

PROYEK AKHIR - VK194833

OPTIMASI PEMURNIAN CRUDE GLISEROL PABRIK BIODIESEL DARI MINYAK JELANTAH MENGGUNAKAN PROSES DISTILASI

LAILATUL ALAWIYAH

NRP 10411810000054

FARHAN FIRMANSYAH

NRP 10411810000076

Dosen Pembimbing

Dr. Lailatul Qomariyah, S.T.

NPP 1992202012056

Program Studi Sarjana Terapan

Teknologi Rekayasa Kimia Industri

Departemen Teknik Kimia Industri

Fakultas Vokasi

Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Surabaya

2022



PROYEK AKHIR - VK194833

**OPTIMASI PEMURNIAN CRUDE GLISEROL PABRIK
BIODIESEL DARI MINYAK JELANTAH MENGGUNAKAN
PROSES DISTILASI**

LAILATUL ALAWIYAH

NRP 10411810000054

FARHAN FIRMANSYAH

NRP 10411810000076

Dosen Pembimbing

Dr. LAILATUL QOMARIYAH, S.T.

NPP 1992202012056

Program Studi Sarjana Terapan

Teknologi Rekaya Kimia Industri

Departemen Teknik Kimia Industri

Fakultas Vokasi

Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Surabaya

2022



FINAL PROJECT - VK194833

**OPTIMIZATION OF CRUDE GLYCEROL PURIFICATION
OF BIODIESEL PLANT FROM USED COOKING OIL
USING THE DISTILLATION PROCESS**

LAILATUL ALAWIYAH

NRP 10411810000054

FARHAN FIRMANSYAH

NRP 10411810000076

Advisor

Dr. LAILATUL QOMARIYAH, S.T.

NPP 1992202012056

Study Program Bachelor of Applied Science

Department of Industrial Chemical Engineering

Faculty of Vocation

Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Surabaya

2022

LEMBAR PENGESAHAN

Laporan Proyek Akhir dengan Judul:
“Optimasi Pemurnian Crude Gliserol Pabrik Biodiesel dari Minyak Jelantah Menggunakan Proses Distilasi”

Diajukan untuk memenuhi salah satu syarat memperoleh gelar
Sarjana Terapan Teknik (S.Tr.T)
Di Departemen Teknik Kimia Industri
Fakultas Vokasi
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh:

Lailatul Alawiyah
Farhan Firmansyah

NRP: 10411810000054

NRP: 10411810000076

Disetujui Oleh:

Pembimbing:

2. Dr. Lailatul Qomariyah, S.T.
NPP 1992202012056

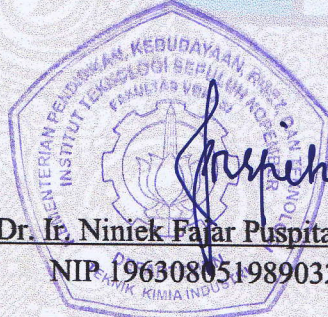
Penguji:

3. Prof. Dr. Ir. Soeprijanto., M.Sc.
NIP 195807081987011001

4. Saidah Altway, S.T., M.T., M.Sc
NIP 198808182012122002

Surabaya, 27 Juni 2022

Kepala Departemen Teknik Kimia Industri
Fakultas Vokasi



Dr. Ir. Niniek Fajar Puspita, M.Eng.
NIP. 196308051989032002

APPROVAL SHEET


Final Project with Title:
***“Optimization of Crude Glycerol Purification of Biodiesel Plant from Used Cooking Oil
Using The Distillation Process”***

Submitted to fulfill one of the requirements for obtaining a degree
Bachelor of Applied Engineering (S.Tr.T)
at Department of Industrial Chemical Engineering
Faculty of Vocational Studies
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

By:
Lailatul Alawiyah **NRP: 10411810000054**
Farhan Firmansyah **NRP: 10411810000076**

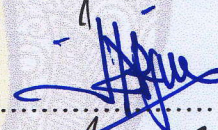
Approved by:
Advisor:

2. Dr. Lailatul Qomariyah, S.T.
NPP 1992202012056

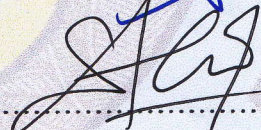


Examiner:

3. Prof. Dr. Ir. Soeprijanto., M.Sc.
NIP 195807081987011001

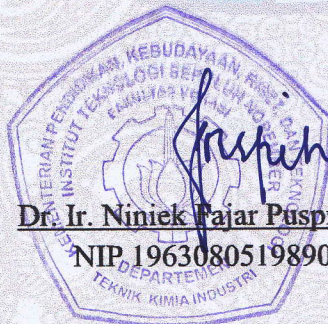


4. Saidah Altway, S.T., M.T., M.Sc
NIP 198808182012122002



Surabaya, 27 June 2022

Head of Industrial Chemical Engineering Department
Faculty of Vocational Studies



Dr. Ir. Niniek Fajar Puspita, M.Eng.
NIP. 196308051989032002

PERNYATAAN ORISINALITAS

Yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama Mahasiswa / NRP : Lailatul Alawiyah
NRP 10411810000054
Farhan Firmansyah
NRP 10411810000076
Departemen : Teknik Kimia Industri
Dosen Pembimbing / NIP : Dr. Lailatul Qomariyah, S.T.
NPP 1992202012056

Dengan ini menyatakan bahwa Proyek Akhir dengan judul **“Optimasi Pemurnian Crude Gliserol Pabrik Biodiesel dari Minyak Jelantah Menggunakan Proses Distilasi”** adalah hasil karya sendiri, bersifat orisinal, dan ditulis dengan mengikuti kaidah penulisan ilmiah.

Bilamana di kemudian hari ditemukan ketidaksesuaian dengan pernyataan ini, maka saya bersedia menerima sanksi sesuai dengan ketentuan yang berlaku di Institut Teknologi Sepuluh Nopember.

Surabaya, Juni 2022

Mengetahui,
Dosen Pembimbing



Dr. Lailatul Qomariyah, S.T.
NPP 1992202012056

Mahasiswa I



Lailatul Alawiyah
NRP 10411810000054

Mahasiswa II



Farhan Firmansyah
NRP 10411810000076

STATEMENT OF ORIGINALITY

The undersigned below:

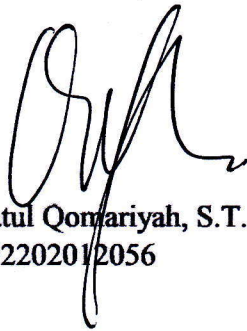
Name of student / NRP : Lailatul Alawiyah
NRP 10411810000054
Farhan Firmansyah
NRP 10411810000076
Department : Industrial Chemical Engineering
Advisor / NIP : Dr. Lailatul Qomariyah, S.T.
NPP 1992202012056

hereby declare that the Final Project with the title of "*Optimization of Crude Glycerol Purification of Biodiesel Plant from Used Cooking Oil Using The Distillation Process*" is the result of my own work, is original, and is written by following the rules of scientific writing.

If in the future there is a discrepancy with this statement, then I am willing to accept sanctions in accordance with the provisions that apply at Institut Teknologi Sepuluh Nopember.

Surabaya, June 2022

Acknowledged,
Advisor



Dr. Lailatul Qomariyah, S.T.
NPP 1992202012056

Student I



Lailatul Alawiyah
NRP 10411810000054

Student II



Farhan Firmansyah
NRP 10411810000076

OPTIMASI PEMURNIAN *CRUDE* GLISEROL PABRIK BIODIESEL DARI MINYAK JELANTAH MENGGUNAKAN PROSES DISTILASI

Nama Mahasiswa / NRP : 1. Lailatul Alawiyah / 1041181000054
2. Farhan Firmansyah / 1041181000076
Departemen : Teknik Kimia Industri FV - ITS
Dosen Pembimbing : Dr. Lailatul Qomariyah, S.T.

ABSTRAK

Penggunaan energi pada saat ini berasal dari energi tidak terbarukan yang berasal dari energi fosil seperti minyak bumi, batu bara, atau gas alam yang semakin berkembangnya zaman ketersediaannya terus menipis. Penggunaan bahan bakar terbarukan yang berasal dari limbah minyak jelantah, berpotensi besar dalam menangani permintaan energi yang semakin meningkat tiap tahunnya. Limbah minyak jelantah jika dibuang begitu saja tanpa dimanfaatkan kembali, tentunya akan berdampak buruk terhadap lingkungan, sehingga untuk mencegah permasalahan tersebut, limbah minyak jelantah dapat dimanfaatkan sebagai bahan baku pembuatan biodiesel ramah lingkungan yang dapat menurunkan biaya produksi hingga 70%. Bahan baku utama yang digunakan dalam produksi biodiesel ini adalah minyak jelantah. Bahan baku utama yang lain adalah metanol, yang digunakan dalam proses reaksi esterifikasi dan transesterifikasi di dalam reaktor untuk menghasilkan gliserol dan biodiesel (metil ester). Dalam proses produksi biodiesel, dibutuhkan bahan baku pendukung sebagai katalis dalam proses reaksi pembentukan biodiesel. Salah satunya adalah asam sulfat (H_2SO_4) sebagai katalis asam yang dibutuhkan dalam reaksi esterifikasi. Selain menggunakan katalis asam, proses produksi biodiesel membutuhkan katalis basa untuk membantu reaksi transesterifikasi. Katalis basa yang digunakan adalah kalium hidroksida (KOH). Pada reaksi transesterifikasi terdapat gliserol sebagai produk samping dengan kemurnian yang rendah atau biasa disebut dengan *crude gliserol*. Gliserol dapat dimanfaatkan sebagai bahan kosmetik, industri farmasi dan obat, reagen, oleochemical dan lain sebagainya dengan kemurnian di atas 95%. Saat ini harga jual gliserol murni mencapai US\$900 per ton. Beberapa metode yang paling umum untuk memurnikan *crude* gliserol sebagai produk samping reaksi transesterifikasi pada proses pembuatan biodiesel, diantaranya adalah dengan menggunakan *carbon* aktif sebagai adsorben untuk menghilangkan zat kontaminan pada *crude* gliserol dan menggunakan proses distilasi. Proses pemurnian *crude* gliserol dengan menggunakan distilasi dinilai lebih efisien pada aspek proses dan ekonomi jika dibandingkan dengan metode *carbon* aktif, sehingga pemilihan optimasi proses dipilih pemurnian gliserol dengan menggunakan distilasi untuk mendapatkan kemurnian gliserol lebih dari 95%. Penambahan alat distilasi sebagai alat yang digunakan untuk pemurnian *crude* gliserol terbukti akan sangat memberikan keuntungan dari aspek ekonomi yang lebih bagi perusahaan.

Kata kunci: Biodiesel, distilasi, pemurnian gliserol

OPTIMIZATION OF *CRUDE* GLYCEROL PURIFICATION OF BIODIESEL PLANT FROM USED COOKING OIL USING THE DISTILLATION PROCESS

Student Name / NRP : 1. **Lailatul Alawiyah / 1041181000054**
2. **Farhan Firmansyah / 1041181000076**
Departement : **Industrial Chemical Engineering, Faculty of Vocation, ITS**
Advisor : **Dr. Lailatul Qomariyah, S.T.**

ABSTRACT

Energy use this day mostly comes from non-renewable energy derived from fossil energy such as petroleum, coal, and natural gas which their availability is getting rare day by day. The renewable fuels could be derived from waste cooking oil which has great potential in dealing with demand of energy that increasing in a year. The waste cooking oil will have any bad impact on the environment if it didn't reuse. So that to prevent this problem, waste cooking oil can be used as a raw material of biodiesel which more eco-friendly that can reduce production cost by up to 70%. So, the main raw material for biodiesel production is waste cooking oil. Besides, the other raw material is methanol which is used in the process of esterification and transesterification reactions to produce biodiesel (methyl ester) and glycerol as a side product. In the biodiesel production process, supporting raw materials are needed as a catalyst in the process of biodiesel production. The catalyst is H_2SO_4 as an acid catalyst which needed in esterification reaction. Moreover, a base catalyst is needed in transesterification reaction process. The base catalyst that used is potassium hydroxide (KOH). The transesterification reaction, there is a glycerol as side product of this process. This glycerol has a low purity as known as *crude* glycerol. Glycerol can be used for cosmetic, pharmaceutical and drug industry, reagent, oleochemical, etc with above 95% of glycerol purity. This time, the price of the purest glycerol is US\$900 per ton. There are many methods can be used to produce high purity of glycerol, such as activated *carbon* as an adsorbent to adsorb the contaminant, and distillation process. The purification of *crude* glycerol using distillation process is more efficient in the term of process and economic if compared with activated *carbon* method, therefore optimizing the glycerol purification process by using distillation process was chosen to obtain glycerol purity more than 95%. The addition of distillation column as a method for purification of glycerol will give any impact especially in the economic aspect.

Keywords: *Biodiesel, distillation, purification of gliserol*

KATA PENGANTAR

Puji syukur kehadiran Allah SWT yang telah memberikan kesehatan, rahmat dan karunia-Nya sehingga kami bisa menyelesaikan proposal proyek akhir kami yang berjudul:

“Optimasi Pemurnian *Crude* Gliserol Pabrik Biodiesel dari Minyak Jelantah Menggunakan Proses Distilasi”

Laporan proyek akhir yang merupakan salah satu syarat untuk menyelesaikan Program Studi Sarjana Terapan, Departemen Teknik Kimia Industri, Fakultas Vokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember. Penulis menyadari bahwa dalam penyusunan proyek akhir ini tidak akan selesai tanpa bantuan dari berbagai pihak. Maka dari itu, pada kesempatan ini kami ingin menyampaikan terima kasih kepada:

1. Tuhan Yang Maha Esa atas rahmat dan karunia-Nya, penulis dapat menyelesaikan proyek akhir ini.
2. Kedua orang tua dan keluarga kami, yang telah memberikan doa untuk kesuksesan kami serta jasa-jasa lain yang sulit untuk diungkapkan.
3. Ibu Dr. Ir. Niniek Fajar Puspita, M. Eng selaku Kepala Departemen Teknik Kimia Industri, Fakultas Vokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember.
4. Dr. Lailatul Qomariyah, S.T. selaku dosen pembimbing yang telah membimbing dan mengarahkan kami selama pengerjaan proyek akhir.
5. Daril Ridho Zuchrillah, S.T., M.T. selaku koordinator proyek akhir Departemen Teknik Kimia Industri, Fakultas Vokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember.
6. Dr. Ir. Niniek Fajar Puspita, M. Eng dan Dr. Ir. Lily Pudjiastuti, M.T. selaku dosen wali kami di Departemen Teknik Kimia Industri FV-ITS.
7. Segenap dosen, staff dan karyawan di Departemen Teknik Kimia Industri FV-ITS yang telah membantu menyelesaikan administrasi untuk Proyek Akhir.
8. Seluruh teman satu perjuangan *Graphene'18* serta semua pihak yang telah memberikan bantuan dan dukungannya yang tidak dapat penulis sebutkan satu persatu.

Laporan proyek akhir ini diharapkan dapat memberikan manfaat bagi para pembaca khususnya bagi rekan-rekan mahasiswa. Namun masih terdapat kekurangan sehingga kritik dan saran saudara pembaca sangat diperlukan. Terimakasih.

Surabaya, 25 Juni 2022

Penyusun

DAFTAR ISI

LEMBAR PENGESAHAN	i
ABSTRAK.....	ii
<i>ABSTRACT</i>	iii
KATA PENGANTAR.....	iv
DAFTAR ISI	v
DAFTAR GAMBAR.....	ix
DAFTAR NOTASI.....	x
DAFTAR TABEL	xi
BAB I PENDAHULUAN	1
I.1 Latar Belakang.....	1
I.2 Kapasitas Produksi.....	2
I.3 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk.....	5
I.3.1 Bahan Baku Utama.....	5
I.3.2 Bahan Baku Pendukung.....	6
I.3.3 Produk.....	6
I.4 Penentuan Lokasi Pabrik.....	8
I.4.1 Faktor Utama	8
I.4.2 Faktor Pendukung.....	10
BAB II MACAM DAN URAIAN PROSES.....	11
II.1 Macam Proses	11
II.1.1 Proses Produksi Biodiesel	11
II.1.2 Sistem Proses Produksi.....	12
II.2 Seleksi Proses.....	13
II.3 Uraian Proses Terpilih	14
II.3.1 Reaksi Esterifikasi – Transesterifikasi	14
II.3.1 Reaksi Esterifikasi – Transesterifikasi	14
BAB III NERACA MASSA.....	17
III.1 Box Tank with Screen.....	17
III.2 Screen Trap	18
III.3 Raw Material Oil Feed Tank.....	19
III.4 Methanol Storage	20
III.5 H ₂ SO ₄ Storage.....	20
III.6 KOH Storage.....	21

III.7	Mixing Catalyst Tank I (H ₂ SO ₄)	21
III.8	Mixing Catalyst Tank II (KOH)	21
III.9	Reaktor I (Esterifikasi)	22
III.10	Neutralizer	23
III.11	Filter Press	24
III.12	Reaktor II (Transesterifikasi).....	25
III.13	Settling Separation Tank.....	26
III.14	Vaporizer	27
III.15	Distillation Column	28
III.16	Pemurnian Gliserol	28
BAB IV NERACA ENERGI		29
IV.1	Box Tank with Screen	29
IV.2	Screen Trap.....	30
IV.3	Raw Material Oil Feed Tank	31
IV.4	Methanol Storage	31
IV.5	H ₂ SO ₄ Storage	32
IV.6	KOH Storage	32
IV.7	Mixing Catalyst Tank I (Asam).....	32
IV.8	Mixing Catalyst Tank II (Basa).....	33
IV.9	Reaktor I Esterifikasi.....	33
IV.10	Neutralizer	34
IV.11	Filter Press	35
IV.12	Reaktor Transesterifikasi	36
IV.13	Settling Separation Tank.....	38
IV.14	Vaporizer	39
IV.15	Condensor Vaporizer	40
IV.16	Cooler Biodiesel Product.....	40
IV.17	Preheater Distilasi.....	41
IV.18	Kolom Distilasi.....	42
IV.19	Condensor Distilasi.....	42
IV.20	Preheater Pemurnian Gliserol	43
IV.21	Distilasi Pemurnian Gliserol.....	43
IV.22	Condensor Pemurnian Gliserol.....	44
BAB V SPESIFIKASI ALAT.....		45
V.1	Box Tank with Screen	45
V.2	Screen Trap.....	45

V.3	Raw Material Oil Feed Tank.....	45
V.4	Methanol Storage.....	46
V.5	H ₂ SO ₄ Storage.....	46
V.6	KOH Storage.....	47
V.7	Mixing Acid Catalyst Tank.....	47
V.8	Mixing Base Catalyst Tank.....	47
V.9	Reaktor Esterifikasi.....	48
V.10	Netralizer.....	49
V.11	Filter Press.....	49
V.12	Reaktor Transesterifikasi.....	49
V.13	Separation Tank.....	50
V.14	Vaporizer.....	50
V.15	Distillation Column.....	51
V.16	Biodiesel Tank.....	51
V.17	Crude Gliserol Tank.....	51
V.18	Pompa.....	52
V.19	Preheater Distilasi.....	52
V.20	Condensor Vaporizer.....	53
BAB VI EFISIENSI DAN OPTIMASI.....		55
VI.1	Pendahuluan.....	55
VI.1.1	Latar Belakang.....	55
VI.1.2	Rumusan Masalah.....	56
VI.1.3	Tujuan.....	56
VI.1.4	Manfaat.....	56
VI.2	Kondisi Eksisting.....	56
VI.3	Efisiensi dan Optimasi Proses.....	58
VI.4	Kesimpulan.....	59
BAB VII UTILITAS.....		61
VII.1	Unit Penyediaan Air.....	61
VII.1.1	Air Sanitasi.....	61
VII.1.2	Air Umpan Boiler.....	62
VII.1.3	Air Pendingin.....	63
VII.2	Unit Penyediaan Steam.....	64
VII.3	Unit Penyediaan Listrik.....	65
VII.4	Unit Penyediaan Bahan Bakar.....	65
BAB VIII ANALISA EKONOMI.....		67

VIII.1	Harga Tanah.....	67
VIII.2	Harga Peralatan.....	67
VIII.3	Perhitungan Harga Peralatan Proses.....	68
VIII.4	Harga Peralatan dan Kebutuhan Utilitas.....	70
VIII.5	Harga Bahan Baku dan Penjualan Produk.....	71
VIII.5.1	Perhitungan Biaya Bahan Baku.....	71
VIII.5.2	Perhitungan Hasil Penjualan Produk.....	71
VIII.6	Gaji Karyawan.....	71
VIII.7	Analisa Ekonomi.....	72
VIII.7.1	Penentuan Total Capital Investment (TCI).....	73
BAB IX KESIMPULAN.....		77
DAFTAR PUSTAKA.....		xiii
LAMPIRAN		
APPENDIX A NERACA MASSA		
APPENDIX B NERACA ENERGI		
APPENDIX C SPESIFIKASI ALAT		
APPENDIX D EFISIENSI DAN OPTIMASI PROSES		
APPENDIX E ANALISA EKONOMI		
BIODATA PENULIS		

DAFTAR GAMBAR

Gambar I. 1 Daerah Lokasi Pembangunan Pabrik Biodiesel.....	8
Gambar II. 1 Proses Batch.....	12
Gambar II. 2 Sistem Plug Flow Reaction	13
Gambar II. 3 Reaksi Transesterifikasi	14
Gambar VI. 1 Diagram Alir Produksi Biodiesel.....	56
Gambar VI. 2 Proses Produksi Biodiesel Setelah Optimasi	58

DAFTAR NOTASI

No.	Notasi	Keterangan	Satuan
1.	m	massa	kg
2.	n	Mol	Mol
3.	BM	Berat Molekul	g/mol
4.	T	Suhu	°C atau °F
5.	P	Tekanan	psi atau atm
6.	Cp	Heat Capacity	kcal/kg°C
7.	ΔH_f	Enthalpy Formation	kcal/kmol
8.	ΔH_p	Enthalpy Product	kcal
9.	ΔH_r	Enthalpy Reactan	kcal
10.	H	Enthalpy	Kcal
11.	Hv	Enthalpy Vapor	kcal/kg
12.	HI	Enthalpy Liquid	kcal/kg
13.	Q	Panas	kcal
14.	ρ	Densitas	gr/cm ³
15.	η	Efisiensi	%
16.	μ	Viskositas	Cp
17.	D	Diameter	in atau ft
18.	H	Tinggi	in atau ft
19.	ts	Tebal Tangki	in
20.	th	Tebal Head	in
21.	c	Faktor Korosi	-
22.	E	Efisiensi Sambungan	-
23.	hc	Sudden Contraction	ft.lbf/lbm
24.	Ff	Friction Loss	ft.lbf/lbm
25.	ΔT	Log Mean Temperature Difference (LMTD)	K
26.	D 49 50	Inside Diameter	in
27.	ΔP	Pressure Drop	psi
28.	OD	Outside Diameter	in
29.	Uc	Clean Overall Coefficient	Btu/hr.ft ² . °F
30.	Ud	Design Overall Coefficient	-
31.	Rd	Dirt Factor	-
32.	C	Cunningham Correction Factor	-
33.	P	Daya Motor	Hp

DAFTAR TABEL

Tabel I. 1 Data Produksi, Konsumsi, dan Ekspor Biodiesel di Indonesia	2
Tabel I. 2 Data Pertumbuhan Produksi Biodiesel di Indonesia	3
Tabel I. 3 Data Pertumbuhan Konsumsi Biodiesel di Indonesia	3
Tabel I. 4 Data Pertumbuhan Ekspor Biodiesel di Indonesia	3
Tabel I. 5 Pabrik Produsen Biodiesel di Indonesia	4
Tabel I. 6 Sifat Fisika dan Kimia Metanol	6
Tabel I. 7 Sifat Fisika dan Kimia H ₂ SO ₄	6
Tabel I. 8 Sifat Fisika dan Kimia KOH	6
Tabel I. 9 Standar SNI Biodiesel	7
Tabel I. 10 Standar SNI Gliserin	7
Tabel II. 1 Seleksi Metode Proses Produksi Biodiesel	13
Tabel II. 2 Seleksi Sistem Proses Produksi Biodiesel	13
Tabel III. 1 Komposisi bahan baku yang dibutuhkan	17
Tabel III. 2 Komposisi minyak jelantah	17
Tabel III. 3 Neraca massa pada Box Tank with Screen	18
Tabel III. 4 Neraca massa pada Screen Trap	18
Tabel III. 5 Neraca Massa pada Raw Material Oil Feed Tank	19
Tabel III. 6 Neraca Massa pada Methanol Storage	20
Tabel III. 7 Neraca Massa pada H ₂ SO ₄ Storage	20
Tabel III. 8 Neraca Massa pada KOH Storage	21
Tabel III. 9 Neraca Massa pada Mixing Catalyst Tank I	21
Tabel III. 10 Neraca Massa pada Mixing Catalyst Tank II	21
Tabel III. 11 Neraca Massa pada Reaktor Esterifikasi	22
Tabel III. 12 Neraca Massa pada Neutralizer	23
Tabel III. 13 Neraca Massa pada Filter Press	24
Tabel III. 14 Neraca Massa pada Reaktor Transesterifikasi	25
Tabel III. 15 Neraca Massa pada Settling Separation Tank	26
Tabel III. 16 Neraca Massa pada Vaporizer	27
Tabel III. 17 Neraca Massa pada Distillation Column	28
Tabel III. 18 Neraca Massa Pemurnian Gliserol	28
Tabel IV. 1 Neraca Energi pada Box Tank with Screen	29
Tabel IV. 2 Neraca Energi pada Screen Trap	30
Tabel IV. 3 Neraca Energi pada Raw Material Oil Feed Tank	31
Tabel IV. 4 Neraca Energi pada Methanol Storage	32
Tabel IV. 5 Neraca Energi pada H ₂ SO ₄ Storage	32
Tabel IV. 6 Neraca Energi pada KOH Storage	32
Tabel IV. 7 Neraca Energi pada Mixing Catalyst Tank I	33
Tabel IV. 8 Neraca Energi pada Mixing Catalyst Tank II	33
Tabel IV. 9 Neraca Energi pada Reaktor Esterifikasi	34
Tabel IV. 10 Neraca Energi pada Reaktor Neutralizer	35
Tabel IV. 11 Neraca Energi Filter Press	36
Tabel IV. 12 Neraca Energi Reaktor Transesterifikasi	37
Tabel IV. 13 Neraca Energi Settling Separation Tank	38
Tabel IV. 14 Neraca Energi Vaporizer	39
Tabel IV. 15 Neraca Energi Condensor Vaporizer	40
Tabel IV. 16 Neraca Energi Cooler Biodiesel Product	40

Tabel IV. 17 Neraca Energi Preheater Distilasi	41
Tabel IV. 18 Neraca Energi Kolom Distilasi	42
Tabel IV. 19 Neraca Energi Condensor Distilasi	42
Tabel IV. 20 Neraca Energi Pemurnian Gliserol	43
Tabel IV. 21 Neraca Energi Pemurnian Gliserol	43
Tabel IV. 22 Neraca Energi Condensor Pemurnian Gliserol	44
Tabel VI. 1 Perbandingan Sebelum dan Setelah Optimasi dilakukan	59
Tabel VII. 1 Kebutuhan Steam pada Pabrik Biodiesel	62
Tabel VII. 2 Kebutuhan Steam pada Peralatan Proses	63
Tabel VII. 3 Total Daya yang dibutuhkan	65
Tabel VIII. 1 Chemical Engineering Plant Cost Index untuk All Industry	67
Tabel VIII. 2 Annual Index	68
Tabel VIII. 3 Harga Peralatan.....	69
Tabel VIII. 4 Harga Kebutuhan Utilitas	70
Tabel VIII. 5 Biaya Bahan Baku	71
Tabel VIII. 6 Harga Penjualan Produk	71
Tabel VIII. 7 Daftar Gaji Karyawan.....	72

BAB I

PENDAHULUAN

I.1 Latar Belakang

Penggunaan energi pada saat ini berasal dari energi tidak terbarukan yang berasal dari energi fosil seperti minyak bumi, batu bara, atau gas alam yang semakin berkembangnya zaman ketersediaannya terus menipis. Penggunaan bahan bakar fosil juga mengakibatkan beberapa dampak lingkungan yang buruk, seperti penipisan lapisan ozon yang mengakibatkan pemanasan global, terjadinya hujan asam karena kandungan gas sulfur dioksida dan nitrogen monoksida di dalam polusi udara, dan dampak buruk lainnya. Hal tersebut tentunya sangat merugikan bagi lingkungan dan berdampak panjang kedepannya seiring dengan permintaan bahan bakar fosil yang terus meningkat. Di Indonesia sendiri, konsumsi terhadap Bahan Bakar Minyak (BBM) terus mengalami peningkatan seiring dengan pertumbuhan penduduk dan pertumbuhan ekonomi di Indonesia. Sejak tahun 2004, jika hasil produksi minyak Indonesia di semua kilang dihitung, maka hasilnya tetap tidak dapat mencukupi kebutuhan dalam negeri. Sejak tahun 2004, Indonesia telah mengalami defisit sebesar 49.3 ribu barel/hari. Penurunan cadangan minyak disebabkan oleh dua faktor utama yaitu eksploitasi minyak selama bertahun-tahun dan minimnya eksplorasi atau survei geologi untuk menemukan cadangan minyak terbaru. Tanpa adanya penemuan cadangan minyak atau bahan bakar alternatif, kebutuhan BBM di Indonesia tidak dapat terpenuhi setidaknya sampai sekitar 30 tahun.

Penggunaan bahan bakar terbarukan yang berasal dari limbah minyak jelantah, berpotensi besar dalam menangani permintaan energi yang semakin meningkat tiap tahunnya. Penggunaan energi terbarukan ini dipandang lebih efektif dari beberapa aspek seperti ekonomi dan lingkungan, meliputi kebutuhan impor energi yang dapat dikurangi, mengatasi harga bahan bakar yang tinggi serta mengurangi dampak negatif terhadap lingkungan. Pengolahan limbah minyak jelantah menjadi energi terbarukan melalui berbagai proses yang diolah menjadi biodiesel yang dapat digunakan menjadi bahan bakar kendaraan bermotor. Salah satu bahan biofuel yang dapat dimanfaatkan adalah minyak nabati karena sumber daya tersebut dapat diperbaharui dan tersedia dengan jumlah yang banyak. Penggunaan minyak nabati murni dinilai tidak efektif karena akan menghasilkan biodiesel dengan nilai jual yang relatif tinggi, sehingga diperlukan bahan baku yang memerlukan biaya relatif rendah tetapi tetap menghasilkan biodiesel yang berkualitas sama dengan bahan minyak nabati murni.

Salah satu limbah rumah tangga yang banyak dibuang tanpa dimanfaatkan atau diolah kembali adalah minyak jelantah yang didapatkan dari minyak sisa penggorengan. Limbah minyak jelantah jika dibuang begitu saja tanpa dimanfaatkan kembali, tentunya akan berdampak buruk terhadap lingkungan, seperti pencemaran ekosistem perairan, dan penyumbatan saluran air karena akan terjadi pengendapan minyak serta zat pengotor di dalamnya. Sehingga untuk mencegah permasalahan tersebut, limbah minyak jelantah dapat dimanfaatkan sebagai bahan baku pembuatan biodiesel ramah lingkungan yang dapat menurunkan biaya produksi hingga 70%.

I.2 Kapasitas Produksi

Pabrik Biodiesel dari minyak jelantah direncanakan akan berdiri pada tahun 2025. Berdasarkan data dari Oktaviani et al. (2021), kebutuhan produksi biodiesel dalam negeri kedepannya dapat ditentukan dengan mengolah data konsumsi dalam negeri, produksi, dan ekspor sebagai berikut.

Tabel I. 1 Data Produksi, Konsumsi, dan Ekspor Biodiesel di Indonesia

Tahun	Konsumsi (kL)	Produksi (kL)	Ekspor (kL)
2013	1.048.000	2.805.000	1.757.000
2014	1.844.663	3.961.081	1.629.262
2015	915.460	1.652.801	328.573
2016	3.008.474	3.656.359	476.937
2017	2.571.569	3.416.417	187.349

Berdasarkan data pada **Tabel I. 1** dapat terlihat bahwa nilai konsumsi dan produksi biodiesel di Indonesia setiap tahunnya cukup tinggi. Hal ini dapat menunjukkan bahwa Indonesia masih membutuhkan biodiesel dalam jumlah yang banyak.

Kapasitas produksi dihitung dengan menggunakan rumus berikut.

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

Dimana:

F : jumlah produk di tahun terakhir

P : jumlah produk di tahun pertama

i : pertumbuhan rata-rata pertahun

n : selisih tahun yang akan diperhitungkan

Berdasarkan data dari **Tabel I. 1**, berikut adalah pertumbuhan rata-rata produksi biodiesel di Indonesia pada tahun 2013-2017.

Tabel I. 2 Data Pertumbuhan Produksi Biodiesel di Indonesia

Tahun	Produksi (kL)	Pertumbuhan (%)
2013	2.805.000	-
2014	3.961.081	0,412150089
2015	1.652.801	-0,582739914
2016	3.656.359	1,212219741
2017	3.416.417	-0,065623206
Rata-rata		0,244001678

Dari data pada **Tabel I. 2**, didapatkan rata-rata pertumbuhan produksi biodiesel di Indonesia adalah sebesar 0,244001678. Sehingga kebutuhan produksi biodiesel pada tahun 2025 dapat dihitung dengan persamaan berikut.

$$\begin{aligned} F_{\text{produksi 2025}} &= 3.416.417 \times (1 + 0,244001678)^{2025-2017} \\ &= 3.416.417 \times (1 + 0,244001678)^8 \\ &= 19.594.699 \text{ kL/tahun} \end{aligned}$$

Berikut adalah data pertumbuhan konsumsi biodiesel di Indonesia pada tahun 2013-2017:

Tabel I. 3 Data Pertumbuhan Konsumsi Biodiesel di Indonesia

Tahun	Konsumsi dalam Negeri (kL)	Pertumbuhan (%)
2013	1.048.000	-
2014	1.844.663	0,760175
2015	915.460	-0,50373
2016	3.008.474	2,286298
2017	2.571.569	-0,14522
Rata-rata		0,599381

Dari data pada **Tabel I. 3** di atas, didapatkan rata-rata pertumbuhan konsumsi biodiesel dalam negeri sebesar 0,599381. Banyaknya konsumsi biodiesel di Indonesia pada tahun 2025 dapat dihitung dengan persamaan berikut.

$$\begin{aligned} F_{\text{konsumsi 2025}} &= 2.571.569 \times (1 + 0,599381)^{2025-2017} \\ &= 2.571.569 \times (1 + 0,599381)^8 \\ &= 110.106.447 \text{ kL/tahun} \end{aligned}$$

Berikut adalah data pertumbuhan ekspor biodiesel di Indonesia pada tahun 2013-2017.

Tabel I. 4 Data Pertumbuhan Ekspor Biodiesel di Indonesia

Tahun	Ekspor (kL)	Pertumbuhan (%)
2013	1.757.000	-
2014	1.629.262	-0,0727
2015	328.573	-0,79833
2016	476.937	0,45154
2017	187.349	-0,60718
Rata-rata		-0,25667

Berdasarkan data pada **Tabel I. 4**, diketahui rata-rata pertumbuhan ekspor biodiesel di Indonesia adalah -0,25667. Pada tahun 2025 mendatang, kebutuhan ekspor biodiesel di Indonesia dapat dihitung dengan persamaan berikut.

$$\begin{aligned} F_{\text{ekspor 2025}} &= 187.349 \times (1 - 0,25667)^{2025-2017} \\ &= 187.349 \times (1 - 0,25667)^8 \\ &= 17.463 \text{ kL/tahun} \end{aligned}$$

Berdasarkan semua data yang telah disebutkan di atas, dapat diketahui kebutuhan produksi biodiesel di Indonesia pada tahun 2025 mendatang dengan persamaan berikut.

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan produksi 2025} &= F_{\text{ekspor 2025}} + F_{\text{konsumsi 2025}} - F_{\text{produksi 2025}} \\ &= 17.463 + 110.106.447 - 19.594.699 \\ &= 90.529.211 \text{ kL/tahun} \end{aligned}$$

Untuk menentukan kapasitas produksi pabrik, perlu diketahui kapasitas produksi pabrik pengolahan biodiesel secara keseluruhan di Indonesia. Data kapasitas produksi yang telah ada akan menjadi pertimbangan penentuan kapasitas produksi pabrik biodiesel yang direncanakan. Pada **Tabel I. 5** tercantum beberapa pabrik biodiesel di Indonesia sebagai berikut.

Tabel I. 5 Pabrik Produsen Biodiesel di Indonesia

Pabrik	Kapasitas Produksi (kL/tahun)	Lokasi
PT. Batara Elok Semesta Terpadu	273.274	Gresik, Jawa Timur
PT. Bayas Biofuels	349.180	Indragiri Hilir, Riau
PT. Cemerlang Energi Perkasa	483.263	Jakarta
PT. Ciliandra Perkasa	259.882	Kampar, Riau
PT. Dabi Biofuels	173.974	Riau
PT. Darmex Biofuels	116.517	Riau dan Kaliimantan
PT. Energi Unggul Persada	318.953	Pontianak, Kalimantan Barat
PT. Intibenua Perkasatama	287.944	Dumai, Riau
PT. Kutai Refinery Nusantara	398.979	Balikpapan, Kalimantan Timur
PT. LDC Indonesia	386.610	Balikpapan, Kalimantan Timur
PT. Multi Nabati Sulawesi	392.996	Banggai, Sulawesi Tengah
PT. Multimas Nabati Asahan	550.000	Batubara, Sumatera Utara
PT. Musim Mas Medan	400.000	Medan

PT. Musim Mas Batam	780.000	Batam
PT. Pelita Agung Agriindustri	457.833	Bengkalis, Riau
PT. Permata Hijau Palm Oleo	396.793	Kota Medan, Sumatera Utara
PT. Sinarmas Bio Energy	364.700	Kalimantan Selatan
PT. SMART Tbk	352.782	Kalimantan Selatan
PT. Sukajadi Sawit Mekar	261.767	Kotawaringin, Kalimantan Tengah
PT. Tunas Baru Lampung Tbk	342.311	Lampung
PT. Wilmar Bioenergi Indonesia	1.324.226	Dumai, Riau
PT. Wilmar Nabati Indonesia	1.375.486	Gresik, Jawa Timur

Dari data produksi pabrik biodiesel di Indonesia pada tahun 2020 dihasilkan kapasitas produksi biodiesel sebesar 10.047.470 kL/tahun, dengan adanya prediksi kebutuhan produksi biodiesel di Indonesia pada tahun 2025 yang mencapai 90.529.211 kL/tahun, sehingga total produksi yang belum terpenuhi sebesar 80.481.741 kL/tahun, berdasarkan data kebutuhan pasar tersebut, pabrik biodiesel dari minyak jelantah ini direncanakan akan memenuhi setidaknya sekitar 1,5% dari kebutuhan produksi tersebut. Sehingga kapasitas produksi pabrik biodiesel ini adalah sebagai berikut.

$$\begin{aligned}
 \text{Kapasitas produksi} &= 1,5\% \times \text{kebutuhan produksi tahun 2025} \\
 &= 1,5\% \times 90.529.211 \text{ kL/tahun} \\
 &= 1.357.938 \text{ kL/tahun}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan tersebut, kapasitas pabrik yang direncanakan adalah 1.300.000 kL/tahun.

I.3 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

I.3.1 Bahan Baku Utama

a. Minyak Jelantah

Bahan baku utama yang digunakan dalam produksi biodiesel ini adalah minyak jelantah dengan spesifikasi sebagai berikut.

$$\begin{aligned}
 \text{Kadar asam lemak bebas} &= 0,488 \% \\
 \text{Bilangan asam} &= 1,067 \text{ mg KOH/g} \\
 \text{Bilangan peroksida} &= 4,963 \text{ mg O}_2\text{/100 g} \\
 \text{Kadar air} &= 0,777 \% \text{ b/b}
 \end{aligned}$$

b. Metanol (CH₃OH)

Bahan baku utama yang lain adalah metanol, yang digunakan dalam proses reaksi esterifikasi dan transesterifikasi di dalam reaktor untuk menghasilkan gliserol dan biodiesel (metil ester). Metanol memiliki sifat fisika dan kimia sebagai berikut.

Tabel I. 6 Sifat Fisika dan Kimia Metanol

Titik leleh	-97,8°C
Titik didih	64,7°C
Critical temperature	240°C
critical pressure	79547 hPa
titik nyala	9,7°C
Vapor pressure	128 hPa
Vapor pressure at 50°C	552 hPa
Relative density	0,79-0,8 (20°C)

I.3.2 Bahan Baku Pendukung

1. Asam Sulfat (H₂SO₄)

Dalam proses produksi biodiesel, dibutuhkan bahan baku pendukung sebagai katalis dalam proses reaksi pembentukan biodiesel. Salah satunya adalah asam sulfat (H₂SO₄) sebagai katalis asam yang dibutuhkan dalam reaksi esterifikasi. Berikut adalah sifat fisika dan kimia dari asam sulfat.

Tabel I. 7 Sifat Fisika dan Kimia H₂SO₄

Titik leleh	10°C
Titik didih	288°C
Vapour pressure	< 1 hPa (20°C)
Density	1840 kg/m ³

2. Kalium Hidroksida (KOH)

Selain menggunakan katalis asam, proses produksi biodiesel membutuhkan katalis basa untuk membantu reaksi transesterifikasi. Katalis basa yang digunakan adalah kalium hidroksida (KOH) dengan sifat fisika dan kimia sebagai berikut.

Tabel I. 8 Sifat Fisika dan Kimia KOH

Titik leleh	360°C
Titik didih	1320°C
pH	13,5
Berat Molekul	56,1

I.3.3 Produk

1. Biodiesel

Dalam perancangan pabrik biodiesel, diharapkan produk utama berupa biodiesel ini dapat sesuai dengan standar yang ditetapkan dalam SNI 7182:2015 sebagai berikut.

Tabel I. 9 Standar SNI Biodiesel

No.	Parameter Uji	Satuan	Standar Biodiesel
1.	Massa jenis (pada 40°C)	kg/m ³	850-890
2.	Viskositas kinematic pada 40	cSt	2,4-6,0
3.	Angka setana	min	51
4.	Titik nyala (mangkok tertutup)	°C, min	100
5.	Titik kabut	°C, maks	18
6.	Korosi lempeng tembaga (3 jam pada 50)		Nomor 1
7.	Residu karbon		
	- Dalam per contoh asli, atau - Dalam 10% ampas distilasi	% massa, maks	0,05 0,30
8.	Air dan sedimen	%-volume, maks	0,05
9.	Temperature distilasi 90%	°C, maks	360
10.	Abu tersulfatkan	% massa, maks	0,02
11.	Belerang	Mg/kg, najis	50
12.	Fosfor	Mg/kg, maks	4
13.	Angka asam	Mg-KOH/g, maks	0,5
14.	Gliserol bebas	% massa, maks	0,02
15.	Gliserol total	% massa, maks	0,24
16.	Kadar ester metil	% massa, min	96,5
17.	Angka Iodium	% massa (g-11/100g), maks	115
18.	Kestabilan oksidasi		
	Periode induksi metode rancimat atau Periode induksi metode petro oksidasi	menit	480 36
19.	Monogliserida	%-massa, maks	0,8

2. Glycerin

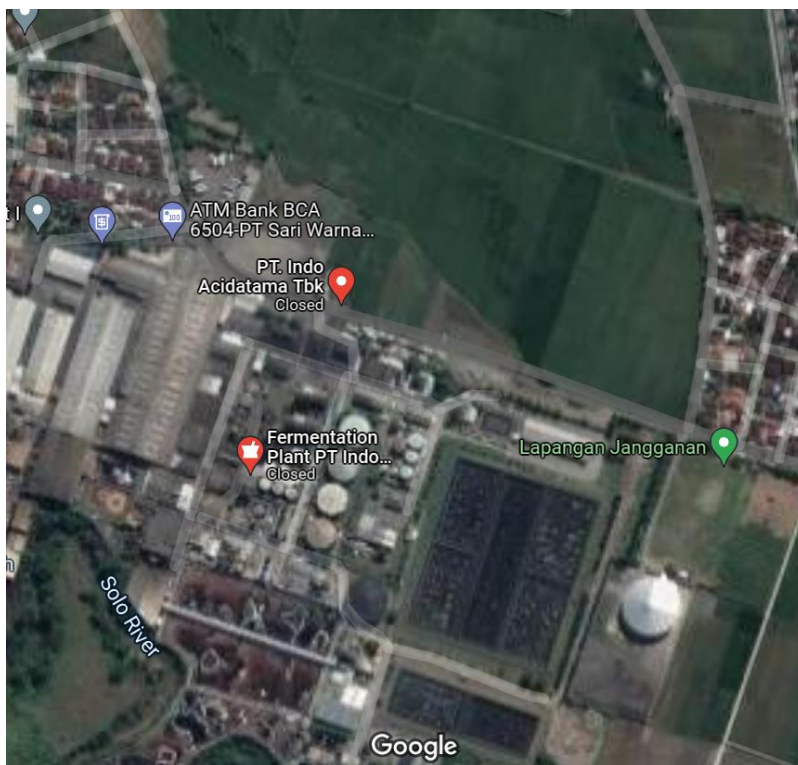
Selain biodiesel sebagai produk utama dari produksi pabrik biodiesel, terdapat produk samping lain yang dihasilkan yaitu gliserin. Gliserin memiliki standar yang sesuai dengan SNI 06-1564-1995 sebagai berikut.

Tabel I. 10 Standar SNI Gliserin

No.	Parameter Uji	Standar
1.	Kadar air (%)	Maks. 10
2.	Kadar abu (%)	Maks. 10
3.	Massa jenis (g/mL)	1,267
4.	Keberadaan gula	-
5.	Kadar logam K (ppm)	-
6.	Kadar gliserol (%)	Min. 80

I.4 Penentuan Lokasi Pabrik

Dalam pendirian suatu pabrik, perlu diperhatikan mengenai letak geografis dimana suatu pabrik tersebut akan didirikan dengan memperhatikan faktor utama dan faktor pendukung. Pendirian pabrik Biodiesel ini akan direncanakan dibangun di kabupaten Karanganyar, Jawa Tengah. Dipilihnya lokasi pendirian pabrik biodiesel tersebut salah satu pertimbangannya adalah kemudahan distribusi biodiesel ke wilayah industri yang banyak terdapat di kabupaten Karanganyar, Jawa Tengah. Diharapkan dengan dipilihnya lokasi pabrik biodiesel di kabupaten Karanganyar, Jawa Tengah, dapat memenuhi kebutuhan bahan bakar terbarukan yaitu biodiesel di Indonesia.



Gambar I. 1 Daerah Lokasi Pembangunan Pabrik Biodiesel

I.4.1 Faktor Utama

Pertimbangan dalam penentuan lokasi pabrik, didasarkan pada faktor utama, faktor ini perlu diperhatikan agar perencanaan pembangunan suatu pabrik dapat beroperasi dengan baik. Pada perencanaan penentuan lokasi pabrik biodiesel, perlu diperhatikan faktor-faktor sebagai berikut:

1. Sumber Bahan Baku

Keberadaan bahan baku merupakan aspek utama dalam penentuan lokasi pabrik, kemudahan mendapatkan bahan baku, sistem pengangkutan bahan baku perlu diperhatikan agar

proses produksi yang akan dilakukan dapat berjalan dengan baik tanpa terkendala pemasokan bahan baku. Kabupaten Karanganyar merupakan daerah yang dekat dengan pasokan bahan baku yaitu minyak jelantah, minyak jelantah banyak didapatkan dari industri makanan seperti restoran, atau pengepul minyak jelantah daerah setempat, selain itu kabupaten Karanganyar dekat dengan perkotaan dimana banyak terdapat limbah minyak jelantah. Bahan baku lainnya adalah metanol (CH_3OH) dapat dipasok dari PT. Indo Acidatama Tbk. Kabupaten Karanganyar, Jawa Tengah yang berdekatan dengan dari lokasi pabrik. Sedangkan bahan pendukung kalium hidroksida (KOH) dan asam sulfat (H_2SO_4) dapat dipasok dari PT. Mulia Agung Chemindo yang berlokasi di kecamatan Cikarang, Bekasi, Jawa Barat yang dapat ditempuh dengan jalur darat berjarak ± 506 km.

2. Pemasaran Produk

Pemilihan lokasi pabrik berdasarkan dekat dengan pasar bertujuan untuk memudahkan dalam proses penjualan sehingga biaya distribusi dapat diminimalisir. Salah satu target pasar biodiesel adalah industri dan komersil, banyaknya industri yang berlokasi di Kawasan Karanganyar, dapat menjadi sasaran target penjualan biodiesel. Selain itu, biodiesel juga dapat didistribusikan untuk sektor transportasi serta pembangkit listrik dimana sektor tersebut juga banyak beroperasi di Jawa Timur dan Jawa Tengah.

3. Fasilitas Transportasi

Fasilitas transportasi juga perlu diperhatikan dalam pemilihan lokasi pabrik, hal ini bertujuan untuk memudahkan dalam proses distribusi biodiesel. Kabupaten Karanganyar yang termasuk salah satu sektor industri di Jawa Tengah tentunya memiliki akses transportasi yang telah memadai untuk proses pendistribusian biodiesel. Akses transportasi darat dapat dijangkau karena lokasi pabrik berdekatan dengan jalan tol Salatiga-Kertosono yang menghubungkan kota-kota besar di Jawa Tengah.

4. Keberadaan Infrastruktur

Infrastruktur dalam perencanaan lokasi pabrik meliputi jalan dan utilitas sebagai keperluan proses produksi. Ketersediaan sumber air dan pembangkit listrik merupakan sarana vital dalam pembangunan. Kawasan industri kabupaten Karanganyar, dapat disuplai oleh Perusahaan Daerah Air Bersih (PDAB) Jawa Tengah atau sumber air dari sungai Bengawan Solo sebagai sumber utama penyediaan air untuk utilitas. Kebutuhan sumber energi listrik juga dapat dipenuhi dari Pembangkit Listrik Negara (PLN) dan sebagai cadangan dapat digunakan generator pembangkit listrik.

5. Tenaga Kerja

Aspek tenaga kerja merupakan faktor utama dalam perencanaan pembangunan suatu industri. Ketersediaan tenaga kerja yang berkompeten dalam melakukan proses produksi dan perencanaan, diperlukan untuk menjalankan proses bisnis perusahaan, meliputi operator produksi, manajemen produksi, dan lain sebagainya. Pemilihan lokasi pembangunan pabrik di kabupaten Karanganyar, beralasan karena letak geografis kabupaten Karanganyar yang menghubungkan beberapa kota besar di Jawa Tengah, hal tersebut akan memudahkan dalam penyerapan tenaga kerja yang dapat berasal dari daerah setempat atau dari luar daerah.

I.4.2 Faktor Pendukung

Faktor-faktor yang mendukung pendirian pabrik biodiesel di Kawasan Industri Karanganyar adalah sebagai berikut.

a. Perijinan dan Kebijakan Pemerintah

Perolehan perijinan pembangunan pabrik, disesuaikan dengan kebijakan daerah setempat. Pemilihan pembangunan pabrik di kawasan industri Karanganyar lebih mudah memperoleh perijinan pendirian pabrik sesuai dengan regulitas yang ada.

b. Perluasan Pabrik

Perluasan pabrik dapat direncanakan dalam kurun waktu 10 hingga 20 tahun kedepan karena terdapat penambahan peralatan untuk meningkatkan produktifitas sehingga membutuhkan lahan. Kawasan industri Karanganyar memiliki lahan yang cukup luas untuk perencanaan perluasan pabrik biodiesel, sehingga permasalahan lahan bukan menjadi permasalahan yang kompleks jika terdapat perluasan pabrik.

c. Korosifitas

Kawasan industri Karanganyar terletak di daerah sekitar pemukiman penduduk dan cukup jauh dari daerah pantai, sehingga faktor korosifitas tidak berpengaruh besar.

BAB II

MACAM DAN URAIAN PROSES

II.1 Macam Proses

Seleksi proses perlu dilakukan untuk menentukan proses apa yang akan diterapkan dalam produksinya. Pemilihan proses dilakukan untuk mengoptimalkan proses produksi yang berjalan serta proses produksi dapat berjalan secara efisien dengan mempertimbangan beberapa aspek pendukungnya. Dalam proses produksi biodiesel, terdapat beberapa pilihan proses yang dapat digunakan. Secara umum, proses produksi biodiesel biasanya menggunakan proses reaksi esterifikasi dan reaksi transesterifikasi. Namun, selain itu juga terdapat beberapa proses lainnya, seperti mikroemulsi dan pirolisis. Menurut Gerpen et al., (2004) terdapat beberapa sistem proses produksi biodiesel yang dapat dilakukan seperti *batch process* dan *continuous process*.

II.1.1 Proses Produksi Biodiesel

a. Mikroemulsi

Metode mikroemulsi adalah salah satu cara yang dapat dilakukan untuk menurunkan viskositas minyak nabati. Metode ini dilakukan dengan cara melarutkan minyak nabati ke dalam larutan methanol, ethanol, atau 1-butanol. Namun metode ini dapat menaikkan volatilitas dan menurunkan titik nyala, dikarenakan alcohol yang digunakan sebagai pengemulsi cukup besar.

b. Pyrolisis

Metode pirolisis adalah suatu proses dekomposisi minyak nabati secara termal atau dapat juga menggunakan bantuan katalis untuk memutuskan rantai hidrokarbon. Katalis yang biasa digunakan yaitu SiO_2 atau Al_2O_3 pada suhu 450°C . Setelah itu produk yang dihasilkan akan difraksionasi untuk menghasilkan biodiesel dan biogasoline. Kelebihan biodiesel yang dihasilkan dari metode pirolisis adalah adanya kemiripan dengan struktur bahan bakar diesel minyak bumi, namun memiliki kelemahan yaitu proses yang terjadi tidak boleh terdapat oksigen agar bahan bakar yang dihasilkan tidak teroksidasi sehingga peralatan yang digunakan pun relatif mahal.

c. Esterifikasi-Transesterifikasi

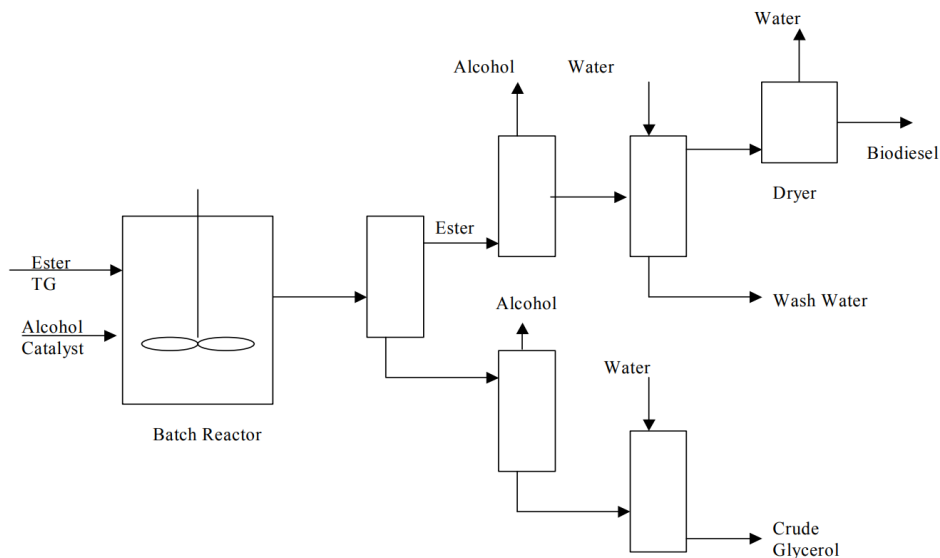
Reaksi esterifikasi adalah reaksi yang terjadi antara asam lemak bebas dengan methanol yang akan menghasilkan alkil ester dan air. Reaksi esterifikasi merupakan tahap pertama dalam proses pembuatan biodiesel, yaitu penurunan kadar FFA. Setelah

itu dilanjutkan dengan reaksi transesterifikasi yang merupakan reaksi utama dalam proses produksi biodiesel.

II.1.2 Sistem Proses Produksi

a. Batch Process

Metode paling sederhana dalam produksi biodiesel adalah dengan proses *batch*, menggunakan reaktor berpengaduk. Rasio antara alkohol dan trigliserida yang digunakan adalah berkisar antara 4:1 hingga 20:1 (mol:mol), namun rasio yang seringkali digunakan adalah 6:1. Suhu operasi yang digunakan mulai dari 25°C hingga 85°C, suhu yang sering digunakan pada umumnya adalah sekitar 65°C. Katalis yang digunakan adalah sodium hidroksida dengan potassium hidroksida dengan range antara 0,3% sampai 1,5%. Temperatur dan rasio *alcohol:oil* yang lebih tinggi dapat meningkatkan persen produk yang dihasilkan. Lamanya waktu yang digunakan dalam reaksi berkisar antara 20 menit hingga lebih dari 1 jam. proses *batch* membutuhkan volume reaktor yang lebih besar dan investasi yang lebih tinggi, proses *batch* kurang efisien karena antara *start-up* dan *shut-down* tidak terpisahkan, kualitas produk bervariasi dari *batch* ke *batch* dan biaya buruh lebih tinggi

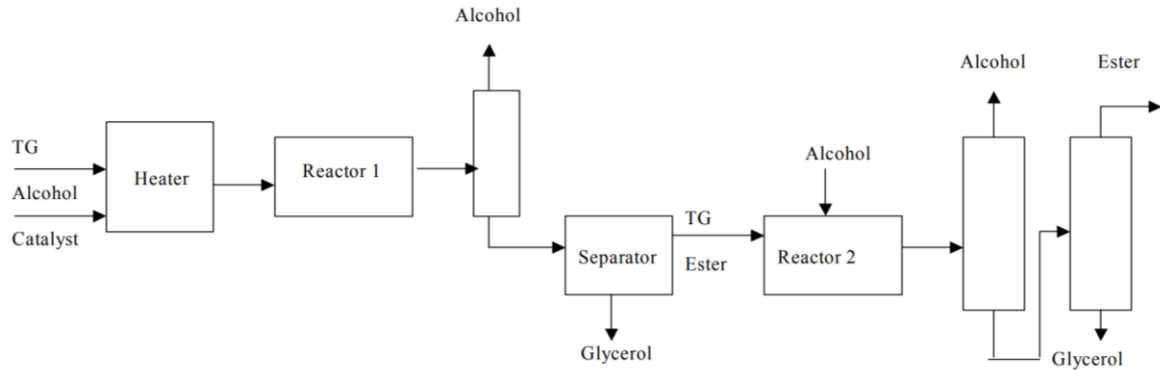


Gambar II. 1 Proses Batch

b. Continuous Process

Proses kontinyu biasanya menggunakan *continuous stirred tank reactors* (CSTRs). CSTRs dapat bervariasi dalam volume untuk waktu tinggal yang lebih lama di dalam CSTR 1 sehingga akan mencapai tingkat reaksi yang lebih besar. Setelah gliserol dipisahkan, reaksi di dalam CSTR 2 akan lebih cepat, dengan tingkat kemurnian mencapai 98%. Reaksi pencampuran pada reaktor ini terjadi di dalam *continuous plug*

atau biasa disebut dengan *plug-flow reactor* (PFR), dengan pengadukan melalui arah aksial. Sistem kontinyu ini membutuhkan waktu tinggal yang lebih sedikit, yaitu sekitar 6-10 menit. Reaktor ini dapat beroperasi pada temperatur dan tekanan yang lebih tinggi untuk meningkatkan kecepatan reaksi.



Gambar II. 2 Sistem *Plug Flow Reaction*

II.2 Seleksi Proses

Tabel II. 1 Seleksi Metode Proses Produksi Biodiesel

Parameter	Macam Metode Proses Produksi Biodiesel		
	Microemulsification	Pyrolysis	Esterifikasi – Transesterifikasi
Bahan baku	Minyak kedelai, methanol, 2-oktanol, dan cetane improver	Minyak nabati, minyak bumi	Asam lemak dan trigliserida
Suhu operasi	30°C	500°C	60 – 70 °C
Tekanan operasi	1 atm	1 atm	1 atm
Waktu reaksi	40 menit	30 menit	32 – 60 menit
Katalis	Tween 80, oleique, plural, cremophor, RH40, labrasol	SiO ₂ , Al ₂ O ₃	H ₂ SO ₄ , NaOH, KOH
Kemurnian	95%	50% arang, 30% syngas, 20% minyak mentah	95 – 99,5 %

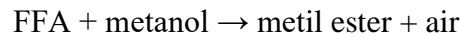
Tabel II. 2 Seleksi Sistem Proses Produksi Biodiesel

Parameter	Macam Proses	
	Batch Process	Continuous Process
Suhu Operasi	65°C	60°C
Tekanan Operasi	1 atm	1 atm
Waktu	20 menit – 1 jam	6 – 10 menit
Kemurnian	85 – 94 %	98%

II.3 Uraian Proses Terpilih

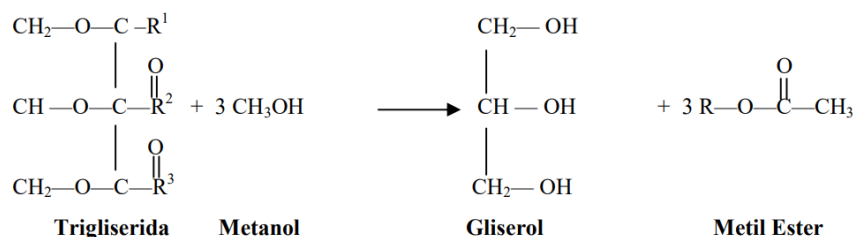
II.3.1 Reaksi Esterifikasi – Transesterifikasi

Reaksi esterifikasi adalah suatu reaksi antara asam karboksilat dan alkohol membentuk ester. Reaksi esterifikasi mengkonversi asam lemak bebas yang terkandung di dalam trigliserida menjadi metil ester. Namun, membentuk campuran metil ester dan trigliserida.



Reaksi esterifikasi berkatalis asam berjalan lebih lambat, namun metode ini lebih sesuai untuk minyak atau lemak yang memiliki kandungan asam lemak bebas relatif tinggi. Karena, dari bentuk reaksi di atas, FFA yang terkandung di dalam trigliserida akan bereaksi dengan methanol membentuk metil ester dan air. Jadi, semakin berkurang FFA, methanol akan bereaksi dengan trigliserida membentuk metil ester. Penelitian sebelumnya menunjukkan bahwa esterifikasi berkatalis asam dapat digunakan pada bahan baku minyak bermutu rendah atau memiliki kandungan asam lemak bebas tinggi. Sehingga metode ini lebih sesuai untuk CPO Offgrade. Laju reaksi esterifikasi sangat dipengaruhi oleh struktur molekul reaktan dan radikal yang terbentuk dalam senyawa antara. Data tentang laju reaksi serta mekanismenya disusun berdasarkan karakter kinetiknya, sedangkan data tentang perkembangan reaksi dinyatakan sebagai konstanta kesetimbangan (Arita dkk., 2008).

Reaksi transesterifikasi secara umum merupakan reaksi alkohol dengan trigliserida menghasilkan methyl ester dan gliserol dengan bantuan katalis basa. Alkohol yang umumnya digunakan adalah methanol dan ethanol. Reaksi ini cenderung lebih cepat membentuk metil ester dari pada reaksi esterifikasi yang menggunakan katalis asam. Namun, bahan baku yang akan digunakan pada reaksi transesterifikasi harus memiliki asam lemak bebas yang kecil (< 2 %) untuk menghindari pembentukan sabun (Arita dkk., 2008).



Gambar II. 3 Reaksi Transesterifikasi

II.3.1 Reaksi Esterifikasi – Transesterifikasi

Jenis lain dari proses *batch* adalah penggunaan *continuous stirred tank reactors* (CSTRs). Volume CSTR dapat bervariasi untuk memungkinkan waktu tinggal yang lebih lama di CSTR 1 agar mencapai tingkat reaksi yang lebih besar. Pada proses ini seringkali akan

menghasilkan produk dengan kemurnian hingga 98%. Elemen penting dalam desain CSTR adalah input pencampuran yang cukup untuk memastikan bahwa komposisi di seluruh reaktor pada dasarnya adalah konstan. Hal ini memiliki efek meningkatkan dispersi produk gliserol dalam fase ester. Hasilnya adalah waktu yang dibutuhkan dalam pemisahan fase tersebut akan lebih lama. Ada beberapa proses yang menggunakan pencampuran intens, baik dari pompa atau *motionless mixers*, untuk memulai reaksi esterifikasi. Campuran reaksi bergerak melalui jenis reaktor ini dalam plug kontinu, dengan sedikit pencampuran secara aksial. Jenis reaktor ini, yang disebut reaktor *plug-flow* (PFR), seolah-olah adalah serangkaian CSTR kecil yang saling dihubungkan. Hasilnya adalah sistem kontinu yang membutuhkan waktu tinggal yang lebih singkat, sesingkat 6 hingga 10 menit, untuk menyelesaikan reaksi. Seringkali reaktor jenis ini dioperasikan pada suhu dan tekanan tinggi untuk meningkatkan laju reaksi (Gerpen dkk., 2004).

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB III

NERACA MASSA

Kapasitas produksi = 1,137,500,000 kg/tahun
 = 3,791,666.67 kg/hari

Waktu operasi = 300 hari/tahun
 = 24 jam/hari

Basis = 1 jam

Untuk memenuhi kapasitas produksi biodiesel tersebut, dibutuhkan bahan baku berupa minyak jelantah, methanol, H₂SO₄, dan KOH dengan komposisi masing-masing sebagai berikut.

Tabel III. 1 Komposisi bahan baku yang dibutuhkan

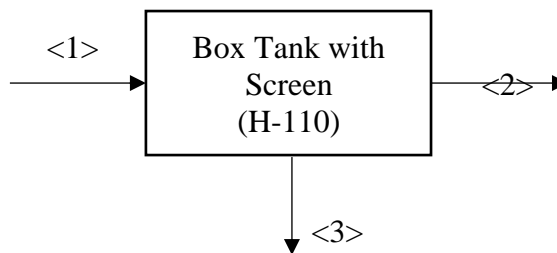
Kandungan	Komposisi (% Berat)	Bahan Baku (kg/jam)
Minyak jelantah	0.835	163379.45
Metanol	0.14	27858.41
KOH	0.01	2774.20
H ₂ SO ₄	0.01	1719.85
Total	1.00	195731.92

Bahan baku minyak jelantah yang dibutuhkan sebesar 163379.45 kg/jam dengan komposisi sebagai berikut.

Tabel III. 2 Komposisi minyak jelantah

Komponen	Komposisi (% Berat)
Trigliserida	0,923
FFA	0,055
Air	0,002
Impurities	0,02

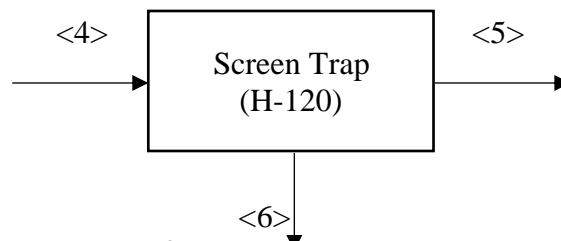
III.1 Box Tank with Screen



Tabel III. 3 Neraca massa pada *Box Tank with Screen*

Komponen Masuk	Massa (kg)	Komponen Keluar	Massa (kg)
Aliran <1>		Aliran <2>	
Trigliserida		Trigliserida	
Tri Laurat gliserida	301,598	Tri Laurat gliserida	301,598
Tri palmitat gliserida	71629,636	Tri palmitat gliserida	71629,636
Tri miristat gliserida	1809,591	Tri miristat gliserida	1809,591
Tri stearat gliserida	6785,966	Tri stearat gliserida	6785,966
Tri oleat gliserida	55192,520	Tri oleat gliserida	55192,520
Tri linoleat gliserida	15079,923	Tri linoleat gliserida	15079,923
FFA		FFA	
Asam Laurat	17,972	Asam Laurat	17,972
Asam Miristat	4268,288	Asam Miristat	4268,288
Asam Palmitat	107,830	Asam Palmitat	107,830
Asam Stearat	404,364	Asam Stearat	404,364
Asam Oleat	3288,828	Asam Oleat	3288,828
Asam Linoleat	898,587	Asam Linoleat	898,587
Air	326,759	Air	326,759
Kotoran	3267,589	Kotoran	1633,795
		Aliran <3>	
		Kotoran	1633,795
Total	163379,452	Total	163379,452

III.2 Screen Trap

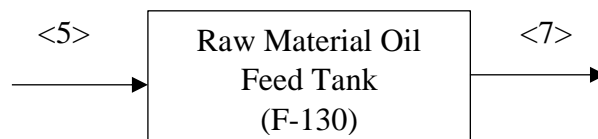


Tabel III. 4 Neraca massa pada *Screen Trap*

Komponen Masuk	Massa(kg)	Komponen Keluar	Massa (kg)
Aliran <4>		Aliran <5>	
Trigliserida		Trigliserida	
Tri Laurat gliserida	301,598	Tri Laurat gliserida	301,598

Tri palmitat gliserida	71629,636	Tri palmitat gliserida	71629,636
Tri miristat gliserida	1809,591	Tri miristat gliserida	1809,591
Tri stearat gliserida	6785,966	Tri stearat gliserida	6785,966
Tri oleat gliserida	55192,520	Tri oleat gliserida	55192,520
Tri linoleat gliserida	15079,923	Tri linoleat gliserida	15079,923
FFA		FFA	
Asam Laurat	17,972	Asam Laurat	17,972
Asam Miristat	4268,288	Asam Miristat	4268,288
Asam Palmitat	107,830	Asam Palmitat	107,830
Asam Stearat	404,364	Asam Stearat	404,364
Asam Oleat	3288,828	Asam Oleat	3288,828
Asam Linoleat	898,587	Asam Linoleat	898,587
Air	326,759	Air	326,759
Kotoran	1633,795	Aliran <6>	
		Kotoran	1633,795
Total	160111,863	160111,863	

III.3 Raw Material Oil Feed Tank

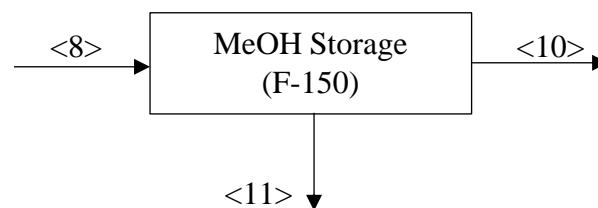


Tabel III. 5 Neraca Massa pada *Raw Material Oil Feed Tank*

Komponen Masuk	Massa (kg)	Komponen Keluar	Massa (kg)
Aliran <5>		Aliran <7>	
Trigliserida		Trigliserida	
Tri Laurat gliserida	301,5984677	Tri Laurat gliserida	301,5984677
Tri palmitat gliserida	71629,63609	Tri palmitat gliserida	71629,63609
Tri miristat gliserida	1809,590806	Tri miristat gliserida	1809,590806
Tri stearat gliserida	6785,965524	Tri stearat gliserida	6785,965524
Tri oleat gliserida	55192,51959	Tri oleat gliserida	55192,51959
Tri linoleat gliserida	15079,92339	Tri linoleat gliserida	15079,92339

FFA		FFA	
Asam Laurat	17,97173968	Asam Laurat	17,97173968
Asam Miristat	4268,288174	Asam Miristat	4268,288174
Asam Palmitat	107,8304381	Asam Palmitat	107,8304381
Asam Stearat	404,3641428	Asam Stearat	404,3641428
Asam Oleat	3288,828362	Asam Oleat	3288,828362
Asam Linoleat	898,586984	Asam Linoleat	898,586984
Air	326,7589033	Air	326,7589033
Total	160111,863	Total	160111,863

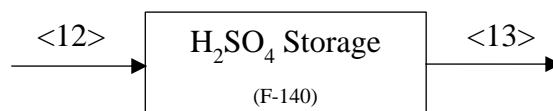
III.4 Methanol Storage



Tabel III. 6 Neraca Massa pada Methanol Storage

Komponen Masuk	Massa (kg)	Komponen Keluar	Massa (kg)
Aliran <8>		Aliran <10>	
Metanol	55716,83	Metanol	27858,41
		Aliran <11>	
		Metanol	27858,41325
Total	55716,83	Total	55716,83

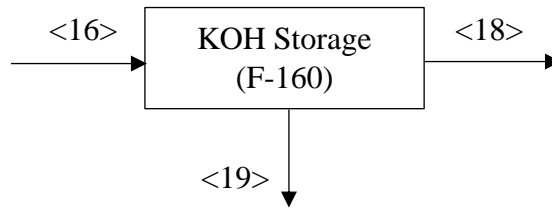
III.5 H₂SO₄ Storage



Tabel III. 7 Neraca Massa pada H₂SO₄ Storage

Komponen Masuk	Massa (kg)	Komponen Keluar	Massa (kg)
Aliran <12>		Aliran <13>	
H ₂ SO ₄	1719,85	H ₂ SO ₄	1719,85
Total	1719,85	Total	1719,85

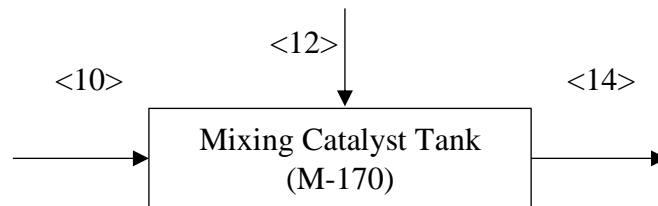
III.6 KOH Storage



Tabel III. 8 Neraca Massa pada KOH Storage

Komponen Masuk	Massa (kg)	Komponen Keluar	Massa (kg)
Aliran <16>		Aliran <18>	
KOH	5548,40	KOH	2774,20
		Aliran <19>	
		KOH	2774,20
Total	5548,40	Total	5548,40

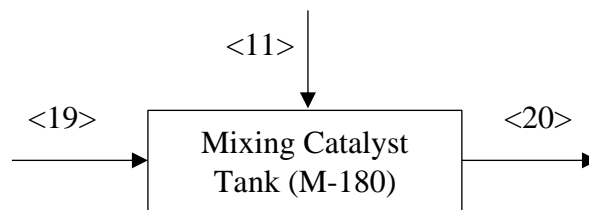
III.7 Mixing Catalyst Tank I (H₂SO₄)



Tabel III. 9 Neraca Massa pada Mixing Catalyst Tank I

Komponen Masuk	Massa (kg)	Komponen Keluar	Massa (kg)
Aliran <10>		Aliran <14>	
Metanol	27858,41	Metanol	27858,41
Aliran <12>		H ₂ SO ₄	1719,85
H ₂ SO ₄	1719,85		
Total	29578,27	Total	29578,27

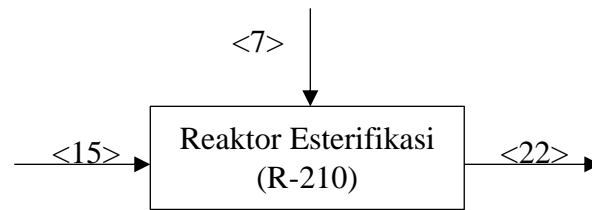
III.8 Mixing Catalyst Tank II (KOH)



Tabel III. 10 Neraca Massa pada *Mixing Catalyst Tank II*

Komponen Masuk	Massa (kg)	Komponen Keluar	Keluar (kg)
	Aliran <19>		Aliran <20>
KOH	2774,20	Methanol	26273,16
Aliran <11>		Kalium Metoksida	3467,75
Methanol	27858,41	H ₂ O	891,71
Total	30632,61	Total	30632,61

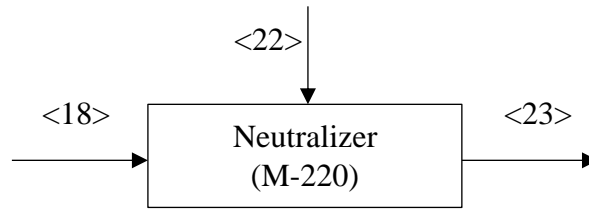
III.9 Reaktor I (Esterifikasi)



Tabel III. 11 Neraca Massa pada Reaktor Esterifikasi

Komponen Masuk	Massa (kg)	Komponen Keluar	Massa (kg)
Aliran <7>		Aliran <22>	
FFA		FFA	
Asam Laurat	17,97173968	Asam Laurat	0,359434794
Asam Miristat	4268,288174	Asam Miristat	85,36576348
Asam Palmitat	107,8304381	Asam Palmitat	2,156608762
Asam Stearat	404,3641428	Asam Stearat	8,087282856
Asam Oleat	3288,828362	Asam Oleat	65,77656723
Asam Linoleat	898,586984	Asam Linoleat	17,97173968
Trigliserida		Trigliserida	
Tri Laurat gliserida	301,5984677	Tri Laurat gliserida	301,5984677
Tri palmitat gliserida	71629,63609	Tri palmitat gliserida	71629,63609
Tri miristat gliserida	1809,590806	Tri miristat gliserida	1809,590806
Tri stearat gliserida	6785,965524	Tri stearat gliserida	6785,965524
Tri oleat gliserida	55192,51959	Tri oleat gliserida	55192,51959
Tri linoleat gliserida	15079,92339	Tri linoleat gliserida	15079,92339
Air	326,758903	Metil ester	
Aliran <15>		Metil Laurat	18,84516623
Metanol	27858,41325	Metil Miristat	4439,768524
H ₂ SO ₄	1719,85	Metil Palmitat	111,4528669
		Metil Stearat	415,8116347
		Metil Oleat	3383,061458
		Metil Linoleat	924,6460066
		Air	953,4587478
		Metanol	26744,28019
		H ₂ SO ₄	1719,854542
Total	189690,13	Total	189690,13

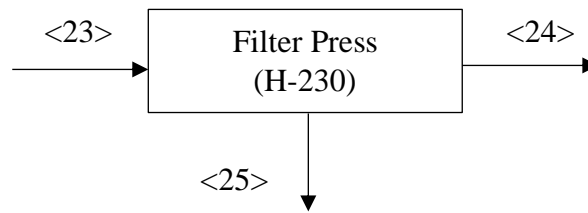
III.10 Neutralizer



Tabel III. 12 Neraca Massa pada *Neutralizer*

Komponen Masuk	Massa (kg)	Komponen Keluar	Massa (kg)
Aliran <22>		Aliran <23>	
FFA		FFA	
Asam Laurat	0,35943479	Asam Laurat	0,3594348
Asam Miristat	85,3657635	Asam Miristat	85,365763
Asam Palmitat	2,15660876	Asam Palmitat	2,1566088
Asam Stearat	8,08728286	Asam Stearat	8,0872829
Asam Oleat	65,7765672	Asam Oleat	65,776567
Asam Linoleat	17,9717397	Asam Linoleat	17,97174
Trigliserida		Trigliserida	
Tri Laurat gliserida	301,598468	Tri Laurat gliserida	301,59847
Tri palmitat gliserida	71629,6361	Tri palmitat gliserida	71629,636
Tri miristat gliserida	1809,59081	Tri miristat gliserida	1809,5908
Tri stearat gliserida	6785,96552	Tri stearat gliserida	6785,9655
Tri oleat gliserida	55192,5196	Tri oleat gliserida	55192,52
Tri linoleat gliserida	15079,9234	Tri linoleat gliserida	15079,923
Metanol	26744,2802	Metanol	26744,28
Metil ester		Metil ester	
Metil Laurat	18,8451662	Metil Laurat	18,845166
Metil Miristat	4439,76852	Metil Miristat	4439,7685
Metil Palmitat	111,452867	Metil Palmitat	111,45287
Metil Stearat	415,811635	Metil Stearat	415,81163
Metil Oleat	3383,06146	Metil Oleat	3383,0615
Metil Linoleat	924,646007	Metil Linoleat	924,64601
Air	953,458748	Air	1585,242
H ₂ SO ₄	1719,85454	KOH	808,6521
Aliran <18>		H ₂ SO ₄	0
KOH	2774,20	K ₂ SO ₄	3053,6193
Total	192464,33	Total	192464,33

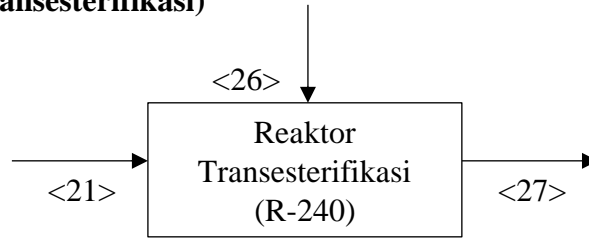
III.11 Filter Press



Tabel III. 13 Neraca Massa pada *Filter Press*

Komponen Masuk	Massa (kg)	Komponen keluar	Massa (kg)
Aliran <23>		Aliran <24>	
FFA		FFA	
Asam Laurat	0,359434794	Asam Laurat	0,359435
Asam Miristat	85,36576348	Asam Miristat	85,365763
Asam Palmitat	2,156608762	Asam Palmitat	2,156609
Asam Stearat	8,087282856	Asam Stearat	8,087283
Asam Oleat	65,77656723	Asam Oleat	65,776567
Asam Linoleat	17,97173968	Asam Linoleat	17,971740
Trigliserida		Trigliserida	
Tri Laurat gliserida	301,5984677	Tri Laurat gliserida	301,598468
Tri palmitat gliserida	71629,63609	Tri palmitat gliserida	71629,636086
Tri miristat gliserida	1809,590806	Tri miristat gliserida	1809,590806
Tri stearat gliserida	6785,965524	Tri stearat gliserida	6785,965524
Tri oleat gliserida	55192,51959	Tri oleat gliserida	55192,519595
Tri linoleat gliserida	15079,92339	Tri linoleat gliserida	15079,923387
Metanol	26744,28019	Metanol	26744,280191
Metil ester		Metil ester	
Metil Laurat	18,84516623	Metil Laurat	18,845166
Metil Miristat	4439,768524	Metil Miristat	4439,768524
Metil Palmitat	111,4528669	Metil Palmitat	111,452867
Metil Stearat	415,8116347	Metil Stearat	415,811635
Metil Oleat	3383,061458	Metil Oleat	3383,061458
Metil Linoleat	924,6460066	Metil Linoleat	924,646007
Air	1585,242049	Air	1585,242049
KOH	808,6521046	KOH	808,652105
K₂SO₄	3053,619289	Aliran <25>	
		K₂SO₄	3053,619289
Total	192464,3306	Total	192464,3306

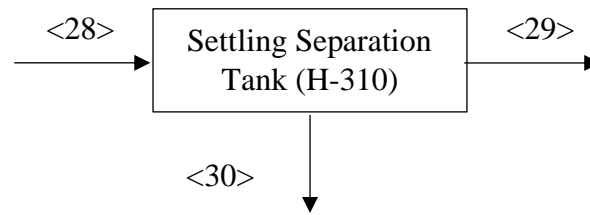
III.12 Reaktor II (Transesterifikasi)



Tabel III. 14 Neraca Massa pada Reaktor Transesterifikasi

Komponen Masuk	Massa (kg)	Komponen Keluar	Massa (kg)
Aliran <26>		Aliran <27>	
FFA		FFA	
Asam Laurat	0,359435	Asam Laurat	0,359434794
Asam Miristat	85,365763	Asam Miristat	85,36576348
Asam Palmitat	2,156609	Asam Palmitat	2,156608762
Asam Stearat	8,087283	Asam Stearat	8,087282856
Asam Oleat	65,776567	Asam Oleat	65,77656723
Asam Linoleat	17,971740	Asam Linoleat	17,97173968
Trigliserida		Trigliserida	
Tri Laurat gliserida	301,598468	Tri Laurat gliserida	6,031969355
Tri palmitat gliserida	71629,636086	Tri palmitat gliserida	1432,592722
Tri miristat gliserida	1809,590806	Tri miristat gliserida	36,19181613
Tri stearat gliserida	6785,965524	Tri stearat gliserida	135,7193105
Tri oleat gliserida	55192,519595	Tri oleat gliserida	1103,850392
Tri linoleat gliserida	15079,923387	Tri linoleat gliserida	301,5984677
Metanol	26744,280191	Metanol	36169,16003
Metil ester		Metil ester	
Metil Laurat	18,845166	Metil Laurat	316,2647461
Metil Miristat	4439,768524	Metil Miristat	6222,992439
Metil Palmitat	111,452867	Metil Palmitat	70656,86865
Metil Stearat	415,811635	Metil Stearat	7095,946595
Metil Oleat	3383,061458	Metil Oleat	57716,47577
Metil Linoleat	924,646007	Metil Linoleat	15770,29815
Air	1585,242049	Air	2476,949241
KOH	808,652105	KOH	808,6521046
Aliran <21>		Kalium Metoksida	3467,750191
Metanol	26273,16	Gliserol	16146,26467
Air	891,707192		
Kalium Metoksida	3467,75		
Total	220043,32	Total	220043,32

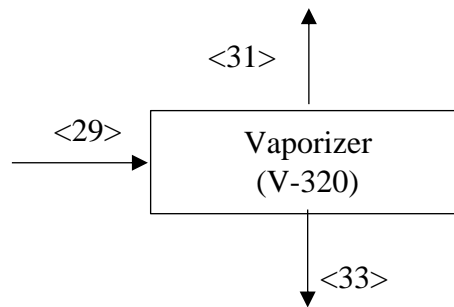
III.13 Settling Separation Tank



Tabel III. 15 Neraca Massa pada *Settling Separation Tank*

Komponen Masuk	Massa (kg)	Komponen Keluar	Massa (kg)
Aliran <28>		Aliran <29>	
FFA	0,000	FFA	0,000
Asam Laurat	0,359	Asam Laurat	0,359
Asam Miristat	85,366	Asam Miristat	85,366
Asam Palmitat	2,157	Asam Palmitat	2,157
Asam Stearat	8,087	Asam Stearat	8,087
Asam Oleat	65,777	Asam Oleat	65,777
Asam Linoleat	17,972	Asam Linoleat	17,972
Trigliserida	0,000	Trigliserida	0,000
Tri Laurat gliserida	6,032	Tri Laurat gliserida	6,032
Tri palmitat gliserida	1432,593	Tri palmitat gliserida	1432,593
Tri miristat gliserida	36,192	Tri miristat gliserida	36,192
Tri stearat gliserida	135,719	Tri stearat gliserida	135,719
Tri oleat gliserida	1103,850	Tri oleat gliserida	1103,850
Tri linoleat gliserida	301,598	Tri linoleat gliserida	301,598
Metanol	36169,160	Metanol	36169,160
Metil ester	0,000	Metil ester	0,000
Metil Laurat	316,265	Metil Laurat	316,265
Metil Miristat	6222,992	Metil Miristat	6222,992
Metil Palmitat	70656,869	Metil Palmitat	70656,869
Metil Stearat	7095,947	Metil Stearat	7095,947
Metil Oleat	57716,476	Metil Oleat	57716,476
Metil Linoleat	15770,298	Metil Linoleat	15770,298
Air	2476,949	Aliran <30>	
KOH	808,652	Air	2476,949
Kalium Metoksida	3467,750	KOH	808,652
Giserol	16146,265	Kalium Metoksida	3467,750
		Giserol	16146,265
Total	220043,325	Total	220043,325

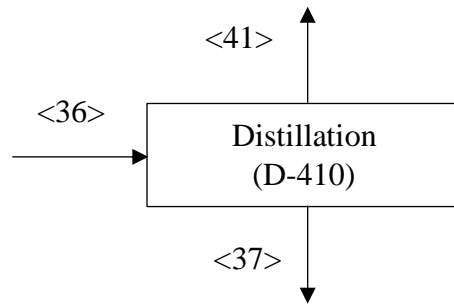
III.14 Vaporizer



Tabel III. 16 Neraca Massa pada Vaporizer

Komponen Masuk	Massa (kg)	Komponen Keluar	Massa (kg)
Aliran <29>		Aliran <33>	
FFA		FFA	
Asam Laurat	0,3594348	Asam Laurat	0,359434794
Asam Miristat	85,365763	Asam Miristat	85,36576348
Asam Palmitat	2,1566088	Asam Palmitat	2,156608762
Asam Stearat	8,0872829	Asam Stearat	8,087282856
Asam Oleat	65,776567	Asam Oleat	65,77656723
Asam Linoleat	17,97174	Asam Linoleat	17,97173968
Trigliserida		Trigliserida	
Tri Laurat gliserida	6,0319694	Tri Laurat gliserida	6,031969355
Tri palmitat gliserida	1432,5927	Tri palmitat gliserida	1432,592722
Tri miristat gliserida	36,191816	Tri miristat gliserida	36,19181613
Tri stearat gliserida	135,71931	Tri stearat gliserida	135,7193105
Tri oleat gliserida	1103,8504	Tri oleat gliserida	1103,850392
Tri linoleat gliserida	301,59847	Tri linoleat gliserida	301,5984677
Metanol	36169,16	Metil ester	
Metil ester		Metil Laurat	316,2647
Metil Laurat	316,26475	Metil Miristat	6222,9924
Metil Miristat	6222,9924	Metil Palmitat	70656,8687
Metil Palmitat	70656,869	Metil Stearat	7095,9466
Metil Stearat	7095,9466	Metil Oleat	57716,4758
Metil Oleat	57716,476	Metil Linoleat	15770,2981
Metil Linoleat	15770,298	Aliran <31>	
		Metanol	36169,1600
Total	197143,71	Total	197143,71

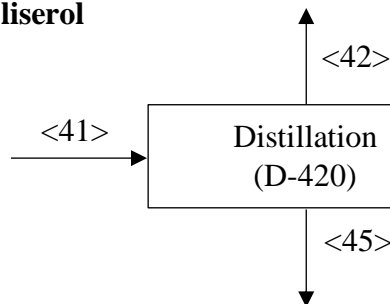
III.15 Distillation Column



Tabel III. 17 Neraca Massa pada *Distillation Column*

Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)	
	Aliran <36>	Aliran <41>	Aliran <37>
Gliserol	16146,26	0	16146,26467
KOH	808,6521	0	808,6521046
Air	2476,949	2452,179749	24,76949241
Kalium Metoksida	3467,75	3467,750191	0
		5919,92994	16979,68627
Total	22899,6	22899,6	

III.16 Pemurnian Gliserol



Tabel III. 18 Neraca Massa Pemurnian Gliserol

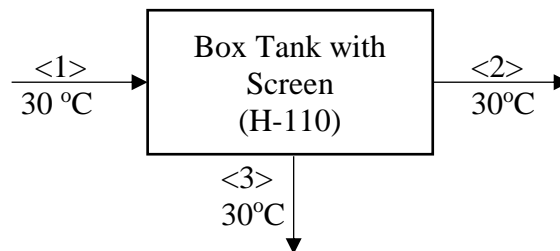
Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)	
	Aliran <44>	Aliran <45>	Aliran <48>
Air	24,77	24,77	0
Gliserol	16146,26	15984,80	161,46
KOH	808,65	0	808,65
		16009,57152	16009,57
Total	16979,68	Total	16979,68

BAB IV

NERACA ENERGI

Kapasitas produksi = 1,137,500,000 kg/tahun
 = 3,791,666.67 kg/hari
 Waktu operasi = 300 hari/tahun
 = 24 jam/hari
 Basis = 1 jam
 T ref = 25 °C

IV.1 Box Tank with Screen

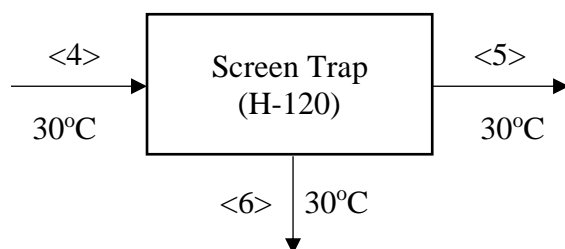


Tabel IV. 1 Neraca Energi pada *Box Tank with Screen*

Komponen Masuk	H (kcal)	Komponen Keluar	H (kcal)
Aliran <1>		Aliran <2>	
Trigliserida		Trigliserida	
Tri Laurat gliserida	1099,879503	Tri Laurat gliserida	1099,879503
Tri palmitat gliserida	267816,6329	Tri palmitat gliserida	267816,6329
Tri miristat gliserida	6692,277845	Tri miristat gliserida	6692,277845
Tri stearat gliserida	25596,05198	Tri stearat gliserida	25596,05198
Tri oleat gliserida	201502,6445	Tri oleat gliserida	201502,6445
Tri linoleat gliserida	53205,67957	Tri linoleat gliserida	53205,67957
FFA		FFA	
Asam Laurat	67,13523075	Asam Laurat	67,13523075
Asam Miristat	18272,76632	Asam Miristat	18272,76632
Asam Palmitat	362,9168182	Asam Palmitat	362,9168182
Asam Stearat	1552,758308	Asam Stearat	1552,758308

Asam Oleat	12214,84848	Asam Oleat	12214,84848
Asam Linoleat	3222,589664	Asam Linoleat	3222,589664
Air	1631,997342	Air	1631,997342
organic matter	1209138,646	organic matter	604569,323
		Aliran <3>	
		organic matter	604569,323
Total	1802376,824	Total	1802376,824

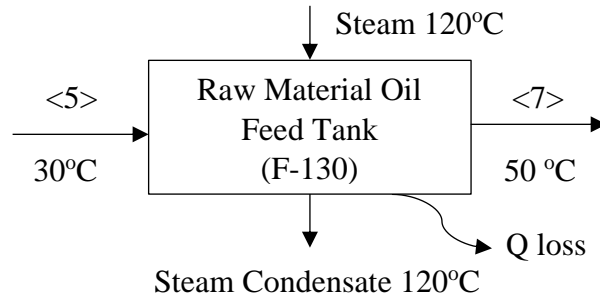
IV.2 Screen Trap



Tabel IV. 2 Neraca Energi pada *Screen Trap*

Komponen Masuk	H (kcal)	Komponen Keluar	H (kcal)
Aliran <4>		Aliran <5>	
Trigliserida		Trigliserida	
Tri Laurat gliserida	1099,879503	Tri Laurat gliserida	1099,879503
Tri palmitat gliserida	267816,6329	Tri palmitat gliserida	267816,6329
Tri miristat gliserida	6692,277845	Tri miristat gliserida	6692,277845
Tri stearat gliserida	25596,05198	Tri stearat gliserida	25596,05198
Tri oleat gliserida	201502,6445	Tri oleat gliserida	201502,6445
Tri linoleat gliserida	53205,67957	Tri linoleat gliserida	53205,67957
FFA		FFA	
Asam Laurat	67,13523075	Asam Laurat	67,13523075
Asam Miristat	18272,76632	Asam Miristat	18272,76632
Asam Palmitat	362,9168182	Asam Palmitat	362,9168182
Asam Stearat	1552,758308	Asam Stearat	1552,758308
Asam Oleat	12214,84848	Asam Oleat	12214,84848
Asam Linoleat	3222,589664	Asam Linoleat	3222,589664
Air	1631,997	Air	1631,997342
organic matter	604569,323	Aliran <6>	
		organic matter	604569,323
Total	1197807,501	Total	1197807,501

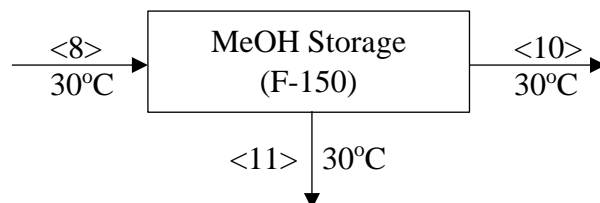
IV.3 Raw Material Oil Feed Tank



Tabel IV. 3 Neraca Energi pada *Raw Material Oil Feed Tank*

Input		Output	
H Aliran <5>		H Aliran <7>	
Trigliserida		Trigliserida	
Tri Laurat gliserida	1099,880	Tri Laurat gliserida	5499,398
Tri palmitat gliserida	267816,633	Tri palmitat gliserida	1339083,165
Tri miristat gliserida	6692,278	Tri miristat gliserida	33461,389
Tri stearat gliserida	25596,052	Tri stearat gliserida	127980,260
Tri oleat gliserida	201502,645	Tri oleat gliserida	1007513,223
Tri linoleat gliserida	53205,680	Tri linoleat gliserida	266028,398
FFA		FFA	
Asam Laurat	67,135	Asam Laurat	335,676
Asam Miristat	18272,766	Asam Miristat	91363,832
Asam Palmitat	362,917	Asam Palmitat	1814,584
Asam Stearat	1552,758	Asam Stearat	7763,792
Asam Oleat	12214,848	Asam Oleat	61074,242
Asam Linoleat	3222,590	Asam Linoleat	16112,948
Air	1631,997	Air	8159,987
Q Supply			
Q supply	2372952,714		
Total	2966190,892	Total	2966190,892

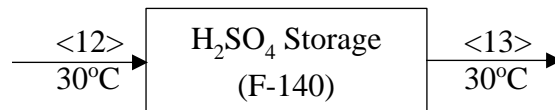
IV.4 Methanol Storage



Tabel IV. 4 Neraca Energi pada *Methanol Storage*

Komponen Masuk	ΔH (kcal)	Komponen Keluar	ΔH (kcal)
Aliran <8>		Aliran <10>	
Methanol	167952,802	Methanol	83976,401
		Aliran <11>	
		Methanol	83976,401
Total	167952,802	Total	167952,802

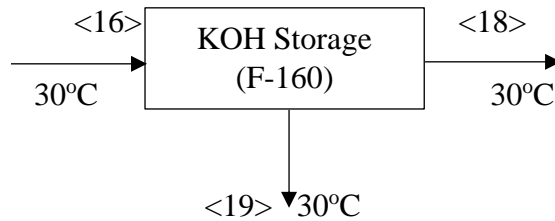
IV.5 H₂SO₄ Storage



Tabel IV. 5 Neraca Energi pada *H₂SO₄ Storage*

Komponen Masuk	H (kcal)	Komponen Keluar	H (kcal)
Aliran <12>		Aliran <13>	
H ₂ SO ₄	2895,547	H ₂ SO ₄	2895,547
Total	2895,547	Total	2895,547

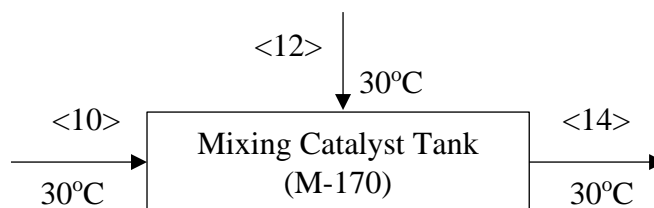
IV.6 KOH Storage



Tabel IV. 6 Neraca Energi pada *KOH Storage*

Komponen Masuk	H (kcal)	Komponen Keluar	H (kcal)
Aliran <16>		Aliran <18>	
KOH	510008,96	KOH	510008,96
		Aliran <19>	
		KOH	510008,96
Total	510008,96	Total	510008,96

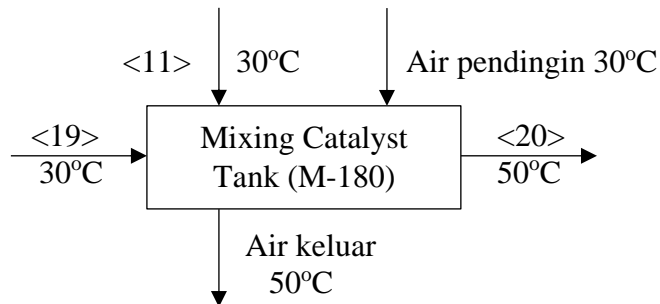
IV.7 Mixing Catalyst Tank I (Asam)



Tabel IV. 7 Neraca Energi pada *Mixing Catalyst Tank I*

Komponen Masuk	H (kcal)	Komponen Keluar	H (kcal)
Aliran <10>		Aliran <14>	
Metanol	83976,401	Metanol	83976,401
Aliran <12>		H ₂ SO ₄	2895,547
H ₂ SO ₄	2895,547		
Total	86871,948	Total	86871,948

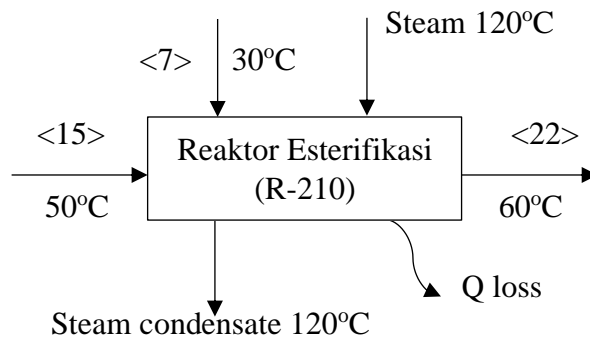
IV.8 Mixing Catalyst Tank II (Basa)



Tabel IV. 8 Neraca Energi pada *Mixing Catalyst Tank II*

Input		Output	
H Aliran <11>		H Aliran <20>	
Metanol	83976,401	Metanol	395989
H Aliran <19>		KOH	0
KOH	4553,6514	Kalium Metoksida	36952,3
Q Supply		Air	22268,2
Q supply	402577,15	Entalphy Reaksi	
		ΔH Reaksi	15768,8
		Q Loss	
		Q loss	20128,9
Total	491107	Total	491107

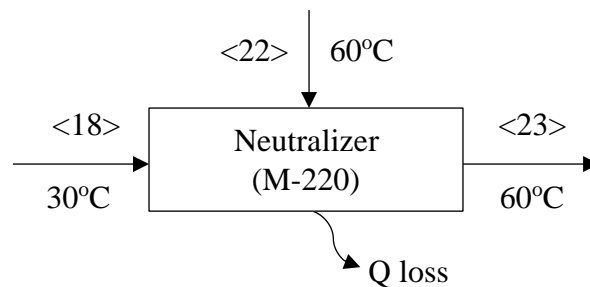
IV.9 Reaktor I Esterifikasi



Tabel IV. 9 Neraca Energi pada Reaktor Esterifikasi

Input		Output	
H Aliran <7>		H Aliran <22>	
Trigliserida		Trigliserida	
Tri Laurat gliserida	5499,3975	Tri Laurat gliserida	7699,16
Tri palmitat gliserida	1339083,2	Tri palmitat gliserida	1874716
Tri miristat gliserida	33461,389	Tri miristat gliserida	46846
Tri stearat gliserida	127980,26	Tri stearat gliserida	179172
Tri oleat gliserida	1007513,2	Tri oleat gliserida	1410519
Tri linoleat gliserida	266028,4	Tri linoleat gliserida	372440
FFA		FFA	
Asam Laurat	335,67615	Asam Laurat	9,40
Asam Miristat	91363,832	Asam Miristat	2558,19
Asam Palmitat	1814,5841	Asam Palmitat	50,81
Asam Stearat	7763,7915	Asam Stearat	217,39
Asam Oleat	61074,242	Asam Oleat	1710,08
Asam Linoleat	16112,948	Asam Linoleat	451,16
Air	8159,9867	Metil Ester	
H Aliran <15>		Metil Laurat	495,83
Metanol	83976,40	Metil Miristat	118000
H ₂ SO ₄	2895,55	Metil Palmitat	2985,80
Q Supply		Metil Stearat	11211,0
Q supply	1714696,4	Metil Oleat	88373,3
		Metil Linoleat	23367,1
		Air	33334,3
		Metanol	564326
		H ₂ SO ₄	20269
		Entalphy Reaksi	
		ΔH Reaksi	9007,86
Total	4767759	Total	4767759

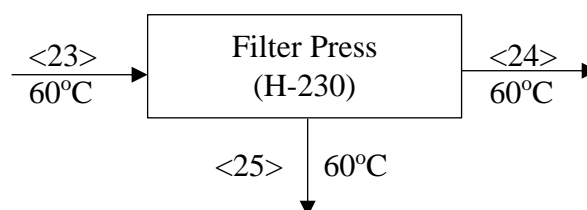
IV.10 Neutralizer



Tabel IV. 10 Neraca Energi pada Reaktor Neutralizer

Input		Output	
H Aliran <22>		H Aliran <23>	
Trigliserida		Trigliserida	
Tri Laurat gliserida	7699,156521	Tri Laurat gliserida	7699,156521
Tri palmitat gliserida	1874716,43	Tri palmitat gliserida	1874716,43
Tri miristat gliserida	46845,94491	Tri miristat gliserida	46845,94491
Tri stearat gliserida	179172,3639	Tri stearat gliserida	179172,3639
Tri oleat gliserida	1410518,512	Tri oleat gliserida	1410518,512
Tri linoleat gliserida	372439,757	Tri linoleat gliserida	372439,757
FFA		FFA	
Asam Laurat	9,398932305	Asam Laurat	9,398932305
Asam Miristat	2558,187285	Asam Miristat	2558,187285
Asam Palmitat	50,80835454	Asam Palmitat	50,80835454
Asam Stearat	217,3861632	Asam Stearat	217,3861632
Asam Oleat	1710,078788	Asam Oleat	1710,078788
Asam Linoleat	451,1625529	Asam Linoleat	451,1625529
Metil Ester		Metil Ester	
Metil Laurat	495,8321746	Metil Laurat	495,8321746
Metil Miristat	118000,2412	Metil Miristat	118000,2412
Metil Palmitat	2985,797536	Metil Palmitat	2985,797536
Metil Stearat	11211,00725	Metil Stearat	11211,00725
Metil Oleat	88373,33718	Metil Oleat	88373,33718
Metil Linoleat	23367,12551	Metil Linoleat	23367,12551
Metanol	564325,7075	Metanol	564325,7075
H ₂ SO ₄	20268,82975	H ₂ SO ₄	0
Air	33334,34801	Air	33334,34801
H Aliran <18>		KOH	520319,1102
KOH	510008,96	K ₂ SO ₄	849028,3072
Entalphy Reaksi		Q Loss	
ΔHreaksi	3323605	Q loss	2484535,69
Total	8592365,695	Total	8592365,695

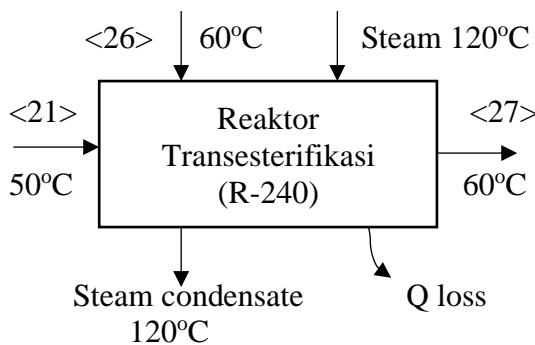
IV.11 Filter Press



Tabel IV. 11 Neraca Energi Filter Press

Komponen Masuk	H (kcal)	Komponen Keluar	H (kcal)
Aliran <23>		Aliran <24>	
Trigliserida		Trigliserida	
Tri Laurat gliserida	7699,156521	Tri Laurat gliserida	7699,156521
Tri palmitat gliserida	1874716,43	Tri palmitat gliserida	1874716,43
Tri miristat gliserida	46845,94491	Tri miristat gliserida	46845,94491
Tri stearat gliserida	179172,3639	Tri stearat gliserida	179172,3639
Tri oleat gliserida	1410518,512	Tri oleat gliserida	1410518,512
Tri linoleat gliserida	372439,757	Tri linoleat gliserida	372439,757
FFA		FFA	
Asam Laurat	9,398932305	Asam Laurat	9,398932305
Asam Miristat	2558,187285	Asam Miristat	2558,187285
Asam Palmitat	50,80835454	Asam Palmitat	50,80835454
Asam Stearat	217,3861632	Asam Stearat	217,3861632
Asam Oleat	1710,078788	Asam Oleat	1710,078788
Asam Linoleat	451,1625529	Asam Linoleat	451,1625529
Metil Ester		Metil Ester	
Metil Laurat	495,8321746	Metil Laurat	495,8321746
Metil Miristat	118000,2412	Metil Miristat	118000,2412
Metil Palmitat	2985,797536	Metil Palmitat	2985,797536
Metil Stearat	11211,00725	Metil Stearat	11211,00725
Metil Oleat	88373,33718	Metil Oleat	88373,33718
Metil Linoleat	23367,12551	Metil Linoleat	23367,12551
Metanol	564325,7075	Metanol	564325,7075
Air	33334,34801	Air	33334,34801
KOH	520319,1102	KOH	520319,1102
K ₂ SO ₄	849028,3072	Aliran <25>	
		K ₂ SO ₄	849028,3072
Total	6107830	Total	6107830

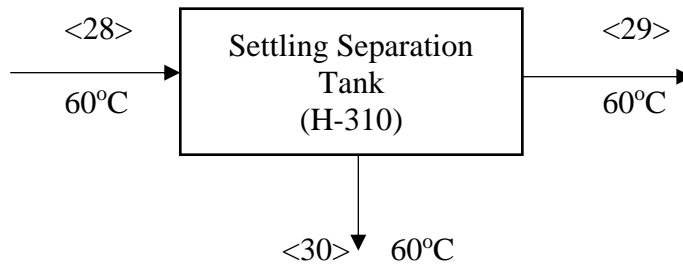
IV.12 Reaktor Transesterifikasi



Tabel IV. 12 Neraca Energi Reaktor Transesterifikasi

Input		Output	
H Aliran <26>		H Aliran <27>	
Trigliserida		Trigliserida	
Tri Laurat gliserida	7699,156521	Tri Laurat gliserida	153,98
Tri palmitat gliserida	1874716,43	Tri palmitat gliserida	37494,33
Tri miristat gliserida	46845,94491	Tri miristat gliserida	936,92
Tri stearat gliserida	179172,3639	Tri stearat gliserida	3583,45
Tri oleat gliserida	1410518,512	Tri oleat gliserida	28210,37
Tri linoleat gliserida	372439,757	Tri linoleat gliserida	7448,80
FFA		FFA	
Asam Laurat	9,398932305	Asam Laurat	9,40
Asam Miristat	2558,187285	Asam Miristat	2558,19
Asam Palmitat	50,80835454	Asam Palmitat	50,81
Asam Stearat	217,3861632	Asam Stearat	217,39
Asam Oleat	1710,078788	Asam Oleat	1710,08
Asam Linoleat	451,1625529	Asam Linoleat	451,16
Metil Ester		Metil Ester	
Metil Laurat	495,8321746	Metil Laurat	8321,19
Metil Miristat	118000,2412	Metil Miristat	165394,80
Metil Palmitat	2985,797536	Metil Palmitat	1892881,81
Metil Stearat	11211,00725	Metil Stearat	191319,10
Metil Oleat	88373,33718	Metil Oleat	1507686,94
Metil Linoleat	23367,12551	Metil Linoleat	398537,96
Air	33334,34801	Metanol	763198,21
Metanol	564325,7075	Air	86597,86
KOH	9291,412682	KOH	9291,41
H Aliran <21>		Kalium Metoksida	51733,28
Metanol	395989,0075	Gliserol	327136,24
Kalium Metoksida	22263,69932	Entalphy Reaksi	
Air	36952,34604	ΔH Reaksi	326654,092
Q Supply			
Q supply	608598,7198		
Total	5811577,77	Total	5811577,77

IV.13 Settling Separation Tank

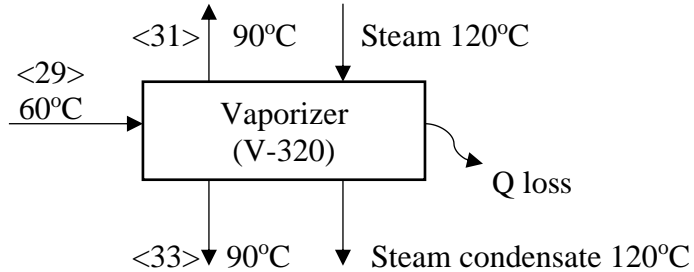


Tabel IV. 13 Neraca Energi Settling Separation Tank

Komponen Masuk	ΔH (kcal)	Komponen Keluar	ΔH (kcal)
Aliran <28>		Aliran <29>	
Trigliserida		Trigliserida	
Tri Laurat gliserida	153,9831304	Tri Laurat gliserida	153,9831304
Tri palmitat gliserida	37494,32861	Tri palmitat gliserida	37494,32861
Tri miristat gliserida	936,9188983	Tri miristat gliserida	936,9188983
Tri stearat gliserida	3583,447277	Tri stearat gliserida	3583,447277
Tri oleat gliserida	28210,37023	Tri oleat gliserida	28210,37023
Tri linoleat gliserida	7448,79514	Tri linoleat gliserida	7448,79514
FFA		FFA	
Asam Laurat	9,398932305	Asam Laurat	9,398932305
Asam Miristat	2558,187285	Asam Miristat	2558,187285
Asam Palmitat	50,80835454	Asam Palmitat	50,80835454
Asam Stearat	217,3861632	Asam Stearat	217,3861632
Asam Oleat	1710,078788	Asam Oleat	1710,078788
Asam Linoleat	451,1625529	Asam Linoleat	451,1625529
Metil Ester		Metil Ester	
Metil Laurat	8321,191487	Metil Laurat	8321,191487
Metil Miristat	165394,7959	Metil Miristat	165394,7959
Metil Palmitat	1892881,81	Metil Palmitat	1892881,81
Metil Stearat	191319,1024	Metil Stearat	191319,1024
Metil Oleat	1507686,939	Metil Oleat	1507686,939
Metil Linoleat	398537,9631	Metil Linoleat	398537,9631
Metanol	763198,212	Metanol	763198,212
Air	86597,86089	Aliran <30>	
KOH	520319,1102	Air	86597,86089
Kalium Metoksida	51733,28445	KOH	520319,1102

Gliserol	327136,2392	Kalium Metoksida	51733,28445
		Gliserol	327136,2392
Total	5995951,4	Total	5995951,4

IV.14 Vaporizer

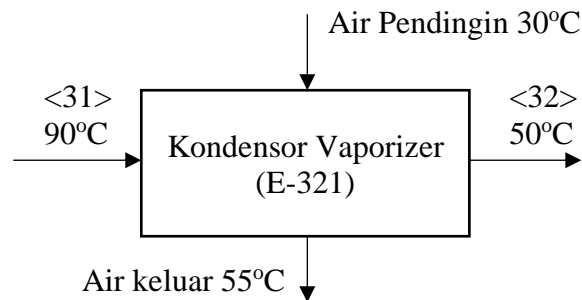


Tabel IV. 14 Neraca Energi Vaporizer

Input		Output	
H Aliran <29>		H Aliran <33>	
Trigliserida		Trigliserida	
Tri Laurat gliserida	153,9831304	Tri Laurat gliserida	285,9686708
Tri palmitat gliserida	37494,32861	Tri palmitat gliserida	69632,32456
Tri miristat gliserida	936,9188983	Tri miristat gliserida	1739,99224
Tri stearat gliserida	3583,447277	Tri stearat gliserida	6654,973515
Tri oleat gliserida	28210,37023	Tri oleat gliserida	52390,68757
Tri linoleat gliserida	7448,79514	Tri linoleat gliserida	13833,47669
FFA		FFA	
Asam Laurat	9,398932305	Asam Laurat	17,45516
Asam Miristat	2558,187285	Asam Miristat	4750,919243
Asam Palmitat	50,80835454	Asam Palmitat	94,35837273
Asam Stearat	217,3861632	Asam Stearat	403,7171602
Asam Oleat	1710,078788	Asam Oleat	3175,860606
Asam Linoleat	451,1625529	Asam Linoleat	837,8733126
Metil Ester		Metil Ester	
Metil Laurat	8321,191487	Metil Laurat	15453,64133
Metil Miristat	165394,7959	Metil Miristat	307161,7638
Metil Palmitat	1892881,81	Metil Palmitat	3515351,932
Metil Stearat	191319,1024	Metil Stearat	355306,9044
Metil Oleat	1507686,939	Metil Oleat	2799990,03
Metil Linoleat	398537,9631	Metil Linoleat	740141,9316
Metanol	763198,212	H Aliran <31>	
Q Supply		Metanol	1641311,313

Q supply	4756179,205	Q Loss	
		Q loss	237808,9602
Total	9766344,1	Total	9766344,1

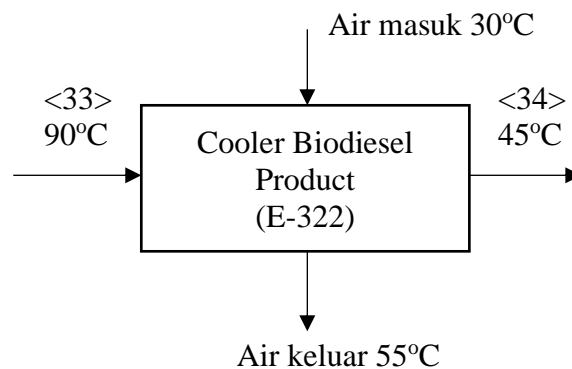
IV.15 Condensor Vaporizer



Tabel IV. 15 Neraca Energi Condensor Vaporizer

Input		Output	
H Aliran <31>		H Aliran <32>	
Metanol	1641311,313	Metanol	1458321,697
		Q Serap	
		Q serap	182989,6159
Total	1641311,3	Total	1641311,3

IV.16 Cooler Biodiesel Product

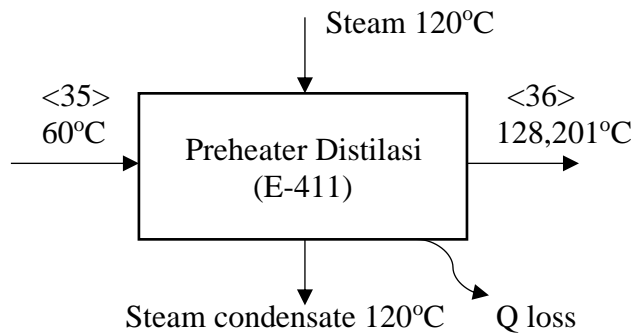


Tabel IV. 16 Neraca Energi Cooler Biodiesel Product

Input		Output	
H Aliran <33>		H Aliran <34>	
Trigliserida		Trigliserida	
Tri Laurat gliserida	285,9686708	Tri Laurat gliserida	87,99036024
Tri palmitat gliserida	69632,32456	Tri palmitat gliserida	21425,33063
Tri miristat gliserida	1739,99224	Tri miristat gliserida	535,3822276
Tri stearat gliserida	6654,973515	Tri stearat gliserida	2047,684159
Tri oleat gliserida	52390,68757	Tri oleat gliserida	16120,21156
Tri linoleat gliserida	13833,47669	Tri linoleat gliserida	4256,454366
FFA		FFA	

Asam Laurat	17,45516	Asam Laurat	5,37081846
Asam Miristat	4750,919243	Asam Miristat	1461,821306
Asam Palmitat	94,35837273	Asam Palmitat	29,03334545
Asam Stearat	403,7171602	Asam Stearat	124,2206647
Asam Oleat	3175,860606	Asam Oleat	977,1878788
Asam Linoleat	837,8733126	Asam Linoleat	257,8071731
Metil Ester		Metil Ester	
Metil Laurat	15453,64133	Metil Laurat	4754,966564
Metil Miristat	307161,7638	Metil Miristat	94511,31194
Metil Palmitat	3515351,932	Metil Palmitat	1081646,748
Metil Stearat	355306,9044	Metil Stearat	109325,2014
Metil Oleat	2799990,03	Metil Oleat	861535,3937
Metil Linoleat	740141,9316	Metil Linoleat	227735,9789
		Q Pendingin	
		Q pendingin	5460385,715
Total	7887223,81	Total	7887223,81

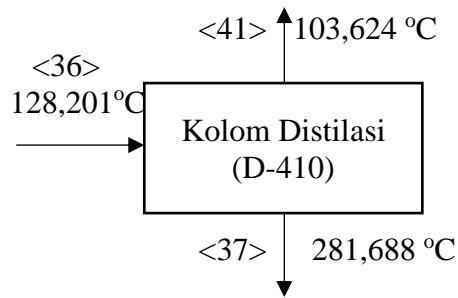
IV.17 Preheater Distilasi



Tabel IV. 17 Neraca Energi Preheater Distilasi

Input		Output	
H Aliran <35>		H Aliran <36>	
Air	86597,86089	Air	255344,8988
KOH	520319,1102	KOH	1534227,626
Kalium Metoksida	51733,28445	Kalium Metoksida	152542,2239
Gliserol	327136,2392	Gliserol	964603,156
Q Supply		Q Loss	
Qsupply	2022033,063	Qloss	101101,6532
Total	3007819,558	Total	3007819,558

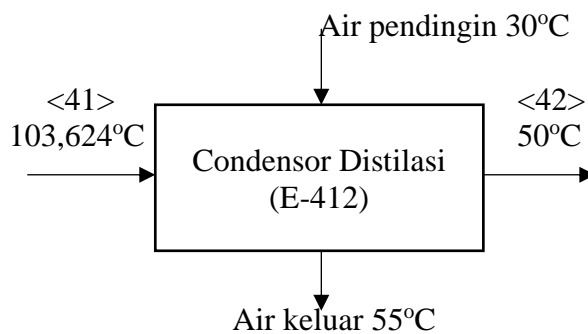
IV.18 Kolom Distilasi



Tabel IV. 18 Neraca Energi Kolom Distilasi

Input		Output	
H Aliran <36>		H Aliran <41>	
Gliserol	964603,16	Air	27893,94
KOH	27396,92	Kalium Metoksida	36952,35
Air	255344,90	H Aliran <37>	
Kalium Metoksida	152542,22	Gliserol	2355256,38
Q Reboiler		KOH	68153,34
Q _R	9600261,51	Air	5079,59
		Q Condenser	
		Q condensation	8026800,03
		Q Loss	
		Q loss	480013,08
Total	11000148,71	Total	11000148,71

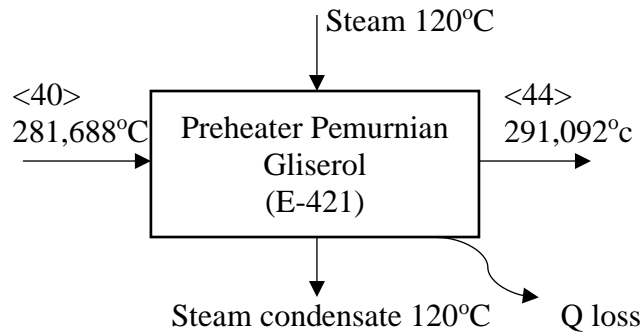
IV.19 Condensor Distilasi



Tabel IV. 19 Neraca Energi Condensor Distilasi

Input		Output	
H Aliran <41>		H Aliran <42>	
Gliserol	0	Gliserol	0
KOH	0	KOH	0
Air	400369,38	Air	28390,11
Kalium Metoksida	7692430,40	Kalium Metoksida	37609,64
		Q Condenser	
		Q condensation	8026800,03
Total	8092799,78	Total	8092799,78

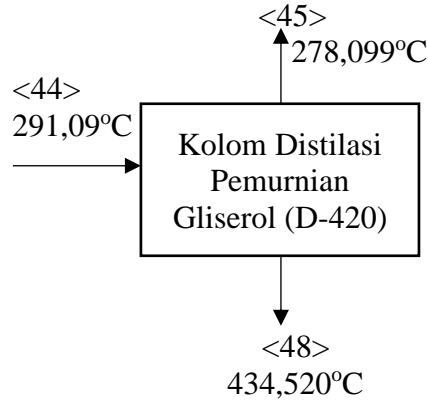
IV.20 Preheater Pemurnian Gliserol



Tabel IV. 20 Neraca Energi Pemurnian Gliserol

Input		Output	
H Aliran <41>		H Aliran <42>	
Glycerol	2355256,385	Glycerol	2457827,969
KOH	68153,339	KOH	70759,917
Air	5079,593	Air	5311,184
Q Supply		Q Loss	
Q supply	110957,634	Q loss	5547,882
Total	2539446,952	Total	2539446,952

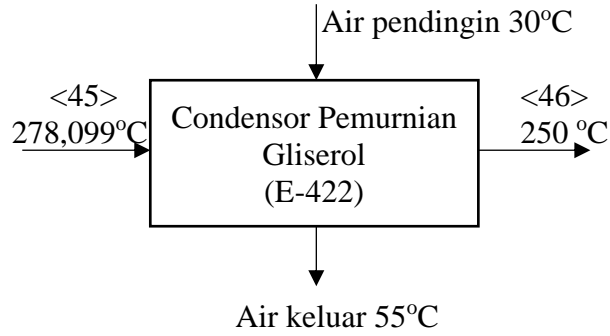
IV.21 Distilasi Pemurnian Gliserol



Tabel IV. 21 Neraca Energi Pemurnian Gliserol

Input		Output	
H Aliran <44>		H Aliran <45>	
Air	5311,184	Air	4306,664
Gliserol	2457827,969	Gliserol	1994559,146
KOH	70759,917	Aliran <46>	
Q Reboiler		Gliserol	86758,304
Qreboiling	727296,417	KOH	235568,384
		Q Condenser	
		Q condensation	1073925,667
		Q Loss	
		Q loss	36364,820
Total	3261195,5	Total	3261195,5

IV.22 Condensor Pemurnian Gliserol



Tabel IV. 22 Neraca Energi Condensor Pemurnian Gliserol

Input		Output	
H Aliran <45>		H Aliran <46>	
Gliserol	3661456,2	Gliserol	2592926,9
KOH	0	KOH	0
Air	10994,99	Air	5598,66
		Q Condenser	
		Q condensation	1073925,7
Total	3672451,2	Total	3672451,2

BAB V SPESIFIKASI ALAT

V.1 Box Tank with Screen

Kode Alat	:	H-110
Fungsi	:	Untuk menyaring dan menampung minyak jelantah
Bentuk	:	Box
Bahan	:	<i>Carbon Steel SA 283 D</i>
Suhu operasi	:	30 °C
Tekanan operasi	:	1 atm
Kapasitas	:	178,740 m ³
Jumlah	:	1
Panjang	:	6 m
Lebar	:	5 m

V.2 Screen Trap

Kode Alat	:	H-120
Fungsi	:	Untuk menyaring kotoran dari minyak jelantah
Bentuk	:	Box
Bahan	:	<i>Carbon Steel SA 283 D</i>
Suhu operasi	:	30 °C
Tekanan operasi	:	1 atm
Kapasitas	:	175,165 m ³
Jumlah	:	1
Panjang	:	4 m
Lebar	:	3 m

V.3 Raw Material Oil Feed Tank

Kode Alat	:	F-130
Fungsi	:	Untuk menampung minyak jelantah yang sudah bersih
Bentuk	:	Cylindrical-Torispherical
Bahan	:	<i>Carbon Steel SA 283 D</i>
Suhu operasi	:	50 °C
Tekanan operasi	:	1 atm
Kapasitas	:	211,216 m ³
Jumlah	:	1
Tinggi	:	24 ft
Diameter	:	19,9 ft
Jumlah Course	:	3 course
Tebal course 1	:	$3 \frac{3}{16}$ in

Tebal course 2	:	$2 \frac{1}{8}$ in
Tebal course 3	:	$1 \frac{1}{16}$ in
Tebal head	:	$\frac{1}{16}$ in

V.4 Methanol Storage

Kode Alat	:	F-150
Fungsi	:	Untuk menampung metanol
Bentuk	:	Cylindrical-Torispherical
Bahan	:	<i>Carbon Steel SA 283 D</i>
Suhu operasi	:	30 °C
Tekanan operasi	:	1 atm
Kapasitas	:	84,419 m ³
Jumlah	:	1
Tinggi	:	16 ft
Diameter	:	15,4 ft
Jumlah Course	:	2 course
Tebal course 1	:	$2 \frac{1}{16}$ in
Tebal course 2	:	$1 \frac{1}{16}$ in
Tebal head	:	$\frac{1}{16}$ in

V.5 H₂SO₄ Storage

Kode Alat	:	F-140
Fungsi	:	untuk menampung katalis H ₂ SO ₄
Bentuk	:	Cylindrical-Torispherical
Bahan	:	<i>Carbon Steel SA 283 D</i>
Suhu operasi	:	30 °C
Tekanan operasi	:	1 atm
Kapasitas	:	81,200 m ³
Jumlah	:	1
Tinggi	:	16 ft
Diameter	:	15,1 ft
Jumlah Course	:	2 course
Tebal course 1	:	$2 \frac{3}{16}$ in
Tebal course 2	:	$1 \frac{1}{8}$ in

Tebal head : $\frac{1}{16}$ in

V.6 KOH Storage

Kode Alat : F-160
Fungsi : untuk menampung katalis KOH
Bentuk : Cylindrical-Torispherical
Bahan : Carbon Steel SA 283 D
Suhu operasi : 30 °C
Tekanan operasi : 1 atm
Kapasitas : 125,624 m³
Jumlah : 1
Tinggi : 16 ft
Diameter : 18,8 ft
Jumlah Course : 2 course
Tebal course 1 : $2 \frac{1}{16}$ in
Tebal course 2 : $1 \frac{1}{16}$ in
Tebal head : $\frac{1}{16}$ in

V.7 Mixing Acid Catalyst Tank

Kode Alat : M-170
Fungsi : Untuk mencampur katalis H₂SO₄ dengan metanol
Bentuk : Cylindrical-Torispherical
Bahan : Carbon Steel SA 283 D
Suhu operasi : 30 °C
Tekanan operasi : 1 atm
Kapasitas : 41,642 m³
Jumlah : 1
Tinggi : 8 ft
Diameter : 8,45 ft
Jumlah Course : 1 course
Tebal course 1 : $1 \frac{1}{16}$ in
Tebal head : $\frac{1}{16}$ in

V.8 Mixing Base Catalyst Tank

Kode Alat : M-180
Fungsi : Untuk mencampur katalis KOH dengan metanol
Bentuk : Cylindrical-Torispherical

Bahan	:	<i>Carbon Steel SA 283 D</i>
Suhu operasi	:	30 °C
Tekanan operasi	:	1 atm
Kapasitas	:	47,99893 m ³
Jumlah	:	1
Tinggi	:	16 ft
Diameter	:	11,6 ft
Jumlah Course	:	2 course
Tebal course 1	:	2 $\frac{1}{16}$ in
Tebal course 2	:	1 $\frac{1}{16}$ in
Tebal head	:	$\frac{1}{16}$ in

V.9 Reaktor Esterifikasi

Kode Alat	:	R-210
Fungsi	:	Untuk proses esterifikasi (mengubah asam lemak bebas yang terkandung dalam minyak jelantah menjadi ester dengan konversi 98%)
Bentuk	:	Cylindrical-Torispherical
Bahan	:	<i>Carbon Steel SA 283 D</i>
Suhu operasi	:	60 °C
Tekanan operasi	:	1 atm
Kapasitas	:	257,517 m ³
Jumlah	:	1
Pengelasan	:	Double welded butt joint
Tinggi	:	24 ft
Diameter	:	22 ft
Jumlah Course	:	3 course
Tebal course 1	:	3 $\frac{3}{16}$ in
Tebal course 2	:	2 $\frac{1}{8}$ in
Tebal course 3	:	1 $\frac{1}{16}$ in
Tebal head	:	$\frac{3}{16}$ in
OD	:	266,835 in
ID	:	260,460 in

V.10 Netralizer

Kode Alat	:	M-220
Fungsi	:	untuk menetralkan kandungan H ₂ SO ₄ dengan menggunakan KOH
Bentuk	:	Cylindrical-Torispherical
Bahan	:	Carbon Steel SA 283 D
Suhu operasi	:	60 °C
Tekanan operasi	:	1 atm
Kapasitas	:	251,947 m ³
Jumlah	:	1
Pengelasan	:	Double welded butt joint
Tinggi	:	16 ft
Diameter	:	14,7 ft
Jumlah Course	:	2 course
Tebal course 1	:	$3 \frac{1}{8}$ in
Tebal course 2	:	$1 \frac{9}{16}$ in
Tebal head	:	$1 \frac{13}{16}$ in
OD	:	182,581 in
ID	:	170,081 in

V.11 Filter Press

Kode Alat	:	H-230
Fungsi	:	untuk memisahkan garam K ₂ SO ₄
Bentuk	:	Plate & frame
Bahan	:	Carbon Steel SA 283 D
Suhu operasi	:	60 °C
Tekanan operasi	:	1 atm
Kapasitas	:	229,084 m ³
Jumlah	:	1
Panjang	:	9 m
Lebar	:	8 m

V.12 Reaktor Transesterifikasi

Kode Alat	:	R-240
Fungsi	:	Reaksi antara gliserida dengan metanol untuk menghasilkan metil ester dan gliserol
Bentuk	:	Cylindrical-Torispherical
Bahan	:	Carbon Steel SA 283 D
Suhu operasi	:	60 C
Tekanan operasi	:	1 atm

Kapasitas	:	298,898	m ³
Jumlah	:	1	
Pengelasan	:	Double welded butt joint	
Tinggi	:	24	ft
Diameter	:	23,7	ft
Jumlah Course	:	3	course
Tebal course 1	:	3	$\frac{3}{16}$ in
Tebal course 2	:	2	$\frac{1}{8}$ in
Tebal course 3	:	1	$\frac{1}{16}$ in
Tebal head	:	$\frac{1}{16}$	in

V.13 Separation Tank

Kode Alat	:	H-319
Fungsi	:	Untuk memisahkan fase biodiesel dan fase gliserol
Bentuk	:	Horizontal Drum Settler
Bahan	:	Carbon Steel SA 283 D
Suhu operasi	:	50 °C
Tekanan operasi	:	1 atm
Kapasitas	:	284,123 m ³
Jumlah	:	1
Pengelasan	:	Double welded butt joint
Tinggi	:	23 ft
Diameter	:	7,6 ft

V.14 Vaporizer

Kode Alat	:	V-320
Fungsi	:	Untuk memisahkan metanol dengan biodisel
Bentuk	:	Cylindrical-Torispherical
Bahan	:	Carbon Steel SA 283 D
Suhu operasi	:	60 °C
Tekanan operasi	:	1 atm
Kapasitas	:	439,101 m ³
Jumlah	:	1
Pengelasan	:	Double welded butt joint
Tinggi	:	108 ft
Diameter	:	27,0 ft
Tebal Shell	:	4,5 in
OD	:	333 in

Tebal Head : $2 \frac{3}{4}$ in

V.15 Distillation Column

Kode Alat : D-410
Fungsi : Untuk memisahkan produk crude gliserol dari kalium metoksida dan air
Jenis : Sieve Tray
Bahan : Carbon Steel SA 283 D
Suhu operasi : 128 °C
Tekanan operasi : 1 atm
Kapasitas : 19,086 m³
Jumlah : 1
Jumlah Tray : 15
Diameter Tray : 8 ft
Tinggi : 283 ft

V.16 Biodiesel Tank

Kode Alat : F-330
Fungsi : Untuk menampung biodiesel yang dihasilkan
Bentuk : Cylindrical-Torispherical
Bahan : Carbon Steel SA 283 D
Suhu operasi : 30 °C
Tekanan operasi : 1 atm
Kapasitas : 220,593 m³
Jumlah : 1
Pengelasan : Double welded butt joint
Tinggi : 24 ft
Diameter : 20,3 ft
Jumlah Course : 3 course
Tebal course 1 : $3 \frac{3}{16}$ in
Tebal course 2 : $2 \frac{1}{8}$ in
Tebal course 3 : $1 \frac{1}{16}$ in
Tebal head : $\frac{1}{16}$ in

V.17 Crude Gliserol Tank

Kode Alat : F-420
Fungsi : Untuk menampung *crude* gliserol yang dihasilkan dari hasil samping reaksi

Bentuk	:	Cylindrical-Torispherical
Bahan	:	<i>Carbon Steel SA 283 D</i>
Suhu operasi	:	30 °C
Tekanan operasi	:	1 atm
Kapasitas	:	15,377 m ³
Jumlah	:	1
Pengelasan	:	Double welded butt joint
Tinggi	:	8 ft
Diameter	:	9,3 ft
Jumlah Course	:	1 course
Tebal course 1	:	$1 \frac{1}{16}$ in
Tebal head	:	$\frac{1}{16}$ in

V.18 Pompa

Fungsi	:	Distribusi fluida
Jenis	:	Centrifugal Pump
Bahan	:	<i>Carbon Steel SA 283 D</i>
Suhu operasi	:	30 °C
Tekanan operasi	:	1 atm
Kapasitas	:	176,014 m ³
Efisiensi	:	65%
Jumlah	:	8
ID	:	7,98 in
OD	:	8,63 in
Power	:	40155,2 kW

V.19 Preheater Distilasi

Kode Alat	:	E-421
Fungsi	:	Memanaskan umpan distilasi sebelum memasuki kolom
Jenis	:	Shell and Tube
Bahan	:	<i>Carbon Steel SA 283 D</i>
Suhu operasi		
T1	:	248 °F
T2	:	248 °F
t1	:	140 °F
t2	:	262,76 °F
Tekanan operasi	:	1 atm
Tube		
OD	:	0,75 in

BWG	:	14
ID	:	0,584 in
Length	:	27,76 ft
Pitch	:	0,9375 Triangular pitch
Passes	:	2
Shell		
ID shell	:	39 in
Baffle	:	26,64 in
Jumlah	:	1

V. 20 Condensor Vaporizer

Kode Alat	:	E-422
Fungsi	:	Mengkondensasi methanol sebagai <i>top product</i> vaporizer
Jenis	:	Shell and Tube
Bahan	:	Carbon Steel SA 283 D
Suhu operasi		
T1	:	194 °F
T2	:	122 °F
t1	:	86 °F
t2	:	131 °F
Tekanan operasi	:	1 atm
Tube		
OD	:	1 in
BWG	:	14
ID	:	0,834 in
Length	:	3723,08 ft
Pitch	:	1,25 square pitch
Passes	:	8
Shell		
ID shell	:	39 in
Baffle	:	26,806 in
Jumlah	:	1

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB VI

EFISIENSI DAN OPTIMASI

VI.1 Pendahuluan

VI.1.1 Latar Belakang

Produksi biodiesel dari minyak jelantah melalui beberapa tahapan, diantaranya adalah proses reaksi esterifikasi dan transesterifikasi. Kedua reaksi tersebut merupakan proses utama dalam proses produksi biodiesel. Reaksi esterifikasi merupakan reaksi antara asam lemak bebas di dalam minyak jelantah dengan methanol melalui bantuan katalis asam yang akan membentuk produk methyl ester (biodiesel), sedangkan reaksi transesterifikasi adalah reaksi antara trigliserida dengan methanol melalui bantuan katalis basa menjadi produk biodiesel dan juga gliserol sebagai produk samping.

Gliserol yang dihasilkan dari reaksi transesterifikasi merupakan gliserol dengan kemurnian yang rendah atau biasa disebut dengan *crude gliserol*. Pada umumnya, gliserol dapat dimanfaatkan sebagai bahan kosmetik, industri farmasi dan obat, reagen, oleochemical dan lain sebagainya dengan kemurnian diatas 95%, tentu saja harga jual gliserol murni dengan *crude gliserol* akan sangat jauh berbeda. Pada saat ini harga jual gliserol murni mencapai US\$900 per ton sementara harga jual *crude gliserol* hanya sebesar US\$240 per ton. Dari data tersebut, gliserol murni memiliki harga jual yang relatif lebih tinggi, dikarenakan gliserol murni dapat dimanfaatkan kembali oleh berbagai industri tidak hanya sebagai produk samping yang tidak dimanfaatkan begitu saja (Rifa'i dkk., 2020).

Adapun beberapa metode yang paling umum untuk memurnikan *crude gliserol* sebagai produk samping reaksi transesterifikasi pada proses pembuatan biodiesel, diantaranya adalah dengan menggunakan *carbon* aktif sebagai adsorben untuk menghilangkan zat kontaminan pada *crude gliserol* dan menggunakan proses distilasi. Dilakukannya proses pemurnian *crude gliserol* dengan menggunakan distilasi dinilai lebih efisien pada aspek proses dan ekonomi jika dibandingkan dengan metode *carbon* aktif. Selain harga *carbon* aktif yang relatif tinggi untuk jenis solvent yang berbeda, penggunaan *carbon* aktif juga memerlukan proses regenerasi yang cukup lama, sehingga dapat menyebabkan terhambatnya proses produksi yang sedang berjalan (Contreras-Andrade dkk., 2015).

Oleh karena itu, pemurnian *crude gliserol* sebagai hasil samping proses pembuatan biodiesel dengan menggunakan proses distilasi dilakukan untuk mendapatkan gliserol murni dengan kadar diatas 95% yang dapat dijual kembali, sehingga akan menguntungkan dari aspek ekonomi perusahaan.

VI.1.2 Rumusan Masalah

1. Bagaimana proses yang harus dilakukan untuk pemurnian *crude* gliserol?
2. Apakah dengan melakukan pemurnian *crude* gliserol dan menjualnya akan meningkatkan laba perusahaan?

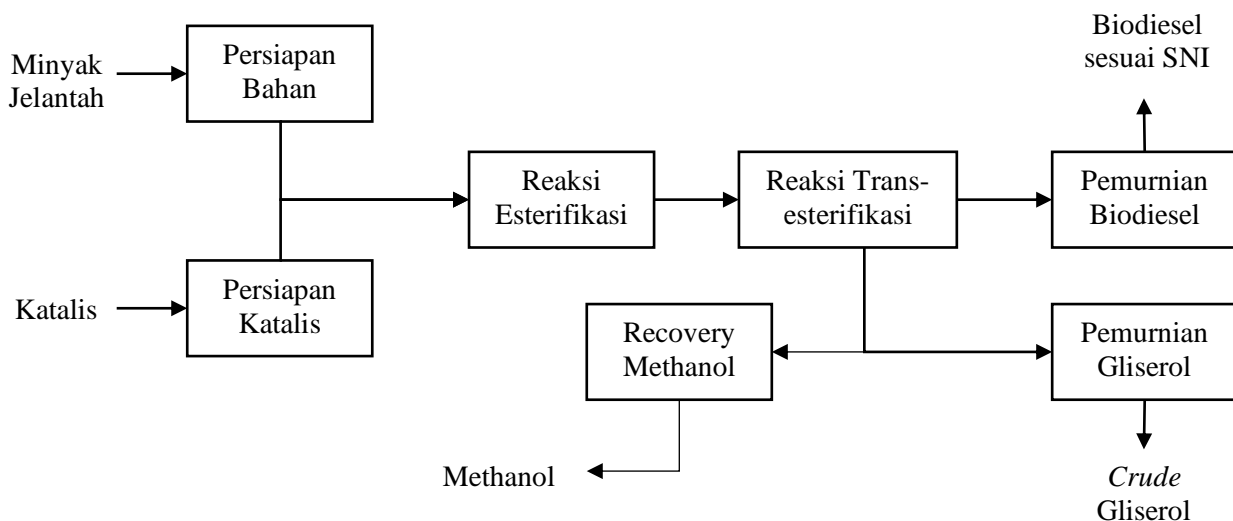
VI.1.3 Tujuan

1. Untuk mengetahui proses yang tepat dalam upaya pemurnian *crude* gliserol.
2. Untuk mengetahui pengaruh penjualan gliserol murni dengan kadar diatas 95% terhadap peningkatan laba perusahaan.

VI.1.4 Manfaat

Dapat memberikan referensi bahwa pemanfaatan gliserol sebagai produk samping dari proses produksi biodiesel dari minyak jelantah dapat meningkatkan laba perusahaan.

VI.2 Kondisi Eksisting



Gambar VI. 1 Diagram Alir Produksi Biodiesel

Kondisi proses awal pada pabrik biodiesel dari minyak jelantah seperti yang ditunjukkan pada **Gambar VI. 1**. Proses produksi biodiesel tersebut memiliki tiga tahapan utama, yaitu persiapan bahan baku dan persiapan katalis, proses reaksi, serta pemurnian.

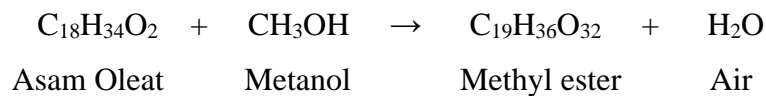
a. Persiapan Bahan Baku

Minyak jelantah perlu melewati *box tank with screen* untuk memisahkan kotoran dan menampung minyak jelantah yang selanjutnya dipompa menuju *screen trap* dengan kondisi operasi suhu 30°C dan tekanan 1 atm. Kemudian minyak jelantah yang telah disaring dari kotoran akan disimpan di tangki penyimpanan minyak jelantah yang telah ditambahkan heater.

Methanol yang disimpan di tangki penyimpanan disimpan pada temperature 30°C dan tekanan 1 atm kemudian dipompa menuju tangki pencampuran katalis. Katalis asam sulfat (H₂SO₄) yang disimpan dalam tangki penyimpanan pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm juga dialirkan ke tangka pencampuran katalis sebelum dipompa menuju reaktor esterifikasi. Begitupun dengan katalis KOH dengan suhu operasi yang sama akan dicampurkan dengan methanol yang akan membentuk katalis kalium metoksida untuk proses pada reaksi transesterifikasi.

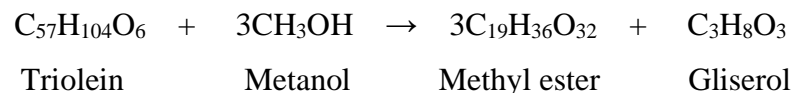
b. Proses Reaksi

Reaksi esterifikasi bertujuan untuk mengkonversi kadar asam lemak bebas (*Free Fatty Acid*) yang terkandung di dalam minyak jelantah. Rantai panjang reaksi esterifikasi adalah sebagai berikut :



Minyak Jelantah dan campuran katalis H₂SO₄ dan methanol dialirkan ke Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) pada suhu 65°C dan tekanan 1 atm untuk mengubah asam lemak bebas yang terkandung dalam minyak jelantah menjadi ester dengan konversi 98%. Kemudian hasil keluaran Reaktor Esterifikasi dialirkan menuju neutralizer tank terlebih dahulu untuk menetralkan kondisi asam setelah proses esterifikasi dengan ditambahkan KOH. Pada neutralizer tank akan terbentuk padatan K₂SO₄ yang nantinya akan dipisahkan menggunakan *filter press*. Padatan K₂SO₄ tersebut akan dikeluarkan sebagai limbah, sedangkan komponen hasil esterifikasi lainnya akan dilanjutkan menuju proses selanjutnya yaitu proses reaksi transesterifikasi.

Reaksi transesterifikasi bertujuan untuk mengkonversi trigliserida (triolein) dalam minyak jelantah menjadi methyl ester (biodiesel) dan gliserol. Rantai panjang reaksi transesterifikasi adalah sebagai berikut:



Di dalam Reaktor Transesterifikasi terjadi reaksi Trigliserida dengan tambahan Methanol menggunakan bantuan katalis Kalium metoksida pada suhu 60°C dan tekanan 1 atm dan pada Reaksi Transesterifikasi reaktan Trigliserida berubah menjadi produk methyl ester atau Biodiesel dan produk samping Gliserol. Hasil dari Reaktor Transesterifikasi dipompa menuju *settling separation tank* agar dapat memisahkan metil

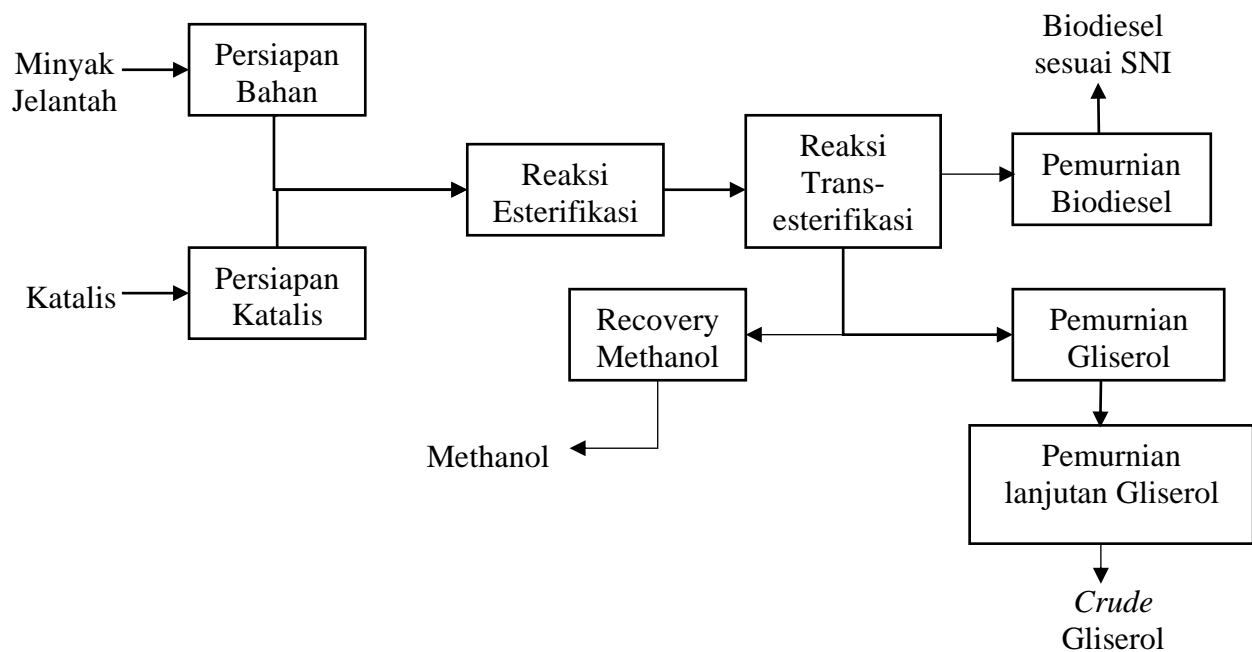
ester dari gliserol, KOH, kalium metoksida, dan air. Selanjutnya produk bawah *settling separation tank* dialirkan menuju distilasi dan produk atas akan dimurnikan lebih lanjut.

c. Pemurnian

Produk atas *settling separation tank* berupa methyl ester yang mengandung masih methanol dialirkan menuju vaporizer untuk dilakukan pemisahan methyl ester dengan methanol, sehingga produk biodiesel yang dihasilkan akan memiliki kemurnian yang lebih tinggi. Methanol yang dihasilkan dari proses pemisahan tersebut nantinya akan digunakan kembali pada proses produksi.

Produk bawah *settling separation tank* yaitu gliserol, KOH, kalium metoksida, dan air akan dilanjutkan menuju kolom distilasi untuk dilakukan proses pemisahan gliserol. Pada kolom distilasi tersebut, gliserol dipisahkan dari KOH, kalium metoksida, dan air sehingga pada *bottom product* akan dihasilkan *crude glyserol*. Sedangkan produk sisanya akan dikeluarkan sebagai *waste*.

VI.3 Efisiensi dan Optimasi Proses



Gambar VI. 2 Proses Produksi Biodiesel Setelah Optimasi

Crude gliserol yang dihasilkan merupakan hasil samping dari produksi biodiesel. Hasil bawah distillation column yang merupakan komponen *crude* gliserol dapat dimanfaatkan untuk dijual kembali, namun karena masih mengandung komponen *impurities* lainnya, sehingga untuk dapat memanfaatkan hasil gliserol, *crude* gliserol tersebut perlu dilakukan pemurnian

kembali yaitu dengan proses distilasi lanjutan terhadap *crude* gliserol sehingga akan didapatkan gliserol yang lebih murni.

Pada proses lanjutan tersebut, gliserol dapat mencapai kemurnian yang lebih tinggi yaitu 99% dan dapat dimanfaatkan untuk dijual kembali sehingga keuntungan yang didapatkan akan lebih tinggi. Seperti yang disebutkan oleh Rifa'i, dkk. (2020), harga jual gliserol murni mencapai US\$900 per ton sementara harga jual *crude* gliserol hanya sebesar US\$240 per ton. Dari data tersebut, gliserol murni memiliki harga jual yang relatif lebih tinggi, dikarenakan gliserol murni dapat dimanfaatkan kembali oleh berbagai industri.

Pemanfaatan gliserol murni tersebut dapat meningkatkan laba perusahaan jika dibandingkan dengan proses pada kondisi awal sebelum dilakukan optimasi. Perbandingan tersebut dapat dilihat pada **Tabel 6. 1**. Berdasarkan perbandingan tersebut, proses pemurnian lanjutan gliserol dengan metode distilasi dapat dikatakan lebih optimal, terutama jika dibandingkan dari segi ekonomi.

Tabel VI. 1 Perbandingan Sebelum dan Setelah Optimasi dilakukan

	Sebelum Efisiensi dan Optimasi	Setelah Efisiensi dan Optimasi
Susunan Alat	Distilasi	Distiasi dilanjutkan proses distilasi yang ke-2
Kemurnian Gliserol	95,1%	99,9%
Produk yang Dijual	Biodiesel	Biodiesel dan Gliserol
Kapasitas Produksi	1.137.500.000 kg biodiesel/tahun	1.137.500.000 kg biodiesel/tahun
		115.271.826 kg gliserol/tahun
Harga Produk	Rp 15.000 / kg biodiesel	Rp 15.000 / kg biodiesel
		Rp 13.100 / kg gliserol
Laba Bersih yang didapatkan	Rp2.464.168.304.996,65	Rp14.201.298.436.652,10

VI.4 Kesimpulan

Penambahan alat distilasi sebagai alat yang digunakan untuk pemurnian *crude* gliserol terbukti akan sangat memberikan keuntungan yang lebih bagi perusahaan, yaitu sebesar Rp14.201.298.436.652,10 dibandingkan dengan pabrik biodiesel yang tidak memanfaatkan gliserol untuk dijual kembali.

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB VII

UTILITAS

Utilitas memiliki peran yang sangat penting dalam pelaksanaan proses operasi produksi, dan merupakan penunjang utama dalam proses produksi biodiesel ini. Utilitas yang dibutuhkan pada pabrik Biodiesel ini adalah sebagai berikut.

- a. Air, yang terdiri dari air sanitasi, air umpan boiler, dan air pendingin
- b. Steam, yaitu kebutuhan steam pada peralatan produksi
- c. Listrik, yang dibutuhkan untuk peralatan, penerangan, dan lain-lain.
- d. Bahan bakar, yang dibutuhkan untuk unit penyediaan steam.

VII.1 Unit Penyediaan Air

VII.1.1 Air Sanitasi

Air sanitasi yang dibutuhkan berupa **air sanitasi untuk karyawan, laboratorium, pemadam kebakaran, dan lain-lain.**

- a. Air untuk karyawan

Menurut WHO, kebutuhan air setiap orang adalah sebanyak 120 kg per hari,.

Asumsi : 120 kg/hari (WHO)

Jumlah karyawan 223 orang

$$\begin{aligned}
 \text{Total air yang dibutuhkan} &= \frac{120 \text{ kg/hari} \times 223 \text{ orang}}{995,68 \text{ kg/m}^3} \\
 &= \frac{26775 \text{ kg/hari}}{995,68 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 26,8912 \text{ m}^3/\text{hari}
 \end{aligned}$$

- b. Air untuk laboratorium

Diasumsikan air untuk laboratorium sebesar 30% dari kebutuhan air untuk karyawan, sehingga

$$\begin{aligned}
 \text{Total air yang dibutuhkan} &= 30\% \times \text{kebutuhan air karyawan} \\
 &= 30\% \times 26,8912 \\
 &= 8,06735 \text{ m}^3/\text{hari}
 \end{aligned}$$

c. Air untuk pemadam kebakaran

Air untuk pemadam kebakaran diasumsikan sebesar 40% dari total air untuk karyawan dan laboratorium, sehingga

$$\begin{aligned} \text{Total air yang dibutuhkan} &= 40\% \times (26,8912 + 8,06735) \\ &= 13,9834 \text{ m}^3/\text{hari} \end{aligned}$$

Total air sanitasi yang dibutuhkan untuk menunjang kegiatan proses produksi pada pabrik Biodiesel adalah jumlah air untuk karyawan, air untuk laboratorium, dan air untuk pemadam kebakaran.

$$\begin{aligned} \text{Total Air Sanitasi} &= 26,89116985 + 8,067350956 + 13,98340832 \\ &= 48,94192913 \text{ m}^3/\text{hari} \end{aligned}$$

VII.1.2 Air Umpan Boiler

Air umpan boiler dihitung berdasarkan kebutuhan steam pada proses produksi biodiesel yaitu pada feed tank, reaktor, vaporizer dan distilasi. Kebutuhan steam pada Pabrik Biodiesel adalah sebagai berikut.

Tabel VII. 1 Kebutuhan Steam pada Pabrik Biodiesel

Nama Alat	Kebutuhan Steam (kg/jam)
Raw Material Oil Feed Tank	4725,182667
Reaktor Esterifikasi	4041,228345
Reaktor Transesterifikasi	9544,13986
Pre-heater Distilasi	3825,087517
Pre-heater Vaporizer	11401,8017
Vaporizer	8997,282009
Distilasi	15170,55329
Total	57705,27539

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan Steam} &= 57705,3 \text{ kg/jam} \\ &= 1384927 \text{ kg/hari} \\ &= \frac{1384927}{24} \text{ kg} \\ &= 995,68 \text{ kg/m}^3 \\ &= 1390,94 \text{ m}^3/\text{hari} \end{aligned}$$

Kebutuhan air umpan boiler ditambahkan sebanyak 20% dari total kebutuhan steam, sehingga

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan air umpan boiler} &= 1,2 \times \text{kebutuhan stean} \\
 &= 1,2 \times 1384926,609 \\
 &= 1.661.911,93 \text{ kg/hari} \\
 &= 1.669,12 \text{ m}^3 \\
 &= 440935,440 \text{ gallon/hari}
 \end{aligned}$$

VII.1.3 Air Pendingin

Kebutuhan air pendingin dalam proses produksi biodiesel adalah kebutuhan air pendingin pada kondenser, cooler. Air pendingin yang dibutuhkan berasal dari peralatan berikut.

Tabel VII. 2 Kebutuhan Steam pada Peralatan Proses

Nama Alat	Kebutuhan Steam (kg/jam)
Condenser Vaporizer	7329,112481
Cooler Biodiesel	218699,7383
Cooler Distilasi	323334,4906
Condenser Gliserol	1188,841008
Total	550552,1824

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan air pendingin} &= 550552 \text{ kg/jam} \\
 &= 13213252,38 \text{ kg/hari}
 \end{aligned}$$

Kebutuhan air pendingin direncanakan akan ditambahkan sebesar 20% dari total kebutuhan air, sehingga:

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan air pendingin} &= 1,2 \times \text{Total kebutuhan air pendingin} \\
 &= 1,2 \times 13213252,38 \\
 &= 15855902,85 \text{ kg/hari} \\
 &= 15924,69755 \text{ m}^3/\text{hari} \\
 &= 4206859,2 \text{ gal/hari}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Total Kebutuhan Air} &= 12929,0873 + 440935,440 + 4206859,2 \\
 &= 4660723,727 \text{ gallon/hari}
 \end{aligned}$$

Sehingga total kebutuhan air yang digunakan pada pabrik Biodiesel adalah sebanyak 4.660.723,727 gal/hari.

VII.2 Unit Penyediaan Steam

Steam yang dibutuhkan dalam proses produksi biodiesel berasal dari kebutuhan steam dari peralatan proses yang dapat dilihat pada **Tabel VII. 2**.

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan Steam} &= 69246,330 \quad \text{kg/jam} \\ &= 152688,1587 \quad \text{lb/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Suhu Steam} &120 \quad \text{C} \\ \text{Tekanan} &1 \quad \text{atm} \\ \text{Suhu air umpan boiler} &30 \quad \text{C} \end{aligned}$$

Berdasarkan steam table

$$\begin{aligned} \text{Enthalpy steam, } H_g &= 303,58 \quad \text{BTU/lb} \\ \text{Enthalpy feed (air), } H_f &= 216,591 \quad \text{BTU/lb} \\ \text{Enthalpy uap air, } H_{fg} &= 869,46 \quad \text{BTU/lb} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_p &= \frac{M_s \times (H_g - H_f)}{H_{fg} \times 34,5} \\ &= \frac{152688,1587 \times (303,58 - 216,591)}{869,46 \times 34,5} \\ &= 442,7932525 \quad \text{HP} \end{aligned}$$

Kapasitas Boiler

$$\begin{aligned} Q &= \frac{M_s \times (H_g - H_f)}{1000} \\ &= \frac{152688,1587 \times (303,58 - 216,591)}{1000} \\ &= 13282,19024 \quad \text{BTU/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{faktor evaporasi} &= \frac{H_g - H_f}{H_{fg}} \\ &= \frac{303,58 - 216,591}{869,46} \\ &= 0,10005 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah air yang dibutuhkan} &= \text{faktor evaporasi} \times \text{rate system} \\ &= 0,10005 \times 152688,1587 \\ &= 15276,36721 \quad \text{lb/jam} \end{aligned}$$

Bahan bakar yang digunakan adalah fuel oil dengan Heating value

$$\begin{aligned} \text{HV} &= 18500 \quad \text{Btu/lb} \\ &= 10286 \quad \text{kcal/kg} \end{aligned}$$

Dengan efisiensi 85%

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan bahan bakar} &= \frac{M_s \times (H_g - H_f)}{\text{efisiensi} \times H_v} \\ &= \frac{152688,1587 \times (303,58 - 216,591)}{0,85 \times 18500} \\ &= 844,654387 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

VII.3 Unit Penyediaan Listrik

Kebutuhan listrik berasal dari pemakaian listrik pada berbagai peralatan proses produksi dan water treatment.

Tabel VII. 3 Total Daya yang dibutuhkan

Nama Alat	Jumlah	Daya (HP)	Total Daya (HP)
Pompa	8	53848,17607	430785,4085
Boiler	1	442,7932525	442,7932525
Total			431228,2018

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan listrik untuk peralatan} &= 431228 \text{ HP} \\ &= 321696 \text{ kW} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan listrik untuk penerangan} &= \frac{\text{luas yang diterangi} \times \text{foot candle}}{\text{efisiensi utilitas} \times \text{Efisiensi penerangan} \times 19100} \\ &= \frac{3650000 \times 1}{0,8 \times 0,8 \times 19100} \\ &= 318,499 \text{ kW} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan listrik untuk lain-lain} &= \frac{10}{0,8 \times 0,75} \\ &= 16,66667 \text{ kW} \end{aligned}$$

VII.4 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Bahan bakar yang dibutuhkan adalah bahan bakar untuk boiler, seperti yang terdapat pada sub-bab unit penyediaan steam.

$$\text{Kebutuhan bahan bakar} = 844,654387 \text{ lb/jam}$$

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB VIII

ANALISA EKONOMI

Kapasitas produksi	=	1.300.000.000	L/tahun
	=	1.137.500.000	kg/tahun
Lama operasi	=	300	hari
Nilai tukar rupiah	=	Rp 14.683,00	(Update 18 Mei 2022)
Pengadaan alat	=	2022	
Mulai konstruksi, tahun	=	2023	
Lama konstruksi	=	2	tahun
Mulai beroperasi, tahun	=	2025	

VIII.1 Harga Tanah

Luas tanah dan bangunan	=	7.300.000	m ²
Harga tanah per m ²	=	Rp 500.000	
Harga tanah total	=	Rp 500.000	x 7.300.000 m ²
	=	Rp 3.650.000.000.000	

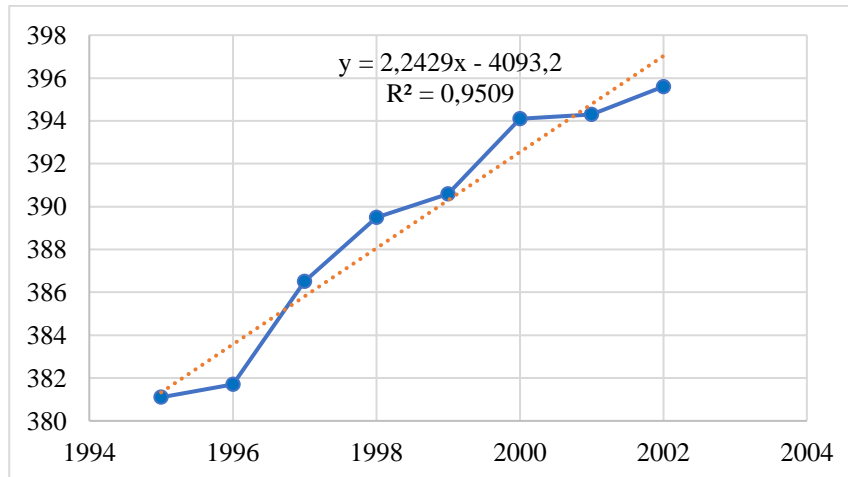
VIII.2 Harga Peralatan

Harga peralatan setiap tahun akan berubah tergantung pada perubahan ekonomi. Apabila harga alat pada beberapa tahun yang lalu diketahui, maka harga alat pada masa sekarang dapat ditaksir dengan menggunakan *Chemical Engineering Plant Cost Index*. Besarnya harga alat dapat dinyatakan sebagai berikut.

$$\text{Harga Sekarang} = \frac{\text{Index harga tahun sekarang}}{\text{index harga tahun y}} \times \text{harga tahun y}$$

Tabel VIII. 1 *Chemical Engineering Plant Cost Index* untuk *All Industry*

Tahun	Annual Index
1995	381,10
1996	381,70
1997	386,50
1998	389,50
1999	390,60
2000	394,10
2001	394,30
2002	395,60



Dari grafik tersebut didapatkan persamaan $y=2,2429x-4093,2$ dimana:

y = tahun

x = indeks harga

Sehingga data annual index pada tahun-tahun berikutnya dapat diketahui dengan menggunakan persamaan yang telah didapatkan dari grafik di atas.

$$y = 2,2429 x - 4093,2$$

Tabel VIII. 2 Annual Index

Tahun	Annual Index	Tahun	Annual Index
2003	399,3287	2015	426,2435
2004	401,5716	2016	428,4864
2005	403,8145	2017	430,7293
2006	406,0574	2018	432,9722
2007	408,3003	2019	435,2151
2008	410,5432	2020	437,458
2009	412,7861	2021	439,7009
2010	415,029	2022	441,9438
2011	417,2719	2023	444,1867
2012	419,5148	2024	446,4296
2013	421,7577	2025	448,6725
2014	424,0006		

VIII.3 Perhitungan Harga Peralatan Proses

Harga peralatan pada perhitungan analisa ekonomi ini merupakan harga yang didapatkan dari <http://www.matche.com> yang memberikan harga dari Gulf Coast USA, data yang diperoleh dari <http://www.matche.com> merupakan data tahun 2014.

Contoh perhitungan:

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah} &= 1 \text{ unit} \\
 \text{Harga 2014} &= \$ 3.000 \\
 \text{Harga 2022} &= \frac{\text{Index tahun 2022}}{\text{Index tahun 2014}} \times \text{Harga tahun 2014} \\
 &= \frac{441,9438}{424,0006} \times \$ 3.000 \\
 &= \$ 3.126,96
 \end{aligned}$$

Tabel VIII. 3 Harga Peralatan

No.	Nama Alat	Jumlah	Harga Satuan (USD)		Total (USD)
			2014	2022	
1	Box Tank With Screen	1	67.400,00	70.252,29	70.252,29
2	Screen Trap	1	50.800,00	52.949,80	52.949,80
3	Oil Feed Tank	1	77.800,00	81.092,40	81.092,40
4	MeOH Storage Tank	1	56.500,00	58.891,01	58.891,01
5	H2SO4 Storage Tank	1	55.700,00	58.057,16	58.057,16
6	KOH Storage Tank	1	64.800,00	67.542,26	67.542,26
7	Mixing Acid Catalyst Tank	1	398.000,00	414.842,89	414.842,89
8	Mixing Base Catalyst Tank	1	422.800,00	440.692,39	440.692,39
9	Reaktor Esterifikasi	2	823.500,00	858.349,54	1.716.699,08
10	Reaktor Transsterifikasi	1	826.400,00	861.372,26	861.372,26
11	Neutralizer Tank	1	290.600,00	302.897,85	302.897,85
12	Filter Press	1	169.600,00	176.777,27	176.777,27
13	Settling Separation Tank	1	658.200,00	686.054,24	686.054,24
14	Vaporizer	1	663.744,00	691.832,85	691.832,85
15	Condenser	2	395.900,00	412.654,02	825.308,03
16	Cooler	2	369.500,00	385.136,80	770.273,60
17	Distillation Column	1	860.352,00	896.761,07	896.761,07
18	Reboiler	1	119.100,00	124.140,17	124.140,17
19	Biodiesel Tank	4	145.600,00	151.761,62	607.046,47
20	Crude Gliserol Tank	2	110.600,00	115.280,46	230.560,92
21	Heater	3	120.900,00	126.016,34	378.049,03
22	Pump	8	25.900,00	26.996,06	215.968,46
Total Harga Peralatan (USD)					9.728.061,50

Perhitungan Harga Peralatan Proses

Kurs Dollar Amerika \$1 = Rp 14.683,00

Harga Peralatan proses pada tahun 2022 = Rp142.837.126.975,69

VIII.4 Harga Peralatan dan Kebutuhan Utilitas

Utilitas meliputi:

1. Steam
2. Air
3. Listrik
4. Bahan Bakar

Harga peralatan utilitas diperkirakan 45% dari Harga peralatan (Tabel 6.1 Coulson & Richadson).

$$\begin{aligned} \text{Harga peralatan utilitas} &= 0,45 \times \text{Rp}142.837.126.975,69 \\ &= \mathbf{\text{Rp } 64.276.707.139,06} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total harga peralatan} &= \text{Harga peralatan} + \text{Harga peralatan utilitas} \\ &= \text{Rp } 142.837.126.976 + \text{Rp } 64.276.707.139 \\ &= \mathbf{\text{Rp } 207.113.834.114,74} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan steam} &= 69246,33047 \text{ kg/jam} \\ &= 0,43831 \text{ kg} \\ &= 0,96647 \text{ lb/tahun.unit} \\ \text{Harga Steam} &= \$ 3,50 / 1000 \text{ lb (Timmerhaus, app. B table 5, 815)} \\ \text{Kebutuhan Air} &= 4660723,727 \text{ gallon/hari} \\ &= 1,229 \text{ gallon/tahun.unit} \\ \text{Harga Air} &= \$ 1,50 / 1000 \text{ gal (Timmerhaus, app. B table 5, 815)} \\ \text{Kebutuhan Listrik} &= 322333,2368 \text{ kWh} \\ &= 0,00028 \text{ kWh/unit} \\ \text{Harga Listrik} &= \$ 0,10 / kWh \\ \text{Kebutuhan bahan bakar} &= 844,654 \text{ lb/jam} \\ &= 2,407 \text{ bbl/jam} \\ &= 0,0000152 \text{ bbl/tahun.unit} \\ \text{Harga bahan bakar} &= \$ 20,0 /bbl \end{aligned}$$

Tabel VIII. 4 Harga Kebutuhan Utilitas

Utilitas	Kebutuhan	Unit	Harga (\$/unit)	Total Harga (\$)
Steam	0,96818	lb	0,0035	0,003
Air	1,229	gal	0,0015	0,002
Listrik	0,00028	kWh	0,10	0,000028
Bahan bakar	0,0000152	bbl	20,0	0,000305
Harga Total				\$ 0,0056

$$\begin{aligned} \text{Total harga kebutuhan utilitas} &= \$ 0,0056 \times \text{Rp } 14.683,00 \\ &= \mathbf{\text{Rp } 81,73} \end{aligned}$$

VIII.5 Harga Bahan Baku dan Penjualan Produk

VIII.5.1 Perhitungan Biaya Bahan Baku

$$\begin{aligned}
 \text{Kapasitas produksi} &= 1.300.000.000 \text{ L/tahun} \\
 &= 1.137.500.000 \text{ kg/tahun} \\
 &= 3.791.667 \text{ kg/hari}
 \end{aligned}$$

Tabel VIII. 5 Biaya Bahan Baku

No	Bahan Baku	Kebutuhan (kg/jam)	Harga (Rp/kg)	Total (Rp/jam)
1	Minyak Jelantah	163.379,45	4.000	653.517.807
2	H ₂ SO ₄	1.719,85	27.000	46.436.073
3	KOH	2.774,20	30.000	83.226.005
4	Metanol	27.858,41	20.000	557.168.265
Total Biaya Bahan Baku per jam				Rp 1.340.348.149

VIII.5.2 Perhitungan Hasil Penjualan Produk

Tabel VIII. 6 Harga Penjualan Produk

Produk	Kapasitas (kg/tahun)	Harga (Rp/kg)	Harga (Rp/tahun)
Biodiesel 98%	1.137.500.000	15.000	17.062.500.000.000
Total Penjualan Produk per tahun			17.062.500.000.000

VIII.6 Gaji Karyawan

Biaya untuk keperluan gaji karyawan selama satu bulan, dapat diperkirakan:

$$\text{Kapasitas produksi biodiesel} = 1.137.500.000 \text{ kg/tahun}$$

$$\text{Jumlah hari efektif dalam 1 tahun} = 300 \text{ hari}$$

$$\text{Kondisi rata-rata} = \frac{1.137.500.000 \text{ kg/tahun}}{300 \text{ hari/tahun}}$$

$$= 3.791.667 \text{ kg/hari}$$

$$\text{Dengan kondisi rata - rata sebesar} = 3.791.667 \text{ kg/hari}$$

Berdasarkan figure 6-9 Peter & Timmerhause 4 edition, jam kerja yang dibutuhkan adalah 119 Jam kerja/(hari)(tahap proses). Karena ada 5 tahapan proses dalam pabrik, maka jam kerja yang diperlukan:

$$\begin{aligned}
 M &= 119 \text{ Jam kerja/(hari)(tahap proses)} \quad \times \quad 5 \text{ tahapan proses} \\
 &= 595 \text{ jam kerja/hari}
 \end{aligned}$$

$$\text{jika 1 hari ada 3 shift, maka} = 8 \text{ Jam kerja / karyawan.hari}$$

$$\text{Total karyawan} = 74 \text{ Orang/shift}$$

$$= 223 \text{ orang}$$

Tabel VIII. 7 Daftar Gaji Karyawan

No	Jabatan	Gaji/Bulan (Rp)	Jumlah	Jumlah/Bulan (Rp)
1	Dewan Komisaris	65.000.000	3	195.000.000
2	Direktur Utama	45.000.000	1	45.000.000
3	Direktur Produksi	35.000.000	1	35.000.000
4	Direktur Pemasaran	35.000.000	1	35.000.000
5	Direktur Keuangan	35.000.000	1	35.000.000
6	Direktur SDM	35.000.000	1	35.000.000
7	Sekretaris	12.000.000	3	36.000.000
8	Kepala Bagian			
9	a. Proses	9.000.000	5	45.000.000
10	b. Quality Control	9.000.000	5	45.000.000
11	c. Promosi	9.000.000	5	45.000.000
12	d. Penjualan	9.000.000	5	45.000.000
13	e. Pembukuan	9.000.000	5	45.000.000
14	f. Pengelolaan Dana	9.000.000	5	45.000.000
15	g. Kepegawaian	9.000.000	2	18.000.000
16	Dokter	14.000.000	5	70.000.000
17	Perawat	4.500.000	5	22.500.000
18	Karyawan			
19	a. Proses	6.000.000	35	210.000.000
20	b. Quality Control	6.000.000	30	180.000.000
21	c. Promosi	6.000.000	15	90.000.000
22	d. Penjualan	6.000.000	15	90.000.000
23	e. Pembukuan	6.000.000	10	60.000.000
24	f. Pengelolaan Dana	6.000.000	10	60.000.000
25	g. Kepegawaian	6.000.000	10	60.000.000
26	Sopir	4.500.000	15	67.500.000
27	Cleaning Service	3.500.000	15	52.500.000
28	Karyawan tidak tetap	3.500.000	15	52.500.000
Total Gaji				1.719.000.000

Biaya gaji karyawan dalam 1 bulan = Rp 1.719.000.000

Biaya gaji karyawan selama 1 tahun = **Rp 20.628.000.000**

VIII.7 Analisa Ekonomi

Analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang telah direncanakan layak untuk didirikan atau tidak. Untuk itu, perlu dilakukan evaluasi atau penilaian investasi, dengan mempertimbangkan hal-hal berikut ini:

1. Laju pengembalian modal (*Internal Rate of Return, IRR*)
2. Waktu pengembalian modal minimum (*Minimum Pay Out Period, MPP*)
3. Titik Impas (*Break Event Point, BEP*)

Sebelum dilakukan analisa terhadap ketiga faktor diatas perlu dilakukan peninjauan terhadap beberapa hal sebagai berikut:

1. Penaksiran modal (*Total Capital Investment, TCI*) yang meliputi :
 - a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment, FCI*)
 - b. Modal kerja (*Working Capital Investment, WCI*)
2. Penentuan biaya produksi (*Total Production Cost, TPC*) yang terdiri :
 - a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya Plant Overhead (*Plant overhead cost*)
 - c. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)
3. Biaya Total

Untuk mengetahui besarnya titik impas (*BEP*) perlu dilakukan penaksiran terhadap

- a. Biaya tetap
- b. Biaya semi variabel
- c. Biaya variabel

VIII.7.1 Penentuan Total Capital Investment (TCI)

1. Modal Tetap

No.	Komponen	(%)	Harga
A	Direct Cost		
1	Pengadaan Alat	100	Rp 207.113.834.114,74
2	Instalasi	8	Rp 16.569.106.729,18
3	Instrumentasi dan Control	32	Rp 66.276.426.916,72
4	Perpipaan	62	Rp 128.410.577.151,14
5	Listrik	12	Rp 24.853.660.093,77
6	Harga FOB	ad. 1-5	Rp 443.223.605.005,55
7	Ongkos kapal laut	10	Rp 44.322.360.500,55
8	Harga C&F	ad. 6-7	Rp 487.545.965.506,10
9	Biaya asuransi	1	Rp 4.875.459.655,06
10	Harga CIF	ad. 8-9	Rp 492.421.425.161,17
11	Angkutan barang	12	Rp 59.090.571.019,34
12	Bangunan pabrik	25	Rp 51.778.458.528,69
13	Service facilities	40	Rp 82.845.533.645,90
14	Yard improvement	35	Rp 72.489.841.940,16

15	Tanah		Rp	3.650.000.000.000
17	Direct Cost, Jumlah		Rp	5.831.816.825.968,07
B	Indirect Cost			
11	Engineering & supervisions	8	Rp	466.545.346.077,45
12	Costruction expenses	12	Rp	699.818.019.116,17
13	Legal expenses	10	Rp	583.181.682.596,81
14	Contractor's fee	22	Rp	1.282.999.701.712,97
15	Contingency	44	Rp	2.565.999.403.425,95
16	Indirect Cost, Jumlah		Rp	5.598.544.152.929,34
C	Fixed Capital Investment			
17	FCI		Rp	11.430.360.978.897,40
D	Working Capital Investment			
18	WCI	15	Rp	2.017.122.525.687,78
E	Total Capital Investment			
	TCI		Rp	13.447.483.504.585,20

Modal investasi terbagi atas:

- 1 Modal sendiri (equity) 60% FCI = Rp 6.858.216.587.338,44
- 2 Modal pinjaman bank (loan) 40% FCI = Rp 4.572.144.391.558,96

Return of Investment

Return of Investment atau of return adalah laju pengembalian modal yang dapat dihitung dari laba bersih per tahun dibagi modal, seperti pada persamaan berikut.

$$\text{Rate of return} = \frac{\text{laba bersih per tahun}}{\text{modal}} \times 100\%$$

Dimana:

Laba bersih = total penjualan - total produksi - pajak penghasilan

Total Production Cost (TPC) per unit produk

Manufacturing Cost

A. Direct Production Cost

1	Bahan Baku (1 tahun)		ad 1	Rp	8.483,96
2	Tenaga Kerja		ad 2	Rp	18,13
3	Biaya supervisi (pengawasan langsung)	10%	ad 2	Rp	1,81
4	Utilitas			Rp	81,73
5	Maintenance dan perbaikan (7% FCI)	7%	FCI	Rp	703,41
6	Operating Supplies	10%	ad 5	Rp	70,34
7	Laboratorium	10%	ad 5	Rp	70,34
8	Produk dan royalti	1%	TPC	1% TPC	
9	Direct Production Cost	1%	TPC	Rp 9.429,72 + 0,01 TPC	

B. Fixed Charges

1	Depresiasi	10%	FCI	Rp	1.004,87
2	Pajak Kekayaan	2%	FCI	Rp	200,97
3	Asuransi	0,5%	FCI	Rp	50,24
4	Fixed Charges			Rp	1.256,08

C. Plant Over-head Cost

1	Ongkos buruh			Rp	18,13
2	Supervise			Rp	1,81
3	Pemeliharaan			Rp	703,41
4	Jumlah			Rp	723,35
5	Plant Overhead Cost	70%		Rp	506,35

Total biaya Manufacturing Cost

$$\begin{aligned} \text{Manufacturing Cost} &= \text{DPC} + \text{FC} + \text{POC} \\ &= \text{Rp } 9.429,7 + 0,01 \text{ TPC} + \text{Rp}1.256,08 + \text{Rp}11.192,16 \\ &= \text{Rp } 11.192,16 + 0,01 \text{ TPC} \end{aligned}$$

General Expenses

1	Administrasi	15%		Rp	108,50
2	Distribusi dan penjualan			Rp	-
3	R&D	2%		Rp	300,00
4	Financing	12%		Rp	567,45
Total General Expenses (GE)				Rp	975,96

$$\begin{aligned} \text{Total Production Cost (TPC)} &= \text{Manufacturing Cost} + \text{General Expenses} \\ 0,99 \text{ TPC} &= \text{Rp } 11.192,16 + 0,01 \text{ TPC} + \text{Rp}975,96 \\ \text{TPC} &= \text{Rp } 12.168,11 \\ \text{TPC} &= \text{Rp } \mathbf{12.291,02} \end{aligned}$$

Gross Earning

$$\begin{aligned} \text{Gross Earning} &= \text{Total penjualan} - \text{Total production cost} \\ &= \text{Rp}15.000 - \text{Rp}12.291,02 \\ &= \text{Rp}2.708,98 \text{ per unit} \end{aligned}$$

$$\text{Gross Earning} = \text{Rp } \mathbf{3.081.460.381.245,81} \text{ per tahun}$$

$$\text{Laba bersih} = \text{Gross earning} - \text{pajak pendapatan}$$

$$\begin{aligned} \text{Pajak pendapatan} &= (30\% \times \text{Rp}10.000.000.000) + (20\% \times \text{Rp}3.071.460.381.245,81) \\ &= \text{Rp}3.000.000.000 + \text{Rp}614.292.076.249,16 \end{aligned}$$

$$\text{Pajak pendapatan} = \text{Rp} \mathbf{617.292.076.249,16}$$

$$\text{Laba bersih} = \text{Rp}3.081.460.381.245,81 - \text{Rp}617.292.076.249,16$$

$$\text{Laba bersih} = \text{Rp} \mathbf{2.464.168.304.996,65}$$

Pay Out Time (POT)

$$\text{POT} = 5,64 \text{ tahun}$$

Rate of Return (IRR)

$$\text{IRR} = 17,03\%$$

Break Even Point (BEP)**Fixed Charges (FC)**

Depresiasi	Rp 1.004,87
Pajak kekayaan	Rp 200,97
Asuransi	Rp 50,24
Ongkos sewa	Rp -
Jumlah FC	Rp 1.256,08

Semi Variabel Cost (SVC)

Buruh langsung	Rp 18,13
Plant over head cost	Rp 506,35
Pengawasan pabrik	Rp 1,81
General expenses	Rp 975,96
Laboratorium dan kontrol	Rp 70,34
Pemeliharaan dan perbaikan	Rp 703,41
Plant supplies	Rp 70,34
Jumlah SVC	Rp 2.346,34

Variabel Cost (VC)

Bahan baku	Rp 8.483,96
Utilitas	Rp 81,73
Pengemasan	
Patent Royalties	Rp 122,91
Jumlah VC	Rp 8.688,60

Hasil penjualan produk (S) Rp 15.000

Break Even Point (BEP)

BEP dihitung berdasarkan cashflow, didapatkan

BEP = 47,07%

BAB IX

KESIMPULAN

Berdasarkan uraian proses pabrik Biodiesel dari minyak jelantah dengan tahapan proses esterifikasi dan transesterifikasi, didapatkan kesimpulan sebagai berikut.

1. Kapasitas pabrik biodiesel dari minyak jelantah ini adalah sebesar 1.300.000.000 L/tahun yang direncanakan akan didirikan di kabupaten Karanganyar, Jawa Tengah dengan pertimbangan faktor utama maupun faktor pendukung
2. Bahan baku yang digunakan dalam proses produksi biodiesel dari minyak jelantah adalah minyak jelantah, yaitu sebanyak 163.379,45 kg/jam, methanol sebanyak 27.858,41 kg/jam, H₂SO₄ sebanyak 1.719,85 kg/jam, dan KOH, sebanyak 2.774,20 kg/jam.
3. Proses produksi biodiesel yang dipilih adalah proses esterifikasi – transesterifikasi dengan proses *continuous*. Produk utama yang dihasilkan adalah biodiesel yang sesuai dengan standar SNI. Selain itu terdapat produk samping berupa gliserol.
4. Berdasarkan Analisa ekonomi yang telah dilakukan, pabrik biodiesel dari minyak jelantah ini akan menghasilkan laba bersih sebesar Rp2.464.168.304.996,65 per tahun, dengan waktu pengembalian modal selama 5,615 tahun, dan IRR sebesar 17,03%, serta BEP sebesar 47,07%.
5. Pada pabrik biodiesel ini, dilakukan efisiensi dan optimasi proses yaitu penambahan proses distilasi sebagai proses lanjutan dari pemurnian gliserol. Setelah dilakukan proses efisiensi dan optimasi, gliserol yang dihasilkan mencapai kemurnian hingga 99,8% sehingga dapat dimanfaatkan untuk dijual kembali. Keuntungan perusahaan setelah proses efisiensi dan optimasi semakin meningkat yaitu mencapai Rp14.201.298.436.652,10 per tahun.

Halaman ini sengaja dikosongkan

DAFTAR PUSTAKA

- Arita, S., Dara, M. B., & Irawan, J. (2008). Pembuatan Metil Ester Asam Lemak Dari CPO Off Grade Dengan Metode Esterifikasi-Transesterifikasi. *Jurnal Teknik Kimia*, 15(2), 34–43. <https://doi.org/52-150-1-PB>
- Contreras-Andrade, I., Avella-Moreno, E., Sierra-Cantor, J. F., Guerrero-Fajardo, C. A., & Sodr , J. R. (2015). Purification of glycerol from biodiesel production by sequential extraction monitored by ¹H NMR. *Fuel Processing Technology*, 132, 99–104. <https://doi.org/10.1016/j.fuproc.2014.12.016>
- Geankoplis, C. J. (2003). *Transport Processes and Separation Process Principles*. Pearson Education, Inc.
- Gerpen, J. Van, Shanks, B., & Pruszko, R. (2004). Biodiesel Production Technology. *Catalysis from A to Z*, July. <https://doi.org/10.1002/9783527809080.cataz01943>
- Oktaviani, K., Suntoro, D., Fauzia Ladiba, A., Tiara Sasti, H., Anggono, T., Gusti Ngurah Agung Surya Pradipta Negara, I., Litbang ESDM Jl Ciledug Raya Kav, B., Selatan, J., & Panjang Sebuah Perjuangan, J. (2021). *Jejak Panjang Sebuah Perjuangan*.
- Himmelblau, D. M., & Riggs, J. B. (2012). *Basic Principles and Calculations in Chemical Engineering* (Eight Edit). Pearson Education, Inc.
- Perry, R. H., & Green, D. W. (1998). *Perry's Chemical Engineers' Handbook* (Seventh Ed). McGraw-Hill.
- Smith, J. M., Van Ness, H. C., & Abbot, M. M. (2001). *Chemical Engineering Thermodynamics* (Sixth Edit). McGraw-Hill.
- Rifa'i, A., Yuliani, H., Purnamastuti, F. N., Kalembang, E., Mayasari, R. D., Fitriani, D. A., & Hidayat, A. S. (2020). Pemurnian Gliserin Dengan Menggunakan Metode Adsorpsi Karbon Aktif Lokal. *Jurnal Inovasi dan Teknologi Material*, 1(2), 1–6. <https://doi.org/10.29122/jitm.v1i2.3578>.
- Yaws, C. L. (1997). *Handbook of Chemical Compound Data for Process Safety*. Gulf Publishing Company.

Halaman ini sengaja dikosongkan

APPENDIX A NERACA MASSA

Kapasitas produksi = 1,137,500,000 kg/tahun
 = 3,791,666.67 kg/hari
 Waktu operasi = 300 hari/tahun
 = 24 jam/hari
 Basis = 1 jam

Komposisi bahan baku:

Kandungan	Komposisi (% Berat)	Bahan Baku (kg/jam)
Minyak jelantah	0.835	163379.45
Metanol	0.14	27858.41
KOH	0.01	2774.20
H ₂ SO ₄	0.01	1719.85
Total	1.00	195731.92

Komposisi minyak jelantah:

Komponen	Komposisi (% Berat)
Trigliserida	0,923
FFA	0,055
Air	0,002
Impurities	0,02
Total	1

Komponen Trigeliserida dalam Minyak Jelantah

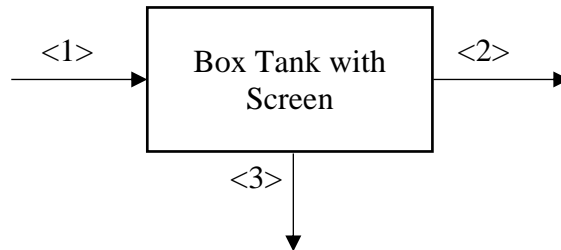
Komponen	BM	Rumus Molekul	Fraksi Berat
Tri Laurat gliserida	638	C ₃₉ H ₇₄ O ₆	0,002
Tri palmitat gliserida	806	C ₅₁ H ₉₈ O ₆	0,475
Tri miristat gliserida	722	C ₄₅ H ₈₆ O ₆	0,012
Tri stearat gliserida	890	C ₅₇ H ₁₁₀ O ₆	0,045
Tri oleat gliserida	884	C ₅₇ H ₁₀₄ O ₆	0,366
Tri linoleat gliserida	878	C ₅₇ H ₉₈ O ₆	0,1
Total			1

Komponen FFA dalam Minyak Jelantah

Komponen	BM	Rumus Molekul	Fraksi Berat
Asam Laurat	200	C ₁₂ H ₂₄ O ₂	0,002
Asam Miristat	228	C ₁₆ H ₃₂ O ₂	0,475
Asam Palmitat	256	C ₁₄ H ₂₈ O ₂	0,012
Asam Stearat	284	C ₁₈ H ₃₆ O ₂	0,045
Asam Oleat	282	C ₁₈ H ₃₄ O ₂	0,366
Asam Linoleat	280	C ₁₈ H ₃₂ O ₂	0,1
Total			1

A.1 Box Tank with Screen

Untuk menyaring dan menampung minyak jelantah



Menghitung massa komponen trigliserida dalam minyak jelantah:

Bahan baku x fraksi berat x % berat trigliserida dalam minyak

- Tri laurat gliserida = $163379,45 \times 0,002 \times 0,923$
= 301,598 kg
- Tri palmitat gliserida = $163379,45 \times 0,475 \times 0,923$
= 71629,636 kg
- Tri miristat gliserida = $163379,45 \times 0,012 \times 0,923$
= 1809,591 kg
- Tri stearate gliserida = $163379,45 \times 0,045 \times 0,923$
= 6785,966 kg
- Tri oleat gliserida = $163379,45 \times 0,366 \times 0,923$
= 55192,520 kg
- Tri linoleate gliserida = $163379,45 \times 0,1 \times 0,923$
= 15079,923 kg

Menghitung massa komponen FFA dalam minyak jelantah:

Bahan baku x fraksi berat x % berat FFA dalam minyak

- Asam laurat = $163379,45 \times 0,002 \times 0,055$
= 17,972 kg
- Asam miristat = $163379,45 \times 0,475 \times 0,055$
= 4268,288 kg
- Asam palmitat = $163379,45 \times 0,012 \times 0,055$
= 107,830 kg
- Asam stearate = $163379,45 \times 0,045 \times 0,055$
= 404,364 kg
- Asam oleat = $163379,45 \times 0,366 \times 0,055$
= 3288,828 kg
- Asam linoleate = $163379,45 \times 0,1 \times 0,055$
= 898,587 kg

Menghitung massa air dalam minyak jelantah:

Bahan baku x % berat air dalam minyak

$$\begin{aligned} \text{Air} &= 163379,45 \times 0,002 \\ &= 326,759 \text{ kg} \end{aligned}$$

Menghitung massa kotoran dalam minyak jelantah:

Bahan baku x % kotoran dalam minyak jelantah

$$\begin{aligned} \text{Kotoran} &= 163379,45 \times 0,02 \\ &= 3267,589 \text{ kg} \end{aligned}$$

Asumsi kotoran yang tersaring adalah 1% dari total minyak:

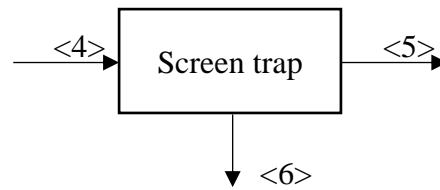
$$\begin{aligned} \text{Kotoran tersaring} &= 0,01 \times 163379,45 \\ &= 1633,795 \text{ kg} \end{aligned}$$

Neraca massa total:

Komponen Masuk	Massa (kg)	Komponen Keluar	Massa (kg)
Aliran <1>		Aliran <2>	
Trigliserida		Trigliserida	
Tri Laurat gliserida	301,598	Tri Laurat gliserida	301,598
Tri palmitat gliserida	71629,636	Tri palmitat gliserida	71629,636
Tri miristat gliserida	1809,591	Tri miristat gliserida	1809,591
Tri stearat gliserida	6785,966	Tri stearat gliserida	6785,966
Tri oleat gliserida	55192,520	Tri oleat gliserida	55192,520
Tri linoleat gliserida	15079,923	Tri linoleat gliserida	15079,923
FFA		FFA	
Asam Laurat	17,972	Asam Laurat	17,972
Asam Miristat	4268,288	Asam Miristat	4268,288
Asam Palmitat	107,830	Asam Palmitat	107,830
Asam Stearat	404,364	Asam Stearat	404,364
Asam Oleat	3288,828	Asam Oleat	3288,828
Asam Linoleat	898,587	Asam Linoleat	898,587
Air	326,759	Air	326,759
Kotoran	3267,589	Kotoran	1633,795
		Aliran <3>	
		Kotoran	1633,795
Total	163379,452	163379,452	

A.2 Screen Trap

Untuk menyaring kotoran dari minyak jelantah



Asumsi kotoran yang tersaring adalah 1% dari total minyak:

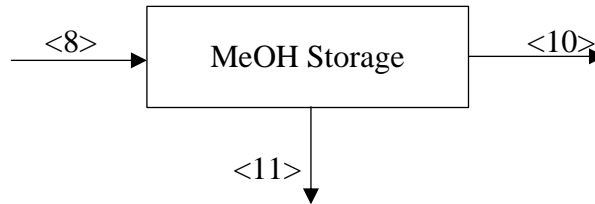
$$\begin{aligned} \text{Kotoran tersaring} &= 0,01 \times 163379,45 \\ &= 1633,795 \text{ kg} \end{aligned}$$

Neraca massa total

Komponen Masuk	Massa(kg)	Komponen Keluar	Massa (kg)
Aliran <4>		Aliran <5>	Aliran <6>
Trigliserida		Trigliserida	
Tri Laurat gliserida	301,598	Tri Laurat gliserida	301,598
Tri palmitat gliserida	71629,636	Tri palmitat gliserida	71629,636
Tri miristat gliserida	1809,591	Tri miristat gliserida	1809,591
Tri stearat gliserida	6785,966	Tri stearat gliserida	6785,966
Tri oleat gliserida	55192,520	Tri oleat gliserida	55192,520
Tri linoleat gliserida	15079,923	Tri linoleat gliserida	15079,923
FFA		FFA	
Asam Laurat	17,972	Asam Laurat	17,972
Asam Miristat	4268,288	Asam Miristat	4268,288
Asam Palmitat	107,830	Asam Palmitat	107,830
Asam Stearat	404,364	Asam Stearat	404,364
Asam Oleat	3288,828	Asam Oleat	3288,828
Asam Linoleat	898,587	Asam Linoleat	898,587
Air	326,759	Air	326,759
Kotoran	1633,795	Aliran <6>	
		Kotoran	1633,795
Total	160111,863	160111,863	

A.3 Metanol Storage

Untuk menampung methanol



Kebutuhan methanol untuk mencampur katalis asam dan basa adalah:

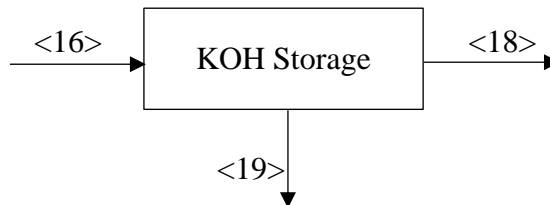
$$\begin{aligned} \text{Massa methanol} &= 2 \times 27858,41 \text{ kg} \\ &= 55716,83 \text{ kg} \end{aligned}$$

Neraca massa total:

Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)	
	Aliran <8>	Aliran <10>	Aliran <11>
Metanol	55716,83	27858,41	27858,41325
Total	55716,83	55716,83	

A.4 KOH Storage

Untuk menampung katalis basa

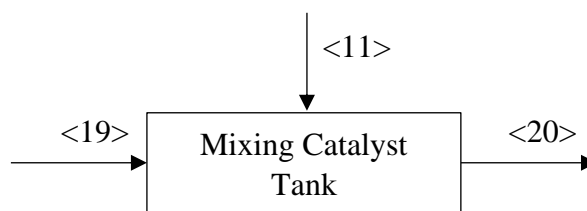


Kebutuhan KOH untuk reaksi transesterifikasi dan reaksi netralisasi:

$$\begin{aligned} \text{Massa KOH} &= 2 \times 2774,20 \text{ kg} \\ &= 5548,40 \text{ kg} \end{aligned}$$

A.5 Mixing Catalyst Tank II (Basa)

Untuk mencampur katalis basa dengan methanol



Reaksi: $\text{KOH} + \text{CH}_3\text{OH} \rightarrow \text{KOCH}_3 + \text{H}_2\text{O}$

KOH mula-mula
 $= \text{Massa KOH} / \text{BM KOH}$
 $= 2774,20 / 56$
 $= 49,53928844 \text{ mol}$

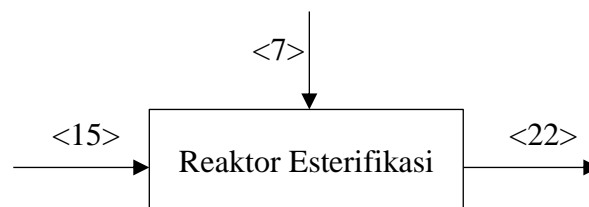
KOH reaksi = 1 x 49,53928844 mol
 = 49,53928844 mol
 KOH sisa = KOH mula-mula – KOH reaksi
 = 49,53928844 - 49,53928844
 = 0
 Metanol mula-mula = Massa methanol / BM Metanol
 = 27858,41325 / 32
 = 870,575414 mol
 Metanol reaksi = 1 x 49,53928844
 = 49,53928844 mol
 Metanol sisa = Metanol mula-mula – Metanol reaksi
 = 870,575414 - 49,53928844
 = 821,03613 mol
 = 26273,16 kg
 Kalium metoksida = 1 x 49,53928844
 = 49,53928844 mol
 = 3467,75 kg
 Air = 1 x 49,53928844
 = 49,53928844 mol
 = 891,71 kg

Neraca massa total:

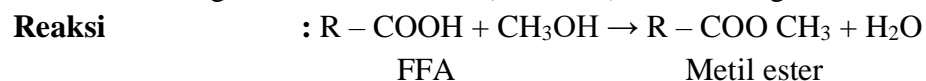
Komponen Masuk	Massa (kg)	Komponen Keluar	Keluar (kg)
	Aliran <19>	Aliran <20>	
KOH	2774,20	Methanol	26273,16
Aliran <11>		Kalium Metoksida	3467,75
Methanol	27858,41	H ₂ O	891,71
Total	30632,61	Total	30632,61

A.6 Reaktor Esterifikasi

Untuk proses esterifikasi (mengubah asam lemak bebas yang terkandung dalam minyak jelantah menjadi ester)



Reaksi esterifikasi mereaksikan FFA dengan methanol menggunakan bantuan katalis asam akan menghasilkan metil ester (biodiesel) dan air dengan konversi sebesar 98%.



a. Asam Laurat (C₁₂H₂₄O₂)

Asam laurat + methanol → metil laurat + air

$$\begin{aligned}
\text{Asam laurat mula-mula} &= \text{Massa asam laurat} / \text{BM asam laurat} \\
&= 17,972 / 200 \\
&= 0,089858698 \text{ mol} \\
\text{Asam laurat reaksi} &= 98\% \times 0,089858698 \\
&= 0,08806152 \text{ mol} \\
&= 17,612304 \text{ kg} \\
\text{Asam laurat sisa} &= \text{Asam laurat mula-mula} - \text{asam laurat reaksi} \\
&= 0,089858698 - 0,08806152 \\
&= 0,001797174 \text{ mol} \\
&= 0,359435 \text{ kg} \\
\text{Jumlah methanol} &= 1 \times 0,08806152 \text{ mol} \\
&= 0,08806152 \text{ mol} \\
&= 2,817978 \text{ kg} \\
\text{Air yang dihasilkan} &= 1 \times 0,08806152 \text{ mol} \\
&= 0,08806152 \text{ mol} \\
&= 1,585107 \text{ kg}
\end{aligned}$$

b. Asam Miristat (C₁₆H₃₂O₂)

$$\begin{aligned}
&\text{Asam miristat} + \text{methanol} \rightarrow \text{metil miristat} + \text{air} \\
\text{Asam miristat mula-mula} &= \text{Massa asam miristat} / \text{BM asam miristat} \\
&= 4268,288 / 228 \\
&= 18,72056 \text{ mol} \\
\text{Asam miristat reaksi} &= 99\% \times 18,72056 \\
&= 18,34615 \text{ mol} \\
&= 4182,92241 \text{ kg} \\
\text{Asam miristat sisa} &= \text{Asam miristat mula-mula} - \text{asam miristat reaksi} \\
&= 18,72056 - 18,34615 \\
&= 0,3744112 \text{ mol} \\
&= 85,36576 \text{ kg} \\
\text{Jumlah methanol} &= 1 \times 18,34615 \text{ mol} \\
&= 18,34615 \text{ mol} \\
&= 587,07681 \text{ kg} \\
\text{Air yang dihasilkan} &= 1 \times 18,34615 \text{ mol} \\
&= 18,34615 \text{ mol} \\
&= 330,230716 \text{ kg}
\end{aligned}$$

c. Asam Palmitat (C₁₄H₂₈O₂)

$$\begin{aligned}
&\text{Asam palmitat} + \text{methanol} \rightarrow \text{metil palmitat} + \text{air} \\
\text{Asam palmitat mula-mula} &= \text{Massa asam palmitat} / \text{BM asam palmitat} \\
&= 107,830 / 256 \\
&= 0,421212 \text{ mol} \\
\text{Asam palmitat reaksi} &= 99\% \times 0,421212 \\
&= 0,41278 \text{ mol} \\
&= 105,67382 \text{ kg} \\
\text{Asam palmitat sisa} &= \text{Asam palmitat mula-mula} - \text{asam palmitat reaksi} \\
&= 0,421212 - 0,41278 \\
&= 0,008424 \text{ mol} \\
&= 2,156608 \text{ kg}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah methanol} &= 1 \times 0,41278 \text{ mol} \\
 &= 0,41278 \text{ mol} \\
 &= 13,20922 \text{ kg} \\
 \text{Air yang dihasilkan} &= 1 \times 0,41278 \text{ mol} \\
 &= 0,41278 \text{ mol} \\
 &= 7,43019 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

d. Asam Stearat (C₁₈H₃₆O₂)

$$\begin{aligned}
 \text{Asam stearat + methanol} &\rightarrow \text{metil stearat + air} \\
 \text{Asam stearat mula-mula} &= \text{Massa asam stearat} / \text{BM asam stearat} \\
 &= 404,364 / 284 \\
 &= 1,42381 \text{ mol} \\
 \text{Asam stearat reaksi} &= 99\% \times 1,42381 \\
 &= 1,395341 \text{ mol} \\
 &= 396,2768 \text{ kg} \\
 \text{Asam stearat sisa} &= \text{Asam stearat mula-mula} - \text{asam stearat reaksi} \\
 &= 1,42381 - 1,395341 \\
 &= 0,02847 \text{ mol} \\
 &= 8,08728 \text{ kg} \\
 \text{Jumlah methanol} &= 1 \times 1,395341 \text{ mol} \\
 &= 1,395341 \text{ mol} \\
 &= 44,6509 \text{ kg} \\
 \text{Air yang dihasilkan} &= 1 \times 1,395341 \text{ mol} \\
 &= 1,395341 \text{ mol} \\
 &= 25,1161 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

e. Asam Oleat (C₁₈H₃₄O₂)

$$\begin{aligned}
 \text{Asam oleat + methanol} &\rightarrow \text{metil oleat + air} \\
 \text{Asam oleat mula-mula} &= \text{Massa asam oleat} / \text{BM asam oleat} \\
 &= 3288,828 / 282 \\
 &= 11,66251 \text{ mol} \\
 \text{Asam oleat reaksi} &= 99\% \times 11,66251 \\
 &= 11,4292 \text{ mol} \\
 &= 3223,051 \text{ kg} \\
 \text{Asam oleat sisa} &= \text{Asam oleat mula-mula} - \text{asam oleat reaksi} \\
 &= 11,66251 - 11,4292 \\
 &= 0,23325 \text{ mol} \\
 &= 65,7765 \text{ kg} \\
 \text{Jumlah methanol} &= 1 \times 11,4292 \text{ mol} \\
 &= 11,4292 \text{ mol} \\
 &= 365,7363 \text{ kg} \\
 \text{Air yang dihasilkan} &= 1 \times 11,4292 \text{ mol} \\
 &= 11,4292 \text{ mol} \\
 &= 205,7267 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

f. Asam Linoleat (C₁₈H₃₂O₂)

$$\begin{aligned}
 \text{Asam linoleat + methanol} &\rightarrow \text{metil linoleat + air} \\
 \text{Asam linoleat mula-mula} &= \text{Massa asam linoleat} / \text{BM asam linoleat}
 \end{aligned}$$

	= 898,5869 / 280
	= 3,2092 mol
Asam linoleat reaksi	= 99% x 3,2092
	= 3,1450 mol
	= 880,6152 kg
Asam linoleat sisa	= Asam linoleat mula-mula – asam linoleat reaksi
	= 3,2092 - 3,1450
	= 0,06418 mol
	= 17,9717 kg
Jumlah methanol	= 1 x 3,1450 mol
	= 3,1450 mol
	= 100,6417 kg
Air yang dihasilkan	= 1 x 3,1450 mol
	= 3,1450 mol
	= 56,6109 kg

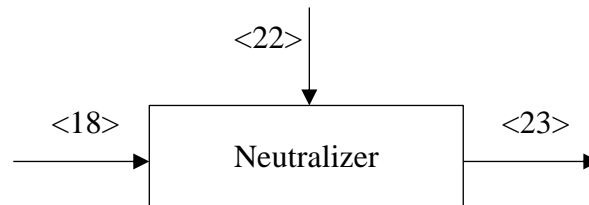
Neraca massa total:

Komponen Masuk	Massa (kg)	Komponen Keluar	Massa (kg)
Aliran <7>		Aliran <22>	
FFA		FFA	
Asam Laurat	17,97173968	Asam Laurat	0,359434794
Asam Miristat	4268,288174	Asam Miristat	85,36576348
Asam Palmitat	107,8304381	Asam Palmitat	2,156608762
Asam Stearat	404,3641428	Asam Stearat	8,087282856
Asam Oleat	3288,828362	Asam Oleat	65,77656723
Asam Linoleat	898,586984	Asam Linoleat	17,97173968
Trigliserida		Trigliserida	
Tri Laurat gliserida	301,5984677	Tri Laurat gliserida	301,5984677
Tri palmitat gliserida	71629,63609	Tri palmitat gliserida	71629,63609
Tri miristat gliserida	1809,590806	Tri miristat gliserida	1809,590806
Tri stearat gliserida	6785,965524	Tri stearat gliserida	6785,965524
Tri oleat gliserida	55192,51959	Tri oleat gliserida	55192,51959
Tri linoleat gliserida	15079,92339	Tri linoleat gliserida	15079,92339
Air	326,758903	Metil ester	
<15>		Metil Laurat	18,84516623
Metanol	27858,41325	Metil Miristat	4439,768524
H ₂ SO ₄	1719,85	Metil Palmitat	111,4528669
		Metil Stearat	415,8116347
		Metil Oleat	3383,061458
		Metil Linoleat	924,6460066

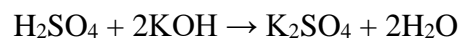
		Air	953,4587478
		Metanol	26744,28019
		H ₂ SO ₄	1719,854542
Total	189690,13	Total	189690,13

A.7 Neutralizer

Untuk menetralkan kandungan H₂SO₄ dengan menggunakan KOH



Reaksi :



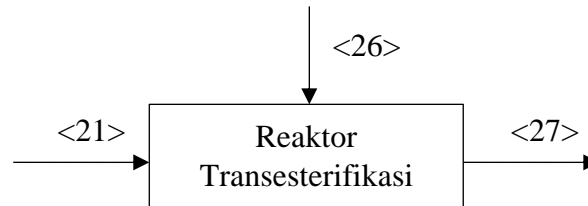
H ₂ SO ₄ mula-mula	= Massa H ₂ SO ₄ / BM H ₂ SO ₄
	= 1719,8545 / 98
	= 17,5495 mol
H ₂ SO ₄ reaksi	= 1 x 17,5495
	= 17,5495 mol
	= 1719,8545 kg
H ₂ SO ₄ sisa	= H ₂ SO ₄ mula-mula - H ₂ SO ₄ reaksi
	= 17,5495 - 17,5495
	= 0
KOH mula-mula	= Massa KOH / BM KOH
	= 2774,20 / 56
	= 49,53928 mol
KOH reaksi	= 2 x 17,5495
	= 35,0990 mol
	= 1965,5480 kg
KOH sisa	= KOH mula-mula - KOH reaksi
	= 49,53928 - 35,0990
	= 14,44021 mol
	= 808,65210 kg
K ₂ SO ₄ dihasilkan	= 1 x 17,5495
	= 17,5495 mol
	= 3053,6192 kg
H ₂ O dihasilkan	= 2 x 17,5495
	= 35,0990 mol
	= 631,7833 kg
Massa air total	= 953,4587 + 631,7833
	= 1585,2420 kg

Neraca massa total:

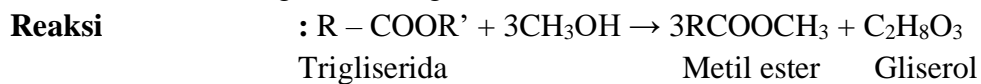
Komponen Masuk	Massa (kg)	Komponen Keluar	Massa (kg)
Aliran <22>		Aliran <23>	
FFA		FFA	
Asam Laurat	0,35943479	Asam Laurat	0,3594348
Asam Miristat	85,3657635	Asam Miristat	85,365763
Asam Palmitat	2,15660876	Asam Palmitat	2,1566088
Asam Stearat	8,08728286	Asam Stearat	8,0872829
Asam Oleat	65,7765672	Asam Oleat	65,776567
Asam Linoleat	17,9717397	Asam Linoleat	17,97174
Trigliserida		Trigliserida	
Tri Laurat gliserida	301,598468	Tri Laurat gliserida	301,59847
Tri palmitat gliserida	71629,6361	Tri palmitat gliserida	71629,636
Tri miristat gliserida	1809,59081	Tri miristat gliserida	1809,5908
Tri stearat gliserida	6785,96552	Tri stearat gliserida	6785,9655
Tri oleat gliserida	55192,5196	Tri oleat gliserida	55192,52
Tri linoleat gliserida	15079,9234	Tri linoleat gliserida	15079,923
Metanol	26744,2802	Metanol	26744,28
Metil ester		Metil ester	
Metil Laurat	18,8451662	Metil Laurat	18,845166
Metil Miristat	4439,76852	Metil Miristat	4439,7685
Metil Palmitat	111,452867	Metil Palmitat	111,45287
Metil Stearat	415,811635	Metil Stearat	415,81163
Metil Oleat	3383,06146	Metil Oleat	3383,0615
Metil Linoleat	924,646007	Metil Linoleat	924,64601
Air	953,458748	Air	1585,242
H ₂ SO ₄	1719,85454	KOH	808,6521
Aliran <18>		H ₂ SO ₄	0
KOH	2774,20	K ₂ SO ₄	3053,6193
Total	192464,33	Total	192464,33

A.8 Reaktor Transesterifikasi

Untuk mereaksikan antara gliserida dengan metanol untuk menghasilkan metil ester dan gliserol



Reaksi transesterifikasi mereaksikan trigliserida yang terkandung di dalam minyak jelantah dengan methanol menggunakan bantuan katalis basa akan menghasilkan metil ester (biodiesel) dan gliserol dengan konversi sebesar 98%.



a. Tri laurat gliserida (C₃₉H₇₄O₆)

Tri laurat gliserida + 3 metanol → 3 metil laurat + gliserol

$$\begin{aligned} \text{Tri laurat gliserida mula-mula} &= \text{Massa tri laurat gliserida} / \text{BM laurat} \\ &= 301,5985 / 638 \\ &= 0,4727 \text{ mol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tri laurat gliserida reaksi} &= 98\% \times 0,4727 \\ &= 0,46327 \text{ mol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tri laurat gliserida sisa} &= \text{Tri laurat mula-mula} - \text{tri laurat reaksi} \\ &= 0,4727 - 0,46327 \\ &= 0,0095 \text{ mol} \\ &= 6,0320 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Metanol yang dibutuhkan} &= 3 \times 0,46327 \\ &= 1,38981 \text{ mol} \\ &= 44,47396 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Metanol sisa} &= \text{Metanol mula-mula} - \text{methanol reaksi} \\ &= 1656,7948 - 1,38981 \\ &= 1655,40507 \text{ mol} \\ &= 52972,96 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Metil laurat yang bereaksi} &= 3 \times 0,46327 \\ &= 1,38981 \text{ mol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Metil laurat sisa} &= \text{Metil laurat mula-mula} + \text{metil laurat reaksi} \\ &= 0,08806 + 1,38981 \\ &= 1,47787 \text{ mol} \\ &= 316,2647 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Gliserol yang terbentuk} &= 1 \times 0,46327 \\ &= 0,46327 \text{ mol} \end{aligned}$$

b. Tri palmitat gliserida (C₅₁H₉₈O₆)

Tri palmitat gliserida + 3 metanol → 3 metil palmitat + gliserol

Tri palmitat gliserida mula-mula = Massa tri palmitat gliserida / BM palmitat
= 71629,636 / 806
= 88,8705 mol

Tri palmitat gliserida reaksi = 98% x 88,8705
= 87,0931 mol

Tri palmitat gliserida sisa = Tri palmitat mula-mula – tri palmitat reaksi
= 88,8705 - 87,0931
= 1,7774 mol
= 1432,5927 kg

Metanol yang dibutuhkan = 3 x 87,0931
= 261,27931 mol
= 8360,938 kg

Metanol sisa = Metanol mula-mula – methanol reaksi
= 1655,4050 - 261,27931
= 1394,1257 mol
= 44612,02 kg

Metil palmitat yang bereaksi = 3 x 87,0931
= 261,2793 mol

Metil palmitat sisa = Metil palmitat mula-mula + palmitat reaksi
= 0,41278 + 261,2793
= 261,6921 mol
= 70656,86 kg

Gliserol yang terbentuk = 1 x 87,0931
= 87,0931 mol

c. Tri miristat gliserida (C₄₅H₈₆O₆)

Tri miristat gliserida + 3 metanol → 3 metil miristat + gliserol

Tri miristat gliserida mula-mula = Massa tri miristat gliserida / BM miristat
= 1809,5908 / 722
= 2,5064 mol

Tri miristat gliserida reaksi = 98% x 2,5064
= 2,456231 mol

Tri miristat gliserida sisa = Tri miristat mula-mula – tri miristat reaksi
= 2,5064 - 2,456231
= 0,0501 mol
= 36,1918 kg

Metanol yang dibutuhkan = 3 x 2,456231
= 7,36869 mol
= 235,7982 kg

Metanol sisa = Metanol mula-mula – methanol reaksi
= 1394,1257 - 7,36869
= 1386,7570 mol
= 44376,23 kg

Metil miristat yang bereaksi = 3 x 2,456231

$$\begin{aligned}
 &= 7,3686 \text{ mol} \\
 \text{Metil miristat sisa} &= \text{Metil miristat mula-mula} + \text{metil miristat reaksi} \\
 &= 18,3461 + 7,3686 \\
 &= 25,7148 \text{ mol} \\
 &= 6222,992 \text{ kg} \\
 \text{Gliserol yang terbentuk} &= 1 \times 2,456231 \\
 &= 2,456231
 \end{aligned}$$

d. Tri stearat gliserida (C₅₇H₁₁₀O₆)

$$\begin{aligned}
 \text{Tri stearat gliserida} + 3 \text{ metanol} &\rightarrow 3 \text{ metil stearat} + \text{gliserol} \\
 \text{Tri stearat gliserida mula-mula} &= \text{Massa tri stearat gliserida} / \text{BM stearat} \\
 &= 6785,965 / 890 \\
 &= 7,6247 \text{ mol} \\
 \text{Tri stearat gliserida reaksi} &= 98\% \times 7,6247 \\
 &= 7,4721 \text{ mol} \\
 \text{Tri stearat gliserida sisa} &= \text{Tri stearat mula-mula} - \text{tri stearat reaksi} \\
 &= 7,6247 - 7,4721 \\
 &= 0,1525 \text{ mol} \\
 &= 135,7193 \text{ kg} \\
 \text{Metanol yang dibutuhkan} &= 3 \times 7,4721 \\
 &= 22,4165 \text{ mol} \\
 &= 717,3299 \text{ kg} \\
 \text{Metanol sisa} &= \text{Metanol mula-mula} - \text{methanol reaksi} \\
 &= 1386,7570 - 22,4165 \\
 &= 1364,3404 \text{ mol} \\
 &= 43658,9 \text{ kg} \\
 \text{Metil stearat yang bereaksi} &= 3 \times 7,4721 \\
 &= 22,4165 \text{ mol} \\
 \text{Metil stearat sisa} &= \text{Metil stearat mula-mula} + \text{metil stearat reaksi} \\
 &= 1,39534 + 22,4165 \\
 &= 23,8119 \text{ mol} \\
 &= 7095,9466 \text{ kg} \\
 \text{Gliserol yang terbentuk} &= 1 \times 7,4721 \\
 &= 7,4721 \text{ mol}
 \end{aligned}$$

e. Tri oleat gliserida (C₅₇H₁₀₄O₆)

$$\begin{aligned}
 \text{Tri oleat gliserida} + 3 \text{ metanol} &\rightarrow 3 \text{ metil oleat} + \text{gliserol} \\
 \text{Tri oleat gliserida mula-mula} &= \text{Massa tri oleat gliserida} / \text{BM oleat} \\
 &= 55192,519 / 884 \\
 &= 62,4350 \text{ mol} \\
 \text{Tri oleat gliserida reaksi} &= 98\% \times 62,4350 \\
 &= 61,1862 \text{ mol} \\
 \text{Tri oleat gliserida sisa} &= \text{Tri oleat mula-mula} - \text{tri oleat reaksi} \\
 &= 62,4350 - 61,1862 \\
 &= 1,24869 \text{ mol}
 \end{aligned}$$

	= 1103,8504 kg
Metanol yang dibutuhkan	= 3 x 61,1862 = 183,5588 mol = 5873,883 kg
Metanol sisa	= Metanol mula-mula – methanol reaksi = 1364,3404 - 183,5588 = 1180,7816 mol = 37785,01 kg
Metil oleat yang bereaksi	= 3 x 61,1862 = 183,5588 mol
Metil oleat sisa	= Metil oleat mula-mula + metil oleat reaksi = 11,4292 + 183,5588 = 194,9880 mol = 57716,4758 kg
Gliserol yang terbentuk	= 1 x 61,1862 = 61,1862 mol

f. Tri linoleate gliserida (C₅₇H₉₈O₆)

Tri linoleate gliserida + 3 metanol	→ 3 metil linoleate + gliserol
Tri linoleate gliserida mula-mula	= Massa tri linoleate gliserida / BM linoleate = 15079,9234 / 878 = 17,1753 mol
Tri linoleate gliserida reaksi	= 98% x 17,1753 = 16,8318 mol
Tri linoleate gliserida sisa	= Tri linoleate mula-mula – tri linoleate reaksi = 17,1753 - 16,8318 = 0,3435 mol = 6,0320 kg
Metanol yang dibutuhkan	= 3 x 16,8318 = 50,4954 mol = 1615,853 kg
Metanol sisa	= Metanol mula-mula – methanol reaksi = 1180,7816 - 50,4954 = 1130,2862 mol = 36169,16 kg
Metil linoleate yang bereaksi	= 3 x 16,8318 = 50,4954 mol
Metil linoleate sisa	= Metil linoleate mula-mula + linoleate reaksi = 3,1450 + 50,4954 = 53,6404 mol = 15770,298 kg
Gliserol yang terbentuk	= 1 x 16,8318 = 16,8318 mol

Massa air sisa dari hasil reaksi dan proses sebelumnya:

$$\begin{aligned} \text{Massa air sisa} &= 1585,242 + 891,71 \\ &= 2476,9492 \text{ kg} \end{aligned}$$

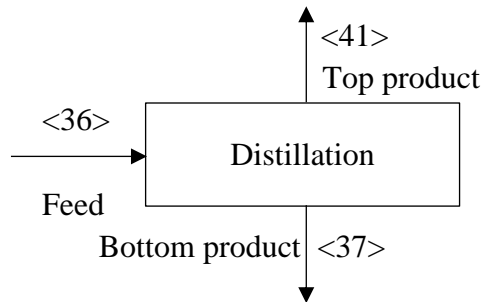
$$\begin{aligned} \text{Massa gliserol yang dihasilkan} &= \text{total mol gliserol} / \text{BM gliserol} \\ &= 175,5028 / 92 \\ &= 16146,2647 \text{ kg} \end{aligned}$$

Neraca massa total:

Komponen Masuk	Massa (kg)	Komponen Keluar	Massa (kg)
Aliran <26>		Aliran <27>	
FFA		FFA	
Asam Laurat	0,359435	Asam Laurat	0,359434794
Asam Miristat	85,365763	Asam Miristat	85,36576348
Asam Palmitat	2,156609	Asam Palmitat	2,156608762
Asam Stearat	8,087283	Asam Stearat	8,087282856
Asam Oleat	65,776567	Asam Oleat	65,77656723
Asam Linoleat	17,971740	Asam Linoleat	17,97173968
Trigliserida		Trigliserida	
Tri Laurat gliserida	301,598468	Tri Laurat gliserida	6,031969355
Tri palmitat gliserida	71629,636086	Tri palmitat gliserida	1432,592722
Tri miristat gliserida	1809,590806	Tri miristat gliserida	36,19181613
Tri stearat gliserida	6785,965524	Tri stearat gliserida	135,7193105
Tri oleat gliserida	55192,519595	Tri oleat gliserida	1103,850392
Tri linoleat gliserida	15079,923387	Tri linoleat gliserida	301,5984677
Metanol	26744,280191	Metanol	36169,16003
Metil ester		Metil ester	
Metil Laurat	18,845166	Metil Laurat	316,2647461
Metil Miristat	4439,768524	Metil Miristat	6222,992439
Metil Palmitat	111,452867	Metil Palmitat	70656,86865
Metil Stearat	415,811635	Metil Stearat	7095,946595
Metil Oleat	3383,061458	Metil Oleat	57716,47577
Metil Linoleat	924,646007	Metil Linoleat	15770,29815
Air	1585,242049	Air	2476,949241
KOH	808,652105	KOH	808,6521046
Aliran <21>		Kalium Metoksida	3467,750191
Metanol	26273,16	Gliserol	16146,26467
Air	891,707192		
Kalium Metoksida	3467,75		
Total	220043,32	Total	220043,3247

A.9 Kolom Distilasi

Untuk memisahkan produk *crude* gliserol dari kalium metoksida dan air



Kondisi operasi :

P operasi = 1 atm

Suhu operasi = Trial boiling point feed

Feed masuk :

Komponen	BM	Masuk		Xf
		kmol/jam	kg/jam	
Gliserol	92	175,50288	16146,26467	0,705088877
KOH	56	14,440216	808,6521046	0,035312911
Air	18	137,60829	2476,949241	0,108165535
Kalium Metoksida	70	49,539288	3467,750191	0,151432677
Total		377,09067	22899,61621	1

Perhitungan boiling point feed menggunakan persamaan Antoine:

Komponen	A	B	C
Air	8,071	1730,63	233,426
KOH	7,33	7103,3	0
Gliserol	6,165	1036	28

Sumber : Dean Handbook of Chemistry Table 5.9

Persamaan Antoine : $\log P^{\text{sat}} = A - (B / C + T)$

Dengan : P^{sat} = tekanan saturated komponen (mmHg)

A, B, C = konstanta Antoine tiap komponen

T = suhu operasi (°C)

$K_i = P^{\text{sat}} / P \text{ operasi}$

$y_i = K_i \cdot x_i$

Trial suhu bubble point feed:

Suhu trial = 128,201 °C

P operasi = 760 mmHg

Dengan memasukkan kondisi operasi dan konstanta Antoine pada persamaan diatas, didapatkan P^{sat} masing-masing komponen :

P^{sat} Gliserol = 0,340849008 mmHg

Psat KOH = 4,28125E-11 mmHg

Psat Air = 1929,017331 mmHg

Psat KOCH₃ = 425,5271593 mmHg (vapor pressure KOCH₃ pada suhu 128,201°C)

Dari data Psat yang telah didapatkan, maka dapat dihitung harga nilai K masing-masing komponen :

K Gliserol = 0,000448486

K KOH = 5,63322E-14

K Air = 2,538180698

K KOCH₃ = 0,559904157

Dari data nilai K yang telah didapatkan, maka dapat dihitung nilai fraksi uap komponen:

y Gliserol = 0,000208731

y KOH = 2,15717E-15

y Air = 0,926235343

y KOCH₃ = 0,073555926

Trial suhu boiling point feed benar ketika nilai $\sum y_i = 1$, dari perhitungan didapatkan nilai dari $\sum y_i = 1$ maka trial suhu benar.

Komponen	x _F	Log ₁₀ Psat	Pi sat	Ki	y _F
Gliserol	0,465412935	-0,467438	0,340849008	0,000448486	0,000208731
KOH	0,038293751	-10,36843	4,28125E-11	5,63322E-14	2,15717E-15
Air	0,364920962	3,2853361	1929,017331	2,538180698	0,926235343
Kalium Metoksida	0,131372352		425,5271593	0,559904157	0,073555926
Total					1

Perhitungan distribusi komponen:

Diharapkan : Kemurnian kalium metoksida 100% sebagai produk atas

Kemurnian air 99% sebagai produk atas

Distribusi komponen dapat dihitung dengan:

Distilat = % distribusi x Feed

Bottom = Feed – Distilat

Komponen	Feed		Destilat		Bottom	
	kmol/jam	x _F	kmol/jam	x _D	kmol/jam	x _B
Gliserol	175,502	0,465	0	0	175,502	0,917
KOH	14,440	0,038	0	0	14,440	0,075
Air	137,608	0,364	136,232	0,733	1,376	0,007
Kalium metoksida	49,539	0,131	49,539	0,266	0	0
Total	377,090	1	185,771	1	191,319	1

Perhitungan kondisi operasi pada top dan bottom distilasi:

Trial dew point pada:

T trial = 103,624 °C

P operasi = 608 mmHg

Komponen	yD	Ln10Psat	Pi sat	Ki	yD/Ki
Gliserol	0	-1,73952	0,17561	0,00029	0
KOH	0	-11,53041	0,00001	0,00000	0
Air	0,7333	6,75595	859,15195	1,41308	0,51896
Kalium Metoksida	0,2666	0	337,04938	0,55436	0,48104
Total					1

Nilai $\sum yD/Ki = 1$, maka trial suhu telah benar

Kondisi operasi pada bottom distilasi menggunakan trial bottom point pada:

T trial = 281,688 °C

P operasi = 912 mmHg

Komponen	xB	Log10Psat	Pi sat	Ki	yB
Gliserol	0,9173	6,4137	610,1470	0,64383	0,59060
KOH	0,0754	-5,47594	0,0041	0,000004	3,42406E-07
Air	0,0071	10,79917	48979,9412	56,91864	0,4093
Kalium Metoksida	0		978,0768	1,2477	0
Total	1				1

Perhitungan refluks minimum untuk proses distilasi

Perhitungan trial nilai θ berdasarkan persamaan:

$$1-q = \sum \frac{\alpha_i X_{iF}}{\alpha_i - \theta}$$

Sumber : Geankoplis persamaan 11.7-19

Trial θ dilakukan sehingga mencapai nilai $(1 - q) = 0$, sehingga nilai $q = 1$ karena feed masuk pada kondisi boiling point.

Trial $\theta = 1,92391$

Komponen	α_i	xF	Trial θ	
			1,926847533	0,049081189
Gliserol	1	0,4654129	-0,502146166	0,489434986
KOH	1,9594E-05	0,0382938	-3,89419E-07	-1,34107E-05
Air	626,697904	0,364921	0,36604641	0,364954932
Kalium Metoksida	55,4686228	0,1313724	0,136100146	0,131521478
Total			2,19269E-15	0,985897987

Perhitungan nilai Reflux Minimum (R_m):

$$R_{m+1} = \sum \frac{\alpha_i X_{iD}}{\alpha_i - \theta}$$

Sumber : Geankoplis persamaan 11.7-20

Komponen	α_i	x_D	$R_m + 1$
Gliserol	1	0	0
KOH	1,9594E-05	0	0
Air	626,697904	0,7333321	0,735593794
Kalium Metoksida	55,4686228	0,2666679	0,276264639
Total			1,011858433

Didapatkan nilai $R_m + 1 = 1,011858433$

$R_m = 0,0118584$

Optimum reflux ratio = 1,1 s/d 1,5 R_m

Digunakan nilai $R = 1,5 \times R_m$

$R = 1,5 \times 0,0118584$

$R = 0,0177876$

Menghitung laju alir kondensor:

Komponen	kmol/jam	%kmol
Gliserol	0	0
KOH	0	0
Air	136,2322083	0,7333321
Kalium Metoksida	49,53928844	0,2666679
Total	185,7714967	1

$V = (R+1) \times D$

$= 1,0177876 \times 185,7714967$

$= 189,07594 \text{ kmol}$

Menghitung banyak reflux melalui reflux ratio

Reflux = $R \times D$

$= 0,0177876 \times 185,7714967$

$= 3,304438 \text{ kmol}$

Neraca massa kondensor:

Masuk				Keluar			
Komponen	kmol	%kmol	Massa (kg)	Komponen	kmol	%kmol	Massa (kg)
Aliran <41>				Aliran <42>			
Gliserol	0	0	0	Gliserol	0	0	0
KOH	0	0	0	KOH	0	0	0
Air	138,655	0,733	2495,798	Air	2,4232	0,733	43,618

Kalium Metoksida	50,420	0,266	3529,433	Kalium Metoksida	0,881	0,266	61,683
Total	189,075935	1		Total	3,3044383 36	1	105,301641
				Aliran <43>			
				Gliserol	0	0	0
				KOH	0	0	0
				Air	136,232	0,73333213	2452,17975
				Kalium Metoksida	49,539	0,266	3467,75019
				Total	185,771	1	5919,929
Total Massa			6025,231	Total Massa			6025,231

Menghitung aliran masuk reboiler

Komponen	BM	Masuk		%kmol
		kmol/jam	kg/jam	
Gliserol	92	175,50288	16146,26467	0,917330299
KOH	56	14,440216	808,6521046	0,075477098
Air	18	1,3760829	24,76949241	0,007192603
Kalium Metoksida	70	0	0	0
Total		191,31918	16979,68627	1

$$L = \text{Reflux} + (q \times F)$$

$$= 3,304438 \times (1 \times 191,31918)$$

$$= 194,62361 \text{ kmol}$$

Menghitung aliran keluar reboiler yang dikembalikan ke kolom

$$\frac{V_r - V_s}{F} = 1 - q$$

$$V_s = V_r - (F - Fq)$$

Karena $q = 1$, maka nilai $V_s = V_r$

$$V_s = 3,304438 \text{ kmol}$$

Neraca massa reboiler:

Masuk				Keluar			
Komponen	kmol	%kmol	Massa (kg)	Komponen	kmol	%kmol	Massa (kg)
Aliran bottom ke reboiler				Aliran Reflux			
Gliserol	178,534	0,917	16425,140	Gliserol	3,031	0,917	278,876
KOH	14,689	0,075	822,619	KOH	0,249	0,075	13,966
Air	1,399	0,007	25,197	Air	0,023	0,007	0,427
Kalium Metoksida	0	0	0	Kalium Metoksida	0	0	0
Total	194,623	1		Total	3,304	1	293,270
				Aliran ke tanki distilasi vakum			
				Gliserol	175,502	0,917	16146,264
				KOH	14,440	0,075	808,652

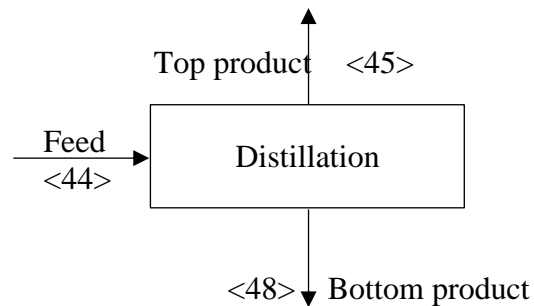
			Air	1,376	0,007	24,769
			Kalium Metoksida	0	0	0
			Total	191,3192	1	16979,686
Total Massa			17272,957	Total Massa		17272,957

Neraca massa total distilasi:

Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)	
	Aliran <36>	Aliran <41>	Aliran <37>
Gliserol	16146,26	0	16146,26467
KOH	808,6521	0	808,6521046
Air	2476,949	2452,179749	24,76949241
Kalium Metoksida	3467,75	3467,750191	0
		5919,92994	16979,68627
Total	22899,6	22899,6	

A.10 Pemurnian Gliserol

Untuk memurnikan gliserol dari *crude* gliserol



Kondisi operasi :

P operasi = 1 atm

Suhu operasi = Trial boiling point feed

Feed masuk :

Komponen	BM	Masuk		Xf
		kmol/jam	kg/jam	
Gliserol	92	175,50288	16146,26467	0,917330299
KOH	56	14,440216	808,6521046	0,075477098
Air	18	1,3760829	24,76949241	0,007192603
Total		191,31918	16979,68627	1

Perhitungan boiling point feed menggunakan persamaan Antoine:

Komponen	A	B	C
Air	8,071	1730,63	233,426
KOH	7,33	7103,3	0
Gliserol	6,165	1036	28

Sumber : Dean Handbook of Chemistry Table 5.9

Persamaan Antoine : $\log P^{\text{sat}} = A - (B / C + T)$

Dengan : P^{sat} = tekanan saturated komponen (mmHg)

A, B, C = konstanta Antoine tiap komponen

T = suhu operasi ($^{\circ}\text{C}$)

$K_i = P^{\text{sat}} / P$ operasi

$y_i = K_i \cdot x_i$

Trial suhu bubble point feed:

Suhu trial = 291,09204 $^{\circ}\text{C}$

P operasi = 760 mmHg

Dengan memasukkan kondisi operasi dan konstanta Antoine pada persamaan diatas, didapatkan P^{sat} masing-masing komponen :

P^{sat} Gliserol = 828,491112 mmHg

P^{sat} KOH = 5,5068E-6 mmHg

P^{sat} Air = 59092,57665 mmHg

Dari data P^{sat} yang telah didapatkan, maka dapat dihitung harga nilai K masing-masing komponen :

K Gliserol = 1,090119

K KOH = 7,24579E-9

K Air = 77,753390

Dari data nilai K yang telah didapatkan, maka dapat dihitung nilai fraksi uap komponen:

y Gliserol = 1

y KOH = 5,469E-10

y Air = 0,5592493

Trial suhu boiling point feed benar ketika nilai $\sum y_i = 1$, dari perhitungan didapatkan nilai dari $\sum y_i = 1$ maka trial suhu benar.

Komponen	x_F	Log10 P^{sat}	P_i^{sat}	K_i	y_F
Air	0,007192603	4,7715329	59092,57665	77,75339033	0,559249282
Gliserol	0,917330299	2,9182879	828,4911121	1,090119884	0,999999999
KOH	0,075477098	-5,259101	5,5068E-06	7,24579E-09	5,46891E-10
Total					1

Perhitungan distribusi komponen:

Diharapkan : Kemurnian air 100% sebagai produk atas

Kemurnian gliserol 99% sebagai produk atas

Distribusi komponen dapat dihitung dengan:

Distilat = % distribusi x Feed

Bottom = Feed – Distilat

Komponen	Feed		Destilat		Bottom	
	kmol/jam	x_F	kmol/jam	x_D	kmol/jam	x_B
Air	1,376082912	0,0071926	1,376082912	0,007857766	0	0
Gliserol (LK)	175,5028769	0,9173303	173,7478481	0,992142234	1,755028769	0,108366917
KOH (HK)	14,44021615	0,0754771	0	0	14,44021615	0,891633083
Total	191,3191759	1	175,123931	1	16,19524492	1

Perhitungan kondisi operasi pada top dan bottom distilasi:

Trial dew point pada:

T trial = 278,099 °C

P operasi = 608 mmHg

Komponen	yD	Log10Psat	Pi sat	Ki	yD/Ki
Air	0,007857766	4,687727	48722,16259	80,13513584	9,80564E-05
Gliserol	0,992142234	2,780478	603,2224781	0,992142234	1
KOH	0	-5,55582	2,78086E-06	4,57378E-09	0
Total					1

Nilai $\sum yD/Ki = 1$, maka trial suhu telah benar

Kondisi operasi pada bottom distilasi menggunakan trial bottom point pada:

T trial = 434,520 °C

P operasi = 912 mmHg

Komponen	xB	Log10Psat	Pi sat	Ki	yB
Air	0	5,480027	302014,2382	331,155963	0
Gliserol	0,108366917	3,925097	8415,836436	9,227890829	0,999998083
KOH	0,891633083	-2,70759	0,001960709	2,1499E-06	1,91692E-06
Total					1

Perhitungan refluks minimum untuk proses distilasi

Perhitungan trial nilai θ berdasarkan persamaan:

$$1-q = \sum \frac{\alpha_i X_{iF}}{\alpha_i - \theta}$$

Sumber : Geankoplis persamaan 11.7-19

Trial θ dilakukan sehingga mencapai nilai $(1 - q) = 0$, sehingga nilai $q = 1$ karena feed masuk pada kondisi boiling point.

Trial $\theta = 1,08163$

Komponen	α_{AV}	xF	Trial θ	
			1,081638968	0,049081189
Air	1642785962	0,0071926	0,007192603	0,007192603
Gliserol	30513455,8	0,9173303	0,91733033	0,9173303
KOH	1	0,0754771	-0,924522933	0,07937281
Total			1,44144E-09	0,99670311

Perhitungan nilai Reflux Minimum (R_m):

$$R_{m+1} = \sum \frac{\alpha_i X_{iD}}{\alpha_i - \theta}$$

Sumber : Geankoplis persamaan 11.7-20

Komponen	αAV	x_D	$R_m + 1$
Air	1642785962	0,0078578	0,007857766
Gliserol	30513455,8	0,9921422	0,992142267
KOH	1	0	0
Total			1,000000035

Didapatkan nilai $R_m + 1 = 1,000000034$

$R_m = 0,000000034$

Optimum reflux ratio = 1,1 s/d 1,5 R_m

Digunakan nilai $R = 1,5 \times R_m$

$R = 1,5 \times 0,000000034$

$R = 0,0000000527$

Ditetapkan nilai $R = 0,2$

Menghitung laju alir kondensor:

Komponen	kmol/jam	%kmol
Air	1,376082912	0,0078578
Gliserol	173,7478481	0,9921422
KOH	0	0
Total	175,123931	1

$V = (R+1) \times D$

$= 1,2 \times 175,123931$

$= 210,148 \text{ kmol}$

Menghitung banyak reflux melalui reflux ratio

Reflux = $R \times D$

$= 0,2 \times 175,123931$

$= 35,0247 \text{ kmol}$

Neraca massa kondensor:

Masuk				Keluar			
Komponen	kmol	%kmol	Massa (kg)	Komponen	kmol	%kmol	Massa (kg)
Aliran <45>				Aliran <47>			
Air	1,6512	0,0078	29,7233	Air	0,2752	0,0078	4,95389
Gliserol	208,4974	0,9921	19181,7624	Gliserol	34,7495	0,9921	3196,9604
KOH	0	0	0	KOH	0	0	0
Total	210,1487	1		Total	35,0247	1	3201,9143
				Aliran <46>			
				Air	1,3760	0,0078	24,7694
				Gliserol	173,7478	0,9921	15984,8020
				KOH	0	0	0
				Total	175,1239	1	16009,5715
Total Massa			19211,486	Total Massa			19211,486

Menghitung aliran masuk reboiler

Komponen	BM	Masuk		%kmol
		kmol/jam	kg/jam	
Air	18	0	0	0
Gliserol	92	1,7550288	161,4626467	0,108366917
KOH	56	14,440216	808,6521046	0,891633083
Total		16,195245	970,1147513	1

$$L = \text{Reflux} + (q \times F)$$

$$= 39,121 \times (1 \times 16,195245)$$

$$= 55,317 \text{ kmol}$$

Menghitung aliran keluar reboiler yang dikembalikan ke kolom

Dari perhitungan neraca energi didapatkan jumlah mol yang direfluks adalah:

$$V_s = 39,121 \text{ kmol}$$

Neraca massa reboiler:

Masuk				Keluar			
Komponen	kmol	%kmol	Massa (kg)	Komponen	kmol	%kmol	Massa (kg)
Aliran <48>				Aliran <49>			
Air	0	0	0	Air	0	0	0
Gliserol	5,995	0,108	551,498	Gliserol	4,240	0,108	390,035
KOH	49,323	0,892	2762,062	KOH	34,882	0,892	1953,410
Total	55,317	1,000		Total	39,121	1,000	2343,445
				Aliran <50>			
				0	0	0	0
				1,755	0,108	161,463	1,755
				14,440	0,892	808,652	14,440
				16,195	1,000	970,115	16,195
Total Massa			3313,560	Total Massa			3313,560

Neraca massa total distilasi:

Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)	
	Aliran <44>	Aliran <45>	Aliran <48>
Air	24,77	24,77	0
Gliserol	16146,26	15984,80	161,46
KOH	808,65	0	808,65
		16009,57152	16009,57
Total	16979,68	Total	16979,68

APPENDIX B NERACA ENERGI

Kapasitas produksi = 1,137,500,000 kg/tahun
 = 3,791,666.67 kg/hari
 Waktu operasi = 300 hari/tahun
 = 24 jam/hari
 Basis = 1 jam
 Satuan panas = Kilo kalori (kcal)
 T reference = 25 °C
 P reference = 1 atm

Data Heat Capacity Komponen Triglisierida dalam Minyak Jelantah

Komponen	BM	Rumus Molekul	C	H	O	Cp (kJ/kmol °C)	kcal/kg °C
Tri Laurat gliserida	638	C ₃₉ H ₇₄ O ₆	39	74	6	1938,9	0,729366771
Tri palmitat gliserida	806	C ₅₁ H ₉₈ O ₆	51	98	6	2511,3	0,747781638
Tri miristat gliserida	722	C ₄₅ H ₈₆ O ₆	45	86	6	2225,1	0,739645429
Tri stearat gliserida	890	C ₅₇ H ₁₁₀ O ₆	57	110	6	2797,5	0,754382022
Tri oleat gliserida	884	C ₅₇ H ₁₀₄ O ₆	57	104	6	2689,5	0,730180995
Tri linoleat gliserida	878	C ₅₇ H ₉₈ O ₆	57	98	6	2581,5	0,705649203

Heat Capacity Komponen FFA dalam Minyak Jelantah

Komponen	BM	Rumus Molekul	C	H	O	Cp (kJ/kmol °C)	kcal/kg °C
Asam Laurat	200	C ₁₂ H ₂₄ O ₂	12	24	2	622,6	0,74712
Asam Miristat	228	C ₁₆ H ₃₂ O ₂	16	32	2	813,4	0,856210526
Asam Palmitat	256	C ₁₄ H ₂₈ O ₂	14	28	2	718	0,673125
Asam Stearat	284	C ₁₈ H ₃₆ O ₂	18	36	2	908,8	0,768
Asam Oleat	282	C ₁₈ H ₃₄ O ₂	18	34	2	872,8	0,742808511
Asam Linoleat	280	C ₁₈ H ₃₂ O ₂	18	32	2	836,8	0,717257143

Heat Capacity Komponen Metil Ester

Komponen	BM	Rumus Molekul	C	H	O	Cp (kJ/kmol °C)	kcal/kg °C
Metil Laurat	214	C ₁₂ H ₂₄ O ₂	13	26	2	670,3	0,751738318
Metil Miristat	242	C ₁₆ H ₃₂ O ₂	15	30	2	765,7	0,759371901
Metil Palmitat	270	C ₁₄ H ₂₈ O ₂	17	34	2	861,1	0,765422222
Metil Stearat	298	C ₁₈ H ₃₆ O ₂	19	38	2	956,5	0,77033557
Metil Oleat	296	C ₁₈ H ₃₄ O ₂	19	36	2	920,5	0,746351351
Metil Linoleat	294	C ₁₈ H ₃₂ O ₂	19	34	2	884,5	0,722040816

Heat Capacity Komponen impurities (organic matter) dalam Minyak Jelantah

Komponen	BM	Cp (kJ/kmol °C)	kJ/kg °C	kcal/kg °C
organic matter	30	9251	308,3666667	74,008

Heat Capacity Komponen Air

Sumber : (Geankoplis, 2003) App A.2-5

Suhu (°C)	Cp (kJ/kg K)	kcal/kg °C
20	4,185	0,9995
25	4,182	0,9989
30	4,181	0,9987
40	4,181	0,9987
50	4,183	0,9992
60	4,187	1,0001

Heat Capacity Komponen pada T = 25 °C

Komponen	BM	Cp (kJ/kg K)	kcal/kg °C
Metanol	32	2,512	0,60288
H ₂ SO ₄	98	1,403	0,33672
KOH	56	76,6	18,384
Gliserol	92	2,412	0,57888
Kalium Metoksida	70	1,776	0,42624

Data Heat of Fusion (ΔH^of) Komponen

Bahan	ΔHf (kcal/gmol)
NaOH	-101,99
H ₂ O	-68,3174
CH ₃ OH	-57,04
Gliserin	396,27
KOH	-102,24
H ₂ SO ₄	-202,5576
K ₂ SO ₄	-342,65

Data Perhitungan Heat of Fusion (ΔH^of) Ikatan

Ikatan	ΔHf (kcal/mol)
H-H	104
C=C	147
C-C	83
C-H	99
C-O	84
O-H	111
C=O	170

Perhitungan Heat of Fusion (ΔH°_f) pada Trigliserida

Komponen	C=C	C-C	C-H	C-O	O-H	C=O	ΔH°_f (kcal/mol)
Tri Laurat gliserida	0	35	74	6	0	3	11245
Tri palmitat gliserida	0	47	98	6	0	3	14617
Tri miristat gliserida	0	41	86	6	0	3	12931
Tri stearat gliserida	0	53	110	6	0	3	16303
Tri oleat gliserida	0	53	104	6	0	3	15709
Tri linoleat gliserida	0	53	98	6	0	3	15115

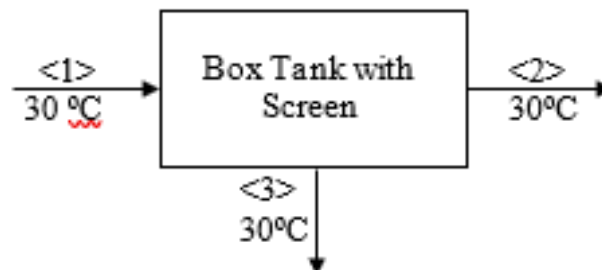
Perhitungan Heat of Fusion (ΔH°_f) pada FFA

Komponen	C=C	C-C	C-H	C-O	O-H	C=O	ΔH°_f (kcal/mol)
Asam Laurat	0	11	23	1	1	1	3555
Asam Miristat	0	13	27	1	1	1	4117
Asam Palmitat	0	15	31	1	1	1	4679
Asam Stearat	0	17	35	1	1	1	5241
Asam Oleat	1	16	35	1	1	1	5305
Asam Linoleat	2	15	32	1	1	1	5072

Perhitungan Heat of Fusion (ΔH°_f) pada Metil Ester

Komponen	C=C	C-C	C-H	C-O	O-H	C=O	ΔH°_f (kcal/mol)
Metil Laurat	0	11	26	2	0	1	3825
Metil Miristat	0	13	30	2	0	1	4387
Metil Palmitat	0	15	34	2	0	1	4949
Metil Stearat	0	17	38	2	0	1	5511
Metil Oleat	1	16	36	2	0	1	5377
Metil Linoleat	2	15	34	2	0	1	5243

1. Box Tank with Screen



Suhu komponen masuk = 30 °C

$$\Delta T = T_{in} - T_{ref}$$

$$= 30 - 25$$

$$= 5 \text{ °C}$$

Energi yang masuk:

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

$$= m \times C_p \times (T_{in} - T_{ref})$$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg.C)	ΔT	ΔH (kcal)
Trigliserida				
Tri Laurat gliserida	301,5984677	0,729366771	5	1099,879503
Tri palmitat gliserida	71629,63609	0,747781638	5	267816,6329
Tri miristat gliserida	1809,590806	0,739645429	5	6692,277845
Tri stearat gliserida	6785,965524	0,754382022	5	25596,05198
Tri oleat gliserida	55192,51959	0,730180995	5	201502,6445
Tri linoleat gliserida	15079,92339	0,705649203	5	53205,67957
FFA				
Asam Laurat	17,97173968	0,74712	5	67,13523075
Asam Miristat	4268,288174	0,856210526	5	18272,76632
Asam Palmitat	107,8304381	0,673125	5	362,9168182
Asam Stearat	404,3641428	0,768	5	1552,758308
Asam Oleat	3288,828362	0,742808511	5	12214,84848
Asam Linoleat	898,586984	0,717257143	5	3222,589664
Air	326,7589033	0,9989	5	1631,997342
organic matter	3267,589033	74,008	5	1209138,646
Total				1802376,824

Suhu komponen keluar = 30 °C

$$\Delta T = T_{in} - T_{ref}$$

$$= 30 - 25$$

$$= 5 \text{ °C}$$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg.C)	ΔT	ΔH (kcal)
Trigliserida				
Tri Laurat gliserida	301,5984677	0,729366771	5	1099,879503
Tri palmitat gliserida	71629,63609	0,747781638	5	267816,6329
Tri miristat gliserida	1809,590806	0,739645429	5	6692,277845
Tri stearat gliserida	6785,965524	0,754382022	5	25596,05198
Tri oleat gliserida	55192,51959	0,730180995	5	201502,6445
Tri linoleat gliserida	15079,92339	0,705649203	5	53205,67957
FFA				
Asam Laurat	17,97173968	0,74712	5	67,13523075
Asam Miristat	4268,288174	0,856210526	5	18272,76632
Asam Palmitat	107,8304381	0,673125	5	362,9168182
Asam Stearat	404,3641428	0,768	5	1552,758308

Asam Oleat	3288,828362	0,742808511	5	12214,84848
Asam Linoleat	898,586984	0,717257143	5	3222,589664
Air	326,7589033	0,9989	5	1631,997342
organic matter	1633,794516	74,008	5	604569,3229
Total				1197807,501

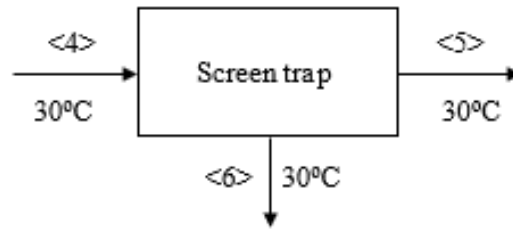
Suhu impurities keluar = 30 °C
 $\Delta T = T_{in} - T_{ref}$
 $= 30 - 25$
 $= 5 \text{ °C}$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg °C)	ΔT	ΔH (kcal)
organic matter	1633,794516	74,008	5	604569,3229

Neraca energi total:

Komponen Masuk	H (kcal)	Komponen Keluar	H (kcal)
Aliran <1>		Aliran <2>	
Trigliserida		Trigliserida	
Tri Laurat gliserida	1099,879503	Tri Laurat gliserida	1099,879503
Tri palmitat gliserida	267816,6329	Tri palmitat gliserida	267816,6329
Tri miristat gliserida	6692,277845	Tri miristat gliserida	6692,277845
Tri stearat gliserida	25596,05198	Tri stearat gliserida	25596,05198
Tri oleat gliserida	201502,6445	Tri oleat gliserida	201502,6445
Tri linoleat gliserida	53205,67957	Tri linoleat gliserida	53205,67957
FFA		FFA	
Asam Laurat	67,13523075	Asam Laurat	67,13523075
Asam Miristat	18272,76632	Asam Miristat	18272,76632
Asam Palmitat	362,9168182	Asam Palmitat	362,9168182
Asam Stearat	1552,758308	Asam Stearat	1552,758308
Asam Oleat	12214,84848	Asam Oleat	12214,84848
Asam Linoleat	3222,589664	Asam Linoleat	3222,589664
Air	1631,997342	Air	1631,997342
organic matter	1209138,646	organic matter	604569,323
		Aliran <3>	
		organic matter	604569,323
Total	1802376,824	Total	1802376,824

2. Screen Trap



Suhu komponen masuk = 30 °C

$$\begin{aligned}\Delta T &= T_{in} - T_{ref} \\ &= 30 - 25 \\ &= 5 \text{ °C}\end{aligned}$$

Energi yang masuk:

$$\begin{aligned}H &= m \times C_p \times \Delta T \\ &= m \times C_p \times (T_{in} - T_{ref})\end{aligned}$$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg.C)	ΔT	ΔH (kcal)
Trigliserida				
Tri Laurat gliserida	301,5984677	0,729366771	5	1099,879503
Tri palmitat gliserida	71629,63609	0,747781638	5	267816,6329
Tri miristat gliserida	1809,590806	0,739645429	5	6692,277845
Tri stearat gliserida	6785,965524	0,754382022	5	25596,05198
Tri oleat gliserida	55192,51959	0,730180995	5	201502,6445
Tri linoleat gliserida	15079,92339	0,705649203	5	53205,67957
FFA	0	0		0
Asam Laurat	17,97173968	0,74712	5	67,13523075
Asam Miristat	4268,288174	0,856210526	5	18272,76632
Asam Palmitat	107,8304381	0,673125	5	362,9168182
Asam Stearat	404,3641428	0,768	5	1552,758308
Asam Oleat	3288,828362	0,742808511	5	12214,84848
Asam Linoleat	898,586984	0,717257143	5	3222,589664
Air	326,7589033	0,9989	5	1631,997342
organic matter	1633,794516	74,008	5	604569,3229
Total				1197807,501

Suhu komponen keluar = 30 °C

$$\begin{aligned}\Delta T &= T_{in} - T_{ref} \\ &= 30 - 25 \\ &= 5 \text{ °C}\end{aligned}$$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg °C)	ΔT	ΔH (kcal)
Trigliserida				
Tri Laurat gliserida	301,5984677	0,729366771	5	1099,879503
Tri palmitat gliserida	71629,63609	0,747781638	5	267816,6329
Tri miristat gliserida	1809,590806	0,739645429	5	6692,277845
Tri stearat gliserida	6785,965524	0,754382022	5	25596,05198
Tri oleat gliserida	55192,51959	0,730180995	5	201502,6445

Tri linoleat gliserida	15079,92339	0,705649203	5	53205,67957
FFA				
Asam Laurat	17,97173968	0,74712	5	67,13523075
Asam Miristat	4268,288174	0,856210526	5	18272,76632
Asam Palmitat	107,8304381	0,673125	5	362,9168182
Asam Stearat	404,3641428	0,768	5	1552,758308
Asam Oleat	3288,828362	0,742808511	5	12214,84848
Asam Linoleat	898,586984	0,717257143	5	3222,589664
Air	326,7589033	0,9989	5	1631,997342
Total				593238,1785

Suhu impurities keluar = 30 °C

$\Delta T = T_{in} - T_{ref}$

= 30 - 25

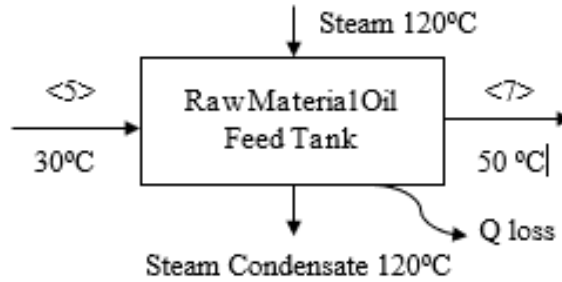
= 5 °C

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg °C)	ΔT	ΔH (kcal)
organic matter	1633,794516	74,008	5	604569,3229

Neraca energi total:

Komponen Masuk	H (kcal)	Komponen Keluar	H (kcal)
Aliran <4>		Aliran <5>	
Trigliserida		Trigliserida	
Tri Laurat gliserida	1099,879503	Tri Laurat gliserida	1099,879503
Tri palmitat gliserida	267816,6329	Tri palmitat gliserida	267816,6329
Tri miristat gliserida	6692,277845	Tri miristat gliserida	6692,277845
Tri stearat gliserida	25596,05198	Tri stearat gliserida	25596,05198
Tri oleat gliserida	201502,6445	Tri oleat gliserida	201502,6445
Tri linoleat gliserida	53205,67957	Tri linoleat gliserida	53205,67957
FFA		FFA	
Asam Laurat	67,13523075	Asam Laurat	67,13523075
Asam Miristat	18272,76632	Asam Miristat	18272,76632
Asam Palmitat	362,9168182	Asam Palmitat	362,9168182
Asam Stearat	1552,758308	Asam Stearat	1552,758308
Asam Oleat	12214,84848	Asam Oleat	12214,84848
Asam Linoleat	3222,589664	Asam Linoleat	3222,589664
Air	1631,997	Air	1631,997342
organic matter	604569,323	Aliran <6>	
		organic matter	604569,323
Total	1197807,501	Total	1197807,501

3. Raw Material Oil Feed Tank (with heater)



Suhu komponen masuk = 30 °C

$$\begin{aligned}\Delta T &= T_{in} - T_{ref} \\ &= 30 - 25 \\ &= 5 \text{ °C}\end{aligned}$$

Energi yang masuk:

$$\begin{aligned}H &= m \times C_p \times \Delta T \\ &= m \times C_p \times (T_{in} - T_{ref})\end{aligned}$$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg.°C)	ΔT	ΔH (kcal)
Trigliserida				
Tri Laurat gliserida	301,5984677	0,729366771	5	1099,879503
Tri palmitat gliserida	71629,63609	0,747781638	5	267816,6329
Tri miristat gliserida	1809,590806	0,739645429	5	6692,277845
Tri stearat gliserida	6785,965524	0,754382022	5	25596,05198
Tri oleat gliserida	55192,51959	0,730180995	5	201502,6445
Tri linoleat gliserida	15079,92339	0,705649203	5	53205,67957
FFA				0
Asam Laurat	17,97173968	0,74712	5	67,13523075
Asam Miristat	4268,288174	0,856210526	5	18272,76632
Asam Palmitat	107,8304381	0,673125	5	362,9168182
Asam Stearat	404,3641428	0,768	5	1552,758308
Asam Oleat	3288,828362	0,742808511	5	12214,84848
Asam Linoleat	898,586984	0,717257143	5	3222,589664
Air	326,7589033	0,9989	5	1631,997342
Total				593238,1785

Suhu komponen keluar = 50 °C

$$\begin{aligned}\Delta T &= T_{in} - T_{ref} \\ &= 50 - 25 \\ &= 25 \text{ °C}\end{aligned}$$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg.°C)	ΔT	ΔH (kcal)
Trigliserida				
Tri Laurat gliserida	301,5984677	0,729366771	25	5499,397515
Tri palmitat gliserida	71629,63609	0,747781638	25	1339083,165
Tri miristat gliserida	1809,590806	0,739645429	25	33461,38922

Tri stearat gliserida	6785,965524	0,754382022	25	127980,2599
Tri oleat gliserida	55192,51959	0,730180995	25	1007513,223
Tri linoleat gliserida	15079,92339	0,705649203	25	266028,3979
FFA	0		25	0
Asam Laurat	17,97173968	0,74712	25	335,6761538
Asam Miristat	4268,288174	0,856210526	25	91363,8316
Asam Palmitat	107,8304381	0,673125	25	1814,584091
Asam Stearat	404,3641428	0,768	25	7763,791542
Asam Oleat	3288,828362	0,742808511	25	61074,24242
Asam Linoleat	898,586984	0,717257143	25	16112,94832
Air	326,7589033	0,9989	25	8159,986712
Total				2966190,892

Menghitung massa steam yang dibutuhkan :

Steam saturated yang digunakan adalah 120 °C

Berdasarkan steam table dari buku Smith Van Ness, Table F.1 (properties of saturated steam, SI Units), diperoleh data:

T (°C)	P (kpa)	HL (kJ/kg)	H _v (kJ/kg)	λ (kJ/kg)	kcal/kg °C
120	199	503,7	2706,3	2202,6	528,624

Panas masuk = Panas Keluar

$\Delta H5 + Q_{sup} = \Delta H7 + Q_{loss}$ Asumsi Q loss 5% dari Q supply

$Q_{sup} = \Delta H5 - \Delta H7 + 0,05Q_{sup}$

$0,95 Q_{sup} = 2966190,892 - 593238,1785$

$Q_{sup} = 2372952,713 \text{ kcal}$

Kebutuhan Steam dapat dihitung dengan menggunakan panas laten:

$Q_{supply} = m \times \lambda$

$2372952,713 = m \times 528,624$

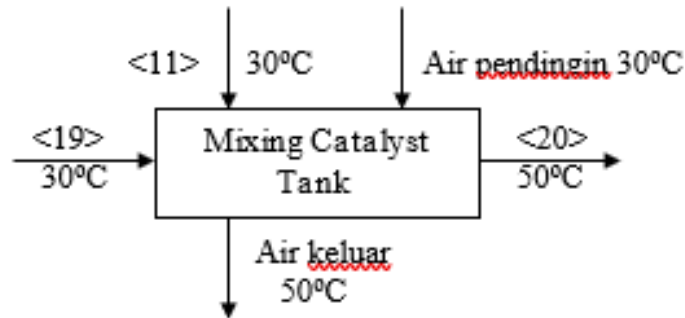
$m = 4488,9235 \text{ kg steam}$

Neraca energi total:

Input		Output	
H Aliran <5>		H Aliran <7>	
Trigliserida		Trigliserida	
Tri Laurat gliserida	1099,880	Tri Laurat gliserida	5499,398
Tri palmitat gliserida	267816,633	Tri palmitat gliserida	1339083,165
Tri miristat gliserida	6692,278	Tri miristat gliserida	33461,389
Tri stearat gliserida	25596,052	Tri stearat gliserida	127980,260
Tri oleat gliserida	201502,645	Tri oleat gliserida	1007513,223
Tri linoleat gliserida	53205,680	Tri linoleat gliserida	266028,398
FFA		FFA	
Asam Laurat	67,135	Asam Laurat	335,676
Asam Miristat	18272,766	Asam Miristat	91363,832
Asam Palmitat	362,917	Asam Palmitat	1814,584

Asam Stearat	1552,758	Asam Stearat	7763,792
Asam Oleat	12214,848	Asam Oleat	61074,242
Asam Linoleat	3222,590	Asam Linoleat	16112,948
Air	1631,997	Air	8159,987
Q Supply			
Q supply	2372952,714		
Total	2966190,892	Total	2966190,892

4. Mixing Catalyst Tank II (Basa)



Komponen Masuk

Suhu komponen masuk	30 °C
Suhu reference	25 °C

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg°C)	ΔT (°C)	ΔH (kcal)
Metanol	27858,413	0,603	5	83976,401
KOH	2774,2	0,328	5	4553,651
Total				88530,052

Menghitung Entalpi Reaksi

	CH ₃ OH	+	KOH	→	CH ₃ OK	+	H ₂ O
m	870,575		49,539				
r	49,539		49,539		49,539		49,539
s	821,036		0		49,539		49,539

Komponen	Reaktan			Produk		
	Mol	ΔHf (kcal/mol)	ΔHf reaktan	Mol	ΔHf (kcal/mol)	ΔHf reaktan
Metanol	870,575	-57,040	-49657,622	821,036	-57,040	-46831,901
KOH	49,539	-102,240	-5064,897		-102,240	
Kalium Metoksida		227,347		49,539	227,347	11262,609
Air		-68,317		49,539	-68,317	-3384,395
Total			-54722,518	Total		-38953,687

$$\begin{aligned}
 \Delta H \text{ reaksi} &= \Delta H_f^\circ \text{ produk} - \Delta H_f^\circ \text{ reaktan} \\
 &= (-38953,687) - (-54722,518) \\
 &= 15768,831 \text{ kcal}
 \end{aligned}$$

Komponen Keluar

Suhu komponen keluar 50 °C

Suhu reference 25 °C

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg°C)	ΔT (°C)	ΔH (kcal)
Metanol	26273,156	0,603	25	395989,007
KOH		0,328	25	
Kalium Metoksida	3467,750	0,426	25	36952,346
Air	891,707	0,999	25	22268,158
Total				455209,511

Neraca Energi Total

$$\begin{aligned} \Delta H_{11} + \Delta H_{19} + Q_{\text{supply}} &= \Delta H_{20} + \Delta H_r + Q_{\text{loss}} \\ Q_{\text{supply}} &= \Delta H_{20} + \Delta H_r + 0,05Q_{\text{sup}} - \Delta H_{11} - \Delta H_{19} \\ 0,95 Q_{\text{supply}} &= 455209,511 + 15768,831 \\ 0,95 Q_{\text{supply}} &= 382448,29 \\ Q_{\text{supply}} &= 402577,148 \text{ kcal} \\ Q_{\text{loss}} &= 5\% \times Q_{\text{supply}} \\ &= 5\% \times 402577,148 \\ &= 20128,857 \text{ kcal} \end{aligned}$$

Input		Output	
H Aliran <11>		H Aliran <20>	
Metanol	83976,401	Metanol	395989
H Aliran <19>		KOH	0
KOH	4553,6514	Kalium Metoksida	36952,3
Q Supply		Air	22268,2
Q supply	402577,15	Entalphy Reaksi	
		ΔH Reaksi	15768,8
		Q Loss	
		Q loss	20128,9
Total	491107	Total	491107

Menghitung massa steam yang dibutuhkan :

Steam saturated yang digunakan adalah 120 °C

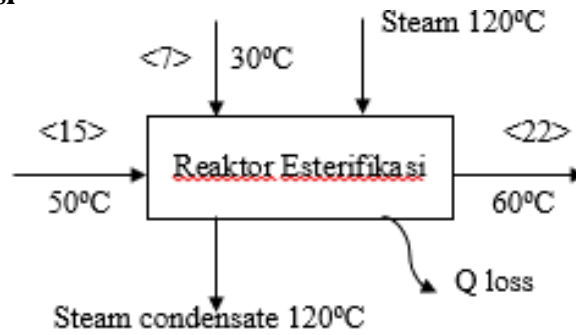
Berdasarkan steam table dari buku Smith Van Ness, Table F.1 (properties of saturated steam, SI Units), diperoleh data:

T (°C)	P (kpa)	H _L (kCal/kg K)	H _v (Kcal/kg K)	λ (Kcal/kg K)
120	199	120,888	649,512	528,624

Kebutuhan steam

$$\begin{aligned} Q_{\text{supply}} &= m \times \lambda \\ 20128,857 &= m \times 528,624 \\ m &= 38,078 \text{ kg steam} \end{aligned}$$

5. Reaktor Esterifikasi



Suhu komponen masuk = 50 °C

$$\begin{aligned}\Delta T &= T_{in} - T_{ref} \\ &= 50 - 25 \\ &= 25 \text{ °C}\end{aligned}$$

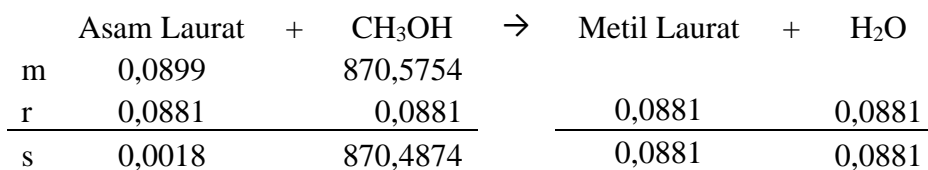
Energi yang masuk:

$$\begin{aligned}H &= m \times C_p \times \Delta T \\ &= m \times C_p \times (T_{in} - T_{ref})\end{aligned}$$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg.°C)	ΔT	ΔH (kcal)
Trigliserida				
Tri Laurat gliserida	301,60	0,73	25	5499,40
Tri palmitat gliserida	71629,64	0,75	25	1339083,16
Tri miristat gliserida	1809,59	0,74	25	33461,39
Tri stearat gliserida	6785,97	0,75	25	127980,26
Tri oleat gliserida	55192,52	0,73	25	1007513,22
Tri linoleat gliserida	15079,92	0,71	25	266028,40
FFA				
Asam Laurat	17,97	0,75	25	335,68
Asam Miristat	4268,29	0,86	25	91363,83
Asam Palmitat	107,83	0,67	25	1814,58
Asam Stearat	404,36	0,77	25	7763,79
Asam Oleat	3288,83	0,74	25	61074,24
Asam Linoleat	898,59	0,72	25	16112,95
Air	326,76	1	25	8159,99
Total				2966190,89

Perhitungan entalpi reaksi:

- Asam Laurat



Komponen	Reaktan			Produk		
	Mol	ΔH_f (kcal/mol)	ΔH_f reaktan	Mol	ΔH_f (kcal/mol)	ΔH_f produk
Asam Laurat	0,0899	3555	319,4477	0,0018	3555	6,3890
Metanol	870,5754	-57,04	-49657,6216	870,4874	-57,04	-49652,5986
Metil Laurat		3825		0,0881	3825	336,8353
Air		-68,3174		0,0881	-68,3174	-6,0161
Total			-49338,17	Total		-49315,39

$$\begin{aligned} \Delta H \text{ reaksi} &= \Delta H_f^\circ \text{ produk} - \Delta H_f^\circ \text{ reaktan} \\ &= (-49315,39) - (-49338,17) \\ &= 22,78 \text{ kcal} \end{aligned}$$

- Asam Miristat

	Asam Miristat	+	CH ₃ OH	→	Metil Miristat	+	H ₂ O
m	18,721		870,487				
r	18,346		18,346		18,346		18,346
s	0,374		852,141		18,346		18,346

Komponen	Reaktan			Produk		
	Mol	ΔH_f (kcal/mol)	ΔH_f reaktan	Mol	ΔH_f (kcal/mol)	ΔH_f produk
Asam Miristat	18,721	3555	66551,599	0,374	3555	1331,032
Metanol	870,487	-57,040	-49652,599	852,141	-57,040	-48606,134
Metil Miristat		3825		18,346	3825	70174,027
Air		-68,317		18,346	-68,317	-1253,361
Total			16899	Total		21645,56

$$\begin{aligned} \Delta H \text{ reaksi} &= \Delta H_f^\circ \text{ produk} - \Delta H_f^\circ \text{ reaktan} \\ &= 21645,6 - 16899 \\ &= 4746,56 \text{ kcal} \end{aligned}$$

- Asam Palmitat

	Asam Palmitat	+	CH ₃ OH	→	Metil Palmitat	+	H ₂ O
m	0,421		852,141				
r	0,413		0,413		0,413		0,413
s	0,008		851,728		0,413		0,413

Komponen	Reaktan			Produk		
	Mol	ΔH_f (kcal/mol)	ΔH_f reaktan	Mol	ΔH_f (kcal/mol)	ΔH_f produk
Asam Palmitat	0,421	3555	1497,411	0,008	3555	29,948
Metanol	852,141	-57,04	-48606,134	851,728	-57,04	-48582,589
Metil Palmitat		3825		0,413	3825	1578,916
Air		-68,317		0,413	-68,317	-28,201
Total			-47108,723	Total		-47001,925

$$\begin{aligned}
 \Delta H \text{ reaksi} &= \Delta H_f^\circ \text{ produk} - \Delta H_f^\circ \text{ reaktan} \\
 &= (-47001,925) - (-47108,723) \\
 &= 106,798 \text{ kcal}
 \end{aligned}$$

- Asam Stearat

	Asam Stearat	+	CH ₃ OH	→	Metil Stearat	+	H ₂ O
m	1,424		851,728				
r	1,395		1,395		1,395		1,395
s	0,028		850,333		1,395		1,395

Komponen	Reaktan			Produk		
	Mol	ΔH_f (kcal/mol)	ΔH_f reaktan	Mol	ΔH_f (kcal/mol)	ΔH_f produk
Asam Stearat	1,424	3555	5061,671	0,028	3555	101,233
Metanol	851,728	-57,040	-48582,589	850,333	-57,040	-48502,998
Metil Stearat		3825		1,395	3825	5337,180
Air		-68,317		1,395	-68,317	-95,326
Total			-43520,918			-43159,912

$$\begin{aligned}
 \Delta H \text{ reaksi} &= \Delta H_f^\circ \text{ produk} - \Delta H_f^\circ \text{ reaktan} \\
 &= (-43159,912) - (-43520,918) \\
 &= 361,006 \text{ kcal}
 \end{aligned}$$

- Asam Oleat

	Asam Oleat	+	CH ₃ OH	→	Metil Oleat	+	H ₂ O
m	11,663		850,333				
r	11,429		11,429		11,429		11,429
s	0,233		838,904		11,429		11,429

Komponen	Reaktan			Produk		
	Mol	ΔH_f (kcal/mol)	ΔH_f reaktan	Mol	ΔH_f (kcal/mol)	ΔH_f produk
Asam Oleat	11,663	3555	41460,230	0,233	3555	829,205
Metanol	850,333	-57,04	-48502,998	838,904	-57,04	-
Metil Oleat		3825		11,429	3825	43716,926
Air		-68,317		11,429	-68,317	-780,817
Total			-7042,769	Total		-4085,760

$$\begin{aligned}
 \Delta H \text{ reaksi} &= \Delta H_f^\circ \text{ produk} - \Delta H_f^\circ \text{ reaktan} \\
 &= (-4085,760) - (-7042,769) \\
 &= 2957,008 \text{ kcal}
 \end{aligned}$$

- Asam Linoleat

	Asam Linoleat	+	CH ₃ OH	→	Metil Linoleat	+	H ₂ O
m	3,209		838,904				
r	3,145		3,145		3,145		3,145
s	0,064		835,759		3,145		3,145

Komponen	Reaktan			Produk		
	Mol	ΔH_f (kcal/mol)	ΔH_f reaktan	Mol	ΔH_f (kcal/mol)	ΔH_f produk
Asam Linoleat	3,209	3555	11408,845	0,064	3555	228,177
Metanol	838,904	-57,04	-47851,073	835,759	-57,04	-47671,679
Metil Linoleat		3825		3,145	3825	12029,833
Air		-68,317		3,145	-68,317	-214,862
Total			-36442,228	Total		-35628,531

$$\begin{aligned}
 \Delta H \text{ reaksi} &= \Delta H_f^\circ \text{ produk} - \Delta H_f^\circ \text{ reaktan} \\
 &= (-35628,531) - (-36442,228) \\
 &= 813,697 \text{ kcal}
 \end{aligned}$$

Enthalpy Reaksi Total = 9007,856288 kcal

Komponen Keluar

Suhu komponen keluar 60 °C
 Suhu reference 25 °C

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg.°C)	ΔT (°C)	ΔH (kcal)
Trigliserida				
Tri Laurat gliserida	301,598	0,729	35	7699,157
Tri palmitat gliserida	71629,636	0,748	35	1874716,430
Tri miristat gliserida	1809,591	0,740	35	46845,945
Tri stearat gliserida	6785,966	0,754	35	179172,364
Tri oleat gliserida	55192,520	0,730	35	1410518,512
Tri linoleat gliserida	15079,923	0,706	35	372439,757
FFA		0,000	35	
Asam Laurat	0,359	0,747	35	9,399
Asam Miristat	85,366	0,856	35	2558,187
Asam Palmitat	2,157	0,673	35	50,808
Asam Stearat	8,087	0,768	35	217,386
Asam Oleat	65,777	0,743	35	1710,079
Asam Linoleat	17,972	0,717	35	451,163
Metil Ester				
Metil Laurat	18,845	0,752	35	495,832
Metil Miristat	4439,769	0,759	35	118000,241

Metil Palmitat	111,453	0,765	35	2985,798
Metil Stearat	415,812	0,770	35	11211,007
Metil Oleat	3383,061	0,746	35	88373,337
Metil Linoleat	924,646	0,722	35	23367,126
Air	953,459	0,999	35	33334,348
Metanol	26744,280	0,603	35	564325,707
H2SO4	1719,855	0,337	35	20268,830
Total				4758751,412

Menghitung massa steam yang dibutuhkan :

Steam saturated yang digunakan adalah 120 °C

Berdasarkan steam table dari buku Smith Van Ness, Table F.1 (properties of saturated steam, SI Units), diperoleh data:

T (°C)	P (kpa)	H _L (kCal/kg K)	H _v (Kcal/kg K)	λ (Kcal/kg K)
120	198,54	120,89	649,51	528,62

$$\begin{aligned}
 \text{Panas masuk} &= \text{Panas Keluar} \\
 \Delta H7 + \Delta H15 + Q_{\text{sup}} &= \Delta H22 + \Delta H_{\text{rx}} \\
 Q_{\text{sup}} &= \Delta H22 + \Delta H_{\text{rx}} - \Delta H7 - \Delta H15 \\
 Q_{\text{sup}} &= 4758751,412 + 9007,856 - 2966190,892 - 86871,948 \\
 Q_{\text{sup}} &= 1714696,43 \text{ kcal}
 \end{aligned}$$

Kebutuhan Steam dapat dihitung dengan menggunakan panas laten:

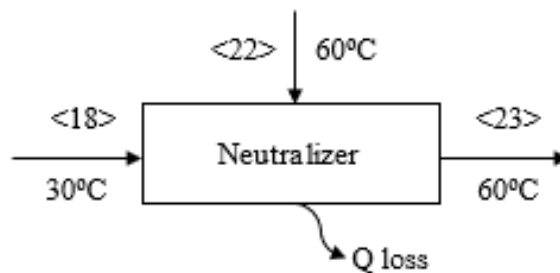
$$\begin{aligned}
 Q_{\text{supply}} &= m \times \lambda \\
 1714696,43 &= m \times 528,62 \\
 m &= 3243,698 \text{ kg steam}
 \end{aligned}$$

Neraca energi total:

Input		Output	
H Aliran <7>		H Aliran <22>	
Trigliserida		Trigliserida	
Tri Laurat gliserida	5499,3975	Tri Laurat gliserida	7699,16
Tri palmitat gliserida	1339083,2	Tri palmitat gliserida	1874716
Tri miristat gliserida	33461,389	Tri miristat gliserida	46846
Tri stearat gliserida	127980,26	Tri stearat gliserida	179172
Tri oleat gliserida	1007513,2	Tri oleat gliserida	1410519
Tri linoleat gliserida	266028,4	Tri linoleat gliserida	372440
FFA		FFA	
Asam Laurat	335,67615	Asam Laurat	9,40
Asam Miristat	91363,832	Asam Miristat	2558,19
Asam Palmitat	1814,5841	Asam Palmitat	50,81
Asam Stearat	7763,7915	Asam Stearat	217,39
Asam Oleat	61074,242	Asam Oleat	1710,08
Asam Linoleat	16112,948	Asam Linoleat	451,16

Air	8159,9867	Metil Ester	
H Aliran <15>		Metil Laurat	495,83
Metanol	83976,40	Metil Miristat	118000
H ₂ SO ₄	2895,55	Metil Palmitat	2985,80
Q Supply		Metil Stearat	11211,0
Q supply	1714696,4	Metil Oleat	88373,3
		Metil Linoleat	23367,1
		Air	33334,3
		Metanol	564326
		H ₂ SO ₄	20269
		Entalphy Reaksi	
		ΔH Reaksi	9007,86
Total	4767759	Total	4767759

6. Neutralizer



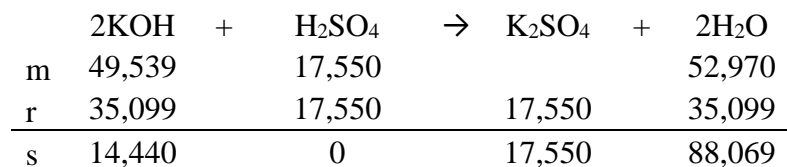
Komponen Masuk

Suhu komponen masuk 60 °C
 Suhu reference 25 °C

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg.°C)	ΔT (°C)	ΔH (kcal)
Trigliserida				
Tri Laurat gliserida	301,598	0,729	35	7699,157
Tri palmitat gliserida	71629,636	0,748	35	1874716,430
Tri miristat gliserida	1809,591	0,740	35	46845,945
Tri stearat gliserida	6785,966	0,754	35	179172,364
Tri oleat gliserida	55192,520	0,730	35	1410518,512
Tri linoleat gliserida	15079,923	0,706	35	372439,757
FFA				
Asam Laurat	0,359	0,747	35	9,399
Asam Miristat	85,366	0,856	35	2558,187
Asam Palmitat	2,157	0,673	35	50,808
Asam Stearat	8,087	0,768	35	217,386
Asam Oleat	65,777	0,743	35	1710,079
Asam Linoleat	17,972	0,717	35	451,163
Metil Ester				
Metil Laurat	18,845	0,752	35	495,832

Metil Miristat	4439,769	0,759	35	118000,241
Metil Palmitat	111,453	0,765	35	2985,798
Metil Stearat	415,812	0,770	35	11211,007
Metil Oleat	3383,061	0,746	35	88373,337
Metil Linoleat	924,646	0,722	35	23367,126
Air	953,459	0,999	35	33334,348
Metanol	26744,280	0,603	35	564325,707
H2SO4	1719,855	0,337	35	20268,830
Total				4758751,412

Menghitung Entalpi Reaksi



Komponen	Reaktan			Produk		
	Mol	ΔH_f (kcal/mol)	ΔH_f Reaktan	Mol	ΔH_f (kcal/mol)	ΔH_f Produk
KOH	49,539	-102,240	-5064,897	14,440	-102,240	-1476,368
H ₂ SO ₄	17,550	-202,558	-3554,792	0,000	-202,558	0,000
K ₂ SO ₄	0,000	-342,650	0	17,550	-342,650	-6013,349
H ₂ O	0,000	-68,317	0	88,069	-68,317	-6016,645
Total			-8619,689	Total		-13506,362

$$\begin{aligned}
 \Delta H \text{ reaksi} &= \Delta H_f^\circ \text{ produk} - \Delta H_f^\circ \text{ reaktan} \\
 &= (-13506,36) - (-8619,689) \\
 &= -4886,673 \text{ kcal}
 \end{aligned}$$

Komponen Keluar

Suhu komponen keluar 60 °C

Suhu reference 25 °C

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg.°C)	ΔT (°C)	ΔH (kcal)
Trigliserida				
Tri Laurat gliserida	301,598	0,729	35	7699,157
Tri palmitat gliserida	71629,636	0,748	35	1874716,430
Tri miristat gliserida	1809,591	0,740	35	46845,945
Tri stearat gliserida	6785,966	0,754	35	179172,364
Tri oleat gliserida	55192,520	0,730	35	1410518,512
Tri linoleat gliserida	15079,923	0,706	35	372439,757
FFA				
Asam Laurat	0,359	0,747	35	9,399

Asam Miristat	85,366	0,856	35	2558,187
Asam Palmitat	2,157	0,673	35	50,808
Asam Stearat	8,087	0,768	35	217,386
Asam Oleat	65,777	0,743	35	1710,079
Asam Linoleat	17,972	0,717	35	451,163
Metil Ester				
Metil Laurat	18,845	0,752	35	495,832
Metil Miristat	4439,769	0,759	35	118000,241
Metil Palmitat	111,453	0,765	35	2985,798
Metil Stearat	415,812	0,770	35	11211,007
Metil Oleat	3383,061	0,746	35	88373,337
Metil Linoleat	924,646	0,722	35	23367,126
Air	1585,242	0,999	35	55422,440
Metanol	26744,280	0,603	35	564325,707
H₂SO₄	0	0,337	35	0
KOH	808,652	0,328	35	9291,413
K₂SO₄	3053,619	7,944	35	849028,307
Total				5618890,394

Neraca energi total:

$$\Delta H_{18} + \Delta H_{22} + \Delta H_{reaksi} = \Delta H_{23} + Q_{loss}$$

$$Q_{loss} = \Delta H_{18} + \Delta H_{22} + \Delta H_{reaksi} - \Delta H_{23}$$

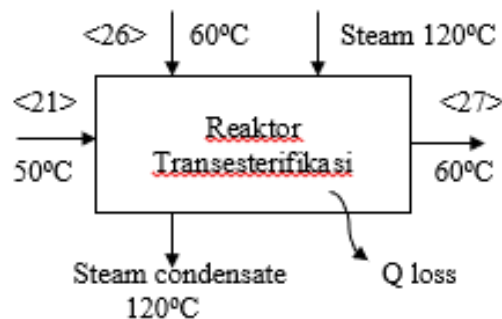
$$= 4553,65 + 4758751 + 4886,673 - 5618890$$

$$= -850698,66 \text{ kcal}$$

Input		Output	
H Aliran <22>		H Aliran <23>	
Trigliserida		Trigliserida	
Tri Laurat gliserida	7699,157	Tri Laurat gliserida	7699,157
Tri palmitat gliserida	1874716,430	Tri palmitat gliserida	1874716,430
Tri miristat gliserida	46845,945	Tri miristat gliserida	46845,945
Tri stearat gliserida	179172,364	Tri stearat gliserida	179172,364
Tri oleat gliserida	1410518,512	Tri oleat gliserida	1410518,512
Tri linoleat gliserida	372439,757	Tri linoleat gliserida	372439,757
FFA		FFA	
Asam Laurat	9,399	Asam Laurat	9,399
Asam Miristat	2558,187	Asam Miristat	2558,187
Asam Palmitat	50,808	Asam Palmitat	50,808
Asam Stearat	217,386	Asam Stearat	217,386
Asam Oleat	1710,079	Asam Oleat	1710,079
Asam Linoleat	451,163	Asam Linoleat	451,163
Metil Ester		Metil Ester	

Metil Laurat	495,832	Metil Laurat	495,832
Metil Miristat	118000,241	Metil Miristat	118000,241
Metil Palmitat	2985,798	Metil Palmitat	2985,798
Metil Stearat	11211,007	Metil Stearat	11211,007
Metil Oleat	88373,337	Metil Oleat	88373,337
Metil Linoleat	23367,126	Metil Linoleat	23367,126
Air	33334,348	Air	55422,440
Metanol	564325,707	Metanol	564325,707
H₂SO₄	20268,830	H₂SO₄	0,000
H Aliran <18>		KOH	9291,413
KOH	4553,651	K ₂ SO ₄	849028,307
Entalphy Reaksi		Q Loss	
ΔH Reaksi	4886,673	Q loss	-850698,658
Total	4768191,737	Total	4768191,737

7. Reaktor Transesterifikasi



Komponen masuk

Suhu komponen masuk <19> 60 °C

Suhu komponen masuk <16> 50 °C

Suhu reference 25 °C

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg.°C)	ΔT (°C)	ΔH (kcal)
Trigliserida				
Tri Laurat gliserida	301,598	0,729	35	7699,157
Tri palmitat gliserida	71629,636	0,748	35	1874716,430
Tri miristat gliserida	1809,591	0,740	35	46845,945
Tri stearat gliserida	6785,966	0,754	35	179172,364
Tri oleat gliserida	55192,520	0,730	35	1410518,512
Tri linoleat gliserida	15079,923	0,706	35	372439,757
FFA				
Asam Laurat	0,359	0,747	35	9,399
Asam Miristat	85,366	0,856	35	2558,187
Asam Palmitat	2,157	0,673	35	50,808
Asam Stearat	8,087	0,768	35	217,386

Asam Oleat	65,777	0,743	35	1710,079
Asam Linoleat	17,972	0,717	35	451,163
Metil Ester				
Metil Laurat	18,845	0,752	35	495,832
Metil Miristat	4439,769	0,759	35	118000,241
Metil Palmitat	111,453	0,765	35	2985,798
Metil Stearat	415,812	0,770	35	11211,007
Metil Oleat	3383,061	0,746	35	88373,337
Metil Linoleat	924,646	0,722	35	23367,126
Air	953,459	0,999	35	33334,348
Metanol	26744,280	0,603	35	564325,707
KOH	808,652	0,328	35	9291,413
Total				4747773,995

Komponen	Massa (kg)	Cp (kJ/kg.°C)	ΔT (°C)	ΔH (kcal)
Metanol	26273,156	0,603	25	395989,007
Kalium Metoksida	891,707	0,999	25	22263,699
Air	3467,750	0,426	25	36952,346
Total				455205,053

Entalpi reaksi :

1. Tri Laurat Gliserida

	Tri Laurat	+	3 Metanol	→	3 Metil Laurat	+	Gliserol
m	0,473		1656,795		0,088		
r	0,463		1,390		1,390		0,463
s	0,009		1655,405		1,478		0,463

Komponen	Reaktan			Produk		
	Mol	ΔHf (kcal/mol)	ΔHf reaktan (kcal/mol)	Mol	ΔHf (kcal/mol)	ΔHf reaktan (kcal/mol)
Tri Laurat	0,473	11245	5315,791	0,009	11245	106,316
Metanol	1656,795	-57,04	-94503,58	1655,405	-57,04	-94424,305
Metil Laurat	0	3825	0	1,478	3825	5652,863
Gliserol	0	396,27	0	0,463	396,27	183,58
Total			-89187,789	Total		-88481,546

$$\begin{aligned}
 \Delta H \text{ reaksi} &= \Delta H_f^\circ \text{ produk} - \Delta H_f^\circ \text{ reaktan} \\
 &= (-88481,546) - (-89187,789) \\
 &= 706,242 \text{ kcal}
 \end{aligned}$$

2. Tri Palmitat Gliserida

	Tri Palmitat	+ 3 Metanol	→	3 Metil Palmitat	+ Gliserol
m	88,871	1655,405		0,413	0
r	87,093	261,279		261,279	87,093
s	1,777	1394,126		261,692	87,093

Komponen	Reaktan			Produk		
	Mol	ΔH_f (kcal/mol)	ΔH_f reaktan (kcal/mol)	Mol	ΔH_f (kcal/mol)	ΔH_f reaktan (kcal/mol)
Tri Palmitat	88,871	14617	1299020,336	1,777	14617	25980,407
Metanol	1655,405	-57,04	-94424,305	1394,126	-57,04	-79520,933
Metil Palmitat	0	4949	0	261,692	4949	1295114,233
Gliserol	0	396,27	0	87,093	396,27	34512,385
Total			1204596,031	Total		1276086,092

$$\begin{aligned}
 \Delta H \text{ reaksi} &= \Delta H_f^\circ \text{ produk} - \Delta H_f^\circ \text{ reaktan} \\
 &= 1276086,092 - 1204596,031 \\
 &= 71490,061 \text{ kcal}
 \end{aligned}$$

3. Tri Miristat Gliserida

	Tri Miristat	+ 3 Metanol	→	3 Metil Miristat	+ Gliserol
m	2,506	1394,126		18,346	0
r	2,456	7,369		7,369	2,456
s	0,050	1386,757		25,715	2,456

Komponen	Reaktan			Produk		
	Mol	ΔH_f (kcal/mol)	ΔH_f reaktan (kcal/mol)	Mol	ΔH_f (kcal/mol)	ΔH_f reaktan (kcal/mol)
Tri Miristat	2,506	12931	32409,721	0,05	12931	648,194
Metanol	1394,126	-57,04	-79520,933	1386,757	-57,04	-79100,623
Metil Miristat	0	4387	0	25,715	4387	112811,024
Gliserol	0	396,27	0	2,456	396,27	973,331
Total			-47111,212	Total		35331,927

$$\begin{aligned}
 \Delta H \text{ reaksi} &= \Delta H_f^\circ \text{ produk} - \Delta H_f^\circ \text{ reaktan} \\
 &= 35331,927 - (-47111,212) \\
 &= 82443,138 \text{ kcal}
 \end{aligned}$$

4. Tri Stearat Gliserida

	Tri Stearat	+ 3 Metanol	→	3 Metil Stearat	+ Gliserol
m	7,625	1386,757		1,395	0
r	7,472	22,417		22,417	7,472
s	0,152	1364,340		23,812	7,472

Komponen	Reaktan			Produk		
	Mol	ΔH_f (kcal/mol)	ΔH_f reaktan (kcal/mol)	Mol	ΔH_f (kcal/mol)	ΔH_f reaktan (kcal/mol)
Tri Stearat	7,625	16303	124305,164	0,152	16303	2486,103
Metanol	1386,757	-57,04	-79100,623	1364,34	-57,04	-77821,982
Metil Stearat	0	5511	0	23,812	5511	131227,388
Gliserol	0	396,27	0	7,472	396,27	2961,003
Total			45204,541	Total		58852,513

$$\begin{aligned}
 \Delta H \text{ reaksi} &= \Delta H_f^\circ \text{ produk} - \Delta H_f^\circ \text{ reaktan} \\
 &= 58852,513 - 45204,541 \\
 &= 13647,972 \text{ kcal}
 \end{aligned}$$

5. Tri Oleat Gliserida

	Tri Oleat	+ 3 Metanol	→	3 Metil Oleat	+ Gliserol
m	62,435	1364,340		11,429	0
r	61,186	183,559		183,559	61,186
s	1,249	1180,782		194,988	61,186

Komponen	Reaktan			Produk		
	Mol	ΔH_f (kcal/mol)	ΔH_f reaktan (kcal/mol)	Mol	ΔH_f (kcal/mol)	ΔH_f reaktan (kcal/mol)
Tri Oleat	62,435	15709	980791,052	1,249	15709	19615,821
Metanol	1364,34	-57,04	-77821,982	1180,782	-57,04	-67351,786
Metil Oleat	0	5377	0	194,988	5377	1048450,98
Gliserol	0	396,27	0	61,186	396,27	24246,286
Total			902969,07	Total		1024961,301

$$\begin{aligned}
 \Delta H \text{ reaksi} &= \Delta H_f^\circ \text{ produk} - \Delta H_f^\circ \text{ reaktan} \\
 &= 1024961,301 - 902969,07 \\
 &= 121992,231 \text{ kcal}
 \end{aligned}$$

6. Tri Linoleat Gliserida

	Tri Linoleat	+ 3 Metanol	→	3 Metil Linoleat	+ Gliserol
m	17,175	1180,782		3,145	0
r	16,832	50,495		50,495	16,832
s	0,344	1130,286		53,640	16,832

Komponen	Reaktan			Produk		
	Mol	ΔH_f (kcal/mol)	ΔH_f reaktan (kcal/mol)	Mol	ΔH_f (kcal/mol)	ΔH_f reaktan (kcal/mol)
Tri Linoleat	17,175	15115	259604,831	0,344	15115	5192,097
Metanol	1180,782	-57,04	-67351,786	1130,286	-57,04	-64471,528
Metil Linoleat	0	5243	0	53,64	5243	281236,984
Gliserol	0	396,27	0	16,832	396,27	6669,939
Total			192253,045	Total		228627,492

$$\begin{aligned}
 \Delta H \text{ reaksi} &= \Delta H_f^\circ \text{ produk} - \Delta H_f^\circ \text{ reaktan} \\
 &= 228627,492 - 192253,045 \\
 &= 36374,447 \text{ kcal}
 \end{aligned}$$

Entalpi reaksi total = 326654,092 kcal

Komponen keluar

Suhu komponen keluar 60 °C
 Suhu reference 25 °C

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg.°C)	ΔT (°C)	ΔH (kcal)
Trigliserida				
Tri Laurat gliserida	6,032	0,729	35	153,983
Tri palmitat gliserida	1432,593	0,748	35	37494,329
Tri miristat gliserida	36,192	0,740	35	936,919
Tri stearat gliserida	135,719	0,754	35	3583,447
Tri oleat gliserida	1103,850	0,730	35	28210,370
Tri linoleat gliserida	301,598	0,706	35	7448,795
FFA				
Asam Laurat	0,359	0,747	35	9,399
Asam Miristat	85,366	0,856	35	2558,187
Asam Palmitat	2,157	0,673	35	50,808
Asam Stearat	8,087	0,768	35	217,386
Asam Oleat	65,777	0,743	35	1710,079
Asam Linoleat	17,972	0,717	35	451,163
Metil Ester				

Metil Laurat	316,265	0,752	35	8321,191
Metil Miristat	6222,992	0,759	35	165394,796
Metil Palmitat	70656,869	0,765	35	1892881,810
Metil Stearat	7095,947	0,770	35	191319,102
Metil Oleat	57716,476	0,746	35	1507686,939
Metil Linoleat	15770,298	0,722	35	398537,963
Metanol	36169,160	0,603	35	763198,212
Air	2476,949	0,999	35	86597,861
KOH	808,652	0,328	35	9291,413
Kalium Metoksida	3467,750	0,426	35	51733,284
Gliserol	16146,265	0,579	35	327136,239
Total				5484923,676

Neraca Energi Total

$$\begin{aligned} \Delta H_{26} + \Delta H_{21} + Q_{\text{supply}} &= \Delta H_{27} + \Delta H_{\text{Reaksi}} \\ Q_{\text{supply}} &= \Delta H_{27} + \Delta H_{\text{Reaksi}} - \Delta H_{26} - \Delta H_{21} \\ &= 5484923,68 + 326654,09 - 4747774 - 455205,1 \\ &= 608598,72 \text{ kcal} \end{aligned}$$

Menghitung massa steam yang dibutuhkan :

Steam saturated yang digunakan adalah 120 °C

Berdasarkan steam table dari buku Smith Van Ness, Table F.1 (properties of saturated steam, SI Units), diperoleh data:

T (°C)	P (kpa)	H _L (kCal/kg K)	H _v (Kcal/kg K)	λ (Kcal/kg K)
120	199	120,888	649,512	528,624

Kebutuhan steam

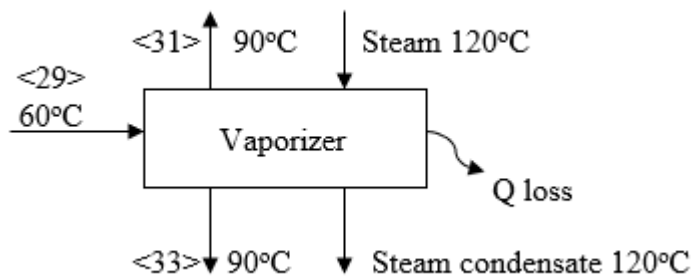
$$\begin{aligned} Q_{\text{supply}} &= m \times \lambda \\ 608598,72 &= m \times 528,624 \\ m &= 1151,288 \text{ kg steam} \end{aligned}$$

Neraca energi total:

Input		Output	
H Aliran <26>		H Aliran <27>	
Trigliserida		Trigliserida	
Tri Laurat gliserida	7699,157	Tri Laurat gliserida	153,983
Tri palmitat gliserida	1874716,430	Tri palmitat gliserida	37494,329
Tri miristat gliserida	46845,945	Tri miristat gliserida	936,919
Tri stearat gliserida	179172,364	Tri stearat gliserida	3583,447
Tri oleat gliserida	1410518,512	Tri oleat gliserida	28210,370
Tri linoleat gliserida	372439,757	Tri linoleat gliserida	7448,795
FFA		FFA	
Asam Laurat	9,399	Asam Laurat	9,399
Asam Miristat	2558,187	Asam Miristat	2558,187
Asam Palmitat	50,808	Asam Palmitat	50,808

Asam Stearat	217,386	Asam Stearat	217,386
Asam Oleat	1710,079	Asam Oleat	1710,079
Asam Linoleat	451,163	Asam Linoleat	451,163
Metil Ester		Metil Ester	
Metil Laurat	495,832	Metil Laurat	8321,191
Metil Miristat	118000,241	Metil Miristat	165394,796
Metil Palmitat	2985,798	Metil Palmitat	1892881,810
Metil Stearat	11211,007	Metil Stearat	191319,102
Metil Oleat	88373,337	Metil Oleat	1507686,939
Metil Linoleat	23367,126	Metil Linoleat	398537,963
Air	33334,348	Metanol	763198,212
Metanol	564325,707	Air	86597,861
KOH	9291,413	KOH	9291,413
H Aliran <21>		Kalium Metoksida	51733,284
Metanol	395989,007	Gliserol	327136,239
Kalium Metoksida	22263,699	Entalphy Reaksi	
Air	36952,346	ΔH Reaksi	326654,092
Q Supply			
Q supply	608598,720		
Total	5811577,768	Total	5811577,768

8. Vaporizer



Suhu komponen masuk = 60 °C
 $\Delta T = T_{in} - T_{ref}$
 $= 60 - 25$
 $= 35 \text{ °C}$

Komponen	Massa (Kg)	Cp (kcal/kg °C)	ΔT	ΔH (Kcal)
Trigliserida				
Tri Laurat gliserida	6,031969355	0,729366771	35	153,9831304
Tri palmitat gliserida	1432,592722	0,747781638	35	37494,32861
Tri miristat gliserida	36,19181613	0,739645429	35	936,9188983
Tri stearat gliserida	135,7193105	0,754382022	35	3583,447277
Tri oleat gliserida	1103,850392	0,730180995	35	28210,37023

Tri linoleat gliserida	301,5984677	0,705649203	35	7448,79514
FFA				
Asam Laurat	0,359434794	0,74712	35	9,398932305
Asam Miristat	85,36576348	0,856210526	35	2558,187285
Asam Palmitat	2,156608762	0,673125	35	50,80835454
Asam Stearat	8,087282856	0,768	35	217,3861632
Asam Oleat	65,77656723	0,742808511	35	1710,078788
Asam Linoleat	17,97173968	0,717257143	35	451,1625529
Metil Ester				
Metil Laurat	316,2647461	0,751738318	35	8321,191487
Metil Miristat	6222,992439	0,759371901	35	165394,7959
Metil Palmitat	70656,86865	0,765422222	35	1892881,81
Metil Stearat	7095,946595	0,77033557	35	191319,1024
Metil Oleat	57716,47577	0,746351351	35	1507686,939
Metil Linoleat	15770,29815	0,722040816	35	398537,9631
Metanol	36169,16003	0,60288	35	763198,212
Total				5010154,879

Entalpi penguapan methanol

T out = 90 °C

T ref = 25 °C

Data konstanta heat capacity vapor (Sumber : (Perry & Green, 1998) App. B Table B.17)

Komponen	A	B	C	D
Metanol	21,15	0,07092	0,00002587	-2,852E-08

Menghitung entalpi fase vapor methanol dengan persamaan :

$$\int C_p dT = A(T_1 - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T_1^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T_1^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T_1^4 - T_{ref}^4)$$

Komponen	BM (g/mol)	$\int C_p.dT$ (kJ/kmol)	kcal/kmol
Metanol	32	1645,500156	394,9200375

Karena methanol terjadi perubahan fase, maka entalpi vapor dihitung dengan persamaan:

$$H = (n \times \int C_p dT) + (n \times \lambda)$$

Sumber : Thermophysical Properties of Methanol

T (°C)	λ
80	1084,4
90	1057,2
100	1030

Komponen	Massa (kg)	kmol	$n \times \int Cp.dT$	$n \times \lambda$	ΔH
Metanol	36169,16003	1130,286251	446372,6886	1194938,625	1641311,313

Suhu komponen keluar = 90 °C

$\Delta T = T_{in} - T_{ref}$

= 90 – 25

= 65 °C

Komponen	Massa (Kg)	Cp (kcal/kg °C)	ΔT	ΔH (Kcal)		
Trigliserida						
Tri Laurat gliserida	6,031969355	0,729366771	65	285,9686708		
Tri palmitat gliserida	1432,592722	0,747781638	65	69632,32456		
Tri miristat gliserida	36,19181613	0,739645429	65	1739,99224		
Tri stearat gliserida	135,7193105	0,754382022	65	6654,973515		
Tri oleat gliserida	1103,850392	0,730180995	65	52390,68757		
Tri linoleat gliserida	301,5984677	0,705649203	65	13833,47669		
FFA						
Asam Laurat	0,359434794	0,74712	65	17,45516		
Asam Miristat	85,36576348	0,856210526	65	4750,919243		
Asam Palmitat	2,156608762	0,673125	65	94,35837273		
Asam Stearat	8,087282856	0,768	65	403,7171602		
Asam Oleat	65,77656723	0,742808511	65	3175,860606		
Asam Linoleat	17,97173968	0,717257143	65	837,8733126		
Metil Ester						
Metil Laurat	316,2647461	0,751738318	65	15453,64133		
Metil Miristat	6222,992439	0,759371901	65	307161,7638		
Metil Palmitat	70656,86865	0,765422222	65	3515351,932		
Metil Stearat	7095,946595	0,77033557	65	355306,9044		
Metil Oleat	57716,47577	0,746351351	65	2799990,03		
Metil Linoleat	15770,29815	0,722040816	65	740141,9316		
Metanol				36169,16003	65	1641311,313
Total						9528535,123

Menghitung massa steam yang dibutuhkan :

Steam saturated yang digunakan adalah 120 °C

Berdasarkan steam table dari buku (Smith et al., 2001), Table F.1 (properties of saturated steam, SI Units), diperoleh data:

T (°C)	P (kpa)	H_L (kCal/kg K)	H_v (Kcal/kg K)	λ (Kcal/kg K)
120	199	120,888	649,512	528,624

Neraca panas

Panas Masuk

= Panas Keluar

$$\begin{aligned} \Delta H_{22} + Q_{\text{sup}} &= \Delta H_{31} + \Delta H_{33} + Q_{\text{loss}} && \text{Asumsi } Q_{\text{loss}} \text{ 5\% dari } Q_{\text{sup}} \\ Q_{\text{sup}} &= \Delta H_{31} + \Delta H_{33} - \Delta H_{22} + 0,05Q_{\text{sup}} \\ 0,95 Q_{\text{sup}} &= 4518370,244 \\ Q_{\text{supply}} &= 4756179,205 \text{ kcal} \\ Q_{\text{loss}} &= 5\% \times 4756179,205 \text{ kcal} \\ &= 237808,9602 \text{ kcal} \end{aligned}$$

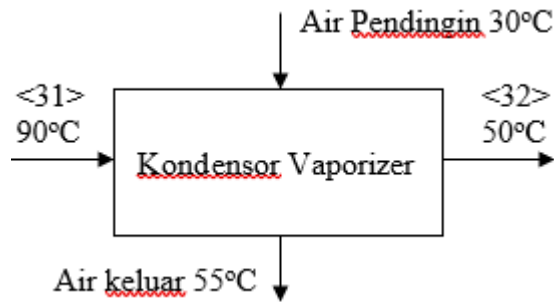
Kebutuhan steam

$$\begin{aligned} Q_{\text{supply}} &= m \times \lambda \\ 4756179,205 &= m \times 528,624 \\ m &= 8997,282009 \text{ kg steam} \end{aligned}$$

Neraca energi total:

Input		Output	
H Aliran <29>		H Aliran <33>	
Trigliserida		Trigliserida	
Tri Laurat gliserida	153,9831304	Tri Laurat gliserida	285,9686708
Tri palmitat gliserida	37494,32861	Tri palmitat gliserida	69632,32456
Tri miristat gliserida	936,9188983	Tri miristat gliserida	1739,99224
Tri stearat gliserida	3583,447277	Tri stearat gliserida	6654,973515
Tri oleat gliserida	28210,37023	Tri oleat gliserida	52390,68757
Tri linoleat gliserida	7448,79514	Tri linoleat gliserida	13833,47669
FFA		FFA	
Asam Laurat	9,398932305	Asam Laurat	17,45516
Asam Miristat	2558,187285	Asam Miristat	4750,919243
Asam Palmitat	50,80835454	Asam Palmitat	94,35837273
Asam Stearat	217,3861632	Asam Stearat	403,7171602
Asam Oleat	1710,078788	Asam Oleat	3175,860606
Asam Linoleat	451,1625529	Asam Linoleat	837,8733126
Metil Ester		Metil Ester	
Metil Laurat	8321,191487	Metil Laurat	15453,64133
Metil Miristat	165394,7959	Metil Miristat	307161,7638
Metil Palmitat	1892881,81	Metil Palmitat	3515351,932
Metil Stearat	191319,1024	Metil Stearat	355306,9044
Metil Oleat	1507686,939	Metil Oleat	2799990,03
Metil Linoleat	398537,9631	Metil Linoleat	740141,9316
Metanol	763198,212	H Aliran <31>	
Q Supply		Metanol	1641311,313
Q supply	4756179,205	Q Loss	
		Q loss	237808,9602
Total	9766344,1	Total	9766344,1

9. Condensor Vaporizer



Suhu komponen masuk = 90 °C
 $\Delta T = T_{in} - T_{ref}$
 $= 90 - 25$
 $= 65 \text{ } ^\circ\text{C}$

Komponen	Massa (kg)	kmol	$n \times \int C_p.dT$	$n \times \lambda$	ΔH
Metanol	36169,16003	1130,286	446372,6886	1194938,625	1641311,313

Suhu komponen keluar = 50 °C
 $\Delta T = T_{in} - T_{ref}$
 $= 50 - 25$
 $= 25 \text{ } ^\circ\text{C}$

Komponen	BM (g/mol)	$\int C_p.dT$ (kJ/kmol)	kcal/kmol
Metanol	32	596,1388997	143,0733359

Karena methanol terjadi perubahan fase, maka entalpi liquid dihitung dengan persamaan:

$$H = (n \times \int C_p dT) + (n \times \lambda)$$

Sumber : Thermophysical Properties of Methanol

T (°C)	λ
40	1163,9
50	1147,15
60	1130,4

Komponen	Massa (kg)	kmol	$n \times \int C_p.dT$	$n \times \lambda$	ΔH
Metanol	36169,16003	1130,286	161713,8245	1296607,873	1458321,697

Menghitung massa air yang dibutuhkan

$T_{in} = 30^\circ\text{C}$
 $T_{out} = 55^\circ\text{C}$
 $C_p = 0,9987 \text{ kcal/kg}\cdot^\circ\text{C}$ (pada suhu 30°C)

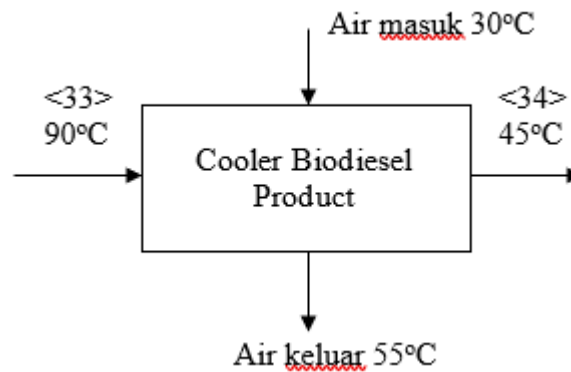
Energi masuk = Energi keluar
 $\Delta H_{31} = \Delta H_{32} + Q \text{ air pendingin}$
 $Q \text{ pendingin} = \Delta H_{32} - \Delta H_{31}$
 $Q \text{ pendingin} = 182989,6 \text{ kcal}$

$$\begin{aligned}
 Q \text{ pendingin} &= m \times C_p \times \Delta T \\
 182989,6 &= m \times 0,9987 \times (55^\circ\text{C} - 30^\circ\text{C}) \\
 m &= 7329,112 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Neraca energi total:

Input		Output	
H Aliran <31>		H Aliran <32>	
Metanol	1641311,313	Metanol	1458321,697
		Q Serap	
		Q serap	182989,6159
Total	1641311,3	Total	1641311,3

10. Cooler Biodiesel Product



$$\begin{aligned}
 \text{Suhu komponen masuk} &= 90^\circ\text{C} \\
 \Delta T &= T_{\text{in}} - T_{\text{ref}} \\
 &= 90 - 25 \\
 &= 65^\circ\text{C}
 \end{aligned}$$

Komponen	Massa (Kg)	Cp (kcal/kg °C)	ΔT	ΔH (Kcal)
Trigliserida				
Tri Laurat gliserida	6,031969355	0,729366771	65	285,9686708
Tri palmitat gliserida	1432,592722	0,747781638	65	69632,32456
Tri miristat gliserida	36,19181613	0,739645429	65	1739,99224
Tri stearat gliserida	135,7193105	0,754382022	65	6654,973515
Tri oleat gliserida	1103,850392	0,730180995	65	52390,68757
Tri linoleat gliserida	301,5984677	0,705649203	65	13833,47669
FFA				
Asam Laurat	0,359434794	0,74712	65	17,45516
Asam Miristat	85,36576348	0,856210526	65	4750,919243
Asam Palmitat	2,156608762	0,673125	65	94,35837273
Asam Stearat	8,087282856	0,768	65	403,7171602
Asam Oleat	65,77656723	0,742808511	65	3175,860606
Asam Linoleat	17,97173968	0,717257143	65	837,8733126
Metil Ester				
Metil Laurat	316,2647461	0,751738318	65	15453,64133

Metil Miristat	6222,992439	0,759371901	65	307161,7638
Metil Palmitat	70656,86865	0,765422222	65	3515351,932
Metil Stearat	7095,946595	0,77033557	65	355306,9044
Metil Oleat	57716,47577	0,746351351	65	2799990,03
Metil Linoleat	15770,29815	0,722040816	65	740141,9316
Total				7887223,81

Suhu komponen keluar = 45 °C

$\Delta T = T_{in} - T_{ref}$

= 45 - 25

= 20 °C

Komponen	Massa (Kg)	Cp (kcal/kg °C)	ΔT	ΔH (Kcal)
Trigliserida				
Tri Laurat gliserida	6,031969355	0,729366771	20	87,99036024
Tri palmitat gliserida	1432,592722	0,747781638	20	21425,33063
Tri miristat gliserida	36,19181613	0,739645429	20	535,3822276
Tri stearat gliserida	135,7193105	0,754382022	20	2047,684159
Tri oleat gliserida	1103,850392	0,730180995	20	16120,21156
Tri linoleat gliserida	301,5984677	0,705649203	20	4256,454366
FFA				
Asam Laurat	0,359434794	0,74712	20	5,37081846
Asam Miristat	85,36576348	0,856210526	20	1461,821306
Asam Palmitat	2,156608762	0,673125	20	29,03334545
Asam Stearat	8,087282856	0,768	20	124,2206647
Asam Oleat	65,77656723	0,742808511	20	977,1878788
Asam Linoleat	17,97173968	0,717257143	20	257,8071731
Metil Ester				
Metil Laurat	316,2647461	0,751738318	20	4754,966564
Metil Miristat	6222,992439	0,759371901	20	94511,31194
Metil Palmitat	70656,86865	0,765422222	20	1081646,748
Metil Stearat	7095,946595	0,77033557	20	109325,2014
Metil Oleat	57716,47577	0,746351351	20	861535,3937
Metil Linoleat	15770,29815	0,722040816	20	227735,9789
Total				2426838,095

Menghitung massa air yang dibutuhkan

$T_{in} = 30^{\circ}\text{C}$

$T_{out} = 55^{\circ}\text{C}$

$C_p = 0,9987 \text{ kcal/kg} \cdot ^{\circ}\text{C}$ (pada suhu 30°C)

Energi masuk = Energi keluar

$\Delta H_{33} = \Delta H_{34} + Q \text{ air pendingin}$

$Q \text{ pendingin} = \Delta H_{33} - \Delta H_{34}$

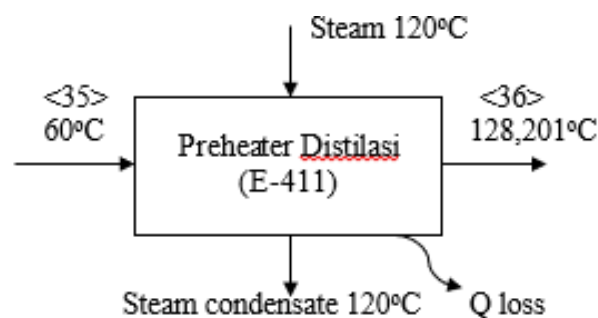
$Q \text{ pendingin} = 5460385,715 \text{ kcal}$

$$\begin{aligned}
 Q \text{ pendingin} &= m \times C_p \times \Delta T \\
 5460385,715 &= m \times 0,9987 \times (55 \text{ }^\circ\text{C} - 30^\circ\text{C}) \\
 m &= 218699,7383 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Neraca energi total:

Input		Output	
H Aliran <33>		H Aliran <34>	
Trigliserida		Trigliserida	
Tri Laurat gliserida	285,9686708	Tri Laurat gliserida	87,99036024
Tri palmitat gliserida	69632,32456	Tri palmitat gliserida	21425,33063
Tri miristat gliserida	1739,99224	Tri miristat gliserida	535,3822276
Tri stearat gliserida	6654,973515	Tri stearat gliserida	2047,684159
Tri oleat gliserida	52390,68757	Tri oleat gliserida	16120,21156
Tri linoleat gliserida	13833,47669	Tri linoleat gliserida	4256,454366
FFA		FFA	
Asam Laurat	17,45516	Asam Laurat	5,37081846
Asam Miristat	4750,919243	Asam Miristat	1461,821306
Asam Palmitat	94,35837273	Asam Palmitat	29,03334545
Asam Stearat	403,7171602	Asam Stearat	124,2206647
Asam Oleat	3175,860606	Asam Oleat	977,1878788
Asam Linoleat	837,8733126	Asam Linoleat	257,8071731
Metil Ester		Metil Ester	
Metil Laurat	15453,64133	Metil Laurat	4754,966564
Metil Miristat	307161,7638	Metil Miristat	94511,31194
Metil Palmitat	3515351,932	Metil Palmitat	1081646,748
Metil Stearat	355306,9044	Metil Stearat	109325,2014
Metil Oleat	2799990,03	Metil Oleat	861535,3937
Metil Linoleat	740141,9316	Metil Linoleat	227735,9789
		Q Pendingin	
		Q pendingin	5460385,715
Total	7887223,81	Total	7887223,81

11. Preheater Distilasi



$$\begin{aligned}
 \text{Suhu komponen masuk} &= 60 \text{ }^\circ\text{C} \\
 \Delta T &= T_{\text{in}} - T_{\text{ref}}
 \end{aligned}$$

$$= 60 - 25$$

$$= 35 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Komponen	Massa (Kg)	Cp (kcal/kg °C)	ΔT	ΔH (Kcal)
Air	2476,949241	0,9989	35	86597,86089
KOH	808,6521046	18,384	35	520319,1102
Kalium Metoksida	3467,750191	0,42624	35	51733,28445
Gliserol	16146,26467	0,57888	35	327136,2392
Total				474758,79726

Suhu komponen keluar = 128,2019 °C

$$\Delta T = T_{in} - T_{ref}$$

$$= 128,2019 - 25$$

$$= 103,2019 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Komponen	Massa (Kg)	Cp (kcal/kg °C)	ΔT	ΔH (Kcal)
Air	2476,94924	0,99890	103,20199	255344,89883
KOH	808,65210	0,32829	103,20199	27396,92190
Kalium Metoksida	3467,75019	0,42624	103,20199	152542,22389
Gliserol	16146,26467	0,57888	103,20199	964603,15598
Total				1399887,20061

Menghitung massa steam yang dibutuhkan :

Steam saturated yang digunakan adalah 120 °C

Berdasarkan steam table dari buku Smith Van Ness, Table F.1 (properties of saturated steam, SI Units), diperoleh data:

T (°C)	P (kpa)	H _L (kCal/kg K)	H _v (Kcal/kg K)	λ (Kcal/kg K)
120	199	120,888	649,512	528,624

Neraca panas

Panas Masuk = Panas Keluar

$\Delta H_{35} + Q_{sup}$ = $\Delta H_{36} + Q_{loss}$ Asumsi Q_{loss} 5% dari Q_{sup}

Q_{sup} = $\Delta H_{36} - \Delta H_{35} + 0,05Q_{sup}$

$0,95 Q_{sup}$ = 925128,403 kcal

Q_{supply} = 973819,371 kcal

Q_{loss} = 5% x 973819,371 kcal

= 48690,968 kcal

Kebutuhan steam

Q_{supply} = $m \times \lambda$

973819,371 = $m \times 528,624$

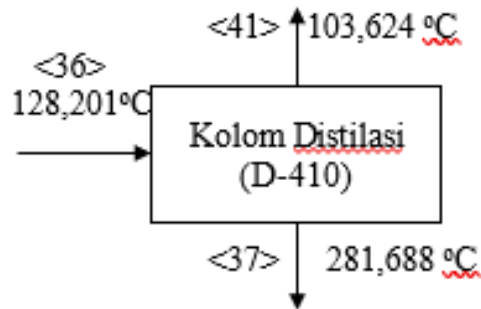
m = 1842,177 kg steam

Neraca energi total:

Input		Output	
H Aliran <35>		H Aliran <36>	
Air	86597,86089	Air	255344,8988

KOH	520319,1102	KOH	1534227,626
Kalium Metoksida	51733,28445	Kalium Metoksida	152542,2239
Gliserol	327136,2392	Gliserol	964603,156
Q Supply		Q Loss	
Qsupply	2022033,063	Qloss	101101,6532
Total	3007819,558	Total	3007819,558

12. Kolom Distilasi



Entalpi Feed Masuk (F.H_F)

Entalpi bahan masuk = Entalpi keluar preheater distilasi
= 1399887,200 kcal

Berat Vapor (V)

Komponen	kmol/jam	%kmol
Gliserol	0	0
KOH	0	0
Air	138,65546	0,73333
Kalium Metoksida	50,42048	0,26667
Total	189,07594	1

Berat Reflux (R)

Komponen	kmol/jam	%kmol
Gliserol	0	0
KOH	0	0
Air	2,42325	0,73333
Kalium Metoksida	0,88119	0,26667
Total	3,30444	1

Neraca energi sekitar kondensor (Q condensation)

$$Q \text{ condensation} = V.H_v - D.H_D - R.H_R$$

Entalpi Vapor (V.H_v) pada :

$$T \text{ operasi} = 103,624 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T \text{ ref} = 25 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Data konstanta heat capacity komponen pada fase vapor

Komponen	A	B	C	D	E
Glycerol	9,656	0,42826	-0,00026797	3,1794E-08	2,7745E-11

KOH	21,454	0,14891	-0,00025712	1,9271E-07	-5,1494E-11
Air	33,46	0,00688	0,000007604	-3,593E-09	

(Sumber : Yaws Table 2.1 – 2.2, dan Himmelblau App. E Table E.1)

Menghitung entalpi vapor dengan menggunakan persamaan:

$$\int C_p dT = A(T_1 - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T_1^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T_1^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T_1^4 - T_{ref}^4) + \frac{E}{5}(T_1^5 - T_{ref}^5)$$

Komponen	∫Cp.dT (kJ/kmol)	kcal/kmol
Glycerol	2827,70276	678,64866
KOH	2351,17216	564,28132
Air	2668,25344	640,38083

Karena komponen terjadi perubahan fase, maka entalpi vapor dihitung dengan persamaan:

$$H = (n \times \int C_p dT) + (n \times \lambda)$$

Latent Heat of water:

λ H₂O pada suhu 103,624 °C

Komponen	n (kmol/jam)	H at 103,62 °C	λ (kcal/kmol)	n x H at 113,89 °C	n x λ	ΔH (kcal)
Gliserol	0	678,648	20,030	0	0	0
KOH	0	564,281	32,268	0	0	0
Air	138,655	640,380	2247,131	88792,297	311577,080	400369,377
Kalium Metoksida	50,420	152542,223	23,380	7691251,532	1178,871	7692430,403
Total						8092799,781

Entalpi Distilat (D.H_D) pada :

T operasi = 50 °C

T ref = 25 °C

Data konstanta heat capacity komponen pada fase liquid

Komponen	A	B	C	D
Glycerol	132,145	0,86007	-0,0019745	1,8068E-06
KOH	71,429	0,042195	-0,000048017	1,7182E-08
Air	18,2964	0,47212	-0,0013388	1,3142E-06

Sumber : (Yaws, 1997) Table 3.1 – 3.2, dan (Himmelblau & Riggs, 2012) App. E Table E.1

Menghitung entalpi liquid dengan menggunakan persamaan:

$$\int C_p dT = A(T_1 - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T_1^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T_1^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T_1^4 - T_{ref}^4)$$

Komponen	∫Cp.dT (kJ/kmol)	kcal/kmol
Glycerol	4040,600326	969,7440781

KOH	1823,557362	437,6537668		
Air	853,137181	204,7529234		
Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg.°C)	ΔT	ΔH kcal
Kalium Metoksida	3467,750191	0,42624	25	36952,34604

Komponen	n (kmol/jam)	H at 50 °C	ΔH (kcal)
Gliserol	0	969,7440781	0
KOH	0	437,6537668	0
Air	136,2322083	204,7529234	27893,94291
Kalium Metoksida			36952,34604
Total			64846,28894

Entalpi Refluks (R.H_R) pada:

T operasi = 50 °C

T ref = 25 °C

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg.°C)	ΔT	ΔH kcal
Kalium Metoksida	78,48713814	0,42624	25	836,358944

Komponen	n (kmol/jam)	H at 50 °C	ΔH (kcal)
Gliserol	0	969,7440781	0
KOH	0	437,6537668	0
Air	2,42325	204,7529234	496,16769
Kalium Metoksida			657,29539
Total			1153,46308

$$\begin{aligned}
 Q \text{ condensation} &= V.H_v - D.H_D - R.H_R \\
 &= 8092799,78141 - 64846,28894 - 1153,46308 \\
 &= 8026800,029 \text{ kcal}
 \end{aligned}$$

Menghitung kebutuhan air pendingin:

T in = 30°C

T out = 55 °C

Cp = 0,9987 kcal/kg.°C (pada suhu 30°C)

Q pendingin = m x Cp x ΔT

8026800,029 = m x 0,9987 x (55 - 30)

m = 321489,93810 kg

Neraca energi total kondensor:

Komponen Masuk	ΔH (kcal)	Komponen keluar	ΔH (kcal)
Aliran <41>		Aliran <42>	
Gliserol	0,00	Gliserol	0,00
KOH	0,00	KOH	0,00
Air	400369,38	Air	28390,11
Kalium Metoksida	7692430,40	Kalium Metoksida	37609,64

		Q condensation	8026800,03
Total	8092799,78	Total	8092799,78

Entalpi Keluar

Entalpi Bottom (B.H_B) pada :

T operasi = 281,688 °C

T_{ref} = 25 °C

Data konstanta heat capacity komponen pada fase liquid

Komponen	A	B	C	D
Glycerol	132,145	0,86007	-0,0019745	1,8068E-06
KOH	71,429	0,042195	-0,000048017	1,7182E-08
Air	18,2964	0,47212	-0,0013388	1,3142E-06

(Sumber: Yaws Table 3.1 – 3.2, dan Himmelblau App. E Table E.1)

Menghitung entalpi liquid dengan menggunakan persamaan:

$$\int Cp dT = A(T_1 - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T_1^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T_1^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T_1^4 - T_{ref}^4)$$

Komponen	∫Cp.dT (kJ/kmol)	kcal/kmol
Glycerol	55916,85131	13420,04432
KOH	19665,37376	4719,68970
Air	15380,59423	3691,34262

Komponen	n (kmol/jam)	H at 281,688 °C	ΔH (kcal)
Gliserol	178,53414	13420,04432	2395936,04730
KOH	14,68963	4719,68970	69330,47454
Air	1,39985	3691,34262	5167,32753
Kalium Metoksida			0
Total			2470433,84937

Entalpi Refluks Bottom pada:

T operasi = 281,688 °C

T_{ref} = 25 °C

Komponen	∫Cp.dT (kJ/kmol)	kcal/kmol
Glycerol	17400,34047	4176,08171
KOH	9739,03703	2337,36889
Air	8910,54726	2138,53134

Komponen	n (kmol/jam)	H at 281,688 °C	λ (kcal/kmol)	n x H at 281,688 °C	n x λ	ΔH (kcal)
Gliserol	3,031	4176,081	16,119	12658,795	48,861	12707,656
KOH	0,249	2337,368	31,263	582,961	7,797	590,759
Air	0,023	2138,531	367,917	50,827	8,744	59,572
Total						13357,988

Entalpi Bottom Produk pada:

T operasi = 281,688 °C

Tref = 25 °C

Komponen	n (kmol/jam)	H at 281,688 °C	ΔH (kcal)
Gliserol	175,50288	13420,04432	2355256,38489
KOH	14,44022	4719,68970	68153,33949
Air	1,37608	3691,34262	5079,59349
Total			2428489,31787

Neraca energi total:

ΔH masuk + Q reboiling = ΔH keluar + Q condensation + Q loss

F.HF + Q reboiling = D.HD + B.HB + Q condensation + Q loss

Asumsi Qloss 5% dari Q reboiling

1399887,200+ Q reboiling = 64846,288 + 1153,463 + 8026800,029 + 0,05

Qreboiling

0,95 Q reboiling = 9120248,435

Q reboiling = 9600261,511 kcal

Q loss = 5% x 9600261,511

= 480013,07556 kcal

Menghitung massa steam yang dibutuhkan :

Steam saturated yang digunakan adalah 120 °C

Berdasarkan steam table dari buku Smith Van Ness, Table F.1 (properties of saturated steam, SI Units), diperoleh data:

T (°C)	P (kpa)	H _L (kCal/kg K)	H _v (Kcal/kg K)	λ (Kcal/kg K)
120	199	120,888	649,512	528,624

Q steam = m x λ

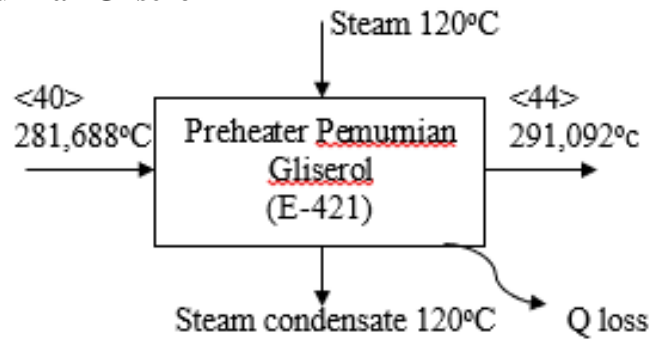
8019518,565 = m x 528,624

m = 18160,850 kg

Neraca energi total distilasi:

Input		Output	
H Aliran <36>		H Aliran <41>	
Gliserol	964603,16	Air	27893,94
KOH	27396,92	Kalium Metoksida	36952,35
Air	255344,90	H Aliran <37>	
Kalium Metoksida	152542,22	Gliserol	2355256,38
Q Reboiler		KOH	68153,34
Q _R	9600261,51	Air	5079,59
		Q Condenser	
		Q condensation	8026800,03
		Q Loss	
Q loss	480013,08		
Total	11000148,71	Total	11000148,71

13. Preheater Pemurnian Gliserol



Suhu komponen masuk = 281,688 °C

$$\begin{aligned} \Delta T &= T_{in} - T_{ref} \\ &= 281,688 - 25 \\ &= 256,688 \text{ °C} \end{aligned}$$

Data konstanta heat capacity komponen pada fase liquid

Komponen	A	B	C	D
Glycerol	132,145	0,86007	-0,0019745	1,8068E-06
KOH	71,429	0,042195	-0,000048017	1,7182E-08
Air	18,2964	0,47212	-0,0013388	1,3142E-06

(Sumber : Yaws Table 3.1 – 3.2, dan Himmelblau App. E Table E.1)

Menghitung entalpi liquid dengan menggunakan persamaan:

$$\int C_p dT = A(T_1 - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T_1^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T_1^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T_1^4 - T_{ref}^4)$$

Komponen	$\int C_p \cdot dT$ (kJ/kmol)	kcal/kmol
Glycerol	55916,85131	13420,04432
KOH	19665,37376	4719,68970
Air	15380,59423	3691,34262

Komponen	n (kmol/jam)	H at 281,688 °C	ΔH (kcal)
Glycerol	175,50288	13420,04432	2355256,38489
KOH	14,44022	4719,68970	68153,33949
Air	1,37608	3691,34262	5079,59349
Total			2428489,317

Suhu komponen keluar = 291,092 °C

$$\begin{aligned} \Delta T &= T_{in} - T_{ref} \\ &= 291,092 - 25 \\ &= 266,092 \text{ °C} \end{aligned}$$

Komponen	$\int C_p \cdot dT$ (kJ/kmol)	kcal/kmol
Glycerol	58352,03419	14004,48821
KOH	20417,49119	4900,197885
Air	16081,83193	1859,639664

Komponen	n (kmol/jam)	H at 291,092 °C	ΔH (kcal)
Glycerol	175,5028769	14004,48821	2457827,969
KOH	14,44021615	4900,197885	70759,91666
Air	1,376082912	3859,639664	5311,184187
Total			2533899,07

Neraca Energi:

Panas masuk = Panas keluar

$\Delta H_{40} + Q_{\text{sup}} = \Delta H_{41} + Q_{\text{loss}}$ Asumsi Q loss sebesar 5% dari Q supply

$Q_{\text{sup}} = \Delta H_{41} - \Delta H_{40} + 0,05 Q_{\text{sup}}$

$0,95 Q_{\text{sup}} = 2533899,07 - 2428489,317$

$Q_{\text{sup}} = 110957,634 \text{ kcal}$

$Q_{\text{loss}} = 5\% \times 110957,634$

$= 5547,882 \text{ kcal}$

Menghitung massa steam yang dibutuhkan :

Steam saturated yang digunakan adalah 120 °C

Berdasarkan steam table dari buku Smith Van Ness, Table F.1 (properties of saturated steam, SI Units), diperoleh data:

T (°C)	P (kpa)	H _L (kCal/kg K)	H _v (Kcal/kg K)	λ (Kcal/kg K)
120	199	120,888	649,512	528,624

Kebutuhan steam

$Q_{\text{supply}} = m \times \lambda$

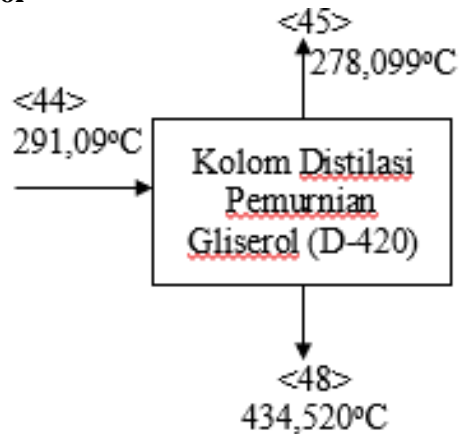
$105409,752 = m \times 528,624$

$m = 209,898 \text{ kg steam}$

Neraca energi total:

Input		Output	
H Aliran <41>		H Aliran <42>	
Glycerol	2355256,385	Glycerol	2457827,969
KOH	68153,339	KOH	70759,917
Air	5079,593	Air	5311,184
Q Supply		Q Loss	
Q supply	110957,634	Q loss	5547,882
Total	2539446,952	Total	2539446,952

14. Pemurnian Gliserol



Entalpi Feed Masuk (F.H_F)

Entalpi bahan masuk = Entalpi keluar preheater distilasi
= 2533899,07 kcal

C_p vapor of component

Komponen	A	B	C	D	E
Glycerol	9,656	0,428	-3E-04	3E-08	2,7745E-11
KOH	21,454	0,149	-3E-04	2E-07	-5,1494E-11
Air	33,460	0,007	8E-06	-4E-09	

Entalpi Vapor

Komponen	kmol/jam	%kmol
Air	1,789	0,008
Gliserol	225,872	0,992
KOH	0	0
Total	227,661	1

Entalpi vapor (V.H_v) pada :

T operasi = 278,099 °C

T ref = 25 °C

Menghitung entalpi vapor dengan menggunakan persamaan:

$$\int C_p dT = A(T_1 - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T_1^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T_1^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T_1^4 - T_{ref}^4) + \frac{E}{5}(T_1^5 - T_{ref}^5)$$

Komponen	Mol	∫C _p .dT (kcal/kmol)	ΔH vapor (kcal)
Air	1,651	2107,609	3480,293
Gliserol	208,497	4081,859	851057,016
KOH	0	2296,975	0

Komponen	Massa (kg)	C _p (kcal/kg.C)	ΔT (°C)	ΔH Sensibel (kcal)
Air	29,72	0,99890	253,099	7514,69

Gliserol	19181,76	0,57888	253,099	2810399,22
KOH	0,00	0,32829	253,099	0,00

Komponen	ΔH Vapor (kcal)	ΔH Sensibel (kcal)	ΔH (kcal)
Air	3480,293	7514,69	10994,99
Gliserol	851057,016	2810399,22	3661456,23
KOH	0	0,00	0,00
Total			3672451,22

Entalpi Distilat (D.H_D) pada:

T operasi = 250 °C

T ref = 25 °C

Komponen	kmol/jam	%kmol
Air	1,376	0,008
Gliserol	173,748	0,992
KOH	0	0
Total	175,124	1

Cp liquid of component

Komponen	A	B	C	D
Glycerol	132,145	0,860	-2,0E-03	1,8E-06
KOH	71,429	0,042	-4,8E-05	1,7E-08
Air	18,296	0,472	-1,3E-03	1,3E-06

Menghitung entalpi liquid dengan menggunakan persamaan:

$$\int C_p dT = A(T_1 - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T_1^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T_1^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T_1^4 - T_{ref}^4)$$

Komponen	A	B	C	D	$\int C_p dT$ (kJ/kmol)	kcal/kmol
Glycerol	29732,625	26608,415	-10273,570	1764,276	47831,74699	11479,619
Air	4116,690	14606,212	-6965,943	1283,270	13040,22885	3129,654

Komponen	Mol	$\int C_p dT$ (kcal/kmol)	ΔH (kcal)
Glycerol	173,74785	11479,619	1994559,146
Air	1,37608	3129,654	4306,66466
Total			1998865,811

Entalpi Refluks (R.H_R) pada:

T operasi = 250 °C

T ref = 25 °C

Komponen	kmol/jam	%kmol
Air	0,413	0,008
Gliserol	52,124	0,992
KOH	0	0
Total	52,537	1

Komponen	Mol	$\int Cp.dT$ (kcal/kmol)	ΔH (kcal)
Glycerol	52,124	11479,619	598367,743
Air	0,413	3129,654	1291,999
Total			599659,743

Neraca Energi Kondensor

$$\Delta H V.H_v = \Delta H D.H_D + \Delta H R.H_R + Q \text{ condensation}$$

$$Q \text{ condensation} = \Delta H V.H_v - \Delta H D.H_D - \Delta H R.H_R$$

$$= 3672451,22 - 1998865,81 - 599659,74$$

$$= 1073925,7 \text{ kcal}$$

Kebutuhan Air Pendingin

$$T_{in} = 30^\circ\text{C}$$

$$T_{out} = 55^\circ\text{C}$$

$$C_p = 0,9987 \text{ kcal/kg}\cdot^\circ\text{C (pada suhu } 30^\circ\text{C)}$$

$$Q \text{ pendingin} = m \times C_p \times \Delta T$$

$$1073925,7 = m \times 0,9987 \times (55 - 30)$$

$$m = 43012,94 \text{ kg}$$

Neraca energi kondensor :

Input		Output	
H Aliran <45>		H Aliran <46>	
Gliserol	3661456,23	Gliserol	2592926,9
KOH	0,00	KOH	0,00
Air	10994,99	Air	5598,66
		Q Condenser	
		Q condensation	1073925,7
Total	3672451,2	Total	3672451,2

Entalpi Bottom pada:

$$\text{Suhu masuk } 434,5201^\circ\text{C}$$

Cp liquid of component

Komponen	A	B	C	D
Glycerol	132,145	0,860	-1,97E-03	1,81E-06
KOH	71,429	0,042	-4,80E-05	1,72E-08
Air	18,296	0,472	-1,34E-03	1,31E-06

Komponen	kmol/jam	%kmol
Air	0,000	0
Gliserol	3,721	0,108
KOH	30,614	0,892
Total	34,334	1

Menghitung entalpi vapor dengan menggunakan persamaan:

$$\int C_p dT = A(T_1 - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T_1^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T_1^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T_1^4 - T_{ref}^4)$$

Komponen	A	B	C	D	$\int C_p \cdot dT$ (kJ/kmol)	kcal/kmol
Glycerol	54116,032	80925,150	-53986,197	16102,183	97157,168	23317,720
KOH	29251,610	3970,185	-1312,867	153,126	32062,054	7694,893
Total						31012,613

Komponen	Mol	$\int C_p \cdot dT$ (kcal/kmol)	ΔH (kcal)
Glycerol	3,721	23317,720	86758,304
KOH	30,614	7694,893	235568,384
Air	0	0	0
Total			322326,687

Entalpi Bottom Produk pada :

T operasi = 434,5201 °C

T ref = 25 °C

Komponen	n (kmol/jam)	H at 434,520 °C	ΔH (kcal)
Gliserol	1,75503	23317,72037	40923,27007
KOH	14,44022	7694,89300	111115,91815
Total			152039,18823

Neraca energi total:

ΔH masuk + Q reboiling = ΔH keluar + Q condensation + Q loss

F.HF + Q reboiling = D.HD + B.HB + Q condensation + Q loss

Asumsi Qloss 5% dari Q reboiling

2533899,069 + Q reboiling = 1998865,811 + 152039,188 + 1073925,7 + 0,05

Qreboiling

0,95 Q reboiling = 690931,60

Q reboiling = 727296,41 kcal

Q loss = 5% x 727296,41

= 36364,82 kcal

Menghitung Jumlah Mol Refluks Bottom pada:

T operasi = 1334,058 °C

Cp vapor of component

Komponen	A	B	C	D	E
Glycerol	9,656	0,428	-3E-04	3E-08	2,7745E-11
KOH	21,454	0,149	-3E-04	2E-07	-5,1494E-11
Air	33,460	0,007	8E-06	-4E-09	

Komponen	$\int Cp.dT$ (kJ/kmol)	kcal/kmol
Glycerol	230145,60065	55234,9442
KOH	66138,61613	15873,2679
Total		71108,2120

$$\begin{aligned}
 Q \text{ reboiling} &= n \times (\Delta H_{\text{vapor}} - \Delta H_{\text{liquid}}) \\
 727296,41 &= n \times (71108,2120 - 31012,613) \\
 727296,41 &= n \times 40095,60 \\
 n &= 18,1390 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

Menghitung massa steam yang dibutuhkan :

Steam saturated yang digunakan adalah 120 °C

Berdasarkan steam table dari buku Smith Van Ness, Table F.1 (properties of saturated steam, SI Units), diperoleh data:

T (°C)	P (kpa)	H _L (kCal/kg K)	H _v (Kcal/kg K)	λ (Kcal/kg K)
120	199	120,888	649,512	528,624

Kebutuhan steam

$$\begin{aligned}
 Q \text{ supply} &= m \times \lambda \\
 727296,41 &= m \times 528,624 \\
 m &= 1375,829 \text{ kg steam}
 \end{aligned}$$

Neraca energi total:

Input		Output	
H Aliran <44>		H Aliran <45>	
Air	5311,184	Air	4306,664
Gliserol	2457827,969	Gliserol	1994559,146
KOH	70759,917	Aliran <46>	
Q Reboiler		Gliserol	86758,304
Qreboiling	727296,417	KOH	235568,384
		Q Condenser	
		Q condensation	1073925,667
		Q Loss	
		Q loss	36364,820
Total	3261195,5	Total	3261195,5

APPENDIX C SPESIFIKASI ALAT

Kapasitas produksi = 1.137.500.000 kg/tahun
 = 3.791.667 kg/hari
 Waktu operasi = 300 hari/tahun
 Basis perhitungan = 1 jam

C.1 Box Tank with Screen

Fungsi : Untuk menyaring dan menampung minyak jelantah
 Bahan : Carbon Steel SA 283 D
 Bentuk : Box
 Kondisi operasi
 Suhu : 30°C
 Tekanan : 1 atm
 Kapasitas : 163.379,452 kg/jam
 Komponen masuk:

Komponen	BM	x	ρ (kg/m ³)	$\rho \cdot x$
Trigliserida		0,923		
Tri Laurat gliserida	638	0,001846	900	1,6614
Tri palmitat gliserida	806	0,438425	875,2	383,7096
Tri miristat gliserida	722	0,011076	867,7	9,610645
Tri stearat gliserida	890	0,041535	892,5	37,06999
Tri oleat gliserida	884	0,337818	950	320,9271
Tri linoleat gliserida	878	0,0923	925	85,3775
FFA		0,055		
Asam Laurat	200	0,00011	961,54	0,105769
Asam Miristat	228	0,026125	964,44	25,196
Asam Palmitat	256	0,00066	852,09	0,562379
Asam Stearat	284	0,002475	922,04	2,282049
Asam Oleat	282	0,02013	895	18,01635
Asam Linoleat	280	0,0055	900	4,95
Air	18	0,002	997	1,994
Kotoran	30	0,02	1130	22,6
Total		1		914,0627

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas minyak jelantah yang masuk} &= 163.379,452 \times \frac{1}{914,0627} \\ &= 178,740 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Asumsi waktu tinggal = 0,50 jam
 Kapasitas bahan yang ditampung = 89,370 m³
 Safety factor = 10%
 Volume alat yang dibutuhkan = 98,307 m³

dengan perkiraan dimensi sebagai berikut.

$$P = 6 \text{ m}$$

$$L = 5 \text{ m}$$

$$T = 4 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}
 A &= 30 \text{ m}^2 \\
 &= 322,92 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

C.2 Screen Trap

Fungsi : Untuk menyaring kotoran dari minyak jelantah
 Bahan : Carbon Steel SA 283 D
 Bentuk : Box
 Kondisi operasi
 Suhu : 30°C
 Tekanan : 1 atm
 Kapasitas : 161745,7 kg/jam
 ρ campuran : 914,0627 kg/m³

$$\begin{aligned}
 \text{Volume minyak jelantah yang ditampung} &= 161745,6571 \times \frac{1}{914,0627} \\
 &= 176,9525 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

dengan perkiraan dimensi sebagai berikut.

$$P = 4 \text{ m}$$

$$L = 3 \text{ m}$$

$$T = 3 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}
 A &= 12 \text{ m}^2 \\
 &= 129,168 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

C.3 Raw Material Oil Feed Tank

Fungsi : Untuk menampung minyak jelantah yang sudah bersih
 Bahan : Carbon Steel SA 283 D
 Bentuk : Cylindrical-Torispherical
 Kondisi operasi
 Suhu : 30°C
 Tekanan : 1 atm
 Kapasitas : 160111,9 kg/jam

Komponen masuk

Komponen	BM	x	ρ (kg/m ³)	$\rho \cdot x$
Trigliserida				
Tri Laurat gliserida	638	0,001883673	900	1,695306
Tri palmitat gliserida	806	0,447372449	875,2	391,5404
Tri miristat gliserida	722	0,011302041	867,7	9,806781
Tri stearat gliserida	890	0,042382653	892,5	37,82652
Tri oleat gliserida	884	0,344712245	950	327,4766
Tri linoleat gliserida	878	0,094183673	925	87,1199
FFA				
Asam Laurat	200	0,000112245	961,54	0,107928
Asam Miristat	228	0,026658163	964,44	25,7102
Asam Palmitat	256	0,000673469	852,09	0,573857
Asam Stearat	284	0,00252551	922,04	2,328621
Asam Oleat	282	0,020540816	895	18,38403
Asam Linoleat	280	0,005612245	900	5,05102
Air		0,002040816	997	2,034694
Total		1		909,6559

$$\begin{aligned} \rho_{\text{campuran}} &= 909,6559 \text{ kg/m}^3 \\ &= 56,39866 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume minyak yang ditampung} &= 160111,8626 \times \frac{1}{909,6559} \\ &= 176,0137 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Safety factor} &= 20\% \\ &= 35,203 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki yang dibutuhkan} &= 211,216 \text{ m}^3 \\ &= 55797,459 \text{ gal} \\ &= 7459,107 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Direncanakan } H &= D \\ \text{Volume total} &= \frac{\pi}{4} D^2 H \\ 7.459,107 &= \frac{\pi}{4} D^2 D \\ 7.459,107 &= 0,785 D^3 \\ D^3 &= 9.502,047 \\ D &= 21,181 \text{ ft} = H \end{aligned}$$

Standarisasi: dipilih H 3 course @8ft

$$H = 24 \text{ ft}$$

$$D^2 = \frac{4 V}{\pi H}$$

$$D^2 = 396$$

$$D = 19,90 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Pop} &= \frac{\rho H}{144} \\ &= \frac{56,399 \text{ lb/ft}^3 \times H}{144} \\ &= 0,392 H \\ \text{Pdes} &= 1,2 \times \text{Pop} \\ &= 0,470 H \end{aligned}$$

Menentukan tebal shell

$$\text{Tebal shell} = \frac{P}{2} \times \frac{D}{f E} + c$$

Untuk bahan

Carbon steel SA 283 D

(Brownell & Young)

$$f = 12650 \text{ psi}$$

$$E = 0,8 \text{ (double welded butt joint)}$$

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

$$\begin{aligned} \text{Tebal shell (t)} &= \frac{0,470 H \times 19,9 \times 12}{2 \times 12.650 \times 0,8} + 0,125 \\ &= 0,131 H \end{aligned}$$

$$\text{Tebal shell pada course 1 (t}_1\text{)} \quad H = 24$$

$$t_1 = 0,131 H$$

$$= 3,133 \text{ in}$$

$$= 3 \frac{2,13}{16} \text{ in} = 3 \frac{3}{16} \text{ in}$$

$$\text{Tebal shell pada course 2 (t}_2\text{)} \quad H = 16$$

$$t_2 = 0,131 H$$

$$= 2,089$$

$$= 2 \frac{1,419}{16} \text{ in} = 2 \frac{2}{16} \text{ in} = 2 \frac{1}{8} \text{ in}$$

$$\text{Tebal shell pada course 3 (t}_3\text{)} \quad H = 8$$

$$t_3 = 0,131 H$$

$$= 1,044$$

$$= 1 \frac{0,710}{16} \text{ in} = 1 \frac{1}{16} \text{ in}$$

Menghitung tebal head

$$\begin{aligned} th &= \frac{Pdes}{2 f_e} - \frac{rc}{0,2} + \frac{W}{Pdes} \\ W &= \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{rc}{rl}} \right) \\ &= \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{24}{6,38}} \right) \\ &= \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{3,8} \right) \\ &= \frac{1}{4} \left(3 + 0,707 \right) \\ &= \frac{1}{4} \times 3,707 \\ &= 0,926777 \\ th &= \frac{11,280}{2} - \frac{12650 \times 0,8}{12650} + \frac{24 \times 0,927}{11,280} \\ &= 0,012 \\ &= \frac{0,20}{16} \text{ in} = \frac{1}{16} \text{ in} = \frac{1}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

C.4 Methanol Storage

Fungsi : Untuk menampung metanol

Bahan : Carbon Steel SA 283 D

Bentuk : Cylindrical-Torispherical

Kondisi operasi

Suhu : 30°C

Tekanan : 1 atm

Kapasitas : 55716,83 kg

ρ MeOH : 792 kg/m³ = 49,104 lb/ft³

Volume Metanol yang ditampung = 55716,83 x $\frac{1}{792}$

= 70,34953 m³

Safety factor = 20%

Volume tangki methanol yang dibutuhkan = 84,41943 m³

= 22301,251 Gal

= 2981,272 ft³

Direncanakan H = D

Volume total = $\frac{\pi}{4} D^2 H$

$$\begin{aligned}
2.981,272 &= \frac{4}{\pi} D^2 D \\
2.981,272 &= 0,785 D^3 \\
D^3 &= \frac{3.797,799}{0,785} \\
D &= 15,602 \text{ ft} = H \\
\text{Standarisasi} &\text{ dipilih H 2 course @8ft} \\
H &= 16 \text{ ft} \\
D^2 &= \frac{4 V}{\pi H} \\
D^2 &= \frac{237}{\pi} \\
D &= 15,41 \text{ ft} \\
\text{Pop} &= \frac{\rho H}{144} \\
&= \frac{49,104 \text{ lb/ft}^3 \times H}{144} \\
&= 0,341 H \\
\text{Pdes} &= 1,2 \times \text{Pop} \\
&= 0,409 H
\end{aligned}$$

Menentukan tebal shell

$$\text{Tebal shell} = \frac{P}{2} \times \frac{D}{f E} + c$$

Untuk bahan *Carbon steel SA 283 D*

Brownell & Young

$$f = 12650 \text{ psi}$$

$$E = 0,8 \text{ double welded butt joint}$$

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

$$\begin{aligned}
\text{Tebal shell (t)} &= \frac{0,409 H \times 15,4 \times 12}{2 \times 12.650 \times 0,8} + 0,125 \\
&= 0,129 H
\end{aligned}$$

$$\text{Tebal shell pada course 1 (t}_1\text{)} \quad H = 16$$

$$t_1 = 0,129 H$$

$$= 2,060 \text{ in}$$

$$= 2 \frac{0,96}{16} \text{ in} = 2 \frac{1}{16} \text{ in}$$

$$\text{Tebal shell pada course 2 (t}_2\text{)} \quad H = 8$$

$$t_2 = 0,129 H$$

$$= 1,030$$

$$= 1 \frac{0,478}{16} \text{ in} = 1 \frac{1}{16} \text{ in}$$

Menghitung tebal head

$$\begin{aligned}
 th &= \frac{P_{des} \cdot r_c \cdot W}{2 \cdot f_e - 0,2 \cdot P_{des}} \\
 W &= \frac{1}{4} \cdot 3 + \sqrt{\frac{r_c}{r_l}} \\
 &= \frac{1}{4} \cdot 3 + \sqrt{\frac{14}{4,5}} \\
 &= \frac{1}{4} \cdot 3 + \sqrt{3,1} \\
 &= \frac{1}{4} \cdot 3 + 0,707 \\
 &= \frac{1}{4} \cdot 3,707 \\
 &= 0,926777 \\
 th &= \frac{6,547 \cdot 14 \cdot 0,927}{2 \cdot 12650 \cdot 0,8 - 0,2 \cdot 6,547} \\
 &= 0,004 \\
 &= \frac{0,07}{16} \text{ in} = \frac{1}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

C.5 H₂SO₄ Storage

Fungsi : untuk menampung katalis H₂SO₄

Bahan : Carbon Steel SA 283 D

Bentuk : Cylindrical-Torispherical

Kondisi operasi

Suhu : 30°C

Tekanan : 1 atm

Kapasitas : 1719,85 kg/jam

ρ H₂SO₄ : 1830 kg/m³ = 113,46 lb/ft³

$$\text{Volume H}_2\text{SO}_4 \text{ yang ditampung} = 1719,85 \cdot \frac{1}{1830}$$

$$= 67,66641 \text{ m}^3$$

$$\text{Safety factor} = 20\%$$

$$\text{Volume tangki yang dibutuhkan} = 81,19969 \text{ m}^3$$

$$= 21450,68447 \text{ gal}$$

$$= 2867,567 \text{ ft}^3$$

Direncanakan H = D

$$\text{Volume total} = \frac{\pi}{4} D^2 H$$

$$2.867,567 = \frac{\pi}{4} D^2 D$$

$$\begin{aligned}
2.867,567 &= 0,785 D^3 \\
D^3 &= 3.652,952 \\
D &= 15,401 \text{ ft} = H \\
\text{Standarisasi} & \text{ dipilih H 2 course @8ft} \\
H &= 16 \text{ ft} \\
D^2 &= \frac{4 V}{\pi H} \\
D^2 &= 228 \\
D &= 15,11 \text{ ft} \\
\text{Pop} &= \frac{\rho H}{144} \\
&= \frac{113,460 \text{ lb/ft}^3 \times H}{144} \\
&= 0,788 H \\
\text{Pdes} &= 1,2 \times \text{Pop} \\
&= 0,946 H
\end{aligned}$$

Menentukan tebal shell

$$\text{Tebal shell} = \frac{P}{2} \times \frac{D}{f E} + c$$

Untuk bahan *Carbon steel SA 283 D*

Brownell & Young

f = 12650 psi

E = 0,8 double welded butt joint

faktor korosi = 0,125

$$\begin{aligned}
\text{Tebal shell (t)} &= \frac{0,946 H \times 15,1 \times 12}{2 \times 12.650 \times 0,8} + 0,125 \\
&= 0,133 H
\end{aligned}$$

Tebal shell pada course 1 (t₁) H = 16

$$t_1 = 0,133 H$$

$$= 2,136 \text{ in}$$

$$= 2 \frac{2,17}{16} \text{ in} = 2 \frac{3}{16} \text{ in}$$

Tebal shell pada course 2 (t₂) H = 8

$$t_2 = 0,133 H$$

$$= 1,068$$

$$= 1 \frac{1,084}{16} \text{ in} = 1 \frac{2}{16} \text{ in} = 1 \frac{1}{8} \text{ in}$$

Menghitung tebal head

$$\begin{aligned}
 th &= \frac{Pdes \quad rc \quad W}{2 \quad fe \quad - \quad 0,2 \quad Pdes} \\
 W &= \frac{1}{4} \quad 3 \quad + \quad \sqrt{\frac{rc}{rl}} \\
 &= \frac{1}{4} \quad 3 \quad + \quad \sqrt{\frac{14}{4,5}} \\
 &= \frac{1}{4} \quad 3 \quad + \quad \sqrt{\quad 3,1} \\
 &= \frac{1}{4} \quad 3 \quad + \quad 0,707 \\
 &= \frac{1}{4} \quad x \quad 3,707 \\
 &= 0,926777 \\
 th &= \frac{15,128 \quad x \quad 14 \quad x \quad 0,927}{2 \quad 12650 \quad 0,8 \quad - \quad 0,2 \quad 15,128} \\
 &= 0,010 \\
 &= \frac{0,16}{16} \quad in \quad = \quad \frac{1}{16} \quad in
 \end{aligned}$$

C.6 KOH Storage

Fungsi : untuk menampung katalis KOH

Bahan : Carbon Steel SA 283 D

Bentuk : Cylindrical-Torispherical

Kondisi operasi

Suhu : 30°C

Tekanan : 1 atm

Kapasitas : 5548,40

ρ KOH : 212 kg/m³ = 13,144 lb/ft³

Volume KOH yang ditampung = 5548,40 x $\frac{1}{212}$

= 104,6868 m³

Safety factor = 20%

Volume tangki yang dibutuhkan = 125,6242 m³

= 33186,38 gal

= 4436,417 ft³

Direncanakan H = D

$$\text{Volume total} = \frac{\pi}{4} D^2 H$$

$$\begin{aligned}
4.436,417 &= \frac{\pi}{4} D^2 D \\
4.436,417 &= 0,785 D^3 \\
D^3 &= 5.651,487 \\
D &= 17,812 \text{ ft} = H \\
\text{Standarisasi} &\text{ dipilih H 2 course @8ft} \\
H &= 16 \text{ ft} \\
D^2 &= \frac{4 V}{\pi H} \\
D^2 &= 353 \\
D &= 18,79 \text{ ft} \\
\text{Pop} &= \frac{\rho H}{144} \\
&= \frac{13,144 \text{ lb/ft}^3 \times H}{144} \\
&= 0,091 H \\
\text{Pdes} &= 1,2 \times \text{Pop} \\
&= 0,110 H
\end{aligned}$$

Menentukan tebal shell

$$\text{Tebal shell} = \frac{P}{2} \times \frac{D}{f E} + c$$

Untuk bahan *Carbon steel SA 283 D*

Brownell & Young

$$f = 12650 \text{ psi}$$

$$E = 0,8 \text{ double welded butt joint}$$

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

$$\begin{aligned}
\text{Tebal shell (t)} &= \frac{0,110 H \times 18,8 \times 12}{2 \times 12.650 \times 0,8} + 0,125 \\
&= 0,126 H
\end{aligned}$$

$$\text{Tebal shell pada course 1 (t}_1\text{)} \quad H = 16$$

$$t_1 = 0,126 H$$

$$= 2,020 \text{ in}$$

$$= 2 \frac{0,31}{16} \text{ in} = 2 \frac{1}{16} \text{ in}$$

$$\text{Tebal shell pada course 2 (t}_2\text{)} \quad H = 8$$

$$t_2 = 0,126 H$$

$$= 1,010 \text{ in}$$

$$= 1 \frac{0,156}{16} \text{ in} = 1 \frac{1}{16} \text{ in}$$

Menghitung tebal head

$$\begin{aligned}
 th &= \frac{Pdes}{2} - \frac{rc}{fe} + \frac{W}{0,2 Pdes} \\
 W &= \frac{1}{4} \left(\frac{rc}{rl} \right)^3 + \sqrt{\frac{rc}{rl}} \\
 &= \frac{1}{4} \left(\frac{18}{6,8} \right)^3 + \sqrt{\frac{18}{6,8}} \\
 &= \frac{1}{4} \left(\frac{18}{6,8} \right)^3 + \sqrt{2,7} \\
 &= \frac{1}{4} \left(\frac{18}{6,8} \right)^3 + 0,707 \\
 &= \frac{1}{4} \times 3,707 \\
 &= 0,926777 \\
 th &= \frac{1,753}{2} \times \frac{18}{12650} - \frac{0,8}{0,2} \times \frac{0,927}{1,753} \\
 &= 0,001 \\
 &= \frac{0,02}{16} \text{ in} = \frac{1}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

C.7 Mixing Acid Catalyst Tank

Fungsi : Untuk mencampur katalis H₂SO₄ dengan metanol

Bahan : Carbon Steel SA 283 D

Bentuk : Cylindrical-Torispherical

Kondisi operasi

Suhu : 30°C

Tekanan : 1 atm

Kapasitas : 29578,27 kg

Komponen yang masuk

Komponen	BM	x	ρ (kg/m ³)	ρ.x
H ₂ SO ₄	98	0,058146	1830	106,407
Methanol	32	0,941854	792	745,9485
Total		1		852,3554

$$\rho_{\text{campuran}} = 852,3554 \text{ kg/jam}$$

$$= 52,85 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Volume Katalis asam yang ditampung} = 29578,27 \times \frac{1}{852,3554281}$$

$$= 34,7018 \text{ m}^3$$

$$\text{Safety factor} = 20\%$$

$$\text{Volume tangki yang dibutuhkan} = 41,64216 \text{ m}^3 = 448,2362 \text{ ft}^3$$

$$\begin{aligned}
 &= 11000,69276 \quad \text{gal} \\
 \text{Direncanakan} \quad H &= D \\
 \text{Volume total} &= \frac{\pi}{4} D^2 H \\
 448,236 &= \frac{\pi}{4} D^2 D \\
 448,236 &= 0,785 D^3 \\
 D^3 &= 571,002 \\
 D &= 8,296 \quad \text{ft} = H
 \end{aligned}$$

Standarisasi dipilih H 2 course @8ft

$$\begin{aligned}
 H &= 8 \quad \text{ft} \\
 D^2 &= \frac{4 V}{\pi H} \\
 D^2 &= 71 \\
 D &= 8,45 \quad \text{ft} \\
 \text{Pop} &= \frac{\rho H}{144} \\
 &= \frac{52,846 \quad \text{lb/ft}^3 \quad \times \quad H}{144} \\
 &= 0,367 H \\
 \text{Pdes} &= 1,2 \times \text{Pop} \\
 &= 0,440 H
 \end{aligned}$$

Menentukan tebal shell

$$\text{Tebal shell} = \frac{P \times D}{2 f E} + c$$

Untuk bahan *Carbon steel SA 283 D*

Brownell & Young

f = 12650 psi

E = 0,8 double welded butt joint

faktor korosi 0,125

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal shell (t)} &= \frac{0,440 H \times 8,4 \times 12}{2 \times 12.650 \times 0,8} + 0,125 \\
 &= 0,127 H
 \end{aligned}$$

$$\text{Tebal shell pada course 1 (t1)} \quad H = 8$$

$$t1 = 0,127 H$$

$$= 1,018 \quad \text{in}$$

$$= 1 \frac{0,28}{16} \quad \text{in} = 1 \frac{1}{16} \quad \text{in}$$

Menghitung tebal head

$$\begin{aligned}
 th &= \frac{Pdes}{2} - \frac{rc}{3} + \sqrt{\frac{W}{Pdes}} \\
 W &= \frac{1}{4} \left(\frac{Pdes}{3} + \sqrt{\frac{rc}{rl}} \right)^2 \\
 &= \frac{1}{4} \left(\frac{12}{3} + \sqrt{\frac{12}{3,8}} \right)^2 \\
 &= \frac{1}{4} \left(3 + 3,2 \right)^2 \\
 &= \frac{1}{4} \left(3,707 \right)^2 \\
 &= 0,926777 \\
 th &= \frac{42,277}{2} - \frac{12}{0,8} + \frac{0,927}{0,2} \\
 &= 0,023 \\
 &= \frac{0,37}{16} \text{ in} = \frac{1}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

C.8 Mixing Base Catalyst Tank

Fungsi : Untuk mencampur katalis KOH dengan metanol

Bahan : Carbon Steel SA 283 D

Bentuk : Cylindrical-Torispherical

Kondisi operasi

Suhu : 30°C

Tekanan : 1 atm

Kapasitas : 29578,27 kg

Komponen yang masuk

Komponen	BM	x	ρ (kg/m ³)	ρ.x
KOH	56	0,090564	212	19,19949
Methanol	32	0,909436	792	720,2736
Total		1		739,4731

$$\rho_{\text{campuran}} = 739,4731 \text{ kg/jam}$$

$$= 45,85 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Volume Katalis basa yang ditampung} = 29578,27 \times \frac{1}{739,4731043}$$

$$= 39,999112 \text{ m}^3$$

$$\text{Safety factor} = 20\%$$

$$\text{Volume tangki yang dibutuhkan} = 47,99893 \text{ m}^3$$

$$= 12679,97461 \text{ gal}$$

$$= 1695,082 \text{ ft}^3$$

Direncanakan $H = D$

Volume total $= \frac{\pi}{4} D^2 H$

$1.695,082 = \frac{\pi}{4} D^2 D$

$1.695,082 = 0,785 D^3$

$D^3 = \frac{1.695,082}{0,785} = 2.159,341$

$D = \sqrt[3]{2.159,341} = 12,925 \text{ ft} = H$

Standarisasi dipilih H 2 course @8ft

$H = 16 \text{ ft}$

$D^2 = \frac{4 V}{\pi H}$

$D^2 = \frac{135}{\pi} = 42,97$

$D = \sqrt{42,97} = 6,54 \text{ ft}$

Pop $= \frac{\rho H}{144}$

$= \frac{45,847 \text{ lb/ft}^3 \times H}{144}$

$= 0,318 H$

Pdes $= 1,2 \times \text{Pop}$

$= 0,382 H$

Menentukan tebal shell

Tebal shell $= \frac{P \times D}{2 f E} + c$

Untuk bahan *Carbon steel SA 283 D* Brownell & Young

$f = 12650 \text{ psi}$

$E = 0,8 \text{ double welded butt joint}$

faktor korosi $0,125$

Tebal shell (t) $= \frac{0,382 H \times 11,6 \times 12}{2 \times 12.650 \times 0,8} + 0,125$

$= 0,128 H$

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal shell pada course 1 (t1)} & \quad H = 16 \\
 t1 &= 0,128 \quad H \\
 &= 2,042 \quad \text{in} \\
 &= 2 \frac{0,67}{16} \text{ in} = 2 \frac{1}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal shell pada course 2 (t2)} & \quad H = 8 \\
 t2 &= 0,128 \quad H \\
 &= 1,021 \quad \text{in} \\
 &= 1 \frac{0,34}{16} \text{ in} = 1 \frac{1}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menghitung tebal head

$$\begin{aligned}
 th &= \frac{Pdes \quad rc \quad W}{2 \quad fe \quad - \quad 0,2 \quad Pdes} \\
 W &= \frac{1}{4} \quad 3 \quad + \quad \sqrt{\frac{rc}{rl}} \\
 &= \frac{1}{4} \quad 3 \quad + \quad \sqrt{\frac{14}{4,5}} \\
 &= \frac{1}{4} \quad 3 \quad + \quad \sqrt{3,1} \\
 &= \frac{1}{4} \quad 3 \quad + \quad 0,707 \\
 &= \frac{1}{4} \quad x \quad 3,707 \\
 &= 0,926777 \\
 th &= \frac{6,113 \quad x \quad 14 \quad x \quad 0,927}{2 \quad 12650 \quad 0,8 \quad - \quad 0,2 \quad 6,113} \\
 &= 0,004 \\
 &= \frac{0,06}{16} \text{ in} = \frac{1}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

C.9 Reaktor Esterifikasi

- Fungsi : Untuk proses esterifikasi (mengubah asam lemak bebas yang terkandung dalam minyak jelantah menjadi ester dengan konversi 98%)
- Bahan : Carbon Steel SA 283 D
- Bentuk : Cylindrical-Torispherical
- Kondisi operasi
- Suhu : 60
- Tekanan : 1
- Kapasitas : 189.690,13 kg/jam
: 4.552.563,13 kg/hari

Komponen yang masuk

Komponen	BM	x	ρ (kg/m ³)	ρ.x
Trigliserida				
Tri Laurat gliserida	638	0,001592697	900	1,433427
Tri palmitat gliserida	806	0,37826553	875,2	331,058
Tri miristat gliserida	722	0,009556182	867,7	8,291899
Tri stearat gliserida	890	0,035835682	892,5	31,98335
Tri oleat gliserida	884	0,291463545	950	276,8904
Tri linoleat gliserida	878	0,079634848	925	73,66223
FFA				
Asam Laurat	200	0,0000949	961,54	0,091256
Asam Miristat	228	0,0225402	964,44	21,73867
Asam Palmitat	256	0,000569437	852,09	0,485211
Asam Stearat	284	0,002135387	922,04	1,968913
Asam Oleat	282	0,017367817	895	15,5442
Asam Linoleat	280	0,004745305	900	4,270775
Methanol	32	0,147116166	792	116,516
Total		1,0		883,9343

$$\begin{aligned} \rho \text{ campuran} &= 883,934 \text{ kg/m}^3 &= 0,0624 \text{ lb/ft}^3 \\ &= 55,1575 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume bahan yang masuk} &= 189690,13 &\times \frac{1}{883,9342911} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} &= 214,5975 \text{ m}^3 \\ &= 7578,512 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Safety factor tangki} = 20\%$$

$$\begin{aligned} \text{Volume total tangki} &= 257,5170561 \text{ m}^3 \\ &= 9.094,215 \text{ ft}^3 \\ &= 56.690,663 \text{ gal} \end{aligned}$$

$$\text{Direncanakan } H = D$$

$$\text{Volume total} = \frac{\pi}{4} D^2 H$$

$$9.094,215 = \frac{\pi}{4} D^2 D$$

$$9.094,215 = 0,785 D^3$$

$$D^3 = 11.584,987$$

$$\begin{aligned}
 D &= 22,627 \text{ ft} = H \\
 \text{Standarisasi} & \text{ dipilih H 3 course @8ft} \\
 H &= 24 \text{ ft} \\
 D^2 &= \frac{4 V}{\pi H} \\
 D^2 &= 483 \\
 D &= 21,97 \text{ ft} \\
 \text{Pop} &= \frac{\rho H}{144} \text{ psi} \\
 &= \frac{55,157 \text{ lb/ft}^3 \times H}{144} \\
 &= 0,383 H \\
 \text{Pdes} &= 1,2 \times \text{Pop} \\
 &= 0,460 H
 \end{aligned}$$

Menentukan tebal shell

$$\text{Tebal shell} = \frac{P}{2} \times \frac{D}{f E} + c$$

Untuk bahan *Carbon steel SA 283 D*

Brownell & Young

$$f = 12650 \text{ psi}$$

$$E = 0,8 \text{ double welded butt joint}$$

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

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal shell (t)} &= \frac{0,460 H \times 22,0 \times 12}{2 \times 12.650 \times 0,8} + 0,125 \\
 &= 0,131 H
 \end{aligned}$$

$$\text{Tebal shell pada course 1 (t}_1\text{)} \quad H = 24$$

$$t_1 = 0,131 H$$

$$= 3,144 \text{ in}$$

$$= 3 \frac{2,30}{16} \text{ in} = 3 \frac{3}{16} \text{ in} = 3,188$$

$$\text{Tebal shell pada course 2 (t}_2\text{)} \quad H = 16$$

$$t_2 = 0,131 H$$

$$= 2,096 \text{ in}$$

$$= 2 \frac{1,53}{16} \text{ in} = 2 \frac{1}{8} \text{ in}$$

$$\text{Tebal shell pada course 3 (t}_3\text{)} \quad H = 8$$

$$t_3 = 0,131 H$$

$$= 1,048 \text{ in}$$

$$= 1 \frac{0,77}{16} \text{ in} = 1 \frac{1}{16} \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{OD} &= D + 2(t) \\ &= 263,65 + 3,188 \\ &= 266,83 \text{ in} \\ \text{ID} &= D - 2(t) \\ &= 263,65 - 3,188 \\ &= 260,46 \end{aligned}$$

Menentukan tebal head

$$\begin{aligned} \text{th} &= \frac{P_{des} \cdot rc \cdot W}{2 \cdot Fe - 0,2 \cdot P_{des}} \\ W &= \frac{1}{4} \cdot 3 + \sqrt{\frac{rc}{rl}} \\ &= \frac{1}{4} \cdot 3 + \sqrt{\frac{20}{6,8}} \\ &= \frac{1}{4} \cdot 3 + \sqrt{2,96} \\ &= \frac{1}{4} \cdot 3 + 1,7 \\ &= 1,18 \\ \text{th} &= \frac{132,38 \cdot 20 \cdot 1,18}{2 \cdot 12650 \cdot 0,8 - 0,2 \cdot 132,4} \\ &= 0,155 \\ &= \frac{2,5}{16} \text{ in} = \frac{3}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

Menentukan tebal jacket

Ditentukan jarak shell dengan jacket = 2 in

$$\begin{aligned} \text{OD} &= \text{ID} + 2(t) + 2 \\ &= 260,46 + 3,19 + 2 \\ &= 265,65 \text{ in} \\ &= 22,13 \text{ ft} \end{aligned}$$

Tebal jacket

$$\begin{aligned} t_{\text{jacket}} &= \frac{P \cdot D}{2 \cdot f \cdot E} + c \\ &= \frac{0,46 \cdot 265,65}{2 \cdot 12650 \cdot 0,8} + 0,125 \\ &= 0,131 \text{ in} \end{aligned}$$

C.10 Netralizer

Fungsi : untuk menetralkan kandungan H₂SO₄ dengan menggunakan KOH
 Bahan : Carbon Steel SA 283 D
 Bentuk : Cylindrical-Torispherical
 Kondisi operasi
 Suhu : 30°C
 Tekanan : 1 atm
 Kapasitas : 192464,33 kg/jam

Komponen yang masuk

Komponen	BM	x	ρ (kg/m ³)	ρ.x
FFA				
Asam Laurat	200	0,000002	962	0,001796
Asam Miristat	228	0,000444	964	0,427768
Asam Palmitat	256	0,000011	852	0,009548
Asam Stearat	284	0,000042	922	0,038744
Asam Oleat	282	0,000342	895	0,305875
Asam Linoleat	280	0,000093	900	0,084039
Trigliserida				
Tri Laurat gliserida	638	0,001567	900	1,410332
Tri palmitat gliserida	806	0,372171	875,2	325,724
Tri miristat gliserida	722	0,009402	867,7	8,158301
Tri stearat gliserida	890	0,035258	892,5	31,46803
Tri oleat gliserida	884	0,286768	950	272,4291
Tri linoleat gliserida	878	0,078352	925	72,4754
Metanol	32	0,138957	792	110,054
Metil ester	283,779	0,048287	875	42,2514
Air	18	0,004954	997	4,939089
KOH	56	0,014414	2120	30,55789
H₂SO₄	98	0,008936	1830	16,35282
Total		1		916,6882

$$\begin{aligned}
 \rho_{\text{campuran}} &= 916,6882 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 57,20134 \text{ lb/ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume bahan yang ditampung} &= 192464,33 \times \frac{1}{916,6882154} \\
 &= 209,95615 \text{ m}^3 \\
 \text{Safety factor} &= 20\% \\
 &= 41,991 \text{ m}^3 \\
 \text{Volume tangki yang dibutuhkan} &= 251,947 \text{ m}^3 \\
 &= 66557,444 \text{ gal} \\
 &= 2711,9616 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Direncanakan} \quad H &= D \\
\text{Volume total} &= \frac{\pi}{4} D^2 H \\
2.711,962 &= \frac{\pi}{4} D^2 D \\
2.711,962 &= 0,785 D^3 \\
D^3 &= \frac{2.711,962}{0,785} = 3.454,728 \\
D &= \sqrt[3]{3.454,728} = 15,117 \text{ ft} = H \\
\text{Standarisasi} &\text{ dipilih H 2 course @8ft} \\
H &= 16 \text{ ft} \\
D^2 &= \frac{4 V}{\pi H} \\
D^2 &= \frac{216}{\pi} \\
D &= 14,69 \text{ ft} \\
\text{Pop} &= \frac{\rho H}{144} \\
&= \frac{916,688 \text{ lb/ft}^3 \times H}{144} \\
&= 6,366 H \\
P_{des} &= 1,2 \times \text{Pop} \\
&= 7,639 H
\end{aligned}$$

Menentukan tebal shell

$$\text{Tebal shell} = \frac{P}{2} \times \frac{D}{f E} + c$$

Untuk bahan *Carbon steel SA 283 D* Brownell & Young
 $f = 12650$ psi
 $E = 0,8$ double welded butt joint
faktor korosi 0,125

$$\begin{aligned}
\text{Tebal shell (t)} &= \frac{7,639 H \times 14,7 \times 12}{2 \times 12.650 \times 0,8} + 0,125 \\
&= 0,192 H
\end{aligned}$$

$$\text{Tebal shell pada course 1 (t1)} \quad H = 16$$

$$\begin{aligned}
t1 &= 0,192 H \\
&= 3,065 \text{ in} \\
&= 3 \frac{1,04}{16} \text{ in} = 3 \frac{1}{8} \text{ in} = 3,125
\end{aligned}$$

$$\text{Tebal shell pada course 2 (t2)} \quad H = 8$$

$$\begin{aligned}
t2 &= 0,192 H \\
&= 1,532 \text{ in} \\
&= 1 \frac{8,52}{9} \text{ in} = 1 \frac{9}{9} \text{ in}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= D + 2(t) \\
 &= 176,33 + 6,25 \\
 &= 182,58 \text{ in} \\
 \text{ID} &= D - 2(t) \\
 &= 176,33 - 6,25 \\
 &= 170,08
 \end{aligned}$$

Menentukan tebal head

$$\begin{aligned}
 \text{th} &= \frac{P_{des} \cdot r_c \cdot W}{2 \cdot F_e - 0,2 \cdot P_{des}} \\
 W &= \frac{1}{4} \cdot 3 + \sqrt{\frac{r_c}{r_l}} \\
 &= \frac{1}{4} \cdot 3 + \sqrt{\frac{170}{12}} \\
 &= \frac{1}{4} \cdot 3 + \sqrt{14,78} \\
 &= \frac{1}{4} \cdot 3 + 3,8 \\
 &= 1,71 \\
 \text{th} &= \frac{122,23 \cdot 170 \cdot 1,71}{2 \cdot 12650 \cdot 0,8 - 0,2 \cdot 122,2} \\
 &= 1,759 \\
 &= 1 \frac{12,1}{16} \text{ in} = 1 \frac{13}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

C.11 Filter Press

Fungsi : untuk memisahkan garam K_2SO_4

Bahan : Carbon Steel SA 283 D

Bentuk : Plate and frame

Kondisi operasi

Suhu : 30°C

Tekanan : 1 atm

Kapasitas : 192464,33 kg/jam

Komponen yang masuk

Komponen	BM	x	ρ (kg/m ³)	$\rho \cdot x$
FFA				
Asam Laurat	200	0,000002	962	0,001796
Asam Miristat	228	0,000444	964	0,427768
Asam Palmitat	256	0,000011	852	0,009548
Asam Stearat	284	0,000042	922	0,038744

Asam Oleat	282	0,000342	895	0,305875
Asam Linoleat	280	0,000093	900	0,084039
Trigliserida	0		0	
Tri Laurat gliserida	638	0,001567	900	1,410332
Tri palmitat gliserida	806	0,372171	875	325,724
Tri miristat gliserida	722	0,009402	868	8,158301
Tri stearat gliserida	890	0,035258	893	31,46803
Tri oleat gliserida	884	0,286768	950	272,4291
Tri linoleat gliserida	878	0,078352	925	72,4754
Metanol	32	0,138957	792	110,054
Metil ester	283,779	0,048287	875	42,2514
Air	18	0,008237	997	8,21184
KOH	56	0,004202	2120	8,907326
K₂SO₄		0,015866	2660	42,20329
Total		1		924,1609

$$\begin{aligned} \text{Volume bahan yang ditampung} &= 192464,33 \quad \times \frac{1}{924,1608706} \\ &= 208,25847 \quad \text{m}^3 \end{aligned}$$

Asumsi waktu tinggal = 1,00 jam
 Kapasitas bahan yang ditampung = 208,258 m³
 Safety factor = 10%
 Volume alat yang dibutuhkan = 229,084 m³
 dengan perkiraan dimensi sebagai berikut.

P = 9
 L = 7,5
 T = 3,5

$$\begin{aligned} A &= 67,5 \quad \text{m}^2 \\ &= 726,57 \quad \text{ft}^2 \end{aligned}$$

C.12 Reaktor Transesterifikasi

Fungsi : Reaksi antara gliserida dengan metanol untuk menghasilkan metil ester dan gliserol
 Bahan : Carbon Steel SA 283 D
 Bentuk : Cylindrical-Torispherical
 Kondisi operasi
 Suhu : 60°C
 Tekanan : 1 atm
 Kapasitas : 220.043,32 kg/jam

Komponen yang masuk

Komponen	BM	x	ρ (kg/m3)	ρ.x
Trigliserida				
Tri Laurat gliserida	638	0,001370632	900	1,233569
Tri palmitat gliserida	806	0,325525149	875,2	284,8996
Tri miristat gliserida	722	0,008223793	867,7	7,135785
Tri stearat gliserida	890	0,030839225	892,5	27,52401
Tri oleat gliserida	884	0,250825694	950	238,2844
Tri linoleat gliserida	878	0,06853161	925	63,39174
FFA				
Asam Laurat	200	0,0000016	961,54	0,001571
Asam Miristat	228	0,0003879	964,44	0,374154
Asam Palmitat	256	0,0000098	852,09	0,008351
Asam Stearat	284	0,0000368	922,04	0,033888
Asam Oleat	282	0,0002989	895	0,267538
Asam Linoleat	280	0,0000817	900	0,073506
Methanol				
Metil ester	32	0,240940898	792	190,8252
Air	18	0,011257	997	11,22287
KOH	56	0,003675	2120	7,790931
Kalium Metoksida	70,132	0,015759	850	13,39549
Total		1,0		883,4185

$$\begin{aligned} \rho \text{ campuran} &= 883,4185 \text{ kg/m}^3 &= 0,0624 \text{ lb/ft}^3 \\ &= 55,12531 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume bahan yang masuk} &= 220043,32 \times \frac{1}{883,4184612} \\ &= 249,0816 \text{ m}^3 \\ &= 8796,318 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Safety factor tangki} = 20\%$$

$$\begin{aligned} \text{Volume total tangki} &= 298,898 \text{ m}^3 \\ &= 10.555,582 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Direncanakan } H = D$$

$$\text{Volume total} = \frac{\pi}{4} D^2 H$$

$$10.555,582 = \frac{\pi}{4} D^2 D$$

$$10.555,582 = 0,785 D^3$$

$$\begin{aligned}
 D^3 &= 13.446,601 \\
 D &= 23,780 \text{ ft} = H \\
 \text{Standarisasi} & \text{ dipilih H 3 course @8ft} \\
 H &= 24 \text{ ft} \\
 D2 &= \frac{4 V}{\pi H} \\
 D2 &= 560 \\
 D &= 23,67 \text{ ft} \\
 \text{Pop} &= \frac{\rho H}{144} \\
 &= \frac{55,125 \text{ lb/ft}^3 \times H}{144} \\
 \text{Pdes} &= 0,383 H \\
 &= 1,2 \times \text{Pop} \\
 &= 0,459 H
 \end{aligned}$$

Menentukan tebal shell

$$\text{Tebal shell} = \frac{P}{2} \times \frac{D}{f E} + c$$

Untuk bahan *Carbon steel SA 283 D*

Brownell & Young

f 12650

psi

E 0,8 double welded butt joint

faktor korosi 0,125

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal shell (t)} &= \frac{0,459 H}{2} \times \frac{24}{12.650} \times \frac{12}{0,8} + 0,125 \\
 &= 0,131 H
 \end{aligned}$$

Tebal shell pada course 1 (t1) H = 24

$$\begin{aligned}
 t1 &= 0,131 H \\
 &= 3,155 \text{ in} \\
 &= 3 \frac{2,5}{16} \text{ in} = 3 \frac{3}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

Tebal shell pada course 2 (t2) H = 16

$$\begin{aligned}
 t2 &= 0,131 H \\
 &= 2,103 \text{ in} \\
 &= 2 \frac{1,7}{16} \text{ in} = 2 \frac{1}{8} \text{ in}
 \end{aligned}$$

Tebal shell pada course 3 (t3) H = 8

$$\begin{aligned}
 t_3 &= 0,131 \quad H \\
 &= 1,052 \\
 &= 1 \frac{0,8}{16} \text{ in} = 1 \frac{1}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menentukan tebal head

$$\begin{aligned}
 th &= \frac{Pdes}{2} \quad Fe - 0,2 \quad W \\
 W &= \frac{1}{4} \quad 3 + \sqrt{\frac{rc}{rl}} \\
 &= \frac{1}{4} \quad 3 + \sqrt{\frac{24}{6}} \\
 &= \frac{1}{4} \quad 3 + \sqrt{3,76} \\
 &= \frac{1}{4} \quad 3 + 1,9 \\
 &= 1,24 \\
 th &= \frac{11,03}{2} \quad x \quad \frac{24}{12650} \quad x \quad \frac{1,24}{0,8} \quad - \quad 0,2 \quad 11,03 \\
 &= 0,016 \\
 &= \frac{1}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

C.13 Settling Separation Tank

- Fungsi : Untuk memisahkan fase biodiesel dan fase gliserol
 Bahan : Carbon Steel SA 283 D
 Bentuk : Horizontal Drum Settler
 Kondisi operasi
 Suhu : 60°C
 Tekanan : 1 atm
 Kapasitas : 220043,32 kg/jam

Komponen yang masuk

Komponen	BM	x	ρ (kg/m ³)	ρ.x
Trigliserida				
Tri Laurat gliserida	638	0,0000274	900	0,024671
Tri palmitat gliserida	806	0,006510503	875,2	5,697992
Tri miristat gliserida	722	0,000164476	867,7	0,142716
Tri stearat gliserida	890	0,000616784	892,5	0,55048
Tri oleat gliserida	884	0,005016514	950	4,765688

Tri linoleat gliserida	878	0,001370632	925	1,267835
FFA				
Asam Laurat	200	0,0000016	961,54	0,001571
Asam Miristat	228	0,0003879	964,44	0,374154
Asam Palmitat	256	0,0000098	852,09	0,008351
Asam Stearat	284	0,0000368	922,04	0,033888
Asam Oleat	282	0,0002989	895	0,267538
Asam Linoleat	280	0,0000817	900	0,073506
Methanol	32	0,164372903	997	163,8798
Methyl Ester	283,779	0,717035368	875	627,4059
Air		0,011256643	997	11,22287
KOH	56	0,003674968	2120	7,790931
Kalium Metoksida	70,132	0,015759397	850	13,39549
Gliserol	92,09382	0,073377662	1260	92,45585
Total		1,0		929,3593

$$\begin{aligned} \rho \text{ campuran} &= 929,3593 \text{ kg/m}^3 \\ &= 57,99202 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume bahan yang masuk} &= 220043,32 \times \frac{1}{929,3592692} \\ &= 236,7688 \text{ m}^3 \\ &= 8361,492 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Safety factor tangki} &= 20\% \\ \text{Volume total tangki} &= 284,123 \text{ m}^3 \\ &= 10.033,790 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Light phase out

Menentukan viskositas komponen (Yaws tabel 22-1 Viscosity of Liquid 478

$$T = 60 \text{ C} = 333,15 \text{ K}$$

Komponen	A	B	C	D	T	log10 μ_{liq}	μ_{liq}
FFA							
Asam Laurat	-8,6022	1871,3	0,015184	-1,2E-05	333,15	0,7367	5,4538
Asam Miristat	-6,731	1266,6	0,012388	-1,1E-05	333,15	0,02025	1,04773
Asam Palmitat	-9,4484	2098,3	0,016578	-1,3E-05	333,15	0,97979	9,54535
Asam Stearat	-3,5929	1346,5	0,0029104	-2,8E-06	333,15	1,1119	12,9391
Asam Oleat	-6,1303	1689,3	0,008374	-6,5E-06	333,15	1,01425	10,3336
Asam Linoleat	-2,5389	1265,7	-0,000266	-4,7E-07	333,15	1,11918	13,1579
Methanol	-9,0562	1254,2	0,022383	-2,4E-05	333,15	-0,44709	0,3572

Komponen	BM	x	ρ (kg/m ³)	$\rho \cdot x$	μ	μx
Trigliserida		0,015298	950	14,53349	20,8588	0,31911
FFA						
Asam Laurat	200	0,0000018	961,54	0,001753	5,4538	9,9E-06
Asam Miristat	228	0,0004330	964,44	0,417615	1,04773	0,00045
Asam Palmitat	256	0,0000109	852,09	0,009321	9,54535	0,0001
Asam Stearat	284	0,0000410	922,04	0,037824	12,9391	0,00053
Asam Oleat	282	0,0003336	895	0,298615	10,3336	0,00345
Asam Linoleat	280	0,0000912	900	0,082045	13,1579	0,0012
Methanol	32	0,183465962	997	182,9156	0,3572	0,06553
Methyl Ester	283,779	0,800324025	875	700,2835	5	4,00162
Total		1,0		884,0463		4,39201

Rate = 197144 kg/jam
 ρ_l = 884,046 kg/m³
 μ_l = 4,39201 cp = 0,004392 kg/m.s

Menentukan viskositas komponen

(Yaws tabel 22-1 Viscosity of Liquid 478)

$$\log_{10} \eta_{liq} = A + \frac{B}{T} + C T + D T^2$$

T = 60 C = 333,15 K

Komponen	A	B	C	D	T	log ₁₀ μ_{liq}	μ_{liq}
Air	-10,2158	1792,5	0,01773	-1,3E-05	333,15	-0,33049	0,46721
KOH	-0,0007	789,35	-0,001394	2,83E-07	333,15	1,93561	86,2194
Gliserol	-18,2152	4230,5	0,028705	-1,9E-05	333,15	1,97663	94,7618

Komponen	BM	x	ρ (kg/m ³)	$\rho \cdot x$	μ	μx
Air	18	0,108166	997	107,841	0,46721	0,05054
KOH	56	0,035312911	2120	74,86337	86,2194	3,04466
Kalium Metoksida	70,132	0,151432677	850	128,7178	0	0
Gliserol	92,09382	0,705088877	1260	888,412	94,7618	66,8155
Total		1,0		2968,925		69,9107

Rate = 22899,6 kg/jam
 ρ_h = 2968,92 kg/m³
 μ_h = 69,9107 cp = 0,069911 kg/m.s

Menentukan ukuran settling separator tank

$$K = D_p \left[\frac{g \rho_h (\rho_h - \rho_l)}{\mu l^2} \right]^{1/3}$$

$$D_p = 0,1 \text{ mm} \quad (\text{Ulrich})$$

$$= 0,0001 \text{ m}$$

$$K = 0,0001 \left[\frac{9,8 \cdot 2968,925 (\cdot 2968,925 - 884,046)}{1,92897E-05} \right]$$

$$= 0,0001 \left[\frac{29095,46405 (\cdot 2084,879)}{1,92897E-05} \right]$$

$$= 0,0001 \left[3,14471E+12 \right]^{1/3}$$

$$= 1,46508$$

Karena $0 < K < 3,3$ maka

$$u_t = \frac{g D_p^2}{18 \mu} \rho_h - \rho_l \quad (\text{Ulrich})$$

$$= 9,8 \frac{0,00000001}{18 \cdot 0,0044} \cdot 2968,925 - 884,0463$$

$$= 0,00258 \text{ m/s}$$

$$\frac{L}{D} = 3$$

$$\frac{L}{D} \geq \frac{0,5 u_{ave}}{u_t}$$

$$3 \geq \frac{0,5 u_{ave}}{0,00258}$$

$$u_{ave} \leq 0,01551 \text{ m/s}$$

$$u_{ave} \leq 55,8245 \text{ m/jam}$$

$$u_{ave} \leq 8 \text{ ut}$$

$$0,015507 \leq 0,02068 \quad (\text{memenuhi})$$

$$u_{ave} = \frac{Q_{tot}}{A}$$

$$55,82454 = \frac{236,77}{\frac{1}{4} \pi D^2}$$

$$D^2 = \frac{236,77}{\frac{1}{4} \cdot 3,14 \cdot 55,82454}$$

$$= 5,40294$$

$$D = 2,32442 \text{ m}$$

$$= 7,6241 \text{ ft}$$

$$L = 3 D$$

$$= 6,97326 \text{ m}$$

$$= 22,8723 \quad \text{ft}$$

Waktu Tinggal

$$\theta = \frac{L}{u_{ave}} \quad (4-99) \text{ (Ulrich,227)}$$

$$= \frac{6,97326 \quad \text{m}}{0,01551 \quad \text{m/s}}$$

$$= 449,69 \quad \text{s}$$

$$= 7,49484 \quad \text{menit}$$

$$= 0,12491 \quad \text{jam}$$

C.14 Vaporizer

Fungsi : Untuk memisahkan metanol dengan biodisel

Bahan : Carbon Steel SA 283 D

Bentuk : Cylindrical

Kondisi operasi

Suhu : 120°C

Tekanan : 1 atm

Kapasitas : 197143,71 kg/jam

Komponen yang masuk

Komponen	BM	x	ρ (kg/m ³)	$\rho \cdot x$
Trigliserida				
Tri Laurat gliserida	638	0,0000306	900	0,027537
Tri palmitat gliserida	806	0,0072667	875,2	6,359854
Tri miristat gliserida	722	0,0001836	867,7	0,159293
Tri stearat gliserida	890	0,0006884	892,5	0,614422
Tri oleat gliserida	884	0,0055992	950	5,319256
Tri linoleat gliserida	878	0,0015298	925	1,415103
FFA				
Asam Laurat	200	0,0000018	961,54	0,001753
Asam Miristat	228	0,0004330	964,44	0,417615
Asam Palmitat	256	0,0000109	852,09	0,009321
Asam Stearat	284	0,0000410	922,04	0,037824
Asam Oleat	282	0,0003336	895	0,298615
Asam Linoleat	280	0,0000912	900	0,082045
Methanol	32	0,183465962	997	182,9156
Methyl Ester	283,779	0,800324025	875	700,2835
Total		1,0		897,9417

$$\rho \text{ campuran} = 897,942 \quad \text{kg/ m}^3 = 0,0624 \quad \text{lb/ft}^3$$

$$= 56,0316 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume bahan yang masuk} &= 197143,71 \times \frac{1}{897,9417237} \\ &= 219,5507 \text{ m}^3 \\ &= 7753,432 \text{ ft}^3 \\ \text{asumsi bahan mengisi 50\% volume tangki} &= 20\% \\ \text{Volume total tangki} &= 439,101 \text{ m}^3 \\ &= 15.506,864 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Direncanakan } H : D &= 16 : 4 = 4 \text{ (Ulrich, 94 table 4-7)} \\ \text{Volume total} &= \frac{\pi}{4} D^2 H \\ 15.506,864 &= \frac{\pi}{4} D^2 D \\ 15.506,864 &= 0,785 D^3 \\ D^3 &= 19.753,967 \\ D &= 27,032 \text{ ft} = 27 \text{ ft} \\ H &= 108,130 \text{ ft} = 108 \text{ ft} \\ \text{Pop} &= 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi} \\ \text{Pdes} &= 1,2 \times \text{Pop} \\ &= 17,640 \text{ H} \\ &= 1905,120 \text{ psi} \end{aligned}$$

Menentukan tebal shell

$$\begin{aligned} \text{Tebal shell} &= \frac{P}{2} \times \frac{D}{f E} + c \\ \text{Untuk bahan} & \text{Carbon steel SA 283 D} \text{ Brownell \& Young} \\ f &= 12650 \text{ psi} \\ E &= 0,8 \text{ double welded butt joint} \\ \text{faktor korosi} & 0,125 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tebal shell (t)} &= \frac{1905,120}{2} \times \frac{4}{12.650} \times \frac{12}{0,8} + 0,125 \\ &= 4,643 \text{ in} \\ &= 4 \frac{10,289}{16} = 4 \frac{1}{2} \text{ in} = 4,5 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{OD} &= \text{ID} + 2 t \\ &= 324 + 9 \\ &= 333 \text{ in} \end{aligned}$$

Menentukan tebal head

$$\text{th} = \frac{\text{Pdes} \text{ rc} \text{ W}}{\dots}$$

$$\begin{aligned}
 W &= \frac{1}{4} \cdot 3 + \sqrt{\frac{0,2 \cdot P_{des}}{r_l}} \\
 &= \frac{1}{4} \cdot 3 + \sqrt{\frac{24}{6}} \\
 &= \frac{1}{4} \cdot 3 + 3,76 \\
 &= \frac{1}{4} \cdot 3 + 1,9 \\
 &= 1,24 \\
 th &= \frac{1905,12 \cdot x \cdot 24 \cdot x \cdot 1,24}{2 \cdot 12650 \cdot 0,8 - 0,2 \cdot 1905,12} \\
 &= 2,844 \\
 &= 2 \frac{13,5}{16} \text{ in} = 2 \frac{3}{4} \text{ in}
 \end{aligned}$$

C.15 Distilasi

Fungsi : Untuk memisahkan produk *crude* gliserol dari kalium metoksida dan air

Bahan : Carbon Steel SA 283 D

Bentuk : Tray

Kondisi operasi

Suhu : 123°C

Tekanan : 1 atm

Kapasitas : 22899,62 kg/jam

Komponen yang masuk

Komponen	BM	x	ρ (kg/m ³)	$\rho \cdot x$
Air	18	0,108166	997	107,841
KOH	56	0,035313	2120	74,86337
Kalium Metoksida	70,132	0,151433	850	128,7178
Gliserol	92,09382	0,705089	1260	888,412
Total		1,0		1199,834

$$\begin{aligned}
 \rho \text{ campuran} &= 1199,83 \text{ kg/m}^3 = 0,0624 \text{ lb/ft}^3 \\
 &= 75 \text{ lb/ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume bahan yang masuk} &= 22899,62 \text{ x } \frac{1}{1199,83417} \\
 &= 19,08565 \text{ m}^3 \quad 1 \text{ m}^3 = 35,315 \\
 &= 674,0098 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

Menetapkan Laju Alir Maks dan Min $\pm 30\%$

$Q_{max}=Q1$	109,3011375	gpm
--------------	-------------	-----

Q _{min} =Q ₂	58,85445865	
V _{max} =V ₁	21,30432639	cfs
V _{min} =V ₂	11,47156036	

Menetapkan Tray Spacing (T) hingga dapat V_c (fps) dari grafik

Tray Spacing dipakai (S)	20	in
h _{l1}	2	
Effective Spacing (S')	24	in
Batas e max	10%	ditetapkan
s	30	dynes/cm
Dari Ludwig gambar 8.90 hlm 19: Sieve Tray		
V _c	14,2	fps

Menghitung Diameter Kolom (Dt)

Dt	8	ft
At	50,24	ft ²

C.16 Biodiesel Tank

- Fungsi : Untuk menampung biodiesel yang dihasilkan
 Bahan : Carbon Steel SA 283 D
 Bentuk : Cylindrical-Torispherical
 Kondisi operasi
 Suhu : 30°C
 Tekanan : 1 atm
 Kapasitas : 160974,55 kg/jam
 Komponen yang masuk

Komponen	BM	x	ρ (kg/m ³)	ρ.x
Trigliserida				
Tri Laurat gliserida	638	0,0000375	900	0,033724
Tri palmitat gliserida	806	0,0088995	875,2	7,788841
Tri miristat gliserida	722	0,0002248	867,7	0,195084
Tri stearat gliserida	890	0,0008431	892,5	0,752476
Tri oleat gliserida	884	0,0068573	950	6,514433
Tri linoleat gliserida	878	0,0018736	925	1,73306
FFA				
Asam Laurat	200	0,0000022	961,54	0,002147
Asam Miristat	228	0,0005303	964,44	0,511448
Asam Palmitat	256	0,0000134	852,09	0,011416
Asam Stearat	284	0,0000502	922,04	0,046323

Asam Oleat	282	0,0004086	895	0,36571
Asam Linoleat	280	0,0001116	900	0,100479
Methyl Ester	283,779	0,98014778	875	857,6293
Total		1,0		875,6844

$$\begin{aligned} \rho \text{ campuran} &= 875,684 \text{ kg/m}^3 \\ &= 54,6427 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume bahan yang masuk} = 160974,55 \times \frac{1}{875,6844496}$$

$$= 183,8271 \text{ m}^3$$

$$= 6491,855 \text{ ft}^3$$

$$\text{Safety factor} = 20\%$$

$$\text{Volume alat yang dibutuhkan} = 220,5925 \text{ m}^3$$

$$= 7790,226 \text{ ft}^3$$

$$= 58274,37 \text{ gal}$$

$$\text{Direncanakan } H = D$$

$$\text{Volume total} = \frac{\pi}{4} D^2 H$$

$$7.790,226 = \frac{\pi}{4} D^2 D$$

$$7.790,226 = 0,785 D^3$$

$$D^3 = 9.923,854$$

$$D = 21,490 \text{ ft} = H$$

Standarisasi dipilih H 3 course @8ft

$$H = 24 \text{ ft}$$

$$D^2 = \frac{4 V}{\pi H}$$

$$D^2 = 413$$

$$D = 20,33 \text{ ft}$$

$$\text{Pop} = \frac{\rho H}{144}$$

$$= \frac{54,643 \text{ lb/ft}^3 \times H}{144}$$

$$= 0,379 H$$

$$\text{Pdes} = 1,2 \times \text{Pop}$$

$$= 0,455 H$$

Menentukan tebal shell

$$\text{Tebal shell} = \frac{P}{2} \times \frac{D}{f E} + c$$

Untuk bahan *Carbon steel SA 283 D*

f 12650 psi

Brownell & Young

E 0,8 double welded butt joint
 faktor korosi 0,125

$$\text{Tebal shell (t)} = \frac{0,455 \text{ H} \times 20 \times 12}{2 \times 12.650 \times 0,8} + 0,125$$

$$= 0,130 \text{ H}$$

Tebal shell pada course 1 (t1) H = 24

$$t1 = 0,130 \text{ H}$$

$$= 3,132 \text{ in}$$

$$= 3 \frac{2,1}{16} \text{ in} = 3 \frac{3}{16} \text{ in}$$

Tebal shell pada course 2 (t2) H = 16

$$t2 = 0,130 \text{ H}$$

$$= 2,088 \text{ in}$$

$$= 2 \frac{1,4}{16} \text{ in} = 2 \frac{1}{8} \text{ in}$$

Tebal shell pada course 3 (t3) H = 8

$$t3 = 0,130 \text{ H}$$

$$= 1,044$$

$$= 1 \frac{0,7}{16} \text{ in} = 1 \frac{1}{16} \text{ in}$$

Menentukan tebal head

$$th = \frac{Pdes \text{ rc} \text{ W}}{2 \text{ Fe} - 0,2 \text{ Pdes}}$$

$$W = \frac{1}{4} \text{ 3} + \frac{\text{rc}}{\text{rl}}$$

$$= \frac{1}{4} \text{ 3} + \frac{180}{14}$$

$$= \frac{1}{4} \text{ 3} + 12,47$$

$$= \frac{1}{4} \text{ 3} + 3,5$$

$$= 1,63$$

$$th = \frac{10,93 \times 180 \times 1,63}{2 \times 12650 \times 0,8 - 0,2 \times 10,93}$$

$$= 0,159$$

$$= \frac{1}{16} \text{ in}$$

C.17 Pompa

Kapasitas = 160112 kg/jam

Jenis = Pompa centrifugal

Komposisi Bahan Masuk

Komponen	BM	x	ρ (kg/m ³)	$\rho \cdot x$
Trigliserida				
Tri Laurat gliserida	638	0,001883673	900	1,695306
Tri palmitat gliserida	806	0,447372449	875,2	391,5404
Tri miristat gliserida	722	0,011302041	867,7	9,806781
Tri stearat gliserida	890	0,042382653	892,5	37,82652
Tri oleat gliserida	884	0,344712245	950	327,4766
Tri linoleat gliserida	878	0,094183673	925	87,1199
FFA				
Asam Laurat	200	0,000112245	961,54	0,107928
Asam Miristat	228	0,026658163	964,44	25,7102
Asam Palmitat	256	0,000673469	852,09	0,573857
Asam Stearat	284	0,00252551	922,04	2,328621
Asam Oleat	282	0,020540816	895	18,38403
Asam Linoleat	280	0,005612245	900	5,05102
Air		0,002040816	997	2,034694
Total		1		909,6559

$$\begin{aligned} \rho_{\text{campuran}} &= 909,656 \text{ kg/m}^3 \\ &= 56,7625 \text{ lb/ft}^3 \\ \mu &= 1,67 \text{ Cp} \\ &= 0,00112 \text{ lb/ft.s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas bahan yang masuk} &= 160111,86 \text{ kg/jam} \\ \text{Rate bahan yang masuk} &= \frac{160111,86 \text{ kg/jam}}{909,65585 \text{ kg/m}^3} \\ &= 176,01367 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 6215,9227 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 1,7266452 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Dengan asumsi aliran turbulent

$$\begin{aligned} D_{i,\text{opt}} &= 3,9 \text{ qf}^{0,45} \rho^{0,13} && \text{(Timmerhause, 496 (15))} \\ &= 3,9 \cdot 1,72665^{0,45} \cdot 56,762525^{0,13} \\ &= 8,43013 \text{ in} &= \text{OD} \end{aligned}$$

Berdasarkan Geankoplis App A.5-1

$$\begin{aligned} ID &= 7,981 \text{ in} = 0,665083 \text{ ft} \\ OD &= 8,625 \text{ in} \\ A &= 0,3474 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan aliran} &= \frac{\text{Rate volumetrik}}{A} \\ &= \frac{1,73 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,35 \text{ ft}^2} \\ &= 4,97019 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} N_{re} &= \frac{\rho D v}{\mu} \\ &= \frac{56,7625 \text{ lb/ft}^3 \cdot 0,665083 \text{ ft} \cdot 4,9702 \text{ ft/s}}{0,00112224 \text{ lb/ft.s}} \\ &= 167196 > 2100 \quad (\text{Asumsi aliran turbulents dapat diterima}) \end{aligned}$$

Menentukan kerja pompa

Persamaan Bernouli

$$\frac{Dv^2}{2gc} + Dz \frac{g}{gc} + D \frac{P}{r} + hf = \eta W_p$$

dimana

$$\frac{Dv^2}{2gc} = \frac{0}{2gc} = 0$$

$$\begin{aligned} \text{Asumsi beda ketinggian, } Dz &= 50 \text{ ft} \\ \text{Titik reference, } P1 &= 1 \text{ atm} \\ P2 &= 1 \text{ atm} \end{aligned}$$

$$D = \frac{P}{r} = 0$$

Perhitungan hf (total friksi)

Digunakan

2	buah	elbow 90o
1	buah	gate valve
1	buah	globe valve

$$\text{hf pada elbow } 90^\circ \quad K_f = 0,75 \quad (\text{Geankoplis table 2.10-1, 93})$$

$$\text{hf1} = 2 \times \frac{K_f v^2}{2} \quad (\text{Geankoplis 2.10-17, 94})$$

$$= 2 \times \frac{0,75 \cdot 24,70282^2}{2}$$

$$= \frac{18,5271}{2}$$

hf pada gate valve half open Kf = 4,5

$$hf2 = \frac{Kf \ v^2}{2}$$

$$= \frac{4,5 \ 24,7028}{2}$$

$$= 55,5814$$

hf pada globe valve half open Kf = 9,5

$$hf3 = \frac{Kf \ v^2}{2}$$

$$= \frac{9,5 \ 24,7028}{2}$$

$$= 117,338$$

$$\eta \ W_p = \frac{Dv^2}{2gc} + Dz \frac{g}{gc} + D \frac{P}{r} + hf$$

$$0,65 \ W_p = 0 + 50 + 0 + 216,1$$

$$0,65 \ W_p = 266,1$$

$$W_p = 409,5$$

$$m = 160112 \ \text{kg/jam} \qquad 1\text{kg} = 2,205$$

$$= 353047 \ \text{lb/jam} \qquad 1\text{jam} = 3600$$

$$= 98,0685 \ \text{lb/s}$$

pump kW = m Wp

$$= 98,0685 \times 409,5$$

$$= 40155,2 \ \text{kW}$$

$$= 53848,2 \ \text{HP}$$

C.18 Crude Gliserol Tank

- Fungsi : Untuk menampung *crude* gliserol yang dihasilkan dari hasil samping reaksi
 Bahan : Carbon Steel SA 283 D
 Bentuk : Cylindrical-Torispherical
 Kondisi operasi
 Suhu : 30°C
 Tekanan : 1
 Kapasitas : 16146,26 kg/jam

$$\rho \ \text{gliserol} = 1260 \ \text{kg/m}^3$$

$$= 78,624 \ \text{lb/ft}^3$$

$$\text{Volume bahan yang masuk} = 16146,26 \times \frac{1}{1260}$$

$$\begin{aligned}
 &= 12,8145 \text{ m}^3 & 1 \text{ m}^3 &= 35,315 \\
 &= 452,5439 \text{ ft}^3 \\
 \text{Safety factor} &= 20\% \\
 \text{Volume alat yang dibutuhkan} &= 15,37739 \text{ m}^3 \\
 &= 543,0527 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Direncanakan } H &= D \\
 \text{Volume total} &= \frac{\pi}{4} D^2 H \\
 543,053 &= \frac{\pi}{4} D^2 D \\
 543,053 &= 0,785 D^3 \\
 D^3 &= 691,787 \\
 D &= 8,844 \text{ ft} = H
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Standarisasi} &\text{ dipilih } H \text{ 1 course @8ft} \\
 H &= 8 \text{ ft} \\
 D^2 &= \frac{4 V}{\pi H} \\
 D^2 &= 86 \\
 D &= 9,30 \text{ ft} \\
 \text{Pop} &= \frac{\rho H}{144} \\
 &= \frac{78,624 \text{ lb/ft}^3 \times H}{144} \\
 &= 0,546 H \\
 \text{Pdes} &= 1,2 \times \text{Pop} \\
 &= 0,655 H
 \end{aligned}$$

Menentukan tebal shell

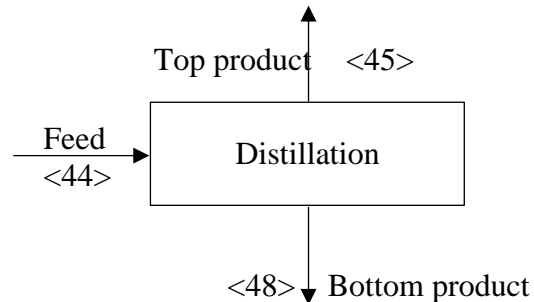
$$\begin{aligned}
 \text{Tebal shell} &= \frac{P}{2} \times \frac{D}{E} + c \\
 \text{Untuk bahan} &\text{ Carbon steel SA 283 D} && \text{Brownell \& Young} \\
 f &= 12650 \text{ psi} \\
 E &= 0,8 \text{ double welded butt joint} \\
 \text{faktor korosi} &= 0,125 \\
 \text{Tebal shell (t)} &= \frac{0,655 H}{2 \times 12.650} \times \frac{9}{0,8} \times 12 + 0,125 \\
 &= 0,129 H \\
 \text{Tebal shell pada course 1 (t1)} &H = 8 \\
 t1 &= 0,129 H \\
 &= 1,029 \text{ in} \\
 &= 1 \underline{0,5} \text{ in} = 1 \underline{1} \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menentukan tebal head

$$\begin{aligned}
 th &= \frac{Pdes}{2} - \frac{rc}{0,2} \\
 W &= \frac{1}{4} \cdot 3 + \sqrt{\frac{rc}{rl}} \\
 &= \frac{1}{4} \cdot 3 + \sqrt{\frac{96}{7}} \\
 &= \frac{1}{4} \cdot 3 + 14,77 \\
 &= \frac{1}{4} \cdot 3 + 3,8 \\
 &= 1,71 \\
 th &= \frac{5,24}{2} \cdot \frac{96}{12650} - \frac{1,71}{0,2} \\
 &= 0,043 \\
 &= \frac{1}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

APPENDIX D EFISIENSI DAN OPTIMASI PROSES

Untuk memurnikan gliserol dari *crude* gliserol



Kondisi operasi :

P operasi = 1 atm

Suhu operasi = Trial boiling point feed

Feed masuk :

Komponen	BM	Masuk		Xf
		kmol/jam	kg/jam	
Gliserol	92	175,50288	16146,26467	0,917330299
KOH	56	14,440216	808,6521046	0,075477098
Air	18	1,3760829	24,76949241	0,007192603
Total		191,31918	16979,68627	1

Perhitungan boiling point feed menggunakan persamaan Antoine:

Komponen	A	B	C
Air	8,071	1730,63	233,426
KOH	7,33	7103,3	0
Gliserol	6,165	1036	28

Sumber : Dean Handbook of Chemistry Table 5.9

Persamaan Antoine : $\log P^{\text{sat}} = A - (B / C + T)$

Dengan : P^{sat} = tekanan saturated komponen (mmHg)

A, B, C = konstanta Antoine tiap komponen

T = suhu operasi (°C)

$K_i = P^{\text{sat}} / P_{\text{operasi}}$

$y_i = K_i \cdot x_i$

Trial suhu bubble point feed:

Suhu trial = 291,09204 °C

P operasi = 760 mmHg

Dengan memasukkan kondisi operasi dan konstanta Antoine pada persamaan diatas, didapatkan Psat masing-masing komponen :

Psat Gliserol = 828,491112 mmHg

Psat KOH = 5,5068E-6 mmHg

Psat Air = 59092,57665 mmHg

Dari data Psat yang telah didapatkan, maka dapat dihitung harga nilai K masing-masing komponen :

K Gliserol = 1,090119

K KOH = 7,24579E-9

K Air = 77,753390

Dari data nilai K yang telah didapatkan, maka dapat dihitung nilai fraksi uap komponen:

y Gliserol = 1

y KOH = 5,469E-10

y Air = 0,5592493

Trial suhu boiling point feed benar ketika nilai $\sum y_i = 1$, dari perhitungan didapatkan nilai dari $\sum y_i = 1$ maka trial suhu benar.

Komponen	x _F	Log10Psat	Pi sat	Ki	y _F
Air	0,007192603	4,7715329	59092,57665	77,75339033	0,559249282
Gliserol	0,917330299	2,9182879	828,4911121	1,090119884	0,999999999
KOH	0,075477098	-5,259101	5,5068E-06	7,24579E-09	5,46891E-10
Total					1

Perhitungan distribusi komponen:

Diharapkan : Kemurnian air 100% sebagai produk atas

Kemurnian gliserol 99% sebagai produk atas

Distribusi komponen dapat dihitung dengan:

Distilat = % distribusi x Feed

Bottom = Feed – Distilat

Komponen	Feed		Destilat		Bottom	
	kmol/jam	x _F	kmol/jam	x _D	kmol/jam	x _B
Air	1,376	0,0071	1,376	0,0078	0	0
Gliserol (LK)	175,502	0,917	173,747	0,992	1,755	0,108
KOH (HK)	14,440	0,075	0	0	14,440	0,891
Total	191,319	1	175,123	1	16,195	1

Perhitungan kondisi operasi pada top dan bottom distilasi:

Trial dew point pada:

T trial = 278,099 °C

P operasi = 608 mmHg

Komponen	y _D	Log10Psat	Pi sat	Ki	y _D /Ki
Air	0,007857766	4,687727	48722,16259	80,13513584	9,80564E-05
Gliserol	0,992142234	2,780478	603,2224781	0,992142234	1
KOH	0	-5,55582	2,78086E-06	4,57378E-09	0
Total					1

Nilai $\sum y_D/K_i = 1$, maka trial suhu telah benar

Kondisi operasi pada bottom distilasi menggunakan trial bottom point pada:

T trial = 434,520 °C

P operasi = 912 mmHg

Komponen	x _B	Log10P _{sat}	Pi sat	Ki	y _B
Air	0	5,480027	302014,2382	331,155963	0
Gliserol	0,108366917	3,925097	8415,836436	9,227890829	0,999998083
KOH	0,891633083	-2,70759	0,001960709	2,1499E-06	1,91692E-06
Total					1

Perhitungan refluks minimum untuk proses distilasi

Perhitungan trial nilai θ berdasarkan persamaan:

$$1-q = \sum \frac{\alpha_i X_{iF}}{\alpha_i - \theta}$$

Sumber : Geankoplis persamaan 11.7-19

Trial θ dilakukan sehingga mencapai nilai $(1 - q) = 0$, sehingga nilai $q = 1$ karena feed masuk pada kondisi boiling point.

Trial $\theta = 1,08163$

Komponen	α_{AV}	x _F	Trial θ	
			1,081638968	0,049081189
Air	1642785962	0,0071926	0,007192603	0,007192603
Gliserol	30513455,8	0,9173303	0,91733033	0,9173303
KOH	1	0,0754771	-0,924522933	0,07937281
Total			1,44144E-09	0,99670311

Perhitungan nilai Reflux Minimum (R_m):

$$R_{m+1} = \sum \frac{\alpha_i X_{iD}}{\alpha_i - \theta}$$

Sumber : Geankoplis persamaan 11.7-20

Komponen	α_{AV}	x _D	R _{m + 1}
Air	1642785962	0,0078578	0,007857766
Gliserol	30513455,8	0,9921422	0,992142267
KOH	1	0	0
Total			1,000000035

Didapatkan nilai $R_{m + 1} = 1,000000034$

$R_m = 0,000000034$

Ditetapkan nilai $R_m = 0,2$

Optimum reflux ratio = 1,1 s/d 1,5 R_m

Digunakan nilai $R = 1,5 \times R_m$

$R = 1,5 \times 0,000000034$

$R = 0,0000000527$

Ditetapkan nilai $R = 0,2$

Menghitung laju alir kondensor:

Komponen	kmol/jam	%kmol
Air	1,376082912	0,0078578
Gliserol	173,7478481	0,9921422
KOH	0	0
Total	175,123931	1

$$\begin{aligned}
 V &= (R+1) \times D \\
 &= 1,2 \times 175,123931 \\
 &= 210,148 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

Menghitung banyak reflux melalui reflux ratio

$$\begin{aligned}
 \text{Reflux} &= R \times D \\
 &= 0,2 \times 175,123931 \\
 &= 35,0247 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

Neraca massa kondensor:

Masuk				Keluar			
Komponen	kmol	%kmol	Massa (kg)	Komponen	kmol	%kmol	Massa (kg)
Aliran <45>				Aliran <47>			
Air	1,6512	0,0078	29,7233	Air	0,2752	0,0078	4,95389
Gliserol	208,4974	0,9921	19181,7624	Gliserol	34,7495	0,9921	3196,9604
KOH	0	0	0	KOH	0	0	0
Total	210,1487	1		Total	35,0247	1	3201,9143
				Aliran <46>			
				Air	1,3760	0,0078	24,7694
				Gliserol	173,7478	0,9921	15984,8020
				KOH	0	0	0
				Total	175,1239	1	16009,5715
Total Massa			19211,486	Total Massa			19211,486

Menghitung aliran masuk reboiler

Komponen	BM	Masuk		%kmol
		kmol/jam	kg/jam	
Air	18	0	0	0
Gliserol	92	1,7550288	161,4626467	0,108366917
KOH	56	14,440216	808,6521046	0,891633083
Total		16,195245	970,1147513	1

$$\begin{aligned}
 L &= \text{Reflux} + (q \times F) \\
 &= 39,121 \times (1 \times 16,195245) \\
 &= 55,317 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

Menghitung aliran keluar reboiler yang dikembalikan ke kolom

Dari perhitungan neraca energi didapatkan jumlah mol yang direfluks adalah:

$$V_s = 39,121 \text{ kmol}$$

Neraca massa reboiler:

Masuk				Keluar			
Komponen	kmol	%kmol	Massa (kg)	Komponen	kmol	%kmol	Massa (kg)
Aliran <48>				Aliran <49>			
Air	0	0	0	Air	0	0	0
Gliserol	5,995	0,108	551,498	Gliserol	4,240	0,108	390,035
KOH	49,323	0,892	2762,062	KOH	34,882	0,892	1953,410
Total	55,317	1,000		Total	39,121	1,000	2343,445
				Aliran <50>			
				0	0	0	0
				1,755	0,108	161,463	1,755
				14,440	0,892	808,652	14,440
				16,195	1,000	970,115	16,195
Total Massa			3313,560	Total Massa			3313,560

Neraca massa total distilasi:

Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)	
	Aliran <44>	Aliran <45>	Aliran <48>
Air	24,77	24,77	0
Gliserol	16146,26	15984,80	161,46
KOH	808,65	0	808,65
		16009,57152	16009,57
Total	16979,68	Total	16979,68

$$\begin{aligned}
 \text{Kemurnian gliserol yang dihasilkan} &= \frac{m_{\text{gliserol}}}{m_{\text{total produk}}} \\
 &= \frac{15984,80202}{16009,57152} \\
 &= 0,9985 = 99,9\%
 \end{aligned}$$

Entalpi Feed Masuk (F.H_F)

$$\begin{aligned}
 \text{Entalpi bahan masuk} &= \text{Entalpi keluar preheater distilasi} \\
 &= 2533899,07 \text{ kcal}
 \end{aligned}$$

C_p vapor of component

Komponen	A	B	C	D	E
Glycerol	9,656	0,428	-3E-04	3E-08	2,7745E-11
KOH	21,454	0,149	-3E-04	2E-07	-5,1494E-11
Air	33,460	0,007	8E-06	-4E-09	

Entalpi Vapor

Komponen	kmol/jam	%kmol
Air	1,789	0,008
Gliserol	225,872	0,992
KOH	0	0
Total	227,661	1

Entalpi vapor (V.Hv) pada :

T operasi = 278,099 °C

T ref = 25 °C

Menghitung entalpi vapor dengan menggunakan persamaan:

$$\int C_p dT = A(T_1 - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T_1^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T_1^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T_1^4 - T_{ref}^4) + \frac{E}{5}(T_1^5 - T_{ref}^5)$$

Komponen	Mol	∫Cp.dT (kcal/kmol)	ΔH vapor (kcal)
Air	1,651	2107,609	3480,293
Gliserol	208,497	4081,859	851057,016
KOH	0	2296,975	0

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg.C)	ΔT (°C)	ΔH Sensibel (kcal)
Air	29,72	0,99890	253,099	7514,69
Gliserol	19181,76	0,57888	253,099	2810399,22
KOH	0,00	0,32829	253,099	0,00

Komponen	ΔH Vapor (kcal)	ΔH Sensibel (kcal)	ΔH (kcal)
Air	3480,293	7514,69	10994,99
Gliserol	851057,016	2810399,22	3661456,23
KOH	0	0,00	0,00
Total			3672451,22

Entalpi Distilat (D.HD) pada :

T operasi = 250 °C

T ref = 25 °C

Komponen	kmol/jam	%kmol
Air	1,376	0,008
Gliserol	173,748	0,992
KOH	0	0
Total	175,124	1

Cp liquid of component

Komponen	A	B	C	D
Glycerol	132,145	0,860	-2,0E-03	1,8E-06
KOH	71,429	0,042	-4,8E-05	1,7E-08
Air	18,296	0,472	-1,3E-03	1,3E-06

Menghitung entalpi liquid dengan menggunakan persamaan:

$$\int C_p dT = A(T_1 - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T_1^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T_1^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T_1^4 - T_{ref}^4)$$

Komponen	A	B	C	D	$\int Cp.dT$ (kJ/kmol)	kcal/kmol
Glycerol	29732,625	26608,415	-10273,570	1764,276	47831,74699	11479,619
Air	4116,690	14606,212	-6965,943	1283,270	13040,22885	3129,654

Komponen	Mol	$\int Cp.dT$ (kcal/kmol)	ΔH (kcal)
Glycerol	173,74785	11479,619	1994559,146
Air	1,37608	3129,654	4306,66466
Total			1998865,811

Entalpi Refluks (R.H_R) pada :

T operasi = 250 °C

T ref = 25 °C

Komponen	kmol/jam	%kmol
Air	0,413	0,008
Gliserol	52,124	0,992
KOH	0	0
Total	52,537	1

Komponen	Mol	$\int Cp.dT$ (kcal/kmol)	ΔH (kcal)
Glycerol	52,124	11479,619	598367,743
Air	0,413	3129,654	1291,999
Total			599659,743

Neraca Energi Kondensor

$$\Delta H V.H_v = \Delta H D.H_D + \Delta H R.H_R + Q \text{ condensation}$$

$$Q \text{ condensation} = \Delta H V.H_v - \Delta H D.H_D - \Delta H R.H_R$$

$$= 3672451,22 - 1998865,81 - 599659,74$$

$$= 1073925,7 \text{ kcal}$$

Kebutuhan Air Pendingin

$$T_{in} = 30^\circ\text{C}$$

$$T_{out} = 55^\circ\text{C}$$

$$C_p = 0,9987 \text{ kcal/kg}\cdot^\circ\text{C (pada suhu } 30^\circ\text{C)}$$

$$Q \text{ pendingin} = m \times C_p \times \Delta T$$

$$1073925,7 = m \times 0,9987 \times (55 - 30)$$

$$m = 43012,94 \text{ kg}$$

Neraca energi kondensor :

Input		Output	
H Aliran <45>		H Aliran <46>	
Gliserol	3661456,23	Gliserol	2592926,9
KOH	0,00	KOH	0,00
Air	10994,99	Air	5598,66
		Q Condenser	
		Q condensation	1073925,7
Total	3672451,2	Total	3672451,2

Entalpi Bottom pada:

Suhu masuk 434,5201 °C

Cp liquid of component

Komponen	A	B	C	D
Glycerol	132,145	0,860	-1,97E-03	1,81E-06
KOH	71,429	0,042	-4,80E-05	1,72E-08
Air	18,296	0,472	-1,34E-03	1,31E-06

Komponen	kmol/jam	%kmol
Air	0,000	0
Gliserol	3,721	0,108
KOH	30,614	0,892
Total	34,334	1

Menghitung entalpi vapor dengan menggunakan persamaan:

$$\int C_p dT = A(T_1 - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T_1^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T_1^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T_1^4 - T_{ref}^4)$$

Komponen	A	B	C	D	$\int C_p \cdot dT$ (kJ/kmol)	kcal/kmol
Glycerol	54116,032	80925,150	-53986,197	16102,183	97157,168	23317,720
KOH	29251,610	3970,185	-1312,867	153,126	32062,054	7694,893
Total						31012,613

Komponen	Mol	$\int C_p \cdot dT$ (kcal/kmol)	ΔH (kcal)
Glycerol	3,721	23317,720	86758,304
KOH	30,614	7694,893	235568,384
Air	0	0	0
Total			322326,687

Entalpi Bottom Produk pada :

T operasi = 434,5201 °C

T ref = 25 °C

Komponen	n (kmol/jam)	H at 434,520 °C	ΔH (kcal)
Gliserol	1,75503	23317,72037	40923,27007
KOH	14,44022	7694,89300	111115,91815
Total			152039,18823

Neraca energi total:

 $\Delta H \text{ masuk} + Q \text{ reboiling} = \Delta H \text{ keluar} + Q \text{ condensation} + Q \text{ loss}$ $F.HF + Q \text{ reboiling} = D.HD + B.HB + Q \text{ condensation} + Q \text{ loss}$ Asumsi Q_{loss} 5% dari $Q \text{ reboiling}$ $2533899,069 + Q \text{ reboiling} = 1998865,811 + 152039,188 + 1073925,7 + 0,05$ $Q \text{ reboiling}$ $0,95 Q \text{ reboiling} = 690931,60$ $Q \text{ reboiling} = 727296,41 \text{ kcal}$ $Q \text{ loss} = 5\% \times 727296,41$ $= 36364,82 \text{ kcal}$ **Menghitung Jumlah Mol Refluks Bottom pada:**

T operasi = 1334,058 °C

Cp vapor of component

Komponen	A	B	C	D	E
Glycerol	9,656	0,428	-3E-04	3E-08	2,7745E-11
KOH	21,454	0,149	-3E-04	2E-07	-5,1494E-11
Air	33,460	0,007	8E-06	-4E-09	

Komponen	$\int C_p \cdot dT \text{ (kJ/kmol)}$	kcal/kmol
Glycerol	230145,60065	55234,9442
KOH	66138,61613	15873,2679
Total		71108,2120

 $Q \text{ reboiling} = n \times (\Delta H_{\text{vapor}} - \Delta H_{\text{liquid}})$ $727296,41 = n \times (71108,2120 - 31012,613)$ $727296,41 = n \times 40095,60$ $n = 18,1390 \text{ kmol}$ **Menghitung massa steam yang dibutuhkan :**

Steam saturated yang digunakan adalah 120 °C

Berdasarkan steam table dari buku Smith Van Ness, Table F.1 (properties of saturated steam, SI Units), diperoleh data:

T (°C)	P (kpa)	H _L (kCal/kg K)	H _v (Kcal/kg K)	λ (Kcal/kg K)
120	199	120,888	649,512	528,624

Kebutuhan steam

$$Q \text{ supply} = m \times \lambda$$

$$727296,41 = m \times 528,624$$

$$m = 1375,829 \text{ kg steam}$$

Neraca energi total:

Input		Output	
H Aliran <44>		H Aliran <45>	
Air	5311,184	Air	4306,664
Gliserol	2457827,969	Gliserol	1994559,146
KOH	70759,917	Aliran <46>	
Q Reboiler		Gliserol	86758,304
Qreboiling	727296,417	KOH	235568,384
		Q Condenser	
		Q condensation	1073925,667
		Q Loss	
Q loss			36364,820
Total	3261195,5	Total	3261195,5

Total penjualan

Produk	Kapasitas (kg/tahun)	Harga (Rp/kg)	Harga (Rp/tahun)
Biodiesel 98%	1.137.500.000	Rp 15.000	Rp 17.062.500.000.000
Gliserol 99%	115.271.826	Rp 13.100	Rp 1.510.060.921.458
Total Hasil Penjualan		Rp 28.100	Rp 18.572.560.921.458

Gross Earning

$$\text{Gross Earning} = \text{Total penjualan} - \text{Total production cost}$$

$$= \text{Rp}28.100 - \text{Rp}12.493,08$$

$$= \text{Rp}15.606,92 \text{ per unit}$$

$$\text{Gross Earning} = \text{Rp } 17.752.873.045.815,20 \text{ per tahun}$$

$$\text{Laba bersih} = \text{Gross earning} - \text{pajak pendapatan}$$

$$\text{Pajak pendapatan} = (30\% \times \text{Rp}10.000.000.000) + (20\% \times \text{Rp } 17.742.873.045.815,20)$$

$$= \text{Rp}3.000.000.000 + \text{Rp}3.548.574.609.163,03$$

$$\text{Pajak pendapatan} = \text{Rp}3.551.574.609.163,03$$

$$\text{Laba bersih} = \text{Rp}17.752.873.045.815,20 - \text{Rp}3.551.574.609.163,03$$

$$\text{Laba bersih} = \text{Rp}14.201.298.436.652,10$$

APPENDIX E ANALISA EKONOMI

Kapasitas produksi	=	1.300.000.000	L/tahun
	=	1.137.500.000	kg/tahun
Lama operasi	=	300	hari
Nilai tukar rupiah	=	Rp 14.683,00	(update 18 Mei 2022)
Pengadaan alat	=	2022	
Mulai konstruksi, tahun	=	2023	
Lama konstruksi	=	2	tahun
Mulai beroperasi, tahun	=	2025	

E.1 Harga Tanah

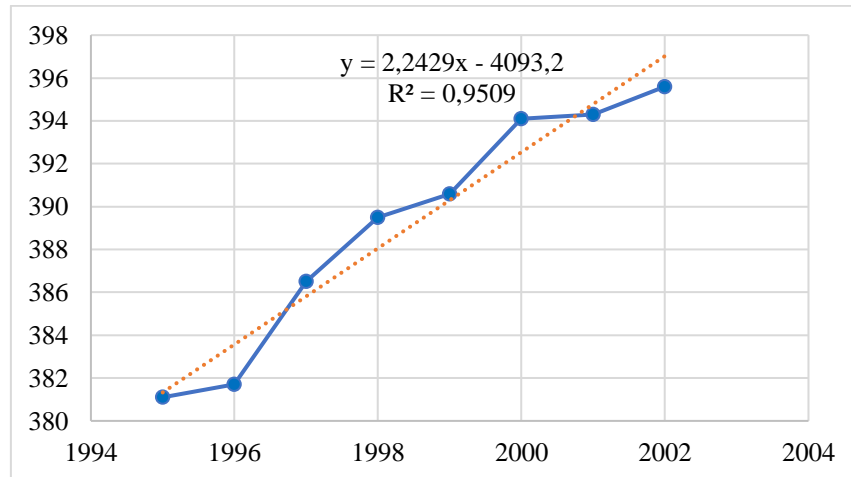
Luas tanah dan bangunan	=	7.300.000	m ²
Harga tanah per m ²	=	Rp 500.000	
Harga tanah total	=	Rp 500.000	x 7.300.000 m ²
	=	Rp 3.650.000.000.000	

E.2 Harga Peralatan

Harga peralatan setiap tahun akan berubah tergantung pada perubahan ekonomi. Apabila harga alat pada beberapa tahun yang lalu diketahui, maka harga alat pada masa sekarang dapat ditaksir dengan menggunakan Chemical Engineering Plant Cost Index. Besarnya harga alat dapat dinyatakan sebagai berikut.

$$\text{Harga Sekarang} = \frac{\text{Index harga tahun sekarang}}{\text{index harga tahun y}} \times \text{harga tahun y}$$

Tahun	Annual Index
1995	381,10
1996	381,70
1997	386,50
1998	389,50
1999	390,60
2000	394,10
2001	394,30
2002	395,60



Dari grafik tersebut didapatkan persamaan $y=2,2429x-4093,2$ dimana:

y = tahun

x = indeks harga

Sehingga data annual index pada tahun-tahun berikutnya dapat diketahui dengan menggunakan persamaan yang telah didapatkan dari grafik di atas.

$$y = 2,2429 x - 4093,2$$

Tahun	Annual Index	Tahun	Annual Index
2003	399,3287	2015	426,2435
2004	401,5716	2016	428,4864
2005	403,8145	2017	430,7293
2006	406,0574	2018	432,9722
2007	408,3003	2019	435,2151
2008	410,5432	2020	437,458
2009	412,7861	2021	439,7009
2010	415,029	2022	441,9438
2011	417,2719	2023	444,1867
2012	419,5148	2024	446,4296
2013	421,7577	2025	448,6725
2014	424,0006		

E.3 Perhitungan Harga Peralatan Proses

Harga peralatan pada perhitungan analisa ekonomi ini merupakan harga yang didapatkan dari <http://www.matche.com> yang memberikan harga dari Gulf Coast USA, data yang diperoleh dari <http://www.matche.com> merupakan data tahun 2014.

Contoh perhitungan:

Jumlah = 1 unit

Harga 2014 = \$ 3.000

Harga 2022 = $\frac{\text{Index tahun 2022}}{\text{Index tahun 2014}} \times \text{Harga tahun 2014}$

$$= \frac{441,9438}{424,0006} \times \$ 3.000$$

$$= \$ 3.126,96$$

No.	Nama Alat	Jumlah	Harga Satuan (USD)		Total (USD)
			2014	2022	
1	Box Tank With Screen	1	67.400,00	70.252,29	70.252,29
2	Screen Trap	1	50.800,00	52.949,80	52.949,80
3	Oil Feed Tank	1	77.800,00	81.092,40	81.092,40
4	MeOH Storage Tank	1	56.500,00	58.891,01	58.891,01
5	H2SO4 Storage Tank	1	55.700,00	58.057,16	58.057,16
6	KOH Storage Tank	1	64.800,00	67.542,26	67.542,26
7	Mixing Acid Catalyst Tank	1	398.000,00	414.842,89	414.842,89
8	Mixing Base Catalyst Tank	1	422.800,00	440.692,39	440.692,39
9	Reaktor Esterifikasi	2	823.500,00	858.349,54	1.716.699,08
10	Reaktor Transsterifikasi	1	826.400,00	861.372,26	861.372,26
11	Neutralizer Tank	1	290.600,00	302.897,85	302.897,85
12	Filter Press	1	169.600,00	176.777,27	176.777,27
13	Settling Separation Tank	1	658.200,00	686.054,24	686.054,24
14	Vaporizer	1	663.744,00	691.832,85	691.832,85
15	Condenser	2	395.900,00	412.654,02	825.308,03
16	Cooler	2	369.500,00	385.136,80	770.273,60
17	Distillation Column	1	860.352,00	896.761,07	896.761,07
18	Reboiler	1	119.100,00	124.140,17	124.140,17
19	Biodiesel Tank	4	145.600,00	151.761,62	607.046,47
20	Crude Gliserol Tank	2	110.600,00	115.280,46	230.560,92
21	Heater	3	120.900,00	126.016,34	378.049,03
22	Pump	8	25.900,00	26.996,06	215.968,46
Total Harga Peralatan (USD)					9.728.061,50

Perhitungan Harga Peralatan Proses

Kurs Dollar Amerika \$1 = Rp 14.683,00

Harga Peralatan proses pada tahun 2022 = Rp142.837.126.975,69

E.4 Harga Peralatan dan Kebutuhan Utilitas

Utilitas meliputi:

1. Steam
2. Air
3. Listrik
4. Bahan Bakar

Harga peralatan utilitas diperkirakan 45% dari Harga peralatan (Tabel 6.1 Coulson & Richadson).

$$\text{Harga peralatan utilitas} = 0,45 \times \text{Rp}142.837.126.975,69$$

$$= \text{Rp } \mathbf{64.276.707.139,06}$$

$$\begin{aligned}
\text{Total harga peralatan} &= \text{Harga peralatan} + \text{Harga peralatan utilitas} \\
&= \text{Rp } 142.837.126.976 \quad + \quad \text{Rp } 64.276.707.139 \\
&= \text{Rp } \mathbf{207.113.834.114,74}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Kebutuhan steam} &= 69246,33047 \quad \text{kg/jam} \\
&= 0,43831 \quad \text{kg} \\
&= 0,96647 \quad \text{lb/tahun.unit} \\
\text{Harga Steam} &= \$ 3,50 \quad / \quad 1000 \text{ lb} \quad (\text{Timmerhaus, app. B table 5, 815}) \\
\text{Kebutuhan Air} &= 4660723,727 \quad \text{gallon/hari} \\
&= 1,229 \quad \text{gallon/tahun.unit} \\
\text{Harga Air} &= \$ 1,50 \quad / \quad 1000 \text{ gal} \quad (\text{Timmerhaus, app. B table 5, 815}) \\
\text{Kebutuhan Listrik} &= 322333,2368 \quad \text{kWh} \\
&= 0,00028 \quad \text{kWh/unit} \\
\text{Harga Listrik} &= \$ 0,10 \quad / \quad \text{kWh} \\
\text{Kebutuhan bahan bakar} &= 844,654 \quad \text{lb/jam} \\
&= 2,407 \quad \text{bbl/jam} \\
&= 0,0000152 \quad \text{bbl/tahun.unit} \\
\text{Harga bahan bakar} &= \$ 20,0 \quad / \text{bbl}
\end{aligned}$$

Utilitas	Kebutuhan	Unit	Harga (\$/unit)	Total Harga (\$)
Steam	0,96818	lb	0,0035	0,003
Air	1,229	gal	0,0015	0,002
Listrik	0,00028	kWh	0,10	0,000028
Bahan bakar	0,0000152	bbl	20,0	0,000305
Harga Total				\$ 0,0056

$$\begin{aligned}
\text{Total harga kebutuhan utilitas} &= \$ 0,0056 \quad \times \quad \text{Rp } 14.683,00 \\
&= \text{Rp } \mathbf{81,73}
\end{aligned}$$

E.5 Harga Bahan Baku dan Penjualan Produk

E.5.1 Perhitungan Biaya Bahan Baku

$$\begin{aligned}
\text{Kapasitas produksi} &= 1.300.000.000 \quad \text{L/tahun} \\
&= 1.137.500.000 \quad \text{kg/tahun} \\
&= 3.791.667 \quad \text{kg/hari}
\end{aligned}$$

No	Bahan Baku	Kebutuhan (kg/jam)	Harga (Rp/kg)	Total (Rp/jam)
1	Minyak Jelantah	163.379,45	4.000	653.517.807
2	H ₂ SO ₄	1.719,85	27.000	46.436.073
3	KOH	2.774,20	30.000	83.226.005
4	Metanol	27.858,41	20.000	557.168.265
Total Biaya Bahan Baku per jam				Rp 1.340.348.149

E.5.2 Perhitungan Hasil Penjualan Produk

Produk	Kapasitas (kg/tahun)	Harga (Rp/kg)	Harga (Rp/tahun)
Biodiesel 98%	1.137.500.000	15.000	17.062.500.000.000
Total Penjualan Produk per tahun			17.062.500.000.000

E.6 Gaji Karyawan

a) Biaya untuk keperluan gaji karyawan selama satu bulan, dapat diperkirakan:

Kapasitas produksi biodiesel = 1.137.500.000 kg/tahun

Jumlah hari efektif dalam 1 tahun = 300 hari

Kondisi rata-rata = $\frac{1.137.500.000 \text{ kg/tahun}}{300 \text{ hari/tahun}}$

= 3.791.667 kg/hari

Dengan kondisi rata-rata sebesar = 3.791.667 kg/hari

Berdasarkan figure 6-9 Peter & Timmerhause 4 edition, jam kerja yang dibutuhkan adalah 119 Jam kerja/(hari)(tahap proses). Karena ada 5 tahapan proses dalam pabrik, maka jam kerja yang diperlukan:

M = 119 Jam kerja/(hari)(tahap proses) x 5 tahapan proses
= 595 jam kerja/hari

jika 1 hari ada 3 shift, maka = 8 Jam kerja / karyawan.hari

Total karyawan = 74 Orang/shift

= 223 orang

No	Jabatan	Gaji/Bulan (Rp)	Jumlah	Jumlah/Bulan (Rp)
1	Dewan Komisaris	65.000.000	3	195.000.000
2	Direktur Utama	45.000.000	1	45.000.000
3	Direktur Produksi	35.000.000	1	35.000.000
4	Direktur Pemasaran	35.000.000	1	35.000.000
5	Direktur Keuangan	35.000.000	1	35.000.000
6	Direktur SDM	35.000.000	1	35.000.000
7	Sekretaris	12.000.000	3	36.000.000
8	Kepala Bagian			
9	a. Proses	9.000.000	5	45.000.000
10	b. Quality Control	9.000.000	5	45.000.000
11	c. Promosi	9.000.000	5	45.000.000
12	d. Penjualan	9.000.000	5	45.000.000
13	e. Pembukuan	9.000.000	5	45.000.000
14	f. Pengelolaan Dana	9.000.000	5	45.000.000
15	g. Kepegawaian	9.000.000	2	18.000.000

16	Dokter	14.000.000	5	70.000.000
17	Perawat	4.500.000	5	22.500.000
18	Karyawan			
19	a. Proses	6.000.000	35	210.000.000
20	b. Quality Control	6.000.000	30	180.000.000
21	c. Promosi	6.000.000	15	90.000.000
22	d. Penjualan	6.000.000	15	90.000.000
23	e. Pembukuan	6.000.000	10	60.000.000
24	f. Pengelolaan Dana	6.000.000	10	60.000.000
25	g. Kepegawaian	6.000.000	10	60.000.000
26	Sopir	4.500.000	15	67.500.000
27	Cleaning Service	3.500.000	15	52.500.000
28	Karyawan tidak tetap	3.500.000	15	52.500.000
Total Gaji				1.719.000.000

Biaya gaji karyawan dalam 1 bulan = Rp 1.719.000.000

Biaya gaji karyawan selama 1 tahun = **Rp 20.628.000.000**

E.7 Analisa Ekonomi

Analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang telah direncanakan layak untuk didirikan atau tidak. Untuk itu, perlu dilakukan evaluasi atau penilaian investasi, dengan mempertimbangkan hal-hal berikut ini:

1. Laju pengembalian modal (*Internal Rate of Return, IRR*)
2. Waktu pengembalian modal minimum (*Minimum Pay Out Period, MPP*)
3. Titik Impas (*Break Event Point, BEP*)

Sebelum dilakukan analisa terhadap ketiga faktor diatas perlu dilakukan peninjauan terhadap beberapa hal sebagai berikut:

1. Penaksiran modal (*Total Capital Investment, TCI*) yang meliputi :
 - a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment, FCI*)
 - b. Modal kerja (*Working Capital Investment, WCI*)
2. Penentuan biaya produksi (*Total Production Cost, TPC*) yang terdiri :
 - a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya Plant Overhead (*Plant overhead cost*)
 - c. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)

3. Biaya Total

Untuk mengetahui besarnya titik impas (*BEP*) perlu dilakukan penaksiran terhadap

- a. Biaya tetap
- b. Biaya semi variabel
- c. Biaya variabel

E.7.1 Penentuan Total Capital Investment (TCI)

1. Modal Tetap

No.	Komponen	(%)	Harga	
A	Direct Cost			
1	Pengadaan Alat	100	Rp	207.113.834.114,74
2	Instalasi	8	Rp	16.569.106.729,18
3	Instrumentasi dan Control	32	Rp	66.276.426.916,72
4	Perpipaan	62	Rp	128.410.577.151,14
5	Listrik	12	Rp	24.853.660.093,77
6	Harga FOB	ad. 1-5	Rp	443.223.605.005,55
7	Ongkos kapal laut	10	Rp	44.322.360.500,55
8	Harga C&F	ad. 6-7	Rp	487.545.965.506,10
9	Biaya asuransi	1	Rp	4.875.459.655,06
10	Harga CIF	ad. 8-9	Rp	492.421.425.161,17
11	Angkutan barang	12	Rp	59.090.571.019,34
12	Bangunan pabrik	25	Rp	51.778.458.528,69
13	Service facilities	40	Rp	82.845.533.645,90
14	Yard improvement	35	Rp	72.489.841.940,16
15	Tanah		Rp	3.650.000.000.000
17	Direct Cost, Jumlah		Rp	5.831.816.825.968,07
B	Indirect Cost			
11	Engineering & supervisions	8	Rp	466.545.346.077,45
12	Costruction expenses	12	Rp	699.818.019.116,17
13	Legal expenses	10	Rp	583.181.682.596,81
14	Contractor's fee	22	Rp	1.282.999.701.712,97
15	Contingency	44	Rp	2.565.999.403.425,95
16	Indirect Cost, Jumlah		Rp	5.598.544.152.929,34
C	Fixed Capital Investment			
17	FCI		Rp	11.430.360.978.897,40
D	Working Capital Investment			
18	WCI	15	Rp	2.017.122.525.687,78
E	Total Capital Investment			
	TCI		Rp	13.447.483.504.585,20

Modal investasi terbagi atas:

- | | | | | | | |
|---|----------------------------|-----|-----|---|----|----------------------|
| 1 | Modal sendiri (equity) | 60% | FCI | = | Rp | 6.858.216.587.338,44 |
| 2 | Modal pinjaman bank (loan) | 40% | FCI | = | Rp | 4.572.144.391.558,96 |

E.7.2 Cash Flow

Tahun ke-	Kapasitas pabrik	Investasi		
		Modal sendiri		
		Pengeluaran	Inflasi	Jumlah
(1)	(2)	(3)	(4)	(11)
-2		Rp3.429.108.293.669	Rp -	Rp 3.429.108.293.669
-1		Rp3.429.108.293.669	Rp 342.910.829.367	Rp 3.772.019.123.036
0		Rp -	Rp 720.112.741.671	Rp 720.112.741.671
		Jumlah modal sendiri		Rp 7.921.240.158.376

Tahun ke-	Kapasitas pabrik	Investasi		
		Modal pinjaman		
		Pengeluaran	Bunga	Jumlah
(1)	(2)	(5)	(6)	(7)
-2		Rp2.286.072.195.779	Rp -	Rp 2.286.072.195.779
-1		Rp2.286.072.195.779	Rp 182.885.775.662	Rp 2.468.957.971.442
0		Rp -	Rp 380.402.413.378	Rp 380.402.413.378
		Jumlah modal pinjaman		Rp 5.135.432.580.599

Tahun ke-	Kapasitas pabrik	Investasi		
		Jumlah modal sampai pabrik siap beroperasi		
		Modal sendiri	Modal pinjaman	Total
(1)	(2)	(8)	(9)	(10)
		Rp7.921.240.158.376	Rp5.135.432.580.599	Rp 13.056.672.738.975

Tahun ke-	Kapasitas pabrik	Sisa pinjaman	Pengembalian pinjaman	Total penjualan
(1)	(2)	(11)	(12)	(13)
0		Rp5.135.432.580.599		
1	60%	Rp4.621.889.322.539	Rp 513.543.258.060	Rp10.237.500.000.000
2	80%	Rp4.108.346.064.479	Rp 513.543.258.060	Rp13.650.000.000.000
3	100%	Rp3.594.802.806.419	Rp 513.543.258.060	Rp17.062.500.000.000
4	100%	Rp3.081.259.548.359	Rp 513.543.258.060	Rp17.062.500.000.000
5	100%	Rp2.567.716.290.300	Rp 513.543.258.060	Rp17.062.500.000.000
6	100%	Rp2.054.173.032.240	Rp 513.543.258.060	Rp17.062.500.000.000
7	100%	Rp1.540.629.774.180	Rp 513.543.258.060	Rp17.062.500.000.000
8	100%	Rp1.027.086.516.120	Rp 513.543.258.060	Rp17.062.500.000.000
9	100%	Rp 513.543.258.060	Rp 513.543.258.060	Rp17.062.500.000.000
10	100%	Rp -	Rp 513.543.258.060	Rp17.062.500.000.000

Tahun ke- (1)	Kapasitas pabrik (2)	Production Cost		
		Depresiasi (14)	Bunga (15)	Fixed Cost (16)
0			Rp 410.834.606.448	
1	60%	Rp1.143.036.097.889,7	Rp 369.751.145.803	Rp1.428.795.122.362,18
2	80%	Rp1.143.036.097.889,7	Rp 328.667.685.158	Rp1.428.795.122.362,18
3	100%	Rp1.143.036.097.889,7	Rp 287.584.224.514	Rp1.428.795.122.362,18
4	100%	Rp1.143.036.097.889,7	Rp 246.500.763.869	Rp1.428.795.122.362,18
5	100%	Rp1.143.036.097.889,7	Rp 205.417.303.224	Rp1.428.795.122.362,18
6	100%	Rp1.143.036.097.889,7	Rp 164.333.842.579	Rp1.428.795.122.362,18
7	100%	Rp1.143.036.097.889,7	Rp 123.250.381.934	Rp1.428.795.122.362,18
8	100%	Rp1.143.036.097.889,7	Rp 82.166.921.290	Rp1.428.795.122.362,18
9	100%	Rp1.143.036.097.889,7	Rp 41.083.460.645	Rp1.428.795.122.362,18
10	100%	Rp1.143.036.097.889,7	Rp -	Rp1.428.795.122.362,18

Tahun ke- (1)	Kapasitas pabrik (2)	Production Cost		
		Variable Cost (17)	Semi Variable Cost (18)	Total (TPC) (19)
0			Rp 800.689.196.607,6	
1	60%	Rp5.929.968.304.620,1	Rp1.601.378.393.215,1	Rp 9.329.892.966.001
2	80%	Rp7.906.624.406.160,1	Rp2.135.171.190.953,5	Rp 11.799.258.404.634
3	100%	Rp9.883.280.507.700,1	Rp2.668.963.988.691,9	Rp 14.268.623.843.268
4	100%	Rp9.883.280.507.700,1	Rp2.668.963.988.691,9	Rp 14.227.540.382.623
5	100%	Rp9.883.280.507.700,1	Rp2.668.963.988.691,9	Rp 14.186.456.921.978
6	100%	Rp9.883.280.507.700,1	Rp2.668.963.988.691,9	Rp 14.145.373.461.333
7	100%	Rp9.883.280.507.700,1	Rp2.668.963.988.691,9	Rp 14.104.290.000.689
8	100%	Rp9.883.280.507.700,1	Rp2.668.963.988.691,9	Rp 14.063.206.540.044
9	100%	Rp9.883.280.507.700,1	Rp2.668.963.988.691,9	Rp 14.022.123.079.399
10	100%	Rp9.883.280.507.700,1	Rp2.668.963.988.691,9	Rp 13.981.039.618.754

Tahun ke- (1)	Kapasitas pabrik (2)	Laba		
		Kotor (20)	Pajak (21)	Bersih (22)
1	60%	Rp 907.607.033.999	Rp182.521.406.799,9	Rp 725.085.627.199,6
2	80%	Rp1.850.741.595.366	Rp371.148.319.073,2	Rp1.479.593.276.292,7
3	100%	Rp2.793.876.156.732	Rp559.775.231.346,5	Rp2.234.100.925.385,8
4	100%	Rp2.834.959.617.377	Rp567.991.923.475,4	Rp2.266.967.693.901,7
5	100%	Rp2.876.043.078.022	Rp576.208.615.604,4	Rp2.299.834.462.417,5
6	100%	Rp2.917.126.538.667	Rp584.425.307.733,3	Rp2.332.701.230.933,3
7	100%	Rp2.958.209.999.311	Rp592.641.999.862,3	Rp2.365.567.999.449,2
8	100%	Rp2.999.293.459.956	Rp600.858.691.991,2	Rp2.398.434.767.965,0

9	100%	Rp3.040.376.920.601	Rp609.075.384.120,2	Rp2.431.301.536.480,8
10	100%	Rp3.081.460.381.246	Rp617.292.076.249,2	Rp2.464.168.304.996,7

Tahun ke-	Kapasitas pabrik	Cash Flow	
		Gross	Net
(1)	(2)	(23)	(24)
1	60%	Rp 907.607.033.999	Rp 725.085.627.199,6
2	80%	Rp1.850.741.595.366	Rp1.479.593.276.292,7
3	100%	Rp2.793.876.156.732	Rp2.234.100.925.385,8
4	100%	Rp2.834.959.617.377	Rp2.266.967.693.901,7
5	100%	Rp2.876.043.078.022	Rp2.299.834.462.417,5
6	100%	Rp2.917.126.538.667	Rp2.332.701.230.933,3
7	100%	Rp2.958.209.999.311	Rp2.365.567.999.449,2
8	100%	Rp2.999.293.459.956	Rp2.398.434.767.965,0
9	100%	Rp3.040.376.920.601	Rp2.431.301.536.480,8
10	100%	Rp3.081.460.381.246	Rp2.464.168.304.996,7

Tahun ke-	Cash Flow	Discounted Cash Flow	
		i =	0,17032768
1	Rp 2.897.740.834.218		Rp 775.515.310.111
2	Rp 4.132.572.191.378		Rp 1.351.234.831.653
3	Rp 5.367.403.548.538		Rp 1.742.949.163.776
4	Rp 5.393.729.266.466		Rp 1.511.182.685.206
5	Rp 5.420.054.984.394		Rp 1.309.959.900.718
6	Rp 5.446.380.702.322		Rp 1.135.299.394.403
7	Rp 5.472.706.420.250		Rp 983.731.689.114
8	Rp 5.499.032.138.178		Rp 852.234.565.041
9	Rp 5.525.357.856.106		Rp 738.176.361.956
10	Rp 5.551.683.574.034		Rp 639.266.311.309
	WCI		Rp 2.017.122.525.688
			Rp 13.056.672.738.975

Tahun ke-	Cash Flow	Comulative Cash Flow
1	Rp 2.897.740.834.218	Rp 2.897.740.834.218
2	Rp 4.132.572.191.378	Rp 7.030.313.025.596
3	Rp 5.367.403.548.538	Rp 12.397.716.574.134
4	Rp 5.393.729.266.466	Rp 17.791.445.840.599
5	Rp 5.420.054.984.394	Rp 23.211.500.824.993
6	Rp 5.446.380.702.322	Rp 28.657.881.527.315
7	Rp 5.472.706.420.250	Rp 34.130.587.947.565
8	Rp 5.499.032.138.178	Rp 39.629.620.085.743

9	Rp 5.525.357.856.106	Rp 45.154.977.941.850
10	Rp 5.551.683.574.034	Rp 50.706.661.515.884

POT dihitung dengan cara interpolasi antara tahun ke-5 dan tahun ke-6 sehingga didapatkan POT 5,62 tahun.

Tahun	Kapasitas	Penjualan	Depresiasi	Bunga
0	0		Rp1.428.795.122.362	Rp410.834.606.448
1	60%	Rp10.237.500.000.000	Rp1.428.795.122.362	Rp369.751.145.803

Tahun	Kapasitas	SVC	VC	TPC
0	0	Rp800.689.196.607,6	0	Rp2.640.318.925.418
1	60%	Rp1.601.378.393.215,1	Rp5.929.968.304.620,1	Rp9.329.892.966.001

Tahun	Kapasitas	Laba Kotor	Pajak	Laba Bersih
0	0	-Rp2.640.318.925.418	0	-Rp2.640.318.925.418
1	60%	Rp 907.607.033.999	Rp182.521.406.799,90	Rp 725.085.627.200

Tahun	Kapasitas	Cash Flow
0	0	-Rp 2.640.318.925.418
1	60%	Rp 725.085.627.200

BEP dihitung dengan interpolasi antara kapasitas 0 dengan 60% sehingga didapatkan BEP sebesar **47,07%**.

BIODATA PENULIS

Penulis I



Lailatul Alawiyah, lahir di Bangkalan pada tanggal 09 September 2000, yang merupakan anak kedua dari 3 bersaudara. Penulis telah menempuh pendidikan formal yaitu di TK YKK Bangkalan, SDN Pejagan 5 Bangkalan, SMP Negeri 1 Bangkalan, dan SMA Negeri 1 Bangkalan. Kemudian setelah lulus dari SMA pada tahun 2018, penulis melanjutkan studi di Program Studi Teknologi Rekayasa Kimia Industri, Departemen Teknik Kimia Industri, Fakultas Vokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember pada tahun 2018 yang telah terdaftar dengan NRP 10411810000054.

Penulis suka mencoba hal baru dan menerima tantangan, mampu bekerja sama dengan tim, dan selalu ingin menjadi versi terbaik dengan *upgrade* diri. Sehingga selama menjalani studi di

Departemen Teknik Kimia Industri, selain fokus pada akademik, penulis juga mengikuti kegiatan non-akademik yang tentunya akan menambah pengalaman dan wawasan. Penulis aktif mengikuti organisasi sebagai Bendahara Umum II di Himpunan Mahasiswa Teknik Kimia Industri (HMTKI) pada periode kepengurusan 2019-2020, kemudian melanjutkan kegiatan organisasinya di periode selanjutnya yaitu 2020-2021 sebagai Bendahara Umum I, dan pernah menjadi staff Publikasi dan Komunikasi di Organisasi Badan Koordinasi Kegiatan Mahasiswa Teknik Kimia Indonesia Daerah IV (BKKMTKI D-IV) pada tahun 2019. Selain itu, penulis juga aktif mengikuti berbagai kegiatan pelatihan seperti Latihan Keterampilan Manajemen Mahasiswa Tingkat Pra-Dasar (LKMM Pra-TD) dan Latihan Keterampilan Manajemen Mahasiswa Tingkat Dasar (LKMM-TD), Latihan Dasar Organisasi (LDO) BKKMTKI D-IV, serta Pelatihan Keterampilan Mahasiswa Wirausaha Tingkat Dasar (LKMW-TD). Pelatihan lainnya yang diikuti adalah pelatihan *software* yaitu Aspen HYSYS serta *Visio and Instrumentation Diagram Training*. Pada tahun 2021, penulis mengikuti kegiatan magang di PT. Fruit-Ing Indonesia, Gresik pada bagian unit produksi dan *quality control* (QC) selama 4 bulan yang dilanjutkan dengan mengikuti kegiatan Praktik Kerja Lapangan (PKL) di Pusat Pengembangan Sumber Daya Manusia Minyak dan Gas Bumi (PPSDM Migas), Cepu pada awal tahun 2022. Selama kegiatan perkuliahan, penulis juga pernah menjadi Asisten Laboratorium Proses Pemisahan dan Peralatan di laboratorium Sistem Operasi Proses. Setelah mengikuti kegiatan perkuliahan dan kegiatan lainnya, penulis mampu melakukan berbagai hal, termasuk menjalankan *software* seperti ANSYS, Aspen HYSYS, Aspen Plus, Microsoft Visio, dan *software basic* lainnya.

Penulis dapat dihubungi melalui alamat email: lailatul.alawiyah@gmail.com

Penulis II



Farhan Firmansyah, penulis dilahirkan di Surabaya, 02 September 2000, merupakan anak kedua dari 2 bersaudara. Penulis telah menempuh pendidikan formal yaitu di TK Aisyah Bustanul Athfal 40 Surabaya, SD Muhammadiyah 11 Surabaya, SMPN 38 Surabaya dan SMA Muhammadiyah 10 Surabaya. Setelah lulus dari SMA tahun 2018, penulis melanjutkan studi di Departemen Teknik Kimia Industri, Fakultas Vokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember pada tahun 2018 dan terdaftar dengan NRP 10411810000076.

Di Departemen Teknik Kimia Industri, penulis sempat aktif berorganisasi sebagai staff dan staff ahli Akademik Kesejahteraan Mahasiswa Himpunan Mahasiswa Teknik Kimia Industri (HMTKI) kepengurusan 2019-2021, selain itu penulis juga aktif diberbagai kegiatan himpunan, yaitu menjadi ketua

pelaksana kegiatan DTKI Sehat Sejahtera dan menjadi Liaison Officer pada kegiatan ICHEVO ITS. Penulis pernah mengikuti kerja praktik di Pusat Pengembangan Sumber Daya Manusia Minyak dan Gas Bumi (PPSDM Migas Cepu) dan ditempatkan pada bagian Crude Distillation Unit (CDU) dan Boiler, serta penulis mengikuti kegiatan magang di PT. Fruit-Ing Indonesia pada bagian unit produksi dan quality control (QC) selama 4 bulan. Selama kegiatan perkuliahan, penulis juga aktif menjadi Asisten Laboratorium Mekanika Fluida dan Proses Pemisahan serta Peralatannya di laboratorium Sistem Operasi Proses. Selain kegiatan akademik, penulis pernah mengikuti kegiatan pelatihan LKMM hingga tingkat LKMM-TD, Pelatihan Aspen HYSYS, Pelatihan Gas Chromatography, Visio and Instrumentation Diagram Training, dan Pelatihan Organisasi HMTKI. Selama menempuh kuliah, penulis juga dibekali ilmu pengoperasian beberapa software simulasi, seperti Ansys, Aspen HYSYS, Aspen Plus, Microsoft Visio, dan basic software lainnya.

Penulis dapat dihubungi melalui alamat email : firmansyahfarhan73@gmail.com