I	Kepala Bagian Pemasaran dan Pengadaan	1
	Kepala Seksi Pemasaran	1
	Bagian Penjualan dan promosi	1
	Bagian Pergudangan	1
	Kepala Seksi Pengadaan	1
	Bagian Pembelian	2
I	Kepala Bagian Umum	1
	Kepala Seksi Personalia	1
	Bagian Humas	2
	Bagian Kepegawaian	2
	Kepala Seksi Pelayanan dan Umum	1
	Dokter	1
	Perawat	4
	Satpam	8
	Pemadam kebakaran	4
	Supir	4
	Penjaga gudang	4
Jumlah Karyawan		170

Tabel 8.5. Jumlah Karyawan *Shift*

Posisi Jabatan	Jumlah	Keterangan
Operator Kontrol	20	<i>Shift</i>
Operator Lapangan	20	<i>Shift</i>
Operator Kontrol	20	<i>Shift</i>
Operator Lapangan	20	<i>Shift</i>
Analisis	4	<i>Shift</i>
Engineer	4	<i>Shift</i>
Staff	4	<i>Shift</i>
Instrumentasi	4	<i>Shift</i>
Jumlah Karyawan	95	

Tabel 8.6. Jumlah Karyawan *Non-Shift*

Posisi Jabatan	Jumlah	Keterangan
Direktur Utama Perusahaan	1	<i>Non-Shift</i>
General Manager	2	<i>Non-Shift</i>
Sekretaris Umum	1	<i>Non-Shift</i>
Manager Produksi	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala Bagian Proses	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala Seksi <i>Operation</i>	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala Seksi Utilitas	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala Bagian <i>Quality Control</i>	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala Seksi Laboratorium	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala Seksi K3 dan Lingkungan	1	<i>Non-Shift</i>
Ahli K3	2	<i>Non-Shift</i>
Ahli Lingkungan	3	<i>Non-Shift</i>
Manajer Teknik	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala Bagian <i>Maintenance</i>	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala Seksi Planning & Support	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala Seksi <i>Execution</i>	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala Bagian <i>Teknologi</i>	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala Seksi IT	1	<i>Non-Shift</i>
Ahli IT	2	<i>Non-Shift</i>
Kepala Seksi Instrumentasi	1	<i>Non-Shift</i>
Manajer Keuangan	1	<i>Non-Shift</i>
Sekretaris Manajer	1	<i>Non-Shift</i>
Keuangan	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala Bagian	1	<i>Non-Shift</i>
Pendanaan Proses	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala Seksi	1	<i>Non-Shift</i>
Administratif	1	<i>Non-Shift</i>
Sekretaris	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala Seksi	1	<i>Non-Shift</i>
Akuntansi	1	<i>Non-Shift</i>
Sekretaris	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala Bagian	1	<i>Non-Shift</i>
Pendapatan	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala Seksi Administratif	1	<i>Non-Shift</i>

Sekretaris	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala Seksi Akuntansi Publik	1	<i>Non-Shift</i>
Sekretaris	1	<i>Non-Shift</i>
Manajer SDM dan Umum	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala Bagian Pemasaran dan Pengadaan	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala Seksi Pemasaran	1	<i>Non-Shift</i>
Bagian Pembelian	2	<i>Non-Shift</i>
Kepala Seksi Pengadaan	1	<i>Non-Shift</i>
Bagian Penjualan dan promosi	1	<i>Non-Shift</i>
Bagian Pergudangan	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala Bagian Umum	1	<i>Non-Shift</i>
Kepala Seksi Personalia	1	<i>Non-Shift</i>
Bagian Humas	2	<i>Non-Shift</i>
Bagian Kepegawaian	2	<i>Non-Shift</i>
Kepala Seksi Pelayanan dan Umum	1	<i>Non-Shift</i>
Dokter	1	<i>Non-Shift</i>
Perawat	4	<i>Non-Shift</i>
Satpam	8	<i>Non-Shift</i>
Pemadam Kebakaran	4	<i>Non-Shift</i>
Supir	4	<i>Non-Shift</i>
Penjaga Gudang	4	<i>Non-Shift</i>
Jumlah Karyawan	170	

8.6 Sistem Pengajian

Jabatan, tingkat pendidikan, pengalaman kerja, keahlian, dan resiko kerja merupakan sistem penggajian karyawan. Jumlah upah minimum kota (UMK) untuk kota Medan adalah sebesar Rp. 2.522.609 ketentuan Keputusan Gubernur Medan yang di atur dalam keputusan Nomor 883 Tahun 2022. Adapun rincian gaji pekerja atau karyawan pada pabrik pembuatan karboksi metil selulosa dapat dilihat pada tabel dibawah ini:

Tabel 8.7. Perincian Gaji Karyawan

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan (Rp)	Total Gaji/Bulan (Rp)

1	Direktur Perusahaan	1	50.000.000,00	50.000.000,00
2	General Manager	2	40.000.000,00	80.000.000,00
3	Sekretaris Umum	1	15.000.000,00	15.000.000,00
4	Manager	4	30.000.000,00	120.000.000,00
5	Sekretaris Manager	1	9.000.000,00	9.000.000,00
6	Kabag	8	25.000.000,00	200.000.000,00
7	Kasi	16	20.000.000,00	320.000.000,00
8	Ahli k3	2	7.000.000,00	7.000.000,00
9	ahli lingkungan	3	7.000.000,00	7.000.000,00
10	engineering	4	15.000.000,00	30.000.000,00
11	Staf	2	4.000.000,00	4.000.000,00
12	ahli IT	2	7.000.000,00	7.000.000,00
13	Dokter	1	10.000.000,00	10.000.000,00
14	Perawat	4	4.000.000,00	32.000.000,00
15	Satpam	8	3.000.000,00	24.000.000,00
16	pemadam kebakaran	4	3.000.000,00	12.000.000,00
17	Supir	4	3.000.000,00	12.000.000,00
18	penjaga gudang	4	3.000.000,00	12.000.000,00
19	operator kontrol	40	5.000.000,00	200.000.000,00
20	instrumentasi	3	7.000.000,00	21.000.000,00
21	staff bagian	8	4.000.000,00	32.000.000,00
22	operator lapangan	40	4.800.000,00	192.000.000,00
23	Analisis	4	4.000.000,00	16.000.000,00
24	sekretaris kabag	4	5.000.000,00	20.000.000,00
Total		138		1.478.000.000,00

8.7. Jaminan dan Fasilitas Tenaga Kerja

Suatu perlindungan bagi tenaga kerja dalam bentuk santunan berupa uang sebagai pengganti sebagian dari penghasilan yang hilang atau berkurang sebagai akibat dari peristiwa-peristiwa tertentu sewaktu menjalankan pekerjaannya adalah suatu jaminan berupa Badan Penyelenggaran Jaminan Sosial (BPJS) Ketenagakerjaan dalam suatu pabrik.

1. Ruang Lingkup

Berdasarkan aturan Undang-undang No. 24/2011, yang berisi mengenai peraturan pelaksanaannya, perusahaan mengikutsertakan setiap karyawannya

dalam program Badan Penyelenggaran Jaminan Sosial (BPJS) Ketenagakerjaan yang meliputi:

- a. Jaminan Kesehatan ketenagakerjaan
- b. Jaminan kematian
- c. jaminan pension atau hari tua
- d. Perusahaan menyediakan fasilitas mengenai jaminan kesehatan karyawan melalui Program Bantuan Kesehatan

2. Iuran

- a. Perusahaan menanggung Iuran kecelakaan dan kematian bagi pekerja
- b. Perusahaan menanggung Iuran jaminan hari tua atau pensiun sebesar 3,7% dan karyawan menanggung sebesar 2% dari gaji bulanan yang dibayarkan langsung oleh perusahaan ke kantor BPJS Ketenagakerjaan.
- c. Perhitungan iuran dapat berubah dengan ketetapan pemerintah yang berlaku.

Cara pemberian fasilitas untuk kesejahteraan karyawan oleh perusahaan dapat meningkatkan efektifitas kerja pada perusahaan. Upaya yang dilakukan selain memberikan upah resmi adalah memberikan beberapa fasilitas lain kepada setiap tenaga kerja berupa:

1. Fasilitas cuti tahunan selama 12 hari.
2. Fasilitas cuti sakit berdasarkan surat keterangan dokter.
3. Tunjangan hari raya dan bonus berdasarkan jabatan.
4. Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja lebih dari jumlah jam kerja pokok.
5. Tunjangan kecelakaan kerja dan tunjangan kematian, yang diberikan kepada keluarga tenaga kerja yang meninggal dunia baik karena kecelakaan sewaktu bekerja termasuk fasilitas asuransi tenaga kerja.

6. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit akibat kecelakaan kerja adalah pelayanan kesehatan.
7. Penyediaan kantin, tempat ibadah, dan sarana olahraga.
8. Penyediaan seragam dan alat-alat pengaman (sepatu dan sarung tangan).
9. *Family Gathering Party* (acara berkumpul semua karyawan dan keluarga) setiap satu tahun sekali.
10. Bonus 1% dari keuntungan perusahaan akan didistribusikan untuk seluruh karyawan.

8.8 Keselamatan dan Kesehatan Kerja (K3)

Syarat mutlak yang harus dilaksanakan dalam suatu perusahaan sebagai usaha untuk mencegah dan mengendalikan kerugian yang diakibatkan dari adanya kecelakaan, kebakaran, kerusakan harta benda perusahaan dan kerusakan lingkungan serta bahaya-bahaya lainnya adalah keselamatan dan kesehatan kerja (K3). Pabrik terutama dalam rancangan pembuatan karboksi metil selulosa (kms) dari bahan tandan kosong kelapa sawit (tkks) harus mendapat perhatian khusus mengenai keselamatan dan kesehatan kerja bagi karyawannya. Kesehatan dan keselamatan kerja para karyawan dan keselamatan peralatan yang berkaitan dengan keselamatan dan kesehatan kerja (K₃). Sebab dengan kesehatan kerja yang sangat baik akan membuat karyawan bekerja dengan baik karena para karyawan merasa nyaman dalam menjalankan tugasnya, sebaliknya apabila lingkungan kerja kurang baik misalnya ventilasi yang kurang baik, penerangan dan kebersihan yang kurang memadai, ruangan yang sangat padat, serta suhu yang sangat panas akan mengakibatkan menurunnya produktivitas kerja karyawan. Keselamatan dan Kesehatan Kerja (K₃) menjadi aspek yang sangat penting dalam setiap pekerjaan yang direncanakan di pabrik pembuatan karboksi metil selulosa, agar tercipta lingkungan kerja yang aman, sehat, dan berbudaya K₃.

1. Sasaran K₃

Sasaran K₃ dalam melaksanakan tugas keselamatan dan kesehatan kerja berdasarkan:

- a. Undang-undang yang mengatur keselamatan kerja diatur dalam Undang-Undang No.1 tahun 1970 tentang keselamatan kerja. Undang-Undang ini berisi mengenai integrasi K₃ di dalam semua fungsi atau bidang kegiatan di dalam perusahaan dan menerapkan standar operating prosedur di segala bidang kegiatan perusahaan. Tujuan yang ingin dicapai adalah mencapai tujuan perusahaan dan mengembangkan usaha disertai nihil kecelakaan.
- b. Memenuhi Permenaker No. PER/05/MEN/1996 tentang Sistem Manajemen Keselamatan dan Kesehatan Kerja.
- c. PP No. 29/1986 Mengenai ketentuan AMDAL yang dikeluarkan oleh Menteri Negara Kelestarian Lingkungan Hidup

Tujuan dari keselamatan dan kesehatan kerja suatu perusahaan adalah sebagai berikut:

- a. Agar setiap pegawai atau tenaga kerja mendapat jaminan keselamatan dan kesehatan kerja baik secara fisik, sosial, dan psikologis.
- b. Agar setiap perlengkapan dan peralatan kerja digunakan sebaik-baiknya, selektif mungkin.
- c. Agar semua hasil produksi dipelihara keamanannya.
- d. Agar adanya jaminan atas pemeliharaan dan peningkatan kesehatan gizi pegawai/tenaga kerja.
- e. Agar meningkatkan kegairahan, keserasian kerja, dan partisipasi kerja.
- f. Agar terhindar dari gangguan kesehatan yang disebabkan oleh lingkungan atau kondisi kerja.
- g. Agar setiap pegawai/tenaga kerja merasa aman dan terlindungi dalam bekerja

Dalam meminilisirkan terjadinya kecelakaan kerja pabrik pembuatan karboksi metil selulosa (kms) dari tandan kosong kelapa sawit (tkks) ada beberapa hal yang harus diperhatikan, yaitu:

a. Bangunan pabrik

Rekomendasikan oleh para ahli yang bersangkutan untuk menghindari bahaya-bahaya kebakaran, kerusakan akibat cuaca, gempa, petir, banjir dan lain sebagainya harus memenuhi persyaratan alat-alat konstruksinya untuk bangunan gedung. Selain bangunan gedung, Lingkungan sekitar harus dapat memberikan rasa aman dan nyaman bagi para pekerja serta penduduk sekitarnya. Jangan sampai kehadiran pabrik tersebut malah menimbulkan pencemaran bagi lingkungan sekitar sehingga mengakibatkan ketidaknyamanan bagi penduduk sekitar.

b. Ventilasi

Sistem ventilasi yang baik sesuai dengan kondisi tempat kerjanya harus ada disetiap ruang kerja. Kriteria ruang kerja harus cukup luas, dan tidak membatasi atau pun membahayakan gerak pekerja, sehingga membuat pekerja dapat bekerja secara leluasa, aman, nyaman, karena selalu memperoleh sumber udara yang bersih.

c. Alat-alat bergerak

Motor pada pompa ataupun kipas dalam *blower*, motor pada pengaduk harus selalu berada dalam keadaan tertutup, minimal diberi penutup pada bagian yang bergerak merupakan alat-alat berputar atau bergerak, serta harus diberi jarak yang cukup dengan peralatan yang lainnya, sehingga bila terjadi kerusakan akan dapat diperbaiki dengan mudah

d. Peralatan yang menggunakan sistem perpindahan panas

Boiler, *Condenser*, *Heater* dan sebagainya yang termasuk peralatan yang memakai sistem perpindahan panas harus diberi isolator. Dalam hal pengelasan (pemilihan sambungan las), faktor korosi, tekanan (*stress*) merupakan hal yang harus diutamakan dalam perancangan faktor keselamatan (*safety factor*). Mencegah kehilangan panas pada alat-alat ini memegang peranan penting dalam mencegah terjadinya kecelakaan kerja, efisiensi dan produktivitas operasional. Untuk mengatasi hal tersebut suhu ruangan tidak terlalu tinggi dengan jalan memberi ruang (*space*) yang cukup untuk peralatan, mencegah kebocoran *steam* yang terlalu besar, serta pemasangan alat-alat kontrol yang sesuai.

e. Sistem perpipaan

Mudah menghantarkan fluida proses atau utilitas tanpa adanya kehilangan energi atau massa, dalam waktu yang tepat merupakan sistem perpipaan harus dipasang secara efektif. Pipa-pipa tersebut juga harus diletakkan di tempat yang terjangkau dan aman sehingga mudah diperbaiki dan juga dipasang. Untuk pipa yang dilalui fluida panas harus diberi isolasi (berupa sabut atau asbes) dan diberi sambungan yang dapat memberikan fleksibilitas seperti (*U-bed*), juga pemilihan *valve* yang sesuai untuk menghindarkan peledakan yang diakibatkan oleh pemuaian pipa.

f. Sistem kelistrikan

Pencahayaan di dalam ruangan harus cukup baik dan tidak menyilaukan agar para pekerja dapat bekerja dengan baik dan nyaman. Setiap peralatan yang dioperasikan secara listrik harus dilengkapi dengan pemutusan arus (sekering) otomatis serta dihubungkan dengan tanah (*ground*) dalam bentuk arde, untuk

menjaga apabila sewaktu-waktu terjadi hubungan singkat. Pemeriksaan peralatan listrik secara teratur perlu dilakukan.

g. Karyawan

Menangani unit-unit vital, hendaknya diberi pengetahuan dan pelatihan khusus dalam bidang masing-masing, juga dalam bidang kesehatan dan keselamatan kerja secara umum termasuk seluruh karyawan dan pekerja, terutama yang, disamping itu pihak pabrik harus gencar memberikan penyuluhan tentang Kesehatan dan Keselamatan Kerja (K3), baik secara lisan maupun secara tertulis (berupa tanda-tanda bahaya/larangan serta peraturan pengoperasian peralatan yang baik dan benar pada tiap-tiap alat terutama yang berisiko tinggi). Dengan demikian diharapkan para karyawan akan mampu menangani kondisi darurat yang dapat terjadi sewaktu-waktu, setidaknya pada tahap awal.

Berdasarkan dengan Peraturan Menteri Tenaga Kerja dan Transmigrasi Republik Indonesia Nomor Peraturan 08 Tahun 2010 yang berisi mengenai alat pelindung diri (APD) merupakan suatu alat yang mempunyai kemampuan untuk melindungi seseorang yang fungsinya mengisolasi sebagian atau seluruh tubuh dari potensi bahaya di tempat kerja. sesuai dalam UU No.08 tahun 2010 mengenai alat perlindungan diri perusahaan wajib menyediakan APD yang sesuai bagi pekerja/buruh di tempat kerja dan harus sesuai dengan Standar Nasional Indonesia (SNI). Adapun beberapa alat perlindungan diri (APD) yang dimaksud meliputi:

- a. Pelindung kepala
- b. Pelindung mata dan muka
- c. Pelindung telinga
- d. Pelindung pernapasan beserta perlengkapannya.

- e. Pelindung tangan
- f. Pelindung kaki
- g. Pakaian pelindung
- h. Alat pelindung jatuh perorangan
- i. Pelampung (jika dibutuhkan)

Sesuai aturan Peraturan Menteri Tenaga Kerja dan Transmigrasi Republik Indonesia Nomor 08 Tahun 2010 tentang Alat Pelindung Diri. Beberapa penjelasan mengenai jenis-jenis alat pelindung diri (APD) yaitu :

1. Alat Pelindung Kepala

Alat pelindung yang berfungsi untuk melindungi kepala dari benturan, terantuk, kejatuhan atau terpukul benda tajam atau benda keras yang melayang atau meluncur di udara, terpapar oleh radiasi panas, api, percikan bahan-bahan kimia dan suhu yang ekstrim merupakan alat pelindung kepala. Helm pengaman (*Safety helmet*), topi atau tudung kepala, dan penutup atau pengaman rambut yang termasuk jenis alat pelindung kepala.

2. Alat Pelindung Mata dan Muka

Alat pelindung yang berfungsi untuk melindungi mata dan muka dari paparan bahan kimia berbahaya, paparan partikel-partikel yang melayang di udara dan di badan air, percikan benda-benda kecil, panas, atau uap panas, radiasi gelombang elektromagnetik, pancaran cahaya, benturan atau pukulan benda keras atau benda tajam merupakan alat pelindung mata dan muka. Kacamata pengaman, *goggles*, tameng muka (*face shield*), masker selam, tameng muka dan kacamata pengaman dalam kesatuan (*full face masker*) adalah contoh alat jenis alat pelindung mata dan muka.

3. Alat Pelindung Telinga

Alat pelindung yang berfungsi untuk melindungi alat pendengaran terhadap kebisingan atau tekanan adalah alat pelindung telinga. Sumbat telinga (*ear plug*) yang digunakan di daerah bising dengan tingkat kebisingan sampai dengan 95 dB, dan penutup telinga (*ear muff*) yang digunakan di daerah bising dengan tingkat kebisingan lebih dari 95 dB yang termasuk alat Jenis alat pelindung telinga.

4. Alat Pelindung Pernafasan Beserta Perlengkapannya

Alat pelindung yang berfungsi untuk melindungi organ pernapasan dengan cara menyalurkan udara bersih dan sehat dan/atau menyaring cemaran bahan kimia, mikroorganisme, partikel yang berupa debu, kabut (*aerosol*), uap, asap, gas/fume, dan sebagainya merupakan alat pelindung pernapasan beserta perlengkapannya. Masker, *respirator*, *katrit*, *canister filter*, *Re-breather*, *Airline respirator*, *Continues Air Supply Machine (Air Hose Mask Respirator)*, tangki selam dan regulator (*Self-Contained Underwater Breathing Apparatus/SCUBA*), *Self-Contained Breathing Apparatus (SCBA)*, dan *emergency breathing apparatus* adalah contoh alat Jenis alat pelindung pernapasan dan perlengkapannya.

5. Alat Pelindung Tangan

Alat pelindung yang berfungsi untuk melindungi tangan dan jari-jari tangan dari pajanan api, suhu panas, suhu dingin, radiasi elektromagnetik, radiasi mengion, arus listrik, bahan kimia, benturan, pukulan dan tergores, terinfeksi zat patogen (virus/bakteri), dan jasad renik merupakan alat Pelindung tangan (sarung tangan). Sarung tangan yang terbuat dari logam, kulit, kain kanvas, kain atau kain berpelapis, karet, dan sarung tangan yang tahan bahan kimia yang termasuk alat jenis pelindung tangan.

6. Alat Pelindung Kaki

Melindungi kaki dari tertimpa atau berbenturan dengan benda-benda berat, tertusuk benda tajam, terkena cairan panas atau dingin, uap panas, terpajan suhu yang ekstrim, terkena bahan kimia berbahaya dan jasad renik, tergelincir adalah fungsi alat pelindung kaki. Sepatu keselamatan pada pekerjaan peleburan, pengecoran logam, industri, konstruksi bangunan, pekerjaan yang berpotensi bahaya peledakan, bahaya listrik, tempat kerja yang basah atau licin, bahan kimia dan jasad renik, dan/atau bahaya binatang adalah contoh alat yang digunakan jenis Pelindung kaki.

7. Pakaian Pelindung

Melindungi badan sebagian atau seluruh bagian badan dari bahaya temperatur panas atau dingin yang ekstrim, api dan benda-benda panas, percikan bahan-bahan kimia, cairan dan logam panas, uap panas, benturan (*impact*) dengan mesin, peralatan dan bahan, tergores, radiasi, binatang, mikroorganisme patogen dari manusia, binatang, tumbuhan dan lingkungan seperti virus, bakteri dan jamur adalah kegunaan pakaian pelindung. Rompi (*Vests*), celemek (*Apron/Coveralls*), *Jacket*, dan pakaian pelindung yang menutupi sebagian atau seluruh bagian badan yang termasuk contoh alat jenis pakaian pelindung.

8. Alat Pelindung Jatuh Perorangan

Membatasi gerak pekerja agar tidak masuk ke tempat yang mempunyai potensi jatuh atau menjaga pekerja berada pada posisi kerja yang diinginkan dalam keadaan miring maupun tergantung dan menahan serta membatasi pekerja jatuh sehingga tidak membentur lantai dasar merupakan kegunaan dari alat pelindung jatuh perorangan. Sabuk pengaman tubuh (*harness*), karabiner, tali

koneksi (*lanyard*), tali pengaman (*safety rope*), alat penjepit tali (*rope clamp*), alat penurun (*decender*), dan alat penahan jatuh bergerak (*mobile fall arrester*) merupakan contoh alat dari Jenis alat pelindung jatuh perorangan.

9. Pelampung

Melindungi pengguna yang bekerja di atas air atau dipermukaan air agar terhindar dari bahaya tenggelam dan atau mengatur keterapungan (*buoyancy*) pengguna agar dapat berada pada posisi tenggelam (*negative buoyant*) atau melayang (*neutral buoyant*) di dalam air adalah kegunaan dari alat pelampung. Jaket keselamatan (*life jacket*), rompi keselamatan (*life vest*), rompi pengatur keterapungan (*bouyancy control device*) yang termasuk Jenis alat pelampung.

Pada area pabrik produksi karboksimetil selulosa dari tandan kosong kelapa sawit (tkks) pekerja atau karyawan diwajibkan menggunakan alat pelindung diri. Alat pelindung diri untuk karyawan yang harus diperhatikan dalam pabrik demi keselamatan kerja yaitu:

Tabel 8.8. Alat Pelindung Diri

No.	Nama Alat	Fungsi	Area	Gambar
1	<i>Welding mask</i> atau <i>welding glasses</i>	sebagai pencegahan awal jika terjadi adanya kebocoran pada pipa penghubung pompa yang jika terkena mata akan menyebabkan iritasi atau bahkan kebutaan	Pompa, Reaktor, <i>heat exchanger</i> , utilitas	 
2	Sarung tangan karet	untuk melindungi tangan dari bahaya listrik, larutan asam atau basa yang bersifat korosif	Pompa, Perpipaan, reaktor, <i>heat exchanger</i>	

3	Sepatu pengaman (<i>safety shoes</i>)	untuk melindungi kaki dari bahaya panas atau larutan asam ataupun basa yang bersifat korosif dan terlindung dari kebocoran tangka	Pompa (Jenis Sepatu Metatarsal), Perpipaan(Jenis Sepatu Metatarsal), reaktor (Jenis Sepatu Metatarsal), heat exchanger (Jenis sepatu Electrical hazard), utilitas (Jenis sepatu Electrical hazard)	
4	<i>Safety helmet</i>	melindungi kepala dari bahaya terpercik aliran panas atau larutan asam ataupun basa yang bersifat korosif akibat dari kebocoran pompa atau pipa	Pompa, Perpipaan, reaktor, <i>heat exchanger</i>	
5	<i>Dust respirator</i>	sebagai masker untuk melindungi organ pernapasan apabila terjadi kebocoran gas	Pompa, Perpipaan, reaktor	
6	Baju pelindung	sebagai pelindung badan	Pompa, perpipaan, reaktor, <i>heat exchanger</i> , utilitas	

7	<i>Ear plug</i> <i>Ear muff</i>	(Dapat menahan suara sampai 39dB) (dapat menahan suara sampai 41dB)	Reaktor	

8.9 Instrumentasi

Rangkaian peralatan yang dipakai di dalam suatu proses kontrol untuk mengatur jalannya proses agar diperoleh hasil sesuai dengan yang diharapkan merupakan alat instrumentasi. Dalam suatu pabrik sangat penting adanya bagian alat instrumentasi. Operasi secara manual dan operasi secara otomatis merupakan bagian secara umum dari alat instrumentasi. Pertimbangan ekonomis dan sistem peralatan itu sendiri tergantung pada penggunaan alat instrumentasi pada alat proses suatu pabrik. Alat instrumentasi dapat digunakan atau dipasang sesuai dengan peralatan proses (*manual control*) atau disatukan dalam suatu ruang kontrol yang dihubungkan dengan bagian peralatan (*automatic control*) (Perry, 1999).

Pengontrol, penunjuk (*indicator*), pencatat (*recorder*), dan pemberi tanda bahaya (*alarm*) merupakan kegunaan dari instrumen. Untuk mengukur variabel-variabel proses seperti temperatur, tekanan, densitas, viskositas, panas spesifik, konduktifitas, pH, kelembaman, titik embun, tinggi cairan (*liquid level*), laju alir, komposisi, dan *moisture content* adalah fungsi instrument dalam sebuah industri kimia. Instrumen-instrumen tersebut mempunyai tingkat batasan operasi sesuai dengan kebutuhan pengolahan Instrumen bekerja dengan tenaga mekanik atau tenaga listrik dan pengontrolannya dapat dilakukan secara manual atau otomatis (Timmerhaus, 2004).

Tujuan dipasangnya alat pengendali pada semua peralatan untuk menjaga proses dalam pabrik terus beroperasi secara optimal sesuai dengan perhitungan dan perencanaan, teknis umum, kondisi ekonomi dan sosial yang ditentukan, sehingga dapat menghasilkan produk yang sesuai dengan kualitas dan kapasitas yang diharapkan. Hal ini tentu saja dapat menjaga efisiensi biaya operasi dalam pabrik. Fungsi dari Pengendalian dapat mengurangi pengaruh gangguan eksternal (*disturbance*) sehingga proses tetap stabil dan menjaga agar yang digunakan agar tidak cepat rusak.

Pemasangan instrumentasi pada peralatan proses bertujuan:

- a. Mengetahui dengan cepat adanya gangguan, kerusakan, dan kesalahan dalam operasi.
- b. Menjaga kondisi operasi suatu peralatan berada pada kondisi aman.
- c. Menekan biaya produksi serendah mungkin.
- d. Menjaga kualitas produk yang baik dan sesuai dengan *standart* yang ditetapkan.
- e. Membantu mempermudah pengoperasian alat.
- f. Lebih menjamin keselamatan dan efisiensi kerja.

Sumber udara tekan atau gas tekan hal yang perlukan dalam Proses pengaturan *pneumatik*. Udara tekan harus tetap tekanannya, untuk diperlukan suatu alat tambahan, yaitu regulator. Disamping itu diperlukan penyaring udara yang bebas debu, uap air, dan oli. Jenis *valve* diperlukan pelumas untuk memberikan kebutuhan udara pada instrumen, umumnya mengikuti tahapan-tahapan berikut:

1. Udara dikompresi dengan kondisi yang siap pakai.
2. Tekanan udara didistribusikan ke instrumen-instrumen.
3. Pengaturan tekanan akhir udara yang diberikan pada instrumen.

Sensor, bagian transmisi, dan bagian actuator merupakan bagian utama dari sistem *alarm*. Memberikan peringatan dalam bentuk suara atau cahaya dan memberikan atau melakukan intervensi terhadap perlakuan akhir dalam suatu proses merupakan fungsi sistem *alarm*. Jika tidak terdapat kesempatan untuk melakukan perbaikan maka langsung terjadi *shutdown*, hal itu dilakukan apabila sistem menghendakinya. Hal ini sangat berguna apabila tindakan operator tidak dapat mengimbangi kecepatan proses.

Sensor pada sistem *alarm* biasanya berbentuk suatu *switch* dengan berbagai macam desain. Alat pengukur variabel tertentu dan *setting* pada harga tertentu sesuai dengan kepekaannya adalah alat *Swicth*. *Swicth* akan berfungsi apabila harga akan berfungsi dan apabila harga yang telah ditetapkan dicapai oleh variabel yang diukur. *Swicth* yang dipasang mungkin berada pada kondisi *on* atau *off*. Penempatan *Swicth* tersebut dalam keperluannya terdapat dua kemungkinan, yaitu *Swicth* dipasangkan dalam proses atau *Swicth* dipasangkan pada sinyal transmisi (tidak langsung proses).

Sinyal yang diterima oleh *Swicth* akan diteruskan melalui suatu sistem transmisi. Ujung transmisi ini terdapat pada bagian sentral yang menerima dan mengelola sinyal. Sinyal tersebut akan diubah menjadi sinyal *alarm* atau tanda peringatan yang akan menggerakkan bagian aktuator untuk *shutdown*. Bentuk peringatan suara terutama ditunjukkan untuk operator yang berada jauh dari tempat *annunciator*.

Sistem *alarm* juga dapat berfungsi sebagai pengontrol. Karena fungsinya yang penting syarat utama untuk suatu sistem *alarm* adalah memiliki kehandalan dan kepekaan yang tinggi. Oleh karena itu, diperlukan sistem pengujian yang

baik dengan komponen-komponen pembentuk yang dapat diandalkan. Prinsip kerja yang paling mendasar dari sistem *alarm* adalah:

1. sensor akan berubah kondisinya apabila proses menjadi abnormal sehingga *alarm* suara akan berbunyi dan lampu tanda peringatan akan menyala merupakan fungsi *Switch*.
2. Operator akan memberikan reaksi dengan cara menghentikan bunyi *alarm* sedangkan lampu tanda peringatan tetap menyala.
3. Tim pemelihara dan perbaikan (*maintenance*) akan melakukan tindakan sehingga *switch* kembali pada keadaan normal, lampu tanda peringatan akan mati.
4. Seluruh sistem akan siap untuk melakukan fungsinya kembali.

Alat-alat control yang banyak digunakan dalam bidang industri:

1. Pengatur suhu (*temperature*)
 - a. Mengendalikan dan mengatur temperature operasi sesuai dengan kondisi yang diminta kegunaan dari alat *temperature controller*.
 - b. Mengetahui temperature operasi pada alat dengan pembacaan-langsung pada alat adalah kegunaan *temperature indicator*.
 - c. Untuk mencatat dan mengendalikan temperatur operasi merupakan tugas dari alat *temperature indicator controller*.
2. Pengatur tekanan (*pressure*)
 - a. *Pressure controller* berfungsi untuk mengendalikan tekanan pada alat secara terus menerus sesuai dengan kondisi yang diminta
 - b. Mengetahui tekanan operasi sesuai dengan kondisi yang diminta adalah kegunaan dari alat *pressure indicator*
 - c. mencatat dan mengendalikan tekanan dalam alat secara terus-menerus sesuai dengan kondisi yang diminta fungsi alat *pressure indicator controller*
3. Pengatur aliran (*flow*)

- a. Mencatat dan mengatur debit aliran dalam alat secara terus menerus kegunaan alat *flow recorder*.
- b. *Flow recorder controller* berfungsi untuk mencatat dan mengatur debit aliran cairan secara terus menerus.
3. Pengatur tinggi cairan (*level*)
 - a. *Level indicator* berfungsi untuk mengetahui tinggi cairan dalam suatu alat
 - b. *Level controller* berfungsi untuk mengendalikan tinggi cairan dalam suatu alat sehingga tidak melebihi atau kurang dari batas yang ditentukan
 - c. *Level indicator controller* berfungsi untuk mencatat dan mengatur serta mengendalikan tinggi cairan dalam suatu alat.

Faktor-faktor yang harus diperhatikan dalam pemilihan instrumentasi adalah:

1. *Sensitivity*
2. *Readability*
3. *Accuracy*
4. *Precision*
5. Faktor-faktor ekonomi
6. Bahan konstruksi dan pengaruh pemasangan instrumentasi pada kondisi tertentu.

Alat-alat kontrol yang berada di pasaran sangat beragam untuk itu diperlukan kriteria yang akan digunakan pada pabrik etilen glikol dari tandan kosong kelapa sawit yaitu:

1. Mudah dalam perawatan maupun perbaikan jika terjadi kerusakan.
2. Suku cadang mudah diperoleh
3. Mudah dalam pengoperasian
4. Harga lebih murah dan kualitas yang cukup memadai

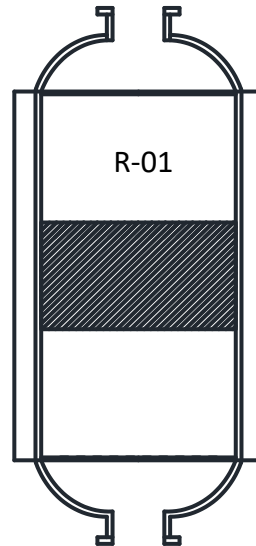
Sistem pengontrolan yang dipasang pada peralatan pabrik pembuatan karboksi metil selulosa (kms) dari tandan kosong kelapa sawit (TKKS) adalah sebagai berikut:

Tabel 8.9. Sistem Pengontrolan pada Pabrik

No.	Nama Alat	Kode Alat	Instrumentasi
1	Reaktor	R-01 sampai R-02	<i>Temperature controller</i> <i>Pressure Indicator</i> <i>Flow controller</i> <i>Level controller</i>
2	Kolom Destilasi	KD-01 Sampai KD-03	<i>Temperature controller</i> <i>Pressure Indicator</i> <i>Flow controller</i>
3	<i>Heater</i>	H-01 sampai H-03	<i>Temperature controller</i>
5	Kolom <i>splitting</i>	KS-01	<i>Flow controller</i> <i>Pressure controller</i> <i>Temperature controller</i> <i>Level controller</i>
6	<i>Belt Conveyer</i> dan <i>Belt</i> <i>elevator</i>	BC dan BE-01	<i>Flow controller</i> <i>Temperature controller</i>
7	<i>Mixer</i>	M-01 sampai dengan M-02	<i>Temperature controller</i> <i>Flow Indicator</i>
8	Pompa	P-01 sampai P-14	<i>Flow controller</i> <i>Pressure controller</i>
10	Tangki	T-01 sampai T-03	<i>Flow controller</i> <i>Pressure controller</i> <i>Temperature controller</i> <i>Level controller</i>
11	<i>Chiller</i>	CH-01 sampai dengan CH-04	<i>Flow controller</i> <i>Temperature controller</i> <i>Temperature controller</i> <i>Flow Indicator</i>
12	<i>Acumulator</i>	ACC-01 sampai dengan ACC-03	<i>Flow controller</i> <i>Temperature controller</i> <i>Temperature controller</i> <i>Flow Indicator</i>

Total Condensor	TC-01 sampai dengan TC-03	Flow controller Temperature controller Temperature controller Flow Indicator
Reboiler	RE-01 sampai dengan RB-03	Flow controller Temperature controller Temperature controller Flow Indicator
Cristalizer	CZ-01 sampai dengan CZ-02	Flow controller Temperature controller Temperature controller Flow Indicator
Knock Out Drum	KOD-01	Flow controller Temperature controller Temperature controller Flow Indicator
Niagara Filter	NF-01	Flow controller Temperature controller Temperature controller Flow Indicator

1. Reaktor



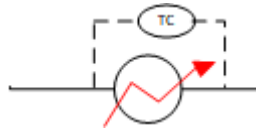
Gambar 8.1. Intrumentasi pada Reaktor

2. Kolom Destilasi



Gambar 8.2. Intrumentasi pada Kolom Destilasi

3. Heater



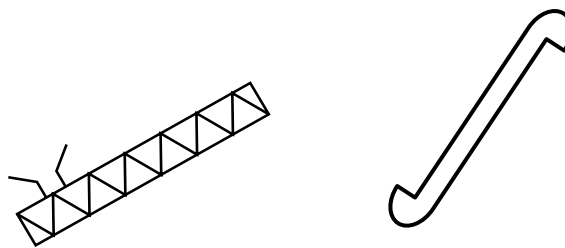
Gambar 8.3. Intrumentasi pada Heater

4. Kolom *Splitting*



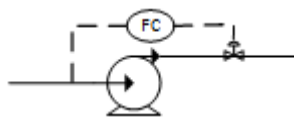
Gambar 8.4. Intrumentasi pada Kolom *Splitting*

5. *Belt Conveyor* dan *Belt Elevator*



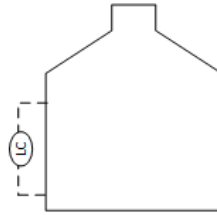
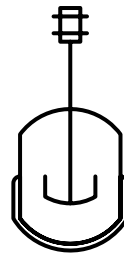
Gambar 8.5. Intrumentasi pada *Belt Conveyor* dan *Belt Elevator*

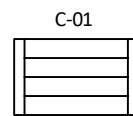
6. Pompa



Gambar 8.6. Intrumentasi pada Pompa

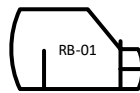
7. Tangki

**Gambar 8.7.** Intrumentasi pada Tangki8. *Mixer Tank***Gambar 8.8.** Intrumentasi pada *Mixer Tank*9. *Chiller***Gambar 8.9.** Intrumentasi pada *Chiller*10. *Acumulator***Gambar 8.10.** Intrumentasi pada *Acumulator*11. *Total Condensor*



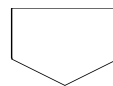
Gambar 8.11. Intrumentasi pada Total *Condensor*

12. *Reboiler*



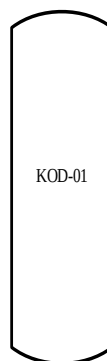
Gambar 8.12. Intrumentasi pada *Reboiler*

13. *Cristalizer*



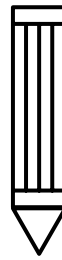
Gambar 8.13. Intrumentasi pada Total *Condensor*

14. *Knock Out Drum*

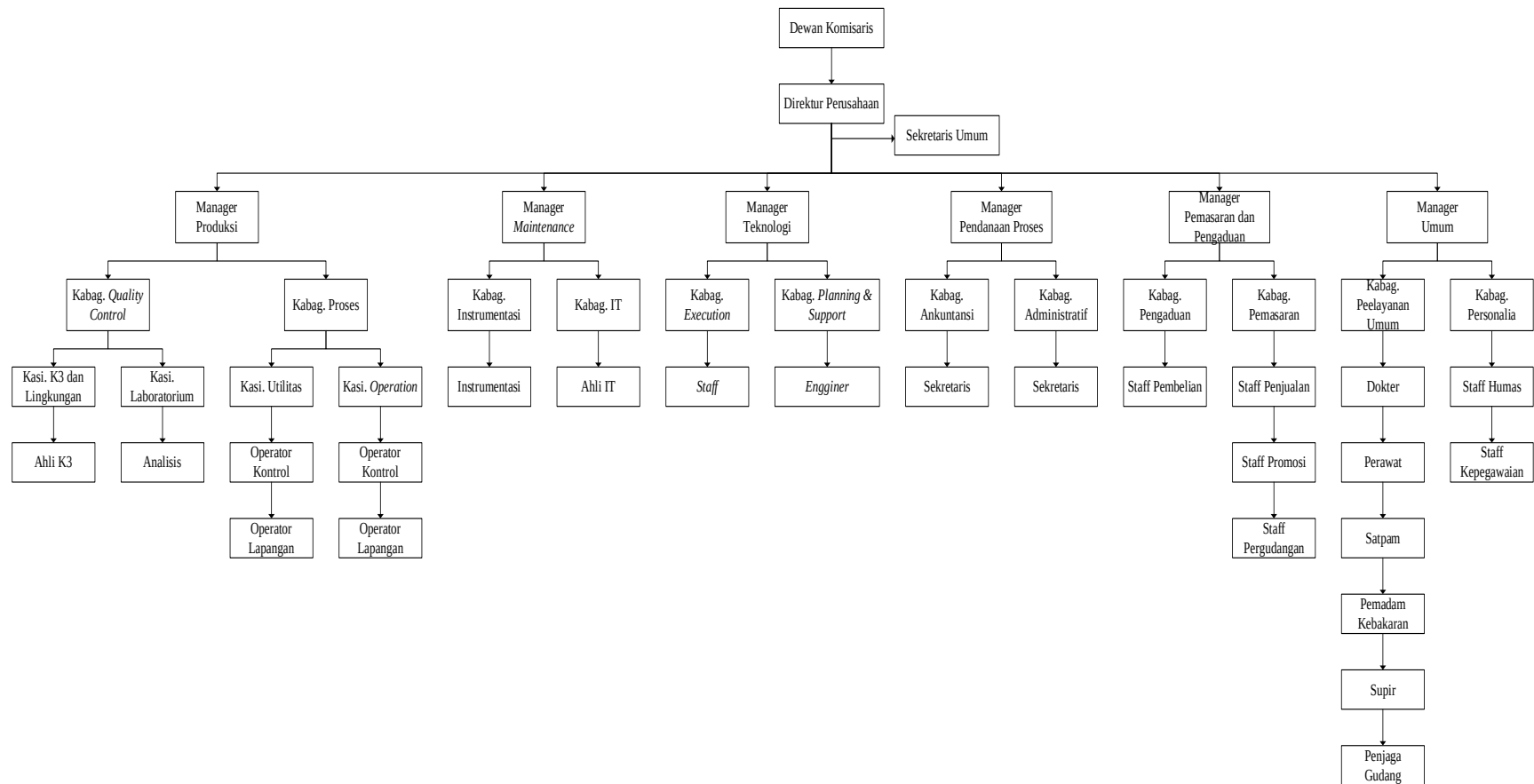


Gambar 8.14. Intrumentasi pada *Knock Out Drum*

15. Niagara *Filter*



Gambar 8.15. Intrumentasi pada Total *Condensor*



Gambar 8.1. Struktur Organisasi Perusahaan

BAB IX

PENGOLAHAN LIMBAH

Pada proses didalam pabrik, terdapat zat-zat sisa yang tidak dapat digunakan, atau sering disebut limbah. Limbah terdiri dari 3 jenis, yaitu limbah padat, limbah cair, dan limbah gas. Limbah terdiri dari limbah padat, limbah cair dan limbah gas. Pembuangan limbah menjadi perhatian serius, yang terutama mengenai dampak dari limbah ke lingkungan serta terhadap kesehatan. Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam pengolahan limbah yaitu metode penanganan limbah yang tepat dan efisien sehingga tidak mencemari lingkungan,

Pada pabrik asam stearat, terdapat instalasi pengolahan limbah dengan dipasangnya Instalasi pengolahan air limbah (IPAL). IPAL terdiri dari IPAL komunal dan IPAL domestik. Pengolahan air limbah domestik pabrik asam stearat dengan sistem biofilter anaerob-aerob didesain berdasarkan kapasitas buangan limbah cair oleh karyawan pabrik sebanyak 170 orang dimana mengkonsumsi air 120 liter/orang/hari.

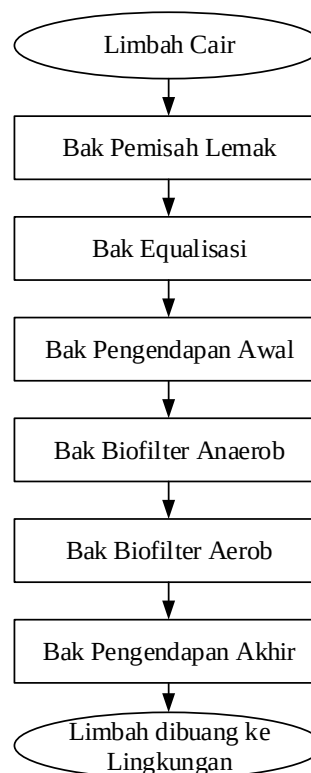
9.1. Limbah Cair

Berdasarkan Peraturan Menteri Negara Lingkungan Hidup Nomor 5 Tahun 2014, baku mutu untuk air limbah adalah sebagai berikut.

Tabel 9.1. Baku Mutu Air Limbah

Parameter	Satuan	Kadar Maksimum
pH	-	6-9
BOD	mg/L	100
COD	mg/L	200
TSS	mg/L	150
Minyak dan Lemak	mg/L	15
Fenol	mg/L	1
Cr	mg/L	1
Cu	mg/L	3
Zn	mg/L	10
Ni	mg/L	0,5

(Sumber : PMLH, 2014)

**Gambar 9.1.** Diagram Alir Pengolahan Limbah Cair.

9.1.1 Limbah Cair Domestik dan Proses

Limbah cair domestik berasal dari buangan limbah cair oleh karyawan pabrik sebanyak 262 orang, dimana diperhitungkan mengkonsumsi air sebanyak 120 liter/orang/hari dan limbah yang dihasilkan 80% dari air yang dikonsumsi. Berikut kapasitas IPAL yang direncanakan pada pabrik Asam stearat.

$$\begin{aligned}
 \text{Limbah Cair Domestik} &= 262 \text{ orang} \times 120 \text{ liter/orang /hari} \times 0,8 \\
 &= 25.152,0000 \text{ liter/hari} \\
 &= 25,1520 \text{ m}^3 \text{ /hari}
 \end{aligned}$$

Limbah proses yang dihasilkan pada pabrik ini terdapat dari beberapa hasil keluaran alat proses, yaitu sebagai berikut.

Tabel 9.2. Jumlah Limbah Cair Proses

Nama Alat	Kandungan	Jumlah kg/j
Niaga Filter	asam arikidonat(C ₂₀ H ₃₂ O ₂)	660,43813
	C ₁₀ H ₂₁ NO ₈ P+	33,0219065
	C ₄₀ H ₅₆	110,0730217
	Ca	36,69100722
	Mg	36,69100722
	Fe	36,69100722
	H ₃ PO ₄	14,7497849
	SiO ₂	168,0983162
	Al ₂ O ₃	54,13965346
	Fe ₂ O ₃	15,20687325
	MgO	14,43724092
	CaO	13,50837432
Spliting	H ₂ O	8235,807985
	FFA	24,5946279
	Gliserol	220,5035605
KD2	C ₁₂ H ₂₆	34,42601004
	C ₁₄ H ₃₀	175,6762328

KD 3	C16H34	7,561536521
	H2O	1392,662568
	C14H28O2	2,019755501
	C16H32O2	52,90894122
	C18H36O2	10,62476769
	C20H40O2	0,408500859
	C16H34	7,553974984
	C20H42	724,2215362
	Trigliserida	138,776292
Total		12.221,4926

$$\text{Limbah Cair Proses} = \frac{12.221,4926 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 24 \text{ jam}}{1000 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 293.3158 \text{ m}^3/\text{hari}$$

Limbah cair domestik dan limbah proses pengolahannya digabungkan. Karena tidak adanya kandungan berbahaya dari limbah tersebut. Selain itu, kandungan bahan kimia pada limbah hasil proses juga sangat sedikit. Kapasitas IPAL yang direncanakan pada pabrik asam stearat adalah sebagai berikut.

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas Pengolahan} &= 25,1520 \text{ m}^3/\text{hari} + 293.3158 \text{ m}^3/\text{hari} \\ &= 318,4678 \text{ m}^3/\text{hari} \end{aligned}$$

BOD air limbah rata-rata : 300 mg/liter

Konsentrasi SS : 300 mg/liter

Total efisiensi pengolahan : 85-90 %

BOD air olahan : 30 mg/l

SS air olahan : 30 mg/l

a. Desain Bak Pemisah Lemak/Minyak

Bak pemisah lemak/minyak (grease removal) yang direncanakan adalah dengan aliran gravitasi sederhana. Bak ini dilengkapi dengan bar screen pada bagian inletnya.

Kapasitas Pengolahan : 318,4678 m³/hari

Kriteria perencanaan : *Retention time* = ± 30 menit (Said, 2006)

$$\begin{aligned}\text{Volume bak yang diperlukan} &= \frac{30}{60 \times 24} \text{ hari} \times 318,4678 \text{ m}^3/\text{hari} \\ &= 6,6347 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Dimensi Bak direncanakan :

Panjang : 1 m

Lebar : 1,2 m

Tinggi : 6 m

Ruang bebas (*Free board*) : 0,5 m

Volume efektif : 7,2 m³

Konstruksi : Beton K300

Tebal dinding : 20 cm

b. Desain Bak Equalisasi

Waktu tinggal di dalam bak (HRT) = 2 - 8 jam (Said, 2006)

Ditetapkan: waktu tinggal (td) limbah di dalam bak equalisasi, 2 jam

$$\text{Volume bak diperlukan} = \frac{2}{24} \text{ hari} \times 318,4678 \frac{\text{m}^3}{\text{hari}} = 26,5390 \text{ m}^3/\text{hari}$$

Dimensi Bak direncanakan :

Panjang	: 2,3 m
Lebar	: 2 m
Tinggi	: 6 m
Ruang bebas (<i>Free board</i>)	: 0,5 m
Volume efektif	: 27,6 m ³
Konstruksi	: Beton K275
Tebal dinding	: 20 cm

c. Desain Bak Pengendapan Awal

Debit Air Limbah	: 318,4678 m ³ /hari
BOD masuk	: 300 mg/liter
Efisiensi	: 25 %
BOD keluar	: 225 mg/liter

Waktu tinggal di dalam bak (HRT) = 2 - 8 jam (Said, 2006)

Ditetapkan : waktu tinggal (td) limbah di dalam bak equalisasi, 2 jam

$$\text{Voluma bak diperlukan} = \frac{2}{24} \text{ hari} \times 318,4678 \frac{\text{m}^3}{\text{hari}} = 26,5390 \frac{\text{m}^3}{\text{hari}}$$

Dimensi Bak direncanakan :

Panjang	: 2,3 m
Lebar	: 2 m
Tinggi	: 6 m
Ruang bebas (<i>Free board</i>)	: 0,5 m
Volume efektif	: 27,6 m ³
Konsteuksi	: Beton K275

Tebal dinding : 20 cm

d. Bak Biofilter Anaerob

Debit air limbah : 318,4678 m³/hari

BOD masuk : 225 mg/liter

Efisiensi : 80 %

BOD keluar : 75 mg/liter

Untuk pengolahan air dengan proses biofilter standar beban BOD per volume media 0,4-4,7 Kg BOD/m³ hari (Said, 2006). Ditetapkan beban BOD yang digunakan = 3 Kg BOD/m³.hari.

$$\begin{aligned}\text{Beban BOD di dalam air limbah} &= 318,4678 \text{ m}^3/\text{hari} \times 225 \text{ g/m}^3 \\ &= 71.655,2601 \text{ g/hari} \\ &= 71,6553 \text{ kg/hari.}\end{aligned}$$

$$\text{Volume media yang diperlukan} = \frac{71,6553 \text{ kg/hari}}{3 \text{ kgBOD/m}^3 \cdot \text{hari}} = 23,8851 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume media} = 40 \% \text{ dari total volume reaktor}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume reaktor diperlukan} &= \frac{100}{40} \times 23,8851 \text{ m}^3 \\ &= 59,7127 \text{ m}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Waktu tinggal di dalam reaktor anaerob} &= \frac{59,7127 \text{ m}^3}{318,4678 \frac{\text{m}^3}{\text{hari}}} \\ &= 4,5 \text{ jam}\end{aligned}$$

Dimensi Bak direncanakan :

Panjang : 5 m

Lebar : 2 m

Tinggi : 6 m

Ruang bebas (*Free board*) : 0,5 m

Volume efektif : 60 m³

Konstruksi : Beton K275

Tebal dinding : 20 cm

Dilakukan pengecekan pada waktu tinggal :

$$td \text{ (jam)} = \frac{\text{Volume efektif (m}^3\text{)}}{\text{Debit (m}^3\text{/hari)}}$$

$$td = \frac{60 \text{ m}^3}{318,4678 \text{ m}^3\text{/hari}} = 0,18840 \text{ hari}$$

Jadi, waktu tinggal (td) di dalam bak = 4,5216 jam

$$\text{Beban BOD per volume media} = \frac{23,381 \text{ kg BOD/hari}}{(5 \times 2 \times 6) \text{ m}^3} = 0,4 \text{ kg BOD/m}^3 \cdot \text{hari}$$

Standar *high rate trickling filter* : 0,4 – 4,7 Kg BOD/m³.hari (Ebie Kunio, 1995)

e. Bak Biofilter Aerob

Debit air limbah : 318,4678 m³/hari

BOD masuk : 75 mg/liter

Efisiensi : 50 %

BOD keluar : 30 mg/liter

$$\text{Beban BOD di dalam air limbah} = 318,4678 \text{ m}^3\text{/hari} \times 75 \text{ g/m}^3$$

$$= 23.885,0867 \text{ g/hari}$$

$$= 23,8851 \text{ kg/hari}$$

$$\text{Jumlah BOD dihilangkan} = \frac{50}{100} \times 23,8851 \frac{\text{kg}}{\text{hari}} = 11,9425 \text{ kg/hari}$$

Beban BOD per volume media yang digunakan = 0,4 kg/m³.hari

$$\text{Volume media yang diperlukan} = \frac{11,9425 \text{ kg/hari}}{0,4 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{hari}} = 29,8564 \text{ m}^3$$

Volume media = 50% dari total volume reaktor.

$$\text{Volume reaktor yang diperlukan} = \frac{100}{50} \times 29,8564 \text{ m}^3 = 59,7127 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Waktu tinggal di dalam reaktor aerob} &= \frac{59,7127 \text{ m}^3}{318,4678 \text{ m}^3/\text{hari}} \times 24 \text{ jam/hari} \\ &= 4,5 \text{ jam} \end{aligned}$$

Biofilter aerob terdiri dari dua ruangan yaitu ruang aerasi dan ruang *bed media*. Dimensi reaktor biofilter aerob direncanakan terdiri dari:

Panjang : 4 m

Lebar : 2,5 m

Kedalaman air efektif : 6 m

Tinggi Ruang bebas : 0,5 m

Volume efektif : 60 m³

Kebutuhan oksigen di dalam reaktor biofilter aerob sebanding dengan jumlah BOD yang dihilangkan. Jadi, kebutuhan teoritis = jumlah BOD yang dihilangkan yaitu 3 Kg/hari. Faktor keamanan di tetapkan $\pm 1,4$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan oksigen teoritis} &= 1,4 \times 11,9425 \text{ Kg/hari} \\ &= 16,7196 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

Temperatur udara rata-rata = 28 °C

Berat udara pada suhu 28 °C = 1,1725 kg/m³

Diasumsikan jumlah oksigen di dalam udara 23.2%

Sehingga, jumlah kebutuhan oksigen teoritis

$$= \frac{16,7196 \text{ kg /hari}}{1.1725 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 0.232 \text{ g O}_2 / \text{g Udara}} = 61,4645 \text{ m}^3/\text{hari}$$

Efisiensi difuser = 5%

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan Udara Aktual} &= \frac{61,4645 \text{ m}^3/\text{hari}}{0.05} \\
 &= 1.229,2891 \text{ m}^3/\text{hari} \\
 &= 1.229,2891 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} = 0,8537 \frac{\text{m}^3}{\text{menit}} \\
 &= 853,6730 \text{ liter/menit}
 \end{aligned}$$

Blower Udara Yang Diperlukan:

Tipe : HILBLOW 200

Kapasitas Blower : 96,5 liter/menit

Head : 2500 mm – aqua

Jumlah : 3 Unit

Pipa outlet : $\frac{3}{4}$ in

Tipe Diffuser : *fine bubble diffuser*

Jika kapasitas blower adalah $0,7 \text{ m}^3/\text{menit} \times 3 \text{ unit} = 2.1 \text{ m}^3/\text{menit}$. Maka,

$$\text{jumlah diffuser yang diperlukan} = \frac{8.53,6730 \text{ liter/menit}}{2100 \text{ liter/ menit}} = 4 \text{ buah.}$$

f. Bak Pengendapan Akhir

Kapasitas Pengolahan : $318,4678 \text{ m}^3/\text{hari}$

BOD masuk : 75 mg/liter

BOD keluar : 30 mg/liter

Waktu tinggal di dalam bak (HRT) = 2-5 jam (Rita, 2017)

Ditetapkan : waktu tinggal (td) limbah di dalam bak equalisasi, 5 jam

$$\text{Volume bak yang diperlukan} = \frac{5}{24} \text{ hari} \times 318,4678 \frac{\text{m}^3}{\text{hari}} = 66,3475 \text{ m}^3$$

Dimensi Bak direncanakan

Panjang : 4 m

Lebar : 3 m

Kedalaman air efektif : 6 m

Ruang bebas (*Free board*) : 0.5 m

Volume efektif : 72 m³

Tebal dinding : 20 cm

Digunakan pengecekan pada waktu tinggal:

$$td \text{ (jam)} = \frac{\text{Volume efektif (m}^3\text{)}}{\text{Debit (m}^3\text{/hari)}}$$

$$td = \frac{72 \text{ m}^3}{318,4678 \text{ m}^3\text{/hari}} = 0.226082 \text{ hari}$$

jadi, waktu tinggal (td) di dalam bak = 5,42597 jam

$$\text{Beban permukaan (surface loading)} = \frac{\text{Debit (m}^3\text{)}}{\text{panjang} \times \text{lebar}}$$

$$= \frac{318,4678 \text{ m}^3\text{/hari}}{4 \text{ m} \times 3 \text{ m}} = 26,5390 \text{ m}^3\text{/m}^2\text{hari}$$

9.2. Limbah Cair Komunal

Debit rata-rata air limbah dapat dihitung dengan menggunakan rumus :

$$Q \text{ rata-rata air limbah} = (70 - 80)\% \times Q \text{ air minum} \quad (\text{Martin dkk, 2015})$$

$$Q \text{ air minum} = 60-80 \text{ liter/ orang/ hari}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ rata-rata air limbah} &= 70 \% \times 70 \text{ liter/orang/ hari} \\ &= 49 \text{ liter/orang/ hari} \end{aligned}$$

Debit puncak (Q peak) menggunakan rumus:

$$\begin{aligned} Q \text{ air limbah} &= 1,8 \times Q \text{ rata-rata air limbah} \\ &= 1,8 \times 49 \text{ liter/ orang/ hari} \\ &= 88,2 \text{ liter/ orang/ hari} \end{aligned}$$

Untuk menghitung debit minimum air limbah (Q min) air limbah dapat menggunakan rumus :

$$\begin{aligned} Q \text{ min air limbah} &= 0,5 \times Q \text{ rata-rata air limbah} \\ &= 0,5 \times 49 \text{ liter/ orang/ hari} \\ &= 24,5 \text{ liter/orang/ hari} \end{aligned}$$

9.2.1. Sistem Jaringan Pemipaan

A. Pipa dari kloset (*black water*)

$$\text{Diameter pipa minimal} = 75 \text{ mm}$$

$$\text{Bahan} = \text{PVC}$$

$$\text{Asbes} = \text{Semen}$$

$$\text{Kemiringan pipa} = 1 - 3\%$$

B. Pipa untuk pengaliran air limbah non tinja (*grey water*)

$$\text{Diameter pipa minimal} = 50 \text{ mm}$$

$$\text{Bahan} = \text{PVC}$$

Asbes = Semen

Kemiringan = 0,5 -1 %

Khusus air limbah dari dapur harus dilengkapi dengan unit perangkap lemak (*grease trap*).

9.2.2. Perencanaan Teknis IPAL komunal

Kapasitas IPAL yang direncanakan yaitu:

Kapasitas IPAL = $Q_{\text{peak}} \times P_n$

Dimana :

Q_{peak} = debit puncak

P_n = jumlah penduduk tahun rencana

Jadi,

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas IPAL} &= Q_{\text{peak}} \times P_n \\ &= 88,2 \text{ liter/orang/hari} \times 262 \text{ orang} \\ &= 23.108,4 \text{ liter/orang/ hari} \end{aligned}$$

Desain bak pemisahan lemak/ minyak:

$$\text{Volume} = \frac{\text{retention time}}{6 \times 24} \times \text{kapasitas pengolahan}$$

Dimana, *Retention time* = ± 30 menit

$$\begin{aligned} \text{Volume} &= \frac{30 \text{ menit}}{6 \times 24} \times 23.108,4 \text{ liter/ orang/ hari} \\ &= 4.814,25 \text{ liter} \end{aligned}$$

Desain bak ekualisasi:

$$\text{Volume yang diperkirakan} = \frac{HRT}{24} \times \text{Kapasitas pengolahan}$$

Dimana, HRT = waktu tinggal dalam bak (4-8) jam

$$\text{Volume yang diperkirakan} = \frac{HRT}{24} \times \text{Kapasitas pengolahan}$$

$$= \frac{4 \text{ jam}}{24} \times 23.108,4 \text{ liter/orang/hari}$$

$$= 3.851,4000 \text{ liter}$$

Bak Pengendap Akhir :

Bak pengendapan akhir terbuat dari pasangan batu dilengkapi lubang kontrol, berbentuk bak persegi panjang dengan pipa inlet dan outlet secara gravitasi. Bak ini berfungsi sebagai pengendap akhir sesuai kebutuhan dan air limpasan masuk ke bak

Gambar 9.1. Bak Limbah Tampak Atas.

BAB X

ANALISIS EKONOMI

Analisa ekonomi dilakukan untuk mendapatkan gambaran mengenai kelayakan pendirian pabrik pembuatan Asam Stearat dari segi ekonomi. Parameter yang diambil dalam menentukan layak atau tidaknya pendirian pabrik pembuatan Asam Stearat adalah:.

1. Keuntungan (*Probabilitas*)
2. Lama Waktu Pengembalian Modal
3. Total Modal Akhir
4. Laju Pengembalian Modal
5. *Break Even Point* (BEP)

Analisis dari faktor-faktor diatas, perlu diadakan analisis terhadap beberapa faktor, yaitu:

1. Modal Investasi (*Total Capital Investment*), terdiri dari:
 - a. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*)
 - b. Modal Kerja (*Working Capital*)
2. Biaya Produksi (*Total Production Cost*), terdiri dari:
 - a. Biaya Operasi (*Total Manufacturing Cost*)
 - b. Belanja Umum (*General Expenses*).

3. Total Pendapatan atau Analisis Kelayakan, meliputi:

- a. *Return of Investment*
- b. *Pay Out Time*
- c. *Break Even Point*
- d. *Shut Down Point*
- e. *Discounted Cash Flow*

Perhitungan modal investasi dan biaya produksi di atas terlampir pada lampiran D.

10.1. Keuntungan (Profitabilitas)

Keuntungan merupakan selisih antara penjualan (SP) dengan modal (TPC). Perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun didapat dengan menghitung *Annual Cash Flow* (ACF). *Annual Cash Flow* adalah uang tunai yang diperoleh setiap tahun yang didapat dari keuntungan setelah dipotong pajak (NPAT) ditambah *depreciation*. Kriteria kelayakan pendirian pabrik adalah persen ACF terhadap TCI yang didapat lebih besar dari bunga bank. Berikut ini perhitungan *Annual Cash Flow* (ACF).

Produksi Asam Stearat	= 70.000 ton/tahun
	= 70.000.000 kg/tahun
Harga jual Asam Stearat	US \$ 4.3555 /kg
Harga jual Heksadekana	US \$ 2,5346 /kg
Hasil penjualan produk per tahun	US \$ 1.682.041.546,1487
<i>Total Production Cost</i> (TPC)	US \$ 1.651.213.642,5096
<i>Net Profit Before Tax</i> (NPBT)	US \$ 30.827.903,6391

<i>Income Tax</i> (35% NPBT)	US \$ 10.789.766,2737	—
<i>Net Profit After Tax</i> (NPAT)	US \$ 20.038,137.3654	
<i>Depreciation</i>	US \$ 3.239.509,8650	—
<i>Annual Cash Flow</i> (ACF)	US \$ 23.277.647,2304	

Uang tunai yang diperoleh setiap tahun (ACF) adalah sebesar US \$ 23.277.647,2304. Kelayakan keuntungan yang didapat setiap tahun dapat diketahui dari perbandingan %ACF terhadap TCI.

$$\begin{aligned}
 \% \text{ ACF terhadap TCI} &= \frac{\text{ACF}}{\text{TCI}} \times 100\% \\
 &= \frac{23.277.647,2304}{44.543.260,6436} \times 100\% \\
 &= 52,26 \%
 \end{aligned}$$

Karena %ACF terhadap TCI (52,26 %) lebih besar dari bunga bank (14 %), maka dari segi keuntungan, pabrik asam stearat ini layak didirikan.

10.2. Lama Waktu Pengembalian Modal

Lama waktu pengembalian modal dapat dilihat dari:

1. Lama Pengembalian Modal TCI
2. *Pay Out Time* (POT)

10.2.1. Lama Pengembalian Modal TCI

Total Capital Investment (TCI) adalah modal berupa uang yang diperlukan untuk mendirikan pabrik. Suatu pabrik dinyatakan layak berdiri jika modal TCI sudah dapat kembali sebelum mencapai setengah *service life* pabrik. Modal TCI

dikembalikan dari ACF. Lama pengembalian modal TCI dapat dihitung dengan cara berikut:

$$\text{Total Capital Investment (TCI)} = \text{US\$ } 44.543.260,6436$$

$$\text{Annual Cash Flow (ACF)} = \text{US\$ } 23.277.647,2304$$

$$\text{Bunga Modal (Bank BRI)} = 14 \%$$

Tabel 10.1. Angsuran Pengembalian Modal TCI

TAHU N KE-	PINJAMAN	BUNGA	TOTAL HUTANG	ANGSURAN	SISA HUTANG
0	33.407.445,4827	0,0000	33.407.445,4827	0,0000	33.407.445,4827
1	33.407.445,4827	8.351.861,3707	41.759.306,8534	13.537.948,3611	28.221.358,4923
2	28.221.358,4923	7.055.339,6231	35.276.698,1154	13.537.948,3611	21.738.749,7543
3	21.738.749,7543	5.434.687,4386	27.173.437,1929	13.537.948,3611	13.635.488,8318
4	13.635.488,8318	3.408.872,2080	17.044.361,0398	13.537.948,3611	3.506.412,6787
Total		20.841.888,4323	154.661.248,6840	54.151.793,4443	100.509.455,2398

Dari tabel di atas dapat dihitung lama pengangsuran modal TCI:

$$\begin{aligned}
 \text{Total Capital Investment} &= \frac{\text{FCI}}{1-20\%} \\
 &= \frac{35.634.608,5149}{1-0,2} \\
 &= \text{US\$ } 44.543.260,6436
 \end{aligned}$$

Modal awal yang dibutuhkan dalam pendirian pabrik asam stearat sebesar US\$ 44.543.260,6436.

10.2.2. Pay Out Time (POT)

Pay Out Time (POT) adalah lama pengembalian modal FCI dan bunga TCI. Suatu pabrik layak didirikan apabila nilai POT kurang dari setengah umur pabrik. Lama pengembalian modal dapat ditentukan dengan persamaan:

$$\text{POT} = \frac{\text{FCI} + \text{bunga TCI}}{\text{ACF}}$$

dengan:

$$\begin{aligned}
 \text{FCI (Fixed Capital Investment)} &= \text{US \$ 35.634.608,5149} \\
 \text{Total bunga TCI} &= \text{US \$ 65.385.149,0759} \\
 \text{ACF (Annual Cash Flow)} &= \text{US \$ 23.277.647,2304} \\
 \text{POT (Pay Out Time)} &= \frac{\text{FCI} + \text{bunga TCI}}{\text{ACF}} \\
 &= \frac{35.634.608,5149 + 65.385.149,0759}{23.277.647,2304} \\
 &= 4,340 \text{ tahun}
 \end{aligned}$$

Karena POT (4,340 tahun) kurang dari setengah umur pabrik, maka pabrik ini layak untuk didirikan.

10.3. Total Modal Akhir

Total modal akhir adalah uang tunai yang ada hingga akhir umur pabrik. Total modal akhir haruslah bernilai positif. Total modal akhir dapat dinyatakan dalam dua cara, yaitu:

1. *Net Profit Over Total Life of The Project* (NPOTLP)
2. *Total Capital Sink* (TCS)

10.3.1. Net Profit Over Total Life of The Project (NPOTLP)

Net Profit Over Total Life of The Project (NPOTLP) merupakan total keuntungan yang diperoleh dalam bentuk uang tunai selama umur pabrik ditambah *Capital Recovery* (CR). Kriteria kelayakan NPOTLP adalah apabila nilai NPOTLP lebih besar dari TCI ditambah bunga TCI. Nilai NPOTLP dapat ditentukan dengan persamaan berikut:

$$\text{NPOTLP} = \text{CCP} + \text{CR}$$

Keterangan:

CCP = *Cummulative Cash Position*

CR = *Capital Recovery*

a. *Cummulative Cash Position*

Cummulative Cash Position (CCP) merupakan total *Annual Cash Flow* (ACF) selama umur pabrik setelah dipotong *Total Capital Investment* (TCI). Harga CCP ini ditentukan dengan persamaan:

$$CCP = n \cdot ACF - TCI$$

Keterangan :

n (umur pabrik) = 11 tahun

ACF (*Annual Cash Flow*) = US \$ 23.277.647,2304

TCI (*Total Capital Investment*) = US \$ 44.543.260,6436

$$\begin{aligned} CCP &= (10 \times \text{US } \$ 23.277.647,2304) - \text{US } \$ 44.543.260,6436 \\ &= \text{US } \$ 211.510.858,8908 \end{aligned}$$

b. *Capital Recovery*

Capital Recovery (CR) adalah modal yang ada pada akhir umur pabrik. *Capital Recovery* terdiri dari *Working Capital* (WC), *Salvage Value* (SV) dan *Land* (L). Harga CR dapat ditentukan dengan persamaan:

$$CR = WC + SV + L$$

Keterangan:

WC (*Working Capital*) = US \$ 8.908.652,1287

SV (*Salvage Value*) = US \$ 0,0000

L (*Land*) = US \$ 335.149,2162

$$\begin{aligned} CR &= \text{US } \$ 8.908.652,1287 + \text{US } \$ 0,0000 + \text{US } \$ 335.149,2162 \\ &= \text{US } \$ 9.243.801,3449 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{NPOTLP} &= \text{CCP} + \text{CR} \\
 &= \text{US \$ } 211.510.858,8908 + \text{US \$ } 9.243.801,3449 \\
 &= \text{US \$ } 220.754.660,2356
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{TCI} + \text{bunga} &= \text{US \$ } 44.543.260,6436 + \text{US \$ } 20.841.888,4323 \quad (\text{Tabel 10.1.}) \\
 &= \text{US \$ } 65.385.149,0759
 \end{aligned}$$

Dari perhitungan di atas, harga NPOTLP yang didapat sebesar US \$ 220.754.660,2356, karena nilai tersebut lebih besar dari TCI ditambah bunga TCI, yaitu US \$ 65.385.149,0759, maka pabrik ini layak didirikan.

10.3.2. Total Capital Sink (TCS)

Total Capital Sink (TCS) merupakan *Annual Cash Flow* (ACF) selama umur pabrik setelah dipotong angsuran pengembalian modal *Total Capital Investment* (TCI). Kriteria kelayakan TCS adalah jika nilai TCS lebih besar dari TCI. *Total Capital Sink* (TCS) dapat ditentukan dengan cara sebagai berikut:

$$\text{TCS} = n \cdot \text{ACF} - \Sigma \text{Angsuran TCI}$$

Keterangan:

$$n \text{ (umur pabrik)} = 11 \text{ tahun}$$

$$\text{ACF (Annual Cash Flow)} = \text{US \$ } 23.277.647,2304$$

$$\Sigma \text{Angsuran TCI} = \text{US \$ } 54.151.793,4443$$

$$\begin{aligned}
 \text{TCS} &= n \cdot \text{ACF} - \Sigma \text{Angsuran TCI} \\
 &= (11 \times \text{US \$ } 23.277.647,2304 - \text{US \$ } 54.151.793,4443) \\
 &= \text{US \$ } 201.902.326,0901
 \end{aligned}$$

Nilai TCS yang didapat sebesar US \$ 201.902.326,0901. Nilai ini lebih besar dari TCI, yaitu US \$ 44.543.260,6436. Karena TCS lebih besar dari TCI, pabrik ini layak didirikan.

10.4. Laju Pengembalian Modal

Laju pengembalian modal dapat dinyatakan dengan:

- a. *Rate of Return on Investment (ROI)*
- b. *Rate of Return based on Discounted Cash Flow (DCF).*

Kriteria pabrik layak berdiri adalah apabila persentase ROI ataupun DCF. lebih besar dari bunga bank.

10.4.1. Rate of Return on Investment (ROI)

Rate of Return on Investment (ROI) dapat ditentukan dengan persamaan:

$$ROI = \frac{\text{Net Profit After Tax}}{\text{TCI}} \times 100\%$$

Dengan:

Net Profit After Tax = US \$ 20.038.137,3654

TCI = US \$ 44.543.260,6436

$$ROI = \frac{20.038.137,3654}{44.543.260,6436} \times 100\%$$

$$= 44,9858 \%$$

Nilai *Rate of Return on Investment (ROI)* yang diperoleh adalah 44,9858 %. Nilai ini lebih besar dari bunga bank. Karena ROI lebih besar dari bunga bank maka pabrik ini layak didirikan.

10.4.2. Rate of Return based on Discounted Cash Flow (DCF)

Rate of Return based on Discounted Cash Flow (DCF) merupakan nilai bunga sedemikian rupa, sehingga *Total Capital Investment (TCI)* memberikan *Annual Cash Flow (ACF)* setiap tahun selama umur pabrik ditambah *Working Capital (WC)* dan *Salvage Value (SV)* di akhir umur pabrik, atau DCF-ROR merupakan nilai bunga sedemikian rupa, sehingga nilai sekarang dari ACF selama umur pabrik ditambah nilai sekarang dari WC dan SV pada akhir umur pabrik sama dengan nilai TCI. Kriteria suatu pabrik layak didirikan adalah apabila DCF-ROR lebih besar dari bunga bank. *Discounted Cash Flow Rate of Return (i)* dihitung dengan persamaan:

$$TCI = ACF \left[\frac{1}{(1+i)^1} + \frac{1}{(1+i)^2} + \dots + \frac{1}{(1+i)^n} \right] + \frac{WC + V_s}{(1+i)^n}$$

Keterangan :

TCI (*Total Capital Investment*) = US \$ 44.543.260,6436

ACF (*Annual Cash Flow*) = US \$ 23.277.647,2304

WC (*Working Capital*) = US \$ 8.908.652,1287

SV (*Salvage Value*) = US \$ 0,0000

n (*Service Life*) = 11 tahun

i = *Discounted Cash Flow Rate of Return*

Dari hasil *trial and error*, didapatkan nilai *Discounted Cash Flow Rate of Return (i)* sebesar 55,24 %. Pabrik ini layak didirikan karena nilai *Discounted Cash Flow Rate of Return (DCF-ROR)* lebih besar dari bunga bank.

10.5. Break Even Point (BEP)

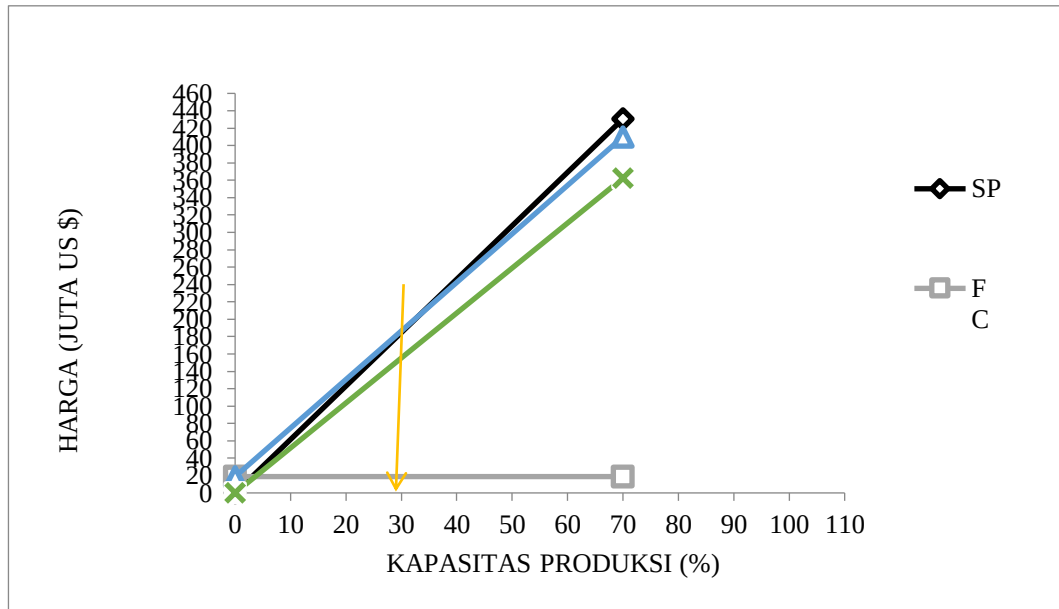
Break Even Point (BEP) menunjukkan persentase kapasitas produksi yang harus dicapai agar seluruh modal Total Production Cost (TPC) kembalinoleh Selling Price (SP) atau dengan kata lain BEP menunjukkan persentase kapasitas produksisaat nilai SP sama dengan TPC. Pabrik layak didirikan apabila BEP tidak terlalu besar atau tidak terlalu kecil. Nilai BEP yang masih wajar adalah 20% sampai dengan 40%. Break Even Point (BEP) dapat ditentukan juga secara grafis maupun matematis. Langkah–langkah penentuan Break Even Point (BEP) secara grafis adalah sebagai berikut:

- a. Menggambar grafik *Fixed Cost* (FC) sebagai fungsi dari % kapasitas produksi.

Menggambar grafik *Variable Cost* (VC) sebagai fungsi dari % kapasitas produksi.

- c. Menggambar grafik *Total Production Cost* (TPC) dengan $TPC = FC + VC$ sebagai fungsi dari % kapasitas produksi.
- d. Menggambar grafik *Selling Price* (SP) sebagai fungsi dari % kapasitas produksi.
- e. Perpotongan dari grafik TPC dan SP akan memberikan nilai BEP.

Secara grafis, nilai *Break Even Point* (BEP) yang diperoleh ditunjukkan pada gambar 10.1.



Gambar 10.1. *Break Even Point*

Nilai BEP secara matematis dapat dihitung dengan menggunakan persamaan:

$$\text{BEP} = \frac{\text{Fixed Cost}}{\text{Selling Price} - \text{Variable Cost}} \times 100\%$$

dengan:

$$\text{Fixed Charge} = \text{US \$ } 9.799.517,3416$$

$$\text{Plant Overhead Cost} = \text{US \$ } 3.570.944,3416$$

$$\text{General Expenses} = \text{US \$ } 413.568.613,0968$$

$$\text{Fixed Cost} = \text{Fixed Charge} + \text{Plant Overhead Cost} + \text{General Expenses}$$

$$= \text{US \$ } 426.939.075,2955$$

$$\text{Selling Price} = \text{Total Income}$$

$$= \text{US \$ } 1.682.041.546,1487$$

$$\text{Variable Cost} = \text{Direct Production Cost}$$

$$= \text{US \$ } 1.277.889.512,0712$$

$$\text{BEP} = \frac{\text{Fixed Cost}}{\text{Selling Price} - \text{Variable Cost}} \times 100\%$$

$$= \frac{\text{US \$ 426.939.075,2955}}{\text{US \$ 1.682.041.546,1487} - \text{US \$ 1.277.889.512,0712}} \times 100\%$$

$$= 43,2746 \%$$

Dari perhitungan *Break Even Point* (BEP) didapat nilai BEP 43,2746 %.

Karena nilai BEP berada pada *range* 40% -

60% atau maka pabrik ini layak didirikan Berdasarkan (Kusnarjo, 2010).

Tabel 10.2. Kesimpulan Analisis Ekonomi

No.	Parameter	Hasil perhitungan	Syarat kelayakan	Kesimpulan
1.	<i>Annual Cash Flow</i> (ACF)	US \$ 23.277.647,2304 52,26%	Lebih besar dari bunga bank (>14 %)	Layak didirikan
2.	<i>Pay Out Time</i> POT)	4,340 tahun	Kurang dari setengah umur pabrik (11 tahun)	Layak didirikan
3.	<i>Net Profit Over Total Lifetime of The Project</i> (NPOTLP)	US \$ 220.754.660,2356	Lebih besar dari TCI + total bunga pinjaman (>US \$ 65.385.149,0759)	Layak didirikan
4.	<i>Total Capital Sink</i> (TCS)	US \$ 201.902.326,0901	Lebih besar dari <i>Total Capital Investment</i> (>US \$ 44.543.260,6436)	Layak didirikan
5.	<i>Rate of Return on Investment</i> (ROI)	44,9858 %	Lebih besar dari bunga bank (>14 %)	Layak didirikan
6.	<i>Rate of Return based on Discounted Cash Flow</i> (DCF)	55,24 %	Lebih besar dari bunga bank (>14 %)	Layak didirikan
7.	<i>Break Even Point</i> (BEP)	43,2746 %	40% < BEP < 60%	Layak didirikan

Secara keseluruhan Pra Rancangan pabrik Asam Stearat ini memenuhi semua parameter Analisis ekonomi. Oleh karena itu pabrik produksi Asam Stearat ini layak untuk didirikan.

BAB XI

TUGAS KHUSUS

11.2. Pendahuluan

Kolom *splitting* atau *fat splitting column* merupakan alat proses industri kimia yang digunakan untuk proses hidrolisis asam lemak yaitu pemecahan lemak atau minyak (trigliserida) menjadi *fatty acid* (asam lemak) dan juga gliserol sebagai produk samping, dengan menggunakan air.

Molekul air berfungsi untuk memutus ikatan gliserol dengan asam lemak yang berikatan, dengan menggunakan suhu dan tekanan yang tinggi. Meningkatkan suhu dan tekanan akan mempercepat reaksi, karena akan meningkatkan kelarutan air didalam fasa minyak.

11.2.1. Macam-macam proses *fat splitting*

Proses hidrolisa minyak (*fat splitting*) dibagi menjadi 3 macam jenis proses, yaitu :

1. Proses *Twitchell*

Cara ini yang paling tua dalam *fat splitting*. *Splitting* dilakukan pada tangki terbuat dari logam monel yang dioperasikan secara *batch* dengan kondisi operasi pada suhu 100-105°C dan tekanan atmosferik. Minyak dicuci terlebih dulu dengan asam kemudian bersama-sama air (20-25% dari berat minyak) dan katalis (0,1-1,25% dari berat minyak) diumpankan ke dalam tangki. Katalis (reagent twitchell) yang digunakan adalah asam-asam alkil-aril sulfonat atau asam-asam sikloalifatik sulfonat. Hidrolisis dilakukan dengan menggunakan steam selama 12-48 jam. Pada

cara ini dapat diperoleh konversi sebesar 85-98%. Keuntungan menggunakan proses ini yaitu suhu dan tekanan rendah sesuai untuk skala yang kecil, biaya awal kecil karena alat sederhana dan tidak mahal. Kekurangannya penanganan katalis, waktu reaksi sangat lama, persediaan lemak yang berkualitas rendah harus direfining dengan asam untuk mencegah peracunan katalis, cenderung membentuk asam berwarna gelap, membutuhkan lebih dari 1 *stage* untuk *yield* yang baik dan konsentrasi gliserol tinggi, tidak dapat dikontrol secara otomatis, biaya buruh tinggi.

2. Proses autoklaf system *batch*

Splitting menggunakan autoklave merupakan proses komersial dalam pengolahan minyak menjadi asam lemak. Cara ini dilakukan tanpa menggunakan katalis didalam reaktor autoclave yang dioperasikan secara kontinyu dengan terbuat dari stainless-steel. Kondisi operasi pada suhu 240-250°C dan tekanan 28-30 atm selama 1-3 jam. Minyak dan air (30-60% berat minyak) bersama-sama dialirkan ke dalam reaktor kemudian dibiarkan bereaksi dan dapat diperoleh konversi sebesar 95-98%.

Keuntungan menggunakan proses ini yaitu, waktu reaksi lebih cepat dari proses *Twitchell*, hasil jernih, konversi tinggi, dan biaya tahunan rendah. Kekurangannya biaya awal cukup tinggi, waktu reaksi agak lama dari pada proses kontinu, dan konsumsi energi cukup besar.

3. Proses *continuu*

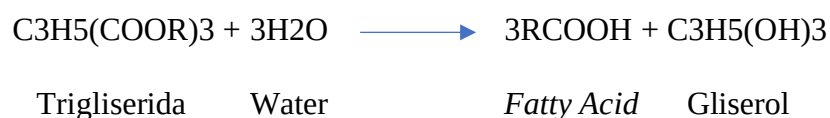
Cara ini merupakan metode yang baru tetapi beresiko tinggi dan perlu investasi peralatan yang besar serta skill dan pengalaman yang tinggi untuk mengoperasikannya. Cara ini dilakukan dengan menggunakan reaktor yang terbuat

dari *stainless-steel* dan dioperasikan secara kontinyu pada suhu 250-260°C dan tekanan 45-50 atm selama 1-2 jam. Cara ini dilakukan tanpa menggunakan katalis dengan konversi yang diperoleh 97-99%.

Keuntungan menggunakan proses ini yaitu konversi tinggi, biaya tenaga kerja rendah, hasil jernih. Kekurangannya adalah biaya awal tinggi, biaya tahunan tinggi, sehingga perlu skill dan juga pengalaman yang tinggi, investasi alat serta konsumsi energi besar.

11.2.2. Prinsip Kerja Kolom *Splitting* (*fat splitting*)

Prinsip kerja kolom *splitting* yaitu dengan mengalirkan minyak ke bagian bawah kolom, kemudian air dialirin menuju bagian atas kolom, pada proses inilah terjadi proses hidrolisis, dengan kondisi operasi menggunakan suhu dan tekanan yang tinggi.



Dikarenakan berat jenis minyak dan air berbeda dengan tekanan dan suhu tinggi didalam splitter, maka minyak akan berusaha untuk naik ke permukaan sedangkan air akan berusaha turun. Produk yang dihasilkan yaitu asam lemak dan gliserol.

11.2.3. Neraca Massa Kolom *Splitting*

Reaksi yang terjadi



Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)		
	Aliran 7	Aliran 9	Aliran 10	Aliran 11
Trigliserida	21.094,1339	-	226,8642	-
H ₂ O	-	8.480,9062	527,9364	8.235,8080
FFA	108.1316	-	20.447,4648	24,5946
Gliserol	-	220,5036	-	220,5036
Total	21.202,2654	8.480,9062	21.202,2654	8.480,9062
	29.683,1716		29.683,1716	

11.2.4. Neraca Panas Kolom *Splitting*

Aliran	Q _{in} (kJ/Jam)	Q _{out} (kJ/Jam)
Q7	8.728,4639	
Q9	1.593,5467	-
Q10		12.255,6088
Q11		7.386,8476
Qreaksi		271.512.342,7087
Qlepas	271.521.663,1545	
Total	271.531.985,1651	271.531.985,1651

11.2.5. Perhitungan Spesifikasi Kolom *Splitting*

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi hidrolisa (pemecahan gugus alkil) trigliserida dan air

Bahan konstruksi : *Carbon Steel*

Jenis : *Spray Column* (Smith, Robin., 2005)

Bentuk : Silinder vertikal dengan alas dan tutup datar

Jenis sambungan : *Double welded butt joints*

Jumlah : 1 unit

Kondisi Operasi

Tekanan : 55 atm

Suhu : 245°C

Waktu reaksi : 1 jam (US. Patent dan PT. Ecogreen)

Konversi terhadap *Fatty Acid*: 99%

a. Menghitung Densitas Campuran CPO

Data densitas komponen CPO (32°C) :

Trigliserida = 0,8950 kg/L (Ketaren, 1986)

Air = 0,9950 kg/L (PT.FSC)

Data komposisi komponen CPO :

Trigliserida = 0,9562 (Gunstone, 1997)

Air = 0,0020 (Gunstone, 1997)

Densitas campuran = (0,8950 kg/L x 0,9562) + (0,9950 x 0,0020)

= 0,8578 kg/L

= 857,7890 kg/m³ A-3

b. Menghitung Volume Tangki (VT)

Waktu tinggal = 1 jam

F air = 8.441,8789 kg/jam

Densitas air = 1,027 kg/dm³

= 1.207,0000 kg/m³

Volume air = m / ρ

$$= \frac{8.441,8789 \text{ kg/jam}}{1.207,0000 \text{ kg/m}^3}$$

= 8,2199 m³/jam

F CPO = 21.104,6973 kg/jam

Densitas CPO = 0,8478 kg/dm³

= 857,7890 kg/m³

$$\text{Volume CPO} = m / \rho$$

$$= \frac{21.104,6973 \text{ kg/jam}}{857,7890 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 24,8935 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$F_{\text{steam}} = 232,962952 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas steam} = 0,9174 \text{ kg/dm}^3 = 917,4000 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Volume steam} = m / \rho$$

$$= \frac{232,962952 \text{ kg/jam}}{917,4000 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 0,2539 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Volume total} = (8,2199 + 24,8935 + 0,2539) \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 33,3674 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Volume selama 1 jam} = 33,3674 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1 \text{ jam}$$

$$= 33,3674 \text{ m}^3$$

Faktor kelonggaran (F_k) : 20% (Brownell & Young, 1959)

Sehingga diperoleh volume tangki (VT), A-4

$$\text{Volume tangki (VT)} = (1 + 0,2) \times 33,3674 \text{ m}^3$$

$$= 40,04083 \text{ m}^3$$

c. Diameter dan Tinggi Shell

$$\text{Volume silinder tangki (VS)} = \frac{\pi \times D^2 \times H_s}{4} \text{ (Brownell \& Young, 1959)}$$

Dimana :

VT = Volume silinder (m^3)

DT = Diameter tangki (m)

HS = Tinggi tangki silinder (m)

Direncanakan perbandingan tinggi tangki dengan diameter tangki :

HS : DT = 18 : 1, maka

$$VS = \frac{\pi \times Dt^2 \times Hs}{4}$$

$$VS = \frac{\frac{18}{4} \times \pi \times Dt^2}{4}$$

$$= 4,5 \pi \times Dt^3$$

Diameter tangki (DT) :

$$VT = VS$$

$$40,0408 \text{ m}^3 = 14,1428 \times Dt^3$$

$$DT = \frac{40,0408 \text{ kg/jam}}{14,1428 \text{ kg/m}^3}$$

$$DT = 2,8311 \text{ m}$$

$$r = \frac{1}{2} \times DT$$

$$= \frac{1}{2} \times 2,8311 \text{ m}$$

$$= 1,4155 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi silinder (HS)} = 18 \times DT$$

$$= 18 \times 2,8311 \text{ m}$$

$$= 50,9610 \text{ m}$$

Tinggi cairan dalam tangki (HC) :

$$\text{Volume tangki (VT)} = 40,0408 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume cairan (VC)} = 33,3673 \text{ m}^3$$

$$\text{Tinggi silinder (HS)} = 50,9610 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi cairan dalam tangki (HC)} = \frac{\text{vol.cairan} \times \text{tinggi silinder}}{\text{volume tangki}}$$

$$= \frac{33,3673 \text{ m}^3 \times 50,9610}{40,0408 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 42,4675 \text{ m}$$

d. Diameter, Tinggi Tutup, dan Tinggi Tangki

Diameter tutup = Diameter tangki

$$= 2,8311 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tutup (HD)} = \frac{1}{2} \times D$$

$$= \frac{1}{2} \times 2,8311 \text{ m}$$

$$= 1,4155 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tangki (HT)} = (50,9610 + 1,4155) \text{ m}$$

$$= 52,3766 \text{ m}$$

e. Tebal *Shell* Tangki

Direncanakan menggunakan bahan konstruksi *Carbon Steel SA 285 Grade C*, diperoleh data :

$$\text{Allowable Stress (S)} = 13750 \text{ psia} = 94458,2120 \text{ kPa}$$

$$\text{Joint Efficiency (E)} = 0,85$$

$$\text{Corrosion Allowance } \textcircled{C} = 0,125 \text{ in}$$

$$\text{Umur Tangki (n)} = 10 \text{ (Brownell \& Young, 1959)}$$

$$\text{Tekanan Hidrostatik (PHidrostatik)} = \rho \times (\text{HT} - 1)$$

$$= 23,3963 \text{ kg/m}^3 \times 52,3766 \text{ kg/m}^3$$

$$= 1202,024 \text{ kg/m}^2 = 1,537 \text{ psia}$$

$$\text{Tekanan Operasi (PO)} = 55,7285 \text{ bar} = 808,2721 \text{ psia}$$

$$= 808,2721 \text{ psia} + 32,0517 \text{ psia}$$

$$= 840,3238 \text{ psia}$$

$$\text{Maka, P desain} = 1,2 \times 840,3238 \text{ psia}$$

$$= 978,3033 \text{ psia} = 69,5259 \text{ bar}$$

$$= 68,6167 \text{ atm}$$

$$\text{Tebal shell tangki : } (D98 \times 54,8032) / ((F88 \times D89) - (0,6 \times D98))$$

$$T = \frac{PD}{SE - 0,6 P}$$

$$= \frac{840,3238 \times 54,8032}{((94458,21 \times 0,85) - (0,6 \times 840,3238))}$$

$$= 0,5777 \text{ in}$$

Tebal shell standar yang digunakan = 5/9 in (Tabel 5.4 Brownell & Young, 1959)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	<i>Column Splitting-01</i>
Kode Alat	CS-01
Fungsi	Tempat berlangsungnya reaksi hidrolisis asam lemak
Jumlah	1 Unit
DATA DESAIN	
Tipe	<i>Spray Column</i>
Temperatur	245 °C
Tekanan	53 atm
DATA MEKANIK	
Diameter	2,8422 m
Tinggi	51,8702 m
Tebal <i>shell</i> tangki	0,6250 in
Bahan Konstruksi	<i>SA 283 Grade B</i>

BAB XII

PENUTUP

12.1. Kesimpulan

Dari hasil analisa dan perhitungan Prarancangan Pabrik Pembuatan Asam Stearat dari *crude palm oil* (CPO) dengan Kapasitas 70.000 Ton/Tahun diperoleh beberapa kesimpulan, yaitu :

1. Kapasitas produksi Asam Stearat 70.000 ton/tahun menggunakan bahan baku CPO sebanyak 157.775,7456 ton/tahun..
2. Berdasarkan faktor bahan baku, transportasi, pemasaran, dan bahan penunjang, pabrik Asam Stearat akan didirikan di Lalang, Kec. Medan Sunggal, Kota Medan, Sumatera Utara. Perusahaan berbentuk Perseroan Terbatas dengan struktur organisasi *line and staff* yang dipimpin oleh direktur utama dengan jumlah karyawan sebanyak 170 orang.
3. Luas tanah yang dibutuhkan untuk pembangunan pabrik 3,4892 Ha.
4. Berdasarkan hasil analisa ekonomi, pabrik Asam Stearat ini dinyatakan layak untuk didirikan, dengan rincian:
 - a. *Annual Cash Flow* (ACF) : US \$ 23.277.647,2304 (52,26%)
 - b. NPOTLP : US \$ 220.754.660,2356
 - c. *Total Capital Sink* (TCS) : US \$ 201.902.326,0901
 - d. *Rate of Return on Investment* (ROI) : 44,9858 %
 - e. *Rate of Return based on Discounted Cash Flow* (DCF) : 55,24 %
 - f. *Break Even Point* (BEP) : 43,2746 %
 - g. *Pay Out Time* (POT) : 4,340 tahun

12.2. Saran

Perancangan pabrik kimia diperlukan pemahaman yang mendalam mengenai dasar-dasar perancangan kesesuaian hasil rancangan terhadap persyaratan dan ketentuan kelayakan perancangan.

DAFTAR PUSTAKA

- Boing Sitanggang, A., & Teguh. (2019). Pengaruh Penambahan Polifosfat Dan Natrium Klorida Terhadap Peningkatan Daya Ikat Air Udang Putih Beku Dan Efisiensi Proses. *Jurnal Teknologi Dan Industri Pangan*, 30(1), 46–55. <https://doi.org/10.6066/jtip.2019.30.1.46>
- Caraka, R. E., Yasin, H., & Basyiruddin, A. W. (2017). Peramalan Crude Palm Oil (CPO) Menggunakan Support Vector Regression Kernel Radial Basis. *Jurnal Matematika*, 7(1), 43. <https://doi.org/10.24843/jmat.2017.v07.i01.p81>
- Faisal, M., & Atmaja, D. M. (2019). Kualitas Air Pada Sumber Mata Air Di Pura Taman Desa Sanggalangit Sebagai Sumber Air Minum Berbasis Metode Storet. *Jurnal Pendidikan Geografi Undiksha*, 7(2), 74–84. <https://doi.org/10.23887/jjpg.v7i2.20691>
- Fajar, I. R. F., Fitri, D. R., Fitriyani, N., & Chuanvin, M. (2021). Perbandingan Aktivitas Antioksidan Ekstrak dan Nanoekstrak Herba Tespong (*Oenanthe javanica* DC.) Dengan Metode DPPH. *Jurnal Ilmiah Farmasi (Scientific Journal of Pharmacy)*, 17(1), 1–8. <https://journal.uui.ac.id/index.php/JIF>
- Hudaya, T. (2011). Studi Hidrogenasi Minyak Biji Kapok dengan Katalis Pd / C untuk Bahan Baku Biodiesel. *Laporan Penelitian*, 2008620088.
- Kementerian Perindustrian. (2017). *Permenperin No 2 Tahun 2019 tentang TT Cara Penyampaian Data Industri, Data Kawasan Industri, Data Lain, Informasi Industri, dan Informasi Lain Melalui SIINas* (p. 1=34).
- Kusnarjo. (2010). *Pdfcoffee.Com_Desain-Pabrik-Kimia-Kusnarjo*.
- Nasir. (2020). *Recibido 19 de mayo de 2020; aceptado 22 de junio de 2020*. 5(2), 463–471.

- Nasir, N. H. (2011). Hidrogenasi Minyak Nabati. In *Jurnal Kimia dan Kemasan* (p. 28). <https://doi.org/10.24817/jkk.v0i0.4859>
- Peri. (1991). HANDBOOK of PUBLIC POLICY. In *News.Ge*.
- Perry, R. H. (2007). PERRY's Chemical Engineering Handbook. *Perrys' Chemical Engineers' Handbook*, 21.
<http://books.google.com/books?id=X1wIW9TrqXMC&pgis=1>
- Syukri, M., & Masyithah, Z. (2018). Sintesis Stearamida dari Asam Stearat dan Urea Menggunakan Pelarut Campuran : Pengaruh Temperatur dan Waktu Reaksi. *Jurnal Teknik Kimia USU*, 7(1), 5–8.
- Brownell, L. E., dan Young, E. H. 1979. “*Process Equipment Design*”. Wiley Eastern Limited. New Delhi.
- Coulson, J. M., dan Richardson's, J. F. 1999. “*Chemical Engineering*” 3rd edition, Volume 6. Butterworth-Heinemann Publications : Oxford.
- Kern, D. Q. 1965. “*Process Heat Transfer*”. Mc. Graw-Hill Book Company Inc : Singapura

LAMPIRAN A
SIFAT FISIS BAHAN

Catatan komponen tertentu :

Gas : C₁ – C₄

Naphtha : C₆

Bioavtur : C₈ – C₁₄

Biodiesel : C₁₆ – C₂₀

1. *Vapor Pressure*

Tekanan Uap, $\log_{10} P = A - B/(T + C)$ (P - mm Hg, T - K)

Komponen	A	B	C
C ₁₂ H ₂₄ O ₂	7,7412	2288,3705	172,9700
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	7,7131	2374,5031	165,3810
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	8,1718	2631,4566	158,3470
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	7,9363	2634,1040	151,5090
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	7,5165	2527,0832	147,2270
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	7,8422	2664,8969	173,9740
C ₂₀ H ₄₀ O ₂	8,9347	3207,5125	138,4700
C ₁₂ H ₂₆	7,2410	1810,4995	199,3810
C ₁₄ H ₃₀	7,3898	1954,0312	183,5190
C ₁₆ H ₃₄	7,5662	2161,1732	180,4070
C ₁₈ H ₃₈	7,4111	2195,8987	168,5640
C ₂₀ H ₄₂	7,2768	2208,5238	158,6120
H ₂ O	8,0557	1723,6425	233,0800
H ₂	6,1486	80,9480	277,5300
CH ₄	6,8438	435,4534	271,3610

Sumber : Yaws, 1999

2. *Density of liquid*

Densitas liquid, $\rho = A \cdot B^{(1-T/T_c)^n}$ (ρ – gr/ml, T – K)

Komponen	A	B	n	T _c
C ₁₂ H ₂₄ O ₂	0,2842	0,2655	0,2933	734,00
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	0,2817	0,2697	0,2836	756,00
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	0,2797	0,2681	0,2947	776,00
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	0,2798	0,2686	0,3025	799,00
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	0,2825	0,2681	0,2897	781,00
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	0,2583	0,2376	0,2860	775,00
C ₂₀ H ₄₀ O ₂	0,2666	0,2687	0,2887	792,00
C ₁₂ H ₂₆	0,2340	0,2518	0,2896	658,20
C ₁₄ H ₃₀	0,2356	0,2559	0,2735	692,40
C ₁₆ H ₃₄	0,2435	0,2544	0,3238	720,60
C ₁₈ H ₃₈	0,2384	0,2576	0,2740	745,26
C ₂₀ H ₄₂	0,2376	0,2493	0,3088	767,04
H ₂ O	0,3471	0,2740	0,2857	647,1300
H ₂	0,0313	0,3473	0,2756	33,1700
CH ₄	0,1600	0,2881	0,2770	190,5800

Sumber : Yaws, 1999

3. *Viscosity of liquid*

Viskositas liquid, $\text{Log}_{10} \mu_{\text{liq}} = A + B/T + C \cdot T + D \cdot T^2$ (μ_{liq} – Centipoise)

Komponen	A	B	C	D
C ₁₂ H ₂₄ O ₂	-8,6022	1,87,E+03	1,52,E-02	-1,20,E-05
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	-6,7310	1,27,E+03	1,24,E-02	-1,06,E-05
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	-9,4484	2,10,E+03	1,66,E-02	-1,26,E-05
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	-3,5929	1,35,E+03	8,90,E-03	-2,76,E-05
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	-6,1303	1,69,E+03	8,37,E-03	-6,45,E-06
C ₂₀ H ₄₀ O ₂	-2,5389	1,27,E+03	-2,66,E-04	-4,72,E-07
C ₁₂ H ₂₆	-9,5998	1,88,E+03	1,73,E-02	-1,29,E-05
C ₁₄ H ₃₀	-7,0687	1,25,E+03	1,37,E-02	-1,22,E-05
C ₁₆ H ₃₄	-7,8717	1,45,E+03	1,49,E-02	-1,25,E-05
C ₁₈ H ₃₈	-8,1894	1,56,E+03	1,53,E-02	-1,24,E-05
C ₂₀ H ₄₂	-9,2095	1,82,E+03	1,68,E-02	-1,29,E-05
H ₂ O	-10,2158	1,79,E+03	1,77,E-02	-1,26,E-05

H ₂	-7,0154	4,08,E+01	2,37,E-01	-4,08,E-03
CH ₄	-7,1521	3,19,E+02	4,79,E-02	-1,41,E-04

Sumber : Yaws, 1999.

4. *Viscosity of gas*

Viskositas gas, $n_{\text{gas}} = A + B \cdot T + C \cdot T^2$ (n_{gas} – micropoise, T – K)

Komponen	A	B	C
C ₁₂ H ₂₄ O ₂	-2,4100	1,68,E-01	-1,65,E-05
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	-3,1430	1,61,E-01	-1,72,E-05
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	-3,0020	1,52,E-01	2,95,E-01
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	-3,5660	1,46,E-01	-1,65,E-05
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	-2,4830	1,51,E-01	-1,47,E-05
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	-2,9540	1,61,E-01	-1,70,E-05
C ₂₀ H ₄₀ O ₂	-6,0150	1,46,E-01	-1,89,E-05
C ₁₂ H ₂₆	-12,2170	1,83,E-01	-8,99,E-05
C ₁₄ H ₃₀	-10,3970	1,57,E-01	1,02,E-06
C ₁₆ H ₃₄	-13,5850	1,60,E-01	-5,58,E-05
C ₁₈ H ₃₈	-3,7790	1,47,E-01	-1,24,E-05
C ₂₀ H ₄₂	-7,9900	1,19,E-01	2,72,E-05
H ₂ O	-36,8260	4,29,E-01	-1,62,E-05
H ₂	27,7580	2,12,E-01	-3,28,E-05
CH ₄	3,8440	4,01,E-01	-1,43,E-04

Sumber : Yaws, 1999.

5. *Heat Capacity Coefficient of Liquids*

Kapasitas panas cairan = $A + B/2 \cdot T + C/3 \cdot (T^3) + D/4 \cdot (T^4)$ (CP = J/mol.K)

Komponen	A	B	C	D
C ₁₂ H ₂₄ O ₂	50,8010	2,258,E+00	-4,966,E-03	4,377,E-06
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	80,2660	2,816,E+00	-6,010,E-03	5,130,E-06
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	86,2900	3,524,E+00	-7,322,E-03	6,100,E-06
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	99,1200	3,587,E+00	-7,248,E-03	5,904,E-06
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	278,6860	2,543,E+00	-5,436,E-03	4,924,E-06
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	241,3480	2,307,E+00	-5,066,E-03	4,747,E-06
C ₂₀ H ₄₀ O ₂	129,4650	3,419,E+00	-7,323,E-03	6,422,E-06
C ₁₂ H ₂₆	84,485	2,036,E+00	-5,098,E-03	5,219,E-06

C ₁₄ H ₃₀	111,814	2,209,E+00	-5,256,E-03	5,087,E-06
C ₁₆ H ₃₄	89,101	2,706,E+00	-6,148,E-03	5,752,E-06
C ₁₈ H ₃₈	151,154	2,788,E+00	-6,154,E-03	5,525,E-06
C ₂₀ H ₄₂	122,226	3,419,E+00	-7,323,E-03	6,422,E-06
H ₂ O	92,053	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07
H ₂	50,607	-6,11E+00	3,09E-01	-4,15E-03
CH ₄	-0,018	1,20E+00	-9,87E-03	3,17E-05

Sumber : Yaws, 1999.

6. Heat Capacity Coefficient of Gas

$$\text{Kapasitas Panas gas} = A + B \cdot T + C \cdot (T^2) + D \cdot (T^3) + E \cdot (T^4) \quad (\text{CP} = \text{J/mol.K})$$

Komponen	A	B	C	D	E
C ₁₂ H ₂₄ O ₂	-4,295	1,24E+00	-8,22E-04	2,77E-07	-3,89E-11
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	-47,091	1,58E+00	-1,15E-03	4,47E-07	-7,38E-11
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	-54,487	1,80E+00	-1,34E-03	5,37E-07	-9,20E-11
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	7,515	1,70E+00	-9,28E-04	1,76E-07	3,64E-12
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	-55,663	1,99E+00	-1,56E-03	6,71E-07	-1,23E-10
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	-113,518	2,19E+00	-1,97E-03	9,53E-07	-1,80E-10
C ₂₀ H ₄₀ O ₂	-75,45	2,04E+00	-1,19E-03	2,58E-07	0
C ₁₂ H ₂₆	71,498	7,26E-01	1,16E-04	-4,12E-07	1,41E-10
C ₁₄ H ₃₀	115,502	6,09E-01	6,80E-04	-9,71E-07	3,08E-10
C ₁₆ H ₃₄	131,75	6,74E-01	8,78E-04	-1,24E-06	3,98E-10
C ₁₈ H ₃₈	124,715	9,87E-01	3,43E-04	-7,48E-07	2,48E-10
C ₂₀ H ₄₂	137,73	1,10E+00	3,68E-04	-8,21E-07	2,73E-10
H ₂ O	33,933	-8,42E-03	2,99E-05	-1,78E-08	3,69E-12
H ₂	25,399	0,0201	-3,85,E-05	3,19E-08	-8,76E-12
CH ₄	34,942	-4,00E-02	1,92E-04	-1,53E-07	3,93E-11

Sumber : Yaws, 1999.

7. Heat Capacity Coefficient of Solid

$$\text{Kapasitas panas solid} = A + B \cdot T + C \cdot (T^2) \quad (\text{CP} = \text{J/mol.K})$$

Komponen	A	B	C

SiO ₂	2,478	1,65E-01	-9,68E-05
Al ₂ O ₃	-8,121	3,87E-01	-3,16E-04
Fe ₂ O ₃	0	0	0
MgO	10,461	1,12E-01	-8,01E-05
CaO	0	0	0

Sumber : Yaws, 1999.

8. *Enthalpy of formation of gas*

Panas pembentukan gas, $H_f = A + B \cdot T + C \cdot T^2$

Komponen	A	B	C
C ₁₂ H ₂₄ O ₂	-311,19	-2,50E-01	1,28E-04
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	-617,472	-3,04E-01	1,59E-04
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	-650,399	-3,45E-01	1,80E-04
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	-672,844	-3,75E-01	1,96E-04
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	-582,748	-3,54E-01	1,84E-04
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	-454,177	-3,39E-01	1,68E-04
C ₂₀ H ₄₀ O ₂	-311,733	-4,33E-01	2,34E-04
C ₁₂ H ₂₆	-222,627	-2,71E-01	1,37E-04
C ₁₄ H ₃₀	-253,835	-3,11E-01	1,58E-04
C ₁₆ H ₃₄	-284,968	-3,51E-01	1,79E-04
C ₁₈ H ₃₈	-316,097	-3,91E-01	2,00E-04
C ₂₀ H ₄₂	-347,285	-4,31E-01	2,21E-04
H ₂ O	0	0	0
H ₂	0	0	0
CH ₄	-63,425	-4,34E-02	1,72E-05

Sumber : Yaws, 1999.

9. *Enthalpy of vaporization*

Panas penguapan, (Hvap – KJ/mol. T – K)

Komponen	delta Hv (Kj/mol)
C ₁₂ H ₂₄ O ₂	63,8200
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	70,1800
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	90,1000
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	100,6000
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	83,8000
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	79,0000
C ₂₀ H ₄₀ O ₂	114,5000
C ₁₂ H ₂₆	61,5000
C ₁₄ H ₃₀	71,2000
C ₁₆ H ₃₄	81,4000
C ₁₈ H ₃₈	74,4000
C ₂₀ H ₄₂	71,1000
H ₂ O	40,6500
H ₂	5,8800
CH ₄	8,7000

Sumber : Yaws, 1999.

LAMPIRAN B

PERHITUNGAN NERACA MASSA

B.1. Perhitungan Pendahuluan

Perancangan pabrik pembuatan asam stearat dari *crude palm oil* (CPO) dibuat dengan ketentuan sebagai berikut :

Kapasitas Produksi = 70.000 ton/tahun

Operasi Pabrik = 300 hari/tahun

Basis = 1 jam operasi

Satuan Massa = Kg (Kilogram)

Maka kapasitas produksi asam stearat setiap jamnya adalah :

$$= \frac{70.000}{1 \text{ tahun}} \times \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{300 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}}$$

$$= 9722,2222 \text{ kg/jam.}$$

Kandungan CPO

Komponen	Komposisi (%)
Trigliserida	96,31
<i>Free fatty acid</i> (FFA)	3,00
Gum (<i>phospholipid</i>)	0,04
<i>Moisture dan organic impurities</i> (Karoten)	0,15
Logam	0,50
Total	100

Sumber : Krischenbauer. 1960

Kandungan Trigliserida

Asam Lemak	Jumlah Karbon	Rumus Kimia	Kandungan (%)
Asam Laurat	12	C ₁₂ H ₂₄ O ₂	0,20%
Asam Miristat	14	C ₁₄ H ₂₈ O ₂	1,10%
Asam Palmitat	16	C ₁₆ H ₃₂ O ₂	44,00%
Asam Stearat	18	C ₁₈ H ₃₆ O ₂	4,50%
Asam Oleat	18:01	C ₁₈ H ₃₄ O ₂	39,20%
Asam Linoleat	18:02	C ₁₈ H ₃₂ O ₂	10,10%
Asam Arakidat	20	C ₂₀ H ₄₀ O ₂	0,90%

Total	100,00%

(Sumber : Kirschenbauer, 1960)

Kandungan FFA

Asam Lemak	Jumlah Karbon	Rumus Kimia	Kandungan (%)
Asam Arikidonat	20	$C_{20}H_{32}O_2$	100%

(Sumber : Kirschenbauer, 1960)

Kandungan Impuritis

Komponen	Rumus Kimia	Kandungan (%)
<i>Phosphatidylcholine</i> (1+)	$C_{10}H_{21}NO_8P^+$	0,0400%
Karoten	$C_{40}H$	0,1500%
Kalsium	Ca	0,1667%
Magnesium	Mg	0,1667%
Besi	Fe	0,1667%
Total		0,6900%

(Sumber : Kirschenbauer, 1960)

B.2. Kebutuhan Baku

Triglycerida dan FFA merupakan komponen utama (99,31%) dalam CPO dan diasumsikan sebagai minyak yang akan bereaksi. Komponen selain triglycerida dan FFA diasumsikan sebagai impuritis sebesar 0,69%

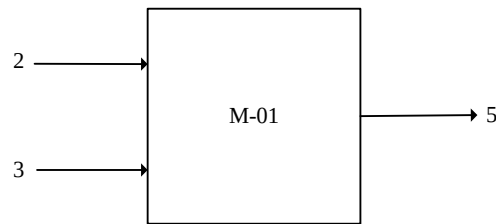
Kapasitas perancangan pabrik	: 70.000 ton/tahun
Basis Operasi	: 1 Jam Operasi
Kebutuhan CPO	: 19.831,535 kg/jam
Triglycerida	: 19.099,7511 kg/jam
FFA	: 594, 9460 kg/jam
Impuritis	: 136,8376 kg/jam

B.3. Perhitungan Neraca Massa

B.3.1. *Mixing Tank-1 (M-01)*

Nama alat : *Mixing Tank* (M-01)

Fungsi : Menghilangkan Gum pada CPO menggunakan asam fosfat (H_3PO_4)



CPO (aliran 2) = 19831,53469 Kg/Jam

Asam Fosfat (Aliran 3) = 0,00067 Kg/Kg CPO (Jaelani, 2011)
 = 13,2871Kg/Jam Larutan asam fosfat 85%

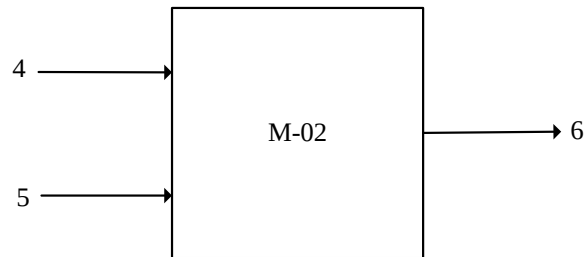
Neraca massa M-01

Komponen	Input (Kg/Jam)		Output (Kg/Jam)
	Aliran 1 (l)	Aliran 2(l)	Aliran 3 (l)
$\text{C}_{14}\text{H}_{28}\text{O}_2$	190,9975	-	190,9975
$\text{C}_{18}\text{H}_{36}\text{O}_2$	840,3890	-	840,3890
$\text{C}_{16}\text{H}_{32}\text{O}_2$	8.480,2895	-	8.480,2895
$\text{C}_{18}\text{H}_{34}\text{O}_2$	7.601,7009	-	7.601,7009
$\text{C}_{18}\text{H}_{32}\text{O}_2$	1.909,9751	-	1.909,9751
$\text{C}_{12}\text{H}_{40}\text{O}_2$	57,2993	-	57,2993
$\text{C}_{20}\text{H}_{40}\text{O}_2$	19,0998	-	19,0998
$\text{C}_{20}\text{H}_{32}\text{O}_2$	594,9460	-	594,9460
$\text{C}_{10}\text{H}_{21}\text{NO}_8\text{P}^+$	29,7473	-	29,7473
$\text{C}_{40}\text{H}_{56}$	99,1577	-	99,1577
Ca	33,0526	-	33,0526
Mg	33,0526	-	33,0526
Fe	33,0526	-	33,0526
H_3PO_4		13,2871	13,2871
Total	19.922,7597	13,2871	19.936,0469
	19.922,7597		

B.3.2. Mixing Tank-2 (M-02)

Nama alat : *Mixing Tank* (M-02)

Fungsi : Memucatkan CPO menggunakan *bleaching earth*



CPO + H₃PO₄ (aliran 4) = 19922,7597 Kg/Jam

Bleaching Earth (aliran 5) = 0,0120 Kg/Kg CPO (Jaelani, 2011)

= 239,0731

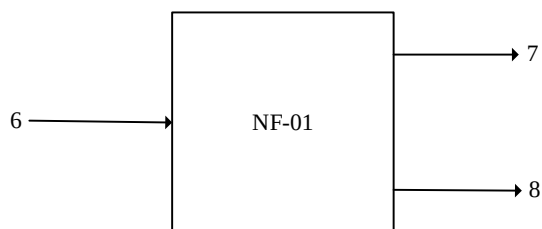
Neraca massa M-02

Komponen	Input (Kg/Jam)		Output (Kg/Jam)
	Aliran 3 (l)	Aliran 4 (s)	Aliran 5 (l)
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	190,9975	-	190,9975
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	840,3890	-	840,3890
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	8.480,2895	-	8.480,2895
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	7.601,7009	-	7.601,7009
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	1.909,9751	-	1.909,9751
C ₁₂ H ₄₀ O ₂	57,2993	-	57,2993
C ₂₀ H ₄₀ O ₂	19,0998	-	19,0998
C ₂₀ H ₃₂ O ₂	594,9460	-	594,9460
C ₁₀ H ₂₁ NO ₈ P ⁺	29,7473	-	29,7473
C ₄₀ H ₅₆	99,1577	-	99,1577
Ca	33,0526	-	33,0526
Mg	33,0526	-	33,0526
Fe	33,0526	-	33,0526
H ₃ PO ₄	13,2871	-	13,2871
SiO ₂	-	151,4289	151,4289
Al ₂ O ₃	-	48,7709	48,7709
Fe ₂ O ₃	-	13,6989	13,6989
MgO	-	13,0056	13,0056
CaO	-	12,1688	12,1688
Total	19.936,0469	239,0731	
	20.175,120		20.175,1200

B.3.3. Niagara Filter (NF-01)

Nama alat : Niagara Filter (NF-01)

Fungsi : Memisahkan DBPO (*Degumming Bleaching Palm Oil*)



Filter niagra adalah adalat yang berfungsi untuk memisahkan DBPO (*Degumming Bleaching Palm Oil*) dari bleaching earth, gum, dan H_3PO_4 . Prinsip kerja dari niagra filter adalah pemisahan padat-cair secara mekanik. Perhitungan neraca massa impuritis menggunakan asumsi 100% impuritis dapat terpisahkan (keluar lewat aliran 8) (Rohani, 2006).

Neraca massa NF-01

Komponen	Input (Kg/Jam)	Output (Kg/Jam)	
	Aliran 5 (l)	Aliran 6 (l)	Aliran 7 (l)
$C_{14}H_{28}O_2$	190,9975	190,9975	-
$C_{18}H_{36}O_2$	840,3890	840,3890	-
$C_{16}H_{32}O_2$	8.480,2895	8480,2895	-
$C_{18}H_{34}O_2$	7.601,7009	7601,7009	-
$C_{18}H_{32}O_2$	1.909,9751	1909,9751	-
$C_{12}H_{40}O_2$	57,2993	57,2993	-
$C_{20}H_{40}O_2$	19,0998	19,0998	-
$C_{20}H_{32}O_2$	594,9460	-	-
$C_{10}H_{21}NO_8P^+$	29,7473	-	594,9460
$C_{40}H_{56}$	99,1577	-	29,7473
Ca	33,0526	-	99,1577
Mg	33,0526	-	33,0526
Fe	33,0526	-	33,0526
H_3PO_4	13,2871	-	33,0526
SiO_2	151,4289	-	13,2871
Al_2O_3	48,7709	-	151,4289
Fe_2O_3	13,6989	-	48,7709
MgO	13,0056	-	13,6989

CaO	12,1688	-	13,0056
Total	20.175,1200	19.099,7511	12,1688
	20.175,1200	20.175,1200	

B.3.4. Kolom Splitting

Nama alat : *collom splitting* (MP-01)

Fungsi : Untuk tempat berlangsungnya proses hidrolisis CPO dan air

Reaksi Hidrolisis

Trigliserida :21.104,6973

H₂O :8.441,8789



Asam Lemak	Jumlah Karbon	Rumus Kimia	Kandungan (%)HFFA CPO	Kandungan (%)PFAM
Asam Laurat	12	C12H24O2	0,30%	0,20%
Asam Miristat	14	C14H28O2	1,00%	1,00%
Asam Palmitat	16	C16H32O2	44,40%	42,30%
Asam Stearat	18	C18H36O2	4,40%	4,30%
Asam Oleat	18:01	C18H34O2	39,80%	42,10%
Asam Linoleat	18:02	C18H32O2	10,00%	9,90%
Asam Arakidat	20	C20H40O2	0,10%	0,20%
Total			100,00%	100,00%

(Sumber : Kirschenbauer, 1960)

Mass fraction

XTG	99,4900%	0,0000%	1,0700%	0,0000%
XH ₂ O	0,0000%	100,0000%	2,4900%	97,1100%
XFFA	0,5100%	0,0000%	96,4400%	0,2900%
XGLY	0,0000%	0,0000%	0,0000%	2,6000%
TOTAL	100,0000%	100,0000%	100,0000%	100,0000%

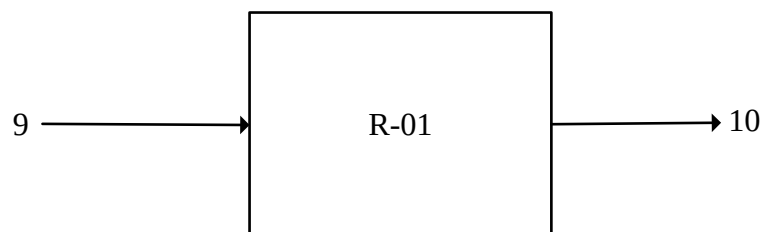
Komponen	Input (Kg/Jam)		Output (Kg/Jam)
	Aliran 6 (l)	Aliran 8 (l)	Aliran 9 (l)

Trigliserida	19.002,3423	204,3673	-
H ₂ O	-	475,5838	7.419,1073
C ₁₂ H ₂₄ O ₂		36,8396	
C ₁₄ H ₂₈ O ₂		184,1980	
C ₁₆ H ₃₂ O ₂		7.791,5754	
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	97,4087	792,0514	22,1557
C ₁₈ H ₃₄ O ₂		7.754,7358	
C ₁₈ H ₃₂ O ₂		1.823,5602	
C ₂₀ H ₄₀ O ₂		36,8396	
Gliserol	-	-	198,6374
Total	19.099,7511	21.104,6973	7.639,004
		26.739,6515	26.739,6515

B.3.5. Reaktor Hidrogenasi (R-01)

Nama alat : Reaktor Hidrogenasi (R-01)

Fungsi : Meraksikan Trigliserida & FFA dengan H₂



Katalis nikel yang dibutuhkan pada reaksi hidrogenasi SPOFA sebesar 0,2% dari pemakaian SPOFA (Ritonga,2004), sehingga perhitungan kebutuhan katalis yaitu

$$F_{Ni} = 0,1513 \text{ kg/jam} \quad 0,0026 \text{ kmol/jam}$$

Kebutuhan hidrogen pada reaksi hidrogenasi dan *hydrocracking* adalah 5.000 SCF/barel CPO (McCall, 2011). Maka untuk kebutuhan 1 Kg CPO hidrogen yang dibutuhkan adalah 0,0868 Kg.

Komposisi umpan hidrogen tetap (tipikal): Hidrogen 97%, dan Metana 3% (Pertamina RU III Plaju).

Trigliserida & FFA (Aliran 7) : 18.419,7999 Kg/Jam

Campuran Hidrogen (Aliran 1) : 1.598,1885 Kg/Jam

H₂ (99%) : 1.614,3318 Kg/Jam

CH₄ (1%) : 184,1980 Kg/Jam

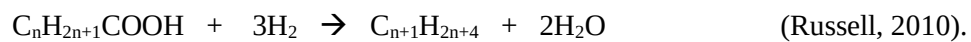
Kondisi Operasi

Tekanan : 10 atm

Temperatur : 160 °C

Jenis Reaktor : *Fixed Bed*

Dasar Persamaan Reaksi Hidrogenasi



Reaksi bersifat eksotermis, dengan konversi 90% (US Patent Fichtl, 2017).

Reaksi 1

	$C_{12}H_{24}O_2 +$	$3H_2 \rightarrow$	$C_{12}H_{26} +$	$2H_2O$
Awal	0,2032	0,6096		
Reaksi	0,2012	0,6035	0,2012	0,4024
Sisa	0,0020	0,0061	0,2012	0,4024

Reaksi 2

	$C_{14}H_{28}O_2 +$	$3H_2 \rightarrow$	$C_{14}H_{30} +$	$2H_2O$
Awal	0,8913	2,6738		
Reaksi	0,8823	2,6470	0,8823	1,7647
Sisa	0,0089	0,0267	0,8823	1,7647

Reaksi 3

	$C_{16}H_{32}O_2 +$	$3H_2 \rightarrow$	$C_{16}H_{34} +$	$2H_2O$
Awal	33,5757	100,7272		
Reaksi	33,2400	99,7199	33,2400	66,4799
Sisa	0,3358	1,0073	33,2400	66,4799

Reaksi 4

	$C_{18}H_{36}O_2 +$	$3H_2 \rightarrow$	$C_{18}H_{38} +$	$2H_2O$
Awal	3,0766	9,2297		
Reaksi	3,0458	9,1374	3,0458	6,0916
Sisa	0,0308	0,0923	3,0458	6,0916

Reaksi 5

	$C_{18}H_{34}O_2 +$	$H_2 \rightarrow$	$C_{18}H_{36}O_2$
Awal	30,3366	30,3366	

Reaksi	30,0332	30,0332	30,0332
Sisa	0,3034	0,9101	30,0332

Reaksi 6

	$C_{18}H_{32}O_2 +$	$H_2 \rightarrow$	$C_{18}H_{36}O_2$
Awal	7,1851	14,3701	
Reaksi	7,1132	14,2264	7,1132
Sisa	0,0719	0,2156	7,1132

Reaksi 7

	$C_{20}H_{40}O_2 +$	$3H_2 \rightarrow$	$C_{20}H_{42} +$	$2H_2O$
	0,1303			
Awal		0,3908		
	0,1289			0,2579
Reaksi		0,3868	0,1289	
	0,0013			0,2579
Sisa		0,0039	0,1289	

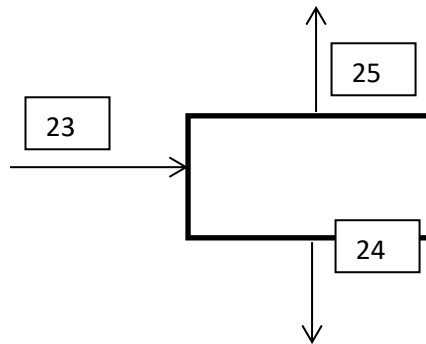
Neraca massa R-01

Komponen	Input Arus 9 (I)		Output Arus 11 (I)	
	Kmol/jam	Kg/Jam	Kmol/jam	Kg/Jam
$C_{12}H_{24}O_2$	0,1839	36,8396	0,0018	0,3684
$C_{14}H_{28} O_2$	0,8066	184,1980	0,0081	1,8420
$C_{16}H_{32} O_2$	30,3860	7.791,5754	0,3039	77,9158
$C_{18}H_{36} O_2$	2,7843	792,0514	33,6454	9.571,1683
$C_{18}H_{34} O_2$	27,4546	7.754,7358	0,2745	77,5474
$C_{18}H_{32} O_2$	6,5025	1.823,5602	0,0650	18,2356
$C_{20}H_{40} O_2$	0,1179	36,8396	0,0012	0,3684
$C_{12}H_{26}$			0,1821	31,0122
$C_{14}H_{30}$			0,7985	158,4138
$C_{16}H_{34}$			30,0822	6.811,6997
$C_{20}H_{42}$			0,1167	32,9722
$C_{18}H_{38}$			2,7564	701,4840
H_2O	1,7679	31,8490	69,6397	1.254,5597
Trigleserida	0,7597	204,3673	0,7597	204,3673
H_2	792,9096	1.598,1885	651,0469	1.312,2501
CH_4	11,4823	184,1980	11,4823	184,1980
Total	875,1553	20.438,4028	801,1644	20.438,4028
		20.438,4028		20.438,4028

B.3.6. Knock Out Drum

Nama Alat : *Knock Out Drum* (KOD-01)

Fungsi : Memisahkan gas H₂ dan CH₄ dari asam lemak

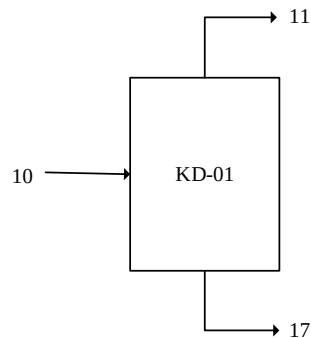


Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Aliran 11(l)	Aliran 12 (l)	Aliran 13 (l)
C ₁₂ H ₂₄ O ₂	0,3684	0,3684	-
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	1,8420	1,8420	-
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	77,9158	77,9158	-
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	9.571,1683	9.571,1683	-
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	77,5474	77,5474	-
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	18,2356	18,2356	-
C ₂₀ H ₄₀ O ₂	0,3684	0,3684	-
C ₁₂ H ₂₆	31,0122	31,0122	-
C ₁₄ H ₃₀	158,4138	158,4138	-
C ₁₆ H ₃₄	6.811,6997	6.811,6997	-
C ₂₀ H ₄₂	32,9722	32,9722	-
C ₁₈ H ₃₈	701,4840	701,4840	-
H ₂ O	1.254,5597	1.254,5597	-
Trigleserida	204,3673	204,3673	-
H ₂	1.312,2501		1.312,2501
CH ₄	184,1980		184,1980
Total	20.438,4028	18.941,9547	1.496,4481
	20.438,4028		20.438,4028

B.3.7. Kolom Distilasi (KD-01)

Nama Alat : Kolom Distilasi (KD-01)

Fungsi : Memisahkan Fraksi Asam stearat dengan Fraksi minyak lainnya



Komposisi *Feed* :

Temperatur = 334°C = 607,15

Tekanan = 0,3363 atm

Komponen	Kmol	Xi	Pi (mmHg)	Ki	Yi=Xi.Ki
C ₁₂ H ₂₄ O ₂	0,0020	0,0000	122	0,4791	0,0000
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	0,0089	0,0001	103	0,4049	0,0000
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	0,3358	0,0022	114	0,4451	0,0010
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	37,1772	0,2427	87	0,3398	0,0825
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	0,3034	0,0020	64	0,2523	0,0005
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	0,0719	0,0005	84	0,3285	0,0002
C ₂₀ H ₄₀ O ₂	0,0013	0,0000	103	0,4022	0,0000
C ₁₂ H ₂₆	0,2012	0,0013	148	0,5784	0,0008
C ₁₄ H ₃₀	0,8823	0,0058	137	0,5351	0,0031
C ₁₆ H ₃₄	33,2400	0,2170	124	0,4860	0,1055
C ₂₀ H ₄₂	0,1289	0,0008	81	0,3164	0,0003
C ₁₈ H ₃₈	3,0458	0,0199	98	0,3816	0,0076
H ₂ O	76,9500	0,5023	405	1,5852	0,7963
Trigleserida	0,8395	0,0055	114	0,4451	0,0024
Total	153,1881	1,0000			1,0000

K ref (C₂₀H₄₀O₂) = 0,3164

Diinginkan distribusi LK di *top* = 99%

Light key (C₂₀H₄₀O₂) *top* = 0,0013 kmol/jam

Diinginkan distribusi LK di *bottom* = 1%

Light key (C₁₄H₃₀) *bottom* = 0,0000 kmol/jam

$$\begin{aligned} \text{Log } \frac{\text{LK (C}_{14}\text{H}_{30}) \text{ top}}{\text{LK(C}_{14}\text{H}_{30}) \text{ bottom}} &= \text{Log } \frac{0,0013 \text{ kmol/jam}}{0,0000 \text{ kmol/jam}} \\ &= 2,9996 \end{aligned}$$

Diinginkan dsitribusi HK di *top* = 1%

Heavy key (C₁₈H₃₆O₂) *top* = 0,0372 kmol/jam

Diinginkan distribusi HK di *bottom* = 99%

Light key (C₁₈H₃₆O₂) *bottom* = 37,1400 kmol/jam

$$\begin{aligned} \text{Log } \frac{\text{LK (C}_{16}\text{H}_{34}) \text{ top}}{\text{LK(C}_{16}\text{H}_{34}) \text{ bottom}} &= \text{Log } \frac{0,0372 \text{ kmol/jam}}{37,1400 \text{ kmol/jam}} \\ &= -2,9996 \end{aligned}$$

Untuk mengetahui distribusi komponen lain digunakan persamaan :

$$m = \left\{ \frac{\left(\log \left[\frac{XD}{XB} \right] \right)_{LK} - \left(\log \left[\frac{XD}{XB} \right] \right)_{HK}}{\log \alpha_{LK} - \log \alpha_{HK}} \right\}$$

$$\text{Log } \left(\frac{XD}{XB} \right) = m \log \alpha + b \quad (\text{Van Winkle Pg. 291})$$

Didapatkan *Slope* dan *Interceptt* sebesar:

Slope (a) : 81,9031

Interceptt (b) : -5,5415

Distribusi komponen

Komponen	X = log α	Y = log Di/Bi	Di/Bi	D (Kmol)	B (Kmol)
C ₁₂ H ₂₄ O ₂	0,1803	9,2239	3,5376E-05	0,0020	0,0000
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	0,1071	3,2339	3,3286E-09	0,0089	0,0000
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	0,1483	6,6048	3,8173E-12	0,3358	0,0000
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	0,0310	-2,9996	1,6991E-16	0,0372	37,1400
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	-0,0982	-13,5849	2,1511E-19	0,0000	0,3034
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	0,0164	-4,1974	1,5019E-14	0,0000	0,0718
C ₂₀ H ₄₀ O ₂	0,1043	2,9996	1,6197E-13	0,0013	0,0000
C ₁₂ H ₂₆	0,2621	15,9249	3,3285E-24	0,2012	0,0000

C ₁₄ H ₃₀	0,2283	13,1556	7,1245E+05	0,8823	0,0000
C ₁₆ H ₃₄	0,1865	9,7293	9,9000E+01	33,2400	0,0000
C ₂₀ H ₄₂	0,0000	-5,5415	1,0101E-02	0,0000	0,1289
C ₁₈ H ₃₈	0,0815	1,1299	2,3320E-07	2,8355	0,2103
H ₂ O	0,6999	51,7829	2,5391E-06	76,9500	0,0000
Trigleserida	0,1483	6,6048	3,0751E-07	0,8395	0,0000
Total				115,3337	37,8544

Bagian atas kolom (*Top Distillation*)

Kondisi Operasi (*trial and error*)

Temperatur = 330 °C = 603.15 K

Tekanan = 0,2966 atm

Komponen	Kmol	Yi	Pi (mmhg)		Ki = Pi/P	Xi = Yi/Ki	α = Ki/Kref
C ₁₂ H ₂₄ O ₂	0,0020	0,0000	120,6308	12,5880	0,5351	0,00003	1,5146
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	0,0089	0,0001	101,8453	9,1488	0,4518	0,00017	1,2787
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	0,3358	0,0029	111,7388	7,2156	0,4957	0,00587	1,4029
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	0,0372	0,0003	85,2684	5,1192	0,3783	0,00085	1,0706
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	0,0000	0,0000	63,3553	4,0826	0,2810	0,00000	0,7955
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	0,0000	0,0000	82,5143	5,9926	0,3660	0,00000	1,0360
C ₂₀ H ₄₀ O ₂	0,0013	0,0000	100,4502	6,5499	0,4456	0,00003	1,2612
C ₁₂ H ₂₆	0,2012	0,0017	146,2113	2,7513	0,6486	0,00269	1,8358
C ₁₄ H ₃₀	0,8823	0,0077	135,0735	28,6143	0,5992	0,01277	1,6959
C ₁₆ H ₃₄	33,2400	0,2882	122,4929	21,0425	0,5434	0,53039	1,5380
C ₂₀ H ₄₂	0,0000	0,0000	79,6466	15,3196	0,3533	0,00000	1,0000
C ₁₈ H ₃₈	2,8355	0,0246	96,1229	10,6173	0,4264	0,05766	1,2069
H ₂ O	76,9500	0,6672	401,2256	11,4924	1,7799	0,37486	5,0376
Trigleserida	0,8395	0,0073	111,7388	10,7036	0,4957	0,01468	1,4029
Total	115,3337	1,0000				1,0000	

Bagian bawah kolom (*bottom distillation*)

Kondisi Operasi (*trial and error*)

Temperatur = 360 °C = 633,15 K

Tekanan = 01280 atm

Komponen	Kmol	Kg	Xi	Pi (mmhg)	Ki = Pi/P	Yi= Xi/Ki	α = Ki/Kref
C ₁₂ H ₂₄ O ₂	0,0000	0,0000	0,0000	134,6210	1,3842	0,0000	1,5144
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	0,0000	0,0012	0,0000	114,3805	1,1761	0,0000	1,2867
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	0,0000	0,0000	0,0000	127,3759	1,3097	0,0000	1,4329
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	37,1400	10.565,30	0,9811	97,4418	1,0019	0,9830	1,0961
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	0,3034	85,6877	0,0080	72,1123	0,7415	0,0059	0,8112
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	0,0718	20,1486	0,0019	93,7312	0,9638	0,0018	1,0544
C ₂₀ H ₄₀ O ₂	0,0000	0,0004	0,0000	118,8444	1,2220	0,0000	1,3369
C ₁₂ H ₂₆	0,0000	0,0000	0,0000	158,5939	1,6307	0,0000	1,7841
C ₁₄ H ₃₀	0,0000	0,0000	0,0000	147,9783	1,5215	0,0000	1,6646
C ₁₆ H ₃₄	0,0000	0,0000	0,0000	135,6069	1,3943	0,0000	1,5255
C ₂₀ H ₄₂	0,1289	36,4333	0,0034	88,8946	0,9140	0,0031	1,0000
C ₁₈ H ₃₈	0,2103	53,5100	0,0056	106,9226	1,0994	0,0061	1,2028
H ₂ O	0,0000	0,0000	0,0000	430,9143	4,4307	0,0000	4,8475
Trigleserida	0,0000	0,0001	0,0000	127,3759	1,3097	0,0000	1,4329
Total	37,8544					1,0000	

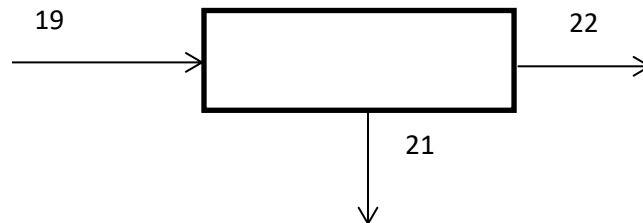
Neraca Massa Kolom Destilasi-01

Komponen	Input (Kg/Jam)	Output (Kg/Jam)	
	Aliran 12 (l)	Aliran 14 (l)	Aliran 15 (l)
C ₁₂ H ₂₄ O ₂	0,3684	0,3684	0,0000
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	1,8420	1,8420	0,0000
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	77,9158	77,9158	0,0000
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	9.571,1683	9,5712	9.561,5971
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	77,5474	0,0000	77,5474
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	18,2356	0,0003	18,2353
C ₂₀ H ₄₀ O ₂	0,3684	0,3684	0,0000
C ₁₂ H ₂₆	31,0122	31,0122	0,0000
C ₁₄ H ₃₀	158,4138	158,4138	0,0000
C ₁₆ H ₃₄	6.811,6997	6.811,6997	0,0000
C ₂₀ H ₄₂	32,9722	0,0000	32,9722
C ₁₈ H ₃₈	701,4840	700,7825	0,7015
H ₂ O	1.254,5597	1.254,5597	0,0000
Trigleserida	204,3673	204,3673	0,0000
Total	18.941,9547	9.250,9012	9.691,0534

A.9. Total Condensor (TC-01)

Nama Alat : Total Condensor (TC-01)

Fungsi : Untuk mengubah fase benzena, toluena dan air keluaran top destilasi menjadi *liquid* dan *refluks*



Tabel A.9. Neraca Massa TC-01

$$F=W+D$$

$$W+D = \text{Total input} = 115,3445 \text{ kmol}$$

$$D(\text{gas}) = (W+D)/(W/D)+1 = 115,3337 \text{ kmol}$$

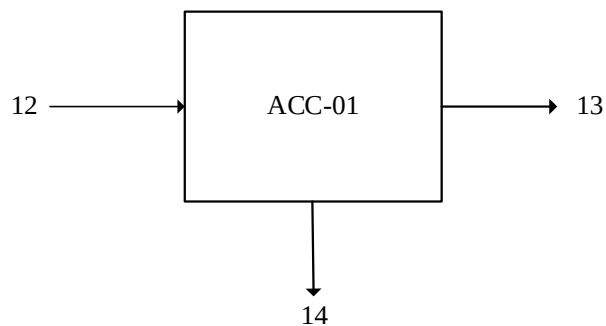
$$W (\text{Liquid}) = (W+D)-D = 0,0109 \text{ kmol}$$

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Aliran 14 (l)	Aliran 16 (l)	Aliran 17 (l)
C ₁₂ H ₂₄ O ₂	0,3685	0,3684	0,0001
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	1,8424	1,8420	0,0004
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	77,9306	77,9158	0,0148
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	9,5736	9,5712	0,0024
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	0,0003	0,0003	0,0000
C ₂₀ H ₄₀ O ₂	0,3685	0,3684	0,0001
C ₁₂ H ₂₆	31,0167	31,0122	0,0045
C ₁₄ H ₃₀	158,4387	158,4138	0,0249
C ₁₆ H ₃₄	6.812,8819	6.811,6997	1,1822
C ₂₀ H ₄₂	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₈ H ₃₈	700,9375	700,7825	0,1550
H ₂ O	1.254,6262	1.254,5597	0,0665
Trigleserida	204,4062	204,3673	0,0389
Total	9.252,3909	9.250,9012	1,4897
	9.252,3909	9.252,3909	

B.3.8. Accumulator (ACC-01)

Nama Alat : Accumulator (ACC-01)

Fungsi : Tempat penampungan sementara fraksi bioavur, air, dan gas.



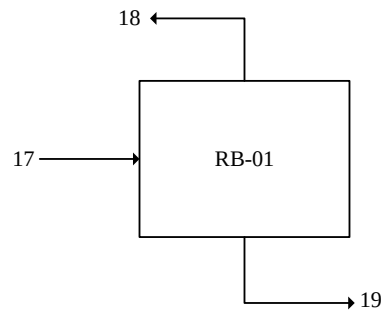
Neraca massa ACC-01

Komponen	Input (Kg/Jam)	Output (Kg/Jam)	
	Aliran 14 (l)	Aliran 16 (l)	Aliran 17 (l)
C ₁₂ H ₂₄ O ₂	0,3685	0,3684	0,0001
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	1,8424	1,8420	0,0004
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	77,9306	77,9158	0,0148
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	9,5736	9,5712	0,0024
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	0,0003	0,0003	0,0000
C ₂₀ H ₄₀ O ₂	0,3685	0,3684	0,0001
C ₁₂ H ₂₆	31,0167	31,0122	0,0045
C ₁₄ H ₃₀	158,4387	158,4138	0,0249
C ₁₆ H ₃₄	6.812,8819	6.811,6997	1,1822
C ₂₀ H ₄₂	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₈ H ₃₈	700,9375	700,7825	0,1550
H ₂ O	1.254,6262	1.254,5597	0,0665
Trigleserida	204,4062	204,3673	0,0389
Total	9.252,3909	9.250,9012	1,4897
	9.252,3909	9.252,3909	

B.3.9. Reboiler (RB-01)

Nama alat : *Reboiler* (RB-01)

Fungsi : Mengubah fase fraksi biodiesel menjadi *reflux*



$$L' = L + qF$$

$$V = V' + (1-q) F \quad (\text{Perry, 1999})$$

$$L' = 153,1990 \text{ kmol/jam}$$

$$V' = 115,3445 \text{ kmol/jam}$$

$$B = 37,8544 \text{ kmol}$$

Neraca massa RB-01

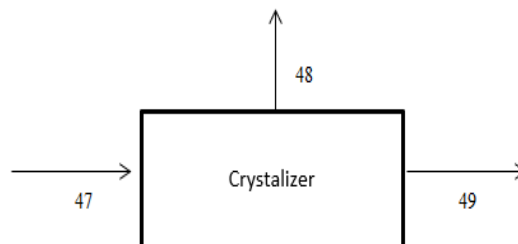
Komponen	Input (Kg/Jam)	Output (Kg/Jam)	
	Aliran 15 (l)	Aliran 18 (l)	Aliran 19 (l)
$C_{12}H_{24}O_2$	0,0000	0,0000	0,0000
$C_{14}H_{28} O_2$	0,0000	0,0000	0,0000
$C_{16}H_{32} O_2$	0,0000	0,0000	0,0000
$C_{18}H_{36} O_2$	38.965,1963	29.403,5992	9.561,5971
$C_{18}H_{34} O_2$	254,0297	176,4823	77,5474
$C_{18}H_{32} O_2$	72,1765	53,9412	18,2353
$C_{20}H_{40} O_2$	0,0000	0,0000	0,0000
$C_{12}H_{26}$	0,0000	0,0000	0,0000
$C_{14}H_{30}$	0,0000	0,0000	0,0000
$C_{16}H_{34}$	0,0000	0,0000	0,0000
$C_{20}H_{42}$	125,4736	92,5014	32,9722
$C_{18}H_{38}$	3,0686	2,3671	0,7015
H_2O	0,0000	0,0000	0,0000
Trigleserida	0,0000	0,0000	0,0000

Komponen	Input (Kg/Jam)	Output (Kg/Jam)	
	Aliran 15 (l)	Aliran 18 (l)	Aliran 19 (l)
Total	39.419,9446	29.728,8912	9.691,0534
		39.419,9446	

1. Kristalizer (Cz-01)

Nama alat : Kristalizer (Cz-01)

Fungsi : Mengkristalkan produk (Asam stearat)



Kondisi operasi : Temperatur = 1°C

Tekanan = 1 atm

Neraca massa CZ-01)

Komponen	Input (Kg/Jam)	Output (Kg/Jam)
	Aliran 19 (l)	Aliran 20 (S)
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	0,0000	0,0000
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	9.614,4236	9.614,4236
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	77,9758	77,9758
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	18,3360	18,3360
C ₂₀ H ₄₀ O ₂	0,0000	0,0000
C ₂₀ H ₄₂	33,1544	33,1544
C ₁₈ H ₃₈	0,7054	0,7054
Total	9.744,5952	9.744,5952

Berdasarkan perhitungan neraca massa, asam stearat yang di dapatkan sebesar 9.561,5971 dengan kemurnian 99%.

Di lakukan trial and error. untuk mendapatkan kapasitas asam stearat

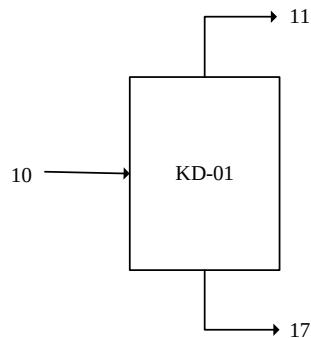
$$\text{Kemurnian} = 9.561,5971 / 9.691,0534\% = 98,6641 \%$$

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas Pabrik Asam Stearat} &= 9.561,5971 / 1000) \times (24 \times 300) \\ &= 70.161,0852 \text{ ton/tahun.} \end{aligned}$$

B.3.10. Kolom Distilasi (KD-02)

Nama Alat : Kolom Distilasi (KD-02)

Fungsi : Memisahkan Fraksi Asam stearat dengan Fraksi minyak lainnya



Komposisi *Feed* :

$$\text{Temperatur} = 257^{\circ}\text{C} = 530,15$$

$$\text{Tekanan} = 0,328 \text{ atm}$$

Komponen	Kmol	X_i	P_i (mmHg)	K_i	$Y_i = X_i \cdot K_i$
$C_{12}H_{24}O_2$	0,0020	0,0000	89	0,3553	6,28E-06
$C_{14}H_{28} O_2$	0,0089	0,0001	74	0,2946	0,0000
$C_{16}H_{32} O_2$	0,3358	0,0022	77	0,3099	0,0009
$C_{18}H_{36} O_2$	0,0372	0,2427	59	0,2347	0,0001
$C_{18}H_{34} O_2$	0,0000	0,0020	44	0,1763	0,0000
$C_{18}H_{32} O_2$	0,0000	0,0005	58	0,2313	0,0000
$C_{20}H_{40} O_2$	0,0013	0,0000	63	0,2506	0,0000
$C_{12}H_{26}$	0,2012	0,0013	117	0,4667	0,0008
$C_{14}H_{30}$	0,8823	0,0058	105	0,4191	0,0032
$C_{16}H_{34}$	33,2400	0,2170	92	0,3691	0,1064
$C_{20}H_{42}$	0,0000	0,0008	59	0,2343	0,0000
$C_{18}H_{38}$	2,8355	0,0199	71	0,2856	0,0070
H_2O	76,9500	0,5023	329	1,3179	0,8793
Trigleserida	0,8395	0,0055	77	0,3099	0,0023

Total	115,3337	1,0000	1,0000
K ref (C ₂₀ H ₄₂)		= 0,2343	

Diinginkan distribusi LK di *top* = 99%

$$\text{Light key (C}_{14}\text{H}_{30}) \quad \text{top} = 0,8815 \text{ kmol/jam}$$

Diinginkan distribusi LK di *bottom* = 1%

$$\text{Light key (C}_{14}\text{H}_{30}) \text{ bottom} = 0,0009 \text{ kmol/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Log } \frac{\text{LK (C}_{14}\text{H}_{30}) \text{ top}}{\text{LK(C}_{14}\text{H}_{30}) \text{ bottom}} &= \text{Log } \frac{0,8815 \text{ kmol/jam}}{0,0009 \text{ kmol/jam}} \\ &= 2,9996 \end{aligned}$$

Diinginkan dsitribusi HK di *top* = 1%

$$\text{Heavy key (C}_{16}\text{H}_{34}) \text{ top} = 0,0332 \text{ kmol/jam}$$

Diinginkan distribusi HK di *bottom* = 99%

$$\text{Light key (C}_{16}\text{H}_{34}) \text{ bottom} = 33,2067 \text{ kmol/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Log } \frac{\text{LK (C}_{16}\text{H}_{34}) \text{ top}}{\text{LK(C}_{16}\text{H}_{34}) \text{ bottom}} &= \text{Log } \frac{0,0332 \text{ kmol/jam}}{33,2067 \text{ kmol/jam}} \\ &= -2,9996 \end{aligned}$$

Untuk mengetahui distribusi komponen lain digunakan persamaan :

$$m = \left\{ \frac{\left(\log \left[\frac{XD}{XB} \right] \right)_{LK} - \left(\log \left[\frac{XD}{XB} \right] \right)_{HK}}{\log \alpha_{LK} - \log \alpha_{HK}} \right\}$$

$$\text{Log } \left(\frac{XD}{XB} \right) = m \log \alpha + b \quad (\text{Van Winkle Pg. 291})$$

Didapatkan *Slope* dan *Interceptt* sebesar:

$$\text{Slope (a)} : 108,7232$$

$$\text{Interceptt (b)} : -24,4541$$

Distribusi komponen

Komponen	X = log α	Y = log Di/Bi	Di/Bi	D (Kmol)	B (Kmol)
C ₁₂ H ₂₄ O ₂	0,1807	-4,7974	0	0,0000	0,0020
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	0,0994	-13,6478	2,25004E-14	0,0000	0,0089

C ₁₆ H ₃₂ O ₂	0,1214	-11,2590	5,5087E-12	0,0000	0,3358
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	0,0007	-24,3744	4,223E-25	0,0000	0,0372
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	-0,1236	-37,8874	1,29596E-38	0,0000	0,0000
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	-0,0056	-25,0616	8,67824E-26	0,0000	0,0000
C ₂₀ H ₄₀ O ₂	0,0292	-21,2839	5,20134E-22	0,0000	0,0013
C ₁₂ H ₂₆	0,2992	8,0786	119852475,3	0,2012	0,0000
C ₁₄ H ₃₀	0,2525	2,9996	999	0,8815	0,0009
C ₁₆ H ₃₄	0,1973	-2,9996	0,001001001	0,0332	33,2067
C ₂₀ H ₄₂	0,0000	-24,4541	3,5151E-25	0,0000	0,0000
C ₁₈ H ₃₈	0,0860	-15,1040	7,87116E-16	0,0000	2,8355
H ₂ O	0,7501	57,0940	1,24166E+57	76,9500	0,0000
Trigleserida	0,1214	-11,2590	5,5087E-12	0,0000	0,8395
Total				78,0659	37,2678

Bagian atas kolom (*Top Distillation*)

Kondisi Operasi (*trial and error*)

Temperatur = 255 °C = 528.15 K

Tekanan = 0,4183 atm

Komponen	Kmol	Yi	Pi (mmhg)	Ki = Pi/P	Xi = Yi/Ki	$\alpha =$ Ki/Kref
C ₁₂ H ₂₄ O ₂	0,0000	0,0000	87,9995	0,2768	0,00000	1,5164
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	0,0000	0,0000	72,9177	0,2294	0,00000	1,2565
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	0,0000	0,0000	76,6029	0,2409	0,00000	1,3200
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	0,0000	0,0000	58,0111	0,1825	0,00000	0,9997
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	0,0000	0,0000	43,5876	0,1371	0,00000	0,7511
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	0,0000	0,0000	57,2067	0,1799	0,00000	0,9858
C ₂₀ H ₄₀ O ₂	0,0000	0,0000	61,7482	0,1942	0,00000	1,0641
C ₁₂ H ₂₆	0,2012	0,0026	115,8721	0,3645	0,00707	1,9967
C ₁₄ H ₃₀	0,8815	0,0113	103,9643	0,3270	0,03453	1,7915
C ₁₆ H ₃₄	0,0332	0,0004	91,4786	0,2877	0,00148	1,5764
C ₂₀ H ₄₂	0,0000	0,0000	58,0311	0,1825	0,00000	1,0000
C ₁₈ H ₃₈	0,0000	0,0000	70,7616	0,2226	0,00000	1,2194
H ₂ O	76,9500	0,9857	327,4855	1,0301	0,95692	5,6433
Trigleserida	0,0000	0,0000	76,6029	0,2409	0,00000	1,3200
Total	78,0659	1,0000			1,0000	

Bagian bawah kolom (*bottom distillation*)

Kondisi Operasi (*trial and error*)

Temperatur = 387 °C = 560,15 K

Tekanan = 01344 atm

Komponen	Kmol	Kg	Xi	Pi (mmhg)	Ki = Pi/P	Yi= Xi/Ki	α = Ki/Kref
C ₁₂ H ₂₄ O ₂	0,0020	0,4071	0,0001	101,4734	0,9934	0,0001	1,5153
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	0,0089	2,0342	0,0002	84,8038	0,8302	0,0002	1,2664
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	0,3358	86,0947	0,0090	90,8631	0,8896	0,0080	1,3569
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	0,0372	10,5759	0,0010	69,0550	0,6761	0,0007	1,0312
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	0,0000	0,0000	0,0000	51,6267	0,5054	0,0000	0,7710
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	0,0000	0,0013	0,0000	67,4990	0,6608	0,0000	1,0080
C ₂₀ H ₄₀ O ₂	0,0013	0,4067	0,0000	76,9733	0,7536	0,0000	1,1495
C ₁₂ H ₂₆	0,0000	0,0000	0,0000	128,6805	1,2598	0,0000	1,9216
C ₁₄ H ₃₀	0,0009	0,1750	0,0000	117,0025	1,1455	0,0000	1,7472
C ₁₆ H ₃₄	33,2067	7.519,21	0,8910	104,3658	1,0218	0,9104	1,5585
C ₂₀ H ₄₂	0,0000	0,0001	0,0000	66,9638	0,6556	0,0000	1,0000
C ₁₈ H ₃₈	2,8355	721,6104	0,0761	81,2655	0,7956	0,0605	1,2136
H ₂ O	0,0000	0,0000	0,0000	358,8083	3,5128	0,0000	5,3582
Trigleserida	0,8395	225,8202	0,0225	90,8631	0,8896	0,0200	1,3569
Total	37,2678					1,0000	

Neraca Massa KD-02

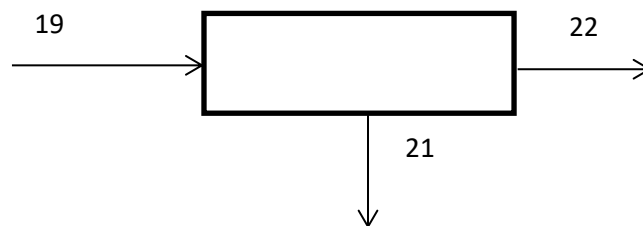
Komponen	Input (Kg/Jam)	Output (Kg/Jam)	
	Aliran 16 (l)	Aliran 21 (l)	Aliran 22 (l)
C ₁₂ H ₂₄ O ₂	0,3684	0,0000	0,3684
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	1,8420	0,0000	1,8420
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	77,9158	0,0000	77,9158
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	9,5712	0,0000	9,5712
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	0,0003	0,0000	0,0003
C ₂₀ H ₄₀ O ₂	0,3684	0,0000	0,3684
C ₁₂ H ₂₆	31,0122	31,0122	0,0000
C ₁₄ H ₃₀	158,4138	158,2554	0,1584
C ₁₆ H ₃₄	6.811,6997	6,8117	6.804,8880
C ₂₀ H ₄₂	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₈ H ₃₈	700,7825	0,0000	700,7825
H ₂ O	1.254,5597	1.254,5597	0,0000
Trigleserida	204,3673	0,0000	204,3673

		1.450,6390	7.800,2623
Total	9.250,9012	9.250,9012	

A.9. Total Condensor (TC-02)

Nama Alat : Total Condensor (TC-02)

Fungsi : Untuk mengubah fase benzena, toluena dan air keluaran top destilasi menjadi *liquid* dan *refluks*



Tabel A.9. Neraca Massa TC-02

$$F=W+D$$

$$W+D = \text{Total input} = 78,0830 \text{ kmol}$$

$$D(\text{gas}) = (W+D)/(W/D)+1 = 78,0659 \text{ kmol}$$

$$W (\text{Liquid}) = (W+D)-D = 0,0171 \text{ kmol}$$

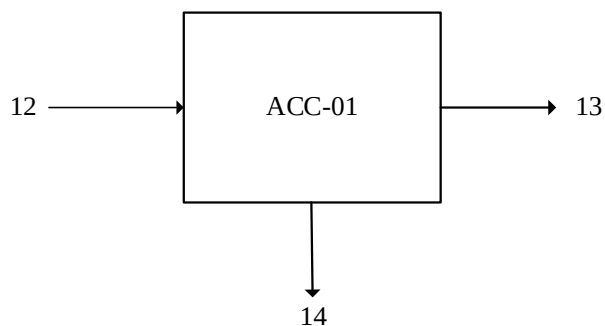
Komponen	Input		Output			
	Arus 21 (l)		Arus 23 (l)		Arus 24 (l)	
	Kmol/h	Kg/h	Kmol/h	Kg/h	Kmol/h	Kg/h
C ₁₂ H ₂₄ O ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C ₂₀ H ₄₀ O ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₂ H ₂₆	0,1822	31,0308	0,1821	31,0122	0,0001	0,0186
C ₁₄ H ₃₀	0,7983	158,3614	0,7977	158,2554	0,0005	0,1060
C ₁₆ H ₃₄	0,0301	6,8169	0,0301	6,8117	0,0000	0,0052

Komponen	Input		Output			
	Arus 21 (l)		Arus 23 (l)		Arus 24 (l)	
	Kmol/h	Kg/h	Kmol/h	Kg/h	Kmol/h	Kg/h
C ₂₀ H ₄₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₈ H ₃₈	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ O	69,6545	1.254,8265	69,6397	1.254,5597	0,0148	0,2668
Trigleserida	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Sub-total	70,6651	1.451,0356	70,6496	1.450,6390	0,0155	0,3967
Total	1.451,0356		1.451,0356 Kg/jam			

B.3.11. Accumulator (ACC-02)

Nama Alat : Accumulator (ACC-02)

Fungsi : Tempat penampungan sementara fraksi bioavur, air, dan gas.



Neraca massa ACC-01

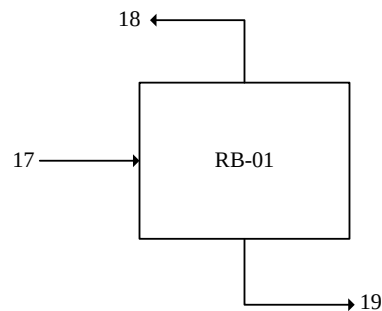
Komponen	Input (Kg/Jam)	Output (Kg/Jam)	
	Aliran 21 (l)	Aliran 23(l)	Aliran 24 (l)
C ₁₂ H ₂₄ O ₂	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	0,0000	0,0000	0,0000
C ₂₀ H ₄₀ O ₂	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₂ H ₂₆	31,0308	31,0122	0,0186
C ₁₄ H ₃₀	158,3614	158,2554	0,1060
C ₁₆ H ₃₄	6,8169	6,8117	0,0052

C ₂₀ H ₄₂	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₈ H ₃₈	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ O	1.254,8265	1.254,5597	0,2668
Trigleserida	0,0000	0,0000	0,0000
Total	1.451,0356	1.450,6390	0,3967
	1.451,0356	1.451,0356	

B.3.12. Reboiler (RB-02)

Nama alat : Reboiler (RB-02)

Fungsi : Mengubah fase fraksi biodiesel menjadi *reflux*



$$L' = L + qF$$

$$V = V' + (1-q) F \quad (\text{Perry, 1999})$$

$$L' = 153,2052 \text{ kmol/jam}$$

$$V' = 78,0830 \text{ kmol/jam}$$

$$B = 37,2678 \text{ kmol}$$

Neraca massa RB-02

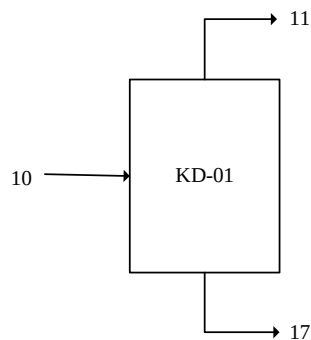
Komponen	Input (Kg/Jam)	Output (Kg/Jam)	
	Aliran 22 (l)	Aliran 25 (l)	Aliran 26 (l)
C ₁₂ H ₂₄ O ₂	1,1309	0,7625	0,3684
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	5,0284	3,1864	1,8420

C ₁₆ H ₃₂ O ₂	222,3328	144,4170	77,9158
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	23,0535	13,4824	9,5712
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	0,0008	0,0005	0,0003
C ₂₀ H ₄₀ O ₂	0,9468	0,5784	0,3684
C ₁₂ H ₂₆	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₄ H ₃₀	0,5365	0,3781	0,1584
C ₁₆ H ₃₄	21.292,1052	14.487,2172	6.804,8880
C ₂₀ H ₄₂	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₈ H ₃₈	1.862,4849	1.161,7024	700,7825
H ₂ O	0,0000	0,0000	0,0000
Trigleserida	583,1627	378,7953	204,3673
Total	23.990,7826	16.190,5204	7.800,2623
		23.990,7826 kg/jam	

B.3.13. Kolom Distilasi (KD-03)

Nama Alat : Kolom Distilasi (KD-03)

Fungsi : Memisahkan Fraksi Asam stearat dengan Fraksi minyak lainnya



Komposisi *Feed* :

Temperatur = 292°C = 607,15

Tekanan = 0,1371 atm

Komponen	Kmol	Xi	Pi (mmHg)	Ki	Yi=Xi.Ki
C ₁₂ H ₂₄ O ₂	0,0020	0,0001	104	0,9949	0,0001
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	0,0089	0,0002	87	0,8326	0,0002
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	0,3358	0,0090	93	0,8946	0,0081

C ₁₈ H ₃₆ O ₂	0,0372	0,0010	71	0,6803	0,0007
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	0,0000	0,0000	53	0,5082	0,0000
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	0,0000	0,0000	69	0,6641	0,0000
C ₂₀ H ₄₀ O ₂	0,0013	0,0000	80	0,7634	0,0000
C ₁₂ H ₂₆	0,0000	0,0000	131	1,2547	0,0000
C ₁₄ H ₃₀	0,0009	0,0000	119	1,1431	0,0000
C ₁₆ H ₃₄	33,2067	0,8910	106	1,0217	0,9104
C ₂₀ H ₄₂	0,0000	0,0000	68	0,6566	0,0000
C ₁₈ H ₃₈	2,8355	0,0761	83	0,7963	0,0606
H ₂ O	0,0000	0,0000	364	3,4917	0,0000
Trigleserida	0,8395	0,0225	93	0,8946	0,0202
Total	37,2678	1,0000			1,0000

$$K \text{ ref (C}_{20}\text{H}_{42}) = 0,6566$$

Diinginkan distribusi LK di *top* = 99%

$$\text{Light key (C}_{16}\text{H}_{34}) \text{ } \textit{top} = 33,1735 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Diinginkan distribusi LK di } \textit{bottom} = 1\%$$

$$\text{Light key (C}_{16}\text{H}_{34}) \text{ } \textit{bottom} = 0,0332 \text{ kmol/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Log } \frac{\text{LK ((C}_{16}\text{H}_{34}) \text{) } \textit{top}}{\text{LK(C}_{16}\text{H}_{34}) \text{ } \textit{bottom}} &= \text{Log } \frac{33,1735 \text{ kmol/jam}}{0,0332 \text{ kmol/jam}} \\ &= 2,9996 \end{aligned}$$

Diinginkan dsitribusi HK di *top* = 1%

$$\text{Heavy key (C}_{18}\text{H}_{38}) \text{ } \textit{top} = 0,0028 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Diinginkan distribusi HK di } \textit{bottom} = 99\%$$

$$\text{Light key (C}_{18}\text{H}_{38}) \text{ } \textit{bottom} = 2,8327 \text{ kmol/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Log } \frac{\text{LK (C}_{18}\text{H}_{38}) \text{ } \textit{top}}{\text{LK(C}_{18}\text{H}_{38}) \text{ } \textit{bottom}} &= \text{Log } \frac{0,0028 \text{ kmol/jam}}{2,8327 \text{ kmol/jam}} \\ &= -2,9996 \end{aligned}$$

Untuk mengetahui distribusi komponen lain digunakan persamaan :

$$m = \left\{ \frac{\left(\log \left[\frac{XD}{XB} \right] \right)_{LK} - \left(\log \left[\frac{XD}{XB} \right] \right)_{HK}}{\log \alpha_{LK} - \log \alpha_{HK}} \right\}$$

$$\text{Log} \left(\frac{XD}{XB} \right) = m \log \alpha + b \quad (\text{Van Winkle Pg. 291})$$

Didapatkan *Slope* dan *Interceptt* sebesar:

Slope (a) : 55,4276

Interceptt (b) : -7,6425

Distribusi komponen

Komponen	X = log α	Y = log Di/Bi	Di/Bi	D (Kmol)	B (Kmol)
C ₁₂ H ₂₄ O ₂	0,1804	2,3609	230	0,0020	0,0000
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	0,1031	-1,9287	0,0118	0,0001	0,0088
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	0,1343	-0,1974	0,6347	0,1304	0,2054
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	0,0154	-6,7916	0,0000	0,0000	0,0372
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	-0,111	-13,8113	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	0,0049	-7,3707	4,25901E-08	0,0000	0,0000
C ₂₀ H ₄₀ O ₂	0,0654	-4,0147	9,66633E-05	0,0000	0,0013
C ₁₂ H ₂₆	0,2812	7,9451	88124838,46	0,0000	0,0000
C ₁₄ H ₃₀	0,2408	5,7021	503622,2069	0,0009	0,0000
C ₁₆ H ₃₄	0,1920	2,9996	999	33,1735	0,0332
C ₂₀ H ₄₂	0,0000	-7,6425	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₈ H ₃₈	0,0838	-2,9996	0,0010	0,0028	2,8327
H ₂ O	0,7257	32,5821	3,82049E+32	0,0000	0,0000
Trigleserida	0,1343	-0,1974	0,6347	0,3260	0,5135
Total				33,6357	3,6321

Bagian atas kolom (*Top Distillation*)

Kondisi Operasi (*trial and error*)

Temperatur = 290 °C = 603.15 K

Tekanan = 0,1387 atm

Komponen	Kmol	Yi	Pi (mmhg)	Ki = Pi/P	Xi = Yi/Ki	α = Ki/Kref
C ₁₂ H ₂₄ O ₂	0,0020	0,0001	102,7725	0,9751	0,00006	1,5153
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	0,0001	0,0000	85,9544	0,8156	0,00000	1,2673
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	0,1304	0,0039	92,2574	0,8754	0,00443	1,3602
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	0,0000	0,0000	70,1363	0,6655	0,00000	1,0341
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	0,0000	0,0000	52,4115	0,4973	0,00000	0,7728
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	0,0000	0,0000	68,5037	0,6500	0,00000	1,0100

C ₂₀ H ₄₀ O ₂	0,0000	0,0000	78,4993	0,7448	0,00000	1,1574
C ₁₂ H ₂₆	0,0000	0,0000	129,8930	1,2325	0,00000	1,9151
C ₁₄ H ₃₀	0,0009	0,0000	118,2442	1,1219	0,00002	1,7434
C ₁₆ H ₃₄	33,1735	0,9863	105,6019	1,0020	0,98430	1,5570
C ₂₀ H ₄₂	0,0000	0,0000	67,8245	0,6435	0,00000	1,0000
C ₁₈ H ₃₈	0,0028	0,0001	82,2757	0,7807	0,00011	1,2131
H ₂ O	0,0000	0,0000	361,7580	3,4325	0,00000	5,3337
Trigleserida	0,3260	0,0097	92,2574	0,8754	0,01107	1,3602
Total	33,6357	1,0000			1,0000	

Bagian bawah kolom (*bottom distillation*)

Kondisi Operasi (*trial and error*)

Temperatur = 313 °C = 633,15 K

Tekanan = 01222 atm

Komponen	Kmol	Kg	Xi	Pi (mmhg)	Ki = Pi/P	Yi= Xi/Ki	$\alpha =$ Ki/Kref
C ₁₂ H ₂₄ O ₂	0,0000	0,0018	0,0000	112,9229	1,2159	0,0000	1,5148
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	0,0088	2,0105	0,0024	94,9704	1,0226	0,0025	1,2740
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	0,2054	52,6655	0,0565	103,2607	1,1118	0,0629	1,3852
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	0,0372	10,5759	0,0102	78,6780	0,8471	0,0087	1,0554
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	0,0000	0,0000	0,0000	58,5975	0,6309	0,0000	0,7861
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	0,0000	0,0013	0,0000	76,4226	0,8229	0,0000	1,0252
C ₂₀ H ₄₀ O ₂	0,0013	0,4066	0,0004	90,7578	0,9772	0,0004	1,2175
C ₁₂ H ₂₆	0,0000	0,0000	0,0000	139,2443	1,4993	0,0000	1,8679
C ₁₄ H ₃₀	0,0000	0,0000	0,0000	127,8625	1,3767	0,0000	1,7152
C ₁₆ H ₃₄	0,0332	7,5192	0,0091	115,2248	1,2406	0,0113	1,5457
C ₂₀ H ₄₂	0,0000	0,0001	0,0000	74,5464	0,8027	0,0000	1,0000
C ₁₈ H ₃₈	2,8327	720,8888	0,7799	90,1552	0,9707	0,7571	1,2094
H ₂ O	0,0000	0,0000	0,0000	384,4260	4,1392	0,0000	5,1569
Trigleserida	0,5135	138,1377	0,1414	103,2607	1,1118	0,1572	1,3852
Total	3,6321	932,2073	1,0000			1,0000	

Kolom Destilasi(KD-03)

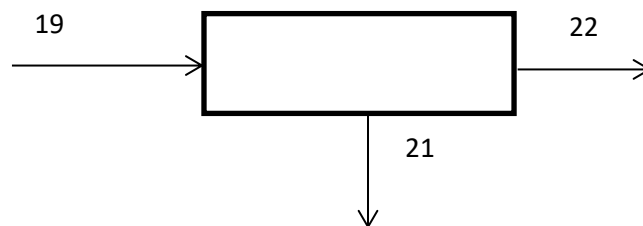
Komponen	Input (Kg/Jam)	Output (Kg/Jam)	
	Aliran 26 (l)	Aliran 27 (l)	Aliran 28(l)
C ₁₂ H ₂₄ O ₂	0,3684	0,3668	0,0016
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	1,8420	0,0215	1,8205

Komponen	Input (Kg/Jam)	Output (Kg/Jam)	
	Aliran 26 (l)	Aliran 27 (l)	Aliran 28(l)
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	77,9158	30,2535	47,6623
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	9,5712	0,0000	9,5712
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	0,0003	0,0000	0,0003
C ₂₀ H ₄₀ O ₂	0,3684	0,0000	0,3684
C ₁₂ H ₂₆	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₄ H ₃₀	0,1584	0,1584	0,0000
C ₁₆ H ₃₄	6.804,8880	6.798,0831	6,8049
C ₂₀ H ₄₂	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₈ H ₃₈	700,7825	0,7008	700,0817
H ₂ O	0,0000	0,0000	0,0000
Trigleserida	204,3673	79,3527	125,0146
Total	7.800,2623	6.908,9368	891,3255
		7.800,2623	

A.9. Total Condensor (TC-03)

Nama Alat : Total Condensor (TC-03)

Fungsi : Untuk mengubah fase benzena, toluena dan air keluaran top destilasi menjadi *liquid* dan *refluks*



Tabel A.9. Neraca Massa TC-03

$$F=W+D$$

$$W+D = \text{Total input} = 33,7333 \text{ kmol}$$

$$D(\text{gas}) = (W+D)/(W/D)+1 = 33,6357 \text{ kmol}$$

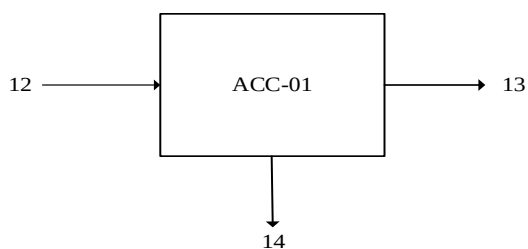
$$W (\text{Liquid}) = (W+D)-D = 0,0976 \text{ kmol}$$

Komponen	Input		Output			
	Arus 27 (l)		Arus 29 (l)		Arus 30 (l)	
	Kmol/h	Kg/h	Kmol/h	Kg/h	Kmol/h	Kg/h
C ₁₂ H ₂₄ O ₂	0,0018	0,3679	0,0018	0,3668	0,0000	0,0011
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	0,0001	0,0215	0,0001	0,0215	0,0000	0,0001
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	0,1184	30,3538	0,1180	30,2535	0,0004	0,1003
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C ₂₀ H ₄₀ O ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₂ H ₂₆	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₄ H ₃₀	0,0008	0,1588	0,0008	0,1584	0,0000	0,0004
C ₁₆ H ₃₄	30,1090	6.817,7690	30,0220	6.798,0831	0,0869	19,6859
C ₂₀ H ₄₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₈ H ₃₈	0,0028	0,7034	0,0028	0,7008	0,0000	0,0026
H ₂ O	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Trigleserida	0,2960	79,6157	0,2950	79,3527	0,0010	0,2630
Sub-total	30,5288	6.928,9901	30,4405	6.908,9368	0,0883	
Total	6.928,9901Kg/h		6.928,9901 Kg/h			

B.3.14.Accumulator (ACC-03)

Nama Alat : Accumulator (ACC-03)

Fungsi : Tempat penampungan sementara fraksi bioavur, air, dan gas.



Neraca massa ACC-03

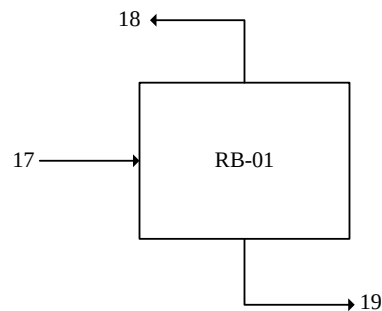
Komponen	Input (Kg/Jam)	Output (Kg/Jam)	
	Aliran 27 (l)	Aliran 29 (l)	Aliran 30 (l)
C ₁₂ H ₂₄ O ₂	0,3679	0,3668	0,0011
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	0,0215	0,0215	0,0001

C ₁₆ H ₃₂ O ₂	30,3538	30,2535	0,1003
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	0,0000	0,0000	0,0000
C ₂₀ H ₄₀ O ₂	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₂ H ₂₆	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₄ H ₃₀	0,1588	0,1584	0,0004
C ₁₆ H ₃₄	6.817,7690	6.798,0831	19,6859
C ₂₀ H ₄₂	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₈ H ₃₈	0,7034	0,7008	0,0026
H ₂ O	0,0000	0,0000	0,0000
Trigleserida	79,6157	79,3527	0,2630
Total	6.928,9901	6.908,9368	20,0533
	6.928,9901	6.928,9901	

B.3.15. Reboiler (RB-03)

Nama alat : Reboiler (RB-03)

Fungsi : Mengubah fase fraksi biodiesel menjadi *reflux*



$$L' = L + qF$$

$$V = V' + (1-q) F \quad (\text{Perry, 1999})$$

$$L' = 153,1990 \text{ kmol/jam}$$

$$V' = 78,0830 \text{ kmol/jam}$$

$$B = 75,1160 \text{ kmol}$$

Neraca massa RB-01

Komponen	Input (Kg/Jam)	Output (Kg/Jam)	
	Aliran 28 (l)	Aliran 31 (l)	Aliran 32 (l)
C ₁₂ H ₂₄ O ₂	0,0187	0,0171	0,0016
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	18,1780	16,3575	1,8205
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	513,2914	465,6291	47,6623
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	80,8152	71,2440	9,5712
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	0,0027	0,0024	0,0003
C ₂₀ H ₄₀ O ₂	3,5313	3,1629	0,3684
C ₁₂ H ₂₆	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₄ H ₃₀	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₆ H ₃₄	80,9867	74,1818	6,8049
C ₂₀ H ₄₂	0,0001	0,0000	0,0000
C ₁₈ H ₃₈	6.671,3953	5.971,3136	700,0817
H ₂ O	0,0000	0,0000	0,0000
Trigleserida	1.346,3258	1.221,3112	125,0146
Total	8.714,5450	7.823,2195	891,3255
		8.714,5450	

Berdasarkan perhitungan neraca masa di dapatkan produk samping sebanyak 6.671,3953 kg/jam, dengan kemurnian 98%.

$$\begin{aligned} \text{Produk samping heksadekana} &= (6.671,3953 / 1000) \times (24 \times 300) \\ &= 43.230,99068 \text{ ton/tahun.} \end{aligned}$$

LAMPIRAN C

PERHITUNGAN NERACA PANAS

Kapasitas Produksi	: 70.000 ton/tahun
Operasi	: hari/tahun
Basis Perhitungan	: 1 jam operasi
Satuan	: Kilo Joule (kJ)
Temperatur Referensi	: 25 °C

Panas yang dihitung pada neraca panas ini meliputi:

- 1) Panas yang dimiliki senyawa pada temperatur tertentu (panas sensibel).

$$Q = n \cdot \int_{T_0}^{T_1} C_p dT$$

dengan :

$$\Delta T = T - T_0$$

Q = Panas yang dimiliki, kJ

C_p = Kapasitas panas pada tekanan konstan, J/mol.K

n = Mol senyawa, kmol

T₀ = Temperatur referensi, 25°C

T₁ = Temperatur senyawa, °C

- 2) Panas yang dihitung apabila terjadi perubahan fase (panas laten).

$$Q = n \cdot \Delta H$$

dengan : Q = Panas laten senyawa, kJ

n = Mol senyawa, kmol

ΔH = Panas laten, kJ/kmol

- 3) Panas reaksi

$$\Delta H_R^0(298,15\text{ K}) = \sum_{\text{produk}} n. \Delta H_f^0 - \sum_{\text{reaktan}} n. \Delta H_f^0$$

dengan : ΔH_f^0 = Panas pembentukan senyawa pada 25°C, kJ/kmol.

Untuk kondisi temperatur reaksi selain pada 25°C, panas reaksi dihitung dengan menggunakan rumus :

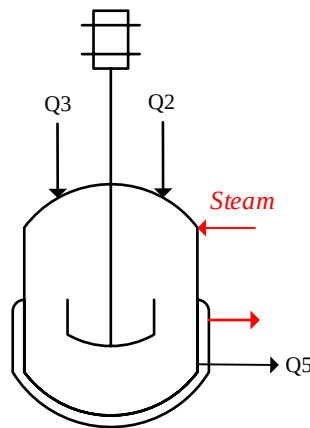
$$\Delta H_R = \Delta H_R^0 + \left(\sum_{\text{produk}} n \int_{T_0}^{T_1} C_p dT - \sum_{\text{reaktan}} n \int_{T_0}^{T_1} C_p dT \right)$$

1. *Mixing Tank* (MT-01)

Nama alat : Mixing Tank (M-01)

Fungsi : Menghilangkan Gum pada CPO menggunakan asam fosfat (H_3PO_4)

Gambar :



Persamaan Neraca Panas di MT-01

$$Q_1 + Q_2 + Q_{s\text{ in}} = Q_3 + Q_{s\text{ out}}$$

Panas Masuk

Panas masuk dari Q_1 pada temperature 30°C

Komponen	Kmol	Cp (KJ/kmol)	Q2 (kJ)
Asam Miristat (C14H28O2)	0.9242	2615.5838	2417.2102
Asam Stearat(C18H36O2)	3.2643	3414.5734	11146.2408
Asam Palmitat(C16H32O2)	36.5436	3248.2532	118702.7440
Asam Oleat(C18H34O2)	29.7379	3429.2702	101979.3345
Asam Linoleatc18h32o2)	7.5255	3029.2453	22796.7042
Asam Laurat(C12H24O2)	0.3161	1998.6964	631.7352
Asan Arkidat C20H40O2)	0.0675	3349.6500	226.2008
Asam Arikidonat(C20H32O2)	2.1592	2811.5265	6070.6825
C10H21NO8P+	0.1046	0.0000	0.0000
C40H56	0.2041	0.0000	0.0000
Ca	0.9113	239.4328	218.1896
Mg	1.5027	272.4579	409.4117
Fe	0.6540	296.4130	193.8516
Total			264792.3052

Panas masuk dari Q₂ pada temperatur 30°C

Komponen	Kmol	Cp (KJ/kmol)	Q2 (kJ)
H3PO4	0.1498	290.0000	43.4488
Total			43.4488

Panas Keluar

Panas keluar dari Q₃ pada temperature 70°C.

Komponen	Kmol	Cp (KJ/Kmol)	Q2 (Kj)
Asam Miristat (C14H28O2)	0.9242	24043.2911	22219.7770

Asam Stearat(C18H36O2)	3.2643	31433.7371	102609.5986
Asam Palmitat(C16H32O2)	36.5436	29890.6520	1092310.9016
Asam Oleat(C18H34O2)	29.7379	31391.3461	933513.0881
Asam Linoleat(C18H32O2)	7.5255	27739.6605	208755.9014
Asam Laurat(C12H24O2)	0.3161	18378.8763	5809.0774
Asam Arakidat C20H40O2)	0.0675	30794.4937	2079.5421
Asam Arikidonat(C20H32O2)	2.1592	26739.8734	57737.0619
C10H21NO8P+	0.1046	0.0000	0.0000
C40H56	0.2041	0.0000	0.0000
Ca	0.9113	2131.3424	1942.2435
Mg	1.5027	0.0000	0.0000
Fe	0.6540	2655.6614	1736.7804
H3PO4	0.1498	2610.0000	391.0394
Total			2429105.0112

$$\text{Beban panas} = Q_{\text{out}} - Q_{\text{in}}$$

$$= 2.164.269,2573 \text{ KJ/Jam}$$

Digunakan *saturated steam* pada temperatur 350°C untuk menyuplai panas yang dibutuhkan. Data entalpi *saturated steam* pada temperatur 350°C diperoleh dari (Reklaitis,).

$$\text{- Entalpi saturated liquid, } H_L = 1670,9000 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{- Entalpi saturated vapor, } H_V = 2563,6000 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{- Panas laten penguapan, } \lambda = 892,7000 \text{ kJ/kg}$$

Jumlah *steam* yang dibutuhkan :

$$m = \frac{\text{panas yang ditransfer}}{\lambda}$$

$$= \frac{2.164.269,2573}{892,7000}$$

$$= 2.424,4083 \text{ Kg}$$

Panas yang dibawa *steam* masuk ($Q_{s, \text{ in}}$)

$$\begin{aligned} Q_{s, \text{ in}} &= m \times H_V \\ &= 2.424,4083 \text{ kg} \times 2563,6000 \text{ kJ/kg} \\ &= 6.215.213,0256 \text{ KJ/jam} \end{aligned}$$

Panas yang dibawa kondensat keluar ($Q_{c, \text{ out}}$)

$$\begin{aligned} Q_{c, \text{ out}} &= m \times H_L \\ &= 2.424,4083 \text{ kg} \times 1670,9000 \text{ kJ/kg} \\ &= 4.050.943,7683 \text{ KJ/jam} \end{aligned}$$

Neraca Panas MT-01

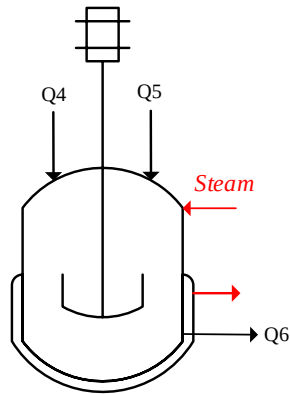
Komponen	Input (Kj/Jam)	Output (Kj/Jam)
Q-1	264792.3052	-
Q-2	43.4488	-
Q-3	-	2429105.0112
Q- <i>Steam in</i>	6215213.0256	-
Q- <i>Steam out</i>		4050943.7683
Total	6480048.7795	6480048.7795

2. *Mixing Tank* (MT-02)

Nama alat : Mixing Tank (M-02)

Fungsi : Memucatkan CPO menggunakan bleaching earth

Gambar :



Persamaan Neraca Panas di MT-01

$$Q_3 + Q_4 + Q_{s \text{ in}} = Q_5 + Q_{s \text{ out}}$$

Panas Masuk

Panas masuk dari Q_3 pada temperature 30°C.

Komponen	kmol	Cp (KJ/kmol)	Q4 (kJ)
asam miristat (C14H28O2)	2.1101	24043.2911	50732.9551
asam stearat(C18H36O2)	7.4532	31433.7371	234281.7459
asam palmitat(C16H32O2)	83.4375	29890.6520	2494001.6194
asam oleat(C18H34O2)	67.8986	31391.3461	2131429.0190
asam linoleatC18H32O2)	17.1826	27739.6605	476638.6158
asam laurat(C12H24O2)	0.7217	18378.8763	13263.4843
asan arkidat C20H40O2)	0.1542	30794.4937	4748.0816
asam arikidonat(C20H32O2)	4.9300	26739.8734	131827.2349
C10H21NO8P+	0.2388	0.0000	0.0000
C40H56	0.4660	0.0000	0.0000
Ca	2.0807	2131.3424	4434.5967
Mg	3.4309	2406.9943	8258.2191
Fe	1.4932	2655.6614	3965.4763
H3PO4	0.3421	2610.0000	892.8344
Total			5554473.8825

Panas masuk dari Q₄ pada temperatur 70°C.

Komponen	kmol	Cp (KJ/kmol)	Q5 (kJ)
SiO ₂	6.3585	43.67138	277.6836
Al ₂ O ₃	1.2068	80.09713	96.6586
Fe ₂ O ₃	0.2164	0.00000	0.0000
MgO	0.8141	36.90802	30.0469
CaO	0.5475	0.00000	0.0000
Total			404.3891

Panas Keluar

Panas keluar dari Q₅ pada temperature 110°C.

Komponen	Kmol	Cp (KJ/kmol)	Q6 (kJ)
asam miristat (C ₁₄ H ₂₈ O ₂)	2.1101	46283.4908	97661.2662
asam stearat(C ₁₈ H ₃₆ O ₂)	7.4532	60577.6868	451497.2625
asam palmitat(C ₁₆ H ₃₂ O ₂)	83.4375	57586.7994	4804899.2339
asam oleat(C ₁₈ H ₃₄ O ₂)	67.8986	60243.6411	4090459.9807
asam linoleatC ₁₈ H ₃₂ O ₂)	17.1826	53266.2840	915251.5726
asam laurat(C ₁₂ H ₂₄ O ₂)	0.7217	35398.3708	25545.9436
asan arkidat C ₂₀ H ₄₀ O ₂)	0.1542	59306.5639	9144.2453
asam arikidonat(C ₂₀ H ₃₂ O ₂)	4.9300	52831.7230	260459.7207
C ₁₀ H ₂₁ NO ₈ P+	0.2388	0.0000	0.0000
C ₄₀ H ₅₆	0.4660	0.0000	0.0000
Ca	2.0807	3982.7781	8286.8032
Mg	3.4309	4463.4081	15313.6223
Fe	1.4932	4993.8081	7456.8346
H ₃ PO ₄	0.3421	4930.0000	1686.4650
SiO ₂	6.3585	51.5760	327.9448

Al ₂ O ₃	1.2068	93.6844	113.0553
Fe ₂ O ₃	0.2164	0.0000	0.0000
MgO	0.8141	41.4313	33.7294
CaO	0.5475	0.0000	0.0000
Total			10688137.6804

$$\text{Beban panas} = Q_{\text{out}} - Q_{\text{in}}$$

$$= 5.133.259,4087 \text{ KJ/Jam}$$

Digunakan *saturated steam* pada temperatur 350°C untuk menyuplai panas yang dibutuhkan. Data entalpi *saturated steam* pada temperatur 350°C diperoleh dari (Reklaitis,).

$$\text{- Entalpi saturated liquid, } H_L = 167,9000 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{- Entalpi saturated vapor, } H_V = 2562,6000 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{- Panas laten penguapan, } \lambda = 892,7000 \text{ kJ/kg}$$

Jumlah *steam* yang dibutuhkan :

$$m = \frac{\text{panas yang ditransfer}}{\lambda}$$

$$= \frac{5.133,259,4087}{892,7000}$$

$$= 5750,2626 \text{ Kg}$$

Panas yang dibawa *steam* masuk ($Q_{s, \text{in}}$)

$$Q_{s, \text{in}} = m \times H_V$$

$$= 5750,2626 \text{ kg} \times 2563,6000 \text{ kJ/kg}$$

$$= 14.741.373,1602 \text{ KJ/jam}$$

Panas yang dibawa kondensat keluar ($Q_{c, \text{out}}$)

$$Q_{c, \text{out}} = m \times H_L$$

$$= 5750,2626 \text{ kg} \times 1670,9000 \text{ kJ/kg}$$

$$= 9.608.113,7515 \text{ KJ/jam}$$

Neraca Panas MT-02

Komponen	Input (Kj/Jam)	Output (Kj/Jam)
Q-3	5554473.8825	-
Q-4	404.3891	-
Q-5	-	10688137.6804
Q- <i>Steam in</i>	14741373.1602	-
Q- <i>Steam out</i>		9608113.7515
Total	20296251.4319	20296251.4319

3. *Heater (H-01)*

Nama Alat : *Heater (H-01)*

Fungsi : Menaikkan temperatur trigliserida dari 110°C menjadi 245°C

Gambar :



Persamaan Neraca Panas di H-01

$$Q_{6in} + Q_{Sin} = Q_{6out} + Q_v + Q_{Sout}$$

Panas Masuk

Panas masuk dari Q_{6in} pada temperatur 110°C.

Komponen	Kmol	Cp dT	Q3 (kJ)
asam miristat (C14H28O2)	0.9242	46283.4908	42773.2143
asam stearat(C18H36O2)	3.2643	60577.6868	197744.6117
asam palmitat(C16H32O2)	36.5436	57586.7994	2104426.7868
asam oleat(C18H34O2)	29.7379	60243.6411	1791520.0995

asam linoleat(C18H32O2)	7.5255	53266.2840	400857.5065
asam laurat(C12H24O2)	0.3161	35398.3708	11188.4902
asan arkidat C20H40O2)	0.0675	38721.8424	2614.8733
Total			4551125.5825

Panas Keluar

Panas keluar dari Q_{6out} pada temperatur 245°C.

Komponen	Kmol	Cp dT	Q3 (kJ)
asam miristat (C14H28O2)	0.9242	127248.2933	117597.4074
asam stearat(C18H36O2)	3.2643	166571.7732	543742.6276
asam palmitat(C16H32O2)	36.5436	158432.3506	5789682.4594
asam oleat(C18H34O2)	29.7379	164666.1716	4896828.1282
asam linoleatC18H32O2)	7.5255	146195.1322	1100197.1938
asam laurat(C12H24O2)	0.3161	97752.9684	30897.1318
asan arkidat C20H40O2)	0.0675	163636.8297	11050.3415
Total			12489995.289
			6

Beban panas = $Q_{out} - Q_{in}$

$$= 7.938.869,7071 \text{ KJ/Jam}$$

Digunakan *saturated steam* pada temperatur 350°C untuk menyuplai panas yang dibutuhkan. Data entalpi *saturated steam* pada temperatur 350°C diperoleh dari (Reklaitis,).

- Entalpi saturated liquid, $H_L = 1670,9000 \text{ kJ/kg}$
- Entalpi saturated vapor, $H_V = 2563,6000 \text{ kJ/kg}$
- Panas laten penguapan, $\lambda = 892,7000 \text{ kJ/kg}$

Jumlah *steam* yang dibutuhkan :

$$\begin{aligned}
 m &= \frac{\text{panas yang ditransfer}}{\lambda} \\
 &= \frac{7.938.869,7071}{892,7000} \\
 &= 8.893,0993 \text{ Kg}
 \end{aligned}$$

Panas yang dibawa *steam* masuk ($Q_{s, \text{ in}}$)

$$\begin{aligned}
 Q_{s, \text{ in}} &= m \times H_V \\
 &= 8.893,0993 \text{ kg} \times 2563,6000 \text{ kJ/kg} \\
 &= 22.798.349,2564 \text{ KJ/jam}
 \end{aligned}$$

Panas yang dibawa kondensat keluar ($Q_{c, \text{ out}}$)

$$\begin{aligned}
 Q_{c, \text{ out}} &= m \times H_L \\
 &= 8.893,0993 \text{ kg} \times 1670,9000 \text{ kJ/kg} \\
 &= 14.859.479,5493 \text{ KJ/jam}
 \end{aligned}$$

Neraca Panas H-01

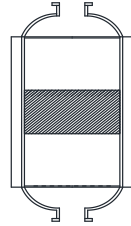
Komponen	Input (Kj/Jam)	Output (Kj/Jam)
Q-6	4551125.5825	
Q-6		12489995.2896
Q _{Steam in}	22798349.2564	
Q _{Steam out}		14859479.5493
Total	27349474.8389	27349474.8389

4. Reaktor Hidrogenasi (R-01)

Nama alat : Reaktor Hidrogenasi (R-01)

Fungsi : Meraksikan *Fatty Acid* dengan H_2

Gambar :



Persamaan Neraca Panas di R-01

$$Q_9 + Q_{w \text{ in}} = Q_{11} + Q_R + Q_{w \text{ out}}$$

Panas Masuk

Panas masuk dari Q_9 pada temperature 160°C.

Komponen	kmol	Cp (KJ/kmol)	Q12 (kJ)
C12H24O2	0.2032	35398.3708	7193.4533
C14H28O2	0.8913	46283.4908	41250.4879
C16H32O2	33.5757	57586.7994	1933518.8935
C18H36O2	3.0766	60577.6868	186370.7012
C18H34O2	30.3366	60243.6411	1827586.3700
C18H32O2	7.1851	53266.2840	382721.1095
C20H40O2	0.1303	59306.5639	7724.7530
H2O	1.9535	6399.8765	12502.1362
Trigleserida	0.8395	57586.7994	48342.9966
H2	876.1432	2467.495884	2,161,879.66
CH4	12.6876	3192.9670	40511.1857
Total			6649601.7464

Panas Keluar

Panas keluar dari Q_{11} pada temperature 160°C.

Komponen	kmol	Cp (KJ/kmol)	Q12 (kJ)
C12H24O2	0.0020	35398.3708	71.9345
C14H28O2	0.0089	46283.4908	412.5049

C16H32O2	0.3358	57586.7994	19335.1889
C18H36O2	37.1772	60577.6868	2252108.0751
C18H34O2	0.3034	60243.6411	18275.8637
C18H32O2	0.0719	53266.2840	3827.2111
C20H40O2	0.0013	59306.5639	77.2475
C12H26	0.2012	33389.3937	6717.3485
C14H30	0.8823	38721.8424	34166.0042
C16H34	33.2400	44605.9465	1482700.4943
C20H42	0.1289	58691.2489	7568.1614
C18H38	3.0458	51404.8034	156568.3052
H2O	76.9500	6399.8765	492470.3519
Trigleserida	0.8395	57586.7994	48342.9966
H2	719.3888	2467.4959	1775088.9527
CH4	12.6876	3192.9670	40511.1857
Total			6338241.8263

Panas Reaksi

Komponen	Keterangan	ΔH°_f	$n \cdot \Delta H^{\circ}_f$	CP dt	$n \cdot \text{CP dt}$
C12H24O2	reaktan	-642.0000	-642.0000	35398.3708	35398.3708
3H2	reaktan	-693.8000	-2081.4000	2467.4959	7402.4877
C12H26	produk	-290.8700	-290.8700	33389.3937	33389.3937
2H2O	produk	-241.8000	-483.6000	6399.8765	12799.7530
ΔH°_r		-1868.4700	-3497.8700	77655.1369	88990.0051

Komponen	keterangan	ΔH°_f	$n \cdot \Delta H^{\circ}_f$	CP dt	$n \cdot \text{CP dt}$
C14H28O2	reaktan	-693.8000	-693.8000	46283.4908	46283.4908
3H2	reaktan	0.0000	0.0000	2467.4959	7402.4877
C14H30	produk	-332.1300	-332.1300	38721.8424	38721.8424
2H2O	produk	-241.8000	-483.6000	6399.8765	12799.7530
ΔH°_r		-1267.7300	-1509.5300	93872.7055	105207.5738

komponen	keterangan	ΔH°_f	$n \cdot \Delta H^{\circ}_f$	CP dt	$n \cdot \text{CP dt}$
C16H32O2	reaktan	-737.0000	-737.0000	57586.7994	57586.7994
3H2	reaktan	0.0000	0.0000	2467.4959	7402.4877
C16H34	produk	-373.3400	-373.3400	44605.9465	44605.9465
2H2O	produk	-241.8000	-483.6000	6399.8765	12799.7530
ΔH°_r		-1352.1400	-1593.9400	111060.1183	122394.9866

komponen	keterangan	ΔH°_f	$n \cdot \Delta H^{\circ}_f$	CP dt	$n \cdot \text{CP dt}$
C18H36O2	reaktan	-767.0000	-767.0000	60577.6868	60577.6868
3H2	reaktan	0.0000	0.0000	2467.4959	7402.4877
C18H38	produk	-414.5500	-414.5500	51404.8034	51404.8034
2H2O	produk	-241.8000	-483.6000	6399.8765	12799.7530
ΔH°_r		-1423.3500	-1665.1500	120849.8626	132184.7309

komponen	keterangan	ΔH°_f	$n \cdot \Delta H^{\circ}_f$	CP dt	$n \cdot \text{CP dt}$
C18H34O2	reaktan	-671.7800	-671.7800	60243.6411	60243.6411
H2	reaktan	0.0000	0.0000	2467.4959	4934.9918
C18H36O2	produk	-767.0000	-767.0000	60577.6868	60577.6868
ΔH°_r		-1438.7800	-1438.7800	123288.8238	125756.3197

komponen	keterangan	ΔH°_f	$n \cdot \Delta H^{\circ}_f$	CP dt	$n \cdot \text{CP dt}$
C18H32O2	reaktan	-540.0000	-540.0000	53.2663	53.2663
2H2	reaktan	0.0000	0.0000	2.4675	4.9350
C18H36O2	produk	-767.0000	-767.0000	60.5777	60.5777
ΔH°_r		-	-	-	-
		1307.0000	1307.0000	116.3115	118.7790

komponen	keterangan	ΔH°_f	$n \cdot \Delta H^{\circ}_f$	CP dt	$n \cdot \text{CP dt}$
C20H40O2	reaktan	-330.2400	-330.2400	59306.5639	59306.5639
3H2	reaktan	0.0000	0.0000	2467.4959	7402.4877
C20H42	produk	-455.7600	-455.7600	58691.2489	58691.2489
2H2O	produk	-241.8000	-483.6000	6399.8765	12799.7530
ΔH°_r		-1027.8000	-1269.6000	126865.1851	138200.0534

Neraca Panas (R-01)

Komponen	Input (Kj/Jam)	Output (Kj/Jam)
Q-9	6,649,601.7464	
Q-11		6,338,241.8263
Q- <i>Steam in</i>	267,088.5180	
Q- <i>Steam out</i>		-44,271.4022
Q-Lepas		622,719.8403
Total	6,916,690.2644	6,916,690.2644

5. Ciller (C-01)

Nama alat : Ciller (C-01)

Fungsi : Mendinginkan keluaran produk *column splitting-01*

Gambar :



Persamaan Neraca Panas di CO-01

$$Q_{9 \text{ in}} + Q_{w \text{ in}} = Q_{9 \text{ out}} + Q_{w \text{ out}}$$

Panas Masuk

Panas masuk dari $Q_{9 \text{ in}}$ pada temperature 245°C.

Komponen	kmol	Cp (KJ/kmol)	Q4 (kJ)
Trigleserida	0.8395	158432.3506	133000.8728
H2O	1.9535	17323.7335	33841.8525
asam miristat (C14H28O2)	0.8913	127248.2933	113410.9397
asam stearat(C18H36O2)	3.0766	166571.7732	512467.5403
asam palmitat(C16H32O2)	33.5757	158432.3506	5319482.0047

asam oleat(C18H34O2)	30.3366	164666.1716	4995409.3988
asam linoleatC18H32O2)	7.1851	146195.1322	1050419.8719
asam laurat(C12H24O2)	0.2032	97752.9684	19864.7960
asam arkidat C20H40O2)	0.1303	163636.8297	21313.8986
Total			12199211.1753

Panas Keluar

Panas keluar dari Q_{9out} pada temperatur 160°C.

Komponen	kmol	Cp (KJ/kmol)	Q4 (kJ)
Trigleserida	0.8395	57586.7994	48342.9966
H2O	1.9535	6399.8765	12502.1362
asam miristat (C14H28O2)	0.8913	46283.4908	41250.4879
asam stearat(C18H36O2)	3.0766	60577.6868	186370.7012
asam palmitat(C16H32O2)	33.5757	60243.6411	2022724.2946
asam oleat(C18H34O2)	30.3366	53266.2840	1615917.1797
asam linoleatC18H32O2)	7.1851	35398.3708	254339.1943
asam laurat(C12H24O2)	0.2032	59306.5639	12051.9388
asam arkidat C20H40O2)	0.1303	0.0000	0.0000
Total			4193498.9293

Pendingin yang dibutuhkan = $Q_{in} - Q_{out}$

$$Q_w = Q_{9in} - Q_{9out}$$

$$= 8.005.712,2460 \text{ kJ/jam}$$

$$C_p \text{ in} = -9.757,1282 \text{ kJ/jam}$$

$$C_p \text{ out} = 5.783,9690 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Selisih } \Delta C_p = 15.541,0972 \text{ KJ/jam}$$

$$\text{Massa pendingin yang dibutuhkan} = Q_w / \Delta C_p$$

$$= 8.005.712,2460 / 15.541,0972$$

$$= 515.1317 \text{ kmol/jam}$$

$$Q_{W_{in}} = m \times CP_{in}$$

$$= 515.1317 \text{ kmol/jam} \times -9.757,1282 \text{ KJ/kmol}$$

$$= -5.026.206,2865 \text{ KJ/jam}$$

$$Q_{W_{out}} = m \times CP_{out}$$

$$= 515.1317 \text{ kmol/jam} \times 5.783,9690 \text{ KJ/kmol}$$

$$= 2.979.505,9595 \text{ kJ/jam}$$

Neraca Panas CO-01

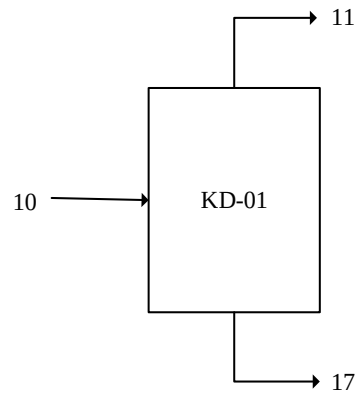
Komponen	Input (Kj/Jam)	Output (Kj/Jam)
Q-9	12199211.1753	
Q-9		4193498.9293
Q- <i>Steam in</i>	-5026206.2865	
Q- <i>Steam out</i>		2979505.9595
Q-Lepas		0.0000
Total	7173004.8888	7,173,004.8888

6. Kolom Distilasi (KD-01)

Nama alat : Kolom Distilasi (KD-01)

Fungsi : Memisahkan fraksi Asam Stearat (C_{18}) dengan Fraksi Asam lemak ($C_{12} - C_{20}$).

Gambar :



Kondisi Operasi :

Temperatur *feed* = 344,0000 °C = 607,1500 K

Temperatur *top* = 330,0000°C = 603,1500 K

Temperatur *bottom* = 360,0000°C = 633,1500 K

Persamaan Neraca Panas di KD-01

$$Q_{12} + Q_{S \text{ in}} = Q_{14} + Q_{15} + Q_{S \text{ out}}$$

Panas Masuk

Panas masuk dari Q_{12} pada temperatur 334°C

Komponen	kmol	Cp (KJ/kmol)	Q12 (kJ)
C12H24O2	0.0020	144.9590	0.2946
C14H28O2	0.0089	187.5615	1.6717
C16H32O2	0.3358	233.1525	78.2826
C18H36O2	37.1772	244.5570	9091.9407
C18H34O2	0.3034	241.9139	73.3884
C18H32O2	0.0719	215.8541	15.5092
C20H40O2	0.0013	242.0542	0.3153
C12H26	0.2012	142.5255	28.6736
C14H30	0.8823	160.6444	141.7437
C16H34	33.2400	185.7479	6174.2564
C20H42	0.1289	239.8174	30.9241

C18H38	3.0458	208.6482	635.4989
H2O	76.9500	26.0903	2007.6510
Trigliserida	0.8395	233.1525	195.7269
Total			18475.8772

Panas Keluar

1) Panas distilat (Q_{14}) pada temperatur 330,0000°C.

Komponen	kmol	Cp (KJ/kmol)	Q12 (kJ)
C12H24O2	0.0020	142.6844	0.2900
C14H28O2	0.0089	184.6798	1.6450
C16H32O2	0.3358	229.5955	77.0883
C18H36O2	0.0372	240.8614	8.9545
C20H40O2	0.0013	238.2945	0.3101
C12H26	0.2012	140.1016	28.1859
C14H30	0.8823	158.0391	139.4449
C16H34	33.2400	182.7475	6074.5232
C18H38	2.8355	205.4128	582.4535
H2O	76.9500	25.6538	1974.0578
Trigliserida	0.8395	229.5955	192.7409
Total			9079.6941

2) Panas keluaran *bottom* (Q_{15}) pada temperatur 360,0000°C.

Komponen	kmol	Cp (KJ/kmol)	Q12 (kJ)
C18H36O2	37.1400	269.1117	9994.8130
C18H34O2	0.3034	266.3578	80.8038
C18H32O2	0.0718	238.1004	17.1066
C20H42	0.1289	264.7286	34.1363
C18H38	0.2103	230.2572	48.4149
Total			10175.2746

$$\begin{aligned}\text{Beban panas} &= Q_{\text{out}} - Q_{\text{in}} \\ &= 779,0915 \text{ KJ/Jam}\end{aligned}$$

Digunakan *saturated steam* pada temperatur 350°C untuk menyuplai panas yang dibutuhkan. Data entalpi *saturated steam* pada temperatur 350°C diperoleh dari (Reklaitis,).

- Entalpi saturated liquid, $H_L = 1670,9000 \text{ kJ/kg}$
- Entalpi saturated vapor, $H_V = 2563,6000 \text{ kJ/kg}$
- Panas laten penguapan, $\lambda = 892,7000 \text{ kJ/kg}$

Jumlah *steam* yang dibutuhkan :

$$\begin{aligned}m &= \frac{\text{panas yang ditransfer}}{\lambda} \\ &= \frac{779,0915}{892,7000} \\ &= 0,8727 \text{ Kg}\end{aligned}$$

Panas yang dibawa *steam* masuk ($Q_{s, \text{ in}}$)

$$\begin{aligned}Q_{s, \text{ in}} &= m \times H_V \\ &= 0,8727 \text{ kg} \times 1670,9000 \text{ kJ/kg} \\ &= 2237,3461 \text{ KJ/jam}\end{aligned}$$

Panas yang dibawa kondensat keluar ($Q_{c, \text{ out}}$)

$$\begin{aligned}Q_{c, \text{ out}} &= m \times H_L \\ &= 0,8727 \text{ kg} \times 2563,6000 \text{ kJ/kg} \\ &= 1458,2547 \text{ KJ/jam}\end{aligned}$$

Neraca Panas KD-01

Komponen	Input (Kj/Jam)	Output (Kj/Jam)
Q-12	18475.8772	-
Q-14		9079.6941
Q-15		10175.2746
Q- <i>Steam in</i>	2237.3461	-
Q- <i>Steam out</i>		1458.2547
Total	20713.2234	20713.2234

7. Total Condensor (TC-01)

Nama alat : Total Condensor (TC-01)

Fungsi : Mengkondensasi *top product* KD-01

Gambar :



Persamaan Neraca Panas di CD – 01

$$Q_{14in} + Q_{w in} + Q_v = Q_{14out} + Q_{cw out}$$

Panas Masuk

Panas masuk dari Q_{14in} pada temperatur 334,0000 °C.

Komponen	kmol	Cp (KJ/kmol)	Q12 (kJ)
C12H24O2	0.0020	123898.9660	251.8246
C14H28O2	0.0089	141336.3152	1259.1974
C16H32O2	0.3358	160599.8241	53932.7860
C18H36O2	0.0372	181713.7988	6757.2884
C18H34O2	0.0000	175687.2925	0.0000
C18H32O2	0.0000	167059.0211	0.7620

C20H40O2	0.0013	189716.2777	246.9128
C12H26	0.2012	118341.9023	23811.7264
C14H30	0.8825	137224.5693	121098.3529
C16H34	33.2457	156754.5989	5211420.8798
C20H42	0.0000	195475.1168	0.0725
C18H38	2.8362	176234.9695	499829.2737
H2O	76.9540	10618.2443	817116.8446
Trigleserida	0.8396	160599.8241	134845.9796
Total			6870571.9007

Panas Keluar

Panas masuk dari Q_{14out} pada temperatur 257,000 °C.

Komponen	kmol	Cp (KJ/kmol)	Q12 (kJ)
C12H24O2	0.0020	103757.0259	210.8861
C14H28O2	0.0089	134975.9107	1202.5311
C16H32O2	0.3358	168034.4316	56429.4830
C18H36O2	0.0372	176630.3677	6568.2537
C18H34O2	0.0000	174597.2198	0.0000
C18H32O2	0.0000	155099.0573	0.7075
C20H40O2	0.0013	173650.2817	226.0032
C12H26	0.2012	99784.0459	20077.6763
C14H30	0.8825	114010.1540	100612.0255
C16H34	33.2457	131886.2996	4384656.1446
C20H42	0.0000	171970.8337	0.0637
C18H38	2.8362	149825.3631	424927.5991
H2O	76.9540	18405.7329	1416395.5934
Trigleserida	0.8396	168034.4316	141088.3708
Total			6552395.3380

Panas masuk dari Q_v pada temperatur 257,0000 °C.

Komponen	kmol	ΔH_v (KJ/kmol)	Q12 (kJ)
C12H24O2	0.0020	69.5865	0.1414
C14H28O2	0.0089	75.0770	0.6689
C16H32O2	0.3358	72.5268	24.3560
C18H36O2	0.0372	83.6313	3.1100
C18H34O2	0.0000	86.0629	0.0000
C18H32O2	0.0000	84.5747	0.0004
C20H40O2	0.0013	85.8786	0.1118
C12H26	0.2012	39.6331	7.9746
C14H30	0.8825	47.3732	41.8060
C16H34	33.2457	55.1388	1833.1293
C20H42	0.0000	71.1208	0.0000
C18H38	2.8362	61.0661	173.1927
H2O	76.9540	30.0595	2313.1978
Trigleserida	0.8396	72.5268	60.8964
Total			4458.5852

$$\text{Pendingin yang dibutuhkan} = Q_{in} - Q_{out}$$

$$= 32.2635,1476 \text{ kJ/jam}$$

$$C_p \text{ in} = -3.852,9176 \text{ kJ/jam}$$

$$C_p \text{ out} = 12.210,0604 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Selisih } \Delta C_p = 16.062,9780 \text{ KJ/jam}$$

$$\text{Massa pendingin yang dibutuhkan} = Q_w / \Delta C_p$$

$$= 32.2635,1476 / 16.062,9780$$

$$= 883,9588 \text{ kmol/jam}$$

$$Q_{w_{in}} = m \times C_{p_{in}}$$

$$= 883,9588 \text{ kmol/jam} \times -3.852,9176 \text{ KJ/kmol}$$

$$= -77.388,3047 \text{ KJ/jam}$$

$$Q_{W_{out}} = m \times CP_{out}$$

$$= 883,9588 \text{ kmol/jam} \times 12.210,0604 \text{ KJ/kmol}$$

$$= 24.5246,8428 \text{ kJ/jam}$$

Neraca panas TC-01

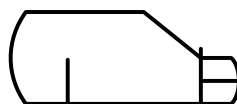
Komponen	Input (Kj/Jam)	Output (Kj/Jam)
Q-14	6870571.9007	
Q-14		6552395.3380
Q- <i>Steam in</i>	-77388.3048	
Q- <i>Steam out</i>		245246.8431
Qv	4458.5852	
Total	6797642.1811	6797642.1811

8. Reboiler-01 (RB-01)

Nama alat : Reboiler (RB-01)

Fungsi : Mengubah fase fraksi asam stearat menjadi *reflux*

Gambar :



Persamaan Neraca Panas di RB-01

$$Q_{15} + Q_{s \text{ in}} = Q_{17} + Q_{19} + Q_v + Q_{s \text{ out}}$$

Panas Masuk

Panas dari Q_{15} masuk pada temperatur $360,0000^\circ\text{C}$

Komponen	kmol	Cp (KJ/kmol)	Q12 (kJ)

C12H24O2	0.0000	160178.5840	0.0000
C14H28O2	0.0000	206776.9293	4.9263
C16H32O2	0.0000	256833.1495	0.1069
C18H36O2	150.5231	269111.7380	40507544.5582
C18H34O2	0.9888	266357.7542	263362.5973
C18H32O2	0.2828	238100.3617	67341.6951
C20H40O2	0.0000	267153.7125	1.6436
C12H26	0.0000	158937.4829	0.0000
C14H30	0.0000	178169.2081	0.0000
C16H34	0.0000	205900.7226	0.0067
C20H42	0.4881	264728.6475	129208.4778
C18H38	0.9146	230257.2257	210599.3817
H2O	0.0000	29047.6200	0.0000
Trigleserida	0.0000	256833.1495	0.2673
Total			41178063.6610

Panas Keluar

1) Panas Q_{17} pada temperatur 360,0000 °C.

Komponen	kmol	Cp (KJ/kmol)	Q12 (kJ)
C12H24O2	0.0000	160178.5840	0.0000
C14H28O2	0.0000	206776.9293	3.8515
C16H32O2	0.0000	256833.1495	0.0855
C18H36O2	113.3831	269111.7380	30512731.5957
C18H34O2	0.6854	266357.7542	182558.7494
C18H32O2	0.2110	238100.3617	50235.1422
C20H40O2	0.0000	267153.7125	1.2956
C12H26	0.0000	158937.4829	0.0000
C14H30	0.0000	178169.2081	0.0000
C16H34	0.0000	205900.7226	0.0054

C20H42	0.3591	264728.6475	95072.1558
C18H38	0.7044	230257.2257	162184.5052
H2O	0.0000	29047.6200	0.0000
Trigleserida	0.0000	256833.1495	0.2137
Total			31002787.6002

2) Panas Q_{19} pada temperatur 360,0000°C.

Komponen	kmol	Cp (KJ/kmol)	Q12 (kJ)
C12H24O2	0.0000	160178.5840	0.0000
C14H28O2	0.0000	206776.9293	1.0748
C16H32O2	0.0000	256833.1495	0.0214
C18H36O2	37.1400	269111.7380	9994812.9625
C18H34O2	0.3034	266357.7542	80803.8479
C18H32O2	0.0718	238100.3617	17106.5530
C20H40O2	0.0000	267153.7125	0.3480
C12H26	0.0000	158937.4829	0.0000
C14H30	0.0000	178169.2081	0.0000
C16H34	0.0000	205900.7226	0.0013
C20H42	0.1289	264728.6475	34136.3220
C18H38	0.2103	230257.2257	48414.8765
H2O	0.0000	29047.6200	0.0000
Trigleserida	0.0000	256833.1495	0.0536
Total			10175276.0608

3) Panas laten penguapan RB-01 (Q_v)

Komponen	kmol	Hv (KJ/kmol)	Q12 (kJ)
C12H24O2	0.0000	130.5300	0.0000
C14H28O2	0.0000	127.6000	0.0024
C16H32O2	0.0000	92.1150	0.0000

C18H36O2	113.3831	131.7120	14933.9190
C18H34O2	0.6854	134.6330	92.2760
C18H32O2	0.2110	133.9370	28.2584
C20H40O2	0.0000	165.5480	0.0008
C12H26	0.0000	77.1660	0.0000
C14H30	0.0000	86.8850	0.0000
C16H34	0.0000	96.6800	0.0000
C20H42	0.3591	115.0000	41.3000
C18H38	0.7044	106.9500	75.3315
H2O	0.0000	52.0530	0.0000
Trigleserida	0.0000	92.1150	0.0001
Total			15171.0883

Beban panas = $Q_{\text{out}} - Q_{\text{in}}$

$$= 15171,1303 \text{ KJ/Jam}$$

Digunakan *saturated steam* pada temperatur 350°C untuk menyuplai panas yang dibutuhkan. Data entalpi *saturated steam* pada temperatur 350°C diperoleh dari (Reklaitis,).

- Entalpi saturated liquid, $H_L = 1670,9000 \text{ kJ/kg}$

- Entalpi saturated vapor, $H_V = 2563,6000 \text{ kJ/kg}$

- Panas laten penguapan, $\lambda = 892,7000 \text{ kJ/kg}$

Jumlah *steam* yang dibutuhkan :

$$\begin{aligned}
 m &= \frac{\text{panas yang ditransfer}}{\lambda} \\
 &= \frac{15171,1303}{892,7000} \\
 &= 306,1587 \text{ Kg}
 \end{aligned}$$

Panas yang dibawa *steam* masuk ($Q_{s, \text{in}}$)

$$\begin{aligned}
 Q_{s, \text{ in }} &= m \times H_V \\
 &= 306,1587 \text{ kg} \times 2563,6000 \text{ kJ/kg} \\
 &= 43567,5025 \text{ KJ/jam}
 \end{aligned}$$

Panas yang dibawa kondensat keluar ($Q_{c, \text{ out }}$)

$$\begin{aligned}
 Q_{c, \text{ out }} &= m \times H_L \\
 &= 306,1587 \text{ kg} \times 1670,9000 \text{ kJ/kg} \\
 &= 28396,3723 \text{ KJ/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel 33. Neraca Panas Reboiler-01 (RB-01)

Komponen	Input (Kj/Jam)	Output (Kj/Jam)
Bottom-15	41178063.6610	-
Boil up-17		31002787.6002
Bottom produk-19		10175276.0608
Q-v		15171.0883
Q- <i>Steam in</i>	43567.3821	-
Q- <i>Steam out</i>		28396.2938
Total	41221631.0431	41221631.0431

9. *Ciller (C-04)*

Nama alat : *Ciller (C-04)*

Fungsi : Mendinginkan produk RB-01

Gambar :



Persamaan Neraca Panas di R-01

$$Q_{19 \text{ in }} + Q_{w \text{ in }} = Q_{19 \text{ out }} + Q_{w \text{ out }}$$

Panas Masuk

Panas masuk dari Q_{19in} pada temperatur 360,0000°C.

Komponen	Kmol	Cp (KJ/kmol)	Q12 (kJ)
C12H24O2	0.0000	160178.5840	0.0000
C14H28O2	0.0000	206776.9293	1.0748
C16H32O2	0.0000	256833.1495	0.0214
C18H36O2	37.1400	269111.7380	9994812.9625
C18H34O2	0.3034	266357.7542	80803.8479
C18H32O2	0.0718	238100.3617	17106.5530
C20H40O2	0.0000	267153.7125	0.3480
C12H26	0.0000	158937.4829	0.0000
C14H30	0.0000	178169.2081	0.0000
C16H34	0.0000	205900.7226	0.0013
C20H42	0.1289	264728.6475	34136.3220
C18H38	0.2103	230257.2257	48414.8765
H2O	0.0000	29047.6200	0.0000
Trigleserida	0.0000	256833.1495	0.0536
Total			10175276.0608

Panas Keluar

Panas keluar dari Q_{19out} pada temperatur 30,0000°C.

Komponen	kmol	Cp (KJ/kmol)	Q12 (kJ)
C12H24O2	0.0000	1998.6964	0.0000
C14H28O2	0.0000	2615.5838	0.0136
C16H32O2	0.0000	3248.2532	0.0003
C18H36O2	37.1400	3414.5734	126817.2933
C18H34O2	0.3034	3429.2702	1040.3235
C18H32O2	0.0718	3029.2453	217.6391

C20H40O2	0.0000	3349.6500	0.0044
C12H26	0.0000	1887.7405	0.0000
C14H30	0.0000	2195.9592	0.0000
C16H34	0.0000	2516.6573	0.0000
C20H42	0.1289	3313.4550	427.2646
C18H38	0.2103	2915.8346	613.0959
H2O	0.0000	377.4714	0.0000
Trigleserida	0.0000	3248.2532	0.0007
Total			129115.6352

Pendingin yang dibutuhkan = $Q_{in} - Q_{out}$

$$Q_w = Q_{19in} - Q_{19out}$$

$$= 10.046.160,4256 \text{ kJ/jam}$$

$$C_p \text{ in} = 5.5294,3407 \text{ kJ/jam}$$

$$C_p \text{ out} = 6.185,4561 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Selisih } \Delta CP = 49.108,8845 \text{ KJ/jam}$$

$$\text{Massa pendingin yang dibutuhkan} = Q_w / \Delta CP$$

$$= 10.046.160,4256 / 49.108,8845$$

$$= 204,5691 \text{ kmol/jam}$$

$$Q_{win} = m \times C_{P_{in}}$$

$$= 204,5691 \text{ kmol/jam} \times 5.5294,3407 \text{ KJ/kmol}$$

$$= 11.311.513,6315 \text{ KJ/jam}$$

$$Q_{wout} = m \times C_{P_{out}}$$

$$= 204,5691 \text{ kmol/jam} \times 6.185,4561 \text{ KJ/kmol}$$

$$= 1.265.353,2059 \text{ kJ/jam}$$

Neraca Panas C-04.

Komponen	Input (Kj/Jam)	Output (Kj/Jam)
Q-Produk buttom in 19	10175276.0608	
Q-Produk buttom out 19		129115.6352
Q- <i>Steam in</i>	1265353.2059	
Q- <i>Steam out</i>		11311513.6315
Total	11440629.2668	11440629.2668

10. *Heater (H-02)*

Nama Alat : *Heater (H-02)*

Fungsi : Menaikkan temperatur asam lemak terhidrogenasi dari 30°C menjadi 334°C

Gambar :



Persamaan Neraca Panas di H-02

$$Q_{12in} + Q_{Sin} = Q_{12out} + Q_v + Q_{Sout}$$

Panas Masuk

Panas masuk dari Q_{12in} pada temperatur 30°C.

Komponen	kmol	Cp dT	Q5 (kJ)
C12H24O2	0.0020	1998.6964	4.0616
C14H28O2	0.0089	2615.5838	23.3116
C16H32O2	0.3358	3248.2532	1090.6248
C18H36O2	37.1772	3414.5734	126944.2375
C18H34O2	0.3034	3429.2702	1040.3235
C18H32O2	0.0719	3029.2453	217.6529
C20H40O2	0.0013	2811.5265	3.6620

C12H26	0.2012	3349.6500	673.8896
C14H30	0.8823	1887.7405	1665.6374
C16H34	33.2400	2195.9592	72993.6263
C20H42	0.1289	3313.4550	427.2658
C18H38	3.0458	2915.8346	8881.0237
H2O	76.9500	377.4714	29046.4167
Trigleserida	0.8395	3248.2532	2726.8453
Total			245738.5787

Panas Keluar

Panas keluar dari Q_{12out} pada temperatur 334°C.

Komponen	kmol	Cp Dt	Q4 (kJ)
C12H24O2	0.0020	144959.0335	294.5774
C14H28O2	0.0089	187561.4757	1671.6549
C16H32O2	0.3358	233152.4529	78282.6407
C18H36O2	37.1772	244556.9751	9091940.7332
C18H34O2	0.3034	241913.9302	73388.4263
C18H32O2	0.0719	215854.1235	15509.2346
C20H40O2	0.0013	242054.2476	315.2786
C12H26	0.2012	142525.5148	28673.5832
C14H30	0.8823	160644.4276	141743.7253
C16H34	33.2400	185747.9310	6174256.3600
C20H42	0.1289	239817.3966	30924.1462
C18H38	3.0458	208648.2222	635498.9490
H2O	76.9500	26090.3389	2007650.9914
Trigleserida	0.8395	233152.4529	195726.9435
Total			18475877.2443

$$\text{Beban panas} = Q_{out} - Q_{in}$$

$$= 18.230.138,6655 \text{ KJ/Jam}$$

Digunakan *saturated steam* pada temperatur 350°C untuk menyuplai panas yang dibutuhkan. Data entalpi *saturated steam* pada temperatur 350°C diperoleh dari (Reklaitis,).

- Entalpi saturated liquid, $H_L = 1670,9000 \text{ kJ/kg}$

- Entalpi saturated vapor, $H_V = 2563,6000 \text{ kJ/kg}$

- Panas laten penguapan, $\lambda = 892,7000 \text{ kJ/kg}$

Jumlah *steam* yang dibutuhkan :

$$\begin{aligned} m &= \frac{\text{panas yang ditransfer}}{\lambda} \\ &= \frac{18.230.138,6655}{892,7000} \\ &= 20.421,3495 \text{ Kg} \end{aligned}$$

Panas yang dibawa *steam* masuk ($Q_{s, \text{ in}}$)

$$\begin{aligned} Q_{s, \text{ in}} &= m \times H_V \\ &= 20.421,3495 \text{ Kg} \times 2563,6000 \text{ kJ/kg} \\ &= 52.352.171,4831 \text{ KJ/jam} \end{aligned}$$

Panas yang dibawa kondensat keluar ($Q_{c, \text{ out}}$)

$$\begin{aligned} Q_{c, \text{ out}} &= m \times H_L \\ &= 20.421,3495 \text{ Kg} \times 1670,9000 \text{ kJ/kg} \\ &= 34.122.032,8176 \text{ KJ/jam} \end{aligned}$$

Neraca Panas H-02

Komponen	Input (Kj/Jam)	Output (Kj/Jam)
Q-12	245738.5787	
Q-12		18475877.2443
Q- <i>Steam in</i>	52352171.4831	
Q- <i>Steam out</i>		34122032.8176
Total	52,597,910.0618	52,597,910.0618

11. Niagara *Filter* (NF-01)

Nama alat : Niagara *Filter* (NF-01)

Fungsi : Memisahkan trigliserida dengan impuritis.

Gambar :



Persamaan Neraca Panas di NF-01

$$Q_5 = Q_6 + Q_7$$

Panas Masuk

Panas masuk dari Q_5 pada temperature 110°C.

Komponen	Kmol	Cp (KJ/kmol)	Q4 (kJ)
asam miristat (C ₁₄ H ₂₈ O ₂)	0.9242	46.2835	42.7732
asam stearat(C ₁₈ H ₃₆ O ₂)	3.2643	60.5777	197.7446
asam palmitat(C ₁₆ H ₃₂ O ₂)	36.5436	57.5868	2104.4268
asam oleat(C ₁₈ H ₃₄ O ₂)	29.7379	60.2436	1791.5201
asam linoleatC ₁₈ H ₃₂ O ₂)	7.5255	53.2663	400.8575
asam laurat(C ₁₂ H ₂₄ O ₂)	0.3161	35.3984	11.1885
asan arkidat C ₂₀ H ₄₀ O ₂)	0.0675	59.3066	4.0050
asam arikidonat(C ₂₀ H ₃₂ O ₂)	2.1592	52.8317	114.0749
C ₁₀ H ₂₁ NO ₈ P+	0.1046	0.0000	0.0000
C ₄₀ H ₅₆	0.2041	0.0000	0.0000
Ca	0.9113	3.9828	3.6294
Mg	1.5027	4.4634	6.7070

Fe	0.6540	4.9938	3.2659
H ₃ PO ₄	0.1498	4.9300	0.7386
SiO ₂	2.7849	0.0516	0.1436
Al ₂ O ₃	0.5285	0.0937	0.0495
Fe ₂ O ₃	0.0948	0.0000	0.0000
MgO	0.3566	0.0414	0.0148
CaO	0.2398	0.0000	0.0000
Total			4681.1394

Panas Keluar

1. Panas keluar dari Q₆ pada temperature 110°C.

Komponen	kmol	C_p (KJ/kmol)	Q₄ (kJ)
asam miristat (C ₁₄ H ₂₈ O ₂)	0.9242	46.2835	42.7732
asam stearat(C ₁₈ H ₃₆ O ₂)	3.2643	60.5777	197.7446
asam palmitat(C ₁₆ H ₃₂ O ₂)	36.5436	57.5868	2104.4268
asam oleat(C ₁₈ H ₃₄ O ₂)	29.7379	60.2436	1791.5201
asam linoleatC ₁₈ H ₃₂ O ₂)	7.5255	53.2663	400.8575
asam laurat(C ₁₂ H ₂₄ O ₂)	0.3161	35.3984	11.1885
asan arkidat C ₂₀ H ₄₀ O ₂)	0.0675	59.3066	4.0050
Total			4552.5157

2. Panas keluar dari Q₇ pada temperature 110°C.

Komponen	kmol	C_p (KJ/kmol)	Q₄ (kJ)
asam arikidonat(C ₂₀ H ₃₂ O ₂)	2.1592	52.8317	114.0749
C ₁₀ H ₂₁ NO ₈ P+	0.1046	0.0000	0.0000
C ₄₀ H ₅₆	0.2041	0.0000	0.0000

Ca	0.9113	3.9828	3.6294
Mg	1.5027	4.4634	6.7070
Fe	0.6540	4.9938	3.2659
H ₃ PO ₄	0.1498	4.9300	0.7386
SiO ₂	2.7849	0.0516	0.1436
Al ₂ O ₃	0.5285	0.0937	0.0495
Fe ₂ O ₃	0.0948	0.0000	0.0000
MgO	0.3566	0.0414	0.0148
CaO	0.2398	0.0000	0.0000
Total			128.6238

Neraca Panas NF-01.

Komponen	Input (Kj/Jam)	Output (Kj/Jam)
Q-5	4681.1394	-
Q-6		4552.5157
Q-7	-	128.6238
Total	4702.7806	4702.7806

12. Heater (H-03)

Nama Alat : *Heater* (H-03)

Fungsi : Memanaskan hasil keluaran *reiboiler* 02

Gambar :



Persamaan Neraca Panas di H-03

$$Q_{27 \text{ in}} = Q_{27 \text{ out}}$$

Panas Masuk

1. Panas masuk dari Q_{27} pada temperature 287°C

Komponen	kmol	Cp dT	Q5 (kJ)
C12H24O2	0.0020	119213.6282	242.2552
C14H28O2	0.0089	154796.9078	1378.8338
C16H32O2	0.3358	192628.4414	64676.3915
C18H36O2	0.0372	202348.4695	7522.7472
C18H34O2	0.0000	200031.1383	0.0000
C18H32O2	0.0000	177969.0360	0.8116
C20H40O2	0.0013	199381.0032	259.4365
C12H26	0.0000	115532.2405	0.0002
C14H30	0.0009	131367.8697	115.9117
C16H34	33.2067	151970.3894	5046440.2724
C20H42	0.0000	197484.3852	0.0732
C18H38	2.8355	171943.8700	487551.4917
H2O	0.0000	21233.7313	0.0000
Trigleserida	0.8395	192628.4414	161707.7849
Total			5769896.0098

Panas Keluar

1. Panas keluar dari Q_{27} pada temperature 292°C .

Komponen	kmol	Cp dT	Q5 (kJ)
C12H24O2	0.0020	121857.6849	247.6282
C14H28O2	0.0089	158176.5736	1408.9377
C16H32O2	0.3358	196816.4123	66082.5330
C18H36O2	0.0372	206720.7236	7685.2953
C18H34O2	0.0000	204361.4381	0.0000
C18H32O2	0.0000	181872.7699	0.8294
C20H40O2	0.0013	203774.9027	265.1539
C12H26	0.0000	118259.9725	0.0002

C14H30	0.0009	134353.2668	118.5459
C16H34	33.2067	155420.7072	5161014.0559
C20H42	0.0000	201842.0897	0.0748
C18H38	2.8355	175721.6231	498263.4130
H2O	0.0000	21723.9603	0.0000
Trigleserida	0.8395	196816.4123	165223.5040
Total			5900309.9713

$$\text{Beban panas} = Q_{\text{out}} - Q_{\text{in}}$$

$$= 13.0413,9615 \text{ KJ/Jam}$$

Digunakan *saturated steam* pada temperatur 350°C untuk menyuplai panas yang dibutuhkan. Data entalpi *saturated steam* pada temperatur 350°C diperoleh dari (Reklaitis,).

$$\text{- Entalpi saturated liquid, } H_L = 1670,9000 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{- Entalpi saturated vapor, } H_V = 2563,6000 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{- Panas laten penguapan, } \lambda = 892,7000 \text{ kJ/kg}$$

Jumlah *steam* yang dibutuhkan :

$$m = \frac{\text{panas yang ditransfer}}{\lambda}$$

$$= \frac{13.0413,9615}{892,7000}$$

$$= 146,0893 \text{ Kg}$$

Panas yang dibawa *steam* masuk ($Q_{s, \text{in}}$)

$$Q_{s, \text{in}} = m \times H_V$$

$$= 146,0893 \text{ Kg} \times 2563,6000 \text{ kJ/kg}$$

$$= 37.4514,6540 \text{ KJ/jam}$$

Panas yang dibawa kondensat keluar ($Q_{c, out}$)

$$\begin{aligned} Q_{c, out} &= m \times H_L \\ &= 146,0893 \text{ Kg} \times 1670,9000 \text{ kJ/kg} \\ &= 24.4100,6926 \text{ KJ/jam} \end{aligned}$$

Neraca Panas HE-03

Komponen	Input (Kj/Jam)	Output (Kj/Jam)
Q-27	5769896.0098	
Q-27		5900309.9713
Q- <i>Steam in</i>	374514.6540	
Q- <i>Steam out</i>		244100.6926
Total	6,144,410.6639	6,144,410.6639

13. Ciller (C-02)

Nama alat : Ciller (C-02)

Fungsi : Mendinginkan produk R-01

Gambar :



Persamaan Neraca Panas di C-02

$$Q_{11 \text{ in}} + Q_{w \text{ in}} = Q_{11 \text{ out}} + Q_{w \text{ out}}$$

Panas Masuk

Panas masuk dari Q_{11in} pada temperatur 160°C .

Komponen	kmol	Cp (KJ/kmol)	Q4 (kJ)
C ₁₂ H ₂₄ O ₂	0.0020	35398.3708	71.9345
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	0.0089	46283.4908	412.5049

C16H32O2	0.3358	57586.7994	19335.1889
C18H36O2	37.1772	60577.6868	2252108.0751
C18H34O2	0.3034	60243.6411	18275.8637
C18H32O2	0.0719	53266.2840	3827.2111
C20H40O2	0.0013	59306.5639	77.2475
C12H26	0.2012	33389.3937	6717.3485
C14H30	0.8823	38721.8424	34166.0042
C16H34	33.2400	44605.9465	1482700.494
C20H42	0.1289	58691.2489	7568.161384
C18H38	3.0458	51404.8034	156568.3052
H2O	76.9500	6399.8765	492470.3519
Trigleserida	0.8395	57586.7994	48342.9966
H2	719.3888	2467.4959	1775088.9527
CH4	12.6876	3192.9670	40511.1857
Total			6338241.8263

Panas Keluar

Panas keluar dari Q_{11out} pada temperatur 30°C.

Komponen	kmol	Cp (KJ/kmol)	Q4 (kJ)
C12H24O2	0.0020	1998.6964	4.0616
C14H28O2	0.0089	2615.5838	23.3116
C16H32O2	0.3358	3248.2532	1090.6248
C18H36O2	37.1772	3414.5734	126944.2375
C18H34O2	0.3034	3429.2702	1040.3235
C18H32O2	0.0719	3029.2453	217.6529
C20H40O2	0.0013	3349.6500	4.3630
C12H26	0.2012	1887.7405	379.7796
C14H30	0.8823	2195.9592	1937.5925
C16H34	33.2400	2516.6573	83653.62204

C20H42	0.1289	3313.4550	427.2657788
C18H38	3.0458	2915.8346	8881.0237
H2O	76.9500	377.4714	29046.4167
Trigleserida	0.8395	3248.2532	2726.8453
H2	719.3888	144.1198	103678.1415
CH4	12.6876	180.5541	2290.8033
Total			362346.0653

Pendingin yang dibutuhkan = $Q_{in} - Q_{out}$

$$Q_w = Q_{11in} - Q_{11out}$$

$$= 5.975.895,7610 \text{ kJ/jam}$$

$$C_p \text{ in} = -4.571,2399 \text{ kJ/jam}$$

$$C_p \text{ out} = 5.5294,3407 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Selisih } \Delta C_p = 5.9865,5806 \text{ KJ/jam}$$

$$\text{Massa pendingin yang dibutuhkan} = Q_w / \Delta C_p$$

$$= 5.975.895,7610 / 5.9865,5806$$

$$= 99,8219 \text{ kmol/jam}$$

$$Q_{w_{in}} = m \times C_{p_{in}}$$

$$= 99,8219 \text{ kmol/jam} \times -4.571,2399 \text{ KJ/kmol}$$

$$= -45.6309,8347 \text{ KJ/jam}$$

$$Q_{w_{out}} = m \times C_{p_{out}}$$

$$= 0,1048 \text{ kmol/jam} \times 5.5294,3407 \text{ KJ/kmol}$$

$$= 5.519.585,9262 \text{ kJ/jam}$$

Neraca Panas Cooler (C-02)

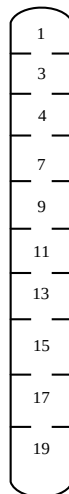
Komponen	Input (Kj/Jam)	Output (Kj/Jam)
Q-11	6338241.8263	
Q-11		362346.0653
Q- <i>Steam in</i>	-456309.8347	
Q- <i>Steam out</i>		5519585.9262
Total	5881931.9915	5881931.9915

14. Kolom Distilasi (KD-02)

Nama alat : Kolom Distilasi (KD-02)

Fungsi : Memisahkan antara C16 dengan C12-C20.

Gambar :



Kondisi Operasi :

Temperatur *feed* = 257 °C = 530,15 K

Temperatur *top* = 255 °C = 528,15 K

Temperatur *bottom* = 287 °C = 560,15 K

Persamaan Neraca Panas di KD-02

$$Q_{16} + Q_{S \text{ in}} = Q_{22} + Q_{23} + Q_{S \text{ out}}$$

Panas Masuk

Panas masuk dari Q_{16} pada temperatur 257°C

Komponen	kmol	Cp (KJ/kmol)	Q12 (kJ)
C12H24O2	0.0020	103.7570	0.2108
C14H28O2	0.0089	134.9759	1.2023
C16H32O2	0.3358	168.0344	56.4188
C18H36O2	0.0372	176.6304	6.5666
C18H34O2	0.0000	174.5972	0.0000
C18H32O2	0.0000	155.0991	0.0007
C20H40O2	0.0013	173.6503	0.2260
C12H26	0.2012	99.7840	20.0748
C14H30	0.8823	114.0102	100.5962
C16H34	33.2400	131.8863	4383.8971
C20H42	0.0000	171.9708	0.0001
C18H38	2.8355	149.8254	424.8339
H2O	76.9500	18.4057	1416.3207
Trigliserida	0.8395	168.0344	141.0616
Total			6551.4096

Panas Keluar

Panas distilat (Q_{22}) pada temperatur 255°C.

Komponen	kmol	Cp (KJ/kmol)	Q12 (kJ)
C12H24O2	0.0000	102.7497	0.0000
C14H28O2	0.0000	133.6805	0.0000
C16H32O2	0.0000	166.4253	0.0000
C18H36O2	0.0000	174.9453	0.0000
C18H34O2	0.0000	172.9329	0.0000
C18H32O2	0.0000	153.6059	0.0000
C20H40O2	0.0000	171.9709	0.0000

C12H26	0.2012	98.7691	19.8706
C14H30	0.8815	112.8844	99.5033
C16H34	0.0332	130.5824	4.3406
C20H42	0.0000	170.3060	0.0000
C18H38	0.0000	148.3819	0.0000
H2O	76.9500	18.2236	1402.3045
Trigliserida	0.0000	166.4253	0.0000
Total			1526.0189

Panas keluaran *bottom* (Q_{23}) pada temperatur 287 °C.

Komponen	kmol	Cp (KJ/kmol)	Q12 (kJ)
C12H24O2	0.0020	119.2136	0.2423
C14H28O2	0.0089	154.7969	1.3788
C16H32O2	0.3358	192.6284	64.6764
C18H36O2	0.0372	202.3485	7.5227
C18H34O2	0.0000	200.0311	0.0000
C18H32O2	0.0000	177.9690	0.0008
C20H40O2	0.0013	199.3810	0.2594
C12H26	0.0000	115.5322	0.0000
C14H30	0.0009	131.3679	0.1159
C16H34	33.2067	151.9704	5046.4403
C20H42	0.0000	197.4844	0.0001
C18H38	2.8355	171.9439	487.5515
H2O	0.0000	21.2337	0.0000
Trigliserida	0.8395	192.6284	161.7078
Total			5769.8960

Beban panas = $Q_{out} - Q_{in}$

$$= 744,5053 \text{ KJ/Jam}$$

Digunakan *saturated steam* pada temperatur 350°C untuk menyuplai panas yang dibutuhkan. Data entalpi *saturated steam* pada temperatur 350°C diperoleh dari (Reklaitis).

- Entalpi saturated liquid, $H_L = 1670,9000 \text{ kJ/kg}$

- Entalpi saturated vapor, $H_V = 2563,6000 \text{ kJ/kg}$

- Panas laten penguapan, $\lambda = 892,7000 \text{ kJ/kg}$

Jumlah *steam* yang dibutuhkan :

$$\begin{aligned} m &= \frac{\text{panas yang ditransfer}}{\lambda} \\ &= \frac{744,5053}{892,7000} \\ &= 0,8340 \text{ Kg} \end{aligned}$$

Panas yang dibawa *steam* masuk ($Q_{s, \text{ in}}$)

$$\begin{aligned} Q_{s, \text{ in}} &= m \times H_V \\ &= 0,8340 \text{ kg} \times 2563,6000 \text{ kJ/kg} \\ &= 2138,0238 \text{ KJ/jam} \end{aligned}$$

Panas yang dibawa kondensat keluar ($Q_{c, \text{ out}}$)

$$\begin{aligned} Q_{c, \text{ out}} &= m \times H_L \\ &= 0,8340 \text{ kg} \times 1670,9000 \text{ kJ/kg} \\ &= 1393,5185 \text{ KJ/jam} \end{aligned}$$

Neraca Panas KD-02

Komponen	Input (Kj/Jam)	Output (Kj/Jam)
Q-16	6551.4096	-
Q-22		1526.0189
Q-23		5769.8960

Q- <i>Steam in</i>	2138.0238	-
Q- <i>Steam out</i>		1393.5185
Total	8689.4334	8689.4334

15. Total Condensor (TC-02)

Nama alat : Total Condensor (TC-02)

Fungsi : Mengkondensasi *top product* KD-02

Gambar :



Persamaan Neraca Panas di TC – 02

$$Q_{22in} + Q_{w in} + Q_v = Q_{22out} + Q_{cw out}$$

Panas Masuk

Panas masuk dari $Q_{22 in}$ pada temperatur 255 °C.

Komponen	kmol	Cp (KJ/kmol)	Q12 (kJ)
C12H24O2	0.0000	88014.0859	0.0029
C14H28O2	0.0000	100047.7699	0.0000
C16H32O2	0.0000	113698.2377	0.0000
C18H36O2	0.0000	128937.2145	0.0000
C18H34O2	0.0000	124568.8608	0.0000
C18H32O2	0.0000	118254.7075	0.0000
C20H40O2	0.0000	133633.3813	0.0000
C12H26	0.2013	83942.0449	16897.7880
C14H30	0.8821	97236.0177	85767.2877
C16H34	0.0333	111052.9225	3694.2067

C20H42	0.0000	138736.0296	0.0000
C18H38	0.0000	125074.3677	0.0000
H2O	76.9663	7926.1229	610044.6951
Trigleserida	0.0000	113698.2377	0.0000
Total			716403.9803

Panas Keluar

Panas keluar dari Q_{22out} pada temperature 30°C

Komponen	kmol	Cp (KJ/kmol)	Q12 (kJ)
C12H24O2	0.0000	1998.6964	0.0001
C14H28O2	0.0000	2615.5838	0.0000
C16H32O2	0.0000	3248.2532	0.0000
C18H36O2	0.0000	3414.5734	0.0000
C18H34O2	0.0000	3429.2702	0.0000
C18H32O2	0.0000	3029.2453	0.0000
C20H40O2	0.0000	3349.6500	0.0000
C12H26	0.2013	1887.7405	380.0079
C14H30	0.8821	2195.9592	1936.9516
C16H34	0.0333	2516.6573	83.7173
C20H42	0.0000	3313.4550	0.0000
C18H38	0.0000	2915.8346	0.0000
H2O	76.9663	377.4714	29052.5942
Trigleserida	0.0000	3248.2532	0.0000
Total			31453.2711

Panas laten dari Q_{22} pada temperatur 30°C.

Komponen	kmol	ΔH_v (KJ/kmol)	Q12 (kJ)
C12H24O2	0.0000	100.4865	0.0000
C14H28O2	0.0000	101.8928	0.0000

C16H32O2	0.0000	83.0963	0.0000
C18H36O2	0.0000	107.9504	0.0000
C18H34O2	0.0000	110.9399	0.0000
C18H32O2	0.0000	109.8796	0.0000
C20H40O2	0.2013	124.3544	25.0329
C12H26	0.8821	60.0236	52.9440
C14H30	0.0333	68.2953	2.2719
C16H34	0.0000	76.7865	0.0000
C20H42	0.0000	93.6205	0.0000
C18H38	76.9663	84.5092	6504.3664
H2O	0.0000	42.4957	0.0000
Trigleserida	0.0000	83.0963	0.0000
Total			6584.6152

Pendingin yang dibutuhkan = $Q_{in} - Q_{out}$

$$Q_w = 691.535,3239 \text{ kJ/jam}$$

$$C_p \text{ in} = -3852,9176 \text{ kJ/jam}$$

$$C_p \text{ out} = 8.364,1947 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Selisih } \Delta C_p = 12.217,1122 \text{ KJ/jam}$$

Massa pendingin yang dibutuhkan = $Q_w / \Delta C_p$

$$= 691.535,3239 / 12.217,1122$$

$$= 56,6038 \text{ kmol/jam}$$

$$Q_{w_{in}} = m \times C_{p_{in}}$$

$$= 56,6038 \text{ kmol/jam} \times -3852,9176 \text{ KJ/kmol}$$

$$= -218.089,8858 \text{ KJ/jam}$$

$$Q_{w_{out}} = m \times C_{p_{out}}$$

$$= 56,6038 \text{ kmol/jam} \times 8.364,1947 \text{ KJ/kmol}$$

$$= 473.445,4381 \text{ kJ/jam}$$

Neraca panas TC-02

Komponen	Input (Kj/Jam)	Output (Kj/Jam)
Q-22	716403.9803	
Q-22		31453.2711
Q-embun	6584.6152	
Q- <i>Steam in</i>	-218089.8859	
Q- <i>Steam out</i>		473445.4385
Total	504898.7096	504898.7096

16. Reboiler-02 (RB-02)

Nama alat : Reboiler (RB-02)

Fungsi : Mengubah fase *bottom* produk KD-02 menjadi *reflux*.

Gambar :



Persamaan Neraca Panas di RB-02

$$Q_{23} + Q_{s \text{ in}} = Q_{25} + Q_{27} + Q_v + Q_{s \text{ out}}$$

Panas Masuk

Panas dari Q_{23} masuk pada temperatur 287°C .

Komponen	kmol	Cp (KJ/kmol)	Q12 (kJ)
C12H24O2	0.0063	119213.6282	746.4974
C14H28O2	0.0244	154796.9078	3777.3410

C16H32O2	0.9615	192628.4414	185220.7988
C18H36O2	0.0898	202348.4695	18178.5283
C18H34O2	0.0000	200031.1383	0.0000
C18H32O2	0.0000	177969.0360	1.9353
C20H40O2	0.0034	199381.0032	669.0599
C12H26	0.0000	115532.2405	0.0007
C14H30	0.0030	131367.8697	394.0983
C16H34	104.2951	151970.3894	15849760.8703
C20H42	0.0000	197484.3852	0.1737
C18H38	7.5622	171943.8700	1300270.2653
H2O	0.0000	21233.7313	0.0000
Trigleserida	2.4041	192628.4414	463100.1267
Total			17822119.6956

Panas Keluar

Panas Q_{25} pada temperatur 287°C.

Komponen	kmol	CP (KJ/kmol)	Q12 (kJ)
C12H24O2	0.0042	119213.6282	504.2422
C14H28O2	0.0155	154796.9078	2398.5072
C16H32O2	0.6258	192628.4414	120544.4073
C18H36O2	0.0527	202348.4695	10655.7811
C18H34O2	0.0000	200031.1383	0.0000
C18H32O2	0.0000	177969.0360	1.1237
C20H40O2	0.0021	199381.0032	409.6234
C12H26	0.0000	115532.2405	0.0005
C14H30	0.0021	131367.8697	278.1866
C16H34	71.0883	151970.3894	10803320.5979
C20H42	0.0000	197484.3852	0.1005
C18H38	4.7267	171943.8700	812718.7735

H ₂ O	0.0000	21233.7313	0.0000
Trigleserida	1.5646	192628.4414	301392.3418
Total			12052223.6858

Panas Q_{27} pada temperatur 287°C.

Komponen	kmol	C _p (KJ/kmol)	Q ₁₂ (kJ)
C ₁₂ H ₂₄ O ₂	0.0020	119213.6282	242.2552
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	0.0089	154796.9078	1378.8338
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	0.3358	192628.4414	64676.3915
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	0.0372	202348.4695	7522.7472
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	0.0000	200031.1383	0.0000
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	0.0000	177969.0360	0.8116
C ₂₀ H ₄₀ O ₂	0.0013	199381.0032	259.4365
C ₁₂ H ₂₆	0.0000	115532.2405	0.0002
C ₁₄ H ₃₀	0.0009	131367.8697	115.9117
C ₁₆ H ₃₄	33.2067	151970.3894	5046440.2724
C ₂₀ H ₄₂	0.0000	197484.3852	0.0732
C ₁₈ H ₃₈	2.8355	171943.8700	487551.4917
H ₂ O	0.0000	21233.7313	0.0000
Trigleserida	0.8395	192628.4414	161707.7849
Total			5769896.0098

Panas laten penguapan RB-02 (Q_v)

Komponen	kmol	ΔH _v (KJ/kmol)	Q ₁₂ (kJ)
C ₁₂ H ₂₄ O ₂	0.0063	64.3546	0.4030
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	0.0244	70.5235	1.7209
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	0.9615	70.5899	67.8754
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	0.0898	79.6052	7.1516
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	0.0000	81.8505	0.0000

C18H32O2	0.0000	80.2770	0.0009
C20H40O2	0.0034	79.9002	0.2681
C12H26	0.0000	35.5528	0.0000
C14H30	0.0030	43.4930	0.1305
C16H34	104.2951	51.2912	5349.4208
C20H42	0.0000	67.2891	0.0001
C18H38	7.5622	57.0664	431.5467
H2O	0.0000	27.3320	0.0000
Trigleserida	2.4041	70.5899	169.7060
Total			6028.2239

Beban panas = $Q_{out} - Q_{in}$

$$= 6028,2351 \text{ KJ/Jam}$$

Digunakan *saturated steam* pada temperatur 350°C untuk menyuplai panas yang dibutuhkan. Data entalpi *saturated steam* pada temperatur 350°C diperoleh dari (Reklaitis,).

- Entalpi saturated liquid, $H_L = 1670,9000 \text{ kJ/kg}$

- Entalpi saturated vapor, $H_V = 2563,6000 \text{ kJ/kg}$

- Panas laten penguapan, $\lambda = 892,7000 \text{ kJ/kg}$

Jumlah *steam* yang dibutuhkan :

$$\begin{aligned}
 m &= \frac{\text{panas yang ditransfer}}{\lambda} \\
 &= \frac{6028,2351}{892,7000} \\
 &= 121,5506 \text{ Kg}
 \end{aligned}$$

Panas yang dibawa *steam* masuk ($Q_{s, in}$)

$$Q_{s, in} = m \times H_V$$

$$= 121,5506 \text{ kg} \times 2563,6000 \text{ kJ/kg}$$

$$= 17.311,5048 \text{ KJ/jam}$$

Panas yang dibawa kondensat keluar ($Q_{c, \text{out}}$)

$$Q_{c, \text{out}} = m \times H_L$$

$$= 121,5506 \text{ kg} \times 1670,9000 \text{ kJ/kg}$$

$$= 11.283,2733 \text{ KJ/jam}$$

Neraca Panas Reboiler-02 (RB-02)

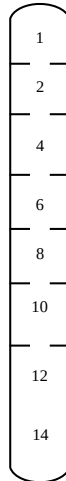
Komponen	Input (Kj/Jam)	Output (Kj/Jam)
Bottom-23	17822119.6956	-
Boil up-25		12052223.6858
Bottom produk-27		5769896.0098
Q-v		6028.2239
Q- <i>Steam in</i>	17311.4760	-
Q- <i>Steam out</i>		11283.2522
Total	17839431.1716	17839431.1716

17. Kolom Distilasi (KD-03)

Nama alat : Kolom Distilasi (KD-03)

Fungsi : Memisahkan antara C16 dengan C12 - C20.

Gambar :



Kondisi Operasi :

Temperatur *feed* = 297 °C = 565,15 K

Temperatur *top* = 290 °C = 563,15 K

Temperatur *bottom* = 313 °C = 586,15 K

Persamaan Neraca Panas di KD-03

$$Q_{27} + Q_{S \text{ in}} = Q_{29} + Q_{30} + Q_{S \text{ out}}$$

Panas Masuk

Panas masuk dari Q_{27} pada temperatur 292°C

Komponen	kmol	C _p (KJ/kmol)	Q ₁₂ (kJ)
C ₁₂ H ₂₄ O ₂	0.0020	121857.6849	247.6282
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	0.0089	158176.5736	1408.9377
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	0.3358	196816.4123	66082.5330
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	0.0372	206720.7236	7685.2953
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	0.0000	204361.4381	0.0000
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	0.0000	181872.7699	0.8294
C ₂₀ H ₄₀ O ₂	0.0013	190101.6410	247.3621
C ₁₂ H ₂₆	0.0000	203774.9027	0.0003
C ₁₄ H ₃₀	0.0009	118259.9725	104.3460

C16H34	33.2067	134353.2668	4461433.1709
C20H42	0.0000	155420.7072	0.0576
C18H38	2.8355	175721.6231	498263.4130
H2O	0.0000	201842.0897	0.0000
Trigliserida	0.8395	21723.9603	18236.8371
Total			5053710.4107

Panas Keluar

Panas distilat (Q_{29}) pada temperatur 290°C.

Komponen	kmol	Cp (KJ/kmol)	Q12 (kJ)
C12H24O2	0.0020	120797.5793	244.4092
C14H28O2	0.0001	156821.9292	16.2675
C16H32O2	0.1304	195137.9869	25440.0212
C18H36O2	0.0000	204968.7067	0.0012
C18H34O2	0.0000	202626.0055	0.0000
C18H32O2	0.0000	180307.9327	0.0000
C20H40O2	0.0000	188446.8401	0.0237
C12H26	0.0000	202013.5056	0.0003
C14H30	0.0009	117165.1105	103.3798
C16H34	33.1735	133155.7267	4417245.1078
C20H42	0.0000	154036.8238	0.0000
C18H38	0.0028	174207.1898	493.9692
H2O	0.0000	200095.1706	0.0000
Trigliserida	0.3260	21527.1760	7016.9415
Total			4450560.1216

Panas keluaran *bottom* (Q_{30}) pada temperatur 313 °C.

Komponen	kmol	Cp (KJ/kmol)	Q12 (kJ)
C12H24O2	0.0000	133199.1338	1.1740

C14H28O2	0.0088	172635.4544	1519.8205
C16H32O2	0.2054	214713.3756	44099.5149
C18H36O2	0.0372	225379.4904	8378.9744
C18H34O2	0.0000	222862.5681	0.0000
C18H32O2	0.0000	198585.4131	0.9056
C20H40O2	0.0013	207703.8604	270.2402
C12H26	0.0000	222593.6830	0.0000
C14H30	0.0000	130075.3692	0.0002
C16H34	0.0332	147213.9539	4888.4946
C20H42	0.0000	170269.2074	0.0631
C18H38	2.8327	191905.0973	543607.9393
H2O	0.0000	220508.8510	0.0000
Trigliserida	0.5135	23848.8945	12246.9547
Total			615014.0816

Beban panas = $Q_{out} - Q_{in}$

$$= 11.863,7925 \text{ KJ/Jam}$$

Digunakan *saturated steam* pada temperatur 350°C untuk menyuplai panas yang dibutuhkan. Data entalpi *saturated steam* pada temperatur 350°C diperoleh dari (Reklaitis).

- Entalpi saturated liquid, $H_L = 1670,9000 \text{ kJ/kg}$

- Entalpi saturated vapor, $H_V = 2563,6000 \text{ kJ/kg}$

- Panas laten penguapan, $\lambda = 892,7000 \text{ kJ/kg}$

Jumlah *steam* yang dibutuhkan :

$$m = \frac{\text{panas yang ditransfer}}{\lambda}$$

$$= \frac{11.863,7925}{892,7000}$$

$$= 13.2898 \text{ Kg}$$

Panas yang dibawa *steam* masuk ($Q_{s, \text{ in}}$)

$$Q_{s, \text{ in}} = m \times H_V$$

$$= 13.2898 \text{ kg} \times 2563,6000 \text{ kJ/kg}$$

$$= 34.069,6970 \text{ KJ/jam}$$

Panas yang dibawa kondensat keluar ($Q_{c, \text{ out}}$)

$$Q_{c, \text{ out}} = m \times H_L$$

$$= 13.2898 \text{ kg} \times 1670,9000 \text{ kJ/kg}$$

$$= 22.205,9045 \text{ KJ/jam}$$

Neraca Panas KD-03

Komponen	Input (Kj/Jam)	Output (Kj/Jam)
Q-27	5053710.4107	-
Q-29		4450560.1216
Q-30		615014.0816
Q- <i>Steam in</i>	34069.6970	-
Q- <i>Steam out</i>		22205.9045
Total	5087780.1077	5087780.1077

18. Total Condensor (TC-03)

Nama alat : Total *Condensor* (TC – 03)

Fungsi : Mengkondensasi *top product* KD-03

Gambar :



Persamaan Neraca Panas di TC – 03

$$Q_{29} + Q_{w \text{ in}} + Q_v = Q_{29} + Q_{cw \text{ out}}$$

Panas Masuk

Panas masuk dari Q_{29} pada temperatur 290 °C.

Komponen	kmol	Cp (KJ/kmol)	Q12 (kJ)
C12H24O2	0.0020	104.3784	0.2118
C14H28O2	0.0001	118.8591	0.0124
C16H32O2	0.1308	135.0678	17.6671
C18H36O2	0.0000	152.9912	0.0000
C18H34O2	0.0000	147.8731	0.0000
C18H32O2	0.0000	140.5041	0.0000
C20H40O2	0.0000	159.1388	0.0000
C12H26	0.0000	99.6007	0.0000
C14H30	0.0009	115.4285	0.1021
C16H34	33.2696	131.8467	4386.4869
C20H42	0.0000	164.5658	0.0000
C18H38	0.0028	148.3641	0.4223
H2O	0.0000	9.1748	0.0000
Trigleserida	0.3270	135.0678	44.1723
Total			4449.0748

Panas Keluar

Panas keluar dari Q_{29} pada temperature 30°C.

Komponen	kmol	Cp (KJ/kmol)	Q12 (kJ)
C12H24O2	0.0020	1.9987	0.0041
C14H28O2	0.0001	2.6156	0.0003

C16H32O2	0.1308	3.2483	0.4249
C18H36O2	0.0000	3.4146	0.0000
C18H34O2	0.0000	3.4293	0.0000
C18H32O2	0.0000	3.0292	0.0000
C20H40O2	0.0000	3.3496	0.0000
C12H26	0.0000	1.8877	0.0000
C14H30	0.0009	2.1960	0.0019
C16H34	33.2696	2.5167	83.7282
C20H42	0.0000	3.3135	0.0000
C18H38	0.0028	2.9158	0.0083
H2O	0.0000	0.3775	0.0000
Trigleserida	0.3270	3.2483	1.0623
Total			85.2299

Panas laten penguapan CD-01 (Qv)

Komponen	kmol	ΔH_v (KJ/kmol)	Q12 (kJ)
C12H24O2	0.0020	0.1005	0.0002
C14H28O2	0.0001	0.1019	0.0000
C16H32O2	0.1308	0.0831	0.0109
C18H36O2	0.0000	0.1080	0.0000
C18H34O2	0.0000	0.1109	0.0000
C18H32O2	0.0000	0.1099	0.0000
C20H40O2	0.0000	0.1244	0.0000
C12H26	0.0000	0.0600	0.0000
C14H30	0.0009	0.0683	0.0001
C16H34	33.2696	0.0768	2.5547
C20H42	0.0000	0.0936	0.0000
C18H38	0.0028	0.0845	0.0002
H2O	0.0000	0.0425	0.0000
Trigleserida	0.3270	0.0831	0.0272
Total			2.5932

$$\text{Pendingin yang dibutuhkan} = Q_{in} - Q_{out}$$

$$Q_w = 4.366,4381 \text{ kJ/jam}$$

$$C_p \text{ in} = -3.852,9176 \text{ kJ/jam}$$

$$C_p \text{ out} = 9.119,1104 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Selisih } \Delta CP = 12.972,0208 \text{ KJ/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa pendingin yang dibutuhkan} &= Q_w / \Delta CP \\ &= 4.366,4381 / 12.972,0208 \\ &= 0,3366 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{w_{in}} &= m \times CP_{in} \\ &= 0,3366 \text{ kmol/jam} \times -3.852,9176 \text{ KJ/kmol} \\ &= -1.296,9079 \text{ KJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{w_{out}} &= m \times CP_{out} \\ &= 0,3366 \text{ kmol/jam} \times 9.119,1104 \text{ KJ/kmol} \\ &= 3,069,5301 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Neraca panas TC-03

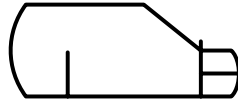
Komponen	Input (Kj/Jam)	Output (Kj/Jam)
Q-29	4449.0748	
Q-29		85.2299
Q-embun	2.5932	
Q- <i>Steam in</i>	-1296.9079	
Q- <i>Steam out</i>		3069.5302
Total	3154.7601	3154.7601

19. Reboiler-02 (RB-03)

Nama alat : Reboiler (RB-03)

Fungsi : Mengubah fase *bottom* produk KD-03 menjadi *reflux*

Gambar :



Persamaan Neraca Panas di RB-03

$$Q_{30} + Q_{s \text{ in}} = Q_{32} + Q_{34} + Q_v + Q_{s \text{ out}}$$

Panas Masuk

Panas dari Q_{30} masuk pada temperatur 313°C.

Komponen	Kmol	Cp (KJ/kmol)	Q12 (kJ)
C12H24O2	0.0001	133199.1338	14.4317
C14H28O2	0.0924	172635.4544	15953.6502
C16H32O2	2.3262	214713.3756	499475.2075
C18H36O2	0.3297	225379.4904	74303.1914
C18H34O2	0.0000	222862.5681	0.0000
C18H32O2	0.0000	198585.4131	7.8265
C20H40O2	0.0131	222593.6830	2918.0839
C12H26	0.0000	130075.3692	0.0000
C14H30	0.0000	147213.9539	0.0036
C16H34	0.4158	170269.2074	70803.2971
C20H42	0.0000	23848.8945	0.0747
C18H38	28.3709	191905.0973	5444526.5082
H2O	0.0000	23848.8945	0.0000
Trigleserida	5.8162	214713.3756	1248817.8076
Total			7356820.0824

Panas Keluar

Panas Q_{32} pada temperatur 313°C.

Komponen	Kmol	CP (KJ/kmol)	Q12 (kJ)
C12H24O2	0.0001	133199.1338	13.2577
C14H28O2	0.0836	172635.4544	14433.8297
C16H32O2	2.1209	214713.3756	455375.6925
C18H36O2	0.2925	225379.4904	65924.2170
C18H34O2	0.0000	222862.5681	0.0000
C18H32O2	0.0000	198585.4131	6.9209
C20H40O2	0.0118	222593.6830	2628.4708
C12H26	0.0000	130075.3692	0.0000
C14H30	0.0000	147213.9539	0.0033
C16H34	0.3826	170269.2074	65149.2129
C20H42	0.0000	23848.8945	0.0659
C18H38	25.5382	191905.0973	4900918.5689
H2O	0.0000	23848.8945	0.0000
Trigleserida	5.3027	214713.3756	1138557.5610
Total			6643007.8006

Panas Q_{34} pada temperatur 313 °C

Komponen	Kmol	Cp (KJ/kmol)	Q12 (kJ)
C12H24O2	0.0000	133199.1338	1.1740
C14H28O2	0.0088	172635.4544	1519.8205
C16H32O2	0.2054	214713.3756	44099.5149
C18H36O2	0.0372	225379.4904	8378.9744
C18H34O2	0.0000	222862.5681	0.0000
C18H32O2	0.0000	198585.4131	0.9056
C20H40O2	0.0013	222593.6830	289.6131
C12H26	0.0000	130075.3692	0.0000
C14H30	0.0000	147213.9539	0.0003

C16H34	0.0332	170269.2074	5654.0843
C20H42	0.0000	23848.8945	0.0088
C18H38	2.8327	191905.0973	543607.9393
H2O	0.0000	23848.8945	0.0000
Trigleserida	0.5135	214713.3756	110260.2466
Total			713812.2818

Panas laten penguapan RB-02 (Q_v)

Komponen	Kmol	ΔH_v (KJ/kmol)	Q12 (kJ)
C12H24O2	0.0001	59.4341	0.0064
C14H28O2	0.0924	66.2489	6.1222
C16H32O2	2.3262	68.7303	159.8834
C18H36O2	0.3297	75.8700	25.0128
C18H34O2	0.0000	77.9092	0.0000
C18H32O2	0.0000	76.2500	0.0030
C20H40O2	0.0131	74.4587	0.9761
C12H26	0.0000	31.3625	0.0000
C14H30	0.0000	39.6900	0.0000
C16H34	0.4158	47.6039	19.7952
C20H42	0.0000	63.6927	0.0002
C18H38	28.3709	53.3010	1512.1997
H2O	0.0000	24.3872	0.0000
Trigleserida	5.8162	68.7303	399.7500
Total			2123.7491

Beban panas = $Q_{out} - Q_{in}$

$$= 2.123,7544 \text{ KJ/Jam}$$

Digunakan *saturated steam* pada temperatur 350°C untuk menyuplai panas yang dibutuhkan. Data entalpi *saturated steam* pada temperatur 350°C diperoleh dari (Reklaitis).

- Entalpi saturated liquid, $H_L = 1670,9000 \text{ kJ/kg}$

- Entalpi saturated vapor, $H_V = 2563,6000 \text{ kJ/kg}$

- Panas laten penguapan, $\lambda = 892,7000 \text{ kJ/kg}$

Jumlah *steam* yang dibutuhkan :

$$\begin{aligned} m &= \frac{\text{panas yang ditransfer}}{\lambda} \\ &= \frac{2.123,7544}{892,7000} \\ &= 42,8224 \text{ Kg} \end{aligned}$$

Panas yang dibawa *steam* masuk ($Q_{s, \text{ in}}$)

$$\begin{aligned} Q_{s, \text{ in}} &= m \times H_V \\ &= 42,8224 \text{ kg} \times 2563,6000 \text{ kJ/kg} \\ &= 6.098,8650 \text{ KJ/jam} \end{aligned}$$

Panas yang dibawa kondensat keluar ($Q_{c, \text{ out}}$)

$$\begin{aligned} Q_{c, \text{ out}} &= m \times H_L \\ &= 42,8224 \text{ kg} \times 1670,9000 \text{ kJ/kg} \\ &= 3.975,1106 \text{ KJ/jam} \end{aligned}$$

Neraca Panas Reboiler-03 (RB-03)

Komponen	Input (Kj/Jam)	Output (Kj/Jam)
Bottom-30	7356820.0824	-
Boil up-32		6643007.8006

Bottom produk-34		713812.2818
Q-v		2123.7491
Q- <i>Steam in</i>	6098.8497	-
Q- <i>Steam out</i>		3975.1006
Total	7362918.9321	7362918.9321

20. Column Splitting (CS-01)

Nama alat : *Column Splitting* (CS-01)

Fungsi : Meraksikan Trigliserida dengan H₂O

Gambar :



Persamaan Neraca Panas di CS-01

$$Q_6 + Q_8 + Q_{w \text{ in}} = Q_9 + Q_{10} + Q_R + Q_{w \text{ out}}$$

Panas Masuk

Panas masuk dari Q₆ pada temperature 110°C.

Komponen	kmol	C _p (KJ/kmol)	Q ₄ (kJ)
Trigleserida	78.3791	57.5868	4513.6008
asam miristat (C ₁₄ H ₂₈ O ₂)	0.8913	46.2835	41.2505
asam stearat(C ₁₈ H ₃₆ O ₂)	3.0766	60.5777	186.3707
asam palmitat(C ₁₆ H ₃₂ O ₂)	33.5757	57.5868	1933.5189
asam oleat(C ₁₈ H ₃₄ O ₂)	30.3366	53.2663	1615.9172

asam linoleat(C ₁₈ H ₃₂ O ₂)	7.1851	53.2663	382.7211
asam laurat(C ₁₂ H ₂₄ O ₂)	0.2032	35.3984	7.1935
asam arkidat C ₂₀ H ₄₀ O ₂)	0.1303	59.3066	7.7248
Total			8688.2974

Panas masuk dari Q₈ pada temperature 70°C.

Komponen	kmol	Cp (KJ/kmol)	Q4 (kJ)
H ₂ O	468.6028	3.3850	1586.2136
Total			1586.2136

Panas Keluar

Panas keluar dari Q₉ pada temperature 245°C.

Komponen	kmol	Cp (KJ/kmol)	Q4 (kJ)
Trigleserida	0.8395	158.4324	133.0009
H ₂ O	1.9535	17.3237	33.8419
asam miristat (C ₁₄ H ₂₈ O ₂)	0.8913	127.2483	113.4109
asam stearat(C ₁₈ H ₃₆ O ₂)	3.0766	166.5718	512.4675
asam palmitat(C ₁₆ H ₃₂ O ₂)	33.5757	158.4324	5319.4820
asam oleat(C ₁₈ H ₃₄ O ₂)	30.3366	164.6662	4995.4094
asam linoleatC ₁₈ H ₃₂ O ₂)	7.1851	146.1951	1050.4199
asam laurat(C ₁₂ H ₂₄ O ₂)	0.2032	97.7530	19.8648
asam arkidat C ₂₀ H ₄₀ O ₂)	0.1303	163.6368	21.3139
Total			12199.2112

Panas keluar dari Q₁₀ pada temperature 245°C.

Komponen	kmol	Cp (KJ/kmol)	Q4 (kJ)
H ₂ O	455.0602	6.3999	2912.3288
asam miristat (C ₁₄ H ₂₈ O ₂)	0.8913	46.2835	41.2505
asam stearat(C ₁₈ H ₃₆ O ₂)	3.0766	60.5777	186.3707
asam palmitat(C ₁₆ H ₃₂ O ₂)	33.5757	57.5868	1933.5189
asam oleat(C ₁₈ H ₃₄ O ₂)	30.3366	60.2436	1827.5864
asam linoleatC ₁₈ H ₃₂ O ₂)	7.1851	53.2663	382.7211
asam laurat(C ₁₂ H ₂₄ O ₂)	0.2032	35.3984	7.1935
asam arkidat C ₂₀ H ₄₀ O ₂)	0.1303	59.3066	7.7248
Gliserol	2.3833	22.7245	54.1605
Total			7352.8550

Panas Reaksi

komponen	keterangan	ΔH°_f	$n \cdot \Delta H^{\circ}_f$	CP dt	$n \cdot \text{CP dt}$
C ₃ H ₅ (COOR) ₃	Reaktan	-737.0000	-737.0000	158.4324	158.4324
3H ₂ O	Reaktan	-241.8000	-725.4000	17.3237	51.9712
			-		
3RCOOH	Produk	-737.0000	2211.0000	158.4324	475.2971
C ₃ H ₅ (OH) ₃	Produk	-582.8000	-582.8000	61.1744	122.3488
			-		
ΔH°_r		2298.6000	4256.2000	395.3628	808.0494

$$n \cdot \Delta H^{\circ}_f = \text{Reaktan} + \text{Reaktan} + \text{Produk} + \text{Produk}$$

$$= -4256,2000 \text{ kJ/mol}$$

$$n \cdot \text{Cp dT} = \text{Reaktan} + \text{Reaktan} + \text{Produk} + \text{Produk}$$

$$= 808,0494 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_r = n \cdot \Delta H^{\circ}_f + n \cdot \text{Cp dT}$$

$$= 3448,1506 \text{ kJ/mol}$$

$$Q_r = r \cdot \Delta H_r$$

$$= 270.262.903,0423$$

Neraca Panas (CS-01)

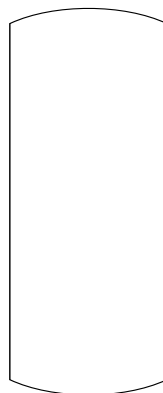
komponen	input	output
Q-6	8,688.2974	
Q-8	1,586.2136	
Q-9		12199.2112
Q-10		7352.8550
Q-reaksi		270,262,903.0423
Q-lepas	270,272,180.5975	
Total	270,282,455.1085	270,282,455.1085

21. *Knock Out Drum* (KOD-01)

Nama alat : *Knock Out Drum* (KOD-01)

Fungsi : Memisahkan Asam lemak terhidrogenasi dengan H₂

Gambar :



Persamaan Neraca Panas di KOD-01

$$Q_{14} = Q_{15} + Q_{16}$$

Panas Masuk

Panas masuk dari Q₁₄ pada temperature 30°C.

Komponen	kmol	Cp (KJ/kmol)	Q4 (kJ)
C12H24O2	0.0020	1.9987	0.0041
C14H28O2	0.0089	2.6156	0.0233
C16H32O2	0.3358	3.2483	1.0906
C18H36O2	37.1772	3.4146	126.9442
C18H34O2	0.3034	3.4293	1.0403
C18H32O2	0.0719	3.0292	0.2177
C20H40O2	0.0013	3.3496	0.0044
C12H26	0.2012	1.8877	0.3798
C14H30	0.8823	2.1960	1.9376
C16H34	33.2400	2.5167	83.6536
C20H42	0.1289	3.3135	0.4273
C18H38	3.0458	2.9158	8.8810
H2O	76.9500	0.3775	29.0464
Trigleserida	0.8395	3.2483	2.7268
H2	719.3888	0.1441	103.6781
CH4	12.6876	0.1806	2.2908
Total			362.3461

Panas Keluar

1. Panas keluar dari Q₁₅ pada temperature 30°C.

Komponen	kmol	Cp (KJ/kmol)	Q4 (kJ)
C12H24O2	0.0020	1.9987	0.0041
C14H28O2	0.0089	2.6156	0.0233
C16H32O2	0.3358	3.2483	1.0906

C18H36O2	37.1772	3.4146	126.9442
C18H34O2	0.3034	3.4293	1.0403
C18H32O2	0.0719	3.0292	0.2177
C20H40O2	0.0013	3.3496	0.0044
C12H26	0.2012	1.8877	0.3798
C14H30	0.8823	2.1960	1.9376
C16H34	33.2400	2.5167	83.6536
C20H42	0.1289	3.3135	0.4273
C18H38	3.0458	2.9158	8.8810
H2O	76.9500	0.3775	29.0464
Trigleserida	0.8395	3.2483	2.7268
Total			256.3771

2. Panas keluar dari Q₁₆ pada temperature 30°C.

Komponen	kmol	Cp (KJ/kmol)	Q4 (kJ)
H2	719.3888	0.1441	103.6781
CH4	12.6876	0.1806	2.2908
Total			105.9689

Neraca Panas KOD-01.

Komponen	Input (Kj/Jam)	Output (Kj/Jam)
Q-14	362.3461	-
Q-15	-	256.3771
Q-16	-	105.9689
Total	362.3461	362.3461

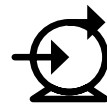
LAMPIRAN D
SPESIFIKASI PERALATAN

C.1. Pompa (P-01)

Fungsi : Mengalirkan CPO dari tangki ke Mixer 01

Tipe : *Centrifugal Pump*

Gambar :



1. Data-data

Temperatur	:	30 °C
Densitas	:	431,5606 lb/ft ³
Viskositas	:	17,3803 Cp
Tekanan Uap	:	215,4175024 psi
Safety factor	:	0,1 %
Laju alir	:	22115,87151 kg/jam
Kapasitas Pompa (q)	= Safety factor x laju alir	
	= 53632,8019 lb/jam	

Volumetrik *Flowrate*, (Qf) :

$$Q_f = q/\rho$$

$$Q_f = 124,2764 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$Q_f = 0,0345 \text{ ft}^3/\text{s}$$

2. Menentukan Ukuran Pipa

Diameter optimum (D_{opt}) :

Untuk aliran turbulen yang mempunyai *range* viskositas 0,02-20 cp maka digunakan rumus diameter dalam optimum pipa (peters).

$$D_{i, opt} = 3,9 \cdot [q_f]^{0.45} \cdot \rho^{0.13} \quad (\text{Pers. 14-15, Peter})$$

$$D_{i, opt} = 1,886943186 \text{ in}$$

Qern tabel 11

Suction Pipe

$$\text{IPS} = 2 \text{ inch} = 0,167 \text{ ft}$$

$$\text{SN} = 40$$

$$\text{ID} = 4,026 \text{ inch} = 0,336 \text{ ft}$$

$$\text{OD} = 2,9 \text{ inch} = 0,240 \text{ ft}$$

$$a = 3,350 \text{ inch}^2 = 0,201 \text{ ft}^2$$

$$L_s = 5 \text{ m} = 16,4 \text{ ft}$$

Discharge Pipe

$$\text{IPS} = 1 \text{ inch} = 0,104 \text{ ft}$$

$$\text{SN} = 40$$

$$\text{ID} = 1,610 \text{ inch} = 0,134 \text{ ft}$$

$$\text{OD} = 1,900 \text{ inch} = 0,158 \text{ ft}$$

$$a = 2,040 \text{ inch}^2 = 0,014 \text{ ft}^2$$

$$L_d = 25 \text{ m} = 82,0 \text{ ft}$$

$$\Delta Z = 20 \text{ m} = 65,60 \text{ ft}$$

3. Perhitungan Desain *Suction*

a. *Suction Friction Loss*, H_{fs}

Suction velocity, V_s :

$$V_s = Qf/a$$

$$= 1,484 \text{ ft/s}$$

$$= 5342,0306 \text{ ft/jam}$$

$$g_c = 32,174 \text{ lbm ft/ lbf s}^2$$

$$\frac{V^2}{2g_c} = 0,0684 \text{ lbf ft/ lbm}$$

$$\text{Reynold Number, } N_{Re} = \frac{D.V.\rho}{\mu}$$

$$Re = 18.389,3937$$

Jika $N_{re} \gg 2100$ maka aliran yang dipakai adalah aliran turbulen. Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah “*Commercial Steel*”.

$$\varepsilon = 0,00015 \text{ ft (Fig.14.1 Peters)}$$

$$\varepsilon / D = 0,00045 \text{ (Fig.14.1 Peters)}$$

$$\text{pada } N_{re} = 18.389,3937$$

Maka *fanning factor* (f) = 0,006 (Fig. 14.1 Peters)

$$H_{fs} = \frac{2 \times f \times L}{D} \times \frac{V^2}{2g_c} \quad (\text{Eq. 5.55 Mc.Cabe})$$

$$H_{fs} = 0,098455247 \text{ ft lbf/lb}$$

b. *Sudden Contraction Friction Loss, H_{fc}*

$$H_{fc} = \frac{K_c}{2\alpha} \times \frac{V^2}{2g_c} \quad (\text{Eq. 5.64 Mc. Cabe})$$

$$H_{fc} = 0,007019578 \text{ ft lbf/lb}$$

Dimana :

$$K_c = 0,4 (1 - A_2 / A_1) \quad (\text{Eq. 5.65 Mc. Cabe})$$

$$A_1 = \text{Luas penampang 1} = 0,2007 \text{ ft}^2$$

$$A_2 = \text{Luas penampang 2} = 0,2007 \text{ ft}^2$$

$$A_2/A_1 = 0,6090$$

$$\alpha = 1 \text{ (untuk aliran turbulen)}$$

$$0.4 \quad (1.25-$$

$$A = 0,6667)$$

$$K_c = 0,2564$$

c. *Fitting + Valve friction loss, H_{ff}*

$$H_{ff} = K_f \times \frac{V^2}{2 g_c} \quad (\text{Eq. 5.7 Mc.Cabe})$$

Dimana :

$$H_{ff} = 2 \times 0,1834 \times 39 \times 0,0033$$

$$H_{ff} = 0,0684 \text{ ft lbf/lb}$$

$$H_{ff} = 0,008260344 \text{ psi}$$

d. *Total Suction Friction Loss, H_f suc*

$$H_{f \text{ suc}} = H_{fs} + H_{fc} + H_{ff}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 0,1739 \text{ ft lbf/lb}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 0,02099 \text{ psi}$$

4. *Suction Pressure*

a. *Origin Pressure* kPa = 230,1 psi (+)

b. *Static Head* = 5 m = 16,40 ft

= 49,1500 psi (+)

c. *Total Friction Loss* = 0,0 psi (-)

Total Suction Pressure = 279,2 psi

Suction Head, H_s

$$\text{Static Suction, Head, } H_s = \frac{g}{gc} (Z_a - Z_b)$$

$$H_s = 93,18 \text{ ft}$$

5. *Net Positive Suction Head Required (NPSHr)*

$$NPSHr = \frac{gc}{g} x \frac{P_a' - P_v}{\rho - H_{fs} - Z_a} \quad (\text{Eq. 8.7 Mc. Cabe})$$

$$NPSHr = 21,2980 \text{ ft}$$

Dimana :

$$P_a'/\rho = 76,7839 \text{ ft}$$

$$P_v/\rho = 71,88 \text{ ft}$$

$$gc/g = 1$$

$$H_{fs} = 0,0070 \text{ ft}$$

$$Z_a = 16,40 \text{ ft}$$

6. *Perhitungan Desain Discharge*

a. *Discharge friction loss*

Discharge velocity, Vd :

$$V_d = Q_f/a$$

$$V_d = 2,4369 \text{ ft/s}$$

$$V_d = 8772,4522 \text{ ft/jam}$$

$$gc = 32,1740 \text{ lbm ft/ lbf s}^2$$

Reynold Number (Nre) :

$$N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu}$$

$$Re = 12.076,3073$$

Jika $N_{re} \gg 2100$ maka aliran yang dipakai adalah aliran turbulen. Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah “*Commercial Steel*”

$$\varepsilon = 0,00015 \text{ ft (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0.00112 \text{ (Fig. 14.1 Peters)}$$

Pada $N_{re} = 12076,3073$

maka *fanning factor* (f) = 0.006 (Fig. 14.1 Peters)

$$H_{fd} = (2 * f * L) / D * V^2 / g_c$$

$$H_{fd} = 1,5108 \text{ ft lbf/lb}$$

Sudden Contraction Friction Loss, H_{fc}

$$H_{fe} = \frac{K_e}{2\alpha} \times \frac{V^2}{g_c} \quad (\text{Eq. 5.64 Mc. Cabe})$$

$$H_{fc} = 1,8043\text{E-}02 \text{ ft lbf/lb}$$

Dimana :

$$K_c = 0,4 (1 - A_2 / A_1)$$

$$A_1 = \text{Luas penampang 1} = 0,0882 \text{ ft}^2$$

$$A_2 = \text{Luas penampang 2} = 0,088 \text{ ft}^2$$

$$A_2/A_1 = 0,0000$$

$$\alpha = 1 \text{ (untuk aliran turbulen)}$$

$$K_c = 0,4 (1-0)$$

$$K_c = 0,5000$$

b. *Fitting + Valve friction loss, H_{ff}*

$$H_{ff} = K_f \times \frac{V^2}{2 g_c} \quad (\text{eq. 5.7 Mc. Cabe})$$

L_e/D = Ekivalen L/D untuk *valve* dan *fitting*

$$L_e/D = 1 \text{ gate valve} + 2 \text{ elbow } 90^\circ \text{ std}$$

$$L_e/D = (1 \times 7) + (2 \times 32) \text{ (tabel 13.1, Peters)}$$

$$L_e/D = 39$$

$$H_{ff} = 2 \times 0,1834 \times 39 \times 0,0045$$

$$H_{ff} = 0,1846 \text{ ft lbf/lb}$$

c. *Total discharge friction loss, $H_{f \text{ suc}}$*

$$H_{f \text{ suc}} = H_{fs} + H_{fc} + H_{ff}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 1,7134 \text{ ft lbf/lb}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 5,1350 \text{ psi}$$

7. Discharge Pressure

a. *Origin Pressure* = 1 atm = 230,1 psi (+)

b. *Static Head* = 12 m = 39,36 ft
= 118,0 psi (+)

c. *Total Friction Loss* = 5,1350 psi

Total Discharge

Pressure = 342,9 psi

Discharge Head, H_s

$$H_d = \frac{\frac{\text{Suction pressure} \times 144 \text{ in}^2}{\text{ft}^2}}{\text{density}}$$

$$H_s = 114,43 \text{ ft}$$

8. Differential pressure (total pump)

1. *Discharge Pressure* = 342,9424 psi (+)

2. *Suction Pressure* = 279,2465 psi (-)

$$\text{Total Differential Pressure} = 63,6959 \text{ psi}$$

9. Total Head

$$1. \text{ Discharge Head, } H_d = 114,4305 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$2. \text{ Suction Head, } H_s = 93,1769 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{Total Head} = 207,6074 \text{ ft(lbf/lb)}$$

10. Efisiensi pompa

kapasitas pompa, $q_f = 15,4942 \text{ GpM}$

Dari gambar 14-37 peter (Hal 520) diperoleh :

$$\text{Efisiensi pompa} = 41.00\%$$

11. Break Horse Power

Pers. Bernoulli :

$$W_s = \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z + \frac{\Delta V^2}{2g_c} + \Delta H_f$$

$$W_s = 86,9116 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{BHP} = \frac{\text{Kapasitas, Gpm} \times W \times \rho}{7,481 \times 550 \times 60 \times \text{eff. pompa}}$$

$$\text{BHP} = 5,7416 \text{ HP}$$

12. Requirement drive (besarnya tenaga pompa)

$$\text{MHP} = \frac{\text{BHP}}{\text{efisiensi motor}}$$

Dari gambar 14-38 peter (hal 521) diperoleh :

Effisiensi motor = 85 %

$$\text{MHP} = 6,7548 \text{ Hp}$$

Dipilih pompa = 7 HP = 5,2199 Kw

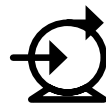
IDENTIFIKASI			
Nama Alat		Pompa	
Kode Alat		P-01	
Jumlah		2 unit(1 unit cadangan)	
Fungsi		Mengalirkan CPO dari tangki ke Mixer 01	
DATA DESAIN			
Tipe		Centrifugal Slurry Pump	
Kapasitas		48757,09 lb/jam	
SUCTION		DISCHARGE	
Tekanan (Psi)	279,2465	Tekanan	342,9424
Friksi (Psi)	0,008260344	Friksi	5,1350
Efisiensi			
Pompa		41,00%	
Efisiensi Motor		85,00%	
Power		7 HP	
NPSH		21,2980 ft	
Bahan konstruksi		Carbon steel	

C.2. Pompa (P-02)

Fungsi : Mengalirkan H₃PO₄ dari tangki ke Mixer 02

Tipe : *Centrifugal Pump*

Gambar :



13. Data-data

Temperatur : 30 °C

Densitas : 431,5606 lb/ft³

Viskositas : 1 cP
 Tekanan Uap : 0,019342105psi
 Safety factor : 0,1 %
 Laju alir : 14,7497849 kg/jam
 Kapasitas Pompa (q) = Safety factor x laju alir
 = 35,7694 lb/jam

Volumetrik *Flowrate*, (Qf) :

$$Q_f = q/\rho$$

$$Q_f = 0,0829 \quad \text{ft}^3/\text{jam}$$

$$Q_f = 0,0000 \quad \text{ft}^3/\text{s}$$

14. Menentukan Ukuran Pipa

Diameter optimum (D_{opt}) :

Untuk aliran turbulen yang mempunyai *range* viskositas 0,02-20 cp maka digunakan rumus diameter dalam optimum pipa (peters).

$$D_{i, \text{opt}} = 3,9 \cdot [q_f]^{0.45} \cdot \rho^{0.13} \quad (\text{Pers. 14-15, Peter})$$

$$D_{i, \text{opt}} = 0,070241788 \text{ in}$$

Qern tabel 11

Suction Pipe

$$\text{IPS} = 1 \text{ inch} = 0,083 \text{ ft}$$

$$\text{SN} = 40$$

$$\text{ID} = 1,049 \text{ inch} = 0,087 \text{ ft}$$

$$\text{OD} = 1,3 \text{ inch} = 0,110 \text{ ft}$$

$$a = 0,864 \text{ inch}^2 = 0,006 \text{ ft}^2$$

$$\text{Ls} = 5 \text{ m} = 16,4 \text{ ft}$$

Discharge Pipe

$$\text{IPS} = 0,75 \text{ inch} = 0,063 \text{ ft}$$

$$\text{SN} = 40$$

$$\text{ID} = 1,824 \text{ inch} = 0,069 \text{ ft}$$

$$\text{OD} = 1,1 \text{ inch} = 0,088 \text{ ft}$$

$$a = 0,534 \text{ inch}^2 = 0,004 \text{ ft}^2$$

$$L_d = 25 \text{ m} = 82,0 \text{ ft}$$

$$\Delta Z = 20 \text{ m} = 65,60 \text{ ft}$$

15. Perhitungan Desain Suction**e. Suction Friction Loss , Hfs**

Suction velocity, Vs :

$$V_s = Q_f/a$$

$$= 0,004 \text{ ft/s}$$

$$= 13,8140 \text{ ft/jam}$$

$$g_c = 32,174 \text{ lbm ft/ lbf s}^2$$

$$\frac{V^2}{2g_c} = 0,0000 \text{ lbf ft/ lbm}$$

$$\text{Reynold Number, } N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu}$$

$$Re = 215,3475$$

Jika $N_{re} \gg 2100$ maka aliran yang dipakai adalah aliran turbulen. Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah “*Commercial Steel*”.

$$\varepsilon = 0,00015 \text{ ft (Fig.14.1 Peters)}$$

$$\varepsilon /D = 0,00172 \text{ (Fig.14.1 Peters)}$$

$$\text{pada } N_{re} = 215,3475$$

$$\text{Maka } f_{anning \text{ factor}} (f) = 0,07 \text{ (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$H_{fs} = \frac{2 \times f \times L}{D} \times \frac{V^2}{2 \cdot g_c} \quad (\text{Eq. 5.55 Mc.Cabe})$$

$$H_{fs} = 1,6569\text{E-}05 \text{ ft lbf/lb}$$

f. *Sudden Contraction Friction Loss, H_{fc}*

$$H_{fc} = \frac{K_c}{2\alpha} \times \frac{V^2}{2 \cdot g_c} \quad (\text{Eq. 5.64 Mc. Cabe})$$

$$H_{fc} = 0,007019578 \text{ ft lbf/lb}$$

Dimana :

$$K_c = 0,4 (1 - A_2 / A_1) \quad (\text{Eq. 5.65 Mc. Cabe})$$

$$A_1 = \text{Luas penampang 1} = 0,0060 \text{ ft}^2$$

$$A_2 = \text{Luas penampang 2} = 0,0037 \text{ ft}^2$$

$$A_2/A_1 = 0,6181$$

$$\alpha = 1 \text{ (untuk aliran turbulen)}$$

$$0,4 \quad (1.25-$$

$$A = 0,6667)$$

$$K_c = 0,2528$$

g. *Fitting + Valve friction loss, H_{ff}*

$$H_{ff} = K_f \times \frac{V^2}{2 \cdot g_c} \quad (\text{Eq. 5.7 Mc.Cabe})$$

Dimana :

$$H_{ff} = 2 \times 0,1834 \times 39 \times 0,0033$$

$$H_{ff} = 0,0000 \text{ ft lbf/lb}$$

$$H_{ff} = 3,17809\text{E-}09 \text{ psi}$$

h. *Total Suction Friction Loss, H_{f suc}*

$$H_{f \text{ suc}} = H_{fs} + H_{fc} + H_{ff}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 0,0000 \text{ ft lbf/lb}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 1,1862\text{E-}07 \text{ psi}$$

16. Suction Pressure

a. *Origin Pressure* kPa = 230,1 psi (+)

b. *Static Head* = 5 m = 16,40 ft
= 49,1500 psi (+)

c. *Total Friction Loss* = 1,18562E-07 psi

Total Suction Pressure = 63,9 psi

Suction Head, Hs

$$\text{Static Suction, Head, } H_s = \frac{g}{gc} (Z_a - Z_b)$$

$$H_s = 21,31 \text{ ft}$$

17. Net Positive Suction Head Required (NPSHr)

$$NPSH_r = \frac{gC}{g} \times \frac{P_a' - P_v}{\rho - H_{fs} - Z_a} \quad (\text{Eq. 8.7 Mc. Cabe})$$

$$NPSH_r = 21,2980 \text{ ft}$$

Dimana :

$$P_a'/\rho = 4,9114 \text{ ft}$$

$$P_v/\rho = 0,01 \text{ ft}$$

$$gc/g = 1$$

$$H_{fs} = 3,95609\text{E-}08 \text{ ft}$$

$$Z_a = 16,40 \text{ ft}$$

18. Perhitungan Desain Discharge

d. *Discharge friction loss*

Discharge velocity, Vd :

$$V_d = Q_f/a$$

$$V_d = 0,0062 \text{ ft/s}$$

$$V_d = 22,3507 \text{ ft/jam}$$

$$g_c = 32,1740 \text{ lbm ft/ lbf s}^2$$

Reynold Number (Nre) :

$$N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu}$$

$$Re = 273,6932$$

Jika $N_{re} \gg 2100$ maka aliran yang dipakai adalah aliran turbulen. Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah “*Commercial Steel*”

$$\varepsilon = 0,00015 \text{ ft (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0,00218 \text{ (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$\text{Pada } N_{re} = 273,6931638$$

maka *fanning factor* (f) = 0.06 (Fig. 14.1 Peters)

$$H_{fd} = (2 \cdot f \cdot L) / D \cdot V^2 / g_c$$

$$H_{fd} = 0,002 \text{ ft lbf/lb}$$

Sudden Contraction Friction Loss, Hfc

$$H_{fe} = \frac{K_e}{2\alpha} \times \frac{V^2}{g_c} \quad (\text{Eq. 5.64 Mc. Cabe})$$

$$H_{fc} = 1,1440\text{E-}07 \text{ ft lbf/lb}$$

Dimana :

$$K_c = 0,4 (1 - A_2 / A_1)$$

$$A_1 = \text{Luas penampang 1} = 0,0882 \text{ ft}^2$$

$$A_2 = \text{Luas penampang 2} = 0,088 \text{ ft}^2$$

$$A_2/A_1 = 0,0000$$

$$\alpha = 1 \text{ (untuk aliran turbulen)}$$

$$K_c = 0,4 (1-0)$$

$$K_c = 0,1528$$

e. *Fitting + Valve friction loss, H_{ff}*

$$H_{ff} = K_f \times \frac{V^2}{2 g_c} \quad (\text{eq. 5.7 Mc. Cabe})$$

Le/D = Ekuivalen L/D untuk *valve* dan *fitting*

$$Le/D = 1 \text{ gate valve} + 2 \text{ elbow } 90^\circ \text{ std}$$

$$Le/D = (1 \times 7) + (2 \times 32) \text{ (tabel 13.1, Peters)}$$

$$Le/D = 39$$

$$H_{ff} = 2 \times 0,1834 \times 39 \times 0,0045$$

$$H_{ff} = 0,0000 \text{ ft lbf/lb}$$

f. *Total discharge friction loss, H_f suc*

$$H_{f \text{ suc}} = H_{fs} + H_{fc} + H_{ff}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 0,0002 \text{ ft lbf/lb}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 0,0005 \text{ psi}$$

19. *Discharge Pressure*

$$\text{a. Origin Pressure} = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi (+)}$$

$$\text{b. Static Head} = 12 \text{ m} = 39,36 \text{ ft}$$

$$= 118,0 \text{ psi (+)}$$

$$c. \text{ Total Friction Loss} = 0,0005 \text{ psi}$$

Total Discharge

$$\text{Pressure} = 132,7 \text{ psi}$$

Discharge Head, H_s

$$H_d = \frac{\frac{\text{Suction pressure} \times 144 \text{ in}^2}{\text{ft}^2}}{\text{density}}$$

$$H_s = 44,27 \text{ ft}$$

20. Differential pressure (total pump)

$$1. \text{ Discharge Pressure} = 132,6787 \text{ psi (+)}$$

$$2. \text{ Suction Pressure} = 63,8693 \text{ psi (-)}$$

$$\text{Total Differential Pressure} = 68,8094 \text{ psi}$$

21. Total Head

$$1. \text{ Discharge Head, } H_d = 44,2713 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$2. \text{ Suction Head, } H_s = 21,3114 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{Total Head} = 65,5827 \text{ ft(lbf/lb)}$$

22. Efisiensi pompa

kapasitas pompa, $q_f = 0,0103 \text{ GpM}$

Dari gambar 14-37 peter (Hal 520) diperoleh :

$$\text{Efisiensi pompa} = 41.00\%$$

23. Break Horse Power

Pers. Bernoulli :

$$W_s = \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z + \frac{\Delta V^2}{2g_c} + \Delta H_f$$

$$W_s = 88,5498 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$BHP = \frac{Kapasitas, Gpm) \times W \times \rho}{7,481 \times 550 \times 60 \times eff.pompa}$$

$$BHP = 0,0039 \text{ HP}$$

24. *Requirement drive* (besarnya tenaga pompa)

$$MHP = \frac{BHP}{effisiensi motor}$$

Dari gambar 14-38 peter (hal 521) diperoleh :

Effisiensi motor = 80 %

$$MHP = 0,0049 \text{ Hp}$$

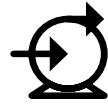
Dipilih pompa = 1 HP = 0,7457 Kw

IDENTIFIKASI			
Nama Alat		Pompa	
Kode Alat		P-02	
Jumlah		2 unit(1 unit cadangan)	
Fungsi		Mengalirkan H3PO4 dari tangki ke Mixer 02	
DATA DESAIN			
Tipe		Centrifugal Slurry Pump	
Kapasitas		32,52 lb/jam	
SUCTION		DISCHARGE	
Tekanan (Psi)	63,8693	Tekanan	132,6787
Friksi (Psi)	3,17809E-09	Friksi	0,0005
Efisiensi Pompa		41,00%	
Efisiensi Motor		80,00%	
Power		1	HP
NPSH		21,3050	ft
Bahan konstruksi	Carbon steel		

C.3. Pompa (P-03)

Fungsi : Mengalirkan CPO dari Mixer 01 ke mixer 02

Tipe : *Centrifugal Pump*



Gambar :

25. Data-data

Temperatur	:	70 °C
Densitas	:	2203,0542 lb/ft ³
Viskositas	:	203,8179 cP
Tekanan Uap	:	1,953766781 psi
Safety factor	:	0,1 %
Laju alir	:	22130,6213 kg/jam
Kapasitas Pompa (q)	= Safety factor x laju alir	
	= 53668,5714 lb/jam	

Volumetrik *Flowrate*, (Qf) :

$$Q_f = q/\rho$$

$$Q_f = 24,3610 \quad \text{ft}^3/\text{jam}$$

$$Q_f = 0,0068 \quad \text{ft}^3/\text{s}$$

26. Menentukan Ukuran Pipa

Diameter optimum (D_{opt}) :

Untuk aliran turbulen yang mempunyai *range* viskositas 0,02-20 cp maka digunakan rumus diameter dalam optimum pipa (peters).

$$D_{i, opt} = 3,9 \cdot [q_f]^{0.45} \cdot \rho^{0.13} \quad (\text{Pers. 14-15, Peter})$$

$$D_i, \text{ opt} = 1,12030027 \text{ in}$$

Qern tabel 11

Suction Pipe

$$\text{IPS} = 1 \text{ inch} = 0,083 \text{ ft}$$

$$\text{SN} = 40$$

$$\text{ID} = 1,049 \text{ inch} = 0,087 \text{ ft}$$

$$\text{OD} = 1,3 \text{ inch} = 0,110 \text{ ft}$$

$$a = 0,864 \text{ inch}^2 = 0,006 \text{ ft}^2$$

$$L_s = 5 \text{ m} = 16,4 \text{ ft}$$

Discharge Pipe

$$\text{IPS} = 0,75 \text{ inch} = 0,063 \text{ ft}$$

$$\text{SN} = 40$$

$$\text{ID} = 0,824 \text{ inch} = 0,069 \text{ ft}$$

$$\text{OD} = 1,1 \text{ inch} = 0,088 \text{ ft}$$

$$a = 0,534 \text{ inch}^2 = 0,004 \text{ ft}^2$$

$$L_d = 25 \text{ m} = 82,0 \text{ ft}$$

$$\Delta Z = 20 \text{ m} = 65,60 \text{ ft}$$

27. Perhitungan Desain *Suction*

i. *Suction Friction Loss* , H_{fs}

Suction velocity, V_s :

$$V_s = Q_f/a$$

$$= 1,128 \text{ ft/s} = 4060,1643 \text{ ft/jam}$$

$$g_c = 32,174 \text{ lbm ft/ lbf s}^2$$

$$\frac{V^2}{2g_c} = 0,0395 \text{ lbf ft/lbm}$$

$$\text{Reynold Number, } N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu}$$

$$Re = 1.585,2778$$

Jika $N_{Re} \gg 2100$ maka aliran yang dipakai adalah aliran turbulen. Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah “*Commercial Steel*”.

$$\varepsilon = 0,00015 \text{ ft (Fig.14.1 Peters)}$$

$$\varepsilon/D = 0,00172 \text{ (Fig.14.1 Peters)}$$

$$\text{pada } N_{Re} = 1.585,2778$$

Maka *fanning factor* (f) = 0,001 (Fig. 14.1 Peters)

$$H_{fs} = \frac{2 \times f \times L}{D} \times \frac{V^2}{2g_c} \quad (\text{Eq. 5.55 Mc.Cabe})$$

$$H_{fs} = 0,020447859 \text{ ft lbf/lb}$$

j. *Sudden Contraction Friction Loss, H_{fc}*

$$H_{fc} = \frac{K_c}{2\alpha} \times \frac{V^2}{2g_c} \quad (\text{Eq. 5.64 Mc. Cabe})$$

$$H_{fc} = 0,009993464 \text{ ft lbf/lb}$$

Dimana :

$$K_c = 0,4 (1 - A_2 / A_1) \quad (\text{Eq. 5.65 Mc. Cabe})$$

$$A_1 = \text{Luas penampang 1} = 0,0060 \text{ ft}^2$$

$$A_2 = \text{Luas penampang 2} = 0,0037 \text{ ft}^2$$

$$A_2/A_1 = 0,6181$$

$$\alpha = 1 \text{ (untuk aliran turbulen)}$$

$$A = 0.4 \quad (1.25 - 0.6667)$$

$$K_c = 0.2528$$

k. *Fitting + Valve friction loss, H_{ff}*

$$H_{ff} = K_f \times \frac{V^2}{2 g_c} \quad (\text{Eq. 5.7 Mc.Cabe})$$

Dimana :

$$H_{ff} = 2 \times 0.1834 \times 39 \times 0.0033$$

$$H_{ff} = 0.0395 \text{ ft lbf/lb}$$

$$H_{ff} = 0.055957324 \text{ psi}$$

l. *Total Suction Friction Loss, H_f suc*

$$H_{f \text{ suc}} = H_{fs} + H_{fc} + H_{ff}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 0.0700 \text{ ft lbf/lb}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 0.099044032 \text{ psi}$$

28. *Suction Pressure*

$$\text{a. Origin Pressure} \quad \text{kPa} = 16.7 \text{ psi (+)}$$

$$\begin{aligned} \text{b. Static Head} \quad &= 5 \text{ m} = 16.40 \text{ ft} \\ &= 250.9034 \text{ psi (+)} \end{aligned}$$

$$\text{c. Total Friction Loss} = 0.099044032 \text{ psi}$$

$$\text{Total Suction Pressure} = 267.5 \text{ psi}$$

Suction Head, H_s

$$\text{Static Suction, Head, } H_s = \frac{g}{g_c} (Z_a - Z_b)$$

$$H_s = 17.48 \text{ ft}$$

29. *Net Positive Suction Head Required (NPSHr)*

$$\text{NPSHr} = \frac{gC}{g} \times \frac{Pa' - PV}{\rho - Hfs - Za} \quad (\text{Eq. 8.7 Mc. Cabe})$$

$$\text{NPSHr} = 21,2980 \text{ ft}$$

Dimana :

$$Pa'/\rho = 1,0886 \text{ ft}$$

$$Pv/\rho = 0,13 \text{ ft}$$

$$gC/g = 1$$

$$Hfs = 0,006473895 \text{ ft}$$

$$Za = 16,40 \text{ ft}$$

30. *Perhitungan Desain Discharge*

g. Discharge friction loss

Discharge velocity, Vd :

$$Vd = Qf/a$$

$$Vd = 1,8248 \text{ ft/s}$$

$$Vd = 6569,2546 \text{ ft/jam}$$

$$gC = 32,1740 \text{ lbm ft/ lbf s}^2$$

Reynold Number (Nre) :

$$N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu}$$

$$Re = 2.014,7891$$

Jika $Nre \gg 2100$ maka aliran yang dipakai adalah aliran turbulen. Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah “*Commercial Steel*”

$$\varepsilon = 0,00015 \text{ ft (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0,00218 \text{ (Fig. 14.1 Peters)}$$

Pada $N_{re} = 2014,789095$

maka *fanning factor* (f) = 0.008 (Fig. 14.1 Peters)

$$H_{fd} = (2 * f * L) / D * V^2 / g_c$$

$$H_{fd} = 2,0950 \text{ ft lbf/lb}$$

Sudden Contraction Friction Loss, H_{fc}

$$H_{fe} = \frac{K_e}{2\alpha} \times \frac{V^2}{g_c} \quad (\text{Eq. 5.64 Mc. Cabe})$$

$$H_{fc} = 9,8824\text{E-}03$$

Dimana :

$$K_c = 0,4 (1 - A_2 / A_1)$$

$$A_1 = \text{Luas penampang 1} = 0,0882 \text{ ft}^2$$

$$A_2 = \text{Luas penampang 2} = 0,088 \text{ ft}^2$$

$$A_2/A_1 = 0,0000$$

$$\alpha = 1 \text{ (untuk aliran turbulen)}$$

$$K_c = 0,4 (1-1)$$

$$K_c = 0,1528$$

h. *Fitting + Valve friction loss, H_{ff}*

$$H_{ff} = K_f \times \frac{V^2}{2 g_c} \quad (\text{eq. 5.7 Mc. Cabe})$$

L_e/D = Ekuivalen L/D untuk *valve* dan *fitting*

$$L_e/D = 1 \text{ gate valve} + 2 \text{ elbow } 90^\circ \text{ std}$$

$$L_e/D = (1 \times 7) + (2 \times 32) \text{ (tabel 13.1, Peters)}$$

$$L_e/D = 39$$

$$H_{ff} = 2 \times 0,1834 \times 39 \times 0,0045$$

$$H_{ff} = 0,0000 \text{ ft lbf/lb}$$

i. *Total discharge friction loss, H_f suc*

$$H_{f \text{ suc}} = H_{fs} + H_{fc} + H_{ff}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 2,2084 \text{ ft lbf/lb}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 33,7866 \text{ psi}$$

31. *Discharge Pressure*

a. *Origin Pressure* = 1 atm = 16,7 psi (+)

b. *Static Head* = 12 m = 39,36 ft
= 602,2 psi (+)

c. *Total Friction Loss* = 33,78658258

Total *Discharge* = 585,0 psi

Pressure

Discharge Head, H_s

$$H_d = \frac{\frac{\text{Suction pressure} \times 144 \text{ in}^2}{\text{ft}^2}}{\text{density}}$$

$$H_s = 38,24 \text{ ft}$$

32. *Differential pressure (total pump)*

1. *Discharge Pressure* = 585,0353 psi (+)

2. *Suction Pressure* = 267,4581 psi (-)

Total Differential Pressure = 317,5772 psi

33. *Total Head*

1. *Discharge Head, H_d* = 38,2401 ft(lbf/lb)

2. *Suction Head, H_s* = 17,4821 ft(lbf/lb)

$$\text{Total Head} = 55,7222 \text{ ft(lbf/lb)}$$

34. Efisiensi pompa

kapasitas pompa, $q_f = 3,0372 \text{ GpM}$

Dari gambar 14-37 peter (Hal 520) diperoleh :

$$\text{Efisiensi pompa} = 42.00\%$$

35. Break Horse Power

Pers. Bernoulli :

$$W_s = \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z + \frac{\Delta V^2}{2g_c} + \Delta H_f$$

$$W_s = 86,3970 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{BHP} = \frac{\text{Kapasitas, Gpm} \times W \times \rho}{7,481 \times 550 \times 60 \times \text{eff.pompa}}$$

$$\text{BHP} = 5,5754 \text{ HP}$$

36. Requirement drive (besarnya tenaga pompa)

$$\text{MHP} = \frac{\text{BHP}}{\text{efisiensi motor}}$$

Dari gambar 14-38 peter (hal 521) diperoleh :

$$\text{Efisiensi motor} = 85 \% \quad \text{MHP} = 6,5539 \text{ Hp}$$

$$\text{Dipilih pompa} = 7 \text{ HP} = 5,2199 \text{ Kw}$$

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Pompa
Kode Alat	P-03
Jumlah	2 unit(1 unit cadangan)
Fungsi	
Mengalirkan CPO dari Mixer 01 ke mixer 02	
DATA DESAIN	
Tipe	Centrifugal Slurry Pump

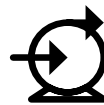
Kapasitas		48565,09 lb/jam	
SUCTION		DISCHARGE	
Tekanan (Psi)	56,2166	Tekanan	-97,8942
Friksi (Psi)	0,348641901	Friksi	210,9799
Efisiensi			
Pompa		42,00%	
Efisiensi Motor		85,00%	
Power			7 HP
NPSH		22,1481	Ft
Bahan konstruksi	Carbon steel		

C.4. Pompa (P-04)

Fungsi : mengalirkan CPO dari mixer 02 ke niaga filter

Tipe : *Centrifugal Pump*

Gambar :



37. Data-data

Temperatur : 110 °C

Densitas : 73,9264 lb/ft³

Viskositas : 223,2925 cP

Tekanan Uap : 2688,0862 psi

Safety factor : 0,1 %

Laju alir : 22292,9502 kg/jam

Kapasitas Pompa (q) = Safety factor x laju alir
= 54062,2324 lb/jam

Volumetrik *Flowrate*, (Qf) :

$$Q_f = q/\rho$$

$$Q_f = 731,2984 \quad \text{ft}^3/\text{jam}$$

$$Q_f = 0,2031 \quad \text{ft}^3/\text{s}$$

38. Menentukan Ukuran Pipa

Diameter optimum (D_{opt}) :

Untuk aliran turbulen yang mempunyai *range* viskositas 0,02-20 cp maka digunakan rumus diameter dalam optimum pipa (peters).

$$D_{i, \text{opt}} = 3,9 \cdot [q_f]^{0.45} \cdot \rho^{0.13} \quad (\text{Pers. 14-15, Peter})$$

$$D_{i, \text{opt}} = 3,3305 \text{ in}$$

Qern tabel 11

Suction Pipe

$$\text{IPS} = 1 \text{ inch} = 0,083 \text{ ft}$$

$$\text{SN} = 40$$

$$\text{ID} = 1,049 \text{ inch} = 0,087 \text{ ft}$$

$$\text{OD} = 1,3 \text{ inch} = 0,110 \text{ ft}$$

$$a = 0,864 \text{ inch}^2 = 0,006 \text{ ft}^2$$

$$L_s = 5 \text{ m} = 16,4 \text{ ft}$$

Discharge Pipe

$$\text{IPS} = 0,75 \text{ inch} = 0,063 \text{ ft}$$

$$\text{SN} = 40$$

$$\text{ID} = 0,824 \text{ inch} = 0,069 \text{ ft}$$

$$\text{OD} = 1,1 \text{ inch} = 0,088 \text{ ft}$$

$$a = 0,534 \text{ inch}^2 = 0,004 \text{ ft}^2$$

$$L_d = 25 \text{ m} = 82,0 \text{ ft}$$

$$\Delta Z = 20 \text{ m} = 65,60 \text{ ft}$$

39. Perhitungan Desain *Suction*

m. *Suction Friction Loss*, H_{fs}

Suction velocity, V_s :

$$V_s = Q_f/a$$

$$= 33,856 \text{ ft/s} = 121883,0722 \text{ ft/jam}$$

$$g_c = 32,174 \text{ lbm ft/ lbf s}^2$$

$$\frac{V^2}{2 g_c} = 35,6268 \text{ lbf ft/ lbm}$$

$$\text{Reynold Number, } N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu}$$

$$Re = 1.457,6309$$

Jika $N_{re} \gg 2100$ maka aliran yang dipakai adalah aliran turbulen. Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah "*Commercial Steel*".

$$\varepsilon = 0,00015 \text{ ft (Fig.14.1 Peters)}$$

$$\varepsilon / D = 0,00172 \text{ (Fig.14.1 Peters)}$$

$$\text{pada } N_{re} = 1.457,6309$$

Maka *fanning factor* (f) = 0,001 (Fig. 14.1 Peters)

$$H_{fs} = \frac{2 \times f \times L}{D} \times \frac{V^2}{2 \cdot g_c} \quad (\text{Eq. 5.55 Mc.Cabe})$$

$$H_{fs} = 18,4266 \text{ ft lbf/lb}$$

Sudden Contraction Friction Loss, H_{fc}

$$H_{fc} = \frac{K_c}{2\alpha} \times \frac{V^2}{2 \cdot g_c} \quad (\text{Eq. 5.64 Mc. Cabe})$$

$$H_{fc} = 0,018 \text{ ft lbf/lb}$$

Dimana :

$$K_c = 0,4 (1 - A_2 / A_1) \text{ (Eq. 5.65 Mc. Cabe)}$$

$$A_1 = \text{Luas penampang 1} = 0,0060 \text{ ft}^2$$

$$A_2 = \text{Luas penampang 2} = 0,0037 \text{ ft}^2$$

$$A_2/A_1 = 0,6181$$

$$\alpha = 1 \text{ (untuk aliran turbulen)}$$

$$A = 0.4 (1.5,6667)$$

$$K_c = 0,2528$$

n. *Fitting + Valve friction loss, H_{ff}*

$$H_{ff} = K_f \times \frac{V^2}{2 g_c} \quad \text{(Eq. 5.7 Mc.Cabe)}$$

Dimana :

$$H_{ff} = 2 \times 0,1834 \times 39 \times 0,0033$$

$$H_{ff} = 35,6268 \text{ ft lbf/lb}$$

$$H_{ff} = 55,2444 \text{ psi}$$

o. *Total Suction Friction Loss, H_f suc*

$$H_{f \text{ suc}} = H_{fs} + H_{fc} + H_{ff}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 63,0591 \text{ ft lbf/lb}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 97,7821 \text{ psi}$$

40. *Suction Pressure*

$$\text{a. Origin Pressure} \quad 2 \text{ atm} = 2702,7862 \text{ psi (+)}$$

$$\text{b. Static Head} \quad = 5 \text{ m} = 16,40 \text{ ft}$$

$$= 8,4194 \text{ psi}$$

$$c. \text{ Total Friction Loss} = 97,7821 \text{ psi}$$

$$\text{Total Suction Pressure} = 2613,4234 \text{ psi}$$

Suction Head, Hs

$$\text{Static Suction, Head, } H_s = \frac{g}{gc} (Z_a - Z_b)$$

$$H_s = 5090,64 \text{ ft}$$

Net Positive Suction Head Require (NPSHr)

$$NPSH_r = \frac{gc}{g} \times \frac{P_a' - P_v}{\rho - H_{fs} - Z_a} \quad (\text{Eq. 8.7 Mc. Cabe})$$

$$NPSH_r = 21,2980 \text{ ft}$$

Dimana :

$$P_a'/\rho = 5264,7149 \text{ ft}$$

$$P_v/\rho = 5236,0810 \text{ ft}$$

$$gc/g = 1$$

$$H_{fs} = 190,4683 \text{ ft}$$

$$Z_a = 16,40 \text{ ft}$$

41. Perhitungan Desain *Discharge*

j. *Discharge friction loss*

Discharge velocity, Vd :

$$V_d = Q_f/a$$

$$V_d = 54,7789 \text{ ft/s}$$

$$V_d = 197204,0718 \text{ ft/jam}$$

$$gc = 32,1740 \text{ lbf ft/ lbf s}^2$$

Reynold Number (Nre) :

$$N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu}$$

$$Re = 1.852,5578$$

Jika $N_{re} \gg 2100$ maka aliran yang dipakai adalah aliran turbulen. Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah “*Commercial Steel*”

$$\varepsilon = 0,00015 \text{ ft (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0,00218 \text{ (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$\text{Pada } N_{re} = 1852,5578$$

maka *fanning factor* (f) = 0.008 (Fig. 14.1 Peters)

$$H_{fd} = (2 \cdot f \cdot L) / D \cdot V^2 / g_c$$

$$H_{fd} = 1887,9574 \text{ ft lbf/lb}$$

Sudden Contraction Friction Loss, H_{fc}

$$H_{fe} = \frac{K_e}{2\alpha} \times \frac{V^2}{g_c} \quad (\text{Eq. 5.64 Mc. Cabe})$$

$$H_{fc} = 8,9056E+00 \text{ ft lbf/lb}$$

Dimana :

$$K_c = 0,4 (1 - A_2 / A_1)$$

$$A_1 = \text{Luas penampang 1} = 0,0060 \text{ ft}^2$$

$$A_2 = \text{Luas penampang 2} = 0,004 \text{ ft}^2$$

$$A_2/A_1 = 0,0000$$

$$\alpha = 1 \text{ (untuk aliran turbulen)}$$

$$K_c = 0,4 (1-1)$$

$$K_c = 0,1528$$

k. *Fitting + Valve friction loss, H_{ff}*

$$H_{ff} = K_f \times \frac{V^2}{2 g_c} \quad (\text{eq. 5.7 Mc. Cabe})$$

Le/D = Ekvivalen L/D untuk *valve* dan *fitting*

$Le/D = 1 \text{ gate valve} + 2 \text{ elbow } 90^\circ \text{ std}$

$Le/D = (1 \times 7) + (2 \times 32)$ (tabel 13.1, Peters)

$Le/D = 39$

$H_{ff} = 2 \times 0,1834 \times 39 \times 0,0045$

$H_{ff} = 93,2656 \text{ ft lbf/lb}$

1. *Total discharge friction loss, $H_f \text{ suc}$*

$$H_f \text{ suc} = H_{fs} + H_{fc} + H_{ff}$$

$H_f \text{ suc} = 1990,1286 \text{ ft lbf/lb}$

$H_f \text{ suc} = 1021,6873 \text{ psi}$

42. *Discharge Pressure*

a. *Origin Pressure* = 1 atm = 2702,7862psi (+)

b. *Static Head* = 12 m = 39,36 ft

c. *Total Friction Loss* = 1021,6872 psi (-)

Total *Discharge* = 1701,3055 psi

Pressure

Discharge Head, H_s

$$H_d = \frac{\frac{\text{Suction pressure} \times 144 \text{ in}^2}{\text{ft}^2}}{\text{density}}$$

$H_s = 3313,9463 \text{ ft}$

43. *Differential pressure (total pump)*

$$1. \text{ Discharge Pressure} = 1701,3055 \text{ psi (+)}$$

$$2. \text{ Suction Pressure} = 2613,4234 \text{ psi (-)}$$

$$\text{Total Differential Pressure} = -912,1179 \text{ psi}$$

44. Total Head

$$1. \text{ Discharge Head, } H_d = 3313,9463 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$2. \text{ Suction Head, } H_s = 5090,6466 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{Total Head} = 8404,5929 \text{ ft(lbf/lb)}$$

45. Efisiensi pompa

kapasitas pompa, $q_f = 91,1749 \text{ GpM}$

Dari gambar 14-37 peter (Hal 520) diperoleh :

$$\text{Efisiensi pompa} = 42.00\%$$

46. Break Horse Power

Pers. Bernoulli :

$$W_s = \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z + \frac{\Delta V^2}{2g_c} + \Delta H_f$$

$$W_s = -1682,2739 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{BHP} = \frac{\text{Kapasitas, Gpm) } \times W \times \rho}{7,481 \times 550 \times 60 \times \text{eff.pompa}}$$

$$\text{BHP} = -109,3474 \text{ HP}$$

47. Requirement drive (besarnya tenaga pompa)

$$\text{MHP} = \frac{\text{BHP}}{\text{efisiensi motor}}$$

Dari gambar 14-38 peter (hal 521) diperoleh :

Efisiensi motor = 85 %

$$\text{MHP} = -128,6558 \text{ Hp}$$

Dipilih pompa = 7 HP = 5,2199 Kw

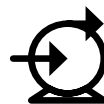
IDENTIFIKASI			
Nama Alat		Pompa	
Kode Alat		P-04	
Jumlah		2 unit(1 unit cadangan)	
Fungsi		mengalirkan CPO dari mixer 02 ke niaga filter	
DATA DESAIN			
Tipe		Centrifugal Slurry Pump	
Kapasitas		49147,48 lb/jam	
SUCTION		DISCHARGE	
Tekanan (Psi)	2613,423489	Tekanan	1701,305507
Friksi (Psi)	55,24440185	Friksi	1021,6873
Efisiensi			
Pompa		42,00%	
Efisiensi Motor		85,00%	
Power		7 HP	
NPSH		-145,4344 ft	
Bahan konstruksi		Carbon steel	

C.5. Pompa (P-05)

Fungsi : Mengalirkan CPO dari niaga filter ke kolom splitting

Tipe : *Centrifugal Pump*

Gambar :



48. Data-data

Temperatur : 300 °C

Densitas : 108,0829 lb/ft³

Viskositas : 32,1994 cP
 Tekanan Uap : 842,1138959 psi
 Safety factor : 0,1 %
 Laju alir : 1193,746323 kg/jam
 Kapasitas Pompa (q) = Safety factor x laju alir
 = 2894,9327 lb/jam

Volumetrik *Flowrate*, (Qf) :

$$Q_f = q/\rho$$

$$Q_f = 26,7844 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$Q_f = 0,0074 \text{ ft}^3/\text{s}$$

49. Menentukan Ukuran Pipa

Diameter optimum (D_{opt}) :

Untuk aliran turbulen yang mempunyai *range* viskositas 0,02-20 cp maka digunakan rumus diameter dalam optimum pipa (peters).

$$D_{i, opt} = 3,9 \cdot [q_f]^{0.45} \cdot \rho^{0.13} \quad (\text{Pers. 14-15, Peter})$$

$$D_{i, opt} = 0,790066451 \text{ in}$$

Qern tabel 11

Suction Pipe

$$\text{IPS} = 1 \text{ inch} = 0,083 \text{ ft}$$

$$\text{SN} = 40$$

$$\text{ID} = 1,049 \text{ inch} = 0,087 \text{ ft}$$

$$\text{OD} = 1,3 \text{ inch} = 0,110 \text{ ft}$$

$$a = 0,864 \text{ inch}^2 = 0,006 \text{ ft}^2$$

$$\text{Ls} = 5 \text{ m} = 16,4 \text{ ft}$$

Discharge Pipe

$$\text{IPS} = 0,75 \text{ inch} = 0,063 \text{ ft}$$

$$\text{SN} = 40$$

$$\text{ID} = 0,824 \text{ inch} = 0,069 \text{ ft}$$

$$\text{OD} = 1,1 \text{ inch} = 0,0 \text{ ft}$$

$$a = 12,700 \text{ inch}^2 = 0,088 \text{ ft}^2$$

$$L_d = 25 \text{ m} = 82,0 \text{ ft}$$

$$\Delta Z = 20 \text{ m} = 65,60 \text{ ft}$$

50. Perhitungan Desain Suction

p. *Suction Friction Loss* , Hfs

Suction velocity, Vs :

$$V_s = Q_f/a$$

$$= 1,240 \text{ ft/s} = 4464,0642 \text{ ft/jam}$$

$$g_c = 32,174 \text{ lbm ft/ lbf s}^2$$

$$\frac{V^2}{2 g_c} = 0,0478 \text{ lbf ft/ lbm}$$

$$\text{Reynold Number, } N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu}$$

$$Re = 541,2753$$

Jika $N_{re} \gg 2100$ maka aliran yang dipakai adalah aliran turbulen. Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah "*Commercial Steel*".

$$\varepsilon = 0,00015 \text{ ft (Fig.14.1 Peters)}$$

$$\varepsilon /D = 0,00030 \text{ (Fig.14.1 Peters)}$$

$$\text{pada } N_{re} = 7012,837333$$

Maka *fanning factor* (f) = 0,0025 (Fig. 14.1 Peters)

$$H_{fs} = \frac{2 \times f \times L}{D} \times \frac{V^2}{2 \cdot g_c} \quad (\text{Eq. 5.55 Mc.Cabe})$$

$$H_{fs} = 0,741553919 \text{ ft lbf/lb}$$

Sudden Contraction Friction Loss, H_{fc}

$$H_{fc} = \frac{K_c}{2\alpha} \times \frac{V^2}{2 \cdot g_c} \quad (\text{Eq. 5.64 Mc. Cabe})$$

$$H_{fc} = 0,012080633 \text{ ft lbf/lb}$$

Dimana :

$$K_c = 0,4 (1 - A_2 / A_1) \quad (\text{Eq. 5.65 Mc. Cabe})$$

$$A_1 = \text{Luas penampang 1} = 0,0060 \text{ ft}^2$$

$$A_2 = \text{Luas penampang 2} = 0,0037 \text{ ft}^2$$

$$A_2/A_1 = 0,0000$$

$$\alpha = 1 \text{ (untuk aliran turbulen)}$$

$$A = 0.4 (1.25, 6667)$$

$$K_c = 0,2528$$

q. *Fitting + Valve friction loss, H_{ff}*

$$H_{ff} = K_f \times \frac{V^2}{2 \cdot g_c} \quad (\text{Eq. 5.7 Mc.Cabe})$$

Dimana :

$$H_{ff} = 2 \times 0,1834 \times 39 \times 0,0033$$

$$H_{ff} = 0,0478 \text{ ft lbf/lb}$$

$$H_{ff} = 0,010686517$$

r. *Total Suction Friction Loss, H_f suc*

$$H_{f \text{ suc}} = H_{fs} + H_{fc} + H_{ff}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 0,8014 \text{ ft lbf/lb}$$

$$\text{Hf suc} = 0,179204468$$

51. Suction Pressure

a. *Origin Pressure* = 58 atm = 856,8 psi (+)

b. *Static Head* = 5 m = 16,40 ft
= 12,3094 psi (+)

c. *Total Friction Loss* = 0,0 psi

Total *Suction Pressure* = 31,9 psi

Suction Head, H_s

$$\text{Static Suction, Head, } H_s = \frac{g}{gc}(Z_a - Z_b)$$

$$H_s = 1157,70 \text{ ft}$$

Net Positive Suction Head Required (NPSHr)

$$\text{NPSHr} = \frac{gC}{g} x \frac{Pa' - PV}{\rho - Hfs - Za} \quad (\text{Eq. 8.7 Mc. Cabe})$$

$$\text{NPSH}_r = 21,2980 \text{ ft}$$

Dimana :

$$Pa'/\rho = 1141,5428 \text{ ft}$$

$$P_v/\rho = 1121,96 \text{ ft}$$

$$\text{gc/g} = 1$$

$$H_{fs} = 0,238756129 \text{ ft}$$

$$Z_a = 16,40 \text{ ft}$$

52. Perhitungan Desain *Discharge*

m. Discharge friction loss

Discharge velocity, Vd :

$$V_d = Q_f/a$$

$$V_d = 2,0063 \text{ ft/s}$$

$$V_d = 7222,7555 \text{ ft/jam}$$

$$g_c = 32,1740 \text{ lbm ft/ lbf s}^2$$

Reynold Number (Nre) :

$$N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu}$$

$$Re = 687,9271$$

Jika $N_{re} \gg 2100$ maka aliran yang dipakai adalah aliran turbulen. Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah “*Commercial Steel*”

$$\varepsilon = 0,00015 \text{ ft (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0,00218 \text{ (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$\text{Pada } N_{re} = 687,9271475$$

maka *fanning factor* (f) = 0,025 (Fig. 14.1 Peters)

$$H_{fd} = (2 \cdot f \cdot L) / D \cdot V^2 / g_c$$

$$H_{fd} = 7,9144 \text{ ft lbf/lb}$$

Sudden Contraction Friction Loss, Hfc

$$H_{fe} = \frac{K_e}{2\alpha} \times \frac{V^2}{g_c} \quad (\text{Eq. 5.64 Mc. Cabe})$$

$$H_{fc} = 1,1946\text{E-}02 \text{ ft lbf/lb}$$

Dimana :

$$K_c = 0,4 (1 - A_2 / A_1)$$

$$A_1 = \text{Luas penampang 1} = 0,0882 \text{ ft}^2$$

$$A_2 = \text{Luas penampang 2} = 0,088 \text{ ft}^2$$

$$A_2/A_1 = 0,0000$$

$$\alpha = 1 \text{ (untuk aliran turbulen)}$$

$$K_c = 0,4 (1-1)$$

$$K_c = 0,5000$$

n. *Fitting + Valve friction loss, H_{ff}*

$$H_{ff} = K_f \times \frac{V^2}{2 g_c} \quad (\text{eq. 5.7 Mc. Cabe})$$

L_e/D = Ekuivalen L/D untuk *valve* dan *fitting*

$$L_e/D = 1 \text{ gate valve} + 2 \text{ elbow } 90^\circ \text{ std}$$

$$L_e/D = (1 \times 7) + (2 \times 32) \text{ (tabel 13.1, Peters)}$$

$$L_e/D = 39$$

$$H_{ff} = 2 \times 0,1834 \times 39 \times 0,0045$$

$$H_{ff} = 0,1251 \text{ ft lbf/lb}$$

o. *Total discharge friction loss, H_f suc*

$$H_{f \text{ suc}} = H_{fs} + H_{fc} + H_{ff}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 8,0514 \text{ ft lbf/lb}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 6,0432 \text{ psi}$$

53. *Discharge Pressure*

$$\text{a. Origin Pressure} \quad = 1 \text{ atm} \quad = 856,8 \text{ psi (+)}$$

$$\begin{aligned} \text{b. Static Head} \quad &= 12 \text{ m} \quad = 39,36 \text{ ft} \\ &= 29,5 \text{ psi (+)} \end{aligned}$$

$$\text{c. Total Friction Loss} \quad = 6,0432 \text{ psi (-)}$$

$$\text{Total Discharge} = 880,3 \text{ psi}$$

Pressure

Discharge Head, H_s

$$H_d = \frac{\frac{\text{Suction pressure} \times 144 \text{ in}^2}{\text{ft}^2}}{\text{density}}$$

$$H_s = 1172,85 \text{ ft}$$

54. Differential pressure (total pump)

$$1. \text{ Discharge Pressure} = 880,3133 \text{ psi (+)}$$

$$2. \text{ Suction Pressure} = 868,9441 \text{ psi (-)}$$

$$\text{Total Differential Pressure} = 11,3692 \text{ psi}$$

55. Total Head

$$1. \text{ Discharge Head, } H_d = 1172,8514 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$2. \text{ Suction Head, } H_s = 1157,7040 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{Total Head} = 2330,5554 \text{ ft(lbf/lb)}$$

56. Efisiensi pompa

kapasitas pompa, $q_f = 3,3394 \text{ GpM}$

Dari gambar 14-37 piter (Hal 520) diperoleh :

$$\text{Efisiensi pompa} = 42.00\%$$

57. Break Horse Power

Pers. Bernoulli :

$$W_s = \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z + \frac{\Delta V^2}{2g_c} + \Delta H_f$$

$$W_s = 80,7810 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$BHP = \frac{Kapasitas, Gpm) \times W \times \rho}{7,481 \times 550 \times 60 \times eff.pompa}$$

$$BHP = 0,2812 \text{ HP}$$

58. *Requirement drive* (besarnya tenaga pompa)

$$MHP = \frac{BHP}{effisiensi motor}$$

Dari gambar 14-38 peter (hal 521) diperoleh :

Effisiensi motor = 80 %

$$MHP = 0,3515 \text{ Hp}$$

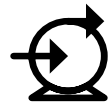
$$\text{Dipilih pompa} = 1 \text{ HP} = 0,7457 \text{ Kw}$$

IDENTIFIKASI			
Nama Alat	Pompa		
Kode Alat	P-05		
Jumlah	2 unit(1 unit cadangan)		
Fungsi	Mengalirkan CPO dari niaga filter ke kolom splitting		
DATA DESAIN			
Tipe		Centrifugal Pump	
Kapasitas		46742,94 lb/jam	
SUCTION		DISCHARGE	
Tekanan (Psi)	31,8560	Tekanan	29,1537
Friksi (Psi)	0,0211	Friksi	0,2694
Efisiensi Pompa		62,00%	
Efisiensi Motor		83,00%	
Power			4 HP
NPSH			27,9276 ft
Bahan konstruksi	Carbon steel		

C.6. Pompa (P-06)

Fungsi : Mengalirkan H₂O ke spliting

Tipe : *Centrifugal Pump*



Gambar :

59. Data-data

Temperatur	:	60 °C
Densitas	:	62,4280 lb/ft ³
Viskositas	:	30,8933 cP
Tekanan Uap	:	32,18762729 psi
Safety factor	:	0,1 %
Laju alir	:	8480,906173 kg/jam
Kapasitas Pompa (q)	= Safety factor x laju alir	
	=	20566,8929 lb/jam

Volumetrik *Flowrate*, (Qf) :

$$Q_f = q/\rho$$

$$Q_f = 329,4500 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$Q_f = 0,0915 \text{ ft}^3/\text{s}$$

60. Menentukan Ukuran Pipa

Diameter optimum (D_{opt}) :

Untuk aliran turbulen yang mempunyai *range* viskositas 0,02-20 cp maka digunakan rumus diameter dalam optimum pipa (peters).

$$D_{i, opt} = 3,9 \cdot [q_f]^{0.45} \cdot \rho^{0.13} \quad (\text{Pers. 14-15, Peter})$$

$$D_{i, opt} = 2,275794611 \text{ in}$$

Qern tabel 11

Suction Pipe

$$\text{IPS} = 4 \text{ inch} = 0,333 \text{ ft}$$

$$\text{SN} = 40$$

$$\text{ID} = 4,026 \text{ inch} = 0,336 \text{ ft}$$

$$\text{OD} = 4,5 \text{ inch} = 0,375 \text{ ft}$$

$$a = 12,700 \text{ inch}^2 = 0,088 \text{ ft}^2$$

$$L_s = 5 \text{ m} = 16,4 \text{ ft}$$

Discharge Pipe

$$\text{IPS} = 3 \text{ inch} = 0,256 \text{ ft}$$

$$\text{SN} = 40$$

$$\text{ID} = 3,068 \text{ inch} = 0,256 \text{ ft}$$

$$\text{OD} = 3,500 \text{ inch} = 0,292 \text{ ft}$$

$$a = 7,380 \text{ inch}^2 = 0,051 \text{ ft}^2$$

$$L_d = 25 \text{ m} = 82,0 \text{ ft}$$

$$\Delta Z = 20 \text{ m} = 65,60 \text{ ft}$$

61. Perhitungan Desain *Suction*

s. *Suction Friction Loss* , Hfs

Suction velocity, Vs :

$$V_s = Q_f/a$$

$$= 1,038 \text{ ft/s} = 3735,4963 \text{ nft/jam}$$

$$g_c = 32,174 \text{ lbm ft/ lbf s}^2$$

$$\frac{V^2}{2 g_c} = 0,0784 \text{ lbf ft/ lbm}$$

$$\text{Reynold Number, } N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu}$$

$$Re = 1.046,5016$$

Jika $N_{re} \gg 2100$ maka aliran yang dipakai adalah aliran turbulen. Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah “*Commercial Steel*”.

$$\varepsilon = 0,00015 \text{ ft (Fig.14.1 Peters)}$$

$$\varepsilon / D = 0,00045 \text{ (Fig.14.1 Peters)}$$

$$\text{pada } N_{re} = 1.046,5016$$

Maka *fanning factor* (f) = 0,015 (fig. 14.1 Peters)

$$H_{fs} = \frac{2 \times f \times L}{D} \times \frac{V^2}{2 \cdot g_c} \quad (\text{Eq. 5.55 Mc.Cabe})$$

$$H_{fs} = 0,12035462 \text{ ft lbf/lb}$$

Sudden Contraction Friction Loss, H_{fc}

$$H_{fc} = \frac{K_c}{2\alpha} \times \frac{V^2}{2 \cdot g_c} \quad (\text{Eq. 5.64 Mc. Cabe})$$

$$H_{fc} = 0,008953776 \text{ ft lbf/lb}$$

Dimana :

$$K_c = 0,4 (1 - A_2 / A_1) \quad (\text{Eq. 5.65 Mc. Cabe})$$

$$A_1 = \text{Luas penampang 1} = 0,0882 \text{ ft}^2$$

$$A_2 = \text{Luas penampang 2} = 0,0513 \text{ ft}^2$$

$$A_2/A_1 = 0,5811$$

$$\alpha = 1 \text{ (untuk aliran turbulen)}$$

$$A = 0.4 (1.25 - 0,6667)$$

$$K_c = 0,2676$$

t. *Fitting + Valve friction loss, H_{ff}*

$$H_{ff} = K_f \times \frac{V^2}{2 \cdot g_c} \quad (\text{Eq. 5.7 Mc.Cabe})$$

Dimana :

$$H_{ff} = 2 \times 0,1834 \times 39 \times 0,0033$$

$$H_{ff} = 0,0335 \text{ ft lbf/lb}$$

$$H_{ff} = 0,00717941$$

u. Total Suction Friction Loss, $H_{f \text{ suc}}$

$$H_{f \text{ suc}} = H_{fs} + H_{fc} + H_{ff}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 0,1628 \text{ ft lbf/lb}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 0,034490846$$

62. Suction Pressure

$$\text{a. Origin Pressure} = 3 \text{ atm} = 46,9 \text{ psi (+)}$$

$$\begin{aligned} \text{b. Static Head} &= 5 \text{ m} = 16,40 \text{ ft} \\ &= 7,1099 \text{ psi (+)} \end{aligned}$$

$$\text{c. Total Friction Loss} = 0,034920846 \text{ psi}$$

$$\text{Total Suction Pressure} = 54,0 \text{ psi}$$

Suction Head, H_s

$$\text{Static Suction, Head, } H_s = \frac{g}{gc} (Z_a - Z_b)$$

$$H_s = 124,47 \text{ ft}$$

Net Positive Suction Head Required (NPSHr)

$$\text{NPSHr} = \frac{gc}{g} \times \frac{P_a' - P_v}{\rho - H_{fs} - Z_a} \quad (\text{Eq. 8.7 Mc. Cabe})$$

$$\text{NPSHr} = 50,2273 \text{ ft}$$

Dimana :

$$P_a'/\rho = 108,1538 \text{ ft}$$

$$P_v/\rho = 74,25 \text{ ft}$$

$$gc/g = 1$$

$$H_{fs} = 0,080550475$$

$$Z_a = 16,40 \text{ ft}$$

63. Perhitungan Desain *Discharge*

p. *Discharge friction loss*

Discharge velocity, Vd :

$$V_d = Q_f/a$$

$$V_d = 1,7856 \text{ ft/s}$$

$$V_d = 6428,2931 \text{ ft/jam}$$

$$g_c = 32,1740 \text{ lbm ft/ lbf s}^2$$

Reynold Number (Nre) :

$$N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu}$$

$$Re = 1.372,3626$$

Jika $N_{re} \gg 2100$ maka aliran yang dipakai adalah aliran turbulen. Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah “*Commercial Steel*”

$$\varepsilon = 0,00015 \text{ ft (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0,00059 \text{ (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$\text{Pada } N_{re} = 1372,362553$$

maka *fanning factor* (f) = 0,015 (Fig. 14.1 Peters)

$$H_{fd} = (2 \cdot f \cdot L) / D \cdot V^2 / g_c$$

$$H_{fd} = 1,1646 \text{ ft lbf/lb}$$

Sudden Contraction Friction Loss, Hfc

$$H_{fe} = \frac{K_e}{2\alpha} \times \frac{V^2}{g_c} \quad (\text{Eq. 5.64 Mc. Cabe})$$

$$H_{fc} = 4,151E-03$$

Dimana :

$$K_c = 0,4 (1 - A_2 / A_1)$$

$$A_1 = \text{Luas penampang 1} = 0,0882 \text{ ft}^2$$

$$A_2 = \text{Luas penampang 2} = 0,051 \text{ ft}^2$$

$$A_2/A_1 = 0,5811$$

$$= 1 \text{ (untuk aliran turbulen)}$$

$$K_c = 0,4 (1-1)$$

$$K_c = 0,1676$$

q. *Fitting + Valve friction loss, H_{ff}*

$$H_{ff} = K_f \times \frac{V^2}{2 g_c} \quad (\text{eq. 5.7 Mc. Cabe})$$

L_e/D = Ekvale n L/D untuk *valve* dan *fitting*

$$L_e/D = 1 \text{ gate valve} + 2 \text{ elbow } 90^\circ \text{ std}$$

$$L_e/D = (1 \times 7) + (2 \times 32) \text{ (tabel 13.1, Peters)}$$

$$L_e/D = 39$$

$$H_{ff} = 2 \times 0,1834 \times 39 \times 0,0045$$

$$H_{ff} = 0,0991 \text{ ft lbf/lb}$$

Total discharge friction loss, H_f suc

$$H_{f \text{ suc}} = H_{fs} + H_{fc} + H_{ff}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 1,2679 \text{ ft lbf/lb}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 2,5497 \text{ psi}$$

64. *Discharge Pressure*

$$\text{a. Origin Pressure} = 1 \text{ atm} = 46,9 \text{ psi (+)}$$

$$\text{b. Static Head} = 12 \text{ m} = 39,36 \text{ ft}$$

$$= 17,1 \text{ psi (+)}$$

$$\text{c. Total Friction Loss} = 0,549663968$$

Total Discharge

$$\text{Pressure} = 63,4 \text{ psi}$$

Discharge Head, Hs

$$H_d = \frac{\frac{\text{Suction pressure} \times 144 \text{ in}^2}{\text{ft}^2}}{\text{density}}$$

$$H_s = 146,25 \text{ ft}$$

65. Differential pressure (total pump)

$$1. \text{ Discharge Pressure} = 63,4016 \text{ psi (+)}$$

$$2. \text{ Suction Pressure} = 53,9626 \text{ psi (-)}$$

$$\text{Total Differential Pressure} = 9,4390 \text{ psi}$$

66. Total Head

$$1. \text{ Discharge Head, } H_d = 146,2459 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$2. \text{ Suction Head, } H_s = 124,4732 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{Total Head} = 270,7191 \text{ ft(lbf/lb)}$$

67. Efisiensi pompa

kapasitas pompa, $q_f = 41,0743 \text{ GpM}$

Dari gambar 14-37 piter (Hal 520) diperoleh :

$$\text{Efisiensi pompa} = 58.00\%$$

68. Break Horse Power

Pers. Bernoulli :

$$W_s = \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z + \frac{\Delta V^2}{2g_c} + \Delta H_f$$

$$W_s = 87,4055 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{BHP} = \frac{\text{Kapasitas,Gpm) } \times W \times \rho}{7,481 \times 550 \times 60 \times \text{eff.pompa}}$$

$$\text{BHP} = 1,5653 \text{ HP}$$

69. *Requirement drive* (besarnya tenaga pompa)

$$\text{MHP} = \frac{\text{BHP}}{\text{effisiensi motor}}$$

Dari gambar 14-38 peter (hal 521) diperoleh :

Effisiensi motor = 85 %

$$\text{MHP} = 1,9089 \text{ Hp}$$

$$\text{Dipilih pompa} = 2 \text{ HP} = 1,4914 \text{ Kw}$$

IDENTIFIKASI

Nama Alat	Pompa
Kode Alat	P-06
Jumlah	1 unit
Fungsi	Untuk mengalirkan dari Splitter Asam Lemak ke Reaktor

DATA DESAIN

Tipe	<i>Centrifugal Pump</i> 18697,18 lb/jam		
Kapasitas			
<i>Suction</i>		<i>Discharge</i>	
Tekanan (Psi)	53,9626	Tekanan	63,4016
Friksi (Psi)	0,00717941	Friksi	0,5497
Efisiensi			
Pompa		58,00%	
Efisiensi Motor		82,00%	
Power		2 HP	

NPSH	50,2273 ft
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel</i>

C.7. Pompa (P-07)

Fungsi : Mengalirkan asam lemak keluaran dari kolom splitting ke Reaktor

Tipe : *Centrifugal Pump*

Gambar :



70. Data-data

Temperatur	:	400 °C
Densitas	:	386,4516 lb/ft ³
Viskositas	:	0,1188 cP
Tekanan Uap	:	14,91088894 psi
Safety factor	:	0,1 %
Laju alir	:	21202,26543 kg/jam

Kapasitas Pompa (q) = Safety factor x laju alir
= 51417,2323 lb/jam

Volumetrik *Flowrate*, (Q_f) :

$$Q_f = q/\rho$$

$$Q_f = 133,0496 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$Q_f = 0,0370 \text{ ft}^3/\text{s}$$

71. Menentukan Ukuran Pipa

Diameter optimum (D_{opt}) :

Untuk aliran turbulen yang mempunyai *range* viskositas 0,02-20 cp maka digunakan rumus diameter dalam optimum pipa (peters).

$$D_{i, opt} = 3,9 \cdot \left[\frac{Q}{f} \right]^{0.45} \cdot \rho^{0.13} \quad (\text{Pers. 14-15, Peter})$$

$$D_{i, opt} = 1,91803686 \text{ in}$$

Qern tabel 11

Suction Pipe

$$\text{IPS} = 2 \text{ inch} = 0,167 \text{ ft}$$

$$\text{SN} = 40$$

$$\text{ID} = 4,026 \text{ inch} = 0,336 \text{ ft}$$

$$\text{OD} = 2,9 \text{ inch} = 0,240 \text{ ft}$$

$$a = 3,350 \text{ inch}^2 = 0,023 \text{ ft}^2$$

$$L_s = 5 \text{ m} = 16,4 \text{ ft}$$

Discharge Pipe

$$\text{IPS} = 1 \text{ inch} = 0,104 \text{ ft}$$

$$\text{SN} = 40$$

$$\text{ID} = 1,610 \text{ inch} = 0,134 \text{ ft}$$

$$\text{OD} = 1,900 \text{ inch} = 0,158 \text{ ft}$$

$$a = 2,040 \text{ inch}^2 = 0,014 \text{ ft}^2$$

$$L_d = 25 \text{ m} = 82,0 \text{ ft}$$

$$\Delta Z = 20 \text{ m} = 65,60 \text{ ft}$$

72. Perhitungan Desain *Suction*

v. *Suction Friction Loss* , H_{fs}

Suction velocity, V_s :

$$V_s = Q_f/a$$

$$= 1,589 \text{ ft/s} = 5719,1467 \text{ ft/jam}$$

$$g_c = 32,174 \text{ lbf ft/ lbf s}^2$$

$$\frac{V^2}{2g_c} = 0,0784 \text{ lbf ft/ lbf}$$

$$\text{Reynold Number, } N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu}$$

$$Re = 2.579.477,5669$$

Jika $N_{Re} \gg 2100$ maka aliran yang dipakai adalah aliran turbulen. Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah “*Commercial Steel*”.

$$\varepsilon = 0,00015 \text{ ft (Fig.14.1 Peters)}$$

$$\varepsilon / D = 0,00045 \text{ (Fig.14.1 Peters)}$$

$$\text{pada } N_{Re} = 2.579.477,5669$$

Maka *fanning factor* (f) = 0,002 (Fig. 14.1 Peters)

$$H_{fs} = \frac{2 \times f \times L}{D} \times \frac{V^2}{2g_c} \quad (\text{Eq. 5.55 Mc.Cabe})$$

$$H_{fs} = 0,037615544 \text{ ft lbf/lb}$$

Sudden Contraction Friction Loss, H_{fc}

$$H_{fc} = \frac{K_c}{2\alpha} \times \frac{V^2}{2g_c} \quad (\text{Eq. 5.64 Mc. Cabe})$$

$$H_{fc} = 0,008045643 \text{ ft lbf/lb}$$

Dimana :

$$K_c = 0,4 (1 - A_2 / A_1) \quad (\text{Eq. 5.65 Mc. Cabe})$$

$$A_1 = \text{Luas penampang 1} = 0,0060 \text{ ft}^2$$

$$A_2 = \text{Luas penampang 2} = 0,0037 \text{ ft}^2$$

$$A_2/A_1 = 0,0000$$

$$\alpha = 1 \text{ (untuk aliran turbulen)}$$

$$A = 0.4 (1.25^{-0.6667})$$

$$K_c = 0,2564$$

w. *Fitting + Valve friction loss, H_{ff}*

$$H_{ff} = K_f \times \frac{V^2}{2 g_c} \quad (\text{Eq. 5.7 Mc.Cabe})$$

Dimana :

$$H_{ff} = 2 \times 0,1834 \times 39 \times 0,0033$$

$$H_{ff} = 0,0784 \text{ ft lbf/lb}$$

$$H_{ff} = 6,47086\text{E-}05$$

x. *Total Suction Friction Loss, H_f suc*

$$H_{f \text{ suc}} = H_{fs} + H_{fc} + H_{ff}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 0,1241 \text{ ft lbf/lb}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 0,000102375$$

73. *Suction Pressure*

$$\text{a. Origin Pressure} = 2 \text{ atm} = 29,6 \text{ psi (+)}$$

$$\begin{aligned} \text{b. Static Head} &= 5 \text{ m} = 16,40 \text{ ft} \\ &= 44,0125 \text{ psi (+)} \end{aligned}$$

$$\text{c. Total Friction Loss} = 0,0001 \text{ psi}$$

$$\text{Total Suction Pressure} = 73,6 \text{ psi}$$

Suction Head, H_s

$$\text{Static Suction, Head, } H_s = \frac{g}{g_c} (Z_a - Z_b)$$

$$H_s = 27,43 \text{ ft}$$

Net Positive Suction Head Required (NPSH_r)

$$NPSHr = \frac{gC}{g} x \frac{Pa' - PV}{\rho - Hfs - Za} \quad (\text{Eq. 8.7 Mc. Cabe})$$

$$NPSHr = 21,2980 \text{ ft}$$

Dimana :

$$Pa'/\rho = 11,0336 \text{ ft}$$

$$Pv/\rho = 5,56 \text{ ft}$$

$$gC/g = 1$$

$$Hfs = 3,81471E-05$$

$$Za = 16,40 \text{ ft}$$

74. Perhitungan Desain *Discharge*

r. *Discharge friction loss*

Discharge velocity, Vd :

$$Vd = Qf/a$$

$$Vd = 2,6088 \text{ ft/s}$$

$$Vd = 9391,7360 \text{ ft/jam}$$

$$gC = 32,1740 \text{ lbm ft/ lbf s}^2$$

Reynold Number (Nre) :

$$N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu}$$

$$Re = 1.693.941,8604$$

Jika $Nre \gg 2100$ maka aliran yang dipakai adalah aliran turbulen. Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah “*Commercial Steel*”

$$\varepsilon = 0,00015 \text{ ft (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0,00112 \text{ (Fig. 14.1 Peters)}$$

Pada $N_{re} = 1693941,86$

maka *fanning factor* (f) = 0,025 (Fig. 14.1 Peters)

$$H_{fd} = (2 * f * L) / D * V^2 / g_c$$

$$H_{fd} = 0,8658 \text{ ft lbf/lb}$$

Sudden Contraction Friction Loss, H_{fc}

$$H_{fe} = \frac{K_e}{2\alpha} \times \frac{V^2}{g_c} \quad (\text{Eq. 5.64 Mc. Cabe})$$

$$H_{fc} = 2,0680 \text{E-02 ft lbf/lb}$$

Dimana :

$$K_c = 0,4 (1 - A_2 / A_1)$$

$$A_1 = \text{Luas penampang 1} = 0,0882 \text{ ft}^2$$

$$A_2 = \text{Luas penampang 2} = 0,088 \text{ ft}^2$$

$$A_2/A_1 = 0,6090$$

$$\alpha = 1 \text{ (untuk aliran turbulen)}$$

$$K_c = 0,4 (1-1)$$

$$K_c = 0,1564$$

s. *Fitting + Valve friction loss, H_{ff}*

$$H_{ff} = K_f \times \frac{V^2}{2 g_c} \quad (\text{eq. 5.7 Mc. Cabe})$$

L_e/D = Ekuivalen L/D untuk *valve* dan *fitting*

$$L_e/D = 1 \text{ gate valve} + 2 \text{ elbow } 90^\circ \text{ std}$$

$$L_e/D = (1 \times 7) + (2 \times 32) \text{ (tabel 13.1, Peters)}$$

$$L_e/D = 39$$

$$H_{ff} = 2 \times 0,1834 \times 39 \times 0,0045$$

$$H_{ff} = 0,2115 \text{ ft lbf/lb}$$

Total discharge friction loss, H_f suc

$$H_f \text{ suc} = H_{fs} + H_{fc} + H_{ff}$$

$$H_f \text{ suc} = 1,0980 \text{ ft lbf/lb}$$

$$H_f \text{ suc} = 2,9468 \text{ psi}$$

75. *Discharge Pressure*

a. *Origin Pressure* = 1 atm = 29,6 psi (+)

b. *Static Head* = 12 m = 39,36 ft
= 105,6 psi (+)

c. *Total Friction Loss* = 2,946810113

Total *Discharge Pressure* = 132,3 psi

Discharge Head, H_s

$$H_d = \frac{\frac{\text{Suction pressure} \times 144 \text{ in}^2}{\text{ft}^2}}{\text{density}}$$

$$H_s = 49,30 \text{ ft}$$

76. *Differential pressure (total pump)*

1. *Discharge Pressure* = 132,2942 psi (+)

2. *Suction Pressure* = 73,6233 psi (-)

Total Differential Pressure = 58,6709 psi

77. *Total Head*

1. *Discharge Head, H_d* = 49,2956 ft(lbf/lb)

2. *Suction Head, H_s* = 27,4336 ft(lbf/lb)

Total Head = 76,7292 ft(lbf/lb)

78. Efisiensi pompa

kapasitas pompa, $q_f = 16,5880 \text{ GpM}$

Dari gambar 14-37 piter (Hal 520) diperoleh :

Effisiensi pompa = 42.00%

79. *Break Horse Power*

Pers. Bernoili :

$$W_s = \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z + \frac{\Delta V^2}{2g_c} + \Delta H_f$$

$W_s = 87,5295 \text{ ft(lbf/lb)}$

$$\text{BHP} = \frac{\text{Kapasitas,Gpm} \times W \times \rho}{7,481 \times 550 \times 60 \times \text{eff.pompa}}$$

BHP = 5,4115 HP

80. *Requirement drive* (besarnya tenaga pompa)

$$\text{MHP} = \frac{\text{BHP}}{\text{effisiensi motor}}$$

Dari gambar 14-38 piter (hal 521) diperoleh :

Effisiensi motor = 85 %

MHP = 6,3665Hp

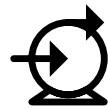
IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Pompa
Kode Alat	P-07
Jumlah	2 unit(1 unit cadangan)
Fungsi	Mengalirkan asam lemak keluaran dari kolom splitting ke Reaktor
DATA DESAIN	
Tipe	Centrifugal Slurry Pump
Kapasitas	46742,94 lb/jam
SUCTION	DISCHARGE

Tekanan			
(Psi)	73,6233	Tekanan	132,2942
Friksi	6,47086E-		
(Psi)	05	Friksi	2,9468
Efisiensi			
Pompa		42,00%	
Efisiensi Motor		85,00%	
Power			6 HP
NPSH		21,8775	ft
Bahan konstruksi	Carbon steel		
Dipilih pompa = 6 HP = 4,4742 Kw			

C.8. Pompa (P-08)

Fungsi : Mengalirkan asam lemak keluaran dari reaktor 02 menuju KOD

Tipe : *Centrifugal Pump*



Gambar :

81. Data-data

Temperatur	:	30 °C
Densitas	:	47,5363 lb/ft ³
Viskositas	:	-11,2987cP
Tekanan Uap	:	11,88905373 psi
Safety factor	:	0,1 %
Laju alir	:	25763,96408 kg/jam

$$\begin{aligned}\text{Kapasitas Pompa (q)} &= \text{Safety factor} \times \text{laju alir} \\ &= 62479,7255 \text{ lb/jam}\end{aligned}$$

Volumetrik *Flowrate*, (Qf) :

$$Q_f = q/\rho$$

$$Q_f = 1314,3578 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$Q_f = 0,3651 \quad \text{ft}^3/\text{s}$$

82. Menentukan Ukuran Pipa

Diameter optimum (D_{opt}) :

Untuk aliran turbulen yang mempunyai *range* viskositas 0,02-20 cp maka digunakan rumus diameter dalam optimum pipa (peters).

$$D_{i, \text{opt}} = 3,9 \cdot [q_f]^{0.45} \cdot \rho^{0.13} \quad (\text{Pers. 14-15, Peter})$$

$$D_{i, \text{opt}} = 4,094142149 \text{ in}$$

Qern tabel 11

Suction Pipe

$$\text{IPS} = 6 \text{ inch} = 0,500 \text{ ft}$$

$$\text{SN} = 40$$

$$\text{ID} = 6,065 \text{ inch} = 0,505 \text{ ft}$$

$$\text{OD} = 6,6 \text{ inch} = 0,552 \text{ ft}$$

$$a = 28,900 \text{ inch}^2 = 0,201 \text{ ft}^2$$

$$L_s = 5 \text{ m} = 16,4 \text{ ft}$$

Discharge Pipe

$$\text{IPS} = 4 \text{ inch} = 0,333 \text{ ft}$$

$$\text{SN} = 40$$

$$\text{ID} = 4,026 \text{ inch} = 0,336 \text{ ft}$$

$$\text{OD} = 4,5 \text{ inch} = 0,375 \text{ ft}$$

$$a = 12,700 \text{ inch}^2 = 0,088 \text{ ft}^2$$

$$L_d = 25 \text{ m} = 82,0 \text{ ft}$$

$$\Delta Z = 20 \text{ m} = 65,60 \text{ ft}$$

83. Perhitungan Desain *Suction*y. *Suction Friction Loss* , Hfs*Suction velocity*, Vs :

$$V_s = Q_f/a$$

$$= 1,819 \text{ ft/s}$$

$$= 6549,0491 \text{ ft/jam}$$

$$g_c = 32,174 \text{ lbm ft/ lbf s}^2$$

$$\frac{V^2}{2 g_c} = 0,3827 \text{ lbf ft/ lbm}$$

$$\text{Reynold Number, } N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu}$$

$$Re = (5.754,5313)$$

Jika $N_{re} \gg 2100$ maka aliran yang dipakai adalah aliran turbulen. Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah “*Commercial Steel*”.

$$\varepsilon = 0,00015 \text{ ft (Fig.14.1 Peters)}$$

$$\varepsilon / D = 0,00030 \text{ (Fig.14.1 Peters)}$$

$$\text{pada } N_{re} = (5.754,5313)$$

Maka *fanning factor* (f) = 0,003 (Fig. 14.1 Peters)

$$H_{fs} = \frac{2 \times f \times L}{D} \times \frac{V^2}{2 \cdot g_c} \quad (\text{Eq. 5.55 Mc.Cabe})$$

$$H_{fs} = 0,063844248 \text{ ft lbf/lb}$$

z. *Sudden Contraction Friction Loss*, Hfc

$$H_{fc} = \frac{K_c}{2\alpha} \times \frac{V^2}{2 \cdot g_c} \quad (\text{Eq. 5.64 Mc. Cabe})$$

$$H_{fc} = 0,013339765 \text{ ft lbf/lb}$$

Dimana :

$$K_c = 0,4 (1 - A_2 / A_1) \quad (\text{Eq. 5.65 Mc. Cabe})$$

$$A1 = \text{Luas penampang 1} = 0,2007 \text{ ft}^2$$

$$A2 = \text{Luas penampang 2} = 0,0882 \text{ ft}^2$$

$$A2/A1 = 0,4394$$

$$\alpha = 1 \text{ (untuk aliran turbulen)}$$

$$0.4 \quad (1.25-$$

$$A = 0,6667)$$

$$K_c = 0,3242$$

aa. *Fitting + Valve friction loss, H_{ff}*

$$H_{ff} = K_f \times \frac{V^2}{2 g_c} \quad (\text{Eq. 5.7 Mc.Cabe})$$

Dimana :

$$H_{ff} = 2 \times 0,1834 \times 39 \times 0,0033$$

$$H_{ff} = 0,1029 \text{ ft lbf/lb}$$

$$H_{ff} = -0,008070714 \text{ psi}$$

bb. *Total Suction Friction Loss, H_f suc*

$$H_{f \text{ suc}} = H_{fs} + H_{fc} + H_{ff}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 0,1800 \text{ ft lbf/lb}$$

$$H_{f \text{ suc}} = -0,014126811 \text{ psi}$$

84. *Suction Pressure*

$$= 26,6 \text{ psi (+)}$$

a. *Origin Pressure* = 2 atm

b. *Static Head* = 5 m = 16,40 ft

$$= 5,4139 \text{ psi (+)}$$

c. *Total Friction Loss* = 0,0141 psi (-)

$$\text{Total Suction Pressure} = 32,0 \text{ psi}$$

Suction Head, Hs

$$\text{Static Suction, Head, } H_s = \frac{g}{gc} (Z_a - Z_b)$$

$$H_s = 96,99 \text{ ft}$$

Net Positive Suction Head Required (NPSHr)

$$NPSH_r = \frac{gc}{g} \times \frac{P_a' - P_v}{\rho - H_{fs} - Z_a} \quad (\text{Eq. 8.7 Mc. Cabe})$$

$$NPSH_r = 60,9730 \text{ ft}$$

Dimana :

$$P_a'/\rho = 80,5452 \text{ ft}$$

$$P_v/\rho = 36,02 \text{ ft}$$

$$gc/g = 1$$

$$H_{fs} = -0,042793826$$

$$Z_a = 16,40 \text{ ft}$$

85. Perhitungan Desain *Discharge*

t. *Discharge friction loss*

Discharge velocity, Vd :

$$V_d = Q_f/a$$

$$V_d = 4,1397 \text{ ft/s}$$

$$V_d = 14902,9542 \text{ ft/jam}$$

$$gc = 32,1740 \text{ lbm ft/ lbf s}^2$$

Reynold Number (Nre) :

$$N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu}$$

$$Re = (8.692,5470)$$

Jika $Nre \gg 2100$ maka aliran yang dipakai adalah aliran turbulen. Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah “*Commercial Steel*”

$$\varepsilon = 0,00015 \text{ ft (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0.00045 \text{ (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$\text{Pada } Nre = (8.692,5470)$$

maka *fanning factor* (f) = 0,002 (Fig. 14.1 Peters)

$$H_{fd} = (2 * f * L) / D * V^2 / g_c$$

$$H_{fd} = 0,6720 \text{ ft lbf/lb}$$

Sudden Contraction Friction Loss, H_{fc}

$$H_{fe} = \frac{K_e}{2\alpha} \times \frac{V^2}{g_c} \quad (\text{Eq. 5.64 Mc. Cabe})$$

$$H_{fc} = 2,9857E-02 \text{ ft lbf/lb}$$

Dimana :

$$K_c = 0,4 (1 - A_2 / A_1)$$

$$A_1 = \text{Luas penampang 1} = 0,2007 \text{ ft}^2$$

$$A_2 = \text{Luas penampang 2} = 0,088 \text{ ft}^2$$

$$A_2/A_1 = 0,5811$$

$$= 1 \text{ (untuk aliran turbulen)}$$

$$K_c = 0,4 (1-1)$$

$$K_c = 0,2242$$

u. *Fitting + Valve friction loss, H_{ff}*

$$H_{ff} = K_f \times \frac{V^2}{2 g_c} \quad (\text{eq. 5.7 Mc. Cabe})$$

Le/D = Ekuivalen L/D untuk *valve* dan *fitting*

$$Le/D = 1 \text{ gate valve} + 2 \text{ elbow } 90^\circ \text{ std}$$

$$Le/D = (1 \times 7) + (2 \times 32) \text{ (tabel 13.1, Peters)}$$

$$Le/D = 39$$

$$H_{ff} = 2 \times 0,1834 \times 39 \times 0,0045$$

$$H_{ff} = 0,5326 \text{ ft lbf/lb}$$

Total discharge friction loss, $H_{f \text{ suc}}$

$$H_{f \text{ suc}} = H_{fs} + H_{fc} + H_{ff}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 1,2345 \text{ ft lbf/lb}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 0,4075 \text{ psi}$$

86. *Discharge Pressure*

$$\text{a. Origin Pressure} = 1 \text{ atm} = 26,6 \text{ psi (+)}$$

$$\begin{aligned} \text{b. Static Head} &= 12 \text{ m} = 39,36 \text{ ft} \\ &= 13,0 \text{ psi (+)} \end{aligned}$$

$$\text{c. Total Friction Loss} = 0,407525$$

Total *Discharge*

$$\text{Pressure} = 39,2 \text{ psi}$$

Discharge Head, H_s

$$H_d = \frac{\frac{\text{Suction pressure} \times 144 \text{ in}^2}{\text{ft}^2}}{\text{density}}$$

$$H_s = 118,67 \text{ ft}$$

87. *Differential pressure (total pump)*

$$1. \text{ Discharge Pressure} = 39,1748 \text{ psi (+)}$$

$$2. \text{ Suction Pressure} = 32,0170 \text{ psi (-)}$$

$$\text{Total Differential Pressure} = 7,1577 \text{ psi}$$

88. Total Head

$$1. \text{ Discharge Head, } H_d = 118,6707 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$2. \text{ Suction Head, } H_s = 96,9880 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{Total Head} = 215,6588 \text{ ft(lbf/lb)}$$

89. Efisiensi pompa

kapasitas pompa, $q_f = 163,8680 \text{ GpM}$

Dari gambar 14-37 peter (Hal 520) diperoleh :

$$\text{Efisiensi pompa} = 68.00\%$$

90. Break Horse Power

Pers. Bernoulli :

$$W_s = \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z + \frac{\Delta V^2}{2g_c} + \Delta H_f$$

$$W_s = 87,4966 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{BHP} = \frac{\text{Kapasitas, Gpm} \times W \times \rho}{7,481 \times 550 \times 60 \times \text{eff.pompa}}$$

$$\text{BHP} = 4,0600 \text{ HP}$$

91. Requirement drive (besarnya tenaga pompa)

$$\text{MHP} = \frac{\text{BHP}}{\text{efisiensi motor}}$$

Dari gambar 14-38 peter (hal 521) diperoleh :

Effisiensi motor = 84 %

$$\text{MHP} = 4,8334 \text{ Hp}$$

$$\text{Dipilih pompa} = 5 \text{ HP} = 3,7285 \text{ Kw}$$

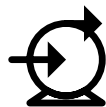
IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Pompa

Kode Alat	P-08
Jumlah	
Fungsi	Mengalirkan asam lemak keluaran dari reaktor 02 menuju KOD ke Reaktor
DATA DESAIN	
Tipe	Centrifugal Slurry Pump
Kapasitas	56799,75 lb/jam
SUCTION	DISCHARGE
Tekanan (Psi)	33,7312
	-
Friksi (Psi)	0,009076615
Friksi	0,4001
Efisiensi	
Pompa	68,00%
Efisiensi Motor	84,00%
Power	5 HP
NPSH	60,1644 ft
Bahan konstruksi	Carbon steel

C.9. Pompa (P-9)

Fungsi : Mengalirkan asam lemak keluaran dari KOD menuju kolom destilasi 1

Tipe : *Centrifugal Pump*



Gambar :

92. Data-data

Temperatur	:	30 °C
Densitas	:	51,4191 lb/ft ³
Viskositas	:	49,4999 cP
Tekanan Uap	:	14,56735224 psi
Safety factor	:	0,1 %

Laju alir : 22994,30409 kg/jam

Kapasitas Pompa (q) = Safety factor x laju alir
= 55763,0729 lb/jam

Volumetrik *Flowrate*, (Qf) :

$$Q_f = q/\rho$$

$$Q_f = 1084,4807 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$Q_f = 0,3012 \text{ ft}^3/\text{s}$$

93. Menentukan Ukuran Pipa

Diameter optimum (D_{opt}) :

Untuk aliran turbulen yang mempunyai *range* viskositas 0,02-20 cp maka digunakan rumus diameter dalam optimum pipa (peters).

$$D_{i, opt} = 3,9 \cdot [q_f]^{0.45} \cdot \rho^{0.13} \quad (\text{Pers. 14-15, Peter})$$

$$D_{i, opt} = 3,793364176 \text{ in}$$

Qern tabel 11

Suction Pipe

$$\text{IPS} = 4 \text{ inch} = 0,333 \text{ ft}$$

$$\text{SN} = 40$$

$$\text{ID} = 4,026 \text{ inch} = 0,336 \text{ ft}$$

$$\text{OD} = 4,5 \text{ inch} = 0,375 \text{ ft}$$

$$a = 12,700 \text{ inch}^2 = 0,088 \text{ ft}^2$$

$$L_s = 5 \text{ m} = 16,4 \text{ ft}$$

Discharge Pipe

$$\text{IPS} = 3 \text{ inch} = 0,250 \text{ ft}$$

$$\text{SN} = 40$$

$$ID = 3,068 \text{ inch} = 0,256 \text{ ft} \quad 94.$$

$$OD = 3,500 \text{ inch} = 0,292 \text{ ft}$$

$$a = 7,380 \text{ inch}^2 = 0,051 \text{ ft}^2$$

$$L_d = 25 \text{ m} = 82,0 \text{ ft}$$

$$\Delta Z = 20 \text{ m} = 65,60 \text{ ft}$$

Perhitungan Desain *Suction*

cc. *Suction Friction Loss*, H_{fs}

Suction velocity, V_s :

$$V_s = Q_f/a$$

$$= 3,416 \text{ ft/s}$$

$$= 12296,4742 \text{ ft/jam}$$

$$g_c = 32,174 \text{ lbm ft/ lbf s}^2$$

$$\frac{V^2}{2g_c} = 0,3626 \text{ lbf ft/ lbm}$$

$$\text{Reynold Number, } N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu}$$

$$Re = 1.770,8366$$

Jika $N_{re} \gg 2100$ maka aliran yang dipakai adalah aliran turbulen. Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah “*Commercial Steel*”.

$$\epsilon = 0,00015 \text{ ft (Fig.14.1 Peters)}$$

$$\epsilon/D = 0,00045 \text{ (Fig.14.1 Peters)}$$

$$\text{pada } N_{re} = 1.770,8366$$

Maka *fanning factor* (f) = 0,003 (fig. 14.1 Peters)

$$H_{fs} = \frac{2 \times f \times L}{D} \times \frac{V^2}{2g_c} \quad (\text{Eq. 5.55 Mc.Cabe})$$

$$H_{fs} = 0,869432924 \text{ ft lbf/lb}$$

dd. *Sudden Contraction Friction Loss*, H_{fc}

$$H_{fc} = \frac{K_c}{2\alpha} \times \frac{V^2}{2g_c} \quad (\text{Eq. 5.64 Mc. Cabe})$$

$$H_{fc} = 0,097022129 \text{ ft lbf/lb}$$

Dimana :

$$K_c = 0,4 (1 - A_2 / A_1) \quad (\text{Eq. 5.65 Mc. Cabe})$$

$$A_1 = \text{Luas penampang 1} = 0,0882 \text{ ft}^2$$

$$A_2 = \text{Luas penampang 2} = 0,0513 \text{ ft}^2$$

$$A_2/A_1 = 0,5811$$

$$\alpha = 1 \quad (\text{untuk aliran turbulen})$$

$$0,4 \quad (1.25 -$$

$$A = 0,6667)$$

$$K_c = 0,2676$$

ee. *Fitting + Valve friction loss, Hff*

$$H_{ff} = K_f \times \frac{V^2}{2g_c} \quad (\text{Eq. 5.7 Mc.Cabe})$$

Dimana :

$$H_{ff} = 2 \times 0,1834 \times 39 \times 0,0033$$

$$H_{ff} = 0,3626 \text{ ft lbf/lb}$$

$$H_{ff} = 0,12465015 \text{ psi}$$

ff. *Total Suction Friction Loss, Hf suc*

$$H_{f \text{ suc}} = H_{fs} + H_{fc} + H_{ff}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 1,3291 \text{ ft lbf/lb}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 0,45686 \text{ psi}$$

95. *Suction Pressure*

a. *Origin Pressure* = 2 atm = 29,3 psi (+)

b. *Static Head* = 5 m = 16,40 ft
 = 5,8561 psi (+)

c. *Total Friction Loss* = 0,45686 psi (-)

Total Suction Pressure = 34,7 psi

Suction Head, Hs

$$\text{Static Suction, Head, } H_s = \frac{g}{gc} (Z_a - Z_b)$$

$$H_s = 9 \text{ ft},08$$

Net Positive Suction Head Required (NPSHr)

$$NPSHr = \frac{gc}{g} \times \frac{P_a' - P_v}{\rho - H_{fs} - Z_a} \quad (\text{Eq. 8.7 Mc. Cabe})$$

$$NPSHr = 56,2881 \text{ ft}$$

Dimana :

$$P_a'/\rho = 81,9636 \text{ ft}$$

$$P_v/\rho = 40,80 \text{ ft}$$

$$gc/g = 1$$

$$H_{fs} = 1,279465628$$

$$Z_a = 16,40 \text{ ft}$$

96. Perhitungan Desain *Discharge*

v. *Discharge friction loss*

Discharge velocity, Vd :

$$V_d = Q_f/a$$

$$V_d = 5,8779 \text{ ft/s}$$

$$V_d = 21160,5992 \text{ ft/jam}$$

$$g_c = 32,1740 \text{ lbm ft/ lbf s}^2$$

Reynold Number (Nre) :

$$N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu}$$

$$Re = 2.322,2417$$

Jika $N_{re} \gg 2100$ maka aliran yang dipakai adalah aliran turbulen. Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah “*Commercial Steel*”

$$\varepsilon = 0,00015 \text{ ft (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0.00059 \text{ (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$\text{Pada } N_{re} = 2322,241712$$

maka *fanning factor* (f) = 0,007 (Fig. 14.1 Peters)

$$H_{fd} = (2 \cdot f \cdot L) / D \cdot V^2 / g_c$$

$$H_{fd} = 5,8893 \text{ ft lbf/lb}$$

Sudden Contraction Friction Loss, Hfc

$$H_{fe} = \frac{K_e}{2\alpha} \times \frac{V^2}{g_c} \quad (\text{Eq. 5.64 Mc. Cabe})$$

$$H_{fc} = 4,4984\text{E-}02 \text{ ft lbf/lb}$$

Dimana :

$$K_c = 0,4 (1 - A_2 / A_1)$$

$$A_1 = \text{Luas penampang 1} = 0,0882 \text{ ft}^2$$

$$A_2 = \text{Luas penampang 2} = 0,051 \text{ ft}^2$$

$$A_2/A_1 = 0,5811$$

$$\alpha = 1 \text{ (untuk aliran turbulen)}$$

$$K_c = 0,4 (1-1)$$

$$K_c = 0,1676$$

w. *Fitting + Valve friction loss, H_{ff}*

$$H_{ff} = K_f \times \frac{V^2}{2 g_c} \quad (\text{eq. 5.7 Mc. Cabe})$$

Le/D = Ekuivalen L/D untuk *valve* dan *fitting*

$$Le/D = 1 \text{ gate valve} + 2 \text{ elbow } 90^\circ \text{ std}$$

$$Le/D = (1 \times 7) + (2 \times 32) \text{ (tabel 13.1, Peters)}$$

$$Le/D = 39$$

$$H_{ff} = 2 \times 0,1834 \times 39 \times 0,0045$$

$$H_{ff} = 1,0739 \text{ ft lbf/lb}$$

Total discharge friction loss, H_f suc

$$H_{f \text{ suc}} = H_{fs} + H_{fc} + H_{ff}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 7,0081 \text{ ft lbf/lb}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 2,5024 \text{ psi}$$

97. *Discharge Pressure*

$$\text{a. Origin Pressure} = 1 \text{ atm} = 29,3 \text{ psi (+)}$$

$$\text{b. Static Head} = 12 \text{ m} = 39,36 \text{ ft}$$

$$= 14,1 \text{ psi (+)}$$

$$= 2,502434521$$

c. *Total Friction Loss*

$$\begin{array}{ll} \text{Total} & \text{Discharge} \\ \text{Pressure} & = 40,8 \text{ psi} \end{array}$$

Discharge Head, Hs

$$H_d = \frac{\frac{\text{Suction pressure} \times 144 \text{ in}^2}{\text{ft}^2}}{\text{density}}$$

$$H_s = 114,32 \text{ ft}$$

Differential pressure (total pump)

$$1. \text{ Discharge Pressure} = 40,8195 \text{ psi (+)}$$

$$2. \text{ Suction Pressure} = 34,6666 \text{ psi (-)}$$

$$\text{Total Differential Pressure} = 6,1529 \text{ psi}$$

98. *Total Head*

$$1. \text{ Discharge Head, } H_d = 114,3155 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$2. \text{ Suction Head, } H_s = 97,0841 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{Total Head} = 211,3996 \text{ ft(lbf/lb)}$$

99. *Efisiensi pompa*

kapasitas pompa, $q_f = 135,2080 \text{ GpM}$

Dari gambar 14-37 piter (Hal 520) diperoleh :

$$\text{Efisiensi pompa} = 65.00\%$$

100. *Break Horse Power*

Pers. Bernoili :

$$W_s = \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z + \frac{\Delta V^2}{2g_c} + \Delta H_f$$

$$W_s = 83,1840 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{BHP} = \frac{\text{Kapasitas, Gpm} \times W \times \rho}{7,481 \times 550 \times 60 \times \text{eff.pompa}}$$

$$\text{BHP} = 3,6040 \text{ HP}$$

101. *Requirement drive* (besarnya tenaga pompa)

$$\text{MHP} = \frac{\text{BHP}}{\text{effisiensi motor}}$$

Dari gambar 14-38 petter (hal 521) diperoleh :

Effisiensi motor = 84 %

$$\text{MHP} = 4,2904 \text{ Hp}$$

$$\text{Dipilih pompa} = 4 \text{ HP} = 2,9828 \text{ Kw}$$

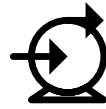
IDENTIFIKASI			
Nama Alat	Pompa		
Kode Alat	P-09		
Jumlah	Mengalirkan asam lemak keluaran dari KOD menuju kolom destilasi 1 ke Reaktor		
Fungsi			
DATA DESAIN			
Tipe		Centrifugal Slurry Pump	
Kapasitas		50693,70 lb/jam	
SUCTION		DISCHARGE	
Tekanan (Psi)	34,6666	Tekanan	40,8195
Friksi (Psi)	0,12465015	Friksi	2,5024
Efisiensi Pompa	65,00%		
Efisiensi Motor	84,00%		
Power	4 HP		
NPSH	56,2881 Ft		
Bahan konstruksi	Carbon steel		

C.10. Pompa (P-10)

Fungsi : Mengalirkan asam stearat keluaran dari reboiler menuju ke kristalizer

Tipe : *Centrifugal Pump*

Gambar :



102. Data-data

Temperatur	:	360 °C
Densitas	:	39,4837 lb/ft ³
Viskositas	:	0,8729 cP
Tekanan Uap	:	0,1259 psi
Safety factor	:	0,1 %
Laju alir	:	10761,0818 kg/jam
Kapasitas Pompa (q)	= Safety factor x laju alir	
	= 26,096,5059 lb/jam	

Volumetrik *Flowrate*, (Qf) :

$$Q_f = q/\rho$$

$$Q_f = 660,9435 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$Q_f = 0,1836 \text{ ft}^3/\text{s}$$

103. Menentukan Ukuran Pipa

Diameter optimum (D_{opt}) :

Untuk aliran turbulen yang mempunyai *range* viskositas 0,02-20 cp maka digunakan rumus diameter dalam optimum pipa (peters).

$$D_{i, opt} = 3,9 \cdot [q_f]^{0.45} \cdot \rho^{0.13} \quad (\text{Pers. 14-15, Peter})$$

$$D_{i, opt} = 2,9331 \text{ in}$$

Qern tabel 11

Suction Pipe

$$\text{IPS} = 6 \text{ inch} = 0,500 \text{ ft}$$

$$\text{SN} = 40$$

$$\text{ID} = 6,065 \text{ inch} = 0,505 \text{ ft}$$

$$\text{OD} = 6,6 \text{ inch} = 0,552 \text{ ft}$$

$$a = 28,900 \text{ inch}^2 = 0,201 \text{ ft}^2$$

$$L_s = 5 \text{ m} = 16,4 \text{ ft}$$

Discharge Pipe

$$\text{IPS} = 4 \text{ inch} = 0,333 \text{ ft} \quad 104.$$

$$\text{SN} = 40$$

$$\text{ID} = 4,026 \text{ inch} = 0,336 \text{ ft}$$

$$\text{OD} = 4,5 \text{ inch} = 0,375 \text{ ft}$$

$$a = 12,700 \text{ inch}^2 = 0,088 \text{ ft}^2$$

$$L_d = 25 \text{ m} = 82,0 \text{ ft}$$

$$\Delta Z = 20 \text{ m} = 65,60 \text{ ft}$$

Perhitungan Desain *Suction*

gg. *Suction Friction Loss*, H_{fs}

Suction velocity, V_s :

$$V_s = Q_f/a$$

$$= 0,915 \text{ ft/s}$$

$$= 3293,2827 \text{ ft/jam}$$

$$g_c = 32,174 \text{ lbm ft/ lbf s}^2$$

$$\frac{V^2}{2 g_c} = 0,0260 \text{ lbf ft/ lbm}$$

$$\text{Reynold Number, } N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu}$$

$$Re = 31.112,2947$$

Jika $Nre \gg 2100$ maka aliran yang dipakai adalah aliran turbulen. Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah “*Commercial Steel*”.

$$\varepsilon = 0,00015 \text{ ft (Fig.14.1 Peters)}$$

$$\varepsilon/D = 0,00030 \text{ (Fig.14.1 Peters)}$$

pada $Nre = 31.112,2947$

Maka *fanning factor* (f) = 0,003 (Fig. 14.1 Peters)

$$H_{fs} = \frac{2 \times f \times L}{D} \times \frac{V^2}{2 \cdot g_c} \quad (\text{Eq. 5.55 Mc.Cabe})$$

$$H_{fs} = 0,0161 \text{ lbf/lb}$$

hh. *Sudden Contraction Friction Loss, H_{fc}*

$$H_{fc} = \frac{K_c}{2\alpha} \times \frac{V^2}{2 \cdot g_c} \quad (\text{Eq. 5.64 Mc. Cabe})$$

$$H_{fc} = 0,0033 \text{ ft lbf/lb}$$

Dimana :

$$K_c = 0,4 (1 - A_2 / A_1) \quad (\text{Eq. 5.65 Mc. Cabe})$$

$$A_1 = \text{Luas penampang 1} = 0,2007 \text{ ft}^2$$

$$A_2 = \text{Luas penampang 2} = 0,0882 \text{ ft}^2$$

$$A_2/A_1 = 0,4394$$

$$\alpha = 1 \text{ (untuk aliran turbulen)}$$

$$0,4 \quad (1.25-$$

$$A = 0,6667)$$

$$K_c = 0,3242$$

ii. *Fitting + Valve friction loss, H_{ff}*

$$H_{ff} = K_f \times \frac{V^2}{2 \cdot g_c} \quad (\text{Eq. 5.7 Mc.Cabe})$$

Dimana :

$$H_{ff} = 2 \times 0,1834 \times 39 \times 0,0033$$

$$H_{ff} = 0,0626 \text{ ft lbf/lb}$$

$$H_{ff} = 0,0001 \text{ psi}$$

jj. Total *Suction Friction Loss*, $H_{f \text{ suc}}$

$$H_{f \text{ suc}} = H_{fs} + H_{fc} + H_{ff}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 0,0455 \text{ ft lbf/lb}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 0,0002 \text{ psi}$$

105. *Suction Pressure*

$$\text{a. Origin Pressure} = 1 \text{ atm} = 14,8 \text{ psi (+)}$$

$$\begin{aligned} \text{b. Static Head} &= 5 \text{ m} = 16,40 \text{ ft} \\ &= 4,4968 \text{ psi (+)} \end{aligned}$$

$$\text{c. Total Friction Loss} = 0,0002 \text{ psi (-)}$$

$$\text{Total Suction Pressure} = 19,3 \text{ psi}$$

Suction Head, H_s

$$\text{Static Suction, Head, } H_s = \frac{g}{gc} (Z_a - Z_b)$$

$$H_s = 70,47 \text{ ft}$$

Net Positive Suction Head Required (NPSHr)

$$NPSHr = \frac{gC}{g} \times \frac{Pa' - PV}{\rho - H_{fs} - Z_a} \quad (\text{Eq. 8.7 Mc. Cabe})$$

$$NPSHr = 56,2881 \text{ ft}$$

Dimana :

$$Pa'/\rho = 54,0712 \text{ ft}$$

$$P_v/\rho = 0,46 \text{ ft}$$

$$g_c/g = 1$$

$$H_{fs} = 0,0010$$

$$Z_a = 16,40 \text{ ft}$$

106. Perhitungan Desain *Discharge*

x. *Discharge friction loss*

Discharge velocity, V_d :

$$V_d = Q_f/a$$

$$V_d = 2,0817 \text{ ft/s}$$

$$V_d = 7494,1630 \text{ ft/jam}$$

$$g_c = 32,1740 \text{ lbm ft/ lbf s}^2$$

Reynold Number (N_{re}) :

$$N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu}$$

$$Re = 46.996,8913$$

Jika $N_{re} \gg 2100$ maka aliran yang dipakai adalah aliran turbulen. Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah “*Commercial Steel*”

$$\varepsilon = 0,00015 \text{ ft (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0.00045 \text{ (Fig. 14.1 Peters)}$$

Pada $N_{re} = 46.996,8913$

maka *fanning factor* (f) = 0,002 (Fig. 14.1 Peters)

$$H_{fd} = (2 \cdot f \cdot L) / D \cdot V^2 / g_c$$

$$H_{fd} = 0,1699 \text{ ft lbf/lb}$$

Sudden Contraction Friction Loss, H_{fc}

$$H_{fe} = \frac{K_e}{2\alpha} \times \frac{V^2}{g_c} \quad (\text{Eq. 5.64 Mc. Cabe})$$

H_{fc} = 7,5501E-03 ft lbf/lb

Dimana :

$$K_c = 0,4 (1 - A_2 / A_1)$$

$$A_1 = \text{Luas penampang 1} = 0,2007 \text{ ft}^2$$

$$A_2 = \text{Luas penampang 2} = 0,088 \text{ ft}^2$$

$$A_2/A_1 = 0,4394$$

$$\alpha = 1 \text{ (untuk aliran turbulen)}$$

$$K_c = 0,4 (1-1)$$

$$K_c = 0,2242$$

y. *Fitting + Valve friction loss, H_{ff}*

$$H_{ff} = K_f \times \frac{V^2}{2 g_c} \quad (\text{eq. 5.7 Mc. Cabe})$$

Le/D = Ekvaleⁿ L/D untuk *valve* dan *fitting*

$$Le/D = 1 \text{ gate valve} + 2 \text{ elbow } 90^\circ \text{ std}$$

$$Le/D = (1 \times 7) + (2 \times 32) \text{ (tabel 13.1, Peters)}$$

$$Le/D = 39$$

$$H_{ff} = 2 \times 0,1834 \times 39 \times 0,0045$$

$$H_{ff} = 1,1347 \text{ ft lbf/lb}$$

Total discharge friction loss, H_f suc

$$H_{f \text{ suc}} = H_{fs} + H_{fc} + H_{ff}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 0,3122 \text{ ft lbf/lb}$$

$$H_f \text{ suc} = 0,0856 \text{ psi}$$

107. Discharge Pressure

$$\text{a. Origin Pressure} = 1 \text{ atm} = 14,8 \text{ psi (+)}$$

$$\begin{aligned} \text{b. Static Head} &= 12 \text{ m} = 39,36 \text{ ft} \\ &= 10,8 \text{ psi (+)} \end{aligned}$$

$$= 0,0855$$

c. Total Friction Loss

Total Discharge

$$\text{Pressure} = 25,5 \text{ psi}$$

Discharge Head, H_s

$$H_d = \frac{\frac{\text{Suction pressure} \times 144 \text{ in}^2}{\text{ft}^2}}{\text{density}}$$

$$H_s = 93,12 \text{ ft}$$

Differential pressure (total pump)

$$1. \text{ Discharge Pressure} = 25,5325 \text{ psi (+)}$$

$$2. \text{ Suction Pressure} = 19,3224 \text{ psi (-)}$$

$$\text{Total Differential Pressure} = 6,2101 \text{ psi}$$

108. Total Head

$$1. \text{ Discharge Head, } H_d = 93,1190 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$2. \text{ Suction Head, } H_s = 70,4701 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{Total Head} = 82,4034 \text{ ft(lbf/lb)}$$

109. Efisiensi pompa

kapasitas pompa, $q_f = 82,4034 \text{ GpM}$

Dari gambar 14-37 piter (Hal 520) diperoleh :

Effisiensi pompa = 68.00%

110. *Break Horse Power*

Pers. Bernoili :

$$W_s = \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z + \frac{\Delta V^2}{2g_c} + \Delta H_f$$

$W_s = 83,1840 \text{ ft(lbf/lb)}$

$$\text{BHP} = \frac{\text{Kapasitas,Gpm) } \times W \times \rho}{7,481 \times 550 \times 60 \times \text{eff.pompa}}$$

BHP = 1,7114 HP

111. *Requirement drive* (besarnya tenaga pompa)

$$\text{MHP} = \frac{\text{BHP}}{\text{effisiensi motor}}$$

Dari gambar 14-38 piter (hal 521) diperoleh :

Effisiensi motor = 84 %

MHP = 2,0374 Hp

Dipilih pompa = 5 HP = 3,7285 Kw

IDENTIFIKASI			
Nama Alat		Pompa	
Kode Alat		P-10	
Jumlah		2 unit(1 unit cadangan)	
Fungsi		Mengalirkan asam stearat keluaran dari reboiler menuju ke kristalize	
DATA DESAIN			
Tipe		Centrifugal Slurry Pump	
Kapasitas		23724,10 lb/jam	
SUCTION		DISCHARGE	
Tekanan		Tekanan	
(Psi)	19,3224		25,5325

Friksi (Psi)	0,000157665	Friksi	0,0856
Efisiensi Pompa		68,00%	
Efisiensi Motor		84,00%	
Power		5	HP
NPSH		70,0110	ft
Bahan konstruksi	Carbon steel		

C.11. Pompa (P-11)

Fungsi : Mengalirkan asam lemak keluaran dari ACC 1 menuju kolom destilasi 2

Tipe : *Centrifugal Pump*

Gambar :



112. Data-data

Temperatur : 330 °C

Densitas : 33,1523 lb/ft³

Viskositas : 58,6116 cP

Tekanan Uap : 1,93462E-06 psi

0,1 %

Laju alir : 10169,25481 kg/jam

Kapasitas Pompa (q) = Safety factor x laju alir

= 24661,2768 lb/jam

Volumetrik *Flowrate*, (Qf) :

$Q_f = q/\rho$

$$Q_f = 743,8774 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$Q_f = 0,2066 \text{ ft}^3/\text{s}$$

113. Menentukan Ukuran Pipa

Diameter optimum (D_{opt}) :

Untuk aliran turbulen yang mempunyai *range* viskositas 0,02-20 cp maka digunakan rumus diameter dalam optimum pipa (peters).

$$D_{i, opt} = 3,9 \cdot [q_f]^{0.45} \cdot \rho^{0.13} \quad (\text{Pers. 14-15, Peter})$$

$$D_{i, opt} = 3,02392447 \text{ in}$$

Qern tabel 11

Suction Pipe

$$\text{IPS} = 4 \text{ inch} = 0,333 \text{ ft}$$

$$\text{SN} = 40$$

$$\text{ID} = 4,026 \text{ inch} = 0,336 \text{ ft}$$

$$\text{OD} = 4,5 \text{ inch} = 0,375 \text{ ft}$$

$$a = 12,700 \text{ inch}^2 = 0,088 \text{ ft}^2$$

$$L_s = 5 \text{ m} = 16,4 \text{ ft}$$

Discharge Pipe

$$\text{IPS} = 3 \text{ inch} = 0,250 \text{ ft}$$

$$\text{SN} = 40$$

$$\text{ID} = 3,068 \text{ inch} = 0,256 \text{ ft}$$

$$\text{OD} = 3,500 \text{ inch} = 0,292 \text{ ft}$$

$$a = 7,380 \text{ inch}^2 = 0,051 \text{ ft}^2$$

$$L_d = 25 \text{ m} = 82,0 \text{ ft}$$

$$\Delta Z = 20 \text{ m} = 65,60 \text{ ft} \quad 114.$$

Perhitungan Desain *Suction*

kk. *Suction Friction Loss* , Hfs

Suction velocity, Vs :

$$V_s = Q_f/a$$

$$= 2,343 \text{ ft/s}$$

$$= 8434,5153 \text{ ft/jam}$$

$$g_c = 32,174 \text{ lbm ft/ lbf s}^2$$

$$\frac{V^2}{2g_c} = 0,1706 \text{ lbf ft/ lbm}$$

$$\text{Reynold Number, } N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu}$$

$$Re = 661,4055$$

Jika $N_{re} \gg 2100$ maka aliran yang dipakai adalah aliran turbulen. Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah “*Commercial Steel*”.

$$\epsilon = 0,00015 \text{ ft (Fig.14.1 Peters)}$$

$$\epsilon / D = 0,00045 \text{ (Fig.14.1 Peters)}$$

$$\text{pada } N_{re} = 661,4055$$

Maka *fanning factor* (f) = 0,035 (Fig. 14.1 Peters)

$$H_{fs} = \frac{2 \times f \times L}{D} \times \frac{V^2}{2g_c} \quad (\text{Eq. 5.55 Mc.Cabe})$$

$$H_{fs} = 1,431736788 \text{ ft lbf/lb}$$

ll. *Sudden Contraction Friction Loss*, Hfc

$$H_{fc} = \frac{K_c}{2\alpha} \times \frac{V^2}{2g_c} \quad (\text{Eq. 5.64 Mc. Cabe})$$

$$H_{fc} = 0,0455648852 \text{ ft lbf/lb}$$

Dimana :

$$K_c = 0,4 (1 - A_2 / A_1) \quad (\text{Eq. 5.65 Mc. Cabe})$$

$$A1 = \text{Luas penampang 1} = 0,0882 \text{ ft}^2$$

$$A2 = \text{Luas penampang 2} = 0,0513 \text{ ft}^2$$

$$A2/A1 = 0,5811$$

$$\alpha = 1 \text{ (untuk aliran turbulen)}$$

$$0.4 \quad (1.25-$$

$$A = 0,6667)$$

$$K_c = 0,2676$$

mm. *Fitting + Valve friction loss, H_{ff}*

$$H_{ff} = K_f \times \frac{V^2}{2 g_c} \quad (\text{Eq. 5.7 Mc.Cabe})$$

Dimana :

$$H_{ff} = 2 \times 0,1834 \times 39 \times 0,0033$$

$$H_{ff} = 0,1706 \text{ ft lbf/lb}$$

$$H_{ff} = 0,069443464 \text{ psi}$$

nn. *Total Suction Friction Loss, H_f suc*

$$H_{f \text{ suc}} = H_{fs} + H_{fc} + H_{ff}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 0,16480 \text{ ft lbf/lb}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 0,670776474$$

115. *Suction Pressure*

$$\text{a. Origin Pressure} = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi (+)}$$

$$\text{b. Static Head} = 5 \text{ m} = 16,40 \text{ ft}$$

$$= 3,7757 \text{ psi (+)}$$

$$= 0,670776474 \text{ psi}$$

$$c. \text{ Total Friction Loss} \quad (-)$$

$$\text{Total Suction Pressure} = 17,8 \text{ psi}$$

Suction Head, Hs

$$\text{Static Suction, Head, Hs} = \frac{g}{gc} (Z_a - Z_b)$$

$$H_s = 77,34 \text{ ft}$$

Net Positive Suction Head Required (NPSHr)

$$NPSHr = \frac{gc}{g} \times \frac{Pa' - PV}{\rho - Hfs - Za} \quad (\text{Eq. 8.7 Mc. Cabe})$$

$$NPSHr = 77,3371 \text{ ft}$$

Dimana :

$$Pa'/\rho = 63,8507 \text{ ft}$$

$$PV/\rho = 0,00 \text{ ft}$$

$$gc/g = 1$$

$$Hfs = 2,913574431$$

$$Za = 16,40 \text{ ft}$$

116. Perhitungan Desain *Discharge*

z. *Discharge friction loss*

Discharge velocity, Vd :

$$Vd = Qf/a$$

$$Vd = 4,0319 \text{ ft/s}$$

$$Vd = 14514,6808 \text{ ft/jam}$$

$$g_c = 32,1740 \text{ lbm ft/ lbf s}^2$$

Reynold Number (Nre) :

$$N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu}$$

$$Re = 867,3548$$

Jika $N_{Re} \gg 2100$ maka aliran yang dipakai adalah aliran turbulen. Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah “*Commercial Steel*”

$$\varepsilon = 0,00015 \text{ ft (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0.00059 \text{ (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$\text{Pada } N_{Re} = 867,3547617$$

maka *fanning factor* (f) = 0,025 (Fig. 14.1 Peters)

$$H_{fd} = (2 \cdot f \cdot L) / D \cdot V^2 / g_c$$

$$H_{fd} = 9,8961 \text{ ft lbf/lb}$$

Sudden Contraction Friction Loss, H_{fc}

$$H_{fe} = \frac{K_e}{2\alpha} \times \frac{V^2}{g_c} \quad (\text{Eq. 5.64 Mc. Cabe})$$

$$H_{fc} = 2,1165E-02 \text{ ft lbf/lb}$$

Dimana :

$$K_c = 0,4 (1 - A_2 / A_1)$$

$$A_1 = \text{Luas penampang 1} = 0,0882 \text{ ft}^2$$

$$A_2 = \text{Luas penampang 2} = 0,051 \text{ ft}^2$$

$$A_2/A_1 = 0,5811$$

$$\alpha = 1 \text{ (untuk aliran turbulen)}$$

$$K_c = 0,4 (1-1)$$

$$K_c = 0,1676$$

aa. *Fitting + Valve friction loss, H_{ff}*

$$H_{ff} = K_f \times \frac{V^2}{2 g_c} \quad (\text{eq. 5.7 Mc. Cabe})$$

L_e/D = Ekvale n L/D untuk *valve* dan *fitting*

L_e/D = 1 *gate valve* + 2 *elbow* 90° std

L_e/D = (1 x 7) + (2 x 32) (tabel 13.1, Peters)

$$L_e/D = 39$$

$$H_{ff} = 2 \times 0,1834 \times 39 \times 0,0045$$

$$H_{ff} = 0,5052 \text{ ft lbf/lb}$$

Total discharge friction loss, H_f suc

$$H_{f \text{ suc}} = H_{fs} + H_{fc} + H_{ff}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 10,4225 \text{ ft lbf/lb}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 2,3995 \text{ psi}$$

117. *Discharge Pressure*

$$\text{a. Origin Pressure} \quad = 1 \text{ atm} \quad = 14,7 \text{ psi (+)}$$

$$\text{b. Static Head} \quad = 12 \text{ m} \quad = 39,36 \text{ ft}$$

$$= 9,1 \text{ psi (+)}$$

$$= 2,39950732$$

c. *Total Friction Loss*

Total *Discharge*

$$\text{Pressure} \quad = 21,4 \text{ psi}$$

Discharge Head, H_s

$$H_d = \frac{\frac{\text{Suction pressure} \times 144 \text{ in}^2}{\text{ft}^2}}{\text{density}}$$

$$H_s = 92,79 \text{ ft}$$

Differential pressure (total pump)

$$1. \text{ Discharge Pressure} = 21,3621 \text{ psi (+)}$$

$$2. \text{ Suction Pressure} = 17,8049 \text{ psi (-)}$$

$$\text{Total Differential Pressure} = 3,5572 \text{ psi}$$

118. *Total Head*

$$1. \text{ Discharge Head, } H_d = 92,7882 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$2. \text{ Suction Head, } H_s = 77,3371 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{Total Head} = 170,1254 \text{ ft(lbf/lb)}$$

119. *Efisiensi pompa*

kapasitas pompa, $q_f = 92,7432 \text{ GpM}$

Dari gambar 14-37 piter (Hal 520) diperoleh :

$$\text{Efisiensi pompa} = 58.00\%$$

120. *Break Horse Power*

Pers. Bernoulli :

$$W_s = \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z + \frac{\Delta V^2}{2g_c} + \Delta H_f$$

$$W_s = 81,2084 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{BHP} = \frac{\text{Kapasitas, Gpm} \times W \times \rho}{7,481 \times 550 \times 60 \times \text{eff.pompa}}$$

$$\text{BHP} = 1,7438 \text{ HP}$$

121. *Requirement drive (besarnya tenaga pompa)*

$$MHP = \frac{BHP}{\text{effisiensi motor}}$$

Dari gambar 14-38 petter (hal 521) diperoleh :

Effisiensi motor = 81 %

MHP = 2,1528 Hp

Dipilih pompa = 2 HP = 1,4914 Kw

IDENTIFIKASI			
Nama Alat		Pompa	
Kode Alat		P-11	
Jumlah		2 unit	
Fungsi		Untuk mengalirkan asam lemak keluaran dari ACC 1 menuju kolom destilasi	
DATA DESAIN			
Tipe		Centrifugal Pump	
Kapasitas		22419,34 lb/jam	
Suction		Discharge	
		21,3621344	
Tekanan (Psi)	17,80490871	Tekanan	1
Friksi (Psi)	0,069443464	Friksi	2,3995
Efisiensi			
Pompa		58,00%	
Efisiensi Motor		81,00%	
Power		2 HP	
NPSH		77,3371ft	
Bahan konstruksi		Carbon steel	

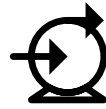
C.12. Pompa (P-12)

Fungsi : Mengalirkan heksadekana keluaran dari reboiler menuju kolom destilasi

3

Tipe : *Centrifugal Pump*

Gambar :



122. Data-data

Temperatur	:	60 °C
Densitas	:	48,1382 lb/ft ³
Viskositas	:	8,7444 cP
Tekanan Uap	:	35,59218475 psi
Safety factor	:	0,1 %
Laju alir	:	8480,906173 kg/jam

$$\begin{aligned}\text{Kapasitas Pompa (q)} &= \text{Safety factor} \times \text{laju alir} \\ &= 20566,8929 \text{ lb/jam}\end{aligned}$$

Volumetrik *Flowrate*, (Qf) :

$$\begin{aligned}Q_f &= q/\rho \\ Q_f &= 427,2466 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ Q_f &= 0,1187 \text{ ft}^3/\text{s}\end{aligned}$$

123. Menentukan Ukuran Pipa

Diameter optimum (D_{opt}) :

Untuk aliran turbulen yang mempunyai *range* viskositas 0,02-20 cp maka digunakan rumus diameter dalam optimum pipa (peters).

$$D_{i, opt} = 3,9 \cdot [q_f]^{0.45} \cdot \rho^{0.13} \quad (\text{Pers. 14-15, Peter})$$

$$D_{i, opt} = 2,473190542 \text{ in}$$

Qern tabel 11

Suction Pipe

$$\text{IPS} = 4 \text{ inch} = 0,333 \text{ ft}$$

$$\text{SN} = 40$$

$$\text{ID} = 4,026 \text{ inch} = 0,336 \text{ ft}$$

$$\text{OD} = 4,5 \text{ inch} = 0,375 \text{ ft}$$

$$a = 12,700 \text{ inch}^2 = 0,088 \text{ ft}^2$$

$$L_s = 5 \text{ m} = 16,4 \text{ ft}$$

Discharge Pipe

$$\text{IPS} = 3 \text{ inch} = 0,250 \text{ ft} \quad 124.$$

$$\text{SN} = 40$$

$$\text{ID} = 3,068 \text{ inch} = 0,256 \text{ ft}$$

$$\text{OD} = 3,500 \text{ inch} = 0,292 \text{ ft}$$

$$a = 7,380 \text{ inch}^2 = 0,051 \text{ ft}^2$$

$$L_d = 25 \text{ m} = 82,0 \text{ ft}$$

$$\Delta Z = 20 \text{ m} = 65,60 \text{ ft}$$

Perhitungan Desain *Suction*

a. Suction Friction Loss , Hfs

Suction velocity, Vs :

$$V_s = Q_f/a$$

$$= 1,346 \text{ ft/s}$$

$$= 4844,3712 \text{ ft/jam}$$

$$g_c = 32,174 \text{ lbm ft/ lbf s}^2$$

$$\frac{V^2}{2 g_c} = 0,0563 \text{ lbf ft/ lbm}$$

$$\text{Reynold Number, } N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu}$$

$$Re = 3.6972278$$

Jika $Nre \gg 2100$ maka aliran yang dipakai adalah aliran turbulen. Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah “*Commercial Steel*”.

$$\varepsilon = 0,00015 \text{ ft (Fig.14.1 Peters)}$$

$$\varepsilon / D = 0,00045 \text{ (Fig.14.1 Peters)}$$

pada $Nre = 3.697,2278$

Maka *fanning factor* (f) = 0,005 (fig. 14.1 Peters)

$$H_{fs} = \frac{2 \times f \times L}{D} \times \frac{V^2}{2 \cdot g_c} \quad (\text{Eq. 5.55 Mc.Cabe})$$

$$H_{fs} = 0,067471399 \text{ ft lbf/lb}$$

oo. *Sudden Contraction Friction Loss, H_{fc}*

$$H_{fc} = \frac{K_c}{2\alpha} \times \frac{V^2}{2 \cdot g_c} \quad (\text{Eq. 5.64 Mc. Cabe})$$

$$H_{fc} = 0,006023438 \text{ ft lbf/lb}$$

Dimana :

$$K_c = 0,4 (1 - A_2 / A_1) \quad (\text{Eq. 5.65 Mc. Cabe})$$

$$A_1 = \text{Luas penampang 1} = 0,0882 \text{ ft}^2$$

$$A_2 = \text{Luas penampang 2} = 0,0513 \text{ ft}^2$$

$$A_2/A_1 = 0,5811$$

$$\alpha = 1 \text{ (untuk aliran turbulen)}$$

$$0.4 \quad (1.25-$$

$$A = 0,6667)$$

$$K_c = 0,2676$$

pp. *Fitting + Valve friction loss, H_{ff}*

$$H_{ff} = K_f \times \frac{V^2}{2 \cdot g_c} \quad (\text{Eq. 5.7 Mc.Cabe})$$

Dimana :

$$H_{ff} = 2 \times 0,1834 \times 39 \times 0,0033$$

$$H_{ff} = 0,0563 \text{ ft lbf/lb}$$

$$H_{ff} = 0,0034176774 \text{ psi}$$

qq. Total *Suction Friction Loss*, $H_f \text{ suc}$

$$H_f \text{ suc} = H_{fs} + H_{fc} + H_{ff}$$

$$H_f \text{ suc} = 0,1298 \text{ ft lbf/lb}$$

$$H_f \text{ suc} = 0,007880632$$

125. Suction Pressure

a. *Origin Pressure* = 3 atm = 50,3 psi (+)

b. *Static Head* = 5 m = 16,40 ft
= 5,4824 psi (+)

$$= 0,007880632 \text{ psi}$$

c. *Total Friction Loss* (-)

Total *Suction Pressure* = 55,8 psi

Suction Head, H_s

$$\text{Static Suction, Head, } H_s = \frac{g}{gc} (Z_a - Z_b)$$

$$H_s = 166,82 \text{ ft}$$

Net Positive Suction Head Required (NPSHr)

$$NPSHr = \frac{gc}{g} \chi \frac{Pa' - PV}{\rho - H_{fs} - Z_a} \quad (\text{Eq. 8.7 Mc. Cabe})$$

$$NPSHr = 60,3498 \text{ ft}$$

Dimana :

$$P_a/\rho = 150,4433 \text{ ft}$$

$$P_v/\rho = 106,47 \text{ ft}$$

$$g_c/g = 1$$

$$H_{fs} = 0,023574011$$

$$Z_a = 16,40 \text{ ft}$$

126. Perhitungan Desain *Discharge*

bb. *Discharge friction loss*

Discharge velocity, Vd :

$$V_d = Q_f/a$$

$$V_d = 2,3157 \text{ ft/s}$$

$$V_d = 8336,5196 \text{ ft/jam}$$

$$g_c = 32,1740 \text{ lbm ft/ lbf s}^2$$

Reynold Number (Nre) :

$$N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu}$$

$$Re = 4.848,4749$$

Jika $N_{re} \gg 2100$ maka aliran yang dipakai adalah aliran turbulen. Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah “*Commercial Steel*”

$$\varepsilon = 0,00015 \text{ ft (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0.00059 \text{ (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$\text{Pada } N_{re} = 4848,474938$$

maka *fanning factor* (f) = 0,0035 (Fig. 14.1 Peters)

$$H_{fd} = (2 * f * L) / D * V^2 / g_c$$

$$H_{fd} = 0,4570 \text{ ft lbf/lb}$$

Sudden Contraction Friction Loss, H_{fc}

$$H_{fe} = \frac{K_e}{2\alpha} \times \frac{V^2}{g_c} \quad (\text{Eq. 5.64 Mc. Cabe})$$

$$H_{fc} = 1,74554\text{E-}02 \text{ ft lbf/lb}$$

Dimana :

$$K_c = 0,4 (1 - A_2 / A_1)$$

$$A_1 = \text{Luas penampang 1} = 0,0882 \text{ ft}^2$$

$$A_2 = \text{Luas penampang 2} = 0,051 \text{ ft}^2$$

$$A_2/A_1 = 0,5811$$

$$\alpha = 1 \text{ (untuk aliran turbulen)}$$

$$K_c = 0,4 (1-1)$$

$$K_c = 0,1676$$

cc. *Fitting + Valve friction loss, H_{ff}*

$$H_{ff} = K_f \times \frac{V^2}{2 g_c} \quad (\text{eq. 5.7 Mc. Cabe})$$

L_e/D = Ekuivalen L/D untuk *valve* dan *fitting*

$$L_e/D = 1 \text{ gate valve} + 2 \text{ elbow } 90^\circ \text{ std}$$

$$L_e/D = (1 \times 7) + (2 \times 32) \text{ (tabel 13.1, Peters)}$$

$$L_e/D = 39$$

$$H_{ff} = 2 \times 0,1834 \times 39 \times 0,0045$$

$$H_{ff} = 0,1667 \text{ ft lbf/lb}$$

Total discharge friction loss, H_f suc

$$H_f \text{ suc} = H_{fs} + H_{fc} + H_{ff}$$

$$H_f \text{ suc} = 2,6412 \text{ ft lbf/lb}$$

$$H_f \text{ suc} = 0,2143 \text{ psi}$$

127. *Discharge Pressure*

a. *Origin Pressure* = 1 atm = 50,3 psi (+)

b. *Static Head* = 12 m = 39,36 ft
= 13,2 psi (+)

c. *Total Friction Loss* 0,214333781

Total *Discharge*

Pressure = 63,2 psi

Discharge Head, H_s

$$H_d = \frac{\frac{\text{Suction pressure} \times 144 \text{ in}^2}{\text{ft}^2}}{\text{density}}$$

$$H_s = 189,16 \text{ ft}$$

Differential pressure (total pump)

1. *Discharge Pressure* = 63,2356 psi (+)

2. *Suction Pressure* = 55,7667 psi (-)

Total Differential Pressure = 7,4689 psi

128. *Total Head*

1. *Discharge Head, H_d* = 189,1622 ft(lbf/lb)

2. *Suction Head, H_s* = 166,8198 ft(lbf/lb)

Total Head = 355,9819 ft(lbf/lb)

129. *Efisiensi pompa*

kapasitas pompa, $q_f = 53,2671 \text{ GpM}$

Dari gambar 14-37 piter (Hal 520) diperoleh :

Effisiensi pompa = 60,00 %

130. *Break Horse Power*

Pers. Bernoulli :

$$W_s = \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z + \frac{\Delta V^2}{2g_c} + \Delta H_f$$

$W_s = 87,9961 \text{ ft(lbf/lb)}$

$$\text{BHP} = \frac{\text{Kapasitas, Gpm} \times W \times \rho}{7,481 \times 550 \times 60 \times \text{eff. pompa}}$$

BHP = 1,5233 HP

131. *Requirement drive* (besarnya tenaga pompa)

$$\text{MHP} = \frac{\text{BHP}}{\text{effisiensi motor}}$$

Dari gambar 14-38 piter (hal 521) diperoleh :

Effisiensi motor = 85 %

MHP = 1,7921 Hp

Dipilih pompa = 2 HP = 1,4914 Kw

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Pompa
Kode Alat	P-12
Jumlah	1 unit
Fungsi	Untuk mengalirkan mengalirkan heksadekana keluaran dari reboiler menuju kolom destilasi
DATA DESAIN	
Tipe	<i>Centrifugal Slurry Pump</i>
Kapasitas	18697,18 lb/jam

<i>Suction</i>		<i>Discharge</i>	
Tekanan			
(Psi)	55,7667	Tekanan	63,2356
Friksi (Psi)	0,003417674	Friksi	0,2143
Efisiensi			
Pompa		60,00%	
Efisiensi Motor		85,00%	
Power		2 HP	
NPSH		60,3498ft	
Bahan konstruksi		<i>Carbon steel</i>	

C.13. Pompa (P-13)

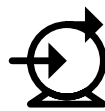
Fungsi : Mengalirkan heksadekana keluaran dari ACC-03

menuju tangki penyimpanan produk samping

heksadekana penyimpanan produk samping heksa dekana

Tipe : *Centrifugal Pump*

Gambar :



132. Data-data

Temperatur : 30 °C

Densitas : 35,2091 lb/ft³

Viskositas : 7,4671 cP

Tekanan Uap : 10,760632 psi

Safety factor : 0,1 %

Laju alir : 7669,424521 kg/jam

Kapasitas Pompa (q) = Safety factor x laju alir

$$= 18598,9834 \text{ lb/jam}$$

Volumetrik *Flowrate*, (Qf) :

$$Q_f = q/\rho$$

$$Q_f = 528,2439 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$Q_f = 0,1467 \text{ ft}^3/\text{s}$$

133. Menentukan Ukuran Pipa

Diameter optimum (D_{opt}) :

Untuk aliran turbulen yang mempunyai *range* viskositas 0,02-20 cp maka digunakan rumus diameter dalam optimum pipa (peters).

$$D_{i, \text{opt}} = 3,9 \cdot [q_f]^{0.45} \cdot \rho^{0.13} \quad (\text{Pers. 14-15, Peter})$$

$$D_{i, \text{opt}} = 2,61257 \text{ in}$$

Qern tabel 11

Suction Pipe

$$\text{IPS} = 4 \text{ inch} = 0,333 \text{ ft}$$

$$\text{SN} = 40$$

$$\text{ID} = 4,026 \text{ inch} = 0,336 \text{ ft}$$

$$\text{OD} = 4,5 \text{ inch} = 0,375 \text{ ft}$$

$$a = 12,700 \text{ inch}^2 = 0,088 \text{ ft}^2$$

$$L_s = 5 \text{ m} = 16,4 \text{ ft}$$

Discharge Pipe

$$\text{IPS} = 3 \text{ inch} = 0,250 \text{ ft}$$

$$\text{SN} = 40$$

$$\text{ID} = 3,068 \text{ inch} = 0,256 \text{ ft}$$

$$\text{OD} = 3,500 \text{ inch} = 0,292 \text{ ft}$$

$$a = 7,380 \text{ inch}^2 = 0,051 \text{ ft}^2$$

$$L_d = 25 \text{ m} = 82,0 \text{ ft}$$

$$\Delta Z = 20 \text{ m} = 65,60 \text{ ft}$$

Perhitungan Desain Suction

rr. *Suction Friction Loss*, Hfs

Suction velocity, Vs :

$$V_s = Q_f/a$$

$$= 1,664 \text{ ft/s}$$

$$= 5989,5369 \text{ ft/jam}$$

$$g_c = 32,174 \text{ lbm ft/ lbf s}^2$$

$$\frac{V^2}{2 g_c} = 0,0860 \text{ lbf ft/ lbm}$$

$$\text{Reynold Number, } N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu}$$

$$Re = 3.915,3964$$

Jika $N_{re} \gg 2100$ maka aliran yang dipakai adalah aliran turbulen. Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah "*Commercial Steel*".

$$\epsilon = 0,00015 \text{ ft (Fig.14.1 Peters)}$$

$$\epsilon / D = 0,00045 \text{ (Fig.14.1 Peters)}$$

$$\text{pada } N_{re} = 3.915,3964$$

Maka *fanning factor* (f) = 0,004 (Fig. 14.1 Peters)

$$H_{fs} = \frac{2 \times f \times L}{D} \times \frac{V^2}{2 \cdot g_c} \quad (\text{Eq. 5.55 Mc.Cabe})$$

$$H_{fs} = 0,082512806 \text{ ft lbf/lb}$$

ss. *Sudden Contraction Friction Loss*, Hfc

$$H_{fc} = \frac{K_c}{2\alpha} \times \frac{V^2}{2 \cdot g_c} \quad (\text{Eq. 5.64 Mc. Cabe})$$

$$H_{fc} = 0,009207804 \text{ ft lbf/lb}$$

Dimana :

$$K_c = 0,4 (1 - A_2 / A_1) \text{ (Eq. 5.65 Mc. Cabe)}$$

$$A_1 = \text{Luas penampang 1} = 0,0882 \text{ ft}^2$$

$$A_2 = \text{Luas penampang 2} = 0,0513 \text{ ft}^2$$

$$A_2/A_1 = 0,5811$$

$$\alpha = 1 \text{ (untuk aliran turbulen)}$$

$$0,4 \text{ (1.25-}$$

$$A = 0,6667)$$

$$K_c = 0,2676$$

tt. *Fitting + Valve friction loss, H_{ff}*

$$H_{ff} = K_f \times \frac{V^2}{2 g_c} \text{ (Eq. 5.7 Mc.Cabe)}$$

Dimana :

$$H_{ff} = 2 \times 0,1834 \times 39 \times 0,0033$$

$$H_{ff} = 0,0860 \text{ ft lbf/lb}$$

$$H_{ff} = 0,00446132 \text{ psi}$$

uu. *Total Suction Friction Loss, H_f suc*

$$H_{f \text{ suc}} = H_{fs} + H_{fc} + H_{ff}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 0,1778 \text{ ft lbf/lb}$$

$$H_{f \text{ suc}} = 0,009217451$$

134. *Suction Pressure*

a. *Origin Pressure* = 2 atm = 25,5 psi (+)

b. *Static Head* = 5 m = 16,40 ft

$$= 4,0099 \text{ psi (+)}$$

$$\text{c. Total Friction Loss} = 0,0092 \text{ psi (-)}$$

$$\text{Total Suction Pressure} = 29,5 \text{ psi}$$

Suction Head, Hs

$$\text{Static Suction, Head, Hs} = \frac{g}{gc} (Z_a - Z_b)$$

$$H_s = 120,49 \text{ ft}$$

Net Positive Suction Head Required (NPSHr)

$$NPSHr = \frac{gC}{g} \times \frac{Pa' - PV}{\rho - Hfs - Za} \quad (\text{Eq. 8.7 Mc. Cabe})$$

$$NPSHr = 76,4831 \text{ ft}$$

Dimana :

$$Pa'/\rho = 104,1303 \text{ ft}$$

$$Pv/\rho = 44,01 \text{ ft}$$

$$gc/g = 1$$

$$Hfs = 0,037698025$$

$$Za = 16,40 \text{ ft}$$

135. Perhitungan Desain *Discharge*

dd. Discharge friction loss

Discharge velocity, Vd :

$$Vd = Qf/a$$

$$Vd = 2,8631 \text{ ft/s}$$

$$Vd = 10307,1977 \text{ ft/jam}$$

$$gc = 32,1740 \text{ lbm ft/ lbf s}^2$$

Reynold Number (Nre) :

$$N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu}$$

$$Re = 5.134,5771$$

Jika $N_{Re} \gg 2100$ maka aliran yang dipakai adalah aliran turbulen. Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah “*Commercial Steel*”

$$\varepsilon = 0,00015 \text{ ft (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0.00059 \text{ (Fig. 14.1 Peters)}$$

$$\text{Pada } N_{Re} = 5134,577102$$

maka *fanning factor* (f) = 0,0035 (Fig. 14.1 Peters)

$$H_{fd} = (2 \cdot f \cdot L) / D \cdot V^2 / g_c$$

$$H_{fd} = 0,6986 \text{ ft lbf/lb}$$

Sudden Contraction Friction Loss, H_{fc}

$$H_{fe} = \frac{K_e}{2\alpha} \times \frac{V^2}{g_c} \quad (\text{Eq. 5.64 Mc. Cabe})$$

$$H_{fc} = 2,6682\text{E-}02 \text{ ft lbf/lb}$$

Dimana :

$$K_c = 0,4 (1 - A_2 / A_1)$$

$$A_1 = \text{Luas penampang 1} = 0,0882 \text{ ft}^2$$

$$A_2 = \text{Luas penampang 2} = 0,051 \text{ ft}^2$$

$$A_2/A_1 = 0,5811$$

$$\alpha = 1 \text{ (untuk aliran turbulen)}$$

$$K_c = 0,4 (1-1)$$

$$K_c = 0,1676$$

ee. *Fitting + Valve friction loss, H_{ff}*

$$H_{ff} = K_f \times \frac{V^2}{2 g_c} \quad (\text{eq. 5.7 Mc. Cabe})$$

Le/D = Ekivalen L/D untuk *valve* dan *fitting*

Le/D = 1 *gate valve* + 2 *elbow* 90° std

Le/D = (1 x 7) + (2 x 32) (tabel 13.1, Peters)

Le/D = 39

H_{ff} = 2 x 0,1834 x 39 x 0,0045

H_{ff} = 0,2548 ft lbf/lb

Total discharge friction loss, H_f suc

H_f suc = H_{fs} + H_{fc} + H_{ff}

H_f suc = 0,9801 ft lbf/lb

H_f suc = 0,2396 psi

136. *Discharge Pressure*

a. *Origin Pressure* = 1 atm = 25,5 psi (+)

b. *Static Head* = 12 m = 39,36 ft
= 9,6 psi (+)

c. *Total Friction Loss* 0,239644228

Total Discharge Pressure = 34,8 psi

Discharge Head, H_s

$$H_d = \frac{\frac{\text{Suction pressure} \times 144 \text{ in}^2}{\text{ft}^2}}{\text{density}}$$

H_s = 142,51 ft

Differential pressure (total pump)

$$1. \text{ Discharge Pressure} = 34,8448 \text{ psi (+)}$$

$$2. \text{ Suction Pressure} = 29,4613 \text{ psi (-)}$$

$$\text{Total Differential Pressure} = 5,3835 \text{ psi}$$

137. Total Head

$$1. \text{ Discharge Head, } H_d = 142,5101 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$2. \text{ Suction Head, } H_s = 120,4926 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{Total Head} = 263,0027 \text{ ft(lbf/lb)}$$

138. Efisiensi pompa

kapasitas pompa, $q_f = 65,8590 \text{ GpM}$

Dari gambar 14-37 peter (Hal 520) diperoleh :

$$\text{Efisiensi pompa} = 60.00\%$$

139. Break Horse Power

Pers. Bernoulli :

$$W_s = \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z + \frac{\Delta V^2}{2g_c} + \Delta H_f$$

$$W_s = 87,7015 \text{ ft(lbf/lb)}$$

$$\text{BHP} = \frac{\text{Kapasitas, Gpm) } \times W \times \rho}{7,481 \times 550 \times 60 \times \text{eff.pompa}}$$

$$\text{BHP} = 1,3729 \text{ HP}$$

140. Requirement drive (besarnya tenaga pompa)

$$\text{MHP} = \frac{\text{BHP}}{\text{efisiensi motor}}$$

Dari gambar 14-38 peter (hal 521) diperoleh :

$$\text{Efisiensi motor} = 81 \%$$

$$\text{MHP} = 1,6950 \text{ Hp}$$

Dipilih pompa = 2 HP = 1,4914 Kw

IDENTIFIKASI			
Nama Alat	Pompa		
Kode Alat	P-01		
Jumlah	2 unit(1 unit		
Fungsi	cadangan) Mengalirkankd heksadekana keluaran dari ACC-03 menuju tangki penyimpanan produk samping heksadekana		
DATA DESAIN			
Tipe	Centrifugal Slurry Pump		
Kapasitas	16908,17 lb/jam		
SUCTION	DISCHARGE		
Tekanan (Psi)	29,4613	Tekanan	34,8448
Friksi (Psi)	0,00446132	Friksi	0,2396
Efisiensi Pompa		60,00%	
Efisiensi Motor		81,00%	
Power		2	HP
NPSH		76,4831	ft
Bahan konstruksi	Carbon steel		

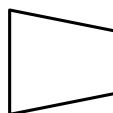
C.14. Compressor (C-01)

Fungsi : Menaikkan tekanan H₂ dari 1646 kPa ke 5516 kPa

Type : Single stage Centrifugal Compressor

Bahan konstruksi : *Carbon steel*

Gambar :



1. Data Operasi :

P1 = 127 kPa

$$= 1,2564 \text{ atm}$$

$$P_2 = 1621,2 \text{ kPa}$$

$$= 16 \text{ atm}$$

$$T = 30^\circ\text{C}$$

$$= 303,15 \text{ K}$$

$$= 24 \text{ R}$$

$$1. \text{ Rate masuk} = 1987,3258 \text{ Kg/Jam}$$

$$= 4380,0660 \text{ lb/jam}$$

$$= 73,0011 \text{ lb/menit}$$

$$\text{Faktor keamanan} = 0,1$$

$$\text{Maka, laju alir} = 80,3012 \text{ lb/menit}$$

$$\frac{\ln \frac{P_2}{P_1}}{\ln 4}$$

$$\text{Densitas} = 0,0899 \text{ g/L}$$

$$= 0,0056 \text{ lb/ft}^3$$

$$2. \text{ Laju volumetrik (Q)} = 14314,5537 \text{ ft}^3/\text{menit}$$

$$C_p \text{ campuran} = 963,4367 \text{ J/kmol } ^\circ\text{C}$$

$$K = \frac{C_p \text{ campuran}}{C_p \text{ cam} - R}$$

$$= 1,0001$$

(sumber : perry)

3. Power Kompresor (Pc)

$$P_c = \frac{0,0643 \ k \ T \ Q_1}{520 \ (k - 1) \eta} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{k-1/k} - 1 \right]$$

(sumber : mc cabe)

dimana :

T = suhu masuk = 24 R

k = rasio panas gas spesifik = 1,0001

Q = laju volumetric = 14314,5537 ft³/menit

P1 = tekanan masuk = 1,2564 atm

P2 = tekanan keluar = 16,0000 atm

η = efisiensi kompresor = 0,75 (walas)

Pc = 144,1315 HP

= 107,4789 kW

$$R_c = \left(\frac{P_i}{P_0} \right)^{1/n}$$

(sumber : coulson)

dimana :

Rc = rasio kompresi

Pi = tekanan keluar

Po = tekanan masuk

n = jumlah stage

Untuk menentukan nilai Rc, dilakukan trial pada jumlah stage. Dimana nilai Rc yang didapatkan tidak boleh lebih dari 4 (Coulson)

n = 1

Rc = 12,7349

Setelah dilakukan trial, didapatkan jumlah stage adalah 1.

stage 1

T1 = 30°C

$$T2 = T1 = \left[\frac{P_2}{P_1} \right]^{(K-1)/KN}$$

(sumber : peter)

T2 = 30,0065°C

1 atm = 101,3250 kpa

1 °C = 273,15 K

1 Jam = 3600 Detik

1 kw = 1,341 hp

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Kompresor
Kode Alat	C-01
Fungsi	Menaikkan tekanan H ₂ dari 1646 kPa ke 5516 kPa
DATA DESAIN	
Tipe	<i>Recyprocatng Compressor</i>
Temperatur	30 °C
Kapasitas	1493,4538 Kg/Jam
Tekanan	Masuk : 1646 kPa, Keluar : 5516 kPa
DATA MEKANIK	
Efisiensi	80%
Power	144,1315
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>

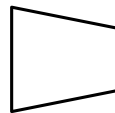
C.15. Compressor (C-02)

Fungsi : mengalirkan H₂ dari KOD menuju reaktor(R-02)

Tipe : *Multistage centrifugal compressor*

Bahan konstruksi : *Carbon steel*

Gambar :



1. Data data

Temperatur : 30°C = 303,15 K

Tekanan in : 16 atm

Tekanan out : 16 atm

Laju alir : 1653,5338 Kg/Jam = 3644,3885 lb/jam =
60,7398 lb/menit

Faktor keamanan : 0,1

Maka, laju alir : 66,8138 lb/menit

Densitas : 0,0899 lb/ft³

Laju volumetrik (Q) : 11910,4359 ft³/menit

Cp campuran : 963,4367 Kj/kmol K

$$K = \frac{Cp \text{ campuran}}{Cp \text{ cam-R}} \quad (\text{Sumber : perry, 1999})$$

$$= 1,0001$$

2. Power Kompresor

$$P_c = \frac{0,0643 \text{ kT } Q_1}{520 (k-1)\eta} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{k-1/k} - 1 \right] \quad (\text{sumber : Mc. Cabe, 1995})$$

$$= 0,2858 \text{ HP}$$

$$= 0,2131 \text{ kW}$$

Dimana :

T = Temperatur masuk = 88 R

K = rasio panas gas spesifik = 1,0002

Q = Laju volumetric = 6,5771 ft³/menit

P1 = tekanan masuk = 0,1004 atm

P2 = tekanan keluar = 2,0035 atm

η = efisiensi kompresor = 0,75

3. Rasio Kompresi (Rc)

$$Rc = \left(\frac{P_i}{P_o} \right)^{1/n} \quad (\text{sumber : Coulson, 2005})$$

Dimana :

Rc = rasio kompresi

Pi = tekanan keluar

Po = tekanan masuk

N = jumlah *stage*

Untuk menentukan nilai Rc, dilakukan trial pada jumlah *stage*. Dimana nilai

Rc yang didapatkan tidak boleh lebih dari 4 (Coulson).

$$N = 1$$

$$Rc = 19,9584$$

$$N = 2$$

$$Rc = 4,4675$$

$$N = 3$$

$$Rc = 2,7125$$

Setelah dilakukan trial, didapatkan jumlah *stage* adalah 3.

Stage 1

$$T_1 = 110^{\circ}\text{C}$$

$$T_2 = \left[\frac{P_2}{P_1} \right]^{(K-1)/KN} \quad (\text{Sumber : perry, 1999})$$

$$T_2 = 110,03^{\circ}\text{C}$$

Stage 2

$$T_1 = 110,03^{\circ}\text{C}$$

$$T_2 = \left[\frac{P_2}{P_1} \right]^{(K-1)/KN} \quad (\text{Sumber : perry, 1999})$$

$$T_2 = 110,05^{\circ}\text{C}$$

Stage 3

$$T_1 = 110,05^{\circ}\text{C}$$

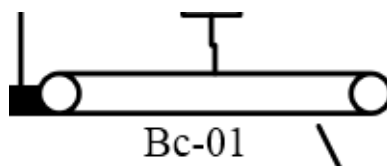
$$T_2 = \left[\frac{P_2}{P_1} \right]^{(K-1)/KN} \quad (\text{Sumber : perry, 1999})$$

$$T_2 = 110,08^{\circ}\text{C}$$

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Kompresor-04
Kode Alat	C-04
Jumlah	1 unit
Fungsi	Menaikkan tekanan <i>top product</i> KD-02 dari 0,1 atm ke 2 atm
DATA DESAIN	
Tipe	<i>Multistage centrifugal compressor</i>
Kapasitas	5037,4004 Kg/jam
Temperatur	110 °C
DATA MEKANIK	
Rasio Panas	1,0002
Densitas	30,9474 lb/ft ³
Laju <i>Volumetric</i>	6,5771 ft ³ /menit
Efisiensi	80%
Power <i>Compressor</i>	0,2858 HP
Jumlah <i>Stage</i>	3
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel</i>

C.16. *Belt Conveyor (Bc-01)*

Alat	: <i>Belt Conveyor</i>
Fungsi	: Untuk memindahkan bleaching earth dari gudang (G-01) ke mixer (M-02)
Type	: <i>Troughed Belt</i>
Bahan Baku	: <i>Carbon Steel</i>
Jumlah	: 3 Unit
Gambar	:



Kondisi Operasi :

Temperatur (T) : 30°C

Tekanan : 1 atm

Digunakan tipe 20 Troughed belt karena mampu meningkatkan kapasitas pengangkutan sebanyak 33% dibandingkan yg 0° dan lainnya. Selain itu *troughed belt* dapat membawa benda yg mudah bergelinding dgn baik (peter)

Kapasitas :

Laju Alir : 27.728,9995 kg/jam

Faktor Keamanan : 20 % = 0,2

Kapasitas : Laju alir x waktu tinggal

: 33.274,7994 kg/jam

: 33,2748 ton/jam

Jenis : *Troughed Belt on 20°idlers*

Bahan : *Carboon Steel*

Dari tabel 21-7 perry, maka :

Untuk mengangkut TKKS yang memiliki lebar 0.5 m (19,6 in), maka digunakan maksimum lump size 20% = 19,6

Lebar belt : 14 inch

: 35 cm

Kecepatan Belt : 30,5 m/menit

panjang belt : 30 m (*Ulrich*)

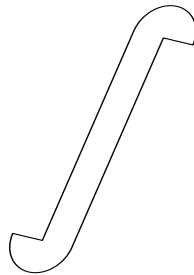
P : 0,7171 kW

: 0,9617 HP

: 1 HP

C.17. Bucket Elevator (Be-01)

Alat	: <i>Bucket Elevator</i>
Fungsi	: Untuk memindahkan bleaching earth dari gudang (G-01) ke mixer (M-02)
Tipe	: <i>spaced bucket centrifugal discharge elevator</i>
Bahan Baku	: <i>malleable iron</i>
Jumlah	: 1 Unit
Gambar	:



Kondisi Operasi	:
Temperatur (T)	: 110°C
Tekanan	: 1 atm
Kapasitas	:
Laju Alir	: 264,16919 kg/jam
faktor keamanan	: 20 %
	0,2
Kapasitas	: 317,0030281 Kg/jam
	: 0,317003028 Ton/jam
Bucket	:

Diambil kapasitas data untuk 14 ton/jam maka,

B : Width

b : *projection*

h1 : depth

dari tabel 21-8 perry 7ed, didapatkan :

width bucket : 152 mm

projection bucket : 102 mm

depth bucket : 108 mm

bucket spacing : 305 mm

jenis *bucket* yg digunakan adalah *style 1* (perry)

kecepatan *bucket* : 68,6 m/menit

belt :

belt width : 7 in

0,1778 m

lifting height : 75 ft (tinggi pengangkatan)

22,86 m

kecepatan putaran : 43 rpm

daya :

m : 0,088056397 kg/detik

ΔZ : 22,86 m

P : 1,373074821 kW

: 1,841323349 HP

C.18. Screw Conveyor (Sc-01)

Alat : *Screw Conveyor*

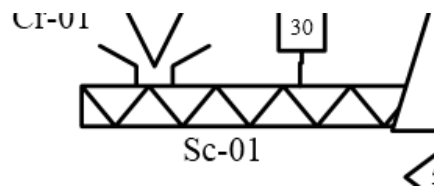
Fungsi : Mengangkut Asam stearat menuju Silo

Type : *Logam Carbon Steel SA 283 Grade C*

Bahan Baku : *Carbon Steel*

Jumlah : 3 Unit

Gambar :



Kondisi Operasi :

Temperatur (T) : 30°C

Tekanan : 1 atm

Kapasitas :

Laju Alir : 10761,0818 kg/jam

Faktor Keamanan : 20 % = 0,2

Kapasitas : Laju alir x waktu tinggal

: 12913,2981 kg/jam

: 12,9132981 ton/jam

Screw :

Lebar screw : 30 cm

: 0,3 m

Kecepatan screw : 80 m/menit
 Panjang screw : 10 m (*Ulrich*)
 Daya :
 P : 6,15856657 kW
 : 8,25877239 HP

C.19. *Expander-01 (E-01)*

Nama : Ekspander
 Fungsi : Menurunkan tekanan produk R-01
 tipe : Single stage ekspander

1. Kondisi operasi

temperatur = 245°C
 = 196 R
 tekanan in = 5572,875 kPa
 = 55 atm
 tekanan out = 1013 kPa
 = 10 atm

2. Data

laju alir (W) = 21104,6973 kg/jam
 = 351,7450 kg/menit
 faktor keamanan = 0,1
 maka, laju alir = 86,9195 kg/menit
 densitas = 492,5819 kg/m³
 = 30,7371 lb/ft³

$$\begin{aligned}\text{laju volumetrik (Q)} &= 0,7855 \text{ m}^3/\text{menit} \\ &= 0,0077 \text{ ft}^3/\text{detik}\end{aligned}$$

3. Power (P)

Besarnya power yang dihasilkan ekspander dapat dihitung sebagai berikut :

$$P = \frac{\eta \times m \times (p_2 - p_1)}{\rho}$$

(sumber : peter)

keterangan :

m = laju volumetrik

P1 = tekanan masuk

P2 = tekanan keluar

η = efisiensi

ρ = densitas

$$P = 0,0538 \text{ kW}$$

$$= 0,0722 \text{ HP}$$

$$= 0,2 \text{ HP}$$

4. Pipa

Diameter pipa dapat dihitung sebagai berikut :

$$De = 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13}$$

(sumber : peter)

keterangan :

De = Diameter

Q = laju volumetrik

ρ = densitas

De = 0,6816 in

Dipilih jenis material pipa adalah commercial steel dengan spesifikasi :

nominal pipe size (IPS) = 2 in

= 0,050800102 m

Schedule Number = 40

ID = 2,067 in

= 0,052501905 m

OD = 2,38 in

= 0,0605 m

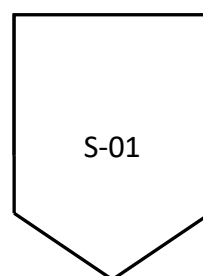
C.20. Silo (S-01)

Fungsi : Tempat Penyimpanan Produk Asam Stearat

Tipe : silinder vertikal dengan head ellipsoidal

Bahan Konstruksi : Carbon Steel SA – 285 Grade C

Gambar :



Data Desain

Temperatur (T) = 30 °C

Tekanan (P)	= 1 atm
Laju Alir (Ws)	= 10.761,0818 kg/jam
Densitas (ρ)	= 872,2830 kg/m ³
Faktor Keamanan (f)	= 20%
Lama Penyimpanan	= 2 hari
	= 48 jam
Jumlah	= 1 buah

Kapasitas Silo

$$V = \frac{\text{Laju Alir Massa}}{\text{Densitas}} \times \text{Lama Penyimpanan}$$

$$V = \frac{\text{Laju Alir Massa}}{\text{Densitas}} \times 48 \text{ jam}$$

$$= 592,1609 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume Total} = (100\% + f) \times V_t$$

$$= (100\% + 20\%) \times 592,1609 \text{ m}^3$$

$$= 710,5931 \text{ m}^3$$

Diameter Efektif Keluaran Silo

Berdasarkan persamaan 1.32 hal 27 Coulson Vol. 2, (2002) diameter efektif keluaran silo dapat dihitung sebagai berikut:

$$G = \pi/4 \times \rho \times d_{\text{eff}}^{2,5} \times g^{0,5} \times \left(\frac{1 - \cos \theta}{2 \sin 3 \theta} \right)^{0,5}$$

dimana,

G	: Laju Alir Massa (kg/s)	= 143,4811 kg/s
ρ	: Densitas Padatan (kg/m ³)	= 872,2830 kg/m ³
g	: Percepatan Gravitasi (m/s ²)	= 9,8 m/s ²
θ	: Sudut Konis	= 45

Sehingga berdasarkan perhitungan diperoleh:

$$\begin{aligned}\text{Diameter Efektif Keluaran Silo (deff)} &= 0,1078 \text{ m} \\ &= 0,3538 \text{ ft}\end{aligned}$$

Dimensi Silo

$$V \text{ silinder} = 1/4 \times \pi \times D^2 \times H$$

Keterangan:

$$D^2 = \text{Diameter silinder (ft) (A) } 529$$

$$H = \text{Tinggi silinder (ft)}$$

Dimana, tinggi silinder (H) = 2 D (Tabel 4.27, hal. 248, Ulrich, 1984)

$$\begin{aligned}V \text{ silinder} &= 1/2 \times \pi \times D^3 \\ &= 1,57 D^3\end{aligned}$$

2. V conical

$$V \text{ conical} = 0,262 \times H \times (D^2 + Dd + d^2) \quad (\text{Walas, 1999 : hal 627})$$

Keterangan:

$$D = \text{Diameter silinder (ft)}$$

$$d = \text{Diameter ujung konis (ft)}$$

$$h = \text{Tinggi konis (ft)}$$

Dimana: $H \text{ conical} = \tan \emptyset ((D - d)/2)$ (Walas, 1999 : hal 627)

Keterangan:

$$\emptyset = \text{Sudut konis}$$

$$h = (\tan \emptyset (D - d)/2)$$

$$= (0,3501 (D - d)) \quad \tan \emptyset = 35^\circ$$

$$= (0,2887 (D - d)) \quad \tan \emptyset = 30^\circ \quad (\text{Walas, 1999 : hal 627})$$

3. Volume Total (Vt)

$$V_t = V_s + V_k$$

$$710,5931 \text{ m}^3 = 1,570 D^3 + 0,0917 (D^3 - d^3)$$

$$710,5931 \text{ m}^3 = 1,570 D^3 + 0,0917 (D^3 - (0,1009)^3)$$

$$710,5931 \text{ m}^3 = 1,570 D^3 + 0,0917 D^3 - 0,0010$$

$$710,5931 \text{ m}^3 = 1,6607 D^3$$

$$D^3 = 427,8877 \text{ m}^3$$

$$D = 7,5355 \text{ m}$$

$$= 296,6719 \text{ in}$$

Volume Silinder dan Konis

$$V_k = 0,0917 (D^3 - d^3)$$

$$= 56,0531 \text{ m}^3$$

$$V_s = 1,570 D^3$$

$$= 671,7837 \text{ m}^3$$

Tinggi Silinder dan Konis

$$h_{\text{konis}} = 0,3501 (D-d)$$

$$= 3,7138 \text{ m}$$

$$H_{\text{shell}} = 2 \times D$$

$$= 15,07092588 \text{ m}$$

$$H_{\text{total}} = 18,7847 \text{ m}$$

Tekanan Desain

$$\text{Tekanan operasi} = 1 \text{ atm}$$

Ketika padatan dimasukkan ke dalam *storage*, maka tekanan yang bekerja adalah:

1. Tekanan vertical pada dasar silo, PV
2. Tekanan lateral pada dinding silo, PL
3. Tekanan vertical pada dasar storage, PV

Tekanan vertikal pada dasar silo mengikuti persamaan "Jensen" sebagai berikut:

$$PV = \frac{\rho_b \left(\frac{g}{g_c} \right)}{2\mu'K} [1 - e^{-2\mu'K ZT/r}] \frac{g}{g_c}$$

(Mc. Cabe, 1985)

Keterangan :

PV = Tekanan vertical pada dasar silo (psi)

ρ_B = Densitas campuran bahan (lb/ft³)

$$= 872,2830 \text{ kg/m}^3$$

$$= 54,4305 \text{ lb/ft}^3$$

μ = Koefesien friksi (0,35-0,5), diambil 0,4

K' = Rasio tekanan (= 0,21744)

ZT = Tinggi total

r = Jari-jari silo = (1/2D) = 3,767731471 m = 12,3613 ft

PV = 1178,7733 lb/ft²

$$= 8,1859 \text{ psi}$$

$$= 0,5566 \text{ atm}$$

Tekanan lateral pada dinding storage, PL

PL = $K' \times PV$ (Mc, cabe Ed. 4th, 1985 hal 302)

$$= 256,3125 \text{ lb/ft}^2$$

$$= 1,7799 \text{ psi}$$

$$= 0,1210 \text{ atm}$$

Tekanan desain 10% diatas tekanan kerja normal/absolut

(Walas, 1990, Hal. 623)

$$\text{Tekanan desain} = P_{\text{operasi}} \times (100\% + 10\%)$$

$$= 10,9625 \text{ psi}$$

$$= 0,7454 \text{ atm}$$

Ketebalan Dinding Konis

$$\text{Tebal dinding (t)} = \frac{P \times D}{2 \times \cos \theta \times (f \times E - 0,6 P)} + C$$

(Peters 1991, hal 537)

dimana,

$$f = \text{Allowance Stress (psi)} = 18.500 \text{ psi (Tabel 4, Peters, 1991)}$$

$$E = \text{Welded Joint Efficiency} = 0,85 \text{ (Tabel 4, Peters, 1991) \}$$

$$P = \text{Tekanan Desain (psi)} = 10,9625 \text{ psi}$$

$$D = \text{Inlet Diameter (in)} = 296,6719 \text{ in}$$

$$C = \text{Faktor Korosi (in)} = 0,012 \times 12 \text{ tahun (service life)}$$

$$= 0,144 \text{ mm}$$

$$= 0,0057 \text{ in}$$

$$\theta = \text{Wall Angle Conical} = 45^\circ$$

sehingga,

$$t = \left[\frac{33,1488 \text{ psi} \times 253,8571 \text{ in}}{2 \times \cos 45 \times [(18.500 \text{ psi} \times 0,85) - (0,6 \times 33,1488 \text{ psi})]} + 0,0057 \text{ in} \right]$$

$$t = 0,9335 \text{ in}$$

$$= 0,0237 \text{ m}$$

$$= 2,37109$$

Ketebalan Dinding Silinder

$$\text{Tebal dinding (t)} = \frac{P \times r}{r (S \times E - 0,6 P)} + C$$

(Peters 1991, hal 537)

dimana,

S = Allowance Stress (psi) = 18.500 psi (Tabel 4, Peters, 1991)

E = Welded Joint Efficiency = 0,85 (Tabel 4, Peters, 1991)

P = Tekanan Desain (psi) = 10,9625 psi

r = Jari-jari Silinder (in) = 148,3360 in

C = Faktor Korosi (in) = 0,0057 in

sehingga,

$$t = \left(\frac{33,1488 \text{ psi} \times 126,928 \text{ in}}{(18.500 \text{ psi} \times 0,85) - (0,6 \times 33,1488 \text{ psi})} + 0,0057 \text{ in} \right)$$

$$t = 0,1091 \text{ in}$$

$$= 0,0028 \text{ m}$$

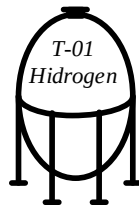
$$= 0,2772 \text{ cm}$$

IDENTIFIKASI		
Nama Alat	Silo	
Kode Alat	S-01	
Jumlah	1 buah	
Fungsi	Tempat Penyimpanan Produk Asam Stearat	
DATA DESIGN		
Tipe	Silinder vertikal dengan head ellipsoidal	
Temperatur	30	C
Tekanan	1	atm
Kapasitas	710,5931	m ³
DATA MEKANIK		
Diameter silinder	7,5355	m
Diameter efektif hopper	0,1078	m

Volume konis	56,0531	m ³
Volume silinder	671,7837	m ³
Tinggi Konis	3,7138	m
Tinggi silinder	15,0709	m
Tinggi Total	18,7847	m
Tebal konis	0,0237	m
Tebal Silinder	0,0028	m
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA – 285 Grade C</i>	
Waktu Tinggal	2	Hari

C.21. Tangki (T-01)

Fungsi	: Menyimpan gas H ₂
Tipe	: Silinder vertikal dengan <i>Head Ellipsoidal</i>
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel sa 285 grade c</i>
Gambar	:



1. Data-data

Temperatur	: 30°C
Tekanan In	: 1 atm
Laju alir	: 22014,09917 kg/jam
Densitas	: 904,2408591 kg/m ³
Waktu tinggal	: 0,5 hari
Jumlah	: 15 buah

2. Volume tangki

$$massa = laju\ alir \times waktu\ tinggal$$

$$Massa = 17611,27934\text{ kg/hr}$$

$$volume\ larutan = \frac{massa}{densitas}$$

$$Volume\ larutan = 19,47631448\text{ m}^3$$

$$volume\ tangki = volume\ larutan$$

Jumlah ini dilebihkan untuk factor keamanan 20%, sehingga :

$$Volume : 23,37157737\text{ m}^3$$

3. Diameter dan tinggi

a. Volume *shell* tangki (V_s)

$$V_s = \frac{1}{4}\pi D_i^2 H_s \quad (\text{Perry})$$

Asumsi bahwa

$$D_i : H_s = 1 : 3$$

Maka,

$$V_s = \pi D_i^3$$

$$23,37157737 = \frac{19}{24}\pi D_i^3$$

$$D_i = 3,1340\text{ m}$$

$$H_s = 3 \times D_i$$

$$H_s = 9,401908431\text{ m}$$

Head yang digunakan adalah ellipsoidal, berdasarkan table 10-60 buku

perry :

$$Tinggi\ Head\ (H_h) = \frac{D_i}{4}$$

$$H_h = 0,783492369 \text{ m}$$

$$\text{Total tinggi tangki} = H_s + H_h$$

$$H = 10,1854008 \text{ m}$$

b. Tebal *shell* dan tutup

$$\text{Tinggi larutan dalam tangki} = \frac{V_{\text{larutan}}}{V_{\text{tangki}}} \times H_s$$

$$\text{Tinggi larutan} = 7,834923693 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi larutan} = \rho \times g \times h$$

$$P_h = 69429,64968 \text{ Pa}$$

$$= 0,687422274 \text{ atm}$$

$$P_{\text{total}} = P_{\text{desain}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$P_t = 1,687422274 \text{ atm}$$

$$\text{Faktor kelonggaran} = 0,2$$

$$P = 2,024906729 \text{ atm}$$

Berdasarkan tabel 4 buku Peter, dapat diketahui data data sebagai berikut :

$$D_a = 3,1340 \text{ m}$$

$$r_i = 1,566984739 \text{ m}$$

$$E_j = 0,85 \text{ (spot examined)}$$

$$S = 5082,65 \text{ atm}$$

$$C_c = 1 \text{ mm/tahun}$$

$$\text{Waktu} = 10 \text{ tahun}$$

c. Bagian *Head* dan alas ellipsoidal

$$t = \frac{P D_a}{2 S E_j - 0,2 P} + C_c$$

$$T_{Head} = 0,0107 \text{ m}$$

Keterangan :

P = Tekanan desain

Da = diameter kolom

Ej = Effisiensi pengelasan

S = Tekanan kerja yang diizinkan

Cc = korosi yang diizinkan

2. Bagian silinder

$$t = \frac{Pr_i}{SE_j - 0,6P} + C_c$$

$$t_{\text{silinder}} = 0,0107 \text{ m}$$

keterangan :

P = Tekanan desain

ri = jari jari kolom

Ej = Effisiensi pengelasan

S = tekanan kerja yang diizinkan

Cc = korosi yang diizinkan

3. Outside diameter (OD)

$$OD = ID \times 2 t_{\text{silinder}}$$

$$OD = 3,1554 \text{ m}$$

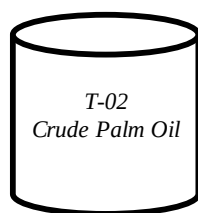
IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Tangki-01
Kode Alat	T-01
Jumlah	15 buah
Fungsi	Menyimpan gas H2

DATA DESIGN	
Tipe	Silinder vertikal dengan tutup elipsoidal
Temperatur	30°C
Tekanan	1 atm
DATA MEKANIK	
Volume Tanki	23,37157737 m
Diameter	3,1340 m
OD	3,1554 m
t silinder	0,0107 m
T Head	0,0107m
Tinggi Tanki	10,1854008 m
Bahan Konstruksi	Carbon Steel SA – 285 Grade C
Lama Penyimpanan	1 Hari

C.22. Tangki (T-02)

Tangki 02

Fungsi : Tempat penyimpanan CPO
 Jumlah : 14 buah
 Tipe : Silinder vertikal dengan head ellipsoidal
 Bahan : Carbon Steel SA – 285 Grade C
 Gambar :



Kondisi Operasi

Temperatur : 30°C

Tekanan : 1 atm

Perhitungan

Laju alir = 22.749,241 Kg/jam

Densitas = 1.119,957 Kg/m³ = 130,8041 lb/ft³

$$\begin{aligned}
 \text{Waktu tinggal} &= 1 \text{ hari} \\
 \text{Jumlah} &= 14 \text{ buah} \\
 \text{Volume tangki} &= (1,2 \cdot 201,8829 \cdot 24 \cdot 30) / 2100 \\
 &= 41,79 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

4. Volume tangki

$$\text{massa} = \text{laju alir} \times \text{waktu tinggal}$$

$$\text{Massa} = 38.998,70 \text{ kg}$$

$$\text{volume larutan} = \frac{\text{massa}}{\text{densitas}}$$

$$\text{Volume larutan} = 34,82 \text{ m}^3$$

$$\text{volume tangki} = \text{volume larutan}$$

Jumlah ini dilebihkan untuk factor keamanan 20%, sehingga :

$$\text{Volume} : 41,79 \text{ m}^3$$

5. Diameter dan tinggi

a. Volume *shell* tangki (V_s)

$$V_s = \frac{1}{4} \pi D_i^2 H_s \quad (\text{Perry})$$

Asumsi bahwa

$$D_i : H_s = 1 : 3$$

Maka,

$$V_s = \pi D_i^3$$

$$= \frac{19}{24} \pi D_i^3$$

$$D_i = 5,6032 \text{ m}$$

$$H_s = 3 \times D_i$$

$$H_s = 16,8096 \text{ m}$$

Head yang digunakan adalah ellipsoidal, berdasarkan table 10-60 buku perry:

$$\text{Tinggi Head (Hh)} = \frac{Di}{4}$$

$$Hh = 1,400801473 \text{ m}$$

$$\text{Total tinggi tangki} = Hs + Hh$$

$$H = 18,21 \text{ m}$$

b. Tebal *shell* dan tutup

$$\text{Tinggi larutan dalam tangki} = \frac{V_{larutan}}{V_{tangki}} \times Hs$$

$$\text{Tinggi larutan} = 14,0080 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi larutan} = \rho \times g \times h$$

$$Ph = 153746,1307 \text{ Pa}$$

$$= 1,522238918 \text{ atm}$$

$$P_{total} = P_{desain} + P_{hidrostatik}$$

$$Pt = 2,522238918 \text{ atm}$$

$$\text{Faktor kelonggaran} = 0,2$$

$$P = 3,026686702 \text{ atm}$$

Berdasarkan tabel 4 buku perry, dapat diketahui data data sebagai berikut :

$$Da = 5,6032 \text{ m}$$

$$ri = 2,801602946 \text{ m}$$

$$Ej = 0,7 \text{ (spot examined)}$$

$$S = 13609,19 \text{ atm}$$

$$Cc = 1 \text{ mm/tahun}$$

Waktu = 12 tahun

- c. Bagian *Head* dan alas ellipsoidal

$$t = \frac{PDa}{2SE_j - 0,2P} + C_c$$

T *Head* = 0,0129 m

Keterangan :

P = Tekanan desain

Da = diameter kolom

Ej = Effisiensi pengelasan

S = Tekanan kerja yang diizinkan

Cc = korosi yang diizinkan

4. Bagian silinder

$$t = \frac{Pr_i}{SE_j - 0,6P} + C_c$$

t silinder = 0,01289028 m

keterangan :

P = Tekanan desain

ri = jari jari kolom

Ej = Effisiensi pengelasan

S = tekanan kerja yang diizinkan

Cc = korosi yang diizinkan

5. *Outside* diameter (OD)

OD = $ID + 2 t_{silinder}$

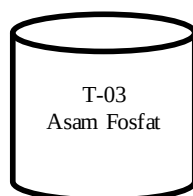
OD = 5,6290 m

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Tangki-02
Kode Alat	T-02
Jumlah	14 buah
Fungsi	Tempat penyimpanan CPO
DATA DESIGN	
Tipe	Silinder vertikal dengan tutup elipsoidal
Temperatur	30°C
Tekanan	1 atm
DATA MEKANIK	
Volume Tanki	41,7859 m
Diameter	5,6032 m
OD	5,6290 m
t silinder	0,0129 m
T Head	0,0129 m
Tinggi Tanki	18,2104 m
Bahan Konstruksi	Carbon Steel SA – 285 Grade C
Lama Penyimpanan	1 Hari

C.23. Tangki (T-03)

Tangki - 03

Fungsi : Tempat Penyimpanan H₃PO₄
 Jumlah : 3 buah
 Tipe : Silinder vertikal dengan head ellipsoidal
 Bahan : Carbon Steel SA – 285 Grade C
 Gambar :



Kondisi Operasi

Temperatur : 30°C

Tekanan : 1 atm

Perhitungan

$$\begin{aligned}
 \text{Laju alir} &= 2398,7913 \text{ Kg/jam} \\
 \text{Densitas} &= 594,0525 \text{ Kg/m}^3 = 130,8041 \text{ lb/ft}^3 \\
 \text{Waktu tinggal} &= 1 \text{ hari} \\
 \text{Jumlah} &= 3 \text{ buah} \\
 \text{Volume tangki} &= (1,2 \cdot 201,8829 \cdot 24 \cdot 30) / 2100 \\
 &= 38,76 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

6. Volume tangki

$$\text{massa} = \text{laju alir} \times \text{waktu tinggal}$$

$$\text{Massa} = 19.190,33 \text{ kg/jam}$$

$$\text{volume larutan} = \frac{\text{massa}}{\text{densitas}}$$

$$\text{Volume larutan} = 32,30 \text{ m}^3$$

$$\text{volume tangki} = \text{volume larutan}$$

Jumlah ini dilebihkan untuk factor keamanan 20%, sehingga :

$$\text{Volume} : 38,76 \text{ m}^3$$

7. Diameter dan tinggi

a. Volume *shell* tangki (V_s)

$$V_s = \frac{1}{4} \pi D_i^2 H_s \quad (\text{Perry})$$

Asumsi bahwa

$$D_i : H_s = 1 : 3$$

Maka,

$$V_s = \pi D_i^3$$

$$= \frac{19}{24} \pi D_i^3$$

$$D_i = 5,1981 \text{ m}$$

$$H_s = 3 \times D_i$$

$$H_s = 15,5943 \text{ m}$$

Head yang digunakan adalah ellipsoidal, berdasarkan table 10-60 buku perry :

$$\text{Tinggi Head (Hh)} = \frac{D_i}{4}$$

$$H_h = 1,299528019 \text{ m}$$

$$\text{Total tinggi tangki} = H_s + H_h$$

$$H = 16,89 \text{ m}$$

b. Tebal *shell* dan tutup

$$\text{Tinggi larutan dalam tangki} = \frac{V_{\text{larutan}}}{V_{\text{tangki}}} \times H_s$$

$$\text{Tinggi larutan} = 12,9953 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi larutan} = \rho \times g \times h$$

$$P_h = 75654,8066 \text{ Pa}$$

$$= 0,749057491 \text{ atm}$$

$$P_{\text{total}} = P_{\text{desain}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$P_t = 1,749057491 \text{ atm}$$

$$\text{Faktor kelonggaran} = 0,2$$

$$P = 3,2098868989 \text{ atm}$$

Berdasarkan tabel 4 buku perry, dapat diketahui data data sebagai berikut :

$$D_a = 5,1981 \text{ m}$$

$$r_i = 2,599056038 \text{ m}$$

$$E_j = 0,7 \text{ (spot examined)}$$

$$S = 13609,19 \text{ atm}$$

$$C_c = 1 \text{ mm/tahun}$$

$$\text{Waktu} = 12 \text{ tahun}$$

- c. Bagian *Head* dan alas ellipsoidal

$$t = \frac{PDa}{2SE_j - 0,2P} + C_c$$

$$T \text{ Head} = 0,0126 \text{ m}$$

Keterangan :

P = Tekanan desain

Da = diameter kolom

Ej = Effisiensi pengelasan

S = Tekanan kerja yang diizinkan

Cc = korosi yang diizinkan

6. Bagian silinder

$$t = \frac{Pr_i}{SE_j - 0,6P} + C_c$$

$$t \text{ silinder} = 0,012572701 \text{ m}$$

keterangan :

P = Tekanan desain

ri = jari jari kolom

Ej = Effisiensi pengelasan

S = tekanan kerja yang diizinkan

Cc = korosi yang diizinkan

7. *Outside* diameter (OD)

$$OD = ID \times 2 \text{ t silinder}$$

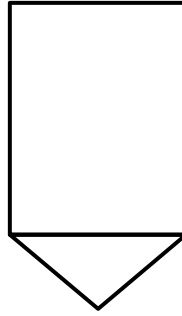
$$OD = 5,2233 \text{ m}$$

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Tangki
Kode Alat	T-03
Jumlah	3 buah
Fungsi	Tempat penyimpanan H ₃ PO ₄
DATA DESIGN	
Tipe	Silinder vertikal dengan tutup elipsoidal
Temperatur	30°C
Tekanan	1 atm
DATA MEKANIK	
Volume Tanki	38,7649 m
Diameter	5,1981 m
OD	5,2233 m
t silinder	0,0126 m
T Head	0,0126 m
Tinggi Tanki	16,8939 m
Bahan Konstruksi	Carbon Steel SA – 285 Grade C
Lama Penyimpanan	1 Hari

C.24. Tangki (T-04)

Tangki - 04

Fungsi : Tempat Penyimpanan *Bleaching earth*
 Jumlah : 2 buah
 Tipe : Silinder vertikal dengan head ellipsoidal
 Bahan : Carbon Steel SA – 285 Grade C
 Gambar :



Kondisi Operasi

Temperatur : 30°C

Tekanan : 1 atm

Perhitungan

Laju alir = 3.374,786 Kg/jam

Densitas = 1.699,080 Kg/m³ = 130,8041 lb/ft³

Waktu tinggal = 1 hari

Jumlah = 2 buah

8. Volume tangki

$$massa = laju\ alir \times waktu\ tinggal$$

$$Massa = 40.497,43\ kg/jam$$

$$volume\ larutan = \frac{massa}{densitas}$$

$$Volume\ larutan = 23,83\ m^3$$

$$volume\ tangki = volume\ larutan$$

Jumlah ini dilebihkan untuk factor keamanan 20%, sehingga :

$$Volume : 28,60\ m^3$$

9. Diameter dan tinggi

a. Volume *shell* tangki (Vs)

$$Vs = \frac{1}{4}\pi Di^2 Hs \quad (\text{Perry})$$

Asumsi bahwa

$$D_i : H_s = 1 : 3$$

Maka,

$$V_s = \pi D_i^3$$

$$= \frac{19}{24} \pi D_i^3$$

$$D_i = 3,8353 \text{ m}$$

$$H_s = 3 \times D_i$$

$$H_s = 11,5060 \text{ m}$$

Head yang digunakan adalah ellipsoidal, berdasarkan table 10-60 buku perry :

$$\text{Tinggi Head (Hh)} = \frac{D_i}{4}$$

$$Hh = 0,958829801 \text{ m}$$

$$\text{Total tinggi tangki} = H_s + Hh$$

$$H = 12,46 \text{ m}$$

b. Tebal *shell* dan tutup

$$\text{Tinggi larutan dalam tangki} = \frac{V_{larutan}}{V_{tangki}} \times H_s$$

$$\text{Tinggi larutan} = 9,5883 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi larutan} = \rho \times g \times h$$

$$P_h = 159654,6355 \text{ Pa}$$

$$= 1,580738965 \text{ atm}$$

$$P_{total} = P_{desain} + P_{hidrostatik}$$

$$P_t = 2,580738965 \text{ atm}$$

$$\text{Faktor kelonggaran} = 0,2$$

$$P = 3,096886758 \text{ atm}$$

Berdasarkan tabel 4 buku peter, dapat diketahui data data sebagai berikut :

$$D_a = 3,8353 \text{ m}$$

$$r_i = 1,917659602 \text{ m}$$

$$E_j = 0,7 \text{ (spot examined)}$$

$$S = 13609,19 \text{ atm}$$

$$C_c = 1 \text{ mm/tahun}$$

$$\text{Waktu} = 12 \text{ tahun}$$

c. Bagian *Head* dan alas ellipsoidal

$$t = \frac{P D_a}{2 S E_j - 0,2 P} + C_c$$

$$T \text{ Head} = 0,0126 \text{ m}$$

Keterangan :

$$P = \text{Tekanan desain}$$

$$D_a = \text{diameter kolom}$$

$$E_j = \text{Effisiensi pengelasan}$$

$$S = \text{Tekanan kerja yang diizinkan}$$

$$C_c = \text{korosi yang diizinkan}$$

8. Bagian silinder

$$t = \frac{P r_i}{S E_j - 0,6 P} + C_c$$

$$t \text{ silinder} = 0,012623521 \text{ m}$$

keterangan :

$$P = \text{Tekanan desain}$$

r_i	= jari jari kolom
E_j	= Effisiensi pengelasan
S	= tekanan kerja yang diizinkan
C_c	= korosi yang diizinkan

9. *Outside* diameter (OD)

$$OD = ID \times 2 t \text{ silinder}$$

$$OD = 3,8606 \text{ m}$$

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Tangki
Kode Alat	T-04
Jumlah	2 buah
Fungsi	Tempat penyimpanan <i>Bleaching earth</i>
DATA DESIGN	
Tipe	Silinder vertikal dengan tutup elipsoidal
Temperatur	30°C
Tekanan	1 atm
DATA MEKANIK	
Volume Tanki	28,6019 m
Diameter	3,8353 m
OD	3,8606 m
t silinder	0,0126 m
T Head	0,0126 m
Tinggi Tanki	12,4648 m
Bahan Konstruksi	Carbon Steel SA – 285 Grade C
Lama Penyimpanan	1 Hari

C.25. Tangki (T-05)

Tangki - 05

Fungsi	: Menyimpan produk samping Heksadekana
Jumlah	: 10 buah

Tipe : Silinder vertikal dengan head ellipsoidal
 Bahan : *Carbon Steel SA – 285 Grade C*
 Gambar :



Kondisi Operasi

Temperatur : 30°C

Tekanan : 1 atm

Perhitungan

Laju alir = 7656,289683 Kg/jam

Densitas = 552,9808724 Kg/m³

Waktu tinggal = 0,5 hari

Jumlah = 10 buah

Volume tangki

massa = laju alir x waktu tinggal

Massa = 9187,54762 kg/day

volume larutan = $\frac{massa}{densitas}$

Volume larutan = 16,61458484 m³

volume tangki = volume larutan

Jumlah ini dilebihkan untuk factor keamanan 20%, sehingga :

Volume : 19,93750181 m³

Diameter dan tinggi

a. Volume *shell* tangki (Vs)

$$Vs = \frac{1}{4}\pi Di 2Hs \quad (\text{Perry})$$

Asumsi bahwa

$$D_i : H_s = 1 : 3$$

Maka,

$$V_s = \pi D_i^3$$

$$19,93750181 = \frac{19}{24} \pi D_i^3$$

$$D_i = 2,6735 \text{ m}$$

$$H_s = 3 \times D_i$$

$$H_s = 8,02044994 \text{ m}$$

Head yang digunakan adalah ellipsoidal, berdasarkan table 10-60 buku perry :

$$\text{Tinggi Head (Hh)} = \frac{D_i}{4}$$

$$Hh = 0,668370828 \text{ m}$$

$$\text{Total tinggi tangki} = H_s + Hh$$

$$H = 8,688820769 \text{ m}$$

b. Tebal *shell* dan tutup

$$\text{Tinggi larutan dalam tangki} = \frac{V_{larutan}}{V_{tangki}} \times H_s$$

$$\text{Tinggi larutan} = 6,683708283 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi larutan} = \rho \times g \times h$$

$$P_h = 36220,43581 \text{ Pa}$$

$$= 0,358618176 \text{ atm}$$

$$P_{total} = P_{desain} + P_{hidrostatik}$$

$$P_t = 1,358618176 \text{ atm}$$

Faktor kelonggaran = 0,2

$P = 1,630341812 \text{ atm}$

Berdasarkan tabel 4 buku peter, dapat diketahui data data sebagai berikut :

$D_a = 2,6735 \text{ m}$

$r_i = 1,336741657 \text{ m}$

$E_j = 0,85 \text{ (spot examined)}$

$S = 5082,65 \text{ atm}$

$C_c = 1 \text{ mm/tahun}$

Waktu = 10 tahun

c. Bagian *Head* dan alas ellipsoidal

$$t = \frac{PD_a}{2SE_j - 0,2P} + C_c$$

$T \text{ Head} = 0,0105 \text{ m}$

Keterangan :

$P = \text{Tekanan desain}$

$D_a = \text{diameter kolom}$

$E_j = \text{Effisiensi pengelasan}$

$S = \text{Tekanan kerja yang diizinkan}$

$C_c = \text{korosi yang diizinkan}$

10. Bagian silinder

$$t = \frac{Pr_i}{SE_j - 0,6P} + C_c$$

$t \text{ silinder} = 0,0105 \text{ m}$

keterangan :

P	= Tekanan desain
r_i	= jari jari kolom
E_j	= Effisiensi pengelasan
S	= tekanan kerja yang diizinkan
Cc	= korosi yang diizinkan

11. *Outside diameter (OD)*

$$OD = ID + 2 t \text{ silinder}$$

$$OD = 2,6945 \text{ m}$$

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Tangki
Kode Alat	T-05
Jumlah	10 buah
Fungsi	Tempat penyimpanan produk heksadekana
DATA DESIGN	
Tipe	Silinder vertikal dengan tutup elipsoidal
Temperatur	30°C
Tekanan	1 atm
DATA MEKANIK	
Volume Tanki	19,9375 m ³
Diameter	2,6735 m
OD	2,6945 m
t silinder	0,0105 m
T Head	0,0105 m
Tinggi Tanki	8,0204 m
Bahan Konstruksi	Carbon Steel SA – 285 Grade C
Lama Penyimpanan	1 Hari

C.2. *Mixing Tank (M-01)*

Alat : *Mixing tank*

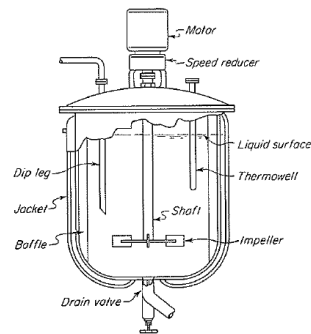
Fungsi : Mencampurkan CPO dengan H₃PO₄

Tipe : *Silinder vertical dengan ellipsoidal Head*

Bahan : *Stainless Steel* (Peters, 2003)

Jumlah : 1 unit

Gambar :



Kondisi Operasi :

Temperatur (T) : 70°C

Tekanan (P) : 1 atm

a. Menentukan Volume *Mixing tank*

Lama persediaan = 1 jam

Laju alir massa = 22028,7811 kg/jam

Densitas *liquid*, ρ_l = 898,429 kg/m³

Viskositas *liquid*, μ_L = 308,537 cP

$$\begin{aligned} \text{Volumetrik Flowrate} &= \frac{\text{laju alir massa}}{\text{densitas}} \\ &= \frac{22028,7811 \text{ kg/jam}}{898,429 \text{ kg/m}^3} \\ &= 24,633 \text{ m}^3/\text{Jam} \end{aligned}$$

Untuk menentukan volume *Mixer* kontinyu

$$\text{Volume Mixer (V)} = Q \times t$$

Dimana :

t = waktu tinggal dalam *Mixer*

= 15 menit

= 0,25 jam

V = 24,6326 m³/Jam x 0,25 Jam

V = 6,1581 m³

Faktor Keamanan = 0,2

Volume total = (100% + 20%) * 6,1581 m³

= 7,3898 m³

b. Menentukan tipe pengaduk

Menurut Treybal, untuk viskositas yang lebih kecil dari 2000 cP, maka digunakan impeller dengan tipe *marine-type Propellers*.

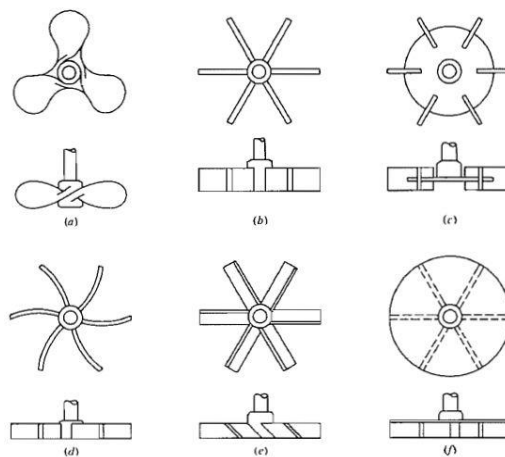


Figure 6.3 Impellers, with typical proportions: (a) marine-type propellers; (b) flat-blade turbine, $w = d_t/5$; (c) disk flat-blade turbine, $w = d_t/5$, $d_d = 2d_t/3$, $B = d_t/4$; (d) curved-blade turbine, $w = d_t/8$; (e) pitched-blade turbine, $w = d_t/8$; and (f) shrouded turbine, $w = d_t/8$.

c. Menentukan konfigurasi *mixing tank*

Konfigurasi tanki yang digunakan adalah *Brooke* dan *Sue* (Holland and Chapman, “*Liquid Mixing and Processing in Stirred Tank*”, p-160).

a. Ratio tinggi *liquid* terhadap diameter tanki : HL/DT = 1,8

- b. Ratio diameter impeller terhadap diameter tanki : $D_i/D_T = 0,2$
- c. Ratio lebar baffle terhadap diameter tanki : $W_b/D_T = 0,1$
- d. Ratio tinggi impeller dari dasar tanki terhadap diameter tanki : $H_i/D_T = 0,3$
- e. Tipe impeller yang digunakan adalah *marine-type Propellers*.
- f. Ratio lebar pengaduk terhadap diameter impeller : $g/D_i = 0,2$
- g. Ratio panjang blade pengaduk terhadap diameter impeller : $r/D_i = 0,25$
- h. Posisi baffle dari dinding tanki : $r_b = D_i/48$

d. Perhitungan :

Diameter Tanki (D_T)

Volume silinder (V_S)

$$V_S = \frac{1}{4} \pi D_T^2 H_S$$

Volume ellipsoidal bagian bawah (V_E)

$$V_E = \frac{1}{24} \pi D_T^3$$

$$h = \frac{1}{4} D_T$$

Tinggi tangki (H_T)

$$H_T = H_S + 2h$$

$$2 D_T = H_S + 2 \cdot (\frac{1}{4} D_T)$$

$$H_S = 1,5 D_T$$

Volume tangki total (V_T)

$$V_T = V_S + 2 V_E$$

$$= \frac{1}{4} \pi D_T^2 H_S + (2) \frac{1}{24} \pi D_T^3$$

$$= \frac{1}{4} \pi D_T^2 (1,5 D_T) + \frac{1}{12} \pi D_T^3$$

$$= 11/24 \pi D_T^3$$

Diameter tangki (D_T)

$$D_T = \left(\frac{24}{11} \times \frac{V_T}{\pi} \right)^{1/3}$$

$$D_T = \left(\frac{24}{11} \times \frac{12,356 \text{ m}^3}{\pi} \right)^{1/3}$$

$$D_T = 1,7252 \text{ m} \quad r = 0,86260 \text{ m}$$

Tinggi Tangki (H_s)

$$\text{Tinggi silinder} : H_s = 1,5 D_T = 2,5878 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tutup} : h = 0,25 D_T = 0,4313 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi total tangki} : H_T = H_s + 2h = 3,4504 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi liquid} : H_L = 1,8 D_T = 3,1054 \text{ m}$$

$$\text{Diameter impeller} : D_i = 0,2 D_T = 0,314 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi impeller} : H_i = 0,3 D_T = 0,5176 \text{ m}$$

$$\text{Lebar baffle} : W_b = 0,2 D_T = 0,3450 \text{ m}$$

$$\text{Lebar baffle pengaduk} : g = 0,2 D_i = 0,0690 \text{ m}$$

$$\text{Panjang blade pengaduk} : r = 0,25 D_i = 0,0863 \text{ m}$$

$$\text{Posisi baffle dari dinding tangki} : r_b = D_T/48 = 0,0359 \text{ m}$$

Tebal Tangki

$$t = \frac{P \cdot r_i}{SE - 0,6P} + C \quad (\text{Tabel 4, hal 537, Peters and Timmerhaus})$$

Dimana :

$$P = \text{Tekanan design} = 1 \text{ atm} = 14,696 \text{ psi}$$

$$r_i = \text{jari-jari vessel} = 0,8626 \text{ m} = 33,961 \text{ in}$$

$$S = \text{Working Stress Allowable} = 13.700 \text{ psi (Tabel 4, Peter, hal538)}$$

$$E = \text{Joint effisiensi} = 0,85 \text{ (Tabel 4, Peter, hal538)}$$

$$C = \text{Korosi maksimum} = 0,01 \text{ in (Tabel 6, Peter, hal542)}$$

Maka :

$$t = 0,152 \text{ in}$$

$$= 0,0039 \text{ m}$$

$$= 0,3883 \text{ cm}$$

$$ID = 1,7252 \text{ m}$$

$$OD = 2t + ID$$

$$= (2 \times 0,0039) \text{ m} + 1,7252 \text{ m}$$

$$= 1,733 \text{ m}$$

Menentukan Kecepatan Putaran Pengaduk

$$N = \left(\frac{600}{\pi Di} \right) \times \left(\frac{WELH}{2 Di} \right)^{0.5}$$

Dimana :

$$\text{spgr} = \text{densitas input / densitas Output}$$

$$= 902,226 \text{ kg/m}^3 / 876,8775 \text{ kg/m}^3$$

$$= 1,0289$$

$$H_L = 3,105 \text{ m}$$

$$= 10,1882 \text{ ft}$$

$$WELH = H_L \times \text{spgr}$$

$$= 10,4828$$

Jadi :

$$N = \left(\frac{600}{\pi Di} \right) \times \left(\frac{WELH}{2 Di} \right)^{0.5}$$

$$N = 363,2142 \text{ rpm}$$

$$= 6,0536 \text{ rps}$$

Menentukan Tenaga Pengaduk

Bilangan Reynolds, $N \frac{\rho_L N D i^2}{\mu_L Re}$

Dimana : $\rho_L = 902,226 \text{ kg/m}^3$

$\mu_L = 309,793 \text{ cP}$

$N_{Re} = 1,9129$

Tenaga Pengaduk

Dari *Figure. 6.5 Power for agitation impellers immersed in single phase liquid, baffled vessels with a gas-liquid surface, Treybal* hal 12 didapat, $P_o = 40$

$$P = \frac{P_o \rho_L N^3 D i^5}{g_c}$$

$P = 19493,8833 \text{ J/s}$

$= 25,3420 \text{ Hp}$

Dari *Figure.14.38 Efficiencies of three-phase motor, Peter* hal 521, untuk *Brake Horse Power* sebesar 8,851Hp didapat efisiensi motor sebesar 89%.

Sehingga tenaga pengaduk yang dibutuhkan sebesar = 42,276 Hp

Maka tenaga pengaduk diambil sebesar 47,501 Hp

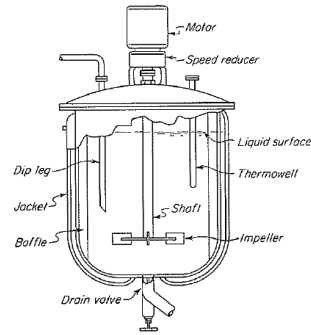
IDENTIFIKASI

Nama Alat	<i>Mixing tank – 01</i>
Kode Alat	M – 01

Jumlah	1 unit	
Fungsi	Mencampurkan CPO dan H ₃ PO ₄	
DATA DESAIN		
Tipe	Silinder vertikal dengan ellipsoidal <i>Head</i>	
Temperatur desain	70	°C
Tekanan desain	1	atm
Kapasitas	18,6467	m ³
DATA MEKANIK		
Tipe pengaduk	<i>marine-type Propellers.</i>	
Diameter vessel	1,7252	m
Tinggi silinder	2,5878	m
Tinggi tutup	0,4313	m
Tinggi total tangki	3,4504	m
Tinggi <i>liquid</i>	3,1054	m
Diameter impeller	0,3450	m
Tinggi impeller	0,5176	m
Lebar baffle	0,3145	m
Lebar baffle pengaduk	0,3450	m
Panjang blade pengaduk	0,0863	m
Posisi baffle dari dinding tangki	0,0359	m
Tebal tangki	0,0039	m
Kecepatan putaran pengaduk	6,0536	rpm
Tenaga pengaduk	25,3420	Hp
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel</i>	

C.26. *Mixing Tank (M-02)*

Alat	: <i>Mixing tank (T-02)</i>
Fungsi	: Mencampurkan CPO dengan <i>bleaching earth</i>
Tipe	: Silinder vertical dengan ellipsoidal <i>Head</i>
Bahan	: <i>Carbon steel</i> (Peters, 2003)
Jumlah	: 1 unit
Gambar	:



Kondisi Operasi :

Temperatur (T) : 110°C

Tekanan (P) : 1 atm

a. Menentukan Volume *Mixing tank*

Lama persediaan = 1 jam

Laju alir massa = 22292,9503 kg/jam

Densitas *liquid*, ρ_l = 880,8796 kg/m³

Viskositas *liquid*, μ_L = 11,9613 cP

$$\begin{aligned} \text{Volumetrik Flowrate} &= \frac{\text{laju alir massa}}{\text{densitas}} \\ &= \frac{22292,9503 \text{ kg/jam}}{880,8796 \text{ kg/m}^3} \\ &= 25,4246 \text{ m}^3/\text{Jam} \end{aligned}$$

Untuk menentukan volume *Mixer* kontinyu

$$\text{Volume Mixer (V)} = Q \times t$$

Dimana :

t = waktu tinggal dalam *Mixer*

= 15 menit

= 0,25 jam

$$V = 25,425 \text{ m}^3/\text{Jam} \times 0,25 \text{ Jam}$$

$$V = 6,356 \text{ m}^3$$

$$\text{Faktor Keamanan} = 0,2$$

$$\begin{aligned} \text{Volume total} &= (100\% + 20\%) * 6,356 \text{ m}^3 \\ &= 7,627 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

b. Menentukan tipe pengaduk

Menurut Treybal, untuk viskositas yang lebih kecil dari 2000 cP, maka digunakan impeller dengan tipe *marine-type Propellers*.

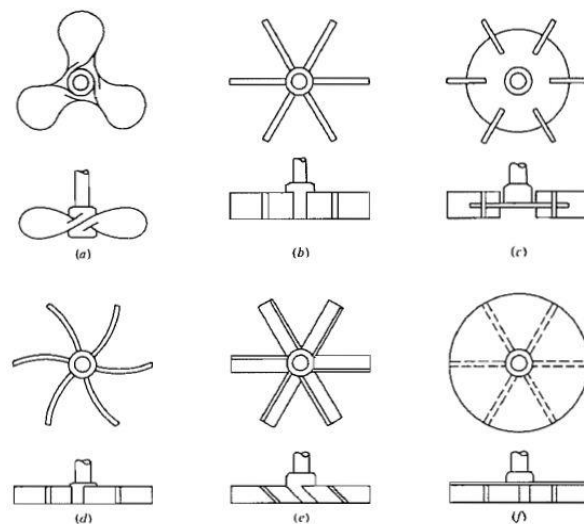


Figure 6.3 Impellers, with typical proportions: (a) marine-type propellers; (b) flat-blade turbine, $w = d_i/5$; (c) disk flat-blade turbine, $w = d_i/5$, $d_d = 2d_i/3$, $B = d_i/4$; (d) curved-blade turbine, $w = d_i/8$; (e) pitched-blade turbine, $w = d_i/8$; and (f) shrouded turbine, $w = d_i/8$.

c. Menentukan konfigurasi *mixing tank*

Konfigurasi tanki yang digunakan adalah *Brooke* dan *Sue* (Holland and Chapman, “*Liquid Mixing and Processing in Stirred Tank*”, p-160).

- i. Ratio tinggi *liquid* terhadap diameter tanki : $HL/DT = 1,8$
- j. Ratio diameter impeller terhadap diameter tanki : $Di/DT = 0,2$
- k. Ratio lebar baffle terhadap diameter tanki : $Wb/DT = 0,1$
- l. Ratio tinggi impeller dari dasar tanki terhadap diameter tanki : $Hi/DT = 0,3$

- m. Tipe impeller yang digunakan adalah *marine-type Propellers*.
- n. Ratio lebar pengaduk terhadap diameter impeller : g/D_i = 0,2
- o. Ratio panjang blade pengaduk terhadap diameter impeller : r/D_i = 0,25
- p. Posisi baffle dari dinding tangki : r_b = $D_i/48$

d. Perhitungan :

Diameter Tangki (D_T)

Volume silinder (V_S)

$$V_S = \frac{1}{4} \pi D_T^2 H_S$$

Volume ellipsoidal bagian bawah (V_E)

$$V_E = \frac{1}{24} \pi D_T^3$$

$$h = \frac{1}{4} D_T$$

Tinggi tangki (H_T)

$$H_T = H_S + 2h$$

$$2 D_T = H_S + 2 \cdot (\frac{1}{4} D_T)$$

$$H_S = 1,5 D_T$$

Volume tangki total (V_T)

$$V_T = V_S + 2 V_E$$

$$= \frac{1}{4} \pi D_T^2 H_S + (2) \frac{1}{24} \pi D_T^3$$

$$= \frac{1}{4} \pi D_T^2 (1,5 D_T) + \frac{1}{12} \pi D_T^3$$

$$= \frac{11}{24} \pi D_T^3$$

Diameter tangki (D_T)

$$D_T = \left(\frac{24}{11} \times \frac{V_T}{\pi} \right)^{1/3}$$

$$D_T = \left(\frac{24}{11} \times \frac{12,356 \text{ m}^3}{\pi} \right)^{1/3}$$

$$D_T = 1,743 \text{ m} \quad r = 0,871 \text{ m}$$

Tinggi Tangki (Hs)

$$\text{Tinggi silinder} : H_s = 1,5 D_T = 2,615 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tutup} : h = 0,25 D_T = 0,436 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi total tangki} : H_T = H_s + 2h = 3,487 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi liquid} : H_L = 1,8 D_T = 3,118 \text{ m}$$

$$\text{Diameter impeller} : D_i = 0,2 D_T = 0,349 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi impeller} : H_i = 0,3 D_T = 0,523 \text{ m}$$

$$\text{Lebar baffle} : W_b = 0,2 D_T = 0,349 \text{ m}$$

$$\text{Lebar baffle pengaduk} : g = 0,2 D_i = 0,070 \text{ m}$$

$$\text{Panjang blade pengaduk} : r = 0,25 D_i = 0,087 \text{ m}$$

$$\text{Posisi baffle dari dinding tanki} : r_b = D_T/48 = 0,036 \text{ m}$$

Tebal Tangki

$$t = \frac{P \cdot r_i}{SE - 0,6P} + C \quad (\text{Tabel 4, hal 537, Peters and Timmerhaus})$$

Dimana :

$$P = \text{Tekanan design} = 1 \text{ atm} = 14,696 \text{ psi}$$

$$r_i = \text{jari-jari vessel} = 0,872 \text{ m} = 34,321 \text{ in}$$

$$S = \text{Working Stress Allowable} = 13.700 \text{ psi (Tabel 4, Peter, hal538)}$$

$$E = \text{Joint efisiensi} = 0,85 \text{ (Tabel 4, Peter, hal538)}$$

$$C = \text{Korosi maksimum} = 0,01 \text{ in (Tabel 6, Peter, hal542)}$$

Maka :

$$t = 0,153 \text{ in}$$

$$= 0,004 \text{ m}$$

$$= 0,4 \text{ cm}$$

$$ID = 1,743 \text{ m}$$

$$OD = 2t + ID$$

$$= 1,751 \text{ m}$$

Menentukan Kecepatan Putaran Pengaduk

$$N = \left(\frac{600}{\pi Di} \right) \times \left(\frac{WELH}{2 Di} \right)^{0.5}$$

Dimana :

$$\text{spgr} = \text{densitas input} / \text{densitas Output}$$

$$= 884,5380 \text{ kg/m}^3 / 858,1585 \text{ kg/m}^3$$

$$= 1,0307$$

$$H_L = 3,138 \text{ m}$$

$$= 10,296 \text{ ft}$$

$$WELH = H_L \times \text{spgr}$$

$$= 10,296 \text{ ft} \times 1,0307$$

$$= 10,613 \text{ ft}$$

Jadi :

$$N = \left(\frac{600}{\pi Di} \right) \times \left(\frac{WELH}{2 Di} \right)^{0.5}$$

$$N = 359,7223 \text{ rpm}$$

$$= 5,995 \text{ rps}$$

Menentukan Tenaga Pengaduk

Bilangan Reynolds, $N_{Re} = \frac{\rho_L N D i^2}{\mu_L}$

Dimana : $\rho_L = 884,5380 \text{ kg/m}^3$

$\mu_L = 11,9602 \text{ cP}$

$N_{Re} = 49,137$

Tenaga Pengaduk

Dari Figure. 6.5 *Power for agitation impellers immersed in single phase liquid, baffled vessels with a gas-liquid surface*, Treybal hal 12 didapat, $P_o = 11$

$$P = \frac{P_o \rho_L N^3 D i^5}{g_c}$$

$P = 4110,280 \text{ J/s}$

$= 5,512 \text{ Hp}$

Dari Figure.14.38 *Efficiencies of three-phase motor*, Peter hal 521, untuk Brake Horse Power sebesar 8,851Hp didapat efisiensi motor sebesar 85%.

Sehingga tenaga pengaduk yang dibutuhkan sebesar $= 5,512 \text{ Hp}$

Maka tenaga pengaduk diambil sebesar 6,485 Hp

IDENTIFIKASI		
Nama Alat	<i>Mixing tank – 02</i>	
Kode Alat	MT – 02	
Jumlah	1 unit	
Fungsi	Mencampurkan CPO dengan <i>Bleacing Eart</i>	
DATA DESAIN		
Tipe	Silinder vertikal dengan ellipsoidal <i>Head</i>	
Temperatur desain	110	°C
Tekanan desain	1	Atm
Kapasitas	25,4246	m ³
DATA MEKANIK		
Tipe pengaduk	<i>flade blade turbine</i>	

Diameter vessel	1,7435	M
Tinggi silinder	2,6152	M
Tinggi tutup	0,4359	M
Tinggi total tangki	3,4870	M
Tinggi <i>liquid</i>	3,1383	M
Diameter impeller	0,3487	M
Tinggi impeller	0,5230	M
Lebar baffle	0,3487	M
Lebar baffle pengaduk	0,0697	M
Panjang blade pengaduk	0,0872	M
Posisi baffle dari dinding tangki	0,0363	M
Tebal tangki	0,3895	m
Kecepatan putaran pengaduk	359,7223	rpm
Tenaga pengaduk	5,5120	Hp
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel</i>	

C.26. Niagara Filter (NF-01)

Fungsi : Tempat pemisahan minyak dan impuritis

Jumlah : 1

Tipe : *Plate and Frame*

Gambar :



Kondisi operasi

Temperatur = 110°C

Tekanan = 19,74 atm

Perhitungan :

$$\begin{aligned}
 \text{Laju alir bahan umpan, } m_f &= 22292,9503 \text{ Kg/Jam} &= 49155,95 \text{ lb/Jam} \\
 \text{Densitas Bahan ; } \rho_f &= 1105,7364 \text{ Kg/m}^3 &= 68,9979 \text{ lb/ft}^3 \\
 \text{Viskositas, } \mu &= 3,269 \text{ cp} &= 0,0022883 \text{ lb/ft s} \\
 \text{Padatan yang dipisahkan, } m_p &= 2713,0598 \text{ Kg/Jam} &= 5982,2969 \text{ lb/Jam} \\
 &= 1,6617 \text{ lb/s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Densitas bahan; } \rho_p &= 3505,5737 \text{ Kg/m}^3 &= 218,7478 \text{ lb/ft}^3 \\
 \text{Viskositas, } \mu &= 0,8271 \text{ cp} &= 0,0006 \text{ lb/ft sec} \\
 \text{Perubahan tekanan} &= 1 \text{ atm} = 2088,543 \text{ lbf/ft}^2
 \end{aligned}$$

Direncanakan fraksi tercelup; $f = 60\%$

$$\text{Waktu siklus,} = 5 \text{ menit} = 18000 \text{ sec}$$

$$\text{Kecepatan trombol, } n = 1/3600 \text{ sec}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Laju alir volumetrik padatan, } Q_p &= \frac{5982,2969 \text{ lb/jam}}{218,748 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 27,7478 \text{ ft}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Konsentrasi padatan, } C_s &= \frac{5982,2969 \text{ lb/jam}}{27,7478 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 218,7478 \text{ lb/ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\frac{m_p}{m_f} = 0,1217$$

$$\text{Konsentrasi zat padatan, } C = \frac{C_s}{1 - \left(\frac{m_p}{m_f} - 1\right) \frac{C_s}{\rho_f}}$$

$$\text{Konsentrasi zat padatan, } C = \frac{218,7478 \text{ lb/ft}^3}{1 - (0,1217 - 1) \frac{218,7478}{68,9979}}$$

$$\text{Konsentrasi zat padatan, } C = 57,8007 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Luas Filter, } A = \frac{m_p (\alpha \times \mu)^{1/2}}{2C \Delta P^{1-s} g_c \cdot f^n}$$

Dari grafik 30-13 Mc Cabe 1989;

Pada perubahan tekanan; $\Delta P = 100 \text{ kPa}$; $\alpha = 210 \times 10^{11}$

$$s = 0,8$$

$$\begin{aligned} \text{Luas Filter, A} &= \frac{1,6617 \times (210 \times 10^{11})^{1/2}}{2 \times 53,2355 \times (2088,5430)^{1-0,8} \times 32,174 \times 0,6^{1/3600}} \\ &= 10,6814 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Niagara Filter
Kode Alat	NF-01
Fungsi	Untuk memisahkan minyak dari impuritis
DATA DESAIN	
Tipe	<i>Plate and Frame</i>
Temperatur	110 °C
Kapasitas	22.292,9503 kg/jam
Tekanan	1 atm
Luas Filter	10,6814 ft ²
DATA MEKANIK	
Power	1 HP
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel</i>

C.27. Reaktor Splitting

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi hidrolisa (pemecahan gugus alkil) trigliserida dan air

Bahan konstruksi : *Carbon Steel*

Jenis : *Spray Column* (Smith, Robin., 2005)

Bentuk : Silinder vertikal dengan alas dan tutup datar

Jenis sambungan : *Double welded butt joints*

Jumlah : 1 unit

Kondisi Operasi

Tekanan : 55 atm

Suhu : 245°C

Waktu reaksi : 1 jam (US. Patent dan PT. Ecogreen)

Konversi terhadap *Fatty Acid*: 99%

a. Menghitung Densitas Campuran CPO

Data densitas komponen CPO (32°C) :

Trigliserida = 0,8950 kg/L (Ketaren, 1986)

Air = 0,9950 kg/L (PT.FSC)

Data komposisi komponen CPO :

Trigliserida = 0,9562 (Gunstone, 1997)

Air = 0,0020 (Gunstone, 1997)

Densitas campuran = (0,8950 kg/L x 0,9562) + (0,9950 x 0,0020)

= 0,8578 kg/L

= 857,7890 kg/m³ A-3

b. Menghitung Volume Tangki (VT)

Waktu tinggal = 1 jam

F air = 8.441,8789 kg/jam

Densitas air = 1,027 kg/dm³

= 1.207,0000 kg/m³

Volume air = m / ρ

$$= \frac{8.441,8789 \text{ kg/jam}}{1.207,0000 \text{ kg/m}^3}$$

= 8,2199 m³/jam

F CPO = 21.104,6973 kg/jam

Densitas CPO = 0,8478 kg/dm³

$$= 857,7890 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Volume CPO} = m / \rho$$

$$= \frac{21.104,6973 \text{ kg/jam}}{857,7890 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 24,8935 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$F_{\text{steam}} = 232,962952 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas steam} = 0,9174 \text{ kg/dm}^3 = 917,4000 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Volume steam} = m / \rho$$

$$= \frac{232,962952 \text{ kg/jam}}{917,4000 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 0,2539 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Volume total} = (8,2199 + 24,8935 + 0,2539) \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 33,3674 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Volume selama 1 jam} = 33,3674 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1 \text{ jam}$$

$$= 33,3674 \text{ m}^3$$

Faktor kelonggaran (F_k) : 20% (Brownell & Young, 1959)

Sehingga diperoleh volume tangki (VT), A-4

$$\text{Volume tangki (VT)} = (1 + 0,2) \times 33,3674 \text{ m}^3$$

$$= 40,04083 \text{ m}^3$$

c. Diameter dan Tinggi Shell

$$\text{Volume silinder tangki (VS)} = \frac{\pi \times D^2 \times H_s}{4} \text{ (Brownell \& Young, 1959)}$$

Dimana :

VT = Volume silinder (m^3)

DT = Diameter tangki (m)

HS = Tinggi tangki silinder (m)

Direncanakan perbandingan tinggi tangki dengan diameter tangki :

HS : DT = 18 : 1, maka

$$VS = \frac{\pi \times Dt^2 \times Hs}{4}$$

$$VS = \frac{\frac{18}{4} \times \pi \times Dt^2}{4}$$

$$= 4,5 \pi \times Dt^3$$

Diameter tangki (DT) :

$$VT = VS$$

$$40,0408 \text{ m}^3 = 14,1428 \times Dt^3$$

$$DT = \frac{40,0408 \text{ kg/jam}}{14,1428 \text{ kg/m}^3}$$

$$DT = 2,8311 \text{ m}$$

$$r = \frac{1}{2} \times DT$$

$$= \frac{1}{2} \times 2,8311 \text{ m}$$

$$= 1,4155 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi silinder (HS)} = 18 \times DT$$

$$= 18 \times 2,8311 \text{ m}$$

$$= 50,9610 \text{ m}$$

Tinggi cairan dalam tangki (HC) :

$$\text{Volume tangki (VT)} = 40,0408 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume cairan (VC)} = 33,3673 \text{ m}^3$$

$$\text{Tinggi silinder (HS)} = 50,9610 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi cairan dalam tangki (HC)} = \frac{\text{vol.cairan} \times \text{tinggi silinder}}{\text{volume tangki}}$$

$$= \frac{33,3673 \text{ m}^3 \times 50,9610}{40,0408 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 42,4675 \text{ m}$$

d. Diameter, Tinggi Tutup, dan Tinggi Tangki

Diameter tutup = Diameter tangki

$$= 2,8311 \text{ m}$$

Tinggi tutup (HD) = $\frac{1}{2} \times D$

$$= \frac{1}{2} \times 2,8311 \text{ m}$$

$$= 1,4155 \text{ m}$$

Tinggi tangki (HT) = (50,9610 + 1,4155) m

$$= 52,3766 \text{ m}$$

e. Tebal *Shell* Tangki

Direncanakan menggunakan bahan konstruksi *Carbon Steel SA 285 Grade C*, diperoleh data :

Allowable Stress (S) = 13750 psia = 94458,2120 kPa

Joint Efficiency (E) = 0,85

Corrosion Allowance © = 0,125 in

Umur Tangki (n) = 10 (Brownell & Young, 1959)

Tekanan Hidrostatik (PHidrostatik) = $\rho \times (HT - 1)$

$$= 23,3963 \text{ kg/m}^3 \times 52,3766 \text{ kg/m}^3$$

$$= 1202,024 \text{ kg/m}^2 = 1,537 \text{ psia}$$

Tekanan Operasi (PO) = 55,7285 bar = 808,2721 psia

$$= 808,2721 \text{ psia} + 32,0517 \text{ psia}$$

$$= 840,3238 \text{ psia}$$

Maka, P desain = 1,2 x 840,3238 psia

$$= 978,3033 \text{ psia} = 69,5259 \text{ bar}$$

$$= 68,6167 \text{ atm}$$

$$\text{Tebal shell tangki : } (D98 \times 54,8032) / ((F88 \times D89) - (0,6 \times D98))$$

$$T = \frac{PD}{SE - 0,6 P}$$

$$= \frac{840,3238 \times 54,8032}{((94458,21 \times 0,85) - (0,6 \times 840,3238))}$$

$$= 0,5777 \text{ in}$$

Tebal shell standar yang digunakan = 5/9 in (Tabel 5.4 Brownell & Young, 1959)

C.28. Perhitungan Spesifikasi Reaktor *Hydrocracking*

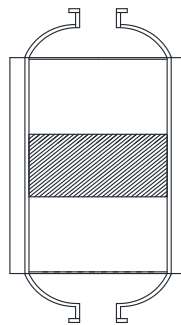
Fungsi : Tempat reaksi Trigliserida dengan H_2

Jenis : *Fixed Bed Ellipsoidal Reactor*

Bahan : *carbon steel sa 285grade c*

Jumlah : 1 unit

Gambar :



Gambar 11.1. Reaktor fixed bed

Kondisi operasi

Temperatur = 160 °C = 433,15 K

Tekanan = 1013,25 kPa = 10,0000 atm

Komponen	Kmol/Jam	Kg/Jam	BM
C12H24O2	0,0020	0,4071	200,3144
C14H28O2	0,0089	2,0353	228,3670
C16H32O2	0,3358	86,0948	256,4196
C18H36O2	37,1772	10.575,8766	284,4722
C18H34O2	0,3034	85,6877	282,4566
C18H32O2	0,0719	20,1498	280,4410
C20H40O2	0,0013	0,4071	304,4624
C12H26	0,2012	34,2676	312,5248
C14H30	0,8823	175,0429	170,3312
C16H34	33,2400	7.526,7400	198,3838
C20H42	0,1289	36,4334	226,4364
C18H38	3,0458	775,1204	254,4890
H2O	76,9500	1.386,2538	252,4734
Trigleserida	0,8395	225,8203	250,4578
H2	719,3888	1.450,0001	274,4792
CH4	12,6876	203,5337	282,5416
Total	885,2646	22.583,8704	

Menentukan Laju Reaksi

Reaksi 1

	$C_{12}H_{24}O_2 +$	$3H_2 \rightarrow$	$C_{12}H_{26} +$	$2H_2O$
Awal	0,2042	0,6125		
Reaksi	0,2021	0,6063	0,2021	0,4042
Sisa	0,0020	0,0061	0,2021	0,4042

persamaan laju reaksi :

$$-r_A = k C_A C_B$$

$$-r_A = k \{C_{Ao} - C_{Ao} \cdot X\} \{C_{Bo} - C_{Ao} \cdot X\}$$

Dimana :

$$\theta_B = C_{Bo}/C_{Ao}$$

maka :

$$C_{Bo} = C_{Ao} \cdot \theta$$

sehingga :

$$-r_A = k \{C_{Ao} (1 - X)\} \{C_{Ao} \cdot \theta - C_{Ao} \cdot X\}$$

$$= k C_{Ao}^2 \{(1-X)(\theta-X)\}$$

berdasarkan hasil neraca massa :

$$C_{Ao} = 0,0185 \text{ kmol/m}^3$$

$$C_{Bo} = 0,0554 \text{ kmol/m}^3$$

$$V = 11,0563 \text{ m}^3$$

$$\theta_B = 3$$

$$F_{Ao} = 0,2042 \text{ kmol/jam}$$

$$= 5,67094\text{E-}05 \text{ kmol/sec}$$

$$X = 90\%$$

Dimana :

$$V = F_{Ao} \int_0^X \frac{dX}{-r_A}$$

Dilakukan integral sehingga :

$$V = F_{Ao} \int_0^X \frac{dX}{k C_{Ao}^2 (1-X)(\theta-X)}$$

$$C_{Ao}^2 = 3,4095\text{E-}04$$

$$V = 11,0563$$

$$(1-X)(1-X) = X^2 - 2X + 1$$

maka :

$$k = 0,0452$$

laju pengurangan reaktan adalah :

$$r_A = -4,6209\text{E-}05 \text{ kmol/m}^3 \text{ sec}$$

$$= -1,6635\text{E-}01 \text{ kmol/m}^3 \text{ jam}$$

Reaksi 2



Awal	0,8954	2,6861		
Reaksi	0,8864	2,6593	0,8864	1,7728
Sisa	0,0090	0,0269	0,8864	1,7728

persamaan laju reaksi :

$$-r_A = k C_A C_B$$

$$-r_A = k \{C_{Ao} - C_{Ao} \cdot X\} \{C_{Bo} - C_{Ao} \cdot X\}$$

Dimana :

$$\theta_B = C_{Bo}/C_{Ao}$$

maka :

$$C_{Bo} = C_{Ao} \cdot \theta$$

sehingga :

$$\begin{aligned} -r_A &= k \{C_{Ao} (1 - X)\} \{C_{Ao} \theta - C_{Ao} X\} \\ &= k C_{Ao}^2 \{(1-X)(\theta-X)\} \end{aligned}$$

berdasarkan hasil neraca massa :

$$C_{Ao} = 0,0810 \text{ kmol/m}^3$$

$$C_{Bo} = 0,2430 \text{ kmol/m}^3$$

$$V = 11,0563 \text{ m}^3$$

$$\theta_B = 3$$

$$F_{Ao} = 0,8954 \text{ kmol/jam}$$

$$= 0,0002 \text{ kmol/sec}$$

$$X = 90\%$$

Dimana :

$$V = F_{Ao} \int_0^X \frac{dX}{-r_A}$$

Dilakukan integral sehingga :

$$V = F_{AO} \int_0^X \frac{dX}{k C_{AO}^2 (1-X)(\theta-X)}$$

$$C_{AO}^2 = 0,0066$$

$$V = 11,0563$$

$$(1-X)(1-X) = X^2 - 2X + 1$$

maka :

$$k = 0,0103$$

laju pengurangan reaktan adalah :

$$r_A = -2,0266 \cdot 10^{-4} \text{ kmol/m}^3 \text{ sec}$$

$$= -7,2958 \cdot 10^{-1} \text{ kmol/m}^3 \text{ jam}$$

Reaksi 3

	$C_{16}H_{32}O_2 +$	$3H_2 \rightarrow$	$C_{16}H_{34} +$	$2H_2O$
Awal	33,7310	101,1929		
Reaksi	33,3936	100,1809	33,3936	66,7873
Sisa	0,3373	1,0119	33,3936	66,7873

persamaan laju reaksi :

$$-r_A = k C_A C_B$$

$$-r_A = k \{C_{AO} - C_{AO} \cdot X\} \{C_{BO} - C_{AO} \cdot X\}$$

Dimana :

$$\theta_B = C_{BO}/C_{AO}$$

maka :

$$C_{BO} = C_{AO} \cdot \theta$$

sehingga :

$$-r_A = k \{C_{AO} (1 - X)\} \{C_{AO} \cdot \theta - C_{AO} \cdot X\}$$

$$= k C_{Ao}^2 \{(1-X)(\theta-X)\}$$

berdasarkan hasil neraca massa :

$$C_{Ao} = 3,0508 \text{ kmol/m}^3$$

$$C_{Bo} = 9,1525 \text{ kmol/m}^3$$

$$V = 11,0563 \text{ m}^3$$

$$\theta_B = 3$$

$$F_{Ao} = 33,7310 \text{ kmol/jam}$$

$$= 0,0094 \text{ kmol/sec}$$

$$X = 90\%$$

Dimana :

$$V = F_{Ao} \int_0^X \frac{dX}{-r_A}$$

Dilakukan integral sehingga :

$$V = F_{Ao} \int_0^X \frac{dX}{k C_{Ao}^2 (1-X)(\theta-X)}$$

$$C_{Ao}^2 = 9,3076$$

$$V = 11,0563$$

$$(1-X)(1-X) = X^2 - 2X + 1$$

maka :

$$k = 0,0003$$

laju pengurangan reaktan adalah :

$$r_A = -0,0076 \text{ kmol/m}^3 \text{ sec}$$

$$= -27,4850 \text{ kmol/m}^3 \text{ jam}$$

Reaksi 4



Awal	3,0908	9,2723		
Reaksi	3,0599	9,1796	3,0599	6,1197
Sisa	0,0309	0,0927	3,0599	6,1197

persamaan laju reaksi :

$$-r_A = k C_A C_B$$

$$-r_A = k \{C_{Ao} - C_{Ao} \cdot X\} \{C_{Bo} - C_{Ao} \cdot X\}$$

Dimana :

$$\theta_B = C_{Bo}/C_{Ao}$$

maka :

$$C_{Bo} = C_{Ao} \cdot \theta$$

sehingga :

$$\begin{aligned} -r_A &= k \{C_{Ao} (1 - X)\} \{C_{Ao} \theta - C_{Ao} X\} \\ &= k C_{Ao}^2 \{(1-X)(\theta-X)\} \end{aligned}$$

berdasarkan hasil neraca massa :

$$C_{Ao} = 0,2795 \text{ kmol/m}^3$$

$$C_{Bo} = 0,8386 \text{ kmol/m}^3$$

$$V = 11,0563 \text{ m}^3$$

$$\theta_B = 3$$

$$F_{Ao} = 3,0908 \text{ kmol/jam}$$

$$= 0,0009 \text{ kmol/sec}$$

$$X = 90\%$$

Dimana :

$$V = F_{Ao} \int_0^X \frac{dX}{-r_A}$$

Dilakukan integral sehingga :

$$V = F_{AO} \int_0^X \frac{dX}{k C_{AO}^2 (1-X)(\theta-X)}$$

$$C_{AO}^2 = 0,0781$$

$$V = 11,0563$$

$$(1-X)(1-X) = X^2 - 2X + 1$$

maka :

$$k = 0,0030$$

laju pengurangan reaktan adalah :

$$\begin{aligned} r_A &= -0,0007 \text{ kmol/m}^3 \text{ sec} \\ &= -2,5185 \text{ kmol/m}^3 \text{ jam} \end{aligned}$$

Reaksi 5

	$C_8H_{17}CH=CH(CH_2)_7CO_2(H) \rightarrow$	$H_2 +$	$CH_3(CH_2)_{16}CO_2H$
Awal	30,4768	30,4768	
Reaksi	30,1721	30,1721	30,1721
Sisa	0,3048	0,9143	30,1721

persamaan laju reaksi :

$$-r_A = k C_A C_B$$

$$-r_A = k \{C_{AO} - C_{AO} \cdot X\} \{C_{BO} - C_{AO} \cdot X\}$$

Dimana :

$$\theta_B = C_{BO}/C_{AO}$$

maka :

$$C_{BO} = C_{AO} \cdot \theta$$

sehingga :

$$-r_A = k \{C_{AO} (1 - X)\} \{C_{AO} \cdot \theta - C_{AO} \cdot X\}$$

$$= k C_{Ao}^2 \{(1-X)(\theta-X)\}$$

berdasarkan hasil neraca massa :

$$C_{Ao} = 2,7565 \text{ kmol/m}^3$$

$$C_{Bo} = 2,7565 \text{ kmol/m}^3$$

$$V = 11,0563 \text{ m}^3$$

$$\theta_B = 1$$

$$F_{Ao} = 30,4768 \text{ kmol/jam}$$

$$= 0,0085 \text{ kmol/sec}$$

$$X = 90\%$$

Dimana :

$$V = F_{Ao} \int_0^X \frac{dX}{-r_A}$$

Dilakukan integral sehingga :

$$V = F_{Ao} \int_0^X \frac{dX}{k C_{Ao}^2 (1-X)(\theta-X)}$$

$$C_{Ao}^2 = 7,5984$$

$$V = 11,0563$$

$$(1-X)(1-X) = X^2 - 2X + 1$$

maka :

$$k = 0,0003$$

laju pengurangan reaktan adalah :

$$r_A = -0,0023 \text{ kmol/m}^3 \text{ sec}$$

$$= -8,2778 \text{ kmol/m}^3 \text{ jam}$$

$$V = F_{AO} \int_0^X \frac{dX}{-r_A}$$

Dilakukan integral sehingga :

$$V = F_{AO} \int_0^X \frac{dX}{k C_{AO}^2 (1-X)(\theta-X)}$$

$$C_{AO}^2 = 0,2782$$

$$V = 11,0563 (1-X)(1-X) = X^2 - 2X + 1$$

maka :

$$k = 0,0016$$

laju pengurangan reaktan adalah :

$$\begin{aligned} r_A &= -0,0013 \text{ kmol/m}^3 \text{ sec} \\ &= -4,7517 \text{ kmol/m}^3 \text{ jam} \end{aligned}$$

Reaksi 7

	$C_{20}H_{32}O_2 +$	$3H_2 \rightarrow$	$C_{20}H_{34} +$	$2H_2O$
Awal	0,1309	0,3926		
Reaksi	0,1295	0,3886	0,1295	0,2591
Sisa	0,0013	0,0039	0,1295	0,2591

persamaan laju reaksi :

$$-r_A = k C_A C_B$$

$$-r_A = k \{C_{AO} - C_{AO} \cdot X\} \{C_{BO} - C_{AO} \cdot X\}$$

Dimana :

$$\theta_B = C_{BO}/C_{AO}$$

maka :

$$C_{BO} = C_{AO} \cdot \theta$$

sehingga :

$$-r_A = k \{C_{AO} (1 - X)\} \{C_{AO} \cdot \theta - C_{AO} \cdot X\}$$

$$= k C_{Ao}^2 \{(1-X)(\theta-X)\}$$

berdasarkan hasil neraca massa :

$$C_{Ao} = 0,0118 \text{ kmol/m}^3$$

$$C_{Bo} = 0,0355 \text{ kmol/m}^3$$

$$V = 11,0563 \text{ m}^3$$

$$\theta_B = 3$$

$$F_{Ao} = 0,1309 \text{ kmol/jam}$$

$$= 0,0000 \text{ kmol/sec}$$

$$X = 90\%$$

Dimana :

$$V = F_{Ao} \int_0^X \frac{dX}{-r_A}$$

Dilakukan integral sehingga :

$$V = F_{Ao} \int_0^X \frac{dX}{k C_{Ao}^2 (1-X)(\theta-X)}$$

$$C_{Ao}^2 = 0,0001$$

$$V = 11,0563$$

$$(1-X)(1-X) = X^2 - 2X + 1$$

maka :

$$k = 0,0705$$

laju pengurangan reaktan adalah :

$$r_A = -2,9618 \cdot 10^{-5} \text{ kmol/m}^3 \text{ sec}$$

$$= -1,0662 \cdot 10^{-2} \text{ kmol/m}^3 \text{ jam.}$$

Menentukan Volume Reaktor

Trigliserida

$$\text{laju massa (F)} = 22.583,8704 \text{ kg/jam}$$

$$\text{densitas :} = (P \times BM)/RT$$

$$\text{BM CPO} = 269,9434 \text{ kg/kmol}$$

$$R = 0,099$$

$$\rho \text{ campuran} = 0,0000 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{volume} = 611,4574 \text{ m}^3/\text{jam} = 21593,3122 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

pada kondisi standar :

$$T = 30^\circ\text{C} = 433,15 \text{ K}$$

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

$$\rho = 10,8593 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Volume} = 4.279,4254 \text{ m}^3/\text{jam} = 151.126,48176 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

Katalis

Katalis yang digunakan adalah NiAg/SAPO-11 (

Liquid Hourly Space Velocity (LHSV) = 2/jam

Mass Rate Feed R-02 = 22.583,8704 Kg/Jam

Densitas Feed R-02 = 76,0012 Kg/m³

Volume rate (F) = 611,4574

$$\text{LHSV} = \frac{F}{V_{cat}}$$

$$2 = \frac{28,6084}{V_{cat}}$$

$$V_{kat} = 305,7287 \text{ m}^3$$

$$\text{Porositas} = 0,146 \text{ cm}^3/\text{g} = 0,0001 \text{ m}^3/\text{g} \text{ (ulrich)}$$

Maka Volume Katalis = 0,00000 m³

Waktu tinggal = 1800,0000 detik (Perry)

Volume total = 9,2136 m³

faktor kelonggaran = 0,2 (perry)

Volume reaktor = 11,0563 m³

Menentukan Dimensi Reaktor

Perbandingan tinggi tanki dengan diameter (Hs : D) = 3: 2

Perbandingan tinggi ellipsoidal dengan diameter (Ht : D) = 1: 4

Volume silinder = $\frac{\pi}{4} \times D^2 H_s$

dari perbandingan : Vs = $\frac{3\pi}{8} D^3$

volum tutup ellipsoidal = $\frac{\pi}{24} D^3 \times 2$

Volume total = $\frac{11\pi}{24} D^3$

maka :

Diameter = $\sqrt[3]{\frac{24V_t}{11\pi}}$

Diameter = 2,7717 m = 109,1226 in

Tinggi tanki = 5,5434 m = 217,2465 in

digunakan tutup pada tanki tipe ellipsoidal, maka = Hh = 1/4D Sumber : perry

Tinggi reaktor = 6,9293 m = 272,8066 in

tinggi tutup ellipsoidal = 0,6929 m

Menentukan Tebal Dinding dan Tutup Reaktor

berdasarkan tabel 4 buku Peter, dapat diketahui data-data sebagai berikut :

P = 10,000 atm = 12,000 atm

Da = 2,7717 m

ri = 1,3795 m

Ej = 0,85 (spot examined)

$$S = 13.700 \text{ psi} = 931,6000 \text{ atm}$$

$$C_c = 1 \text{ mm/tahun} = 0,02 \text{ m}$$

$$\text{waktu} = 20 \text{ tahun}$$

a. bagian *head* dan alas ellipsoidal

$$t = \frac{P.D_a}{2.S.E_j - 0,2.P} + C_c$$

keterangan :

P = tekanan desain

Da = diameter kolom

Ej = efisiensi pengelasan

S = tekanan kerja yang diizinkan

Cc = korosi yang diizinkan

$$t_{\text{head}} = 0,0410 \text{ m} = 1,6155 \text{ in}$$

b. bagian silinder

$$t = \frac{P.r_i}{S.E_j - 0,6.P} + C_c$$

keterangan :

P = tekanan desain

ri = jari-jari kolom

Ej = efisiensi pengelasan

S = tekanan kerja yang diizinkan

Cc = korosi yang diizinkan

$$t_{\text{silinder}} = 0,0411 \text{ m} = 4,1097 \text{ in}$$

maka :

$$OD = ID + 2 t_{\text{silinder}}$$

$$OD = 2,8412 \text{ m}$$

$$= 111,8592 \text{ in}$$

Menentukan *Nozzel*

Feed

nozzel dibuat dengan bahan stainless steel, dan alirannya turbulen.

$$di_{opt} = 293 \cdot G^{0,5} \cdot \rho^{-0,37}$$

Sumber : bronwel

ket :

di = diameter dalam optimum

G = laju alir (kg/s)

p = densitas aliran (kg/m³)

$$G = 22583,8704 \text{ kg/jam}$$

$$= 6,2733 \text{ kg/detik}$$

$$\rho = 5,4461 \text{ kg/m}^3$$

maka :

$$di = 391,9791 \text{ mm}$$

$$= 0,3920 \text{ m}$$

$$= 14,6561 \text{ in}$$

dari tabel 11 (kern, 1965) didapatkan :

$$\text{nominal pipe size (IPS)} = 8 \text{ in}$$

$$\text{schedule number} = 40$$

$$\text{OD} = 8,625 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 7,981 \text{ in}$$

$$\text{flow area per pipe} = 50 \text{ in}^2$$

maka diambil spesifikasi *nozzel* standar (Bronwel) :

$$\text{size} = 8 \text{ in} = 0,2032 \text{ m}$$

$$\text{OD} = 8,625 \text{ in} = 0,2191 \text{ m}$$

$$\text{Flange Nozzel Thickness (n)} = 0,5 \text{ in} = 0,0127 \text{ m}$$

$$\text{Diameter of Hole in Reinforcing Plate} = 8,125 \text{ in} = 0,2064 \text{ m}$$

Produk

nozzel dibuat dengan bahan stainless steel, dan alirannya turbulen.

$$di_{opt} = 293 \cdot G^{0,5} \cdot \rho^{-0,37}$$

Sumber : bronwel

ket :

di = diameter dalam optimum

G = laju alir (kg/s)

p = densitas aliran (kg/m³)

$$G = 25763,9641 \text{ kg/jam}$$

$$= 7,1567 \text{ kg/detik}$$

$$\rho = 27,7310 \text{ kg/m}^3$$

maka :

$$di = 192,6340 \text{ mm}$$

$$= 0,1926 \text{ m}$$

$$= 7,2026 \text{ in}$$

dari tabel 11 (kern, 1965) didapatkan :

$$\text{nominal pipe size (IPS)} = 8 \text{ in}$$

$$\text{schedule number} = 40$$

$$\text{OD} = 8,625 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 7,981 \text{ in}$$

$$\text{flow area per pipe} = 50 \text{ in}^2$$

maka diambil spesifikasi *nozzel* standar (Bronwel) :

$$\text{size} = 8 \text{ in} = 0,0036 \text{ m}$$

$$\text{OD} = 8,625 \text{ in} = 0,0036 \text{ m}$$

$$\text{Flange Nozzel Thickness (n)} = 0,5 \text{ in} = 0,0127 \text{ m}$$

$$\text{Diameter of Hole in Reinforcing Plate} = 8,125 \text{ in} = 0,2064 \text{ m}$$

Menentukan *Bed Support*

Bed support yang biasa dipakai adalah piringan berlubang (*Perforated plate*), dengan bahan *stainless steel* SA 167 grade 11 type 316 *perforated plate* harus mampu menahan beban dari tekanan operasi dan katalis.

tekanan *bed support* = tekanan operasi + tekanan karena katalis

$$\text{tekanan operasi} = 57,1547 \text{ atm}$$

$$\text{luas penahan katalis} = 18,6654 \text{ m}^2$$

$$\text{berat katalis} = 6623,8077 \text{ Kg}$$

$$\text{tekanan karena katalis} = \text{berat katalis} / \text{luas penahan katalis}$$

$$= 354,8706 \text{ kg/m}^2$$

$$= 19,8719 \text{ Psi}$$

$$= 1,3522 \text{ atm}$$

$$\text{Tekanan total (Pb)} = 58,5069 \text{ atm} = 859,8173 \text{ Psi}$$

maka, tebal *perforated plate* dapat dihitung sebagai berikut :

$$t = d \sqrt{c' \left(\frac{P}{f} \right)}$$

sumber : brownell

keterangan :

t = tebal minimum *bed support* (in)

d = diameter *bed support* (in)

P = tekanan *bed* (Psi)

f = *allowable stress* (Psi)

C'' = konstanta *plate*

dari brownell, didapatkan :

$$f = 18.750 \text{ Psi}$$

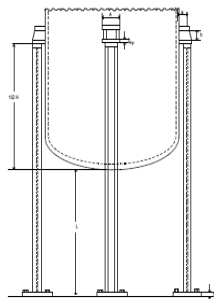
$$C'' = 0,75$$

sehingga :

$$\text{tebal plate } (t) = 20,5552 \text{ in}$$

$$\text{diambil tebal standar} = 21 \text{ in} = 0,5334 \text{ m}$$

Sistem penyangga



berat reaktor

$$\rho_{cs} = 7.850 \text{ kg/m}^3 \text{ (densitas carbon steel)}$$

$$\rho_{ss} = 7.861 \text{ kg/m}^3 \text{ (densitas stainless steel 316)}$$

$$\text{berat silinder} = \frac{1}{4} \pi (OD_s^2 - ID_s^2) \cdot L \cdot \rho$$

$$\text{berat silinder} = 15833,3334 \text{ Kg}$$

$$\text{volume head dan bottom} = w = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{rc}{icr}} \right)$$

berdasarkan tabel 5.7 brownell, untuk OD = 8 in :

$$r_c = 180 \text{ in}$$

$$i_{cr} = 14,4375 \text{ in}$$

$$w = 1,6327 \text{ in}^2 = 0,0415 \text{ m}^3$$

maka, berat *head* dan bottom = 325,5516 kg

Berat *nozzel* :

$$\text{Nozzel feed steam} = 54,6 \text{ lb} = 24,7664 \text{ Kg}$$

$$\text{Nozzel produk} = 54,6 \text{ lb} = 24,7664 \text{ Kg}$$

$$\text{Total berat nozzel} = 49,5328 \text{ Kg}$$

$$\text{Berat Katalis} = 87,6 \text{ Kg}$$

$$\text{berat air pendingin} = 536,0089 \text{ Kg}$$

$$\text{berat reaktor} = 16782,0666 \text{ Kg}$$

Penyangga

Reaktor disangga dengan 4 kaki, kaki pengangga dilas diteang reaktor (50% tinggi reaktor) digunakan kaki (lug) tipe I-beam dengan pondasi cor dari beton

$$\text{ketinggian kaki (Hlug)} = 1/2 H + L \quad \text{Sumber : brownell}$$

keterangan :

H = tinggi reaktor

L = Jarak antara bottom reaktor dengan pondasi

maka :

L	= 5 ft = 1,524 m
Hlug	= 4,2810 m
kedalaman beam	=24 in
lebar <i>flange</i>	=8,048 in
<i>web thickness</i>	=0,789 in

IDENTIFIKASI	
Nama alat	Reaktor Hidrogenasi
Kode alat	R-01
Jumlah	1 unit
Fungsi	Tempat trigliserida direaksikan dengan hidrogen
DATA DESAIN	
Tipe	<i>Fixed Bed Ellipsoidal Reactor</i>
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel</i>
Temperatur	160 °C
Tekanan	10 atm
DATA MEKANIK	
ID Reaktor	7,981m
Tebal Reaktor	2,8541 m
Tinggi Reaktor	6,9293 m

C.29. Knock Out Drum (KOD-01)

Alat	: <i>Knock Out Drum</i>
Fungsi	: memisahkan fasa liquid dan gas keluaran Reaktor 03 (R-03)
Tipe	: <i>Vertical Knock Out Drum</i>
Bahan baku	: <i>Carbon steel SA 285 grade C</i>
Jumlah	: 1 unit
Gambar	:



Kondisi Operasi :

Temperature : 30 °C

Tekanan : 1 atm

Liquid

Laju alir = 20930,33664 kg/jam

Densitas = 336,5947 kg/m³

Vapor

Laju alir = 4715,067381 kg/jam

Densitas = 0,7468 kg/ m³

1. Vapor Velocity (U_v)

U_v = 0,035 (p_l/p_v)^{0,5} Sumber : Coulson

U_v = 0,7431 m³/detik

2. Vapor Volumetrik

$$Q_v = \frac{\text{laju alir}}{\rho}$$

$$= 6313,69494 \text{ m}^3/\text{jam} = 8,76902075 \text{ m}^3/\text{detik}$$

3. Vessel Area (A)

$$A = \frac{Q_v}{U_v}$$

$$= 11,8013 \text{ m}^2$$

4. Diameter (D)

$$D = \left(\frac{4V}{\pi}\right)^{0,5}$$

$$= 3,3423 \text{ m}$$

5. Liquid Volumetrik (Ql)

$$Ql = \text{laju alir} / \rho$$

$$Ql = 62,1826 \text{ m}^3/\text{jam} = 2,072753562 \text{ m}^3/\text{detik}$$

6. Tinggi (H)

$$\text{Tinggi liquid (Hl)} = 0,620164568 \text{ m}$$

$$\text{tinggi vapor (Hv)} = 2,623677055 \text{ m}$$

digunakan tutup dan alas tipe ellipsoidal, maka :

$$H \text{ tutup} = \left(\frac{\pi}{24} D\right)^{0,3}$$

$$Ht = 0,187901662 \text{ m}$$

$$\text{total tinggi (H)} = 3,6196 \text{ m}$$

$$\frac{P.r_i}{S.E_j - 0,6.P} + C_c$$

7. Tebal dinding Vaporizer

berdasarkan tabel 4 buku Peter, dapat diketahui data-data sebagai berikut

$$P = 1 \text{ atm} \quad = 1,2 \text{ atm}$$

$$Da = 3,3423 \text{ m}$$

$$Ri = 1,671131882 \text{ M}$$

$$Ej = 0,85 \text{ (spot examined)}$$

$$S = 5.082,65 \text{ atm}$$

$$Cc = 1 \text{ mm/tahun} = 0,01 \text{ m}$$

Waktu = 10 tahun

a. Bagian *head* dan alasan ellipsoidal

$$t = \frac{P.Da}{2.S.E_j - 0,2.P} + C_c$$

$$t = 0,010464189 \text{ m}$$

b. Bagian Silinder

$$t = \frac{P.r_i}{S.E_j - 0,6.P} + C_c$$

$$t = 0,010464254 \text{ m}$$

maka :

$$\text{OD} = \text{ID} \times 2 \text{ t silinder}$$

$$\text{OD} = 3,3632 \text{ m}$$

IDENTIFIKASI

Nama Alat	<i>Knock out Drum</i>
Kode Alat	KOD-01
Fungsi	memisahkan fase liquid dan gas
Jumlah	keluaran Reaktor 03 (R-03)
	1 Unit

DATA DESAIN

Tipe	<i>Vertical Knock Out Drum</i>
Temperatur	30 °C
Tekanan	1 atm
Kapasitas	20930,33664 kg/jam

DATA MEKANIK

Vessel area	11,8013 m ²
Tinggi	3,6196 m
Tinggi head	0,0104 m
Tinggi silinder	0,0104 m
OD	3,3632 m
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel SA 285 grade C</i>

C.30. Kolom Distilasi (KD-02)

Fungsi : Memisahkan antara C8 - C14 dengan C16 - C20

Tipe : *Sieve Tray distillation*

Gambar :



Bahan Kontruksi : *Carbon steel*

Jumlah : 1 Unit

Kondisi *Feed* :

Temperatur : 334 °C = 607,15K

Tekanan : 0,3339atm

kondisi *top* :

Temperatur : 330 °C = 603,15K

Tekanan : 0,2966 atm

kondisi *Bottom* :

Temperatur : 360 °C = 633,15 K

Tekanan : 0,1280 atm

1. Jumlah *Stage* dan Refluks Rasio

Pada kolom distilasi ini :

Light Key adalah $C_{14}H_{30}$

Heavy key adalah $C_{16}H_{34}$

Komponen	X,D	X,B	X,F
C ₁₂ H ₂₄ O ₂	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	0,0002	0,0000	0,0001
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	0,0059	0,0000	0,0022
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	0,0009	0,9830	0,2427
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	0,0000	0,0059	0,0020
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	0,0000	0,0018	0,0005
C ₂₀ H ₄₀ O ₂	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₂ H ₂₆	0,0027	0,0000	0,0013
C ₁₄ H ₃₀	0,0128	0,0000	0,0058
C ₁₆ H ₃₄	0,5304	0,0000	0,2170
C ₂₀ H ₄₂	0,0000	0,0031	0,0008
C ₁₈ H ₃₈	0,0577	0,0061	0,0008
H ₂ O	0,3749	0,0000	0,5023
Trigleserida	0,0147	0,0000	0,0055
Total			0,9810

a. *Stage* Minimum (Nm)

Dilakukan perhitungan *Relative Volatility* pada setiap komponen :

$$\alpha_i = \frac{K_t}{K_{hk}} \quad \text{dan} \quad \alpha_{avg} = \sqrt{\alpha_{distilat} \times \alpha_{bottom}}$$

Komponen	α distilat	α botom	α average
C ₁₂ H ₂₄ O ₂	1,5146	1,5144	1,5145
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	1,2787	1,2867	1,2827
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	1,4029	1,4329	1,4178
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	1,0706	1,0961	1,0833
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	0,7955	0,8112	0,8033
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	1,0360	1,0544	1,0452
C ₂₀ H ₄₀ O ₂	1,2612	1,3369	1,2985
C ₁₂ H ₂₆	1,8358	1,7841	1,8097

C14H30	1,6959	1,6646	1,6802
C16H34	1,5380	1,5255	1,5317
C20H42	1,0000	1,0000	1,0000
C18H38	1,2069	1,2028	1,2048
H2O	5,0376	4,8475	4,9416
Trigleserida	1,4029	1,4329	1,4178
Total			22,0312

Perhitungan *stage* minimum dilakukan dengan metode fenske :

$$N_M = \frac{\text{Log} [(X_{LK} / X_{HK})_D \times (X_{HK} / X_{LK})_B]}{\text{Log} (\alpha_{Avg})} \quad (\text{Coulson, 1999})$$

Stage minimum : 1 *stage*

b. *Refluks* minimum

Untuk menghitung *refluks* minimum, digunakan persamaan Underwood :

$$1 - q = \frac{\alpha_i \times x_i f}{(\alpha_i - \theta)}$$

Oleh karena *Feed* dalam kolom distilasi adalah *saturated liquid* and gas, maka nilai K adalah jumlah fraksi fasa *liquid*:

$$q = 1$$

Sehingga persamaan menjadi :

$$0 = \frac{\alpha_i \times x_i f}{(\alpha_i - \theta)}$$

Dari persamaan tersebut, ditrial sehingga didapatkan nilai $\theta = 0$. maka :

$$\frac{\alpha_i \times x_i D}{(\alpha_i - \theta)} = Rm + 1$$

Keterangan :

α_i = *Relative volatility* rata-rata komponen i

θ = Konstanta *Underwood*

$x_{i,D}$ = Fraksi komponen I dalam distilat

$x_{i,F}$ = Fraksi komponen I dalam *Feed*

komponen	$\frac{\alpha_i \cdot x_{i,F}}{(\alpha_i - \theta)}$	$\frac{\alpha_i \cdot x_{i,D}}{(\alpha_i - \theta)}$
C12H24O2	0,0000	0,0000
C14H28O2	0,0000	0,0001
C16H32O2	0,0010	0,0029
C18H36O2	0,0831	0,0003
C18H34O2	0,0005	0,0000
C18H32O2	0,0002	0,0000
C20H40O2	0,0000	0,0000
C12H26	0,0008	0,0017
C14H30	0,0031	0,0077
C16H34	0,1062	0,2882
C20H42	0,0003	0,0000
C18H38	0,0003	0,0246
H2O	0,8021	0,6672
Trigleserida	0,0025	0,0073
C12H24O2	0,0000	0,0000
C14H28O2	0,0000	0,0001
C16H32O2	0,0010	0,0029
C18H36O2	0,0831	0,0003
C18H34O2	0,0005	0,0000
Total	1,0000	1,0000

Sehingga :

$R_m + 1 : 1,1000$

$R_m : 0,1000$

R operasi berkisar antara 1.2 - 1.5 R_m (Geankoplis), jadi :

$R_{op} : 2,3998$

c. Jumlah *stage* teoritis

Perhitungan *stage* ideal dilakukan dengan menggunakan korelasi erbar

Maddox:

$$\frac{R_{operasi}}{R_{operasi}+1} = 0,1071$$

$$\frac{R_m}{R_m+1} = 0,0909$$

Dari grafik buku coulson , didapatkan :

$$\frac{Nm}{N} = 0,7059$$

Nteoritis : 0,6667 *stage*

d. Efisiensi kolom

Dilakukan perhitungan efisiensi kolom untuk mengetahui jumlag *stage* aktual yang diperlukan.

Dengan cara membagi kmol *top product* dengan *Feed* yang masuk :

$$= 181,8015 / 245,5465$$

$$= 74 \%$$

Column Efficiency (Eo) 74%

Maka jumlah *stage* aktual adalah :

$$N_{aktual} = \frac{N}{E_o}$$

$$N_{aktual} = 18,7024 \text{ stage}$$

Jumlah *stage* tersebut ditambahkan dengan *stage* untuk reboiler dan kondensor, sehingga :

$$N_{aktual} = 20,7024 \text{ stage} \approx 20 \text{ stage}$$

e. Lokasi *Feed Stage*

Menentukan lokasi *Feed stage* dilakukan dengan perhitungan menggunakan persamaan kirkbride :

$$\text{Log} \frac{N_r}{N_s} = 0,206 \times \log \left[\frac{B}{D} \left(\frac{X_{HK,F}}{X_{LK,F}} \right) \left(\frac{X_{LK,B}}{X_{HK,D}} \right)^2 \right]$$

Keterangan :

B = Laju alir molar *Bottom* product (kmol/jam)

D = Laju alir molar distilat (kmol/jam)

X_{HK,F} = Fraksi mol *heavy* komponen di *Feed*

X_{LK,F} = Fraksi mol *light* komponen di *Feed*

X_{LK,B} = Fraksi mol *light* komponen di *Bottom*

X_{HK,D} = Fraksi mol *light* komponen di distilat

N_r = Jumlah *stage* dibagian atas *Feed* (*rectifying*)

N_s = Jumlah *stage* dibagian bawah *Feed* (*stripping*)

(Coulson,1999)

B = 38,0294 kmol/jam

D = 115,8669 kmol/jam

$$\frac{X_{HK,F}}{X_{LK,F}} = 0,0000$$

$$\left(\frac{X_{LK,B}}{X_{HK,D}} \right)^2 = 1330561,75$$

$$\frac{B}{D} = 0,3282$$

$$= 15,300$$

$$\text{Log} \frac{N_r}{N_s} = 0,2440$$

Maka:

$$\frac{N_r}{N_s} = 1,7541$$

Sehingga:

$$N_r = 0,1521 \times N_s$$

$$N_{\text{teoritis}} = N_s + N_r$$

$$\text{maka } N_s = N_{\text{teoritis}} - N_r$$

$$N_r = 0,1521 \times (N_{\text{teoritis}} - N_r)$$

Jadi aktual 20 stage

$$N_r = 35,0815 - 0,15217136 N_r$$

$$N_r = 12,7380 \text{ stage}$$

Jadi :

$$N_s = 7,2620$$

Didapatkan *Feed* masuk pada stage ke-9 dari atas

$$N_r = 7 \text{ stage}$$

$$N_s = 13 \text{ stage}$$

2. Kolom bagian atas (*Rectifying Section*)

Data-data

Berdasarkan hasil perhitungan neraca massa, maka didapatkan :

$$V = 358439,7356 \text{ kg/jam}$$

$$R = 348223,4678 \text{ kg/jam}$$

$$L = 10216,2678 \text{ kg/jam}$$

Data	Vapor	Liquid
<i>Mass Flowrate</i> (kg/sec)	99,5666	2,8379
<i>Density</i> (kg/m ³)	0,9010	567,9453
<i>Volumetric Flowrate</i> (m ³ /sec)	110,5099	0,0050
<i>Surface tension</i> (N/m)	0,0083	

Diameter Kolom (Dc)

a. *Liquid-Vapor Flow Factor*

$$F_{LV} = \frac{L}{V} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_l}}$$

$$F_{LV} = 0,0011$$

Keterangan :

F_{LV} = *Liquid-vapot flow factor*

L = Laju alir massa distilat (kg/jam)

V = Laju alir massa *vapor* (kg/jam)

ρ_v = Densitas *vapor* (kg/m³)

ρ_l = Densitas distilat (kg/m³)

(Coulson, 1999)

b. Kecepatan *Flooding* (uf)

Plate spacing pada umumnya berada pada range 0.3 - 0.6 m (Coulson, 1999)

maka, ditetapkan *plate spacing* adalah 0.45 m. Sehingga berdasarkan *figure*

11.27 buku coulson didapatkan nilai :

$$K_1 = 0,0850$$

Dilakukan koreksi pada nilai K_1 :

$$K^+ = \left(\frac{\sigma}{0.02}\right)^{0.2} K_1$$

$$K^+ = 0,0713$$

Kecepatan *flooding* (uf) =

$$K_1^* \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}}$$

$$uf = 1,7894 \text{ m/s}$$

c. Kecepatan uap ($\hat{U}$)

Berdasarkan coulson (1999), kecepatan uap berada pada range 70 - 90% kecepatan *flooding*. Sehingga pada perhitungan ini digunakan 80% kecepatan *flooding*.

$$\text{kecepatan uap } (\hat{U}) = 1,4316 \frac{m}{s}$$

d. Maksimum volumetrik Flow area (U_v maks)

$$U_v \text{ maks} = \frac{V}{\rho_v \times 3600}$$

$$U_v \text{ maks} = 110,5099 \frac{m^3}{detik}$$

e. Net Area (A_n)

$$A_n = \frac{U_v \text{ maks}}{\hat{U}}$$

$$A_n = 77,1959 m^2$$

f. Cross Section Area (A_c)

Berdasarkan coulson (1999), *downcomer* area sebanyak 12%, sehingga :

$$A_c = \frac{A_n}{1 - 0,12}$$

$$A_c = 87,7226 m^2$$

g. Diameter kolom (D_c)

$$D_c = \sqrt{\frac{4 A_c}{\pi}}$$

$$D_c = 10,5711 m$$

3. *Desain Plate*

a. *Downcomer area (Ad)*

$$Ad = \%downcomer \times Ac$$

(Coulson, pg. 473)

$$Ad = 10,5267 \text{ m}^2$$

b. *net area (An)*

$$An = Ac - Ad$$

$$An = 77,1959 \text{ m}^2$$

c. *Active area (Aa)*

$$Aa = Ac - 2Ad$$

$$Aa = 66,6692 \text{ m}^2$$

d. *Hole Area (Ah)*

Ditetapkan *hole area* adalah 10% dari *active area*, sehingga :

$$Ah = 6,6669 \text{ m}^2$$

e. *Weir length (lw)*

Nilai *weir length* didapatkan melalui pembacaan grafik pada figur 11.31 coulson.

$$Summy Y = \frac{Ad}{Ac} \times 100\%$$

$$Y = 12$$

Maka :

$$\frac{lw}{Dc} = 0.76$$

$$l_w = 8,0340 \text{ m}$$

f. *Weir height dan Hole size*

Berdasarkan coulson (1990)., didapatkan data *weir* dan *hole* untuk bagian atas dan bawah kolom:

$$\text{Weir height (hw)} = 12 \text{ mm}$$

$$\text{Hole diameter (dh)} = 5 \text{ mm}$$

$$\text{Plate thickness} = 5 \text{ mm}$$

Pengecekan

g. *Check weeping*

$$\text{maksimum liquid rate (Lm,max)} = \frac{L}{3600} = 2,8379 \frac{\text{kg}}{\text{detik}}$$

$$\text{minimum liquid rate (Lm,min)} = 70 \% \times Lm, \text{max} = 1,9865 \frac{\text{kg}}{\text{detik}}$$

$$\begin{aligned} \text{weir liquid crest (how,max)} &= 750 \left[\frac{Lm, \text{maks}}{\rho_1 l_w} \right]^{\frac{2}{3}} \\ &= 5,4646 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{weir liquid crest (how,min)} &= 750 \left[\frac{Lm, \text{min}}{\rho_1 l_w} \right]^{\frac{2}{3}} \\ &= 4,3082 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$

Pada rate minimum :

$$h_w + h_{w, \text{min}} = 16,3082 \text{ mm liquid}$$

Berdasarkan figur 11.30 coulson, didapatkan :

$$K_2 = 28$$

$$\begin{aligned} \text{minimum desain vapor velocity (uh)} &= \left[\frac{K_2 - 0,90 (25,4 - d_k)}{(\rho_v)^{1/2}} \right] \\ &= 10,1560 \frac{\text{m}}{\text{s}} \end{aligned}$$

Actual minimum vapor velocity ($U_{v, \min \text{ actual}}$)

$$= \frac{\text{minimum vapour rate}}{Ah}$$

$$= 24,8368 \frac{m}{s}$$

Oleh karena nilai $U_{v, \min \text{ Actual}} > u_h$. Maka perhitungan ini dapat diterima

h. *Plate Pressure Drop*

$$\text{jumlah maksimum vapor yang melewati hole } (U_h) = \frac{U_{v, \text{maks}}}{Ah}$$

$$= 16,5759 \frac{m}{s}$$

Didapatkan nilai orifice coefficient (C_o) dari *figure 11.34 coulson*,

sehingga :

$$\frac{Ah}{A_p} = \frac{Ah}{A_a} = 10$$

$$\frac{\text{plate thickness}}{\text{hole diameter}} = 1$$

Maka :

$$C_o = 0,845$$

$$\text{dry plate } (hd) = 51 \left[\frac{U_h}{C_o} \right]^2 \frac{\rho_v}{\rho_L} = 31,1326 \text{ mm liquid}$$

$$\text{residual head } (hr) = \frac{12,5 \cdot 10^3}{\rho_L} = 22,0092 \text{ mm liquid}$$

$$\text{total pressure drop } (ht) = hd + (hw + how) + hr$$

$$= 70,6064 \text{ mm liquid}$$

i. *downcomer liquid backup*

$$\text{downcomer pressure loss } (hap) = hw - 10 = 2 \text{ mm}$$

$$\text{area under apron } (Aap) = hap \times \frac{lw}{100} = 0,0161 m^2$$

Karena $A_{ap} < A_d$, maka nilai A_{ap} menggunakan :

$$\text{head loss in the downcomer } (h_{dc}) = 166 \left[\frac{L_{m,max}}{\rho_L A_{ap}} \right]^2 = 16,0526 \text{ mm}$$

$$\text{back up in downcomer } (h_{bc}) = (h_w + h_{ow}) + h_t + h_{dc} = 104,1236 \text{ mm} = 0,1041 \text{ m}$$

Nilai h_{bc} harus kurang dari $1/2(\text{plate spacing} + \text{weir height})$ (Coulson, 1999)

$$\frac{1}{2}(\text{plate spacing} + \text{weir height}) = 156 \text{ mm}$$

Maka, nilai h_{bc} dapat diterima

j. *Residence time* (tr)

$$tr = \frac{A_d h_{bc} \rho_L}{L_{m,maks}} = 219,3605957 \text{ detik}$$

Berdasarkan Coulson (1990), residence time harus lebih dari 3 sec. Maka perhitungan ini diterima.

k. *Entrainment*

$$uv = \frac{U_v maks}{A_n} = 1,4316 \frac{m}{s}$$

$$\text{persen flooding} = \frac{u_v}{u_f} \times 100$$

$$\text{untuk } F_{LV} = 0,0011$$

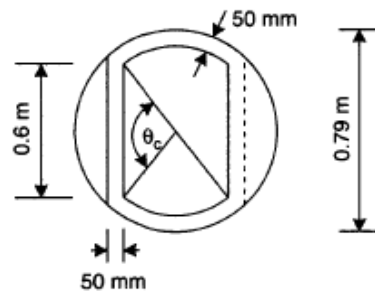
Didapatkan nilai Ψ dari

$$\Psi = 2$$

Nilai Ψ harus lebih kecil dari 1 (Coulson, 1990), hingga perhitungan ini dapat diterima

l. *Trial layout*

Digunakan *plate type cartridge* dengan 50 mm *unperforated strip* mengelilingi pinggir *plate* dan 50 mm wide *calming zone* (coulson, 1990)



m. Sudut *subtended* antara pinggir *plate* dengan *unperforated strip* (θ) dari figure 11.32 coulson, didapatkan nilai pada

$$\frac{lw}{Dc} = 0,76 \text{ adalah :}$$

$$\theta_c = 88^\circ$$

Sudut *subtended* antara pinggir *plate* dengan

$$\text{unperforated strip}(\theta) = 180 - \theta_c = 88^\circ$$

$$\text{mean length, unperforated edge strips (Lm)} = (Dc -$$

$$hw) \times 3,14 \left[\frac{\theta_c}{2} \right] = 16,9462m$$

$$\text{area of calming zone (Acz)} = 2 (Lcz \times hw) = 0,203 m^2$$

$$\text{mean length of calming zone (Lcz)} = (Dc - hw) \sin \left[\frac{\theta_c}{2} \right] = 0,1869 m$$

$$\text{area of calming zone (Acz)} = 2 (Lcz \times hw) = 0,0045m^2$$

$$\text{total area perforations (Ap)} = Aa - (Aup + Acz) = 66,461 m^2$$

Dari figure 11.33 coulson, untuk :

$$\frac{Ah}{Ap} = 0,1003$$

Sehingga :

$$\frac{I_p}{A_p} = 2,9$$

Nilai diatas dapat diterima karena masuk dalam range 2,5 - 4

(Coulson, 1999)

n. Jumlah *Hole*

Area untuk 1 *hole* (A_{oh})

$$3,14 \frac{\pi}{4} = 0,00002 \text{ m}^2$$

$$\text{jumlah holes} = \frac{A_h}{A_{oh}} = 339715,4979 = 340 \text{ holes}$$

Tebal dinding kolom berdasarkan tabel 4 buku Peter, dapat diketahui data-data sebagai berikut :

$$P = 0,2966 \text{ atm}$$

$$0,5932 \text{ atm}$$

$$D_a = 10,5711 \text{ m}$$

$$r_i = 5,2856 \text{ m}$$

$$E_j = 0,85 \text{ (spot examined)}$$

$$S = 13700 \text{ psi} = 932,2297 \text{ atm}$$

$$C_c = 1 \frac{\text{mm}}{\text{tahun}} = 0.02 \text{ m}$$

$$\text{waktu} = 20 \text{ tahun}$$

o. Bagian *Head ellipsoidal*

$$t = \frac{P \cdot D_a}{2 \cdot S \cdot E_j - 0,2 P} + C_c$$

Keterangan :

P = Tekanan desain

Da = Diameter kolom

E_j = Effisiensi pengelasan

S = Tekanan kerja yang diizinkan

C_c = Korosi yang diizinkan

$$t_{head} = 0,0240 \text{ m}$$

p. Bagian *silinder*

$$t = \frac{P \cdot r_i}{S \cdot E_j - 0,6 \cdot P} + C_c$$

Keterangan :

P = Tekanan desain

r_i = Jari-jari kolom

E_j = Effisiensi pengelasan

S = Tekanan kerja yang diizinkan

C_c = Korosi yang diizinkan

$$t_{silinder} = 0,0240 \text{ m}$$

Maka:

$$OD = ID + 2 t_{silinder}$$

$$OD = 10,6190 \text{ m}$$

q. **Kolom bagian bawah (*Stripping section*)**

Data-data berdasarkan perhitungan neraca massa, didapatkan :

$$L' = 702473,5314 \text{ kg/jam}$$

$$V' = 10810,8309 \text{ kg/jam}$$

$$B = 691662,7005 \text{ kg/jam}$$

Data	Vapor	Liquid
<i>Mass Flowrate (kg/sec)</i>	3,0030	195,1315

Density (kg/m ³)	6092,4002	632,4282
Volumetric Flowrate (m ³ /sec)	0,0005	0,3085
Surface tension (N/m)	45,8283	

r. Diameter Kolom (Dc)

a. *Liquid-Vapor Flow Factor*

$$F_{LV} = \frac{L}{V} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_l}}$$

$$F_{LV} = 201,6784$$

Keterangan :

FLV = *liquid-vapot flow factor*

L = laju alir massa distilat (kg/jam)

V = laju alir massa *vapor* (kg/jam)

ρ_v = densitas *vapor* (kg/m³)

ρ_l = densitas distilat (kg/m³)

b. kecepatan *flooding* (uf)

Plate spacing pada umumnya berada pada range 0.3 - 0.6 m (Coulson, 1999)

maka, ditetapkan *plate spacing* adalah 0.45 m. sehingga berdasarkan *figure*

11.27 buku coulson, didapatkan nilai :

$$K_1 = 0,0700$$

Dilakukan koreksi pada nilai k_1 :

$$K^+ = \left(\frac{\sigma}{0,02} \right)^{0,2} K_1$$

$$K1^+ = 0,0633$$

$$\text{kecepatan flooding } (uf) = K_1^* \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}}$$

$$(uf) = 1,7590 \frac{m}{s}$$

c. Kecepatan uap ($\hat{U}$)

Berdasarkan coulson (1999), kecepatan uap berada pada *range* 70 - 90% kecepatan *flooding*. Sehingga pada perhitungan ini digunakan 80% kecepatan *flooding*.

$$\text{kecepatan uap } (\hat{U}) = 1,4072 \frac{m}{s}$$

d. Maksimum volumetrik Flow area (U_v maks)

$$U_v \text{ maks} = \frac{V}{\rho_V \cdot 3600}$$

$$U_v \text{ maks} = 0,0005 \frac{m^3}{detik}$$

e. Net Area (A_n)

$$A_n = \frac{U_v \text{ maks}}{\hat{U}}$$

$$A_n = 0,0004 \text{ m}^2$$

f. Cross Section Area (A_c)

Berdasarkan coulson (1999), *downcomer* area sebanyak 12%, sehingga :

$$A_c = \frac{A_n}{1 - 0,12}$$

$$A_c = 0,0004 \text{ m}^2$$

g. Diameter kolom (D_c)

$$D_c = \sqrt{\frac{4 A_c}{\pi}}$$

$$D_c = 0,0225 \text{ m}$$

h. *Desain Plate*

a. *Downcomer area (Ad)*

$$A_d = \%downcomer \times A_c$$

$$A_d = 0,0000 \text{ m}^2$$

b. *Net area (An)*

$$A_n = A_c - A_d$$

$$A_n = 0,0004 \text{ m}^2$$

c. *Active area (Aa)*

$$A_a = A_c - 2A_d$$

$$A_a = 0,0003 \text{ m}^2$$

d. *Hole Area (Ah)*

Ditetapkan *hole area* adalah 10% dari *active area*, sehingga :

$$A_h = 0,0000 \text{ m}^2$$

e. *Weir length (lw)*

Nilai *weir length* didapatkan melalui pembacaan grafik pada *figure 11.31 coulson*.

$$\text{Sumbu } Y = \frac{A_d}{A_c} \times 100\%$$

$$Y = 12$$

Maka :

$$\frac{l_w}{D_c} = 0.76$$

$$l_w = 0,0171 \text{ m}$$

f. *Weir height dan Hole size*

Berdasarkan coulson (1990)., didapatkan data weir dan *hole* untuk bagian atas dan bawah kolom :

Weir height (hw) : 12 mm

Hole diameter (dh) : 5 mm

Plate thickness : 5 mm

g. Pengecekan :

a. *Check weeping*

$$\text{maksimum liquid rate } (Lm, \max) = \frac{L}{3600} = 195,1315 \frac{\text{kg}}{\text{detik}}$$

$$\text{minimum liquid rate } (Lm, \min) = 70\% \times Lm, \max = 136,5921 \frac{\text{kg}}{\text{detik}}$$

$$\text{weir liquid crest } (how, \max) = 750 \left[\frac{Lm, \max}{\rho_1 lw} \right]^{\frac{2}{3}} = 5156,7303 \text{ mm liquid}$$

$$\text{weir liquid crest } (how, \min) = 750 \left[\frac{Lm, \min}{\rho_1 lw} \right]^{\frac{2}{3}} = 4065,4296 \text{ mm liquid}$$

Pada rate minimum :

$$hw + how, \min = 4077,4296 \text{ mm liquid}$$

berdasarkan figur 11.30 coulson, didapatkan :

$$K2 = 30,2$$

$$\text{minimum desain vapor velocity } (uh) = \frac{[K2 - 0,90(25,4 - d_k)]}{(\rho_v)^{\frac{1}{2}}} = 0,1517 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$$\text{Actual minimum vapor velocity } (Uv, \min \text{ actual}) =$$

$$\frac{\text{minimum vapour rate}}{Ah} = 17,9230 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Oleh karena nilai $Uv, \min \text{ Actual} > uh$. Maka perhitungan ini dapat diterima

b. *Plate Pressure Drop*

$$\begin{aligned} \text{jumlah maksimum vapor yang melewati hole } (U_h) &= \frac{U_{v, maks}}{Ah} \\ &= 16,2937 \frac{m}{s} \end{aligned}$$

Didapatkan nilai *orifice coefficient* (Co) dari *figure 11.34 coulson*, sehingga :

$$\frac{Ah}{Ap} = \frac{Ah}{Aa} = 10$$

$$\frac{\text{plate thickness}}{\text{hole diameter}} = 1$$

Maka:

$$Co = 0.845$$

$$\text{dry plate } (hd) = 51 \left[\frac{U_h}{Co} \right] \frac{\rho_v}{\rho_L} = 182672,0677 \text{ mm liquid}$$

$$\text{residual head } (hr) = \frac{12,5 \times 10^3}{\rho_L} = 19,7651 \text{ mm liquid}$$

$$\begin{aligned} \text{total pressure drop } (ht) &= hd + (hw + how) + hr \\ &= 187860,5360 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$

Oleh karena *Pressure Drop* lebih besar dari 100 mm yg merupakan basis perhitungan (coulson, 1990) maka perhitungan ini dapat diterima.

c. *Downcomer liquid backup*

$$\text{downcomer pressre loss } (hap) = hw - 10 = 2 \text{ mm}$$

$$\text{area under apron } (Aap) = hap \times \frac{lw}{1000} = 0,0000 \text{ m}^2$$

Karena $Aap < Ad$, maka nilai Aap menggunakan :

$$\begin{aligned} \text{head loss in the downcomer } (h_{dc}) &= 166 \left[\frac{L_{m, \max}}{\rho_L A_{ap}} \right]^2 \\ &= 13489242104,7776 \text{ mm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{back up in downcomer } (h_{bc}) &= (h_w + h_{ow}) + h_t + \\ h_{dc} &= 13489435134,0709 \text{ mm} \\ &= 13489435,1341 \text{ m} \end{aligned}$$

Nilai h_{bc} harus kurang dari $1/2(\text{plate spacing} + \text{weir height})$ (coulson, 1999)

:

$$\frac{1}{2} (\text{plate spacing} + \text{weir height}) = 156 \text{ mm}$$

Maka, nilai h_{bc} dapat diterima

d. *Residence time* (tr)

$$tr = \frac{U_{v \max}}{A_n} = 2088,3065 \frac{m}{s}$$

e. *Entrainment*

$$\begin{aligned} \frac{U_{v \max}}{A_n} &= 1,4072 \frac{m}{s} \end{aligned}$$

$$\text{persen flooding} = 80\%$$

$$\text{untuk } F_{LV} = 201,6784$$

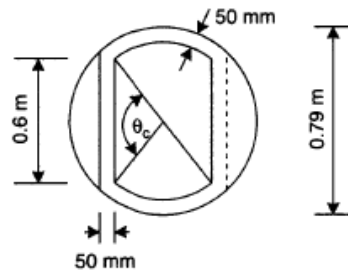
Didapatkan nilai Ψ dari figure 11.29 buku coulson

$$\Psi = 0.0170$$

Nilai Ψ harus lebih kecil dari 1 (coulson, 1990), hingga perhitungan ini dapat diterima

h. *Trial layout*

Digunakan *plate type cartridge* dengan 50 mm *unperforated strip* mengelilingi pinggir *plate* dan 50 mm *wide calming zone* (coulson, 1990)



- a. Sudut *subtended* antara pinggir *plate* dengan *unperforated strip* (θ) dari *figure 11.32 coulson*, didapatkan nilai 0,76 pada

$$\frac{lw}{Dc} = 0.76 \text{ adalah: } \theta_c = 88^\circ$$

sudut subtended antara pinggir plate dengan unperforated strip(θ)

$$= 180 - \theta_c = 92^\circ$$

$$\text{mean length, unperforated edge strips } (Lm) = 0,0169 \text{ m}$$

$$\text{area of unperforated edge strips } (Aup) = hw \times Lm = 0,0002 \text{ m}^2$$

$$\text{mean length of calming zone } (Lcz) = (Dc - hw) \sin\left(\frac{\theta_c}{2}\right) = 0,0002 \text{ m}$$

$$\text{area of calming zone } (Acz) = 2 (Lcz \times hw) = 0,0000 \text{ m}^2$$

$$\text{total area perforations } (Ap) = Aa - (Aup + Acz) = 0,0001 \text{ m}^2$$

Dari *figure 11.33 coulson*, untuk:

$$\frac{Ah}{Ap} = 0,3168$$

Sehingga:

$$\frac{lp}{dh} = 2,9$$

Nilai diatas dapat diterima karena masuk dalam range 2.5 - 4 (COULSON)

i. Jumlah *Hole* s

$$area\ untuk\ 1\ hole\ (A_{oh}) = 3.14 \frac{\pi n}{4} = 1,5415\ m^2$$

$$jumlah\ holes = \frac{Ah}{Aoh} = 12675,3823 = 1383\ holes$$

j. Tebal dinding kolom

Berdasarkan tabel 4 buku *Peter*, dapat diketahui data-data sebagai berikut :

P : 0,1280 atm 0,2559 atm

Da : 0,0225 m

ri : 0,0113 m

Ej : 0,85(*spot examined*)

S : 13700 psi 932.23 atm

Cc : 1 mm/tahun 0.02 m

Waktu : 20 tahun

h. Bagian bawah *ellipsoidal*

$$t = \frac{P.Da}{2.S.E_f - 0,2.P} + C_c$$

Keterangan :

P = Tekanan desain

Da = Diameter kolom

Ej = Effisiensi pengelasan

S = Tekanan kerja yang diizinkan

Cc = Korosi yang diizinkan

$$t_{bawah} = 0,0200 \text{ m}$$

i. Bagian *silinder*

$$t = \frac{P \cdot r_i}{S \cdot E_j - 0,2 \cdot P} + C_c$$

Keterangan ;

P = Tekanan desain

r_i = Jari-jari kolom

E_j = Effisiensi pengelasan

S = Tekanan kerja yang diizinkan

C_c = Korosi yang diizinkan

$$t_{\text{silinder}} = 0,0200 \text{ m}$$

Maka :

$$OD = ID \times 2 \times t_{\text{silinder}}$$

$$OD = 0,0625 \text{ m}$$

k. Total Pressure Drop

$$\text{rectifying section} = 70,6064 \text{ mm liquid} = 392,9854 \text{ Pa}$$

$$\text{stripping section} = 187860,5630 \text{ mm liquid} = 1164321,5726 \text{ Pa}$$

$$\begin{aligned} \text{Total Pressure Drop} &= (N_1 \times \Delta P_1) + (N_2 \times \Delta P_2) = 1513893,1341 \text{ Pa} = \\ &14,9410 \text{ atm} \end{aligned}$$

l. Tinggi kolom distilasi

$$H_p = (N_1 \times \text{tray spacing}) + (N_2 \times \text{tray spacing})$$

$$H_p = 6 \text{ m}$$

$$H_{\text{elipsoidal atas}} \frac{1}{4} ID = 2,6428 \text{ m}$$

$$H_{\text{elipsoidal bawah}} = 0,0056 \text{ m}$$

$$H_{\text{distilasi}} = 8,6484 \text{ m}$$

Dan juga menentukan *Flash point*, *Melting Point*, *specific gravity* dan API^o guna untuk kualitas produk yang dihasilkan.

IDENTIFIKASI		
Nama Alat	Kolom Distilasi	
Kode Alat	KD-01	
Jumlah	1 unit	
Operasi	Kontinyu	
Fungsi	Memisahkan antara C8 - C14 dengan C16 - C20	
DATA DESAIN		
	<i>Top</i>	<i>Bottom</i>
Tekanan	0,12966atm	0,1280 atm
Temperatur	330,00 °C	360°C
DATA MEKANIK		
Tinggi	8,6484	
<i>Stage</i>	13 <i>stage</i>	
	<i>Top</i>	<i>Bottom</i>
Diameter	10,5711	0,0025
<i>Tray Spacing</i>	0,3	
<i>t silinder</i>	0,0200 m	
<i>t Head</i>	0,0240 m	
Material	<i>Carbon steel</i>	
PELAT		
	<i>Top</i>	<i>Bottom</i>
<i>Active area</i>	0,0003m ²	0,0003m ²
<i>Hole Diameter</i>	5 mm	5 mm
Hole Area	0,1788 m ²	0,0000 m ²
Panjang Weir	12 mm	12 mm
Tebal Pelat	5 mm	5 mm
<i>Jumlah Hole</i>	340 <i>hole s</i>	1383 <i>hole s</i>

C.31. Kolom Distilasi (KD-02)

Fungsi : Memisahkan antara heksadekana dengan senyawa lainnya dengan C16 - C20

Tipe : *Sieve Tray Distillation*

Gambar :



Bahan Kontruksi : *Carbon steel*

Jumlah : 1 Unit

Kondisi *Feed* :

Temperatur : 257 °C = 530,15 K

Tekanan : 0,3265 atm

kondisi *top* :

Temperatur : 255 °C = 528,15 K

Tekanan : 0,4183 atm

kondisi *Bottom* :

Temperatur : 287,00°C = 560,15K

Tekanan : 0,1344 atm

4. Jumlah *Stage* dan Refluks Rasio

Pada kolom distilasi ini :

Light key adalah C₁₄H₃₀

Heavy key adalah C₁₆H₃₄

Komponen	X,D	X,B	X,F
C ₁₂ H ₂₄ O ₂	0,0000	0,0001	0,0000
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	0,0000	0,0002	0,0000
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	0,0000	0,0080	0,0009
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	0,0000	0,0007	0,0001
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	0,0000	0,0000	0,0000
C ₂₀ H ₄₀ O ₂	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₂ H ₂₆	0,0071	0,0000	0,0008
C ₁₄ H ₃₀	0,0345	0,0000	0,0032
C ₁₆ H ₃₄	0,0015	0,9104	0,1072
C ₂₀ H ₄₂	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₈ H ₃₈	0,0000	0,0605	0,0000
H ₂ O	0,9569	0,0000	0,8857
Trigleserida	0,0000	0,0200	0,0023
Total			1,0002

f. *Stage* Minimum (Nm)

Dilakukan perhitungan *Relative Volatility* pada setiap komponen :

$$\alpha_i = \frac{K_t}{K_{hk}} \quad \text{dan} \quad \alpha_{avg} = \sqrt{\alpha_{distilat} \times \alpha_{bottom}}$$

Komponen	α distilat	α botom	α average
C ₁₂ H ₂₄ O ₂	1,5164	1,5153	1,5159
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	1,2565	1,2664	1,2615
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	1,3200	1,3569	1,3383
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	1,0706	1,0312	1,0507
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	0,7955	0,7710	0,7831
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	1,0360	1,0080	1,0219
C ₂₀ H ₄₀ O ₂	1,2612	1,1495	1,2040
C ₁₂ H ₂₆	1,8358	1,9216	1,8782

C ₁₄ H ₃₀	1,6959	1,7472	1,7214
C ₁₆ H ₃₄	1,5380	1,5585	1,5482
C ₂₀ H ₄₂	1,0000	1,0000	1,0000
C ₁₈ H ₃₈	1,2069	1,2136	1,2102
H ₂ O	5,0376	5,3582	5,1954
Trigleserida	1,4029	1,3569	1,3797
Total			22,1086

Perhitungan *stage* minimum dilakukan dengan metode fenske :

$$N_M = \frac{\text{Log} [(X_{LK} / X_{HK})_D \times (X_{HK} / X_{LK})_B]}{\text{Log} (\alpha_{Avg})} \quad (\text{Coulson, 1999})$$

Stage minimum : 1 *stage*

g. *Refluks* minimum

Untuk menghitung *refluks* minimum, digunakan persamaan Underwood :

$$1 - q = \frac{\alpha_i \times x_i f}{(\alpha_i - \theta)}$$

Oleh karena *Feed* dalam kolom distilasi adalah *saturated liquid* and gas, maka nilai K adalah jumlah fraksi fasa *liquid*:

$$q = 1$$

Sehingga persamaan menjadi :

$$0 = \frac{\alpha_i \times x_i f}{(\alpha_i - \theta)}$$

Dari persamaan tersebut, ditrial sehingga didapatkan nilai $\theta = 0$. maka :

$$\frac{\alpha_i \times x_i D}{(\alpha_i - \theta)} = Rm + 1$$

Keterangan :

α_i = *Relative volatility* rata-rata komponen i

θ = Konstanta *Underwood*

$x_{i,D}$ = Fraksi komponen I dalam distilat

$x_{i,F}$ = Fraksi komponen I dalam *Feed*

komponen	$\frac{\alpha_i \cdot x_{i,F}}{(\alpha_i - \theta)}$	$\frac{\alpha_i \cdot x_{i,D}}{(\alpha_i - \theta)}$
C12H24O2	0,0000	0,0000
C14H28O2	0,0000	0,0000
C16H32O2	0,0009	0,0000
C18H36O2	0,0001	0,0000
C18H34O2	0,0000	0,0000
C18H32O2	0,0000	0,0000
C20H40O2	0,0000	0,0000
C12H26	0,0008	0,0026
C14H30	0,0032	0,0113
C16H34	0,1072	0,0004
C20H42	0,0000	0,0000
C18H38	0,0000	0,0000
H2O	0,8858	0,9858
Trigleserida	0,0023	0,0000
Total	1,0004	1,0001

Sehingga :

$R_m + 1 : 0,9999$

$R_m : 1,9999$

R operasi berkisar antara 1.2 - 1.5 R_m (Geankoplis), jadi :

$R_{op} : 2,3998$

h. Jumlah *stage* teoritis

Perhitungan *stage* ideal dilakukan dengan menggunakan korelasi erbar

Maddox:

$$\frac{R_{operasi}}{R_{operasi}+1} = 0,7059$$

$$\frac{R_m}{R_m+1} = 0,6667$$

Dari grafik buku coulson , didapatkan :

$$\frac{Nm}{N} = 0,64$$

Nteoritis : 7,1950 *stage*

i. Efisiensi kolom

Dilakukan perhitungan efisiensi kolom untuk mengetahui jumlag *stage* aktual yang diperlukan.

Dengan cara membagi kmol *top product* dengan *Feed* yang masuk :

$$= 181,8015 / 245,5465$$

$$= 74 \%$$

Column Efficiency (Eo) 70%

Maka jumlah *stage* aktual adalah :

$$N_{aktual} = \frac{N}{Eo}$$

$$N_{aktual} = 10,2785 \text{ stage}$$

Jumlah *stage* tersebut ditambahkan dengan *stage* untuk reboiler dan kondensor, sehingga :

$$N_{aktual} = 12,2785 \text{ stage} \approx 20 \text{ stage}$$

j. Lokasi *Feed Stage*

Menentukan lokasi *Feed stage* dilakukan dengan perhitungan menggunakan persamaan kirkbride :

$$\text{Log} \frac{N_r}{N_s} = 0,206 \times \log \left[\frac{B}{D} \left(\frac{X_{HK,F}}{X_{LK,F}} \right) \left(\frac{X_{LK,B}}{X_{HK,D}} \right)^2 \right]$$

Keterangan :

B = Laju alir molar *Bottom product* (kmol/jam)

D = Laju alir molar distilat (kmol/jam)

X_{HK,F} = Fraksi mol *heavy* komponen di *Feed*

X_{LK,F} = Fraksi mol *light* komponen di *Feed*

X_{LK,B} = Fraksi mol *light* komponen di *Bottom*

X_{HK,D} = Fraksi mol *light* komponen di distilat

N_r = Jumlah *stage* dibagian atas *Feed* (*rectifying*)

N_s = Jumlah *stage* dibagian bawah *Feed* (*stripping*)

(Coulson,1999)

$$B = 38,0294 \text{ kmol/jam}$$

$$D = 115,8669 \text{ kmol/jam}$$

$$\frac{X_{HK,F}}{X_{LK,F}} = 0,0374$$

$$\left(\frac{X_{LK,B}}{X_{HK,D}} \right)^2 = 695,23$$

$$\frac{B}{D} = 0,3282$$

$$= 8,527$$

$$\text{Log} \frac{N_r}{N_s} = 0,1917$$

Maka:

$$\frac{N_r}{N_s} = 1,5550$$

Sehingga:

$$N_r = 0,1521 \times N_s$$

$$N_{\text{teoritis}} = N_s + N_r$$

$$\text{maka } N_s = N_{\text{teoritis}} - N_r$$

$$N_r = 0,1521 \times (N_{\text{teoritis}} - N_r)$$

Jadi aktual 20 *stage*

$$Nr = 31,1008 - 0,1521 Nr$$

$$Nr = 8,7058 \text{ stage}$$

Jadi :

$$Ns = 12,1723$$

Didapatkan *Feed* masuk pada *stage* ke-9 dari atas

$$Nr = 7 \text{ stage}$$

$$Ns = 13 \text{ stage}$$

5. Kolom bagian atas (*Rectifying Section*)

Data-data

Berdasarkan hasil perhitungan neraca massa, maka didapatkan :

$$V = 41809,2261 \text{ kg/jam}$$

$$R = 40198,8997 \text{ kg/jam}$$

$$L = 1610,3264 \text{ kg/jam}$$

Data	Vapor	Liquid
<i>Mass Flowrate</i> (kg/sec)	11,6137	0,4473
<i>Density</i> (kg/m ³)	0,9010	567,9453
<i>Volumetric Flowrate</i> (m ³ /sec)	12,8901	0,0008
<i>Surface tension</i> (N/m)	0,0083	

Diameter Kolom (Dc)

j. *Liquid-Vapor Flow Factor*

$$F_{LV} = \frac{L}{V} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_l}}$$

$$F_{LV} = 0,0015$$

Keterangan :

F_{LV} = Liquid-vapot flow factor

L = Laju alir massa distilat (kg/jam)

V = Laju alir massa vapor (kg/jam)

ρ_v = Densitas vapor (kg/m³)

ρ_l = Densitas distilat (kg/m³)

(Coulson, 1999)

k. Kecepatan *Flooding* (u_f)

Plate spacing pada umumnya berada pada range 0.3 - 0.6 m (Coulson, 1999)

maka, ditetapkan *plate spacing* adalah 0.45 m. Sehingga berdasarkan *figure*

11.27 buku coulson didapatkan nilai :

$$K_1 = 0,0850$$

Dilakukan koreksi pada nilai K_1 :

$$K^+ \left(\frac{\sigma}{0.02} \right)^{0.2} K_1$$

$$K^+ = 0,0713$$

Kecepatan *flooding* (u_f) =

$$K_1^* \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}}$$

$$u_f = 1,7894 \text{ m/s}$$

l. Kecepatan uap ($\hat{U}$)

Berdasarkan coulson (1999), kecepatan uap berada pada range 70 - 90% kecepatan *flooding*. Sehingga pada perhitungan ini digunakan 80% kecepatan *flooding*.

$$\text{kecepatan uap } (\hat{U}) = 1,4316 \frac{m}{s}$$

m. Maksimum volumetrik Flow area (U_v maks)

$$U_v \text{ maks} = \frac{V}{\rho_v \times 3600}$$

$$U_v \text{ maks} = 12,8901 \frac{m^3}{detik}$$

n. Net Area (A_n)

$$A_n = \frac{U_v \text{ maks}}{\hat{U}}$$

$$A_n = 9,0043 m^2$$

o. Cross Section Area (A_c)

Berdasarkan coulson (1999), *downcomer* area sebanyak 12%, sehingga :

$$A_c = \frac{A_n}{1 - 0,12}$$

$$A_c = 10,2322 m^2$$

p. Diameter kolom (D_c)

$$D_c = \sqrt{\frac{4 A_c}{\pi}}$$

$$D_c = 3,6103 m$$

6. Desain Plate

s. *Downcomer* area (A_d)

$$Ad = \%downcomer \times Ac$$

(Coulson, pg. 473)

$$Ad = 1,2279 \text{ m}^2$$

t. *net area* (A_n)

$$A_n = A_c - Ad$$

$$A_n = 9,0043 \text{ m}^2$$

u. *Active area* (A_a)

$$A_a = A_c - 2Ad$$

$$A_a = 7,7764 \text{ m}^2$$

v. *Hole Area* (A_h)

Ditetapkan *hole area* adalah 10% dari *active area*, sehingga :

$$A_h = 0,7776 \text{ m}^2$$

w. *Weir length* (lw)

Nilai *weir length* didapatkan melalui pembacaan grafik pada figur 11.31 coulson.

$$Sumbly Y = \frac{Ad}{Ac} \times 100\%$$

$$Y = 12$$

Maka :

$$\frac{lw}{Dc} = 0,77$$

$$lw = 2,7800 \text{ m}$$

x. *Weir height dan Hole size*

Berdasarkan coulson (1990)., didapatkan data *weir* dan *hole* untuk bagian atas dan bawah kolom:

$$\text{Weir height (hw)} = 12 \text{ mm}$$

$$\text{Hole diameter (dh)} = 5 \text{ mm}$$

$$\text{Plate thickness} = 5 \text{ mm}$$

Pengecekan

y. *Check weeping*

$$\text{maksimum liquid rate (Lm, max)} = \frac{L}{3600} = 0,4473 \frac{\text{kg}}{\text{detik}}$$

$$\text{minimum liquid rate (Lm, min)} = 70 \% \times Lm, \text{ max} = 0,3131 \frac{\text{kg}}{\text{detik}}$$

$$\begin{aligned} \text{weir liquid crest (how, max)} &= 750 \left[\frac{Lm, \text{ maks}}{\rho_1 I_w} \right]^{\frac{2}{3}} \\ &= 3,2352 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{weir liquid crest (how, min)} &= 750 \left[\frac{Lm, \text{ min}}{\rho_1 I_w} \right]^{\frac{2}{3}} \\ &= 2,5506 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$

Pada rate minimum :

$$hw + how, \text{ min} = 14,5506 \text{ mm liquid}$$

Berdasarkan figur 11.30 coulson, didapatkan :

$$K_2 = 28$$

$$\begin{aligned} \text{minimum desain vapor velocity (uh)} &= \left[\frac{K_2 - 0,90 (25,4 - d_k)}{(\rho_v)^{1/2}} \right] \\ &= 10,1560 \frac{\text{m}}{\text{s}} \end{aligned}$$

Actual minimum vapor velocity ($U_{v, \min \text{ actual}}$)

$$= \frac{\text{minimum vapour rate}}{Ah} = 24,8638 \frac{m}{s}$$

Oleh karena nilai $U_{v, \min \text{ Actual}} > u_h$. Maka perhitungan ini dapat diterima

z. *Plate Pressure Drop*

$$\begin{aligned} \text{jumlah maksimum vapor yang melewati hole } (U_h) &= \frac{U_{v, \text{maks}}}{Ah} \\ &= 16,5759 \frac{m}{s} \end{aligned}$$

Didapatkan nilai orifice coefficient (Co) dari *figure 11.34 coulson*,

sehingga :

$$\frac{Ah}{Ap} = \frac{Ah}{Aa} = 10$$

$$\frac{\text{plate thickness}}{\text{hole diameter}} = 1$$

Maka :

$$Co = 0,845$$

$$\text{dry plate } (hd) = 51 \left[\frac{U_h}{Co} \right]^2 \frac{\rho_v}{\rho_L} = 31,1326 \text{ mm liquid}$$

$$\text{residual head } (hr) = \frac{12,5 \cdot 10^3}{\rho_L} = 22,0092 \text{ mm liquid}$$

$$\begin{aligned} \text{total pressure drop } (ht) &= hd + (hw + how) + hr \\ &= 68,3770 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$

aa. *downcomer liquid backup*

$$\text{downcomer pressure loss } (hap) = hw - 10 = 2 \text{ mm}$$

$$\text{area under apron } (Aap) = hap \times \frac{lw}{100} = 0,0056 m^2$$

Karena $A_{ap} < A_d$, maka nilai A_{ap} menggunakan :

$$\text{head loss in the downcomer } (h_{dc}) = 166 \left[\frac{L_{m,max}}{\rho_L A_{ap}} \right]^2 = 3,3310 \text{ mm}$$

$$\text{back up in downcomer } (h_{bc}) = (h_w + h_{ow}) + h_t + h_{dc} = 86,9432 \text{ mm} = 0,0869 \text{ m}$$

Nilai h_{bc} harus kurang dari $1/2(\text{plate spacing} + \text{weir height})$ (Coulson, 1999)

$$\frac{1}{2}(\text{plate spacing} + \text{weir height}) = 156 \text{ mm}$$

Maka, nilai h_{bc} dapat diterima adalah 0,156 mm

bb. *Residence time* (tr)

$$tr = \frac{A_d h_{bc} \rho_L}{L_{m,maks}} = 135,5437599 \text{ detik}$$

Berdasarkan Coulson (1990), residence time harus lebih dari 3 sec. Maka perhitungan ini diterima.

cc. *Entrainment*

$$uv = \frac{U_v maks}{A_n} = 1,4316 \frac{m}{s}$$

$$\text{persen flooding} = \frac{u_v}{u_f} \times 80$$

$$\text{untuk } F_{LV} = 0,0015$$

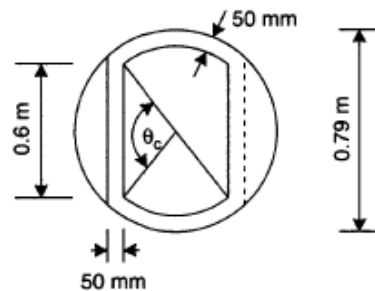
Didapatkan nilai Ψ dari

$$\Psi = 2,0000$$

Nilai Ψ harus lebih kecil dari 1 (Coulson, 1990), hingga perhitungan ini dapat diterima

dd. *Trial layout*

Digunakan *plate type cartridge* dengan 50 mm *unperforated strip* mengelilingi pinggir *plate* dan 50 mm wide *calming zone* (coulson, 1990)



ee. Sudut *subtended* antara pinggir *plate* dengan *unperforated strip* (θ) dari figure 11.32 coulson, didapatkan nilai pada

$$\frac{lw}{Dc} = 0,77 \text{ adalah :}$$

$$\theta_c = 88^\circ$$

Sudut *subtended* antara pinggir *plate* dengan

$$\text{unperforated strip}(\theta) = 180 - \theta_c = 92^\circ$$

$$\text{mean length, unperforated edge strips (Lm)} = (Dc -$$

$$hw) \times 3,14 \left[\frac{\theta_c}{2} \right] = 5,7749 \text{ m}$$

$$\text{area of calming zone (Acz)} = 2 (Lcz \times hw) = 0,069 \text{ m}^2$$

$$\text{mean length of calming zone (Lcz)} = (Dc - hw) \sin \left[\frac{\theta_c}{2} \right] = 0,0637 \text{ m}$$

$$\text{area of calming zone (Acz)} = 2 (Lcz \times hw) = 0,0015 \text{ m}^2$$

$$\text{total area perforations (Ap)} = Aa - (Aup + Acz) = 7,706 \text{ m}^2$$

Dari figure 11.33 coulson, untuk :

$$\frac{Ah}{Ap} = 0,1009$$

Sehingga :

$$\frac{Ip}{Ap} = 2,9$$

Nilai diatas dapat diterima karena masuk dalam range 2,5 - 4

(Coulson, 1999)

ff. Jumlah *Hole*

Area untuk 1 *hole* (A_{oh})

$$3,14 \frac{an}{4} = 0,00002 \text{ m}^2$$

$$\text{jumlah holes} = \frac{A_h}{A_{oh}} = 39625,1884 = 340,000 \text{ holes}$$

Tebal dinding kolom berdasarkan tabel 4 buku Peter, dapat diketahui data-data sebagai berikut :

$$P =$$

$$0,4183 \text{ atm}$$

$$0,8366 \text{ atm}$$

$$Da = 3,6103 \text{ m}$$

$$ri = 1,8052 \text{ m}$$

$$E_j = 0,85 \text{ (spot examined)}$$

$$S = 13700 \text{ psi} = 932,2297 \text{ atm}$$

$$Cc = 1 \frac{\text{mm}}{\text{tahun}} = 0.02 \text{ m}$$

$$\text{waktu} = 20 \text{ tahun}$$

gg. Bagian *Head ellipsoidal*

$$t = \frac{P \cdot Da}{2 \cdot S \cdot E_j - 0,2 P} + C_c$$

Keterangan :

P = Tekanan desain

Da = Diameter kolom

Ej = Effisiensi pengelasan

S = Tekanan kerja yang diizinkan

Cc = Korosi yang diizinkan

$$t_{head} = 0,0219 \text{ m} = 2,1906 \text{ cm}$$

hh. Bagian *silinder*

$$t = \frac{P \cdot r_i}{S \cdot E_j - 0,6 \cdot P + P} + C_c$$

Keterangan :

P = Tekanan desain

ri = Jari-jari kolom

Ej = Effisiensi pengelasan

S = Tekanan kerja yang diizinkan

Cc = Korosi yang diizinkan

$$t_{silinder} = 0,0219 \text{ m} = 2,1907 \text{ cm}$$

Maka:

$$OD = ID + 2 t_{silinder}$$

$$OD = 3,6542 \text{ m} = 365,4161 \text{ cm}$$

ii. Kolom bagian bawah (*Stripping section*)

Data-data berdasarkan perhitungan neraca massa, didapatkan :

$$L' = 567055,9800 \text{ kg/jam}$$

$$V' = 189466,1796 \text{ kg/jam}$$

$$B = 377589,8004 \text{ kg/jam}$$

Data	Vapor	Liquid
<i>Mass Flowrate</i> (kg/sec)	52,6295	157,5155
Density (kg/m ³)	0,9010	567,9453
<i>Volumetric Flowrate</i> (m ³ /sec)	58,4140	0,2773
Surface tension (N/m)	0,0083	

jj. Diameter Kolom (Dc)

i. *Liquid-Vapor Flow Factor*

$$F_{LV} = \frac{L}{V} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_l}}$$

$$F_{LV} = 0,1192$$

Keterangan :

FLV = *liquid-vapot flow factor*

L = laju alir massa distilat (kg/jam)

V = laju alir massa *vapor* (kg/jam)

ρ_v = densitas *vapor* (kg/m³)

ρ_l = densitas distilat (kg/m³)

j. kecepatan *flooding* (uf)

Plate spacing pada umumnya berada pada range 0.3 - 0.6 m (Coulson, 1999)

maka, ditetapkan *plate spacing* adalah 0.45 m. sehingga berdasarkan *figure*

11.27 buku coulson, didapatkan nilai :

$$K_1 = 0,0600$$

Dilakukan koreksi pada nilai k_1 :

$$K^+ = \left(\frac{\sigma}{0,02} \right)^{0,2} K_1$$

$$K1^+ = 0,0503$$

$$\text{kecepatan flooding } (uf) = K_1^* \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}}$$

$$(uf) = 1,4286 \frac{m}{s}$$

k. Kecepatan uap ($\hat{U}$)

Berdasarkan coulson (1999), kecepatan uap berada pada *range* 70 - 90% kecepatan *flooding*. Sehingga pada perhitungan ini digunakan 80% kecepatan *flooding*.

$$\text{kecepatan uap } (\hat{U}) = 1,1429 \frac{m}{s}$$

l. Maksimum volumetrik Flow area (U_v maks)

$$U_v \text{ maks} = \frac{V}{\rho_V \cdot 3600}$$

$$U_v \text{ maks} = 58,4140 \frac{m^3}{detik}$$

m. Net Area (A_n)

$$A_n = \frac{U_v \text{ maks}}{\hat{U}}$$

$$A_n = 51,1099 m^2$$

n. Cross Section Area (A_c)

Berdasarkan coulson (1999), *downcomer* area sebanyak 12%, sehingga :

$$A_c = \frac{A_n}{1 - 0,12}$$

$$A_c = 58,0794 m^2$$

o. Diameter kolom (D_c)

$$D_c = \sqrt{\frac{4 A_c}{\pi}}$$

$$Dc = 8,6015 \text{ m}$$

p. *Desain Plate*

m. *Downcomer area (Ad)*

$$Ad = \%downcomer \times Ac$$

$$Ad = 6,9695 \text{ m}^2$$

n. *Net area (An)*

$$An = Ac - Ad$$

$$An = 51,1099 \text{ m}^2$$

o. *Active area (Aa)*

$$Aa = Ac - 2Ad$$

$$Aa = 44,1404 \text{ m}^2$$

p. *Hole Area (Ah)*

Ditetapkan *hole area* adalah 10% dari *active area*, sehingga :

$$Ah = 4,4140 \text{ m}^2$$

q. *Weir length (lw)*

Nilai *weir length* didapatkan melalui pembacaan grafik pada *figure 11.31 coulson*.

$$Sumbu Y = \frac{Ad}{Ac} \times 100\%$$

$$Y = 12$$

Maka :

$$\frac{lw}{Dc} = 0.76$$

$$lw = 6,5372 \text{ m}$$

r. *Weir height dan Hole size*

Berdasarkan coulson (1990)., didapatkan data weir dan *hole* untuk bagian atas dan bawah kolom :

Weir height (hw) : 12 mm

Hole diameter (dh) : 5 mm

Plate thickness : 5 mm

s. Pengecekan :

f. *Check weeping*

$$\text{maksimum liquid rate } (Lm, max) = \frac{L}{3600} = 157,5155 \frac{kg}{detik}$$

$$\text{minimum liquid rate } (Lm, min) = 70\% \times Lm, max = 110,2609 \frac{kg}{detik}$$

$$\text{weir liquid crest } (how, max) = 750 \left[\frac{Lm, maks}{\rho_1 lw} \right]^{\frac{2}{3}} = 91,2317 \text{ mm liquid}$$

$$\text{weir liquid crest } (how, min) = 750 \left[\frac{Lm, min}{\rho_1 lw} \right]^{\frac{2}{3}} = 71,9247 \text{ mm liquid}$$

Pada rate minimum :

$$hw + how, min = 83,9247 \text{ mm liquid}$$

berdasarkan figur 11.30 coulson, didapatkan :

$$K_2 = 30,8$$

$$\text{minimum desain vapor velocity } (uh) = \frac{[K_2 - 0,90(25,4 - d_k)]}{(\rho_v)^{\frac{1}{2}}} = 13,1058 \frac{m}{s}$$

$$\text{Actual minimum vapor velocity } (Uv, min actual) = \frac{\text{minimum vapour rate}}{Ah} =$$

$$14,5571 \frac{m}{s}$$

Oleh karena nilai $Uv, min \text{ Actual} > uh$. Maka perhitungan ini dapat diterima

g. *Plate Pressure Drop*

$$\begin{aligned} \text{jumlah maksimum vapor yang melewati hole } (U_h) &= \frac{U_{v, maks}}{Ah} \\ &= 13,2337 \frac{m}{s} \end{aligned}$$

Didapatkan nilai *orifice coefficient* (Co) dari *figure 11.34 coulson*, sehingga :

$$\frac{Ah}{Ap} = \frac{Ah}{Aa} = 10$$

$$\frac{\text{plate thickness}}{\text{hole diameter}} = 1$$

Maka:

$$Co = 0.845$$

$$\text{dry plate } (hd) = 51 \left[\frac{U_h}{Co} \right] \frac{\rho_v}{\rho_L} = 19,8438 \text{ mm liquid}$$

$$\text{residual head } (hr) = \frac{12,5 \times 10^3}{\rho_L} = 22,0092 \text{ mm liquid}$$

$$\begin{aligned} \text{total pressure drop } (ht) &= hd + (hw + how) + hr \\ &= 145,0847 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$

Oleh karena *Pressure Drop* lebih besar dari 100 mm yg merupakan basis perhitungan (coulson, 1990) maka perhitungan ini dapat diterima.

h. Downcomer liquid backup

$$\text{downcomer pressre loss } (hap) = hw - 10 = 2 \text{ mm}$$

$$\text{area under apron } (Aap) = hap \times \frac{lw}{1000} = 0,0031 \text{ m}^2$$

Karena $Aap < Ad$, maka nilai Aap menggunakan :

$$\text{head loss in the downcomer } (hdc) = 166 \left[\frac{Lm, max}{\rho_L Aap} \right]^2 = 74696,8181 \text{ mm}$$

$$\text{back up in downcomer } (hbc) = (h_w + h_{ow}) + h_t + h_{dc} = 74945,1345 \text{ mm} \\ 74,9451 \text{ m}$$

Nilai hbc harus kurang dari $1/2(\text{plate spacing} + \text{weir height})$ (coulson, 1999)

:

$$\frac{1}{2} (\text{plate spacing} + \text{weir height}) = 156 \text{ mm}$$

Maka, nilai hbc dapat diterima

i. *Residence time* (tr)

$$tr = \frac{Uv \text{ maks}}{An} = 1883,3460 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

j. *Entrainment*

$$\frac{Uv \text{ maks}}{An} = 1,1429 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$$\text{persen flooding} = 80\%$$

$$\text{untuk } F_{LV} = 0,1192$$

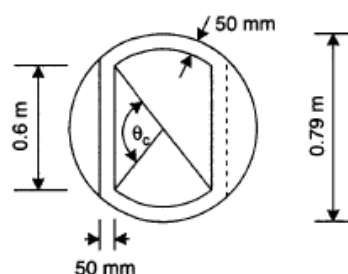
Didapatkan nilai Ψ dari figure 11.29 buku coulson

$$\Psi = 0,0700$$

Nilai Ψ harus lebih kecil dari 1 (coulson, 1990), hingga perhitungan ini dapat diterima

t. *Trial layout*

Digunakan *plate type cartridge* dengan 50 mm *unperforated strip* mengelilingi pinggir *plate* dan 50 mm *wide calming zone* (coulson, 1990)



- b. Sudut *subtended* antara pinggir *plate* dengan *unperforated strip* (θ) dari *figure 11.32 coulson*, didapatkan nilai pada

$$\frac{lw}{Dc} = 0.76 \text{ adalah: } \theta_c = 88^\circ$$

sudut subtended antara pinggir plate dengan unperforated strip(θ)

$$= 180 - \theta_c = 92^\circ$$

$$\text{mean length, unperforated edge strips } (Lm) = 13,7853 \text{ m}$$

$$\text{area of unperforated edge strips } (Aup) = hw \times Lm = 0,1654 \text{ m}^2$$

$$\text{mean length of calming zone } (Lcz) = (Dc - hw) \sin\left(\frac{\theta_c}{2}\right) = 0,1521 \text{ m}$$

$$\text{area of calming zone } (Acz) = 2 (Lcz \times hw) = 0,0036 \text{ m}^2$$

$$\text{total area perforations } (Ap) = Aa - (Aup + Acz) = 43,9713 \text{ m}^2$$

Dari *figure 11.33 coulson*, untuk:

$$\frac{Ah}{Ap} = 0,1004$$

Sehingga:

$$\frac{lp}{dh} = 2,9$$

Nilai diatas dapat diterima karena masuk dalam range 2.5 - 4 (COULSON)

- u. Jumlah *Hole s*

$$area \text{ untuk } 1 \text{ hole } (A_{oh}) = 3.14 \frac{\pi n}{4} = 0,00002 \text{ m}^2$$

$$jumlah\ holes = \frac{Ah}{A_{oh}} = 224919,0780 = 1383\ holes$$

v. Tebal dinding kolom

Berdasarkan tabel 4 buku *Peter*, dapat diketahui data-data sebagai berikut :

P : 0,1344 atm 0,2688 atm

Da : 8,6015 m

ri : 4,3008 m

Ej : 0,85(*spot examined*)

S : 13700 psi 932.23 atm

Cc : 1 mm/tahun 0.02 m

Waktu : 20 tahun

q. Bagian bawah *ellipsoidal*

$$t = \frac{P.Da}{2.S.E_j - 0,2.P} + C_c$$

Keterangan :

P = Tekanan desain

Da = Diameter kolom

Ej = Effisiensi pengelasan

S = Tekanan kerja yang diizinkan

Cc = Korosi yang diizinkan

$$t_{bawah} = 0,0215 \text{ m} = 2,1459 \text{ cm}$$

r. Bagian *silinder*

$$t = \frac{P \cdot r_i}{S \cdot E_f - 0,2 \cdot P} + C_c$$

Keterangan ;

P = Tekanan desain

r_i = Jari-jari kolom

E_j = Effisiensi pengelasan

S = Tekanan kerja yang diizinkan

C_c = Korosi yang diizinkan

$$t_{\text{silinder}} = 0,0215 \text{ m} = 2,1459 \text{ cm}$$

Maka :

$$OD = ID \times 2 \times t_{\text{silinder}}$$

$$OD = 8,6445 \text{ m} = 864,4461 \text{ cm}$$

w. Total Pressure Drop

$$\text{rectifying section} = 76,1810 \text{ mm liquid} = 68,3770 \text{ Pa}$$

$$\text{stripping section} = 72,9531 \text{ mm liquid} = 145,0847 \text{ Pa}$$

$$\text{Total Pressure Drop} = (N_1 \times \Delta P_1) + (N_2 \times \Delta P_2) = 826,8657 \text{ Pa} =$$

$$0,0082 \text{ atm}$$

x. Tinggi kolom distilasi

$$H_p = (N_1 \times \text{tray spacing}) + (N_2 \times \text{tray spacing})$$

$$H_p = 6 \text{ m}$$

$$H_{\text{elipsoidal atas}} = \frac{1}{4} ID = 0,9026 \text{ m}$$

$$H_{\text{elipsoidal bawah}} = 2,1504 \text{ m}$$

$$H_{\text{distilasi}} = 9,0530 \text{ m}$$

Dan juga menentukan *Flash point*, *Melting Point*, *specific gravity* dan API° guna untuk kualitas produk yang dihasilkan.

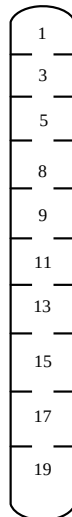
IDENTIFIKASI		
Nama Alat	Kolom Distilasi	
Kode Alat	KD-02	
Jumlah	1 unit	
Operasi	Kontinyu	
Fungsi	Memisahkan antara C ₁ -C ₆ dengan C ₈ -C ₂₀	
DATA DESAIN		
	<i>Top</i>	<i>Bottom</i>
Tekanan	0,1 atm	0,2 atm
Temperatur	110 °C	194,88°C
DATA MEKANIK		
Tinggi	6,6433	
<i>Stage</i>	19 <i>stage</i>	
	<i>Top</i>	<i>Bottom</i>
Diameter	1,7313	2,0419
<i>Tray Spacing</i>	0,3	
<i>t silinder</i>	0,0202 m	
<i>t Head</i>	0,0202 m	
Material	<i>Carbon steel</i>	
PELAT		
	<i>Top</i>	<i>Bottom</i>
<i>Active area</i>	1,7882 m ²	2,4875 m ²
<i>Hole Diameter</i>	5 mm	5 mm
Hole Area	0,1788 m ²	0,2488 m ²
Panjang Weir	12 mm	12 mm
Tebal Pelat	5 mm	5 mm
Jumlah <i>Hole</i>	9112 <i>hole s</i>	12675 <i>hole s</i>

C.32. Kolom Distilasi (KD-03)

Fungsi : Memisahkan antara C₈-C₁₄ dengan C₁₆-C₂₀

Tipe : Sieve Tray Distillation

Gambar :



Bahan Kontruksi : *Carbon steel*

Jumlah : 1 Unit

Kondisi *Feed* :

Temperatur : 334 °C = 607,15 K

Tekanan : 0,3339 atm

kondisi *top* :

Temperatur : 330 °C = 603,15 K

Tekanan : 0,1280 atm

kondisi *Bottom* :

Temperatur : 360 °C = 633,15 K

Tekanan : 0,1280 atm

7. Jumlah *Stage* dan Refluks Rasio

Pada kolom distilasi ini :

Light key adalah $C_{14}H_{30}$

Heavy key adalah $C_{16}H_{34}$

Komponen	X,D	X,B	X,F
C ₁₂ H ₂₄ O ₂	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	0,0002	0,0000	0,0001
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	0,0059	0,0000	0,0022
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	0,0009	0,9830	0,2427
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	0,0000	0,0059	0,0020
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	0,0000	0,0018	0,0005
C ₂₀ H ₄₀ O ₂	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₂ H ₂₆	0,0027	0,0000	0,0013
C ₁₄ H ₃₀	0,0128	0,0000	0,0058
C ₁₆ H ₃₄	0,5304	0,0000	0,2170
C ₂₀ H ₄₂	0,0000	0,0031	0,0008
C ₁₈ H ₃₈	0,0577	0,0061	0,0008
H ₂ O	0,3749	0,0000	0,5023
Trigleserida	0,0147	0,0000	0,0055
Total	1,0000		0,9810

k. Stage Minimum (Nm)

Dilakukan perhitungan *Relative Volatility* pada setiap komponen :

$$\alpha_i = \frac{K_t}{K_{hk}} \quad \text{dan} \quad \alpha_{avg} = \sqrt{\alpha_{distilat} \times \alpha_{bottom}}$$

Komponen	α distilat	α bottom	α average
C ₁₂ H ₂₄ O ₂	1,5146	1,5144	1,5144
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	1,2787	1,2867	1,2827
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	1,4029	1,4329	1,4078
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	1,0706	1,0961	1,0833
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	0,7955	0,8112	0,8033
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	1,0360	1,0544	1,0452
C ₂₀ H ₄₀ O ₂	1,2612	1,3369	1,2985
C ₁₂ H ₂₆	1,8358	1,7841	1,8097
C ₁₄ H ₃₀	1,6959	1,6646	1,6802
C ₁₆ H ₃₄	1,5380	1,5255	1,5317
C ₂₀ H ₄₂	1,0000	1,0000	1,0000
C ₁₈ H ₃₈	1,2069	1,2028	1,2048
H ₂ O	5,0376	4,8475	4,9406
Trigleserida	1,4029	1,4329	1,4178

Total	22,0312

Perhitungan *stage* minimum dilakukan dengan metode fenske :

$$N_M = \frac{\text{Log} [(X_{LK} / X_{HK})_D \times (X_{HK} / X_{LK})_B]}{\text{Log} (\alpha_{Avg})} \quad (\text{Coulson, 1999})$$

Stage minimum : 1 *stage*

1. *Refluks* minimum

Untuk menghitung *refluks* minimum, digunakan persamaan Underwood :

$$1 - q = \frac{\alpha_i \times x_{if}}{(\alpha_i - \theta)}$$

Oleh karena *Feed* dalam kolom distilasi adalah saturated *liquid* and gas, maka nilai K adalah jumlah fraksi fasa *liquid*:

$$q = 1$$

Sehingga persamaan menjadi :

$$0 = \frac{\alpha_i \times x_{if}}{(\alpha_i - \theta)}$$

Dari persamaan tersebut, ditrial sehingga didapatkan nilai $\theta = 0$. maka :

$$\frac{\alpha_i \times x_{iD}}{(\alpha_i - \theta)} = Rm + 1$$

Keterangan :

α_i = *Relative volatility* rata-rata komponen i

θ = Konstanta *Underwood*

$x_{i,D}$ = Fraksi komponen I dalam distilat

$x_{i,F}$ = Fraksi komponen I dalam *Feed*

komponen

	$\frac{\alpha_i \cdot x_{i,F}}{(\alpha_i - \theta)}$	$\frac{\alpha_i \cdot x_{i,D}}{(\alpha_i - \theta)}$
C ₁₂ H ₂₄ O ₂	0,0000	0,0000
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	0,0000	0,0001
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	0,0010	0,0029
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	0,0831	0,0003
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	0,0005	0,0000
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	0,0002	0,0000
C ₂₀ H ₄₀ O ₂	0,0000	0,0000
C ₁₂ H ₂₆	0,0008	0,0007
C ₁₄ H ₃₀	0,0031	0,0077
C ₁₆ H ₃₄	0,1062	0,2882
C ₂₀ H ₄₂	0,0003	0,0000
C ₁₈ H ₃₈	0,0003	0,0246
H ₂ O	0,8021	0,6672
Trigleserida	0,0025	0,0073
Total	1,0000	1,0000

Sehingga :

R_m + 1 : 0,9999

R_m : 1,9999

R operasi berkisar antara 1.2 - 1.5 R_m (Geankoplis), jadi :

R_{op} : 2,3998

m. Jumlah *stage* teoritis

Perhitungan *stage* ideal dilakukan dengan menggunakan korelasi erbar

Maddox:

$$\frac{R_{operasi}}{R_{operasi}+1} = 0,7059$$

$$\frac{R_m}{R_m+1} = 0,6667$$

Dari grafik buku coulson , didapatkan :

$$\frac{Nm}{N} = 0,64$$

N_{teoritis} : 13,0917 *stage*

n. Efisiensi kolom

Dilakukan perhitungan efisiensi kolom untuk mengetahui jumlag *stage* aktual yang diperlukan.

Dengan cara membagi kmol *top* product dengan *Feed* yang masuk :

$$= 181,8015 / 245,5465$$

$$= 70 \%$$

Column Efficiency (Eo) 70 %

Maka jumlah *stage* aktual adalah :

$$N_{aktual} = \frac{N}{Eo}$$

$$N_{aktual} = 18,7024 \text{ stage}$$

Jumlah *stage* tersebut ditambahkan dengan *stage* untuk reboiler dan kondensor, sehingga :

$$N_{aktual} = 20,7024 \text{ stage} \approx 20 \text{ stage}$$

o. Lokasi *Feed Stage*

Menentukan lokasi *Feed stage* dilakukan dengan perhitungan menggunakan persamaan kirkbride :

$$\text{Log} \frac{N_r}{N_s} = 0,206 \times \log \left[\frac{B}{D} \left(\frac{X_{HK,F}}{X_{LK,F}} \right) \left(\frac{X_{LK,B}}{X_{HK,D}} \right)^2 \right]$$

Keterangan :

B = Laju alir molar *Bottom* product (kmol/jam)

D = Laju alir molar distilat (kmol/jam)

$X_{HK,F}$ = Fraksi mol *heavy* komponen di *Feed*

$X_{LK,F}$ = Fraksi mol *light* komponen di *Feed*

$X_{LK,B}$ = Fraksi mol *light* komponen di *Bottom*

$X_{HK,D}$ = Fraksi mol *light* komponen di distilat

N_r = Jumlah *stage* dibagian atas *Feed* (*rectifying*)

N_s = Jumlah *stage* dibagian bawah *Feed* (*stripping*)

(Coulson,1999)

$B = 30,0294 \text{ kmol/jam}$

$D = 115,8669 \text{ kmol/jam}$

$$\frac{X_{HK,F}}{X_{LK,F}} = 0,0000$$

$$\left(\frac{X_{LK,B}}{X_{HK,D}} \right)^2 = 1330561,75$$

$$\frac{B}{D} = 0,3282$$

$$= 15,300$$

$$\text{Log} \frac{N_r}{N_s} = -0,2440$$

Maka:

$$\frac{N_r}{N_s} = 1,7540$$

Sehingga:

$$N_r = 0,1521 \times N_s$$

$$N_{\text{teoritis}} = N_s + N_r$$

$$\text{maka } N_s = N_{\text{teoritis}} - N_r$$

$$N_r = 0,1521 \times (N_{\text{teoritis}} - N_r)$$

Jadi aktual 20 *stage*

$$N_r = 35,0815 - 0,1521 N_r$$

$$N_r = 12,7380 \text{ stage}$$

Jadi :

$$N_s = 7,2620$$

Didapatkan *Feed* masuk pada *stage* ke-9 dari atas

$$N_r = 7 \text{ stage}$$

$$N_s = 13 \text{ stage}$$

8. Kolom bagian atas (*Rectifying Section*)

Data-data

Berdasarkan hasil perhitungan neraca massa, maka didapatkan :

$$V = 358439,7356 \text{ kg/jam}$$

$$R = 348223,4678 \text{ kg/jam}$$

$$L = 10216,2678 \text{ kg/jam}$$

Data	Vapor	Liquid
<i>Mass Flowrate</i> (kg/sec)	99,5666	2,8379
<i>Density</i> (kg/m ³)	0,9000	567,9453
<i>Volumetric Flowrate</i> (m ³ /sec)	110,5099	0,0050
<i>Surface tension</i> (N/m)	0,0083	

Diameter Kolom (Dc)

s. *Liquid-Vapor Flow Factor*

$$F_{LV} = \frac{L}{V} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_l}}$$

$$F_{LV} = 0,0011$$

Keterangan :

F_{LV} = *Liquid-vapot flow factor*

L = Laju alir massa distilat (kg/jam)

V = Laju alir massa *vapor* (kg/jam)

ρ_v = Densitas *vapor* (kg/m³)

ρ_l = Densitas distilat (kg/m³)

(Coulson, 1999)

t. Kecepatan *Flooding* (u_f)

Plate spacing pada umumnya berada pada range 0.3 - 0.6 m (Coulson, 1999)

maka, ditetapkan *plate spacing* adalah 0.45 m. Sehingga berdasarkan *figure*

11.27 buku coulson didapatkan nilai :

$$K_1 = 0,0850$$

Dilakukan koreksi pada nilai K_1 :

$$K^+ \left(\frac{\sigma}{0.02} \right)^{0,2} K_1$$

$$K^+ = 0,0713$$

Kecepatan *flooding* (u_f) =

$$K_1^* \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}}$$

$$u_f = 1,7894 \text{ m/s}$$

u. Kecepatan uap ($\hat{U}$)

Berdasarkan coulson (1999), kecepatan uap berada pada range 70 - 90%

kecepatan *flooding*. Sehingga pada perhitungan ini digunakan 80%

kecepatan *flooding*.

$$\text{kecepatan uap } (\hat{U}) = 1,4306 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

v. Maksimum volumetrik *Flow area* (U_v maks)

$$U_v \text{ maks} = \frac{V}{\rho_v \times 3600}$$

$$U_v \text{ maks} = 110,5099 \frac{m^3}{detik}$$

w. *Net Area* (A_n)

$$A_n = \frac{U_v \text{ maks}}{\hat{U}}$$

$$A_n = 77,1959 m^2$$

x. *Cross Section Area* (A_c)

Berdasarkan coulson (1999), *downcomer* area sebanyak 12%, sehingga :

$$A_c = \frac{A_n}{1 - 0,12}$$

$$A_c = 87,7226 m^2$$

y. *Diameter kolom* (D_c)

$$D_c = \sqrt{\frac{4 A_c}{\pi}}$$

$$D_c = 10,5710 m$$

9. *Desain Plate*

kk. *Downcomer area* (A_d)

$$A_d = \%downcomer \times A_c$$

(Coulson, pg. 473)

$$A_d = 10,5267 m^2$$

ll. *net area* (A_n)

$$A_n = A_c - A_d$$

$$A_n = 77,1959 \text{ m}^2$$

mm.

Active area (A_a)

$$A_a = A_c - 2A_d$$

$$A_a = 66,6692 \text{ m}^2$$

nn. Hole Area (A_h)

Ditetapkan *hole area* adalah 10% dari *active area*, sehingga :

$$A_h = 6,6660 \text{ m}^2$$

oo. Weir length (l_w)

Nilai *weir length* didapatkan melalui pembacaan grafik pada figur 11.31

coulson.

$$\text{Summy } Y = \frac{A_d}{A_c} \times 100\%$$

$$Y = 12$$

Maka :

$$\frac{l_w}{D_c} = 0.76$$

$$l_w = 8,0340 \text{ m}$$

pp. Weir height dan Hole size

Berdasarkan coulson (1990)., didapatkan data *weir* dan *hole* untuk bagian atas dan bawah kolom:

$$\text{Weir height (hw)} = 12 \text{ mm}$$

$$\text{Hole diameter (dh)} = 5 \text{ mm}$$

$$\text{Plate thickness} = 5 \text{ mm}$$

Pengecekan

qq. *Check weeping*

$$\text{maksimum liquid rate } (Lm, \max) = \frac{L}{3600} = 2,8379 \frac{kg}{detik}$$

$$\text{minimum liquid rate } (Lm, \min) = 70 \% \times Lm, \max = 1,9865 \frac{kg}{detik}$$

$$\begin{aligned} \text{weir liquid crest } (how, \max) &= 750 \left[\frac{Lm, maks}{\rho_1 I_w} \right]^{\frac{2}{3}} \\ &= 5,4646 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{weir liquid crest } (how, \min) &= 750 \left[\frac{Lm, \min}{\rho_1 I_w} \right]^{\frac{2}{3}} \\ &= 4,3082 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$

Pada rate minimum :

$$hw + how, \min = 16,3082 \text{ mm liquid}$$

Berdasarkan figur 11.30 coulson, didapatkan :

$$K_2 = 28$$

$$\begin{aligned} \text{minimum desain vapor velocity } (uh) &= \left[\frac{K_2 - 0,90 (25,4 - d_k)}{(\rho_v)^{1/2}} \right] \\ &= 10,1560 \frac{m}{s} \end{aligned}$$

Actual minimum vapor velocity (Uv, min actual)

$$\begin{aligned} &= \frac{\text{minimum vapour rate}}{Ah} \\ &= 24,8638 \frac{m}{s} \end{aligned}$$

Oleh karena nilai $Uv, \min \text{ Actual} > uh$. Maka perhitungan ini dapat diterima

rr. *Plate Pressure Drop*

$$\text{jumlah maksimum vapor yang melewati hole } (Uh) = \frac{U_{v, maks}}{Ah}$$

$$=16,5759 \frac{m}{s}$$

Didapatkan nilai orifice coefficient (C_o) dari *figure 11.34 coulson*, sehingga :

$$\frac{A_h}{A_p} = \frac{A_h}{A_a} = 10$$

$$\frac{\text{plate thickness}}{\text{hole diameter}} = 1$$

Maka :

$$C_o = 0,845$$

$$\text{dry plate (hd)} = 51 \left[\frac{0h}{C_o} \right]^2 \frac{\rho_v}{\rho_L} = 31,1326 \text{ mm liquid}$$

$$\text{residual head (hr)} = \frac{12,5 \cdot 10^3}{\rho_L} = 22,0092 \text{ mm liquid}$$

$$\begin{aligned} \text{total pressure drop (ht)} &= hd + (hw + how) + hr \\ &= 70,6064 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$

ss. downcomer liquid backup

$$\text{downcomer pressure loss (hap)} = hw - 10 = 2 \text{ mm}$$

$$\text{area under apron (Aap)} = hap \times \frac{lw}{100} = 0,0061 \text{ m}^2$$

Karena $Aap < Ad$, maka nilai Aap menggunakan :

$$\text{head loss in the downcomer (hdc)} = 166 \left[\frac{L_{m,max}}{\rho_L A_{ap}} \right]^2 = 16,0526 \text{ mm}$$

$$\begin{aligned} \text{back up in downcomer (hbc)} &= (hw + how) + ht + hdc = \\ &104,1236 \text{ mm} = 0,1041 \text{ m} \end{aligned}$$

Nilai hbc harus kurang dari $1/2(\text{plate spacing} + \text{weir height})$ (coulson, 1999)

$$\frac{1}{2}(\text{plate spacing} + \text{weir height}) = 156 \text{ mm}$$

Maka, nilai hbc dapat diterima

tt. *Residence time* (t_r)

$$t_r = \frac{Ad \cdot hbc \cdot \rho_L}{Lm, maks} = 219,3605 \text{ detik}$$

Berdasarkan coulson (1990), residence time harus lebih dari 3 sec. Maka perhitungan ini diterima.

uu. *Entrainment*

$$uv = \frac{Uv maks}{An} = 1,4306 \frac{m}{s}$$

$$persen \text{ flooding} = \frac{u_v}{u_f} \times 100$$

$$\text{untuk } F LV = 0,0011$$

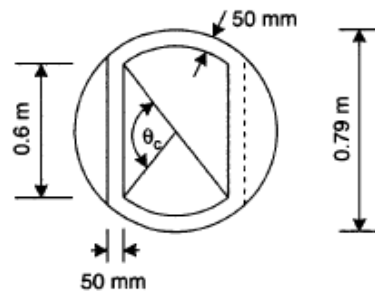
Didapatkan nilai Ψ dari

$$\Psi = 2,0000$$

Nilai Ψ harus lebih kecil dari 1 (coulson, 1990), hingga perhitungan ini dapat diterima

vv. *Trial layout*

Digunakan *plate type cartridge* dengan 50 mm *unperforated strip* mengelilingi pinggir *plate* dan 50 mm *wide calming zone* (coulson, 1990)



ww. Sudut *subtended* antara pinggir *plate* dengan *unperforated strip* (θ) dari *figure* 11.32 coulson, didapatkan nilai pada

$$\frac{lw}{Dc} = 0,76 \text{ adalah :}$$

$$\theta_c = 88^\circ$$

Sudut *subtended* antara pinggir *plate* dengan *unperforated strip* (θ) = $180 - \theta_c = 92^\circ$

mean length, *unperforated edge strips* (L_m) = $(Dc -$

$$hw) \times 3,14 \left[\frac{\theta_c}{2} \right] = 16,9462 \text{ m}$$

area of *unperforated edge strips* (A_{up}) = $(hw \times L_m) = 0,203 \text{ m}^2$

mean length of *calming zone* (L_{cz}) = $(Dc - hw) \sin \left[\frac{\theta_c}{2} \right] = 0,1869 \text{ m}$

area of *calming zone* (A_{cz}) = $2 (L_{cz} \times hw) = 0,0045 \text{ m}^2$

total area *perforations* (A_p) = $A_a - (A_{up} + A_{cz}) = 66,461 \text{ m}^2$

Dari *figure* 11.33 coulson, untuk :

$$\frac{A_h}{A_p} = 0,1003$$

Sehingga :

$$\frac{I_p}{A_p} = 2,9$$

Nilai diatas dapat diterima karena masuk dalam range 2,5 - 4

(Coulson, 1999)

xx. Jumlah *Hole*

Area untuk 1 *hole* (A_{oh})

$$3,14 \frac{an}{4} = 0,00002 m^2$$

$$jumlah\ holes = \frac{Ah}{Aoh} = 339715,4979 = 340\ holes$$

Tebal dinding kolom berdasarkan tabel 4 buku Peter, dapat diketahui data-data sebagai berikut:

$$P = 0,2966\ atm \qquad 0,5932\ atm$$

$$Da = 10,5711\ m$$

$$ri = 5,2956\ m$$

$$Ej = 0,85\ (spot\ examined)$$

$$S = 13700\ psi = 932,2297\ atm$$

$$Cc = 1 \frac{mm}{tahun} = 0.02\ m$$

$$waktu = 20\ tahun$$

yy. Bagian *Head ellipsoidal*

$$t = \frac{P \cdot Da}{2 \cdot S \cdot Ej - 0,2 P} + C_c$$

Keterangan :

P = Tekanan desain

Da = Diameter kolom

Ej = Efisiensi pengelasan

S = Tekanan kerja yang diizinkan

Cc = Korosi yang diizinkan

$$t\ head = 0,0202\ m$$

zz. Bagian *silinder*

$$t = \frac{P \cdot r_i}{S \cdot E_j - 0,6 \cdot P + P} + C_c$$

Keterangan :

P = Tekanan desain

ri = Jari-jari kolom

Ej = Effisiensi pengelasan

S = Tekanan kerja yang diizinkan

Cc = Korosi yang diizinkan

$$t_{\text{silinder}} = 0,0240 \text{ m}$$

Maka:

$$OD = ID + 2 t_{\text{silinder}}$$

$$OD = 10,6190 \text{ m}$$

aaa. **Kolom bagian bawah (Stripping section)**

Data-data berdasarkan perhitungan neraca massa, didapatkan :

$$L' = 702473,5314 \text{ kg/jam}$$

$$V' = 10810,8309 \text{ kg/jam}$$

$$B = 691662,7005 \text{ kg/jam}$$

Data	Vapor	Liquid
<i>Mass Flowrate</i> (kg/sec)	3,0030	195,1315
<i>Density</i> (kg/m ³)	6092,4002	632,4282
<i>Volumetric Flowrate</i> (m ³ /sec)	0,0005	0,3085
<i>Surface tension</i> (N/m)	45,8283	

bbb. Diameter Kolom (Dc)

q. *Liquid-Vapor Flow Factor*

$$F_{LV} = \frac{L}{V} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_l}}$$

$$F_{LV} = 201,6784$$

Keterangan :

FLV = *liquid-vapot flow factor*

L = laju alir massa distilat (kg/jam)

V = laju alir massa *vapor* (kg/jam)

ρ_v = densitas *vapor* (kg/m³)

ρ_l = densitas distilat (kg/m³)

r. kecepatan *flooding* (uf)

Plate spacing pada umumnya berada pada range 0.3 - 0.6 m (Coulson, 1999)

maka, ditetapkan *plate spacing* adalah 0.45 m. sehingga berdasarkan *figure*

11.27 buku coulson, didapatkan nilai :

$$K_1 = 0,0700$$

Dilakukan koreksi pada nilai k_1 :

$$K^+ = \left(\frac{\sigma}{0,02} \right)^{0,2} K_1$$

$$K1^+ = 0,3289$$

$$\text{kecepatan flooding (uf)} = K_1^* \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}}$$

$$(uf) = 1,7590 \frac{m}{s}$$

s. Kecepatan uap ($\hat{U}$)

Berdasarkan coulson (1999), kecepatan uap berada pada *range* 70 - 90% kecepatan *flooding*. Sehingga pada perhitungan ini digunakan 80% kecepatan *flooding*.

$$\text{kecepatan uap } (\hat{U}) = 1,4072 \frac{m}{s}$$

t. Maksimum volumetrik *Flow area* (U_v maks)

$$U_v \text{ maks} = \frac{V}{\rho_v \cdot 3600}$$

$$U_v \text{ maks} = 0,0005 \frac{m^3}{detik}$$

u. *Net Area* (A_n)

$$A_n = \frac{U_v \text{ maks}}{\hat{U}}$$

$$A_n = 0,0004 m^2$$

v. *Cross Section Area* (A_c)

Berdasarkan coulson (1999), *downcomer* area sebanyak 12%, sehingga :

$$A_c = \frac{A_n}{1 - 0,12}$$

$$A_c = 0,0004 m^2$$

w. Diameter kolom (D_c)

$$D_c = \sqrt{\frac{4 A_c}{\pi}}$$

$$D_c = 0,0225 m$$

x. *Desain Plate*

y. *Downcomer area* (A_d)

$$A_d = \%downcomer \times A_c$$

$$Ad = 0,0000 \text{ m}^2$$

z. *Net area (An)*

$$An = Ac - Ad$$

$$An = 0,0004 \text{ m}^2$$

aa. *Active area (Aa)*

$$Aa = Ac - 2Ad$$

$$Aa = 0,0003 \text{ m}^2$$

bb. *Hole Area (Ah)*

Ditetapkan *hole area* adalah 10% dari *active area*, sehingga :

$$Ah = 0,0000 \text{ m}^2$$

cc. *Weir length (lw)*

Nilai *weir length* didapatkan melalui pembacaan grafik pada *figure 11.31 coulson*.

$$\text{Sumbu } Y = \frac{Ad}{Ac} \times 100\%$$

$$Y = 12$$

Maka :

$$\frac{lw}{Dc} = 0.76$$

$$lw = 0,0171 \text{ m}$$

dd. *Weir height dan Hole size*

Berdasarkan coulson (1990)., didapatkan data weir dan *hole* untuk bagian atas dan bawah kolom :

Weir height (hw) : 12 mm

Hole diameter (dh) : 5 mm

Plate thickness : 5 mm

ee. Pengecekan :

k. Check weeping

$$\text{maksimum liquid rate } (Lm, \max) = \frac{L}{3600} = 195,1315 \frac{\text{kg}}{\text{detik}}$$

$$\text{minimum liquid rate } (Lm, \min) = 70\% \times Lm, \max = 136,5920 \frac{\text{kg}}{\text{detik}}$$

$$\text{weir liquid crest } (how, \max) = 750 \left[\frac{Lm, \max}{\rho_1 lw} \right]^{\frac{2}{3}} = 5156,7303 \text{ mm liquid}$$

$$\text{weir liquid crest } (how, \min) = 750 \left[\frac{Lm, \min}{\rho_1 lw} \right]^{\frac{2}{3}} = 4056,4296 \text{ mm liquid}$$

Pada rate minimum :

$$hw + how, \min = 4077,4296 \text{ mm liquid}$$

berdasarkan figur 11.30 coulson, didapatkan :

$$K_2 = 30,2$$

$$\text{minimum desain vapor velocity } (uh) = \frac{[K_2 - 0,90(25,4 - d_k)]}{(\rho_v)^{\frac{1}{2}}} = 0,1517 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$$\text{Actual minimum vapor velocity } (Uv, \min \text{ actual}) =$$

$$\frac{\text{minimum vapour rate}}{Ah} = 17,9230 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Oleh karena nilai $Uv, \min \text{ Actual} > uh$. Maka perhitungan ini dapat diterima

l. Plate Pressure Drop

$$\text{jumlah maksimum vapor yang melewati hole } (Uh) = \frac{Uv, \max}{Ah}$$

$$= 16,2937 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Didapatkan nilai *orifice coefficient* (Co) dari *figure 11.34 coulson*, sehingga :

$$\frac{Ah}{Ap} = \frac{Ah}{Aa} = 10$$

$$\frac{\text{plate thickness}}{\text{hole diameter}} = 1$$

Maka:

$$Co = 0.845$$

$$\text{dry plate (hd)} = 51 \left[\frac{Uh}{Co} \right] \frac{\rho_v}{\rho_L} = 182672,0677 \text{ mm liquid}$$

$$\text{residual head (hr)} = \frac{12,5 \times 10^3}{\rho_L} = 19,7651 \text{ mm liquid}$$

$$\begin{aligned} \text{total pressure drop (ht)} &= hd + (hw + how) + hr \\ &= 187860,5630 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$

Oleh karena *Pressure Drop* lebih besar dari 100 mm yg merupakan basis perhitungan (coulson, 1990) maka perhitungan ini dapat diterima.

m. Downcomer liquid backup

$$\text{downcomer pressre loss (hap)} = hw - 10 = 2 \text{ mm}$$

$$\text{area under apron (Aap)} = hap \times \frac{lw}{1000} = 0,0000 \text{ m}^2$$

Karena Aap < dari Ad, maka nilai Aap menggunakan :

$$\begin{aligned} \text{head loss in the downcomer (hdc)} &= 166 \left[\frac{Lm, max}{\rho_L Aap} \right]^2 \\ &= 13489242104,7776 \text{ mm} \end{aligned}$$

$$\text{back up in downcomer (hbc)} = (hw + how) + ht +$$

$$hdc = 13489435134,0709 \text{ mm} = 13489435,1341 \text{ m}$$

Nilai hbc harus kurang dari $1/2(\text{plate spacing} + \text{weir height})$ (coulson, 1999)

:

$$\frac{1}{2} (\text{plate spacing} + \text{weir height}) = 156 \text{ mm}$$

Maka, nilai hbc dapat diterima

n. *Residence time* (tr)

$$tr = \frac{Uv \text{ maks}}{An} = 2088,3065 \frac{m}{s}$$

o. *Entrainment*

$$\frac{Uv \text{ maks}}{An} = 1,4772 \frac{m}{s}$$

$$\text{persen flooding} = 80\%$$

$$\text{untuk } F_{LV} = 201,6784$$

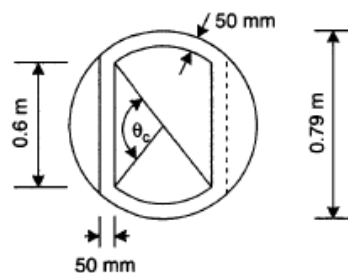
Didapatkan nilai Ψ dari *figure 11.29* buku coulson

$$\Psi = 0.0170$$

Nilai Ψ harus lebih kecil dari 1 (coulson, 1990), hingga perhitungan ini dapat diterima

ff. *Trial layout*

Digunakan *plate type cartridge* dengan 50 mm *unperforated strip* mengelilingi pinggir *plate* dan 50 mm *wide calming zone* (coulson, 1990)



- c. Sudut *subtended* antara pinggir *plate* dengan *unperforated strip* (θ) dari *figure 11.32 coulson*, didapatkan nilai pada

$$\frac{lw}{Dc} = 0.76 \text{ adalah: } \theta_c = 88^\circ$$

sudut subtended antara pinggir plate dengan unperforated strip(θ)

$$= 180 - \theta_c = 92^\circ$$

$$\text{mean length, unperforated edge strips (Lm)} = 0,0169 \text{ m}$$

$$\text{area of unperforated edge strips (Aup)} = hw \times Lm = 0,0002 \text{ m}^2$$

$$\text{mean length of calming zone (Lcz)} = (Dc - hw) \sin\left(\frac{\theta_c}{2}\right) = 0,0002 \text{ m}$$

$$\text{area of calming zone (Acz)} = 2 (Lcz \times hw) = 0,0000 \text{ m}^2$$

$$\text{total area perforations (Ap)} = Aa - (Aup + Acz) = 0,0001 \text{ m}^2$$

Dari *figure 11.33 coulson*, untuk:

$$\frac{Ah}{Ap} = 0,3168$$

Sehingga:

$$\frac{lp}{dh} = 2,9$$

Nilai diatas dapat diterima karena masuk dalam range 2.5 - 4 (COULSON)

gg. Jumlah Hole s

$$\text{area untuk 1 hole (Aoh)} = 3.14 \frac{an}{4} = 0,00002 \text{ m}^2$$

$$\text{jumlah holes} = \frac{Ah}{Aoh} = 1,5415 = 1383 \text{ holes}$$

hh. Tebal dinding kolom

Berdasarkan tabel 4 buku *Peter*, dapat diketahui data-data sebagai berikut :

P	: 0,1280 atm	0,2559 atm
Da	: 0,0225 m	
ri	: 0,0113 m	
Ej	: 0,85(<i>spot examined</i>)	
S	: 13700 psi	932,2297 atm
Cc	: 1 mm/tahun	0,02 m
Waktu	: 20 tahun	

z. Bagian bawah *ellipsoidal*

$$t = \frac{P \cdot Da}{2 \cdot S \cdot E_j - 0,2 \cdot P} + C_c$$

Keterangan :

P = Tekanan desain

Da = Diameter kolom

Ej = Effisiensi pengelasan

S = Tekanan kerja yang diizinkan

Cc = Korosi yang diizinkan

$$t_{bawah} = 0,0200 \text{ m}$$

aa. Bagian *silinder*

$$t = \frac{P \cdot r_i}{S \cdot E_j - 0,2 \cdot P} + C_c$$

Keterangan ;

P = Tekanan desain

r_i = Jari-jari kolom

E_j = Effisiensi pengelasan

S = Tekanan kerja yang diizinkan

C_c = Korosi yang diizinkan

$$t_{\text{silinder}} = 2,0004 \text{ m}$$

Maka :

$$OD = ID \times 2 \times t_{\text{silinder}}$$

$$OD = 6,2525 \text{ m}$$

ii. Total Pressure Drop

$$\text{rectifying section} = 70,6064 \text{ mm liquid} = 392,9854 \text{ Pa}$$

$$\text{stripping section} = 187860,5630 \text{ mm liquid} = 1164321,5726 \text{ Pa}$$

$$\text{Total Pressure Drop} = (N_1 \times \Delta P_1) + (N_2 \times \Delta P_2) = 1513893,1341 \text{ Pa} =$$

$$14,9410 \text{ atm}$$

jj. Tinggi kolom distilasi

$$H_p = (N_1 \times \text{tray spacing}) + (N_2 \times \text{tray spacing})$$

$$H_p = 6 \text{ m}$$

$$H_{\text{elipsoidal atas}} = \frac{1}{4} ID = 2,6428 \text{ m}$$

$$H_{\text{elipsoidal bawah}} = 0,0056 \text{ m}$$

$$H_{\text{distilasi}} = 8,6484 \text{ m}$$

Dan juga menentukan *Flash point*, *Melting Point*, *specific gravity* dan API° guna untuk kualitas produk yang dihasilkan.

IDENTIFIKASI

Nama Alat	Kolom Distilasi
Kode Alat	KD-01

Jumlah	1 unit
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Memisahkan antara C ₈ -C ₁₄ dengan C ₁₆ -C ₂₀

DATA DESAIN

	<i>Top</i>	<i>Bottom</i>
Tekanan	0,2966 atm	0,1280 atm
Temperatur	130 °C	360°C

DATA MEKANIK

Tinggi	6,6433	
Stage	19 stage	
	<i>Top</i>	<i>Bottom</i>
Diameter	1,7313	2,0419
Tray Spacing	0,3	
<i>t silinder</i>	0,0202 m	
<i>t Head</i>	0,0202 m	
Material	Carbon steel	

PELAT

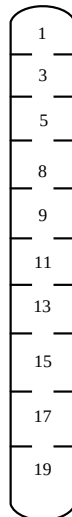
	<i>Top</i>	<i>Bottom</i>
Active area	1,7882 m ²	2,4875 m ²
Hole Diameter	5 mm	5 mm
Hole Area	0,1788 m ²	0,2488 m ²
Panjang Weir	12 mm	12 mm
Tebal Pelat	5 mm	5 mm
Jumlah Hole	9112 hole s	12675 hole s

C.33. Kolom Distilasi (KD-02)

Fungsi : Memisahkan antara C₈-C₁₄ dengan C₁₆-C₂₀

Tipe : *Sieve Tray Distillation*

Gambar :



Bahan Kontruksi : *Carbon steel*

Jumlah : 1 Unit

Kondisi *Feed* :

Temperatur : $257\text{ }^{\circ}\text{C} = 530,15\text{ K}$

Tekanan : $0,3265\text{ atm}$

kondisi *top* :

Temperatur : $255\text{ }^{\circ}\text{C} = 528,15\text{ K}$

Tekanan : $0,4183\text{ atm}$

kondisi *Bottom* :

Temperatur : $287\text{ }^{\circ}\text{C} = 560,15\text{ K}$

Tekanan : $0,1344\text{ atm}$

10. Jumlah *Stage* dan Refluks Rasio

Pada kolom distilasi ini :

Light key adalah $\text{C}_{14}\text{H}_{30}$

Heavy key adalah $\text{C}_{16}\text{H}_{34}$

Komponen	X,D	X,B	X,F
C ₁₂ H ₂₄ O ₂	0,0000	0,0001	0,0000
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	0,0000	0,0002	0,0000
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	0,0000	0,0080	0,0009
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	0,0000	0,0007	0,0001
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	0,0000	0,0000	0,0000
C ₂₀ H ₄₀ O ₂	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₂ H ₂₆	0,0071	0,0000	0,0008
C ₁₄ H ₃₀	0,0345	0,0000	0,0032
C ₁₆ H ₃₄	0,0015	0,9104	0,1072
C ₂₀ H ₄₂	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₈ H ₃₈	0,0000	0,0605	0,0000
H ₂ O	0,9569	0,0000	0,8857
Trigleserida	0,0000	0,0200	0,0023
Total			1,0002

p. *Stage Minimum* (Nm)

Dilakukan perhitungan *Relative Volatility* pada setiap komponen :

$$\alpha_i = \frac{K_t}{K_{hk}} \quad \text{dan} \quad \alpha_{avg} = \sqrt{\alpha_{distilat} \times \alpha_{bottom}}$$

Komponen	α distilat	α bottom	α average
C ₁₂ H ₂₄ O ₂	1,5146	1,5153	1,5159
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	1,2565	1,2664	1,2615
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	1,3200	1,3569	1,3383
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	1,0706	1,0312	1,0507
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	0,7955	0,7710	0,7831
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	1,0360	1,0080	1,0219
C ₂₀ H ₄₀ O ₂	1,2612	1,1495	1,2040
C ₁₂ H ₂₆	1,8358	1,9216	1,8782
C ₁₄ H ₃₀	1,6959	1,7472	1,7214
C ₁₆ H ₃₄	1,5380	1,5585	1,5482
C ₂₀ H ₄₂	1,0000	1,0000	1,0000
C ₁₈ H ₃₈	1,2069	1,2136	1,2102
H ₂ O	5,0376	5,3582	5,1954
Trigleserida	1,4029	1,3569	1,1954

Total	22,0312

Perhitungan *stage* minimum dilakukan dengan metode fenske :

$$N_M = \frac{\text{Log} [(X_{LK} / X_{HK})_D \times (X_{HK} / X_{LK})_B]}{\text{Log} (\alpha_{Avg})} \quad (\text{Coulson, 1999})$$

Stage minimum : 1 *stage*

q. *Refluks* minimum

Untuk menghitung *refluks* minimum, digunakan persamaan Underwood :

$$1 - q = \frac{\alpha_i \times x_{if}}{(\alpha_i - \theta)}$$

Oleh karena *Feed* dalam kolom distilasi adalah saturated *liquid* and gas, maka nilai K adalah jumlah fraksi fasa *liquid*:

$$q = 1$$

Sehingga persamaan menjadi :

$$0 = \frac{\alpha_i \times x_{if}}{(\alpha_i - \theta)}$$

Dari persamaan tersebut, ditrial sehingga didapatkan nilai $\theta = 0$. maka :

$$\frac{\alpha_i \times x_{iD}}{(\alpha_i - \theta)} = Rm + 1$$

Keterangan :

α_i = *Relative volatility* rata-rata komponen i

θ = Konstanta *Underwood*

$x_{i,D}$ = Fraksi komponen I dalam distilat

$x_{i,F}$ = Fraksi komponen I dalam *Feed*

komponen	$\frac{\alpha_i \cdot x_{i,F}}{(\alpha_i - \theta)}$	$\frac{\alpha_i \cdot x_{i,D}}{(\alpha_i - \theta)}$
C ₁₂ H ₂₄ O ₂	0,0000	0,0000
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	0,0000	0,0000
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	0,0009	0,0000
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	0,0001	0,0000
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	0,0000	0,0000
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	0,0000	0,0000
C ₂₀ H ₄₀ O ₂	0,0000	0,0000
C ₁₂ H ₂₆	0,0008	0,0026
C ₁₄ H ₃₀	0,0032	0,0013
C ₁₆ H ₃₄	0,1072	0,0004
C ₂₀ H ₄₂	0,0000	0,0000
C ₁₈ H ₃₈	0,0000	0,0000
H ₂ O	0,8858	0,9858
Trigleserida	0,0023	0,0000
Total	1,0004	1,0001

Sehingga :

R_m + 1 : 0,9999

R_m : 1,9999

R operasi berkisar antara 1.2 - 1.5 R_m (Geankoplis), jadi :

R_{op} : 2,3998

r. Jumlah *stage* teoritis

Perhitungan *stage* ideal dilakukan dengan menggunakan korelasi erbar

Maddox:

$$\frac{R_{operasi}}{R_{operasi}+1} = 0,7059$$

$$\frac{R_m}{R_m+1} = 0,6667$$

Dari grafik buku coulson , didapatkan :

$$\frac{Nm}{N} = 0,64$$

Nteoritis : 7,1950 *stage*

s. Efisiensi kolom

Dilakukan perhitungan efisiensi kolom untuk mengetahui jumlag *stage* aktual yang diperlukan.

Dengan cara membagi kmol *top product* dengan *Feed* yang masuk :

$$= 181,8015 / 245,5465$$

$$= 70 \%$$

Column Efficiency (Eo) 70 %

Maka jumlah *stage* aktual adalah :

$$N_{aktual} = \frac{N}{Eo}$$

$$N_{aktual} = 10,2785 \text{ stage}$$

Jumlah *stage* tersebut ditambahkan dengan *stage* untuk reboiler dan kondensor, sehingga :

$$N_{aktual} = 12,2785 \text{ stage} \approx 13 \text{ stage}$$

t. Lokasi *Feed Stage*

Menentukan lokasi *Feed stage* dilakukan dengan perhitungan menggunakan persamaan kirkbride :

$$\text{Log} \frac{N_r}{N_s} = 0,206 \times \log \left[\frac{B}{D} \left(\frac{X_{HK,F}}{X_{LK,F}} \right) \left(\frac{X_{LK,B}}{X_{HK,D}} \right)^2 \right]$$

Keterangan :

B = Laju alir molar *Bottom product* (kmol/jam)

D = Laju alir molar distilat (kmol/jam)

X_{HK,F} = Fraksi mol *heavy* komponen di *Feed*

$X_{LK,F}$ = Fraksi mol *light* komponen di *Feed*

$X_{LK,B}$ = Fraksi mol *light* komponen di *Bottom*

$X_{HK,D}$ = Fraksi mol *light* komponen di distilat

N_r = Jumlah *stage* dibagian atas *Feed* (*rectifying*)

N_s = Jumlah *stage* dibagian bawah *Feed* (*stripping*)

(Coulson,1999)

$B = 38,0294 \text{ kmol/jam}$

$D = 115,8669 \text{ kmol/jam}$

$$\frac{X_{HK,F}}{X_{LK,F}} = 0,0374$$

$$\left(\frac{X_{LK,B}}{X_{HK,D}} \right)^2 = 695,23$$

$$\frac{B}{D} = 0,3282$$

$$= 8,527$$

$$\text{Log} \frac{N_r}{N_s} = -0,1917$$

Maka:

$$\frac{N_r}{N_s} = 1,5550$$

Sehingga:

$$N_r = 0,1521 \times N_s$$

$$N_{\text{teoritis}} = N_s + N_r$$

$$\text{maka } N_s = N_{\text{teoritis}} - N_r$$

$$N_r = 0,1521 \times (N_{\text{teoritis}} - N_r)$$

Jadi aktual 13 *stage*

$$N_r = 20,2155 - 0,1521 N_r$$

$$Nr = 7,9120 \text{ stage}$$

Jadi :

$$N_s = 5,0880$$

Didapatkan *Feed* masuk pada *stage* ke-9 dari atas

$$Nr = 7 \text{ stage}$$

$$Ns = 13 \text{ stage}$$

11. Kolom bagian atas (*Rectifying Section*)

Data-data

Berdasarkan hasil perhitungan neraca massa, maka didapatkan :

$$V = 41809,2261 \text{ kg/jam}$$

$$R = 40198,8997 \text{ kg/jam}$$

$$L = 1600,3264 \text{ kg/jam}$$

Data	Vapor	Liquid
<i>Mass Flowrate</i> (kg/sec)	11,6137	0,4473
<i>Density</i> (kg/m ³)	0,9000	567,9453
<i>Volumetric Flowrate</i> (m ³ /sec)	12,8901	0,0008
<i>Surface tension</i> (N/m)	0,0083	

Diameter Kolom (Dc)

bb. Liquid-Vapor Flow Factor

$$F_{LV} = \frac{L}{V} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_l}}$$

$$F_{LV} = 0,0015$$

Keterangan :

F_{LV} = *Liquid-vapot flow factor*

L = Laju alir massa distilat (kg/jam)

V = Laju alir massa *vapor* (kg/jam)

ρ_v = Densitas *vapor* (kg/m³)

ρ_l = Densitas distilat (kg/m³)

(Coulson, 1999)

cc. Kecepatan *Flooding* (u_f)

Plate spacing pada umumnya berada pada range 0.3 - 0.6 m (Coulson, 1999)

maka, ditetapkan *plate spacing* adalah 0.45 m. Sehingga berdasarkan *figure*

11.27 buku coulson didapatkan nilai :

$$K_1 = 0,0850$$

Dilakukan koreksi pada nilai K_1 :

$$K^+ \left(\frac{\sigma}{0.02} \right)^{0.2} K_1$$

$$K^+ = 0,0713$$

Kecepatan *flooding* (u_f) =

$$K_1^* \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}}$$

$$u_f = 1,7894 \text{ m/s}$$

dd. Kecepatan uap ($\hat{U}$)

Berdasarkan coulson (1999), kecepatan uap berada pada range 70 - 90%

kecepatan *flooding*. Sehingga pada perhitungan ini digunakan 80%

kecepatan *flooding*.

$$\text{kecepatan uap } (\hat{U}) = 1,4306 \frac{m}{s}$$

ee. Maksimum volumetrik Flow area (U_v maks)

$$U_v \text{ maks} = \frac{V}{\rho_v \times 3600}$$

$$U_v \text{ maks} = 12,8901 \frac{m^3}{detik}$$

ff. Net Area (A_n)

$$A_n = \frac{U_v \text{ maks}}{\hat{U}}$$

$$A_n = 9,0043 m^2$$

gg. Cross Section Area (A_c)

Berdasarkan coulson (1999), downcomer area sebanyak 12%, sehingga :

$$A_c = \frac{A_n}{1 - 0,12}$$

$$A_c = 10,2322 m^2$$

hh. Diameter kolom (D_c)

$$D_c = \sqrt{\frac{4 A_c}{\pi}}$$

$$D_c = 3,6103 m$$

12. Desain Plate

ccc. Downcomer area (A_d)

$$A_d = \%downcomer \times A_c$$

(Coulson, pg. 473)

$$A_d = 1,2279 m^2$$

ddd. *net area* (A_n)

$$A_n = A_c - A_d$$

$$A_n = 9,0043 \text{ m}^2$$

eee. *Active area* (A_a)

$$A_a = A_c - 2A_d$$

$$A_a = 7,7764 \text{ m}^2$$

fff. *Hole Area* (A_h)

Ditetapkan *hole area* adalah 10% dari *active area*, sehingga :

$$A_h = 0,7776 \text{ m}^2$$

ggg. *Weir length* (l_w)

Nilai *weir length* didapatkan melalui pembacaan grafik pada figur 11.31 coulson.

$$\text{Summy } Y = \frac{A_d}{A_c} \times 100\%$$

$$Y = 12$$

Maka :

$$\frac{l_w}{D_c} = 0.77$$

$$l_w = 2,7800 \text{ m}$$

hhh. *Weir height dan Hole size*

Berdasarkan coulson (1990)., didapatkan data *weir* dan *hole* untuk bagian atas dan bawah kolom:

$$\text{Weir height (hw)} = 12 \text{ mm}$$

$$\text{Hole diameter (dh)} = 5 \text{ mm}$$

Plate thickness = 5 mm

Pengecekan

iii. Check weeping

$$\text{maksimum liquid rate } (Lm, \max) = \frac{L}{3600} = 0,4473 \frac{\text{kg}}{\text{detik}}$$

$$\text{minimum liquid rate } (Lm, \min) = 70 \% \times Lm, \max = 0,3131 \frac{\text{kg}}{\text{detik}}$$

$$\begin{aligned} \text{weir liquid crest } (how, \max) &= 750 \left[\frac{Lm, \max}{\rho_1 Iw} \right]^{\frac{2}{3}} \\ &= 3,2352 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{weir liquid crest } (how, \min) &= 750 \left[\frac{Lm, \min}{\rho_1 Iw} \right]^{\frac{2}{3}} \\ &= 2,5506 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$

Pada rate minimum :

$$hw + how, \min = 14,5506 \text{ mm liquid}$$

Berdasarkan figur 11.30 coulson, didapatkan :

$$K_2 = 28$$

$$\begin{aligned} \text{minimum desain vapor velocity } (uh) &= \left[\frac{K_2 - 0,90 (25,4 - d_k)}{(\rho_v)^{1/2}} \right] \\ &= 10,1560 \frac{\text{m}}{\text{s}} \end{aligned}$$

Actual minimum vapor velocity ($Uv, \min \text{ actual}$)

$$\begin{aligned} &= \frac{\text{minimum vapour rate}}{Ah} \\ &= 24,8638 \frac{\text{m}}{\text{s}} \end{aligned}$$

Oleh karena nilai $Uv, \min \text{ Actual} > uh$. Maka perhitungan ini dapat diterima

jjj. Plate Pressure Drop

$$\begin{aligned} \text{jumlah maksimum vapor yang melewati hole } (U_h) &= \frac{U_{v, maks}}{Ah} \\ &= 16,5759 \frac{m}{s} \end{aligned}$$

Didapatkan nilai orifice coefficient (C_o) dari *figure 11.34 coulson*, sehingga :

$$\begin{aligned} \frac{Ah}{A_p} &= \frac{Ah}{A_a} = 10 \\ \frac{\text{plate thickness}}{\text{hole diameter}} &= 1 \end{aligned}$$

Maka :

$$\begin{aligned} C_o &= 0,845 \\ \text{dry plate } (hd) &= 51 \left[\frac{U_h}{C_o} \right]^2 \frac{\rho_v}{\rho_L} = 31,1326 \text{ mm liquid} \\ \text{residual head } (hr) &= \frac{12,5 \cdot 10^3}{\rho_L} = 22,0092 \text{ mm liquid} \\ \text{total pressure drop } (ht) &= hd + (hw + how) + hr \\ &= 68,3770 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$

kkk. downcomer liquid backup

$$\begin{aligned} \text{downcomer pressure loss } (hap) &= hw - 10 = 2 \text{ mm} \\ \text{area under apron } (A_{ap}) &= hap \times \frac{lw}{100} = 0,0056 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Karena $A_{ap} < A_d$, maka nilai A_{ap} menggunakan :

$$\begin{aligned} \text{head loss in the downcomer } (hdc) &= 166 \left[\frac{L_{m, max}}{\rho_L A_{ap}} \right]^2 = 3,3310 \text{ mm} \\ \text{back up in downcomer } (hbc) &= (hw + how) + ht + hdc = \\ &= 86,9432 \text{ mm} = 0,0869 \text{ m} \end{aligned}$$

Nilai hbc harus kurang dari $1/2(\text{plate spacing} + \text{weir height})$ (coulson, 1999)

$$\frac{1}{2}(\text{plate spacing} + \text{weir height}) = 156 \text{ mm}$$

Maka, nilai hbc dapat diterima

III. *Residence time* (tr)

$$tr = \frac{Ad \text{ hbc } \rho_L}{Lm, maks} = 135,54376 \text{ detik}$$

Berdasarkan coulson (1990), residence time harus lebih dari 3 sec. Maka perhitungan ini diterima.

mmm.

Entrainment

$$uv = \frac{Uv maks}{An} = 1,4306 \frac{m}{s}$$

$$\text{persen flooding} = \frac{u_v}{u_f} \times 100$$

$$\text{untuk } F LV = 0,0015$$

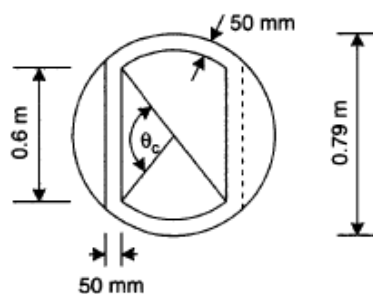
Didapatkan nilai Ψ dari

$$\Psi = 2,0000$$

Nilai Ψ harus lebih kecil dari 1 (coulson, 1990), hingga perhitungan ini dapat diterima

nnn. *Trial layout*

Digunakan *plate type cartridge* dengan 50 mm *unperforated strip* mengelilingi pinggir *plate* dan 50 mm *wide calming zone* (coulson, 1990)



ooo. Sudut *subtended* antara pinggir *plate* dengan *unperforated strip* (θ) dari *figure* 11.32 coulson, didapatkan nilai pada

$$\frac{lw}{Dc} = 0,77 \text{ adalah :}$$

$$\theta_c = 88^\circ$$

Sudut *subtended* antara pinggir *plate* dengan *unperforated strip* (θ) = $180 - \theta_c = 92^\circ$

mean length, *unperforated edge strips* (L_m) = $(Dc -$

$$hw) \times 3,14 \left[\frac{\theta_c}{2} \right] = 5,7749 \text{ m}$$

area of *unperforated edge strips* (A_{up}) = $(hw \times L_m) = 0,069 \text{ m}^2$

mean length of *calming zone* (L_{cz}) = $(Dc - hw) \sin \left[\frac{\theta_c}{2} \right] = 0,0637 \text{ m}$

area of *calming zone* (A_{cz}) = $2 (L_{cz} \times hw) = 0,0015 \text{ m}^2$

total area *perforations* (A_p) = $A_a - (A_{up} + A_{cz}) = 7,706 \text{ m}^2$

Dari *figure* 11.33 coulson, untuk :

$$\frac{A_h}{A_p} = 0,1009$$

Sehingga :

$$\frac{I_p}{A_p} = 2,9$$

Nilai diatas dapat diterima karena masuk dalam range 2,5 - 4

(Coulson, 1999)

ppp. Jumlah *Hole*

Area untuk 1 *hole* (A_{oh})

$$3,14 \frac{an}{4} = 0,00002 m^2$$

$$jumlah\ holes = \frac{Ah}{Aoh} = 39625,1884 = 340\ holes$$

Tebal dinding kolom berdasarkan tabel 4 buku Peter, dapat diketahui data-data sebagai berikut:

$$P = 0,4183\ atm \qquad 0,8366\ atm$$

$$Da = 3,6103\ m$$

$$ri = 1,8052\ m$$

$$Ej = 0,85\ (spot\ examined)$$

$$S = 13700\ psi = 932,2297\ atm$$

$$Cc = 1 \frac{mm}{tahun} = 0.02\ m$$

$$waktu = 20\ tahun$$

qqq. Bagian Head ellipsoidal

$$t = \frac{P \cdot Da}{2 \cdot S \cdot Ej - 0,2 P} + C_c$$

Keterangan :

P = Tekanan desain

Da = Diameter kolom

Ej = Effisiensi pengelasan

S = Tekanan kerja yang diizinkan

Cc = Korosi yang diizinkan

$$t\ head = 0,0219\ m$$

rrr. Bagian *silinder*

$$t = \frac{P \cdot r_i}{S \cdot E_j - 0,6 \cdot P + P} + C_c$$

Keterangan :

P = Tekanan desain

ri = Jari-jari kolom

Ej = Effisiensi pengelasan

S = Tekanan kerja yang diizinkan

Cc = Korosi yang diizinkan

$$t_{\text{silinder}} = 0,0219 \text{ m}$$

Maka:

$$OD = ID \times 2 t_{\text{silinder}}$$

$$OD = 3,6542 \text{ m}$$

sss. Kolom bagian bawah (*Stripping section*)

Data-data berdasarkan perhitungan neraca massa, didapatkan :

$$L' = 567055,9800 \text{ kg/jam}$$

$$V' = 189466,1796 \text{ kg/jam}$$

$$B = 377589,8004 \text{ kg/jam}$$

Data	Vapor	Liquid
<i>Mass Flowrate</i> (kg/sec)	52,6295	157,5155
<i>Density</i> (kg/m ³)	0,9010	567,9453
<i>Volumetric Flowrate</i> (m ³ /sec)	58,4140	0,2773
<i>Surface tension</i> (N/m)	0,0083	

ttt. Diameter Kolom (Dc)

y. *Liquid-Vapor Flow Factor*

$$F_{LV} = \frac{L}{V} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_l}}$$

$$F_{LV} = 0,1192$$

Keterangan :

FLV = *liquid-vapot flow factor*

L = laju alir massa distilat (kg/jam)

V = laju alir massa *vapor* (kg/jam)

ρ_v = densitas *vapor* (kg/m³)

ρ_l = densitas distilat (kg/m³)

z. kecepatan *flooding* (uf)

Plate spacing pada umumnya berada pada range 0.3 - 0.6 m (Coulson, 1999)

maka, ditetapkan *plate spacing* adalah 0.45 m. sehingga berdasarkan *figure*

11.27 buku coulson, didapatkan nilai :

$$K_1 = 0,0600$$

Dilakukan koreksi pada nilai k_1 :

$$K^+ = \left(\frac{\sigma}{0,02} \right)^{0,2} K_1$$

$$K1^+ = 0,503$$

$$\text{kecepatan flooding (uf)} = K_1^* \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}}$$

$$(uf) = 1,4286 \frac{m}{s}$$

aa. Kecepatan uap ($\hat{U}$)

Berdasarkan coulson (1999), kecepatan uap berada pada *range* 70 - 90% kecepatan *flooding*. Sehingga pada perhitungan ini digunakan 80% kecepatan *flooding*.

$$\text{kecepatan uap } (\hat{U}) = 1,1429 \frac{m}{s}$$

bb. Maksimum volumetrik *Flow area* (U_v maks)

$$U_v \text{ maks} = \frac{V}{\rho_v \cdot 3600}$$

$$U_v \text{ maks} = 58,4140 \frac{m^3}{detik}$$

cc. *Net Area* (A_n)

$$A_n = \frac{U_v \text{ maks}}{\hat{u}}$$

$$A_n = 51,1099 m^2$$

dd. *Cross Section Area* (A_c)

Berdasarkan coulson (1999), *downcomer* area sebanyak 12%, sehingga :

$$A_c = \frac{A_n}{1 - 0,12}$$

$$A_c = 58,0794 m^2$$

ee. Diameter kolom (D_c)

$$D_c = \sqrt{\frac{4 A_c}{\pi}}$$

$$D_c = 8,6015 m$$

ff. *Desain Plate*

kk. *Downcomer area* (A_d)

$$A_d = \%downcomer \times A_c$$

$$Ad = 6,9695 \text{ m}^2$$

ll. *Net area (An)*

$$An = Ac - Ad$$

$$An = 51,1099 \text{ m}^2$$

mm.

Active area (Aa)

$$Aa = Ac - 2Ad$$

$$Aa = 44,1404 \text{ m}^2$$

nn.

Hole Area (Ah)

Ditetapkan *hole area* adalah 10% dari *active area*, sehingga :

$$Ah = 4,4140 \text{ m}^2$$

oo.

Weir length (lw)

Nilai *weir length* didapatkan melalui pembacaan grafik pada *figure 11.31 coulson*.

$$\text{Sumbu } Y = \frac{Ad}{Ac} \times 100\%$$

$$Y = 12$$

Maka :

$$\frac{lw}{Dc} = 0.76$$

$$lw = 6,5372 \text{ m}$$

pp.

Weir height dan Hole size

Berdasarkan coulson (1990)., didapatkan data weir dan *hole* untuk bagian atas dan bawah kolom :

Weir height (hw) : 12 mm

Hole diameter (dh) : 5 mm

Plate thickness : 5 mm

qq. Pengecekan :

p. Check weeping

$$\text{maksimum liquid rate } (Lm, \max) = \frac{L}{3600} = 157,5155 \frac{\text{kg}}{\text{detik}}$$

$$\text{minimum liquid rate } (Lm, \min) = 70\% \times Lm, \max = 110,2609 \frac{\text{kg}}{\text{detik}}$$

$$\text{weir liquid crest } (how, \max) = 750 \left[\frac{Lm, \max}{\rho_1 lw} \right]^{\frac{2}{3}} = 91,2317 \text{ mm liquid}$$

$$\text{weir liquid crest } (how, \min) = 750 \left[\frac{Lm, \min}{\rho_1 lw} \right]^{\frac{2}{3}} = 71,9247 \text{ mm liquid}$$

Pada rate minimum :

$$hw + how, \min = 83,9247 \text{ mm liquid}$$

berdasarkan figur 11.30 coulson, didapatkan :

$$K_2 = 30,8$$

$$\text{minimum desain vapor velocity } (uh) = \frac{[K_2 - 0,90(25,4 - d_k)]}{(\rho_v)^{\frac{1}{2}}} = 13,1058 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$$\text{Actual minimum vapor velocity } (Uv, \min \text{ actual}) =$$

$$\frac{\text{minimum vapour rate}}{Ah} = 14,5571 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Oleh karena nilai $Uv, \min \text{ Actual} > uh$. Maka perhitungan ini dapat diterima

q. Plate Pressure Drop

$$\text{jumlah maksimum vapor yang melewati hole } (Uh) = \frac{Uv, \max}{Ah}$$

$$= 13,2337 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Didapatkan nilai *orifice coefficient* (Co) dari *figure 11.34 coulson*, sehingga :

$$\frac{Ah}{Ap} = \frac{Ah}{Aa} = 10$$

$$\frac{\text{plate thickness}}{\text{hole diameter}} = 1$$

Maka:

$$Co = 0.845$$

$$\text{dry plate (hd)} = 51 \left[\frac{Uh}{Co} \right] \frac{\rho_v}{\rho_L} = 19,8438 \text{ mm liquid}$$

$$\text{residual head (hr)} = \frac{12,5 \times 10^3}{\rho_L} = 22,0092 \text{ mm liquid}$$

$$\begin{aligned} \text{total pressure drop (ht)} &= hd + (hw + how) + hr \\ &= 145,0847 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$

Oleh karena *Pressure Drop* lebih besar dari 100 mm yg merupakan basis perhitungan (coulson, 1990) maka perhitungan ini dapat diterima.

r. *Downcomer liquid backup*

$$\text{downcomer pressre loss (hap)} = hw - 10 = 2 \text{ mm}$$

$$\text{area under apron (Aap)} = hap \times \frac{lw}{1000} = 0,0131 \text{ m}^2$$

Karena $Aap < Ad$, maka nilai Aap menggunakan :

$$\text{head loss in the downcomer (hdc)} = 166 \left[\frac{Lm, max}{\rho_L Aap} \right]^2 = 74696,8181 \text{ mm}$$

$$\text{back up in downcomer (hbc)} = (hw + how) + ht +$$

$$hdc = 74945,1345 \text{ mm} = 74,9451 \text{ m}$$

Nilai hbc harus kurang dari $1/2(\text{plate spacing} + \text{weir height})$ (coulson, 1999)

:

$$\frac{1}{2} (\text{plate spacing} + \text{weir height}) = 156 \text{ mm}$$

Maka, nilai hbc dapat diterima

s. *Residence time* (tr)

$$tr = \frac{Uv \text{ maks}}{An} = 1883,3460 \frac{m}{s}$$

t. *Entrainment*

$$\frac{Uv \text{ maks}}{An} = 1,1429 \frac{m}{s}$$

$$\text{persen flooding} = 80\%$$

$$\text{untuk } F_{LV} = 0,1192$$

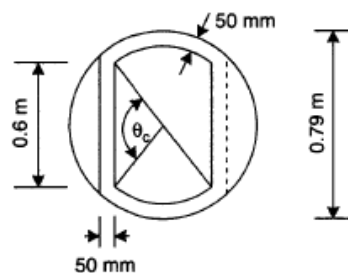
Didapatkan nilai Ψ dari *figure 11.29* buku coulson

$$\Psi = 0.0700$$

Nilai Ψ harus lebih kecil dari 1 (coulson, 1990), hingga perhitungan ini dapat diterima

rr. *Trial layout*

Digunakan *plate type cartridge* dengan 50 mm *unperforated strip* mengelilingi pinggir *plate* dan 50 mm *wide calming zone* (coulson, 1990)



- d. Sudut *subtended* antara pinggir *plate* dengan *unperforated strip* (θ) dari *figure 11.32 coulson*, didapatkan nilai pada

$$\frac{lw}{Dc} = 0.76 \text{ adalah: } \theta_c = 88^\circ$$

sudut subtended antara pinggir plate dengan unperforated strip(θ)

$$= 180 - \theta_c = 92^\circ$$

$$\text{mean length, unperforated edge strips (Lm)} = 13,7853 \text{ m}$$

$$\text{area of unperforated edge strips (Aup)} = hw \times Lm = 0,1654 \text{ m}^2$$

$$\text{mean length of calming zone (Lcz)} = (Dc - hw) \sin\left(\frac{\theta_c}{2}\right) = 0,1521 \text{ m}$$

$$\text{area of calming zone (Acz)} = 2 (Lcz \times hw) = 0,0036 \text{ m}^2$$

$$\text{total area perforations (Ap)} = Aa - (Aup + Acz) = 43,9713 \text{ m}^2$$

Dari *figure 11.33 coulson*, untuk:

$$\frac{Ah}{Ap} = 0,1004$$

Sehingga:

$$\frac{lp}{dh} = 2,9$$

Nilai diatas dapat diterima karena masuk dalam range 2.5 - 4 (COULSON)

ss. Jumlah *Hole s*

$$\text{area untuk 1 hole (Aoh)} = 3.14 \frac{an}{4} = 0,00002 \text{ m}^2$$

$$\text{jumlah holes} = \frac{Ah}{Aoh} = 224919,0780 = 1383 \text{ holes}$$

tt. Tebal dinding kolom

Berdasarkan tabel 4 buku *Peter*, dapat diketahui data-data sebagai berikut :

P	: 0,1344 atm	0,2688 atm
Da	: 8,6015 m	
ri	: 4,3008 m	
Ej	: 0,85 (<i>spot examined</i>)	
S	: 13700 psi	932,2297 atm
Cc	: 1 mm/tahun	0,02 m
Waktu	: 20 tahun	

ii. Bagian bawah *ellipsoidal*

$$t = \frac{P \cdot Da}{2 \cdot S \cdot E_j - 0,2 \cdot P} + C_c$$

Keterangan :

P = Tekanan desain

Da = Diameter kolom

Ej = Effisiensi pengelasan

S = Tekanan kerja yang diizinkan

Cc = Korosi yang diizinkan

$$t_{bawah} = 0,0215 \text{ m}$$

jj. Bagian *silinder*

$$t = \frac{P \cdot r_i}{S \cdot E_j - 0,2 \cdot P} + C_c$$

Keterangan ;

P = Tekanan desain

r_i = Jari-jari kolom

E_j = Effisiensi pengelasan

S = Tekanan kerja yang diizinkan

C_c = Korosi yang diizinkan

$$t_{\text{silinder}} = 0,0215 \text{ m}$$

Maka :

$$OD = ID \times 2 \times t_{\text{silinder}}$$

$$OD = 864,4461 \text{ m}$$

uu. Total Pressure Drop

$$\text{rectifying section} = 68,3770 \text{ mm liquid} = 392,9854 \text{ Pa}$$

$$\text{stripping section} = 145,0847 \text{ mm liquid} = 1164321,5726 \text{ Pa}$$

$$\text{Total Pressure Drop} = (N_1 \times \Delta P_1) + (N_2 \times \Delta P_2) = 1513893,1341 \text{ Pa} =$$

$$14,9410 \text{ atm}$$

vv. Tinggi kolom distilasi

$$H_p = (N_1 \times \text{tray spacing}) + (N_2 \times \text{tray spacing})$$

$$H_p = 6 \text{ m}$$

$$H_{\text{elipsoidal atas}} = \frac{1}{4} ID = 0,9026 \text{ m}$$

$$H_{\text{elipsoidal bawah}} = 2,1504 \text{ m}$$

$$H_{\text{distilasi}} = 9,0530 \text{ m}$$

Dan juga menentukan *Flash point*, *Melting Point*, *specific gravity* dan API° guna untuk kualitas produk yang dihasilkan.

IDENTIFIKASI

Nama Alat	Kolom Distilasi
Kode Alat	KD-02

Jumlah	1 unit
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Memisahkan antara C ₈ -C ₁₄ dengan C ₁₆ -C ₂₀

DATA DESAIN

	<i>Top</i>	<i>Bottom</i>
Tekanan	0,4183 atm	0,1344 atm
Temperatur	255 °C	287°C

DATA MEKANIK

Tinggi	6,6433	
Stage	19 stage	
	<i>Top</i>	<i>Bottom</i>
Diameter	1,7313	2,0419
Tray Spacing	0,3	
<i>t</i> silinder	0,0202 m	
<i>t</i> Head	0,0202 m	
Material	Carbon steel	

PELAT

	<i>Top</i>	<i>Bottom</i>
Active area	1,7882 m ²	2,4875 m ²
Hole Diameter	5 mm	5 mm
Hole Area	0,1788 m ²	0,2488 m ²
Panjang Weir	12 mm	12 mm
Tebal Pelat	5 mm	5 mm
Jumlah Hole	9112 hole s	12675 hole s

C.34. Reboiler (RB-03)

Fungsi : Mengubah sebagian *Bottom* produk KD-03 sebagai refluks gas

Tipe : *Double pipe Heat Exchanger*

Gambar :



Fluida Panas : *Steam*

$$\text{Flowrate, } W_1 : 0,1752 \text{ Kg/hr} = 0,3863 \text{ lb/hr}$$

$$T_1 : 350,0000 \text{ }^{\circ}\text{C} = 662,0000 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$T_2 : 350,0000 \text{ }^{\circ}\text{C} = 662,0000 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Fluida Dingin : Produk KD-03

$$\text{Flowrate, } W_2 : 39329,4212 \text{ Kg/hr} = 86706,4286 \text{ lb/hr}$$

$$t_1 : 313,0000 \text{ }^{\circ}\text{C} = 595,4000 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$t_2 : 313,0000 \text{ }^{\circ}\text{C} = 595,4000 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Perhitungan :

Beban Panas RB-03

$$Q = 8,6898 \text{ KJ/hr} = 8,2364 \text{ Btu/hr}$$

LMTD

Fluida Panas			Fluida Dingin		Selisih
			Temperatur		66,600
T1	=	662,0000	Tinggi	t ₂ =	595,400
			Temperatur		66,600
T2	=	662,0000	Rendah	t ₁ =	595,4000
			Selisih		0,0000

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln(\Delta t_2 / \Delta t_1)}$$

$$\Delta t = 66,6000^{\circ}\text{F}$$

$$T_c = T_{\text{avg}} = 662,0000^{\circ}\text{F}$$

$$t_c = t_{\text{avg}} = 595,4000^{\circ}\text{F}$$

Trial UD

- Asumsi $U_D = 700 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$ (Tabel 8. Kern)

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta t}$$

$$A = 0,00172 \text{ ft}^2$$

Karena $A < 200 \text{ ft}^2$, maka direncanakan menggunakan *Double pipe* Heat Exchanger dengan klasifikasi sebagai berikut (dari tabel 11, Kern):

Annulus				Inner			
IPS	=	6,0000		IPS	=	3,0000	
Sch. No	=	40,0000	Inch	Sch. No.	=	40,0000	inch
OD	=	1,6600	Inch	OD	=	1,3200	inch
ID	=	1,3800	Inch	ID	=	1,0490	inch
a"	=	0,4350	ft ²	a"	=	0,3440	ft ²

Annulus : Fluida dingin

Flow area, aa

$$D_2 = 1,3800 \text{ inch} = 0,1150 \text{ ft}$$

$$D_1 = 1,3200 \text{ inch} = 0,1100 \text{ ft}$$

$$A_a = \frac{\pi(D_2^2 - D_1^2)}{4}$$

$$= 0,0009 \text{ ft}^2$$

Equivalent diameter, De

$$D_e = \frac{(D_2^2 - D_1^2)}{D_1}$$

$$= 0,0102 \text{ ft}$$

Laju Alir Massa, G_a

$$\begin{aligned} G_a &= W / a_a \\ &= 0,3863 / 0,0009 \\ &= 437,4086 \text{ lb/hr ft}^2 \end{aligned}$$

Reynold Number, Re

$$\begin{aligned} \text{pada } T_{\text{avg}} &= 662,0000^\circ\text{F} \\ \mu &= 0,00091 \text{ cp} = 0,0022 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Re_a &= \frac{D_e \times G_a}{\mu} \\ Re_a &= 4915,9307 \end{aligned}$$

$$JH = 50,0000$$

$$\text{Pada } T_{\text{avg}} = 662,0000^\circ\text{F}$$

$$k = 0,03 \text{ Btu/hr ft}^\circ\text{F}$$

$$C_p = 13,25 \text{ Btu/lb }^\circ\text{F}$$

$$(C \times \mu / k)^{1/3} = 0,9908$$

$$\begin{aligned} h_o &= j_H \left(\frac{k}{D} \right) \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \\ &= 145,3167 \text{ Btu/hr ft}^\circ\text{F} \end{aligned}$$

INNER PIPE : Panas

Flow area a_p

$$D_p = 1,0490 = 0,0874$$

$$\begin{aligned} A_p &= \frac{\pi D^2}{4} \\ &= 0,0060 \text{ ft} \end{aligned}$$

Laju Alir Massa, G_p

$$\begin{aligned}
 G_p &= W / a_p \\
 &= 86706,4286 / 0,0060 \\
 &= 14454169,9662 \text{ lb/hr ft}^2
 \end{aligned}$$

Reynold Number, Rep

$$\begin{aligned}
 \text{Pada tavg} &= 595,4000 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 \mu &= 0,009636 \text{ cp} = 0,0233 \text{ lb/hr ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Rep} &= D.G_p / \mu \\
 &= 131126541,9134
 \end{aligned}$$

$$JH = 50,0000$$

$$\text{Pada tavg} = 595,40000 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$k = 0,5 \text{ Btu/hr ft}^\circ\text{F}$$

$$C_p = 40,94 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned}
 (C \times \mu / k)^{1/3} &= 0,9241 \\
 h_i &= j_H \left(\frac{k}{D} \right) \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}
 \end{aligned}$$

$$= 264,2845 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned}
 h_{io} &= h_i \times (ID/OD) \\
 &= 210,0261 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

Clean Overall coefficient, Uc

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{(h_{io} \times h_o)}{(h_{io} + h_o)} \\
 &= 85,8897 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

Design Overall, UD

$$\begin{aligned}
 1 / U_D &= 1 / U_c + R_d, R_d = 0,0020 \\
 &= 0,0136
 \end{aligned}$$

$$U_D = 73,2986 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

9. *Required Surface Area*

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta t}$$

$$= 2.E-03 \text{ ft}^2$$

External surface / lin ft, a"

$$a'' = 0,3440 \quad (\text{Tabel.11 Kern})$$

Required length, L = A / a"

$$L = 5,E-03$$

Ambil panjang 1 harpin sepanjang = 1,0000

Banyaknya harpin yang diperlukan,

$$= \frac{0,0049}{1,0000}$$

$$= 0,0024$$

$$\gg 1,0000 \text{ buah}$$

Maka dipakai 1 harpin 1 ft

$$\text{Actual length} = 2 \times (5 \times 1)$$

$$= 2,0000 \text{ ft}$$

$$A \text{ sebenarnya} = L \times a''$$

$$= 0,6880 \text{ ft}^2$$

Actual Design Overall Coeffesient, $U_D \text{ act}$

$$U_D = \frac{Q}{A \cdot \Delta t}$$

$$= 0,1798 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Dirt Factor, Rd

$$R_d = 5,5515 \text{ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/ Btu}$$

PRESSURE DROP

ANNULUS: FLUIDA PANAS

$$De' = (D_2 - D_1)$$

$$= 0,0050 \text{ ft}$$

$$Rea' = 4915,9307$$

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{(Rea')^{0,42}}$$

$$= 0,0109$$

$$\rho = 1,8470 \text{ lb/ft}^3$$

$$Fa = \frac{4 \cdot f \cdot Ga^2 \cdot L}{2g \cdot \rho^2 \cdot D_e}$$

$$= 1, \text{E-}03$$

$$Va = Ga / (3600 \cdot Fa)$$

$$= 7, \text{E-}02 \text{ ft/det}$$

$$F1 = 2 \times \left(\frac{V^2}{2g} \right)$$

$$= 1, \text{E-}04$$

$$Pa = \frac{(\Delta P_a - F1) \times \rho}{144}$$

$$= 0,0000168$$

INNER PIPE : FLUIDA DINGIN

$$Rep = 131126541,9134$$

$$\begin{aligned}
 f &= 0,0035 + \frac{0,264}{(\text{Re } p)^{0,42}} \\
 &= 0,0036 \\
 &= 856,0754 \\
 &= 53,4191 \text{ lb/ft}^3 \\
 F_p &= \frac{4 \cdot f \cdot G p^2 \cdot L}{2 g \cdot \rho^2 \cdot D} \\
 &= 2,8875 \\
 P_p &= \frac{\Delta F_p \cdot \rho}{144} \\
 &= 1,0712
 \end{aligned}$$

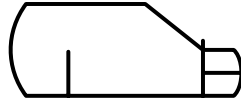
IDENTIFIKASI			
Nama Alat		Reboiler (RB-3)	
Kode Alat		RB-03	
Jumlah		1 unit	
Operasi		Kontinyu	
Fungsi		Mengubah sebagian <i>Bottom</i> produk KD-03 sebagai refluks gas	
DATA DESIGN			
Tipe		Double pipe	
Bahan Konstruksi		Carbon steel	
U _C		85,8897	
U _D		0,1798	
R _C		5,5515	
R _D		0,0020	
Annulus Side		Inner Side	
IPS	6,0000	IPS	3,0000
OD	1,6600 in	OD	1,3200 in
ID	1,3800 in	ID	1,0490 in

C.35. Reboiler (RB-02)

Fungsi : Mengubah sebagian *Bottom* produk KD-02 sebagai refluks gas

Tipe : *Double pipe Heat Exchanger*

Gambar :



Fluida Panas : *Steam*

Flowrate, W_1 : 0,1615 Kg/hr = 0,3561 lb/hr

T_1 : 350,0000 °C = 662,0000 °F

T_2 : 350,0000 °C = 662,0000 °F

Fluida Dingin : Produk KD-03

Flowrate, W_2 : 35167,7303 Kg/hr = 77531,4816 lb/hr

t_1 : 287,0000 °C = 595,6000 °F

t_2 : 287,0000 °C = 595,6000 °F

Perhitungan :

Beban Panas RB-03

$$Q = 8,0105 \text{ KJ/hr} = 7,5926 \text{ Btu/hr}$$

LMTD

Fluida Panas			Fluida Dingin		Selisih	
Temperatur						
T1	=	662,0000	Tinggi	t ₂ =	548,600	113,4000
Temperatur						
T2	=	662,0000	Rendah	t ₁ =	548,6000	113,4000
Selisih						0,0000
$\frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln (\Delta t_2 / \Delta t_1)}$						

LMTD =

$$\Delta t = 113,4000 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$T_c = T_{\text{avg}} = 662,0000^{\circ}\text{F}$$

$$t_c = t_{\text{avg}} = 548,6000 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Trial UD

- Asumsi UD= 700 Btu/jam.ft².°F (Tabel 8. Kern)

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta t}$$

$$A = 0,00093 \text{ ft}^2$$

Karena $A < 200 \text{ ft}^2$, maka direncanakan menggunakan *Double pipe* Heat Exchanger dengan klasifikasi sebagai berikut (dari tabel 11, Kern):

Annulus				Inner			
IPS	=	6,0000		IPS	=	3,0000	
Sch. No	=	40,0000	Inch	Sch. No.	=	40,0000	inch
OD	=	1,6600	Inch	OD	=	1,3200	inch
ID	=	1,3800	Inch	ID	=	1,0490	inch
a"	=	0,4350	ft ²	a"	=	0,3440	ft ²

Annulus : Fluida panas

Flow area, aa

$$D_2 = 1,3800 \text{ inch} = 0,1150 \text{ ft}$$

$$D_1 = 1,3200 \text{ inch} = 0,1100 \text{ ft}$$

$$\pi(D_2^2 - D_1^2)/4$$

$$A_a =$$

$$= 0,0009 \text{ ft}^2$$

Equivalent diameter, De

$$D_e = (D_2^2 - D_1^2) / D_1$$

$$= 0,0102 \text{ ft}$$

Laju Alir Massa, Ga

$$G_a = W / a_a$$

$$= 0,3561 / 0,0009$$

$$= 403,2148 \text{ lb/hr ft}^2$$

Reynold Number, Re

$$\text{pada } T_{\text{avg}} = 662,0000^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0,00091 \text{ cp} = 0,0022$$

$$\text{Re}_a = \frac{D_e \times G_a}{\mu}$$

$$\text{Re}_a = 4531,6352$$

$$J_H = 50,0000$$

$$\text{Pada } T_{\text{avg}} = 662,0000^\circ\text{F}$$

$$k = 0,03 \text{ Btu/hr ft}^\circ\text{F}$$

$$C_p = 13,25 \text{ Btu/lb }^\circ\text{F}$$

$$(C \times \mu / k)^{1/3} = 0,9908$$

$$h_o = j_H \left(\frac{k}{D} \right) \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

$$= 145,3167 \text{ Btu/hr ft}^\circ\text{F}$$

INNER PIPE : Fluida Dingin

Flow area ap

$$D_p = 1,0490 = 0,0874$$

$$A_p = \frac{\pi D^2}{4} = 0,0060 \text{ ft}$$

Laju Alir Massa, Gp

$$\begin{aligned} G_p &= W / a_p \\ &= 77531,4816 / 0,0060 \\ &= 12924684,2539 \text{ lb/hr ft}^2 \end{aligned}$$

Reynold Number, Rep

$$\begin{aligned} \text{Pada tavg} &= 548,6000 \text{ } ^\circ\text{F} \\ \mu &= 0,009636 \text{ cp} = 0,0233 \text{ lb/hr ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Rep} &= D \cdot G_p / \mu \\ &= 117251226,1516 \end{aligned}$$

$$\text{JH} = 50,0000$$

$$\text{Pada tavg} = 548,6000 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$k = 0,5 \text{ Btu/hr ft}^\circ\text{F}$$

$$C_p = 40,94 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} (C \times \mu / k)^{1/3} &= 0,9241 \\ h_i &= j_H \left(\frac{k}{D} \right) \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \end{aligned}$$

$$= 264,2845 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$h_{io} = h_i \times (ID/OD)$$

$$= 210,0261 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Clean Overall coefficient, Uc

$$\frac{(h_{io} \times h_o)}{(h_{io} + h_o)}$$

$$U_c = 85,8897 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Design Overall, U_D

$$1 / U_D = 1 / U_c + R_d, R_d = 0,0020$$

$$= 0,0136$$

$$U_D = 73,2986 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

10. *Required Surface Area*

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta t}$$

$$= 9, \text{E-}04 \text{ ft}^2$$

External surface / lin ft, a''

$$a'' = 0,3440 \quad (\text{Tabel.11 Kern})$$

Required length, $L = A / a''$

$$L = 3, \text{E-}03$$

Ambil panjang 1 harpin sepanjang = 1,0000

Banyaknya harpin yang diperlukan,

$$= 0,0027 \quad 1,0000$$

$$= 0,0013$$

$$\gg 1,0000 \quad \text{buah}$$

Maka dipakai 1 harpin 1 ft

$$\text{Actual length} = 2 \times (5 \times 1)$$

$$= 2,0000 \text{ ft}$$

$$A \text{ sebenarnya} = L \times a''$$

$$= 0,6880 \text{ ft}^2$$

Actual Design Overall Coeffesient, U_{D act}

$$U_D = \frac{Q}{A \cdot \Delta t}$$

$$= 0,0973 \quad \text{Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Dirt Factor, R_d

$$R_d = 0,0020 \quad \text{hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/ Btu}$$

PRESSURE DROP

ANNULUS: FLUIDA PANAS

$$D_e' = (D_2 - D_1)$$

$$= 0,0050 \text{ ft}$$

$$Re_a' = 4531,6351$$

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{(Re_a')^{0,42}}$$

$$= 0,0112$$

$$\rho = 1,8470 \text{ lb/ft}^3$$

$$Fa = \frac{4 \cdot f \cdot Ga^2 \cdot L}{2g \cdot \rho^2 \cdot D_e}$$

$$= 1, \text{E-}03$$

$$Va = Ga / (3600 \cdot Fa)$$

$$= 6, \text{E-}02 \text{ ft/det}$$

$$F1 = 2 \times \left(\frac{V^2}{2g} \right)$$

$$= 1, \text{E-}04$$

$$Pa = \frac{(\Delta F_1 - F_1) \times \rho}{144}$$

$$= 0,0000146$$

INNER PIPE : FLUIDA DINGIN

$$Re_p = 117251226,1516$$

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{(Re_p)^{0,42}}$$

$$= 0,0036$$

$$= 856,0754$$

$$= 53,4191 \text{ lb/ft}^3$$

$$F_p = \frac{4 \cdot f \cdot G_p^2 \cdot L}{2 \cdot g \cdot \rho^2 \cdot D}$$

$$= 2,3119$$

$$P_p = \frac{\Delta F_p \cdot \rho}{144}$$

$$= 0,8577$$

IDENTIFIKASI

Nama Alat	<i>Reboiler (RB-2)</i>
Kode Alat	RB-02
Jumlah	1 unit
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Mengubah sebagian <i>Bottom</i> produk KD-02 sebagai refluks gas

DATA DESIGN

Tipe	<i>Double pipe</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel</i>
U_C	85,8897
U_D	0,0973
R_C	0,0020
R_D	0,0020

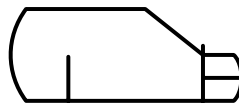
Annulus Side		Inner Side	
IPS	6,0000	IPS	3,0000
OD	1,6600 in	OD	1,3200 in
ID	1,3800 in	ID	1,0490 in

C.36. Reboiler (RB-01)

Fungsi : Mengubah sebagian *Bottom* produk KD-01 sebagai refluks gas

Tipe : *Double pipe Heat Exchanger*

Gambar :



Fluida Panas : *Steam*

Flowrate, W_1 306,1579 Kg/hr = 674,9618 lb/hr

T_1 : 350,0000 °C = 662,0000 °F

T_2 : 350,0000 °C = 662,0000 °F

Fluida Dingin : Produk KD-03

Flowrate, W_2 : 43548,9196 Kg/hr = 96008,8191 lb/hr

t_1 : 360,0000 °C = 680,0000 °F

t_2 : 360,0000 °C = 680,0000 °F

Perhitungan :

Beban Panas RB-01

$Q = 15171,0883 \text{ KJ/hr} = 14379,6278 \text{ Btu/hr}$

LMTD

Fluida Panas	Fluida Dingin	Selisih

Temperatur					
T1	=	662,0000	Tinggi	t ₂	= 680,0000 18,0000
Temperatur					
T2	=	662,0000	Rendah	t ₁	= 680,0000 18,0000
Selisih					0,0000

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln(\Delta t_2 / \Delta t_1)}$$

$$\Delta t = 18.0000 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_c = T_{avg} = 662,0000^\circ\text{F}$$

$$t_c = t_{avg} = 688,0000 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Trial UD

- Asumsi UD= 72,0000 Btu/jam.ft².°F (Tabel 8. Kern)

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta t}$$

$$A = 11,09539 \text{ ft}^2$$

Karena $A < 200 \text{ ft}^2$, maka direncanakan menggunakan *Double pipe* Heat Exchanger dengan klasifikasi sebagai berikut (dari tabel 11, Kern):

Annulus				Inner			
IPS	=	6,0000		IPS	=	3,0000	
Sch. No	=	40,0000	Inch	Sch. No.	=	40,0000	inch
OD	=	1,6600	Inch	OD	=	1,3200	inch
ID	=	1,3800	Inch	ID	=	1,0490	inch
a"	=	0,4350	ft ²	a"	=	0,3440	ft ²

Annulus : Fluida panas

Flow area, aa

$$D_2 = 1,3800 \text{ inch} = 0,1150 \text{ ft}$$

$$D_1 = 1,3200 \text{ inch} = 0,1100 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} A_a &= \pi (D_2^2 - D_1^2) / 4 \\ &= 0,0009 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Equivalent diameter, De

$$\begin{aligned} D_e &= (D_2^2 - D_1^2) / D_1 \\ &= 0,0102 \text{ ft} \end{aligned}$$

Laju Alir Massa, Ga

$$\begin{aligned} G_a &= W / a_a \\ &= 674,9618 / 0,0009 \\ &= 764287,9851 \text{ lb/hr ft}^2 \end{aligned}$$

Reynold Number, Re

$$\begin{aligned} \text{pada } T_{\text{avg}} &= 662,0000^\circ\text{F} \\ \mu &= 0,00091 \text{ cp} = 0,0022 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Re}_a &= \frac{D_e \times G_a}{\mu} \\ \text{Re}_a &= 8589650,1821 \end{aligned}$$

$$\text{JH} = 50,0000$$

$$\text{Pada } T_{\text{avg}} = 662,0000^\circ\text{F}$$

$$k = 0,03 \text{ Btu/hr ft}^\circ\text{F}$$

$$C_p = 13,25 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F}$$

$$(C \times \mu / k)^{1/3} = 0,9908$$

$$h_o = j_H \left(\frac{k}{D} \right) \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

$$= 145,3167 \text{ Btu/hr ft}^\circ\text{F}$$

INNER PIPE : Fluida Dingin

Flow area ap

$$D_p = 1,0490 = 0,0874$$

$$A_p = \frac{\pi D^2}{4}$$

$$= 0,0060 \text{ ft}$$

Laju Alir Massa, Gp

$$G_p = W / a_p$$

$$= 96008,8191 / 0,0060$$

$$= 16004900,8153 \text{ lb/hr ft}^2$$

Reynold Number, Rep

$$\text{Pada tavg} = 680,0000 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0,009 \text{ cp} = 0,0218 \text{ lb/hr ft}$$

$$\text{Rep} = D \cdot G_p / \mu$$

$$= 155455008,8444$$

$$JH = 50,0000$$

$$\text{Pada tavg} = 680,0000 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$k = 0,5 \text{ Btu/hr ft}^\circ\text{F}$$

$$C_p = 40,94 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F}$$

$$(C \times \mu / k)^{1/3}$$

$$= 0,9033$$

$$h_i = j_H \left(\frac{k}{D} \right) \left(\frac{Cp \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

$$= 258,3430 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$h_{io} = h_i \times (ID/OD)$$

$$= 205,3044 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Clean Overall coefficient, U_c

$$U_c = \frac{(h_{io} \times h_o)}{(h_{io} + h_o)}$$

$$= 85,0895 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Design Overall, U_D

$$1 / U_D = 1 / U_c + R_d, R_d = 0,0020$$

$$= 0,0138$$

$$U_D = 72,7149 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

11. *Required Surface Area*

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta t}$$

$$= 10,99 \text{ ft}^2$$

External surface / lin ft, a"

$$a'' = 0,3440 \quad (\text{Tabel.11 Kern})$$

Required length, L = A / a"

$$L = 3, \text{E}+03$$

Ambil panjang 1 harpin sepanjang = 1,0000

Banyaknya harpin yang diperlukan,

$$= 31,9369 \quad 1,0000$$

$$= 15,9685$$

» 1,0000 buah

Maka dipakai 1 harpin 1 ft

$$\begin{aligned} \text{Actual length} &= 2 \times (1 \times 1) \\ &= 2,0000 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A \text{ sebenarnya} &= L \times a'' \\ &= 0,6880 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Actual Design Overall Coeffesient, U_D act

$$\begin{aligned} U_D &= \frac{Q}{A \cdot \Delta t} \\ &= 1161,1457 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Dirt Factor, R_d

$$R_d = 0,0020 \text{ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/ Btu}$$

PRESSURE DROP

ANNULUS: FLUIDA PANAS

$$\begin{aligned} De' &= (D_2 - D_1) \\ &= 0,0050 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$Rea' = 8589650,1821$$

$$\begin{aligned} f &= 0,0035 + \frac{0,264}{(Rea)^{0,42}} \\ &= 0,0038 \end{aligned}$$

$$\rho = 1,8470 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} Fa &= \frac{4 \cdot f \cdot Ga^2 \cdot L}{2 \cdot g \cdot \rho^2 \cdot D_e} \\ &= 12,5288 \end{aligned}$$

$$V_a = G_a / (3600 \cdot F_a)$$

$$= 1,1494 \text{ ft/det}$$

$$F_1 = 2 \times \left(\frac{V^2}{2g} \right)$$

$$= 0,04$$

$$P_a = \frac{(\Delta F_a - F_1) \times \rho}{144}$$

$$= 0,16$$

INNER PIPE : FLUIDA DINGIN

$$Re_p = 155455008,8444$$

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{(Re_p)^{0,42}}$$

$$= 0,0036$$

$$= 856,0754$$

$$F_p = \frac{4 \cdot f \cdot G_p^2 \cdot L}{2g \cdot \rho^2 \cdot D}$$

$$= 53,4191 \text{ lb/ft}^3$$

$$= 3,5334$$

$$P_p = \frac{\Delta F_p \cdot \rho}{144}$$

$$= 1,3108$$

IDENTIFIKASI

Nama Alat	<i>Reboiler (RB-1)</i>
Kode Alat	RB-01

Jumlah	1 unit
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Mengubah sebagian <i>Bottom</i> produk KD-01 sebagai refluks gas

DATA DESIGN

Tipe	<i>Double pipe</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel</i>
U_C	85,0895
U_D	72,7149
R_c	0,0020
R_D	0,0020

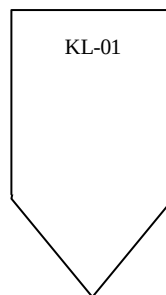
Annulus Side		Inner Side	
IPS	6,0000	IPS	3,0000
OD	1,6600 in	OD	1,3200 in
ID	1,3800 in	ID	1,0490 in

C.37. Cristallizer

Fungsi : Tempat pembentukan kristal Asam stearat

Tipe : *Forced circulating liquid evaporator-crystallizer*

Bentuk : tangki silinder dengan elipsoidal heads



Gambar :

Data desain

Temperatur = 30°C

Tekanan = 1 atm

Waktu tinggal = 1 jam

Laju alir massa = 10761,0818 kg/jam

Densitas = 1454,0000 kg/m³ 90,7703 lb/ft³

Viskositas = 5,9235 cP 14,3293 lb ft/hr

Kapasitas crystalizer , V

$$\text{Volume tangki } V_T = \frac{Wx\tau}{\rho}$$

$$V_t = 7,4010 \text{ m}^3$$

Faktor keamanan = 20%

Kapasitas tangki, V = 8,8812 m³

Konfigurasi tangki

Berdasarkan "Holland and Chapman, p.154", di pilih tangki tipe Brooks & Su, dengan konfigurasi sebagai berikut:

Rasio diameter tangki dengan tinggi silinder = $D_t/H_s=2/3$

Rasio tinggi liquid dengan diameter tangki = $H_1/D_t=1,05$

Rasio diameter impeller dengan diameter tangki = $D_i/D_t=1/3$

Rasio tinggi impeller dari dasar tangki dengan diameter tangki = $H_i/D_t=0,3$

Rasio lebar blade dengan diameter impeler = $W/D_i=1/5$

Rasio panjang blade dengan diameter impeler = $L/D_i=1/4$

Dari konfigurasi diatas, maka:

Diameter tangki (D_t)

volume tangki = volume liquid + volume head

dimana,

volume bottom (Vb) = Volume head (Ve)

Volume silinder (Vs)

maka,

Hs = tinggi silinder = $\frac{3}{2} Dt$

$$V_s = \left(\frac{\pi}{4}\right) \cdot (Dt^2) \cdot H_s$$

$$= \left(\frac{3}{8}\right) \pi Dt^3$$

Volume ellipsoidal head dan bottom (Vb dan Ve)

dimana,

$$L = \frac{1}{4} Dt$$

$$V_b = V_e = \left(\frac{\pi}{6}\right) \cdot (Dt^2) \cdot L$$

$$\left(\frac{\pi}{24}\right) \cdot (Dt^3)$$

Sehingga,

$$V_I = V_s + V_e$$

$$= \left(\frac{10}{24}\right) \cdot \pi \cdot Dt^3$$

maka,

$$V_t = V_I + V_e$$

$$8,8812 \text{ m}^3 = 1,439166667 Dt^3$$

$$24,4725 \text{ ft}^3 \quad 6,1711 \text{ m}^3 = Dt^3$$

$$13,4377 \text{ ft} \quad 3,3885 \text{ m} = Dt$$

$$1,6942 = R$$

Maka untuk konfigurasi rangki :

$$H_l = \text{tinggi liquid} = 1,05 Dt \quad 3,5579 \text{ m} \quad 11,6729 \text{ ft}$$

Di = Diameter impeller = 1/3 Dt	1,1295 m	3,7057 ft
Hi = Tinggi impeller = 0,3 Dt	1,0166 m	3,3351 ft
W = lebar daun impeller = 1/5 Di	0,2259 m	0,7411 ft
L = panjang daun impeller = 1/4 Di	0,2824 m	0,9264 ft

Tinggi Tangki, Ht

$$H_s = 3/2 D_t = 5,0828 \text{ m}$$

$$L = 1/4 D_t = 0,8471 \text{ m}$$

Maka tinggi total,

$$H_t = H_s + 2 L$$

$$= 6,7770 \text{ m}$$

Tebal dinding tangki, Tt

$$t_r = \frac{P \times R}{(S \times E_j) - (0,6 \times P)} + C$$

Dimana

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

$$R = \text{Jari jari tangki} = 1,6943 \text{ m}$$

$$S = \text{Working stress allowable} = 932,2297 \text{ atm}$$

$$E_j = \text{Welding joint efficiency} = 0,85$$

$$C = \text{Tebal korosi yang diizinkan} = 0,0023$$

maka,

$$T_t = 0,0080 \text{ m} = 0,3142 \text{ in}$$

Tebal dinding head (Ellipsoidal head) (e) disamakan dengan tebal dinding tanki maka,

$$T_t = e = 0,3142 \text{ in} = 0,0080 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Outside diameter} = OD &= D_t + 2 T_t \\ &= 3,4045 \text{ m} \\ &= 340,4464 \text{ cm} \end{aligned}$$

Desain jaket pendingin

Desain Jaket Pendingin

$$\frac{h_i \times D_i}{k} = 0,85 (N_{Re})^{0,66} (N_{Pr})^{0,33} (\mu / \mu_s)^{0,14} \times \left(\frac{Hl}{D_i} \right)^{-0,56} \times (D_i / D_t)^{0,13}$$

Dimana,

h_i = koefisien perpindahan panas

$$C_p = 3402,0284 \text{ Btu/lb.}^{\circ}\text{F.Hr}$$

$$k = 0,3685 \text{ Btu/lb.}^{\circ}\text{F.Hr}$$

$$N_{Pr} = \frac{C_p \times \mu}{k}$$

$$N_{Pr} = 54686,0318$$

$$\mu / \mu_s = 1$$

$$Hl / D_t = 1,05$$

$$D_i / D_t = 0,3333$$

$$N^{Re} = \frac{n \times \rho \times D_i}{\mu}$$

$$N^{Re} = 23,4740 \text{ hr}$$

$$= 8450,6408 \text{ s}$$

$$h_i \times Dt / k = 10251,1723$$

$$H_i \times Dt = 3777,5570$$

$$h_i = 1114,8166 \text{ Btu/lb.}^{\circ}\text{F.Hr}$$

Menghitung area perpindahan panas (A)

$$H_o = jH \times k/Dt \times (N^{pr})^{1/3} \times l^{0,14}$$

$$h_o = 2786,2954 \text{ Btu/lb.}^{\circ}\text{F.Hr}$$

$$R_d = 0,001 \text{ ft.hr.oF/Btu}$$

$$H_d = 1000 \text{ btu/ft.hr.oF}$$

$$ID = 11,1170$$

$$OD = 11,7455$$

$$h_{io} = 1055,1646 \text{ btu/ft.hr.oF}$$

$$U_c = 765,3341 \text{ btu/ft.hr.oF}$$

$$U_d = 433,5350 \text{ btu/ft.hr.oF}$$

$$\text{Temperatur pendingin masuk (T1)} = -253^{\circ}\text{C} \quad -423,4^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Temperatur pendingin keluar (T2)} = 115,985^{\circ}\text{C} \quad 240,77^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Temperatur masuk crystallizer (T1)} = 130^{\circ}\text{C} \quad 266^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Temperatur Crystallizer (T2)} = -3^{\circ}\text{C} \quad 26,6^{\circ}\text{F}$$

$$\Delta T1 = 450$$

$$\Delta T_2 = 25,227$$

$$LMTD = 147,4224 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$A = 687,2176 \text{ ft}^2$$

$$63,8446 \text{ m}^2$$

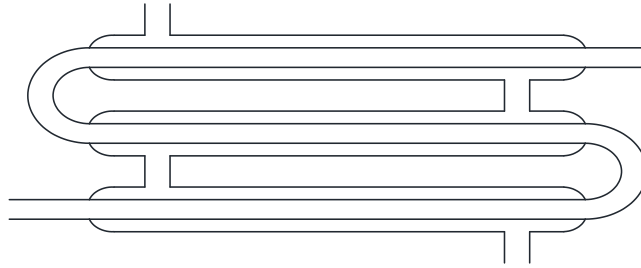
IDENTIFIKASI			
Nama Alat	Crystallizer-01		
Kode Alat	Cr-01		
Jumlah	1 unit		
Fungsi	Tempat pembentukan kristal Asam stearat		
DATA DESAIN			
Tipe	Forced circulating liquid evaporator-crystallizer		
Temperatur		30	oC
Tekanan		1	atm
Kapasitas		10,7351	m3
DATA MEKANIK			
Tinggi		6,7770	m
Diameter		3,3885	m
Tebal Dinding		0,31	in
Tebal Head		0,31	in
Area Perpindahan Panas		63,8446	m2
Bahan Kontruksi	Stainlees steel SA-240, grade A		

C.39. Heater (H-01)

Fungsi : Memanaskan asam lemak sebelum di input ke kolom splitting KS-01

Tipe : *Double pipe Heat Exchanger*

Gambar :



Fluida Panas :

Flowrate, W_1 : 6,0065 Kg/hr = 13,2442 lb/hr

T_1 : 350,00°C = 662 °F

T_2 : 350,00°C = 662°F

Fluida Dingin :

Flowrate, W : 21.202,2654 Kg/jam = 46.750,9953 lb/hr

t_1 : 110 °C = 230 °F

t_2 : 245 °C = 473 °F

Perhitungan :

Beban Panas CO-02

$Q = 7.974,1750$ KJ/hr = 7.558,0188 Btu/hr

LMTD

Fluida Panas		Fluida Dingin		Selisih				
Temperatur								
T1	=	662	Tinggi	t ₂	=	473		189

Temperatur

T ₂ =	662	Rendah	t ₁ =	230	432

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln(\Delta t_2 / \Delta t_1)}$$

$$\Delta t = 108,8380 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_c = T_{\text{avg}} = 432 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = t_{\text{avg}} = 189 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Trial UD

$$\text{Asumsi UD} = 100 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F} \quad (\text{Tabel 8. Kern})$$

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta t}$$

$$A = 0,2571 \text{ ft}^2$$

Karena $A < 200 \text{ ft}^2$, maka direncanakan menggunakan *Double pipe Heat Exchanger*

dengan klasifikasi sebagai berikut (dari tabel 11, Kern):

Annulus				Inner			
IPS	=	2 1/2		IPS	=	2	
Sch. No	=	40	inch	Sch. No.	=	40	inch
OD	=	2,8800	inch	OD	=	2,3800	inch
ID	=	2,4690	inch	ID	=	2,0670	inch
a"	=	4,7900	ft ²	a"	=	3,3500	ft ²

Annulus : Fluida dingin

Flow area, aa

$$D_2 = 2,8800 \text{ inch} = 0,2400 \text{ ft}$$

$$D_1 = 2,4690 \text{ inch} = 0,2058 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} A_a &= \pi(D_2^2 - D_1^2)/4 \\ &= 1,7258 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Equivalent diameter, De

$$\begin{aligned} D_e &= (D_2^2 - D_1^2)/D_1 \\ &= 0,8904 \text{ ft} \end{aligned}$$

Laju Alir Massa, Ga

$$\begin{aligned} G_a &= W / a_a \\ &= 7,6744 \end{aligned}$$

Reynold Number, Re

$$\text{pada } T_{\text{avg}} = 662^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0,0220$$

$$\text{Rea} = \frac{D_e \times G_a}{\mu}$$

$$\text{Rea} = 128,3507$$

$$\text{JH} = 6,4 \quad (\text{Fig.24 Kern})$$

$$\text{Pada } T_{\text{avg}} = 662^\circ\text{F}$$

$$k = 0,0210 \text{ Btu/hr ft}^\circ\text{F}$$

$$C_p = 21,2892 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F}$$

$$(C \times \mu / k)^{1/3} = 18,0340$$

$$h_o = j_H \left(\frac{k}{D} \right) \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

$$= 2,7156 \text{ Btu/hr ft}^{\circ}\text{F}$$

INNER PIPE : Dingin

Flow area a_p

$$D_p = 2,0670 \text{ in}$$

$$A_p = \frac{\pi D^2}{4} = 0,0232 \text{ ft}$$

Laju Alir Massa, G_p

$$G_p = W / a_p = 2007255,9 \text{ lb/ft}^2$$

Reynold Number, Re_p

$$\begin{aligned} \text{Pada } t_{\text{avg}} &= 351,5 \text{ }^{\circ}\text{F} \\ \mu &= 1,2000 \text{ lb/hr ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Re_p &= D \cdot G_p / \mu \\ &= 119.059,8584 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_{io} &= \text{ditetapkan} \\ &= 839355,4370 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ }^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

Tube-wall temperatur

$$\phi_t = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} = 1$$

$$t_w = t_c + \frac{h_o / \phi_s}{h_{io} / \phi_t + h_o / \phi_s} (T_c - t_c)$$

$$t_w = 305629,9375$$

Clean Overall coefficient, U_c

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{(h_{i_o} \times h_{o_o})}{(h_{i_o} + h_{o_o})} \\ &= 2,6926 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Design Overall, U_D

$$\begin{aligned} 1 / U_D &= 1 / U_c + R_d, R_d = 0,0030 \\ &= 0,3712 \end{aligned}$$

$$U_D = 2,6936 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Required Surface Area

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{U_D \cdot \Delta t} \\ &= 12,0201 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

External surface / lin ft, a''

$$a'' = 3,3500 \quad (\text{Tabel.11 Kern})$$

Required length, $L = A / a''$

$$L = 2,8494$$

Ambil panjang 1 harpin sepanjang = 20,00

Banyaknya harpin yang diperlukan,

$$= 2,8494 \text{ ft} / (20 \text{ ft} \times 2)$$

$$= 0,0712 \text{ ft}$$

$$\gg 1 \text{ buah}$$

Maka dipakai 1 harpin 20 ft

Actual length = 2 x jumlah harpin x panjang harpin

$$= 40 \text{ ft}$$

$$A \text{ sebenarnya} = L \times a''$$

$$= 9,5456 \quad \text{ft}^2$$

Actual Design Overall Coefficient, U_D act

$$U_D = \frac{Q}{A \cdot \Delta t}$$

$$= 2,6936 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Dirt Factor, R_d

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D}$$

$$= 0,0030 \text{ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/ Btu}$$

Pressure Drop

ANNULUS : Fluida Panas

$$1. \quad D_e' = (D_2 - D_1)$$

$$= 0,4110 \text{ ft}$$

$$Re_{a'} = 128,3507$$

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{(Re_a)^{0,42}}$$

$$= 0,0379$$

$$\rho = 23,3273 \text{ lb/ft}^3$$

$$2. \quad F_a = \frac{4 \cdot f \cdot G_a^2 \cdot L}{2 \cdot g \cdot \rho^2 \cdot D_e}$$

$$= 0,0000$$

$$3. \quad V_a = G_a / (3600 \cdot \rho)$$

$$= 0,0001 \text{ ft/sec}$$

$$F_1 = 2 \times \left(\frac{V^2}{2g} \right)$$

$$= 2,5936 \text{ E-10}$$

$$4. \quad P_a = \frac{(\Delta F_a \quad F_1) \times \rho}{144}$$

$$= 0,000000000094$$

INNER PIPE : FLUIDA DINGIN

$$\text{Rep} = 119.059,8584$$

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{(\text{Re } p)^{0,42}}$$

$$= 0,0054$$

$$= 21,3516 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Fp} = \frac{4 \cdot f \cdot G p^2 \cdot L}{2 g \cdot \rho^2 \cdot D}$$

$$= 3,8116$$

$$\text{Pp} = \frac{\Delta F p \cdot \rho}{144}$$

$$= 0,5652$$

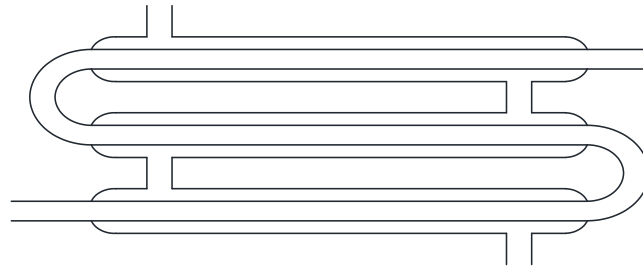
IDENTIFIKASI			
Nama Alat		Heater	
Kode Alat		H-02	
Jumlah		1 unit	
Operasi		Kontinyu	
Fungsi		Memanaskan temperatur umpan R-02	
DATA DESIGN			
Tipe		Double pipe	
Bahan Konstruksi		Carbon steel	
U _C		2,7156	
U _D		2,6936	
Annulus Side		Inner Side	
IPS	2 1/2	IPS	2
OD	2,8800 in	OD	2,3800 in
ID	2,4690 in	ID	2,0670 in

C.40. Heater (H-02)

Fungsi : Memanaskan asam lemak sebelum di input ke kolom destilasi KD-01

Tipe : *Double pipe Heat Exchanger*

Gambar :



Fluida Panas :

Flowrate, W_1 : 13,7871Kg/hr = 30,4005 lb/hr

T_1 : 350,00°C = 662 °F

T_2 : 350,00°C = 662°F

Fluida Dingin :

Flowrate, W : 18.628,8681Kg/jam = 41.076,6541 lb/hr

t_1 : 30 °C = 548,6 °F

t_2 : 334 °C = 557,6 °F

Perhitungan :

Beban Panas CO-02

Q = 18.303,7298 KJ/hr = 17.348,4948 Btu/hr

LMTD

Fluida Panas			Fluida Dingin		Selisih	
Temperatur						
T1	=	662	Tinggi	t ₂ =	633,2	28,8
Temperatur						
T2	=	662	Rendah	t ₁ =	86	576

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln(\Delta t_2 / \Delta t_1)}$$

$$\Delta t = 181,6598 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_c = T_{avg} = 662 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = t_{avg} = 359,6 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Trial UD

$$\text{Asumsi UD} = 100 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \quad (\text{Tabel 8. Kern})$$

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta t} = 0,9498 \text{ ft}^2$$

Karena $A < 200 \text{ ft}^2$, maka direncanakan menggunakan *Double pipe Heat Exchanger*

dengan klasifikasi sebagai berikut (dari tabel 11, Kern):

Annulus				Inner		
IPS	=	1 1/2		IPS	=	1 1/4
Sch. No	=	40	inch	Sch. No.	=	40 inch
OD	=	1,9000	inch	OD	=	1,6600 inch

ID	=	1,6200	inch	ID	=	1,3800	inch
a"	=	2,0400	ft ²	a"	=	1,5000	ft ²

Annulus : Fluida dingin

Flow area, aa

$$D_2 = 1,900 \text{ inch} = 0,1583 \text{ ft}$$

$$D_1 = 1,6100 \text{ inch} = 0,1342 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} A_a &= \pi(D_2^2 - D_1^2)/4 \\ &= 0,7991 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Equivalent diameter, De

$$\begin{aligned} D_e &= (D_2^2 - D_1^2)/D_1 \\ &= 0,6322 \text{ ft} \end{aligned}$$

Laju Alir Massa, Ga

$$\begin{aligned} G_a &= W / a_a \\ &= 38,0458 \end{aligned}$$

Reynold Number, Re

$$\text{pada } T_{\text{avg}} = 662^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0,0220$$

$$\text{Rea} = \frac{D_e \times G_a}{\mu}$$

$$\text{Rea} = 451,8012$$

$$\text{JH} = 11$$

(Fig.24 Kern)

$$\text{Pada } T_{\text{avg}} = 662^\circ\text{F}$$

$$k = 0,0254 \text{ Btu/hr ft}^\circ\text{F}$$

$$C_p = 26,2122 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F}$$

$$(C \mu / k)^{1/3} = 18,3142$$

$$h_o = j_H \left(\frac{k}{D} \right) \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

$$= 8,0935 \text{ Btu/hr ft}^\circ\text{F}$$

INNER PIPE : Dingin

Flow area ap

$$D_p = 1,3800$$

$$A_p = \frac{\pi D^2}{4}$$

$$= 0,010381625 \text{ ft}^2$$

Laju Alir Massa, Gp

$$G_p = W / a_p$$

$$= 3956669,028$$

Reynold Number, Rep

$$\text{Pada } t_{\text{avg}} = 359,6 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\mu = 1,6000 \text{ lb/hr ft}$$

$$\text{Rep} = D \cdot G_p / \mu$$

$$= 117.514,7051$$

$$h_{io} = \text{ditetapkan}$$

$$= 839355,4370 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Tube-wall temperatur

$$\Phi_t = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} = 1$$

$$t_w = t_c + \frac{h_o / \phi_s}{h_{io} / \phi_t + h_o / \phi_s} (T_c - t_c)$$

$$t_w = 402,7452$$

Clean Overall coefficient, U_c

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{(h_{io} \times h_o)}{(h_{io} + h_o)} \\ &= 8,0934 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Design Overall, U_D

$$\begin{aligned} 1 / U_D &= 1 / U_c + R_d, R_d = 0,0030 \\ &= 0,1266 \end{aligned}$$

$$U_D = 7,9015 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Required Surface Area

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{U_D \cdot \Delta t} \\ &= 12,0201 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

External surface / lin ft, a''

$$a'' = 1,5000 \quad (\text{Tabel.11 Kern})$$

Required length, $L = A / a''$

$$L = 8,0134$$

Ambil panjang 1 harpin sepanjang = 20,00

Banyaknya harpin yang diperlukan,

$$= 8,0134 \text{ ft} / (20 \text{ ft} \times 2)$$

$$= 0,2003 \text{ ft}$$

$$\gg 1 \text{ buah}$$

Maka dipakai 1 harpin 20 ft

Actual length = 2 x jumlah harpin x panjang harpin

$$= 40 \text{ ft}$$

A sebenarnya = L x a"

$$= 12,0201 \text{ ft}^2$$

Actual Design Overall Coeffesient, $U_D \text{ act}$

$$U_D = \frac{Q}{A \cdot \Delta t}$$

$$= 7,9015 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Dirt Factor, Rd

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D}$$

$$= 0,0030 \text{ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/ Btu}$$

Pressure Drop

ANNULUS : Fluida Panas

$$5. \quad D_e' = (D_2 - D_1)$$

$$= 451,8012 \text{ ft}$$

$$Re_a' = 451,8012$$

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{(Re_a')^{0,42}}$$

$$= 0,0238$$

$$\rho = 22,1703 \text{ lb/ft}^3$$

$$6. \quad Fa = \frac{4 \cdot f \cdot Ga^2 \cdot L}{2 \cdot g \cdot \rho^2 \cdot D_e}$$

$$= 0,0000$$

$$7. \quad Va = Ga / (3600 \cdot \rho)$$

$$= 0,0005 \text{ ft/sec}$$

$$F1 = 2 \times \left(\frac{V^2}{2g} \right)$$

$$= 6,2110$$

$$8. \quad Pa = \frac{(\Delta F1 - F1) \times \rho}{144}$$

$$= 0,0000$$

INNER PIPE : FLUIDA DINGIN

$$Rep = 66.816,0451$$

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{(Re \cdot p)^{0,42}}$$

$$= 0,0055$$

$$= 40,8349 \text{ lb/ft}^3$$

$$Fp = \frac{4 \cdot f \cdot Gp^2 \cdot L}{2 \cdot g \cdot \rho^2 \cdot D}$$

$$= 17,0895$$

$$Pp = \frac{\Delta Fp \cdot \rho}{144}$$

$$= 4,8462$$

IDENTIFIKASI

Nama Alat	<i>Heater</i>
Kode Alat	H-02
Jumlah	1 unit
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Memanaskan asam lemak sebelum di input ke kolom destilasi KD-01

DATA DESIGN

Tipe	<i>Double pipe</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel</i>
U _C	8,0934

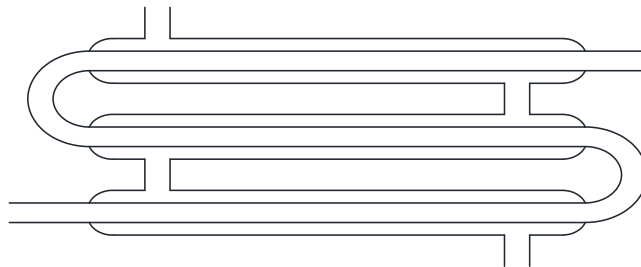
U_D		7,9015	
Annulus Side		Inner Side	
IPS	1 1/2	IPS	1 1/4
OD	1,9000 in	OD	1,6600 in
ID	1,6100 in	ID	1,3800 in

C.41. Heater (H-03)

Fungsi : Memanaskan asam lemak sebelum di input ke kolom destilasi KD-03

Tipe : *Double pipe Heat Exchanger*

Gambar :



Fluida Panas :

Flowrate, W_1 : 0,0987 Kg/hr = 0,2176 lb/hr

T_1 : 350,00°C = 662 °F

T_2 : 350,00°C = 662°F

Fluida Dingin :

Flowrate, W : 8.605,9415 Kg/jam = 18,976,1009 lb/hr

t_1 : 287 °C = 548,6 °F

t_2 : 292 °C = 557,6 °F

Perhitungan :

Beban Panas CO-02

$$Q = 131,0169 \text{ KJ/hr} = 124,1794 \text{ Btu/hr}$$

LMTD

Fluida Panas			Fluida Dingin		Selisih	
Temperatur						
T1	=	662	Tinggi	t2 =	557,6	104,4
Temperatur						
T2	=	662	Rendah	t1 =	548,6	113,4

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln(\Delta t_2 / \Delta t_1)}$$

$$\Delta t = 108,8380 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_c = T_{\text{avg}} = 113,4 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = t_{\text{avg}} = 104,4 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Trial UD

$$\text{Asumsi UD} = 100 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \quad (\text{Tabel 8. Kern})$$

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta t}$$

$$A = 0,0114 \text{ ft}^2$$

Karena $A < 200 \text{ ft}^2$, maka direncanakan menggunakan *Double pipe Heat Exchanger*

dengan klasifikasi sebagai berikut (dari tabel 11, Kern):

Annulus				Inner			
IPS	=	1 1/2		IPS	=	1 1/4	
Sch. No	=	40	inch	Sch. No.	=	40	inch
OD	=	1,9000	inch	OD	=	1,6600	inch
ID	=	1,6200	inch	ID	=	1,3800	inch
a"	=	2,0400	ft ²	a"	=	1,5000	ft ²

Annulus : Fluida dingin

Flow area, aa

$$D_2 = 4,0260 \text{ inch} = 1,9000 \text{ ft}$$

$$D_1 = 3,5000 \text{ inch} = 1,6100 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} A_a &= \pi (D_2^2 - D_1^2) / 4 \\ &= 0,7991 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Equivalent diameter, De

$$\begin{aligned} D_e &= (D_2^2 - D_1^2) / D_1 \\ &= 0,6322 \text{ ft} \end{aligned}$$

Laju Alir Massa, Ga

$$\begin{aligned} G_a &= W / a_a \\ &= 0,2723 \end{aligned}$$

Reynold Number, Re

$$\text{pada } T_{\text{avg}} = 662^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0,0210$$

$$\frac{D_e \times G_a}{\mu}$$

$$\text{Rea} =$$

$$\text{Rea} = 3,3880$$

$$\text{JH} = 9 \quad (\text{Fig.24 Kern})$$

$$\text{Pada } T_{\text{avg}} = 662^{\circ}\text{F}$$

$$k = 0,0233 \text{ Btu/hr ft}^{\circ}\text{F}$$

$$C_p = 23,5621 \text{ Btu/lb }^{\circ}\text{F}$$

$$(C \times \mu / k)^{1/3} = 17,1306$$

$$h_o = j_H \left(\frac{k}{D} \right) \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

$$= 5,6819 \text{ Btu/hr ft}^{\circ}\text{F}$$

INNER PIPE : Dingin

Flow area ap

$$D_p = 1,3800$$

$$A_p = \frac{\pi D^2}{4}$$

$$= 0,010381625 \text{ ft}^2$$

Laju Alir Massa, Gp

$$G_p = W / a_p$$

$$= 3956669,028$$

Reynold Number, Rep

$$\text{Pada } t_{\text{avg}} = 359,6^{\circ}\text{F}$$

$$\mu = 1,6000 \text{ lb/hr ft}$$

$$\text{Rep} = D \cdot G_p / \mu$$

$$= 117.514,7051$$

$$h_{io} = \text{ditetapkan}$$

$$= 839355,4370 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Tube-wall temperatur

$$\phi_t = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} = 1$$

$$t_w = t_c + \frac{h_o / \phi_s}{h_{io} / \phi_t + h_o / \phi_s} (T_c - t_c)$$

$$t_w = 402,7452$$

Clean Overall coefficient, U_c

$$U_c = \frac{(h_{io} \times h_o)}{(h_{io} + h_o)} = 8,0934 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Design Overall, U_D

$$1 / U_D = 1 / U_c + R_d, R_d = 0,0030$$

$$= 0,1266$$

$$U_D = 7,9015 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Required Surface Area

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta t} = 12,0201 \text{ ft}^2$$

External surface / lin ft, a"

$$a'' = 1,5000 \quad (\text{Tabel.11 Kern})$$

Required length, L = A / a"

$$L = 8,0134$$

Ambil panjang 1 harpin sepanjang = 20,00

Banyaknya harpin yang diperlukan,

$$= 8,0134 \text{ ft} / (20 \text{ ft} \times 2)$$

$$= 0,2003 \text{ ft}$$

$$\gg 1 \text{ buah}$$

Maka dipakai 1 harpin 20 ft

$$\text{Actual length} = 2 \times \text{jumlah harpin} \times \text{panjang harpin}$$

$$= 40 \text{ ft}$$

$$A \text{ sebenarnya} = L \times a''$$

$$= 12,0201 \text{ ft}^2$$

Actual Design Overall Coeffesient, $U_D \text{ act}$

$$UD = \frac{Q}{A \cdot \Delta t}$$

$$= 7,9015 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Dirt Factor, R_d

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D}$$

$$= 0,0030 \text{ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/ Btu}$$

Pressure Drop

ANNULUS : Fluida Panas

$$9. \quad De' = (D_2 - D_1)$$

$$= 451,8012 \text{ ft}$$

$$Rea' = 451,8012$$

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{(Rea)^{0,42}}$$

$$= 0,0238$$

$$\rho = 22,1703 \text{ lb/ft}^3$$

$$10. \text{ Fa} = \frac{4 \cdot f \cdot G a^2 \cdot L}{2 g \cdot \rho^2 \cdot D_e}$$

$$= 0,0000$$

$$11. \text{ Va} = G a / (3600 \cdot \rho)$$

$$= 0,0005 \text{ ft/sec}$$

$$\text{F1} = 2 \times \left(\frac{V^2}{2g} \right)$$

$$= 6,2110$$

$$12. \text{ Pa} = \frac{(\Delta F a - F1) \times \rho}{144}$$

$$= 0,0000$$

INNER PIPE : FLUIDA DINGIN

$$\text{Rep} = 66.816,0451$$

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{(\text{Re } p)^{0,42}}$$

$$= 0,0060$$

$$= 22,7089 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Fp} = \frac{4 \cdot f \cdot G p^2 \cdot L}{2 g \cdot \rho^2 \cdot D}$$

$$= 4.E-05$$

$$\text{Pp} = \frac{\Delta F p \cdot \rho}{144}$$

$$= 0,0346$$

IDENTIFIKASI

Nama Alat	<i>Heater</i>
Kode Alat	H-03
Jumlah	1 unit
Operasi	Kontinyu

Fungsi	Memanaskan asam lemak sebelum di input ke kolom destilasi KD-03		
DATA DESIGN			
Tipe	Double pipe		
Bahan Konstruksi	Carbon steel		
U _C	5,6818		
U _D	5,5866		
Annulus Side		Inner Side	
IPS	1 ½	IPS	1 ¼
OD	1,9000 in	OD	1,6600 in
ID	1,6100 in	ID	1,3800 in

C.42. Chiller-01 (CH-01)

Fungsi : Menurunkan temperatur *output buttom* kolom *splitting* menuju Reaktor hidrogenasi

Tipe : *Double Pipe Heat Exchanger*

Fluida panas :

W = 21.104,6973 kg/jam = 46.535,8576 lb/jam
t1 = 245 °C = 473 °F
t2 = 160 °C = 320 °F

Fluida dingin :

w = 22.670,6897 kg/jam = 18,8486 lb/jam
T1 = -80 °C = -112 °F
T2 = 65 °C = 149 °F

Beban Panas *Cooler*

Q = 7.787,8382 kJ/jam = 49.988,8708 Btu/jam

1. LMTD

Fluida Panas (°F)		Fluida Dingin (°F)	Selisih
473	Suhu tinggi	149	324
320	Suhu rendah	-112	432

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{h(\Delta t_2 / \Delta t_1)}$$

$$Dt = 375.4144 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$2. \quad T_{\text{avg}} = 396,5 \text{ }^{\circ}\text{F};$$

$$T_{\text{avg}} = 18,5 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Asumsi } U_D = 100 \text{ Btu/hr ft}^{20}\text{F}$$

(Tabel 8 Kern)

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t} = 0.1966 \text{ ft}^2$$

Karena $A < 200 \text{ ft}^2$, maka direncanakan menggunakan *Double Pipe Heat Exchanger* dengan klasifikasi sebagai berikut (dari tabel 11, Kern):

Annulus (fluida panas)			Inner (fluida dingin)		
IPS	=	3.0000	IPS	=	2.5000
Sch. No	=	40.0000 inch	Sch. No.	=	40.0000 inch
OD	=	3.5000 inch	OD	=	2.8800 inch
ID	=	3.0680 inch	ID	=	2.4690 inch
a"	=	7.3800 ft ²	a"	=	4.7900 ft ²

Hot Fluid (Steam) : Annulus

a. *Flow area, a_a*

$$D_2 = 3.500 \text{ in} = 0,2917 \text{ ft} \quad \text{Tabel. 11, Kern}$$

$$D_1 = 3.0680 \text{ in} = 0,2557 \text{ ft}$$

$$a_a = \frac{\pi(D_2^2 - D_1^2)}{4} = 2,2273 \text{ ft}^2$$

Equivalent Diameter, D_e

$$D_e = \frac{(D_2^2 - D_1^2)}{D_1} = 0,9248 \text{ ft}$$

- b. Kecepatan Massa, G_a

$$\begin{aligned} G_a &= W/a_a \\ &= 20.893,0178 \text{ lb/hr ft}^2 \end{aligned}$$

- c. *Reynold Number*, Re_a

$$\text{Pada } t_{avg} = 396,5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0,0300 \text{ lb/hrft}$$

Fig. 14, Kern

$$\begin{aligned} Re_a &= \frac{D_e \cdot G_a}{\mu} \\ &= 26.6149,7660 \end{aligned}$$

- d. jH = 300

Fig. 28, Kern

- e. T_{avg} = 396,5 $^\circ\text{F}$

$$k = 0,0835 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ (} ^\circ\text{F/ft)}$$

Fig. 1, Kern

$$C_p = 1.442,4269 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$$

Fig. 4, Kern

$$\left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/3} = 0.0242$$

- f. $h_o = jH \frac{k}{D} \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$
 $= 11.323,1927 \text{ Btu/hr ft}^{2\circ\text{F}}$

Cold Fluid (Umpan) : Inner pipe

- a. *Flow area*, a_p

$$D_p = 2,4690 \text{ in} = 0,2058 \text{ ft}$$

Tabel. 11, Kern

$$a_p = \frac{\pi D^2}{4} = 0,0332 \text{ ft}^2$$

- b. Kecepatan Massa, G_p

$$\begin{aligned} G_p &= W/a_p \\ &= 1.504.263,7221 \text{ lb/hr ft}^2 \end{aligned}$$

c. *Reynold Number*, Re_p

$$\text{Pada } t_{avg} = 18,5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0,1300 \text{ lb/hrft}$$

Tabel

14, Kern

$$Re_p = \frac{D \cdot G_p}{\mu}$$

$$= 983.796,1247$$

d. $h_{io} = 4.428,9844 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$

e. *Clean Overall Coefficient*, U_C

$$U_C = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$= 3.183,7024 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

f. *Design Overall Coefficient*, U_D

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{U_C} + R_d$$

$$U_D = 301,7411 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

g. *Required Length*

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t} = 0,0652 \text{ ft}^2$$

$$\text{Required Length} = 0,0136$$

$$\text{Diambil panjang 1 hairpin} = 20 \text{ ft}$$

$$\text{Jumlah hairpin yang dibutuhkan} = 1 \text{ buah}$$

Sehingga digunakan 1 hairpin 20 ft

$$\text{Actual Length} = 2 \times (1 \times 20)$$

$$= 40 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}\text{Actual Surface} &= L \times a'' \\ &= 0,0652 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

h. *Actual Design Coefficient*

$$\begin{aligned}U_D &= \frac{Q}{A \times \Delta t} \\ &= 301,7411 \text{ Btu/hr ft}^{20}\text{F}\end{aligned}$$

i. *Dirt Factor, R_d*

$$\begin{aligned}R_d &= \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D} \\ &= 0,0030 \text{ Btu/hr ft}^{20}\text{F}\end{aligned}$$

Pressure Drop

Hot Fluid : Annulus

$$\begin{aligned}\text{a. } D_e' &= (D_2 - D_1) \\ &= 0,4320 \text{ ft} \\ \\ Re'_a &= \frac{D_e' \times G_a}{\mu} \\ &= 26.6149,7660 \\ \\ F &= 0,0035 + \frac{0,264}{(Re'_a)^{0,42}} \\ &= 0,0049 \\ \\ \rho &= 57,0500 \text{ lb/ft}^3 \\ \\ \text{b. } Fa &= \frac{4fGa^2L}{2g\rho^2De'} \\ &= 0,0000 \text{ ft} \\ \\ \text{c. } Va &= \frac{G}{3600\rho} \\ &= 0,1017 \text{ ft/s}\end{aligned}$$

$$FI = 2 \times \left(\frac{V^2}{2g} \right) = 0,0003 \text{ ft}$$

$$Pa = \frac{(Fa+ Ft)\rho}{144}$$

$$= 0,000127 \text{ psi}$$

Cold Fluid : Inner Pipe

a. $Re_p = 983.796,1247$

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{(Re_p)^{0,42}}$$

$$= 0,0043$$

$$\rho = 0,0999 \text{ lb/ft}^3$$

b. $F_p = \frac{4fGa^2L}{2g\rho^2De'}$

$$= 308,7048 \text{ ft}$$

$$P_p = \frac{\Delta F_p \times \rho}{144} = 0,2141 \text{ psi}$$

IDENTIFIKASI

Nama Alat	<i>Chiller-01</i>
Kode Alat	CH-01
Jumlah	1 Unit
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Menurunkan temperatur output <i>bottom</i> kolom <i>splitting</i> menuju reaktor hidrogenasi

DATA DESAIN

Tipe	<i>Double Pipe HE</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-212 Grade A</i>
Rd calculated	0,0030
Rd required	0,0030
Uc	2.815,6990

UD 298,0491

DATA MEKANIK					
Fluida Panas			Fluida Dingin		
OD	0,84	In	OD	1,05	in
ID	0,62	In	ID	0,82	in
ΔP	0,000127	Psi	ΔP	0,2140	psi

C.43. Chiller-02 (CH-02)

Fungsi : Menurunkan temperatur *output buttom* reaktor hidrogenasi
menuju *Knock Out Drum*

Tipe : *Double Pipe Heat Exchanger*

Fluida panas :

W = 22.583,8704 kg/jam = 49.797,4343 lb/jam
 t1 = 160 °C = 320 °F
 t2 = 30 °C = 86 °F

Fluida dingin :

w = 4.393,1117 kg/jam = 9.686,8114 lb/jam
 T1 = -80 °C = -112 °F
 T2 = 52 °C = 125 °F

Beban Panas *Cooler*

Q = 6.581,0876 kJ/jam = 6.237,6383 Btu/jam

3. LMTD

Fluida Panas (°F)		Fluida Dingin (°F)	Selisih
320	Suhu tinggi	125	194
86	Suhu rendah	-112	198

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{h(\Delta t_2 / \Delta t_1)}$$

$$Dt = 196,1945 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$4. \quad T_{\text{avg}} = 203 \text{ } ^\circ\text{F};$$

$$T_{\text{avg}} = 6,8 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Asumsi } U_D = 100 \text{ Btu/hr ft}^{20}\text{F}$$

(Tabel 8 Kern)

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t} = 0.3179 \text{ ft}^2$$

Karena $A < 200 \text{ ft}^2$, maka direncanakan menggunakan *Double Pipe Heat Exchanger* dengan klasifikasi sebagai berikut (dari tabel 11, Kern):

Annulus (fluida panas)			Inner (fluida dingin)		
IPS	=	3.0000	IPS	=	2.5000
Sch. No	=	40.0000 Inch	Sch. No.	=	40.0000 inch
OD	=	3.5000 Inch	OD	=	2.8800 inch
ID	=	3.0680 Inch	ID	=	2.4690 inch
a"	=	7.3800 ft ²	a"	=	4.7900 ft ²

Hot Fluid (Steam) : Annulus

g. *Flow area, a_a*

$$D_2 = 3,5000 \text{ in} = 0,2917 \text{ ft} \quad \text{Tabel. 11, Kern}$$

$$D_1 = 3,0680 \text{ in} = 0,2557 \text{ ft}$$

$$a_a = \frac{\pi(D_2^2 - D_1^2)}{4}$$

$$= 2,2273 \text{ ft}^2$$

Equivalent Diameter, D_e

$$De = \frac{(D_2^2 - D_1^2)}{D_1} = 0,9248 \text{ ft}$$

h. Kecepatan Massa, Ga

$$\begin{aligned} Ga &= W/a_a \\ &= 22.357,3549 \text{ lb/hr ft}^2 \end{aligned}$$

i. *Reynold Number*, Re_a

$$\text{Pada } t_{\text{avg}} = 203 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0,0350 \text{ lb/hrft}$$

Fig. 14,

Kern

$$\begin{aligned} Re_a &= \frac{D_e \cdot Ga}{\mu} \\ &= 24.4117,2929 \end{aligned}$$

j. jH = 320

Fig. 28, Kern

k. Tavg = 203 °F

$$k = 0,0835 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ (}^\circ\text{F/ft)}$$

Fig. 1, Kern

$$Cp = 5.557,6289 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$$

Fig. 4, Kern

$$\left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/3} = 0.0282$$

$$\begin{aligned} \text{l. } h_o &= jH \frac{k}{D} \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14} \\ &= 54.292,5378 \text{ Btu/hr ft}^{2^\circ}\text{F} \end{aligned}$$

Cold Fluid (Umpan) : Inner pipe

j. *Flow area*, a_p

$$D_p = 2,4690 \text{ in} = 0,2058 \text{ ft}$$

Tabel. 11, Kern

$$a_p = \frac{\pi D^2}{4} = 0,0332 \text{ ft}^2$$

k. Kecepatan Massa, G_p

$$\begin{aligned} G_p &= W/a_p \\ &= 29.1495,2610 \text{ lb/hr ft}^2 \end{aligned}$$

l. *Reynold Number*, Re_p

$$\text{Pada } t_{\text{avg}} = 6,8 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0,1300 \text{ lb/hrft}$$

Tabel

14, Kern

$$\begin{aligned} Re_p &= \frac{D \cdot G_p}{\mu} \\ &= 190.639,3832 \end{aligned}$$

m. $h_{io} = 2721,2653 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$

n. *Clean Overall Coefficient*, U_C

$$\begin{aligned} U_C &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\ &= 2.591,3794 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

o. *Design Overall Coefficient*, U_D

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{U_C} + R_d$$

$$U_D = 295,3429 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

p. *Required Length*

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t} = 0,1076 \text{ ft}^2$$

$$\text{Required Length} = 0,0225$$

$$\text{Diambil panjang 1 hairpin} = 20 \text{ ft}$$

$$\text{Jumlah hairpin yang dibutuhkan} = 1 \text{ buah}$$

Sehingga digunakan 1 hairpin 20 ft

$$\begin{aligned} \text{Actual Length} &= 2 \times (1 \times 20) \\ &= 40 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Actual Surface} &= L \times a'' \\ &= 0,1076 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

q. *Actual Design Coefficient*

$$\begin{aligned} U_D &= \frac{Q}{A \times \Delta t} \\ &= 295,3429 \text{ Btu/hr ft}^2\text{°F} \end{aligned}$$

r. *Dirt Factor, R_d*

$$\begin{aligned} R_d &= \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D} \\ &= 0,0030 \text{ Btu/hr ft}^2\text{°F} \end{aligned}$$

Pressure Drop

Hot Fluid : Annulus

$$\begin{aligned} \text{d. } D_e' &= (D_2 - D_1) \\ &= 0,4320 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Re'_a &= \frac{D_e' \times G_a}{\mu} \\ &= 24.4117,2929 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} F &= 0,0035 + \frac{0,264}{(Re'_a)^{0,42}} \\ &= 0,0049 \end{aligned}$$

$$\rho = 57,0500 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{e. } Fa &= \frac{4fGa^2L}{2g\rho^2De'} \\ &= 0,000000396 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{f. } V_a &= \frac{G}{3600 \rho} \\
 &= 0,1089 \text{ ft/s} \\
 FI &= 2 \times \left(\frac{V^2}{2g} \right) = 0,0004 \text{ ft} \\
 Pa &= \frac{(Fa+ Ft)\rho}{144} \\
 &= 0,000146 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Cold Fluid : Inner Pipe

$$\begin{aligned}
 \text{c. } Re_p &= 190.639,3832 \\
 f &= 0,0035 + \frac{0,264}{(Re_p)^{0,42}} \\
 &= 0,0051 \\
 \rho &= 0,0999 \text{ lb/ft}^3 \\
 \text{d. } F_p &= \frac{4fGa^2L}{2g\rho^2De'} \\
 &= 22,6950 \text{ ft} \\
 P_p &= \frac{\Delta F_p \times \rho}{144} = 0,01574 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

IDENTIFIKASI

Nama Alat	<i>Chiller-02</i>
Kode Alat	CH-02
Jumlah	1 Unit
Operasi	Kontinyu
	Menurunkan temperatur output <i>buttom</i> reaktor
Fungsi	hidrogenasi menuju <i>knock out drum</i>

DATA DESAIN

Tipe	<i>Double Pipe HE</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-212 Grade A</i>

Rd calculated	0,0030
Rd required	0,0030
Uc	2.591,3794
UD	295,3429

DATA MEKANIK

Fluida Panas			Fluida Dingin		
OD	3,50	In	OD	2,88	in
ID	3,06	In	ID	2,46	in
ΔP	0,000146	Psi	ΔP	0,01574	psi

C.44. Chiller-03 (CH-03)

Fungsi : Menurunkan temperatur *output buttom* destilasi menuju kristalizer

Tipe : *Double Pipe Heat Exchanger*

Fluida panas :

W	= 43.548,9196 kg/jam	= 96.025,3677 lb/jam
t1	= 360 °C	= 680 °F
t2	= 30 °C	= 86 °F

Fluida dingin :

w	= 27.430,9704 kg/jam	= 60.485,2896 lb/jam
T1	= -80 °C	= -112 °F
T2	= 65 °C	= 572 °F

Beban Panas *Cooler*

Q	= 5,008.1688 kJ/jam	= 4.746,8025 Btu/jam

5. LMTD

Fluida Panas (°F)		Fluida Dingin (°F)	Selisih
680	Suhu tinggi	572	108
86	Suhu rendah	-112	198

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{h(\Delta t_2 / \Delta t_1)}$$

$$Dt = 148,4816 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$6. \quad T_{\text{avg}} = 383 \text{ } ^\circ\text{F};$$

$$T_{\text{avg}} = 230 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Asumsi } U_D = 100 \text{ Btu/hr ft}^{20}\text{F}$$

(Tabel 8 Kern)

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t} = 0.3197 \text{ ft}^2$$

Karena $A < 200 \text{ ft}^2$, maka direncanakan menggunakan *Double Pipe Heat Exchanger* dengan klasifikasi sebagai berikut (dari tabel 11, Kern):

Annulus (fluida panas)			Inner (fluida dingin)		
IPS	=	0.5000	IPS	=	0.7500
Sch. No	=	40.0000 inch	Sch. No.	=	40.0000 inch
OD	=	0.8400 inch	OD	=	1.0500 inch
ID	=	0.6220 inch	ID	=	0.8240 inch
a"	=	0.3040 ft ²	a"	=	0.5340 ft ²

Hot Fluid (Steam) : Annulus

m. *Flow area, a_a*

$$D_2 = 0,8400 \text{ in} = 0,0700 \text{ ft} \quad \text{Tabel. 11, Kern}$$

$$D_1 = 0,6220 \text{ in} = 0,0518 \text{ ft}$$

$$a_a = \frac{\pi(D_2^2 - D_1^2)}{4}$$

$$= 0,2502 \text{ ft}^2$$

Equivalent Diameter, D_e

$$De = \frac{(D_2^2 - D_1^2)}{D_1} = 0,5124 \text{ ft}$$

n. Kecepatan Massa, Ga

$$\begin{aligned} Ga &= W/a_a \\ &= 38.3806,6153 \text{ lb/hr ft}^2 \end{aligned}$$

o. *Reynold Number*, Re_a

$$\text{Pada } t_{\text{avg}} = 383 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0,0370 \text{ lb/hrft}$$

Fig. 14, Kern

$$\begin{aligned} Re_a &= \frac{D_e \cdot Ga}{\mu} \\ &= 2.196.386,9139 \end{aligned}$$

p. jH = 1000000

Fig. 28, Kern

q. T_{avg} = 383 °F

$$k = 0,0835 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ (}^\circ\text{F/ft)}$$

Fig. 1, Kern

$$C_p = 2.862,4469 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$$

Fig. 4, Kern

$$\left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/3} = 0.0298$$

$$\begin{aligned} \text{r. } ho &= jH \frac{k}{D} \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14} \\ &= 166.732.320,7496 \text{ Btu/hr ft}^{20}\text{F} \end{aligned}$$

Cold Fluid (Umpan) : Inner pipe

s. *Flow area*, a_p

$$D_p = 0,8240 \text{ in} = 0,0687 \text{ ft}$$

Tabel. 11, Kern

$$a_p = \frac{\pi D^2}{4} = 0,0037 \text{ ft}^2$$

t. Kecepatan Massa, G_p

$$G_p = W/a_p$$

$$= 16.341.359,2078 \text{ lb/hr ft}^2$$

u. *Reynold Number, Re_p*

Pada $t_{avg} = 230 \text{ }^{\circ}\text{F}$

$$\mu = 0,1200 \text{ lb/hrft}$$

Tabel

14, Kern

$$Re_p = \frac{D \cdot G_p}{\mu}$$

$$= 3.864.003,6694$$

v. $h_{io} = 10.199,7188 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ }^{\circ}\text{F}$

w. *Clean Overall Coefficient, U_C*

$$U_C = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$= 10.199,0948 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

x. *Design Overall Coefficient, U_D*

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{U_C} + R_d$$

$$U_D = 322,7839 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

y. *Required Length*

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t} = 0,0990 \text{ ft}^2$$

$$\text{Required Length} = 0,1855$$

$$\text{Diambil panjang 1 hairpin} = 20 \text{ ft}$$

$$\text{Jumlah hairpin yang dibutuhkan} = 1 \text{ buah}$$

Sehingga digunakan 1 hairpin 20 ft

$$\begin{aligned}\text{Actual Length} &= 2 \times (1 \times 20) \\ &= 40 \text{ ft}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Actual Surface} &= L \times a'' \\ &= 0,0990 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

z. *Actual Design Coefficient*

$$\begin{aligned}U_D &= \frac{Q}{A \times \Delta t} \\ &= 322,7839 \text{ Btu/hr ft}^{20}\text{F}\end{aligned}$$

aa. *Dirt Factor, R_d*

$$\begin{aligned}R_d &= \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D} \\ &= 0,0030 \text{ Btu/hr ft}^{20}\text{F}\end{aligned}$$

Pressure Drop

Hot Fluid : Annulus

$$\begin{aligned}\text{g. } D_e' &= (D_2 - D_1) \\ &= 0,2180 \text{ ft}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}Re'_a &= \frac{D_e' \times G_a}{\mu} \\ &= 2.196.386,9139\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}F &= 0,0035 + \frac{0,264}{(Re'_a)^{0,42}} \\ &= 0,0041\end{aligned}$$

$$\rho = 58,3515 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned}\text{h. } Fa &= \frac{4fGa^2L}{2g\rho^2De'} \\ &= 0,0023 \text{ ft}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{i. } V_a &= \frac{G}{3600 \rho} \\
 &= 1,8271 \text{ ft/s} \\
 FI &= 2 \times \left(\frac{V^2}{2g} \right) = 0,1037 \text{ ft} \\
 Pa &= \frac{(Fa+ Ft)\rho}{144} \\
 &= 0,042932 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Cold Fluid : Inner Pipe

$$\begin{aligned}
 \text{e. } Re_p &= 3.864.003,6694 \\
 f &= 0,0035 + \frac{0,264}{(Re_p)^{0,42}} \\
 &= 0,0040 \\
 \rho &= 2022,9406 \text{ lb/ft}^3 \\
 \text{f. } F_p &= \frac{4fGa^2L}{2g\rho^2De'} \\
 &= 0,0033 \text{ ft} \\
 P_p &= \frac{\Delta F_p \times \rho}{144} = 0,0468 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

IDENTIFIKASI

Nama Alat	<i>Chiller-03</i>
Kode Alat	CH-03
Jumlah	1 Unit
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Menurunkan temperatur output <i>bottom</i> destilasi menuju kriticalizer

DATA DESAIN

Tipe	<i>Double Pipe HE</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-212 Grade A</i>

Rd calculated	0,0030
Rd required	0,0030
Uc	3.183,7024
UD	301.7411

DATA MEKANIK

Fluida Panas			Fluida Dingin		
OD	0,84	In	OD	1,05	in
ID	0,62	In	ID	0,82	in
ΔP	0,0429	Psi	ΔP	0,0468	psi

C.45. Total Condensor (TC-01)

Fungsi : Mengondensasi top produk KD-01

Tipe : *Double Pipe*

Fluida panas :

W = 10.169,2548 kg/jam = 22.423,2068 lb/jam

T1 = 330 °C = 626 °F

T2 = 257 °C = 494,6 °F

Fluida dingin :

w = 883,9588 kg/jam = 1.949,1293 lb/jam

t1 = -80 °C = -112°F

t2 = 132 °C = 593,6 °F

Beban Panas *Cooler*

Q = 324,1267 kJ/jam = 307,2112 Btu/jam

7. LMTD

Fluida Panas (°F)		Fluida Dingin (°F)	Selisih
626	Suhu tinggi	593,6	32,4
494,6	Suhu rendah	-112	606,6

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{h(\Delta t_2 / \Delta t_1)}$$

$$Dt = 195,9920 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$8. \quad T_{\text{avg}} = 560,3 \text{ }^{\circ}\text{F};$$

$$t_{\text{avg}} = 240,8 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Asumsi } U_D = 250 \text{ Btu/hr ft}^{20}\text{F}$$

(Tabel 8 Kern)

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t} = 0,0157 \text{ ft}^2$$

Karena $A < 200 \text{ ft}^2$, maka direncanakan menggunakan *Double Pipe Heat Exchanger* dengan klasifikasi sebagai berikut (dari tabel 11, Kern):

Annulus				Inner			
IPS	=	0,5000		IPS	=	0,7500	
Sch. No	=	40,0000	inch	Sch. No.	=	40,0000	inch
OD	=	0,8400	inch	OD	=	1,0500	inch
ID	=	0,6220	inch	ID	=	0,8240	inch
a"	=	0,3040	ft ²	a"	=	0,5340	ft ²

Hot Fluid (Steam) : Annulus

s. *Flow area, a_a*

$$D_2 = 0,8400 \text{ in} = 0,0700 \text{ ft} \quad \text{Tabel. 11, Kern}$$

$$D_1 = 0,6220 \text{ in} = 0,0518 \text{ ft}$$

$$a_a = \frac{\pi(D_2^2 - D_1^2)}{4} = 0,2502 \text{ ft}^2$$

Equivalent Diameter, De

$$De = \frac{(D_2^2 - D_1^2)}{D_1} = 0,5124 \text{ ft}$$

t. *Kecepatan Massa, Ga*

$$Ga = W/a_a$$

$$= 89623,9747 \text{ lb/hr ft}^2$$

u. *Reynold Number, Re_a*

$$\text{Pada } t_{avg} = 560,3 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0,0650 \text{ lb/hrft}$$

Fig. 14, Kern

$$Re_a = \frac{D_e \cdot Ga}{\mu}$$

$$= 291950,3224$$

v. *jH* = 350

Fig. 24, Kern

w. *T_{avg}* = 560,3 °F

$$k = 0,0835 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ (} ^\circ\text{F/ft)}$$

Fig. 16, Kern

$$C_p = 5,3156 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$$

$$\left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/3} = 0,0524$$

$$x. \quad ho = jH \frac{k}{D} \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$$

$$= 190,3782 \text{ Btu/hr ft}^{20}\text{F}$$

Cold Fluid (Umpan) : Inner pipe

bb. *Flow area, a_p*

$$D_p = 0,8240 \text{ in} = 0,0687 \text{ ft}$$

Tabel. 11, Kern

$$a_p = \frac{\pi D^2}{4} = 0,0037 \text{ ft}^2$$

cc. *Kecepatan Massa, G_p*

$$G_p = W/a_p$$

$$= 526597,8162 \text{ lb/hr ft}^2$$

dd. *Reynold Number, Re_p*

Pada $t_{avg} = 240,8 \text{ } ^\circ\text{F}$

$\mu = 0,1000 \text{ lb/hrft}$

Tabel

14, Kern

$$\text{Re}_p = \frac{D \cdot G_p}{\mu}$$

$$= 149.420,3170$$

ee. $h_{io} = 69,4066 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$

Fig. 24,

Kern

ff. *Clean Overall Coefficient, U_C*

$$U_C = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$= 42,3510 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

gg. *Design Overall Coefficient, U_D*

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{U_C} + R_d$$

$U_D = 37,5767 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$

hh. *Required Length*

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t} = 0,0417 \text{ ft}^2$$

Required Length = 0,0781

Diambil panjang 1 hairpin = 20 ft

Jumlah hairpin yang dibutuhkan = 5 buah

Sehingga digunakan 1 hairpin 20 ft

Actual Length = $2 \times (5 \times 20)$

= 40 ft

$$\begin{aligned} \text{Actual Surface} &= L \times a'' \\ &= 0,0417 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

ii. *Actual Design Coefficient*

$$\begin{aligned} U_D &= \frac{Q}{A \times \Delta t} \\ &= 37,5767 \text{ Btu/hr ft}^{20}\text{F} \end{aligned}$$

jj. *Dirt Factor, R_d*

$$\begin{aligned} R_d &= \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D} \\ &= 0,0030 \text{ Btu/hr ft}^{20}\text{F} \end{aligned}$$

Pressure Drop

Hot Fluid : Annulus

$$\begin{aligned} \text{j. } D_e' &= (D_2 - D_1) \\ &= 0,2180 \text{ ft} \\ \\ Re'_a &= \frac{D_e' \times G_a}{\mu} \\ &= 291950,3224 \\ \\ F &= 0,0035 + \frac{0,264}{(Re'_a)^{0,42}} \\ &= 0,0048 \\ \\ \rho &= 22,2411 \text{ lb/ft}^3 \\ \\ \text{k. } Fa &= \frac{4fGa^2L}{2g\rho^2De'} \\ &= 0,0004 \text{ ft} \\ \\ \text{l. } Va &= \frac{G}{3600\rho} \\ &= 1,1193 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$FI = 2 \times \left(\frac{V^2}{2g} \right) = 3,8911E-02 \text{ ft}$$

$$Pa = \frac{(Fa+ Ft)\rho}{144}$$

$$= 0,006076 \text{ psi}$$

Cold Fluid : Inner Pipe

g. $Re_p = 149.420,3170$

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{(Re_p)^{0,42}}$$

$$= 0,0053$$

$$\rho = 99,8876 \text{ lb/ft}^3$$

h. $F_p = \frac{4fGa^2L}{2g\rho^2De'}$

$$= 0,0008 \text{ ft}$$

$$P_p = \frac{\Delta Fp \times \rho}{144} = 0,000553181757 \text{ psi}$$

IDENTIFIKASI

Nama Alat	<i>Total Condensor</i>
Kode Alat	tc-01
Jumlah	1 Unit
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Mengondensasi top produk KD-01

DATA DESAIN

Tipe	<i>Double Pipe</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-212 Grade A</i>
Rd calculated	0,0030
Rd required	0,0030
Uc	42,3510
UD	37,5767

DATA MEKANIK					
Fluida Panas			Fluida Dingin		
OD	0,8400	In	OD	1,0500	in
ID	0,6220	In	ID	0,8240	in
IPS	0,5	Psi	IPS	0,75	psi

C.46. Total Condensor-02 (TC-02)

Fungsi : Mengondensasi top produk KD-02

Tipe : *Double Pipe*

Fluida panas :

$$W = 1.602,9160 \text{ kg/jam} = 3.534,4298 \text{ lb/jam}$$

$$T_1 = 255 \text{ }^{\circ}\text{C} = 491 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$T_2 = 227 \text{ }^{\circ}\text{C} = 440,6 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Fluida dingin :

$$w = 2.491,1062 \text{ kg/jam} = 5.492,8891 \text{ lb/jam}$$

$$t_1 = -80 \text{ }^{\circ}\text{C} = -112^{\circ}\text{F}$$

$$t_2 = 227 \text{ }^{\circ}\text{C} = 440,6 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Beban Panas *Cooler*

$$Q = 599,0418 \text{ kJ/jam} = 567,7790 \text{ Btu/jam}$$

9. LMTD

Fluida Panas ($^{\circ}\text{F}$)		Fluida Dingin ($^{\circ}\text{F}$)	Selisih
491	Suhu tinggi	440,6	50,4
440,6	Suhu rendah	-112	552,6

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{h(\Delta t_2 / \Delta t_1)}$$

$$\text{Dt} = 209,7181 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$10. \quad T_{\text{avg}} = 465,8 \text{ }^{\circ}\text{F};$$

$$t_{\text{avg}} = 164,3 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Asumsi $U_D = 250 \text{ Btu/hr ft}^2\text{°F}$

(Tabel 8 Kern)

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t} = 0,0271 \text{ ft}^2$$

Karena $A < 200 \text{ ft}^2$, maka direncanakan menggunakan *Double Pipe Heat Exchanger* dengan klasifikasi sebagai berikut (dari tabel 11, Kern):

Annulus				Inner			
IPS	=	0,5000		IPS	=	0,7500	
Sch. No	=	40,0000	inch	Sch. No.	=	40,0000	inch
OD	=	0,8400	inch	OD	=	1,0500	inch
ID	=	0,6220	inch	ID	=	0,8240	inch
a"	=	0,3040	ft ²	a"	=	0,5340	ft ²

Hot Fluid (Steam) : Annulus

y. *Flow area, a_a*

$$D_2 = 0,8400 \text{ in} = 0,0700 \text{ ft} \quad \text{Tabel. 11, Kern}$$

$$D_1 = 0,6220 \text{ in} = 0,0518 \text{ ft}$$

$$a_a = \frac{\pi(D_2^2 - D_1^2)}{4} = 0,2502 \text{ ft}^2$$

Equivalent Diameter, De

$$De = \frac{(D_2^2 - D_1^2)}{D_1} = 0,5124 \text{ ft}$$

z. *Kecepatan Massa, Ga*

$$Ga = W/a_a = 14126,8662 \text{ lb/hr ft}^2$$

aa. *Reynold Number, Re_a*

$$\text{Pada } t_{\text{avg}} = 465,8 \text{ °F}$$

$$\mu = 0,0550 \text{ lb/hrft} \quad \text{Fig. 14, Kern}$$

$$\begin{aligned} \text{Re}_a &= \frac{D_e \cdot G_a}{\mu} \\ &= 54385,2661 \end{aligned}$$

$$\text{bb. } jH = 180 \quad \text{Fig. 24, Kern}$$

$$\text{cc. } T_{\text{avg}} = 465,8 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$k = 0,0835 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ (} ^\circ\text{F/ft)} \quad \text{Fig. 16, Kern}$$

$$C_p = 2241,0533 \text{ Btu/lb} ^\circ\text{F}$$

$$\left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/3} = 0,0444$$

$$\begin{aligned} \text{dd. } h_o &= jH \frac{k}{D} \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14} \\ &= 34927,5728 \text{ Btu/hr ft}^2\text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Cold Fluid (Umpan) : Inner pipe

kk. *Flow area, a_p*

$$D_p = 0,8240 \text{ in} = 0,0687 \text{ ft} \quad \text{Tabel. 11, Kern}$$

$$a_p = \frac{\pi D^2}{4} = 0,0037 \text{ ft}^2$$

ll. *Kecepatan Massa, G_p*

$$\begin{aligned} G_p &= W/a_p \\ &= 1484018,263 \text{ lb/hr ft}^2 \end{aligned}$$

mm. *Reynold Number, Re_p*

$$\text{Pada } t_{\text{avg}} = 164,3 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0,1200 \text{ lb/hrft} \quad \text{Tabel}$$

14, Kern

$$\begin{aligned} \text{Re}_p &= \frac{D \cdot G_p}{\mu} \\ &= 350.904,2265 \end{aligned}$$

nn. $h_{io} = 61,1983 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$

Fig. 24,

Kern

oo. *Clean Overall Coefficient, U_C*

$$\begin{aligned} U_C &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\ &= 61,0913 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

pp. *Design Overall Coefficient, U_D*

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{U_C} + R_d$$

$$U_D = 51,6290 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

qq. *Required Length*

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t} = 0,0417 \text{ ft}^2$$

$$\text{Required Length} = 0,0982$$

$$\text{Diambil panjang 1 hairpin} = 20 \text{ ft}$$

$$\text{Jumlah hairpin yang dibutuhkan} = 2 \text{ buah}$$

Sehingga digunakan 1 hairpin 20 ft

$$\text{Actual Length} = 2 \times (2 \times 20)$$

$$= 40 \text{ ft}$$

$$\text{Actual Surface} = L \times a''$$

$$= 0,0417 \text{ ft}^2$$

rr. *Actual Design Coefficient*

$$\begin{aligned}
 U_D &= \frac{Q}{A \times \Delta t} \\
 &= 51,6290 \text{ Btu/hr ft}^{20}\text{F}
 \end{aligned}$$

ss. *Dirt Factor, R_d*

$$\begin{aligned}
 R_d &= \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D} \\
 &= 0,0030 \text{ Btu/hr ft}^{20}\text{F}
 \end{aligned}$$

Pressure Drop

Hot Fluid : Annulus

$$\begin{aligned}
 \text{m. } D_e' &= (D_2 - D_1) \\
 &= 0,2180 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Re'_a &= \frac{D_e' \times G_a}{\mu} \\
 &= 54385,2661
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 F &= 0,0035 + \frac{0,264}{(Re'_a)^{0,42}} \\
 &= 0,0062
 \end{aligned}$$

$$\rho = 56,1497 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned}
 \text{n. } Fa &= \frac{4fGa^2L}{2g\rho^2De'} \\
 &= 0,0000 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{o. } Va &= \frac{G}{3600 \rho} \\
 &= 0,0699 \text{ ft/s}
 \end{aligned}$$

$$FI = 2 \times \left(\frac{V^2}{2g} \right) = 1,5168\text{E-}04 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}
 Pa &= \frac{(Fa + Ft)\rho}{144} \\
 &= 0,000060 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Cold Fluid : Inner Pipe

$$\begin{aligned}
 \text{i. } Re_p &= 350.940,2265 \\
 f &= 0,0035 + \frac{0,264}{(Re_p)^{0,42}} \\
 &= 0,0047 \\
 \rho &= 99,8876 \text{ lb/ft}^3 \\
 \text{j. } F_p &= \frac{4fGa^2L}{2g\rho^2De'} \\
 &= 0,0072 \text{ ft} \\
 P_p &= \frac{\Delta F_p \times \rho}{144} = 0,004963525953 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

IDENTIFIKASI

Nama Alat	<i>Total Condensor</i>
Kode Alat	TC-02
Jumlah	1 Unit
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Mengondensasi top produk KD-02

DATA DESAIN

Tipe	<i>Double Pipe</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>
Rd calculated	0,0030
Rd required	0,0030
Uc	50,9168
UD	44,1699

DATA MEKANIK

Fluida Panas			Fluida Dingin		
OD	0,8400	In	OD	1,0500	in
ID	0,6220	In	ID	0,8240	in
IPS	0,5	Psi	IPS	0,75	psi

C.47. Total Condensor-03 (TC-03)

Fungsi : Mengondensasi top produk KD-03

Tipe : *Double Pipe*

Fluida panas :

$$W = 7.634,1315 \text{ kg/jam} = 16.833,2600 \text{ lb/jam}$$

$$T1 = 290 \text{ }^{\circ}\text{C} = 554 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$T2 = 60 \text{ }^{\circ}\text{C} = 140 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Fluida dingin :

$$w = 221,5234 \text{ kg/jam} = 5.492,8891 \text{ lb/jam}$$

$$t1 = -80 \text{ }^{\circ}\text{C} = -112^{\circ}\text{F}$$

$$t2 = 235 \text{ }^{\circ}\text{C} = 455 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Beban Panas *Cooler*

$$Q = 3.862,9423 \text{ kJ/jam} = 3.661,3430 \text{ Btu/jam}$$

11. LMTD

Fluida Panas (°F)		Fluida Dingin (°F)	Selisih
554	Suhu tinggi	455	50,4
140	Suhu rendah	-112	252

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{h(\Delta t_2 / \Delta t_1)}$$

$$\Delta t = 163,7573 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

12. $T_{\text{avg}} = 347 \text{ }^{\circ}\text{F};$

$$t_{\text{avg}} = 171,5 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Asumsi $U_D = 250 \text{ Btu/hr ft}^2\text{ }^{\circ}\text{F}$

(Tabel 8 Kern)

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t} = 0,2236 \text{ ft}^2$$

Karena $A < 200 \text{ ft}^2$, maka direncanakan menggunakan *Double Pipe Heat Exchanger* dengan klasifikasi sebagai berikut (dari tabel 11, Kern):

Annulus				Inner			
IPS	=	0,5000		IPS	=	0,7500	
Sch. No	=	40,0000	inch	Sch. No.	=	40,0000	inch
OD	=	0,8400	inch	OD	=	1,0500	inch
ID	=	0,6220	inch	ID	=	0,8240	inch
a"	=	0,3040	ft ²	a"	=	0,5340	ft ²

Hot Fluid (Steam) : Annulus

ee. *Flow area, a_a*

$$D_2 = 0,8400 \text{ in} = 0,0700 \text{ ft} \quad \text{Tabel. 11, Kern}$$

$$D_1 = 0,6220 \text{ in} = 0,0518 \text{ ft}$$

$$a_a = \frac{\pi(D_2^2 - D_1^2)}{4}$$

$$= 0,2502 \text{ ft}^2$$

Equivalent Diameter, D_e

$$D_e = \frac{(D_2^2 - D_1^2)}{D_1} = 0,5124 \text{ ft}$$

ff. *Kecepatan Massa, G_a*

$$G_a = W/a_a$$

$$= 67281,3519 \text{ lb/hr ft}^2$$

gg. *Reynold Number, Re_a*

$$\text{Pada } t_{\text{avg}} = 347 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0,0550 \text{ lb/hrft}$$

$$Re_a = \frac{D_e \cdot G_a}{\mu}$$

Fig. 14, Kern

$$= 259018,1129$$

hh. $jH = 310$ Fig. 24, Kern

ii. $T_{avg} = 347\text{ }^{\circ}\text{F}$

$k = 0,0835\text{ Btu/hr ft}^2\text{ (}^{\circ}\text{F/ft)}$ Fig. 16, Kern

$C_p = 2352,9710\text{ Btu/lb}^{\circ}\text{F}$

$\left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/3} = 0,0444$

jj. $h_o = jH \frac{k}{D} \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$
 $= 63157,0140\text{ Btu/hr ft}^2\text{ }^{\circ}\text{F}$

Cold Fluid (Umpan) : Inner pipe

tt. *Flow area, a_p*

$D_p = 0,8240\text{ in} = 0,0687\text{ ft}$ Tabel. 11, Kern

$a_p = \frac{\pi D^2}{4} = 0,0037\text{ ft}^2$

uu. *Kecepatan Massa, G_p*

$G_p = W/a_p$
 $= 131967,3884\text{ lb/hr ft}^2$

vv. *Reynold Number, Re_p*

Pada $t_{avg} = 171,5\text{ }^{\circ}\text{F}$

$\mu = 0,1000\text{ lb/hrft}$ Tabel

14, Kern

$Re_p = \frac{D \cdot G_p}{\mu}$
 $= 37.445,2920$

ww. $h_{io} = 3046,7485 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$

Fig. 24,

Kern

xx. *Clean Overall Coefficient, U_C*

$$U_C = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$= 2906,5348 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

yy. *Design Overall Coefficient, U_D*

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{U_C} + R_d$$

$$U_D = 299,0384 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

zz. *Required Length*

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t} = 0,0748 \text{ ft}^2$$

$$\text{Required Length} = 0,1400$$

$$\text{Diambil panjang 1 hairpin} = 20 \text{ ft}$$

$$\text{Jumlah hairpin yang dibutuhkan} = 2 \text{ buah}$$

Sehingga digunakan 1 hairpin 20 ft

$$\text{Actual Length} = 2 \times (2 \times 20)$$

$$= 40 \text{ ft}$$

$$\text{Actual Surface} = L \times a''$$

$$= 0,0748 \text{ ft}^2$$

aaa. *Actual Design Coefficient*

$$U_D = \frac{Q}{A \times \Delta t}$$

$$= 299,0384 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

bbb. *Dirt Factor, R_d*

$$\begin{aligned} R_d &= \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D} \\ &= 0,0030 \text{ Btu/hr ft}^{20}\text{F} \end{aligned}$$

Pressure Drop

Hot Fluid : Annulus

$$\begin{aligned} \text{p. } D_e' &= (D_2 - D_1) \\ &= 0,2180 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Re'_a &= \frac{D_e' \times G_a}{\mu} \\ &= 259018,1129 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} F &= 0,0035 + \frac{0,264}{(Re'_a)^{0,42}} \\ &= 0,0049 \end{aligned}$$

$$\rho = 14,7327 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{q. } Fa &= \frac{4fGa^2L}{2g\rho^2De'} \\ &= 0,0010 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{r. } Va &= \frac{G}{3600 \rho} \\ &= 1,2686 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$FI = 2 \times \left(\frac{V^2}{2g} \right) = 4,9976\text{E-}02 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} Pa &= \frac{(Fa+Fi)\rho}{144} \\ &= 0,005215 \text{ psi} \end{aligned}$$

Cold Fluid : Inner Pipe

$$\text{k. } Re_p = 37.445,2920$$

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{(Re_p)^{0,42}}$$

$$= 0,0067$$

$$\rho = 99,8876 \text{ lb/ft}^3$$

$$l. \quad F_p = \frac{4fGa^2L}{2g\rho^2De'}$$

$$= 0,0001 \text{ ft}$$

$$P_p = \frac{\Delta F_p \times \rho}{144} = 0,000078764405 \text{ psi}$$

IDENTIFIKASI

Nama Alat	<i>Total Condensor</i>
Kode Alat	TC-03
Jumlah	1 Unit
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Mengondensasi top produk KD-03

DATA DESAIN

Tipe	<i>Double Pipe</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>
Rd calculated	0,0030
Rd required	0,0030
Uc	299,0384
UD	299,0384

DATA MEKANIK

Fluida Panas			Fluida Dingin		
OD	0,8400	in	OD	1,0500	in
ID	0,6220	in	ID	0,8240	in
IPS	0,5	psi	IPS	0,75	psi

C.48. Akumulator (ACC-01)

Fungsi : Tempat menampung kondensat yang keluar dari PC-01

Jumlah : 1 buah

Bentuk : *Silinder horizontal* dengan penutup *elipsoidal*

Gambar :



Data – data design :

Tekanan (P) : 0,1280 atm

Temperatur (T) : 360 °C

Densitas *Liquid* (ρ) : 10.169,2548 kg/m³

Laju alir massa *Liquid* : 838,1131 kg/jam

PERHITUNGAN

a. Kapasitas Akumulator, V_T

$$\begin{aligned} \text{Volume liquid} &= \frac{w}{\rho} \\ &= 12,1335 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Safety factor = 0,1000

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas tanki, } V_T &= (1 + 0,1) \times V_t \\ &= 13,3469 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

b. Diameter Akumulator, D

Tipe tangki yang digunakan adalah silinder horizontal dengan *Head* dan *Bottom* torispherical.

1. Volume silinder

$$V_s = \frac{\pi}{4D^2}$$

$$L = 4D$$

$$\begin{aligned} V_s &= \pi D^3 \\ &= 12,3202 \end{aligned}$$

2. Volume ellipsoidal *Head*

$$\begin{aligned} V_e &= \frac{\pi D^3}{24} \\ &= 0,5133 \end{aligned}$$

3. Total Volume Akumulator

$$\begin{aligned} V_t &= V_s + 2 V_e \\ &= \pi D^3 + 2 \frac{\pi D^3}{24} \\ &= 1 + \frac{1}{12} + \pi D^3 \\ &= 3,4017 D^3 \end{aligned}$$

4. Diameter Akumulator

$$D = \left(\frac{V_t}{3,4017} \right)^{1/3}$$

$$D = 1,5772 \text{ m}$$

Panjang Akumulator

$$\begin{aligned} L &= 4D \\ &= 6,3089 \text{ m} \end{aligned}$$

Tebal Dinding Tangki, t (diambil tebal *Head*)

$$t_T = \frac{P \times D}{(S \times E) - (0,2 \times P)} + C \quad \text{(Tabel 4) Peters}$$

$$P = \text{Tekanan Design} = 12,9662 \text{ KN/m}^2$$

D = Diameter	= 1,5772 m	
S = <i>Working Stress Allowable</i>	= 94.461,5000 KN/m ²	
E = <i>Welding Joint Efficiency</i>	= 0,8500	(Tabel 13.3) Coulson
C = Korosin yang diizinkan	= 0,0032	
t = 0,0034 m = 0,3405 cm		

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	<i>Akumulator</i>
Kode Alat	ACC-01
Jumlah	1 unit
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Untuk menampung kondensat yang keluar dari PC-01
DATA DESAIN	
Tipe	<i>Silinder horizontal dengan penutup elipsooidal</i>
Tekanan	0,1280 atm
Temperatur	369 °C
Kapasitas	12,1335 m ³ /jam
DATA MEKANIK	
Tinggi	15,9185 m
Diameter	1,5772 m
Panjang <i>Akumulator</i>	6,3089 m
Tebal dinding	0,3405 cm
Material	<i>Carbon steel</i>

C.49. Akumulator (ACC-02)

Fungsi	: Tempat menampung kondensat yang keluar dari KD-02
Jumlah	: 1 buah
Bentuk	: <i>Silinder horizontal dengan penutup elipsoidal</i>
Gambar	:



Data – data design :

Tekanan (P) : 0,1344 atm

Temperatur (T) : 287 °C

Densitas *Liquid* (ρ) : 1.603,3543 kg/m³

Laju alir massa *Liquid* : 838,1131 kg/jam

PERHITUNGAN

c. Kapasitas Akumulator, V_T

$$\begin{aligned}\text{Volume liquid} &= \frac{w}{\rho} \\ &= 12,1335 \text{ m}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

Safety factor = 0,1000

$$\begin{aligned}\text{Kapasitas tanki, } V_T &= (1 + 0,1) \times V_t \\ &= 1,9131 \text{ m}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

d. Diameter Akumulator, D

Tipe tangki yang digunakan adalah silinder horizontal dengan *Head* dan *Bottom* torispherical.

1. Volume silinder

$$\begin{aligned}V_s &= \frac{\pi}{4D^2} \\ L &= 4D \\ V_s &= \pi D^3 \\ &= 1,9425\end{aligned}$$

2. Volume ellipsoidal *Head*

$$V_e = \frac{\pi D^3}{24}$$

$$= 0,0809$$

3. Total Volume Akumulator

$$\begin{aligned} V_t &= V_s + 2 V_e \\ &= \pi D^3 + 2 \frac{\pi D^3}{24} \\ &= 1 + \frac{1}{12} + \pi D^3 \\ &= 3,4017 D^3 \end{aligned}$$

4. Diameter Akumulator

$$\begin{aligned} D &= \left(\frac{V_t}{3,4017} \right)^{1/3} \\ D &= 1,5772 \text{ m} \end{aligned}$$

Panjang Akumulator

$$\begin{aligned} L &= 4D \\ &= 3,4083 \text{ m} \end{aligned}$$

Tebal Dinding Tangki, t (diambil tebal *Head*)

$$t_T = \frac{P \times D}{(S \times E) - (0,2 \times P)} + C \quad \text{(Tabel 4) Peters}$$

$$P = \text{Tekanan Design} = 13,6176 \text{ KN/m}^2$$

$$D = \text{Diameter} = 0,8521 \text{ m}$$

$$S = \text{Working Stress Allowable} = 94.461,5000 \text{ KN/m}^2$$

$$E = \text{Welding Joint Efficiency} = 0,8500 \quad \text{(Tabel 13.3) Coulson}$$

$$C = \text{Korosin yang diizinkan} = 0,0032$$

$$t = 0,0033 \text{ m} = 0,3295 \text{ cm}$$

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	<i>Akumulator</i>
Kode Alat	ACC-02
Jumlah	1 unit
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Untuk menampung kondensat yang keluar dari KD-02
DATA DESAIN	
Tipe	<i>Silinder horizontal dengan penutup elipsooidal</i>
Tekanan	0,1344 atm
Temperatur	287 °C
Kapasitas	1,9131 m ³ /jam
DATA MEKANIK	
Tinggi	15,9185 m
Diameter	0,8521 m
Panjang <i>Akumulator</i>	3,4017 m
Tebal dinding	0,3295 cm
Material	<i>Carbon steel</i>

C.50. Akumulator (ACC-03)

Fungsi : Tempat menampung kondensat yang keluar dari KD-03

Jumlah : 1 buah

Bentuk : *Silinder horizontal dengan penutup elipsoidal*

Gambar :



Data – data design :

Tekanan (P) : 313,0000 atm

Temperatur (T) : 313 °C

Densitas *Liquid* (ρ) : 7.656,2897 kg/m³

Laju alir massa *Liquid* : 838,1131 kg/jam

PERHITUNGAN

e. Kapasitas Akumulator, V_T

$$\begin{aligned}\text{Volume liquid} &= \frac{w}{\rho} \\ &= 9,1352 \text{ m}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

Safety factor = 0,1000

$$\begin{aligned}\text{Kapasitas tanki, } V_T &= (1 + 0,1) \times V_t \\ &= 1,9131 \text{ m}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

f. Diameter Akumulator, D

Tipe tangki yang digunakan adalah silinder horizontal dengan *Head* dan *Bottom* torispherical.

1. Volume silinder

$$\begin{aligned}V_s &= \frac{\pi}{4D^2} \\ L &= 4D \\ V_s &= \pi D^3 \\ &= 9,2757\end{aligned}$$

2. Volume ellipsoidal *Head*

$$\begin{aligned}V_e &= \frac{\pi D^3}{24} \\ &= 0,3865\end{aligned}$$

3. Total Volume Akumulator

$$\begin{aligned}V_t &= V_s + 2 V_e \\ &= \pi D^3 + 2 \frac{\pi D^3}{24} \\ &= 1 + \frac{1}{12} + \pi D^3\end{aligned}$$

$$= 3,4017 D^3$$

4. Diameter Akumulator

$$D = \left(\frac{Vt}{3,4017} \right)^{1/3}$$

$$D = 1,5772 \text{ m}$$

Panjang Akumulator

$$L = 4D$$

$$= 5,7394 \text{ m}$$

Tebal Dinding Tangki, t (diambil tebal *Head*)

$$t_T = \frac{P \times D}{(S \times E) - (0,2 \times P)} + C \quad \text{(Tabel 4) Peters}$$

$$P = \text{Tekanan Design} = 31.714,0990 \text{ KN/m}^2$$

$$D = \text{Diameter} = 1,4348 \text{ m}$$

$$S = \text{Working Stress Allowable} = 94.461,5000 \text{ KN/m}^2$$

$$E = \text{Welding Joint Efficiency} = 0,8500 \quad \text{(Tabel 13.3) Coulson}$$

$$C = \text{Korosin yang diizinkan} = 0,0032$$

$$t = 0,05284 \text{ m} = 52,8398 \text{ cm}$$

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	<i>Akumulator</i>
Kode Alat	ACC-03
Jumlah	1 unit
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Untuk menampung kondensat yang keluar dari KD-03
DATA DESAIN	
Tipe	<i>Silinder horizontal dengan penutup elipsooidal</i>
Tekanan	0,1344 atm

Temperatur	313 °C
Kapasitas	1,9131 m ³ /jam
DATA MEKANIK	
Tinggi	15,9185 m
Diameter	1,4348 m
Panjang <i>Akumulator</i>	5,7394 m
Tebal dinding	52,8398 cm
Material	<i>Carbon steel</i>

LAMPIRAN E
ANALISIS EKONOMI

E.1. Menentukan Indeks Harga

Untuk menghitung biaya peralatan pada tahun 2027 digunakan indeks harga dari tahun 2017-2021.

Tabel E.1 Indeks Harga Tahun 1991-2025 (lanjutan)

Tahun	Indeks Harga
2017	460,2923
2018	464,1742
2019	468,0561
2020	471,9380
2021	475,8199

Untuk memperkirakan indeks harga pada tahun 2027, digunakan metode regresi linier.

$$Y = AX + B$$

Keterangan:

Y = indeks harga

A = slope

X = tahun

B = intersep

Dari hasil perhitungan didapat:

A = 3,8819

$$B = -7.369,5000$$

maka indeks harga pada tahun 2027 adalah:

$$\begin{aligned} Y &= 3,8819 (x) -7.369,5000 \\ &= 499,1113 \end{aligned}$$

Dari hasil perhitungan di atas didapat indeks harga tahun 2027 yaitu 499,1113

E.2. Perhitungan Harga Peralatan

Nilai tukar uang pada tahun 2027 diasumsikan sebesar Rp 14.992,500- untuk US 1,00. Untuk menghitung harga peralatan digunakan perkiraan harga peralatan berdasarkan indeks harga dengan menggunakan rumus:

$$Present\ cost = original\ cost \times \frac{index\ value\ at\ present\ time}{index\ value\ at\ original\ cost}$$

Dengan menggunakan persamaan diatas, maka masing–masing harga peralatan pada tahun 2027 dapat dihitung dengan hasil sebagai berikut:

Tabel E.2 Daftar Harga Peralatan Tahun 2027

No	Kode	Nama Alat	Harga Satuan US	Jumlah	Harga Total US
1	T-01	Tanki	52.023,0798	9	468.207,7178
2	T-02	Tanki	21.641,6012	1	21.641,6012
3	T-03	Tanki	11.132,9391	1	11.132,9391
4	T-04	Tanki	299.236,7548	1	299.236,7548
5	P-01	Pompa Centrifugal	11.757,2160	2	23.514,4320
6	P-02	Pompa Centrifugal	1.040,4616	2	2.080,9232
7	P-03	Pompa Centrifugal	11.757,2160	2	23.514,4320
8	P-04	Pompa Centrifugal	11.757,2160	2	23.514,4320
9	P-05	Pompa Centrifugal	11.757,2160	2	23.514,4320
10	P-06	Pompa Centrifugal	11.757,2160	2	23.514,4320
11	P-07	Pompa Centrifugal	2.705,2001	2	5.410,4003
12	P-08	Pompa Centrifugal	11.757,2160	2	23.514,4320
13	P-09	Pompa Centrifugal	11.757,2160	2	23.514,4320
14	P-10	Pompa Centrifugal	7.283,2312	2	14.566,4623
15	P-11	Pompa Centrifugal	9.676,2928	2	19.352,5857
16	P-12	Pompa Centrifugal	9.676,2928	2	19.352,5857
17	P-13	Pompa Centrifugal	4.473,9849	2	8.947,9697
18	HE-01	Heater	4.161,8464	1	4.161,8464
19	HE-02	Heater	5.618,4926	1	5.618,4926
20	HE-03	Heater	1.976,8770	1	1.976,8770
21	CH-01	Chiller	18.936,4010	1	18.936,4010
22	CH-02	Chiller	18.936,4010	1	18.936,4010
23	CH-03	Chiller	18.936,4010	1	18.936,4010
24	CH-04	Chiller	18.936,4010	1	18.936,4010
25	C-01	Kompresor	57.121,3416	2	114.242,6831
26	E-01	Ekspander	2.601,1540	2	5.202,3080
27	BC-01	Belt Conveyor	15.294,7854	2	30.589,5709
28	BC-04	Bucket Elevator	11.236,9852	2	22.473,9705
29	R-01	Kolom Splitting	661.941,6668	1	661.941,6668
30	FD-01	Reaktor	55.560,6492	1	55.560,6492
31	KD-01	Kolom Destilasi	1.175,7216	1	1.175,7216
32	TC-01	Total Condensor	2.080,9232	1	2.080,9232
33	TC-02	Total Condensor	3.017,3386	1	3.017,3386
34	TC-03	Total Condensor	2.809,2463	1	2.809,2463
35	RB-01	Reboiler	3.402,3094	1	3.402,3094

36	RB-02	Reboiler	3.433,5233	1	3.433,5233
37	RB-03	Reboiler	2.424,2755	1	2.424,2755
38	ACC-01	Accumulator	42,6589	1	42,6589
39	ACC-02	Accumulator	42,6589	1	42,6589
40	ACC-03	Accumulator	42,6589	1	42,6589

(www.alibaba.com)

E.3. Perhitungan Biaya

E.3.1. Bahan Baku dan Katalis

a) *Crude Palm Oil* (CPO)

Harga (US /kg) = US 0,7520/kg (www.alibaba.com)

Kebutuhan (kg/tahun) = 158.505.151,2000 kg/tahun

Biaya (US /tahun) = US 119.195.873,7024 /tahun

b) Hidrogen

Harga (US /kg) = US 1,0420 /kg (www.alibaba.com)

Kebutuhan (kg/tahun) = 12.773.651,5298 kg/tahun

Biaya (US /tahun) = US 13.310.144,8940 /tahun

c) Katalis NiAg/SAPO-11

Harga (US /kg) = US 200,000/kg (www.alibaba.com)

Kebutuhan (kg/tahun) = 6.623,000 kg/tahun

Biaya (US /tahun) = US 1.324.600,00 /tahun

d) H₃PO₄

Harga (US /kg) = US 1,5900/kg (www.alibaba.com)

Kebutuhan (kg/tahun) = 106.198,4513 kg/tahun

Biaya (US /tahun) = 168.855,5376 /tahun

e) *Co2*

Harga (US /kg)	= US 1,5000/kg	(www.alibaba.com)
Kebutuhan (kg/tahun)	= 377.037.534,4818 kg/tahun	
Biaya (US /tahun)	= US 565.556.301,7227 /tahun	

f) *Bleaching Earth*

Harga (US /kg)	= US 1,2700/kg	(www.alibaba.com)
Kebutuhan (kg/tahun)	= 1.910.811,2987 kg/tahun	
Biaya (US /tahun)	= US 2.426.730,3494 /tahun	

E.3.2. Biaya Tanah

Harga tanah /m ²	= Rp. 1.600.000,000 /m ²
Luas tanah	= 34.893,921m ²
Total biaya tanah	= US 3.723.880,18

E.3.3. Biaya Bangunan

Harga bangunan/m ²	= Rp. 1.600.000,000,- /m ²
Luas bangunan	= 1.317,500 m ²
Biaya bangunan	= US 140.603,64

E.3.4. Biaya Operating Labor

Daftar gaji karyawan per bulan dapat dilihat pada tabel berikut ini.

Tabel E.3 Daftar Gaji Karyawan Per Bulan

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji/bulan (Rp)	Total gaji/bulan (Rp)
1	Direktur Perusahaan	1	50.000.000,00	50.000.000,00
2	General Manager	2	40.000.000,00	80.000.000,00

3	Sekretaris Umum	1	15.000.000,00	15.000.000,00
4	Manager	4	30.000.000,00	120.000.000,00
5	Sekretaris Manager	1	9.000.000,00	9.000.000,00
6	Kabag	8	25.000.000,00	200.000.000,00
7	Kasi	16	20.000.000,00	320.000.000,00
12	Ahli K3	2	7.000.000,00	14.000.000,00
13	Ahli Lingkungan	3	7.000.000,00	21.000.000,00
14	Engineer	4	15.000.000,00	60.000.000,00
15	Staff	2	4.000.000,00	8.000.000,00
16	Ahli IT	2	7.000.000,00	14.000.000,00
18	Dokter	1	10.000.000,00	10.000.000,00
19	Perawat	4	4.000.000,00	16.000.000,00
20	Satpam	8	3.000.000,00	24.000.000,00
21	Pemadam Kebakaran	4	3.000.000,00	12.000.000,00
22	Supir	4	3.000.000,00	12.000.000,00
23	Penjaga Gudang	4	3.000.000,00	12.000.000,00
24	Operator Kontrol	40	5.000.000,00	200.000.000,00
25	Instrumentasi	3	7.000.000,00	21.000.000,00
26	Staff Bagian	8	4.000.000,00	32.000.000,00
27	Operator Lapangan	40	4.800.000,00	192.000.000,00
28	Analisis	4	4.000.000,00	16.000.000,00
29	Sekretaris kabag	4	5.000.000,00	20.000.000,00
Total		170	1.478.000.000,00	

Jumlah gaji karyawan per bulan =Rp.1.478.000.000,00

Jumlah gaji karyawan per tahun + tunjangan hari raya =Rp.19.214.000.000

Jumlah gaji karyawan pertahun = US 1.281.574,12

E.4. Perhitungan *Total Capital Investment* (TCI)

E.4.1. *Direct Cost* (DC)

a) Equipment, Installation dan Investment

Purchased Equipment-Delivered (PEC)(15-40%) = US 4.686.548,11

Installation, insulation, and painting(35% PEC)(25-55%) = US 2.577.601,46

Instrumentation and Control (15% PEC)(6-30%) = US 1.405.964,43

Piping and installed (35% PEC)(10-80%) = US 3.749.238,49

Electrical and installed (15% PEC)(10-40%) = US 1.874.619,24

b) Building (Range 10-70% PEC) = US 98.422,54

c) Service facilities & yard improvement (45% PEC) = US 4.452.220,70

d) Land (Range 4-8% PEC) =US 297.910,4144

***Total Direct Cost(DC)* =US 19.142.525,39**

E.4.2. *Indirect Cost* (IDC)

a) Engineering and supervision (30% DC) = US 5.742.757,62

b) Construction expense&contractor's fee (30 % DC) = US 5.742.757,62

c) Contingency (15 % FCI) =US 5.404.948,34

***Total Indirect Cost (IDC)* =US 16.890.463,58**

E.4.3. *Fixed Capital Investment* (FCI)

FC = (DC + IDC) = US 36.032.988,96

E.4.4. *Working Capital* (WC)

WC = 20% TCI = US 9.008.247,24

E.4.5. *Total Capital Investment* (TCI)

TCI = FCI + WC

$$= \text{FCI} / (100\% - 20\%)$$

$$= \text{US } 45.041.236,2006$$

E.5. Perhitungan *Total Production Cost* (TPC)

E.5.1. *Manufacturing Cost* (MC)

a) *Direct Production Cost* (DPC)

<i>Raw material</i>	= US 700.657.906,21
<i>Operating labor</i> (OL)	= US 1.281.574,12
<i>Direct supervisory and clerical labor</i> (20% OL)	= US 256.314,82
<i>Utilities</i> (10% TPC)	= US 327.404.768,4088
<i>Maintenance & repair</i> (2% FCI)	= US 3.603.298,8961
<i>Laboratory charge</i> (10% OL)	= US 256.314,82
<i>Patent & royalties</i> (2% TPC)	= US 180.072.622,6248
Total DPC	= US 1.213.532.799,9043

b) *Fixed Charge* (FC)

<i>Depreciation</i> (10% FCI)	= US 3.603.298,896
<i>Local taxes</i> (1% FCI)	= US 1.441.319,558
<i>Insurance</i> (1% FCI)	= US 360.329,890
<i>Financing</i> (2% TCI)	= US 4.504.123,620
Total FC	= US 9.909.071,9641

c) *Plant Overhead Cost* = US 3.589.831,4884

Total *Manufacturing Cost* = US 1.227.040.703,3568

E.5.2. *General Expenses* (GE)

<i>Administrative cost</i> (15% OL)	= US 771.178.1761

<i>Distribution & selling price</i> (20% TPC)	= US 327.404.768,409
<i>Research & development cost</i> (5% TPC)	= US 81.851.192,102
<i>Total General Expenses</i>	= US 410.027.138,6870
E.5.3. Total Production Cost (TPC)	
TPC = MC + GE	= US 720.334.490,499

RIWAYAT HIDUP



Marta Dewi Yanti Rumahorbo, mahasiswa dilahirkan di Jambi pada tanggal 10 Maret 2000, yang merupakan anak ketujuh dari tujuh bersaudara, pasangan Bapak Belser Rumahorbo dan Ibu Nurmida br.Tampubolon. Penulis menempuh pendidikan formal di SD Negeri 116

Kota Jambi lulus tahun 2012. Penulis melanjutkan studi di SMP Negeri 22 Kota Jambi lulus pada tahun 2015, kemudian melanjutkan studi di SMA Negeri 11 Kota Jambi lulus pada tahun 2018.

Penulis pada tahun 2018 diterima dan terdaftar sebagai mahasiswa Fakultas Sains Dan Teknologi Universitas Jambi melalui jalur SMMPTN dengan NIM. M1B118030. Penulis pada tahun 2021 mengikuti Kerja Praktek (KP) di PT. Kuala Lumpur Kepong (KLK) Dumai, Riau. Penulis menyelesaikan pendidikan di Program Studi Teknik Kimia Fakultas Sains Dan Teknologi Universitas Jambi Strata I dalam kurun waktu empat tahun tiga bulan. Selama kuliah, penulis aktif berorganisasi di Himpunan Mahasiswa Teknik Kimia Universitas Jambi.