



## **TUGAS DESAIN PABRIK KIMIA-TK184803**

### **PABRIK GLISEROL MONOSTEARAT**

**Oleh:**

**Sofiannisa Aulia**

**NRP. 02211646000009**

**Hilman Fauzan Ramadhan**

**NRP. 02211646000024**

**Dosen Pembimbing:**

**Dr. Widiyastuti, S.T., M.T.**

**NIP. 19750306 200212 2 002**

**Prof. Dr. Ir. Heru Setyawan, M. Eng**

**NIP. 19670203 199102 1 001**

**DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA**

**FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI**

**INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER**

**SURABAYA**

**2019**



## **PLANT DESIGN PROJECT-TK184803**

### **PLANT DESIGN OF GLISEROL MONOSTEARAT**

#### **Author:**

**Sofiannisa Aulia**

**NRP. 02211646000009**

**Hilman Fauzan Ramadhan**

**NRP. 02211646000024**

#### **Advisor:**

**Dr. Widiyastuti, S.T., M.T.**

**NIP. 19750306 200212 2 002**

**Prof. Dr. Ir. Heru Setyawan, M. Eng**

**NIP. 19670203 199102 1 001**

**DEPARTMENT OF CHEMICAL ENGINEERING  
FACULTY OF INDUSTRIAL TECHNOLOGY  
SEPULUH NOPEMBER INSTITUTE OF TECHNOLOGY  
SURABAYA  
2019**

## **INTISARI**

Peraturan Presiden No. 5/2006 tentang Kebijakan Energi Nasional menyebutkan kuota bahan bakar nabati (BBN) jenis biodiesel pada tahun 2011-2015 sebesar 3 persen dari konsumsi energi nasional atau setara dengan 1,5 juta kilo liter. Padahal kapasitas produksi biodiesel dalam negeri baru mencapai 680 ribu kilo liter. Target ketersediaan 1,5 juta kilo liter, produksi biodiesel di Indonesia masih kurang 820 ribu kilo liter. (Budiman, 2012). Dengan perkiraan rata-rata konversi biodiesel 90%, maka gliserol yang dihasilkan adalah 10% dari produksi. Sehingga akan dihasilkan gliserol yang akan terus bertambah disetiap tahunnya. Pembuatan turunan gliserol ini dimaksudkan agar produk mempunyai nilai ekonomi yang lebih tinggi. Salah satu turunan gliserol yang dapat dikembangkan dan bernilai ekonomi tinggi adalah Gliserol Monostearat sebagai zat aditif pada makanan.

Berdasarkan analisa pasar yang dilakukan oleh Grand View Research (2017), ditinjau dari macam produk pengemulsi makanan, diprediksikan hingga tahun 2025 monogliserida menempati urutan pertama bahan pengemulsi dengan permintaan tertinggi karena kebutuhan pengemulsi berbasis bahan baku alami sangat dipertimbangkan untuk keuntungan jangka panjang. Hal ini berarti permintaan akan gliserol monostearat sebagai salah satu jenis monogliserida akan terus naik di masa mendatang. Hal ini merupakan peluang bisnis yang perlu dimanfaatkan.

Pabrik direncanakan beroperasi secara kontinyu 24 jam selama 300 hari per tahun dengan kapasitas produksi 10.000 ton/tahun dengan kebutuhan bahan baku asam stearat sebanyak 7.948,8 ton/tahun dan gliserol sebanyak 2.445,12 ton/tahun. Asam stearat yang digunakan memiliki kemurnian 92%, sedangkan gliserol memiliki kemurnian 99,7%. Keduanya diproduksi oleh PT Wilmar yang memiliki kapasitas produksi 132.000 ton/tahun. Pabrik direncanakan didirikan di daerah Kabupaten Mojokerto, Jawa Timur pada tahun 2021 karena dekat dengan sumber bahan

baku, memiliki posisi pemasaran yang strategis, memiliki akses jalan raya yang baik, dekat dengan pelabuhan, dekat dengan sumber air sungai sehingga kebutuhan air mudah terpenuhi, serta mudah dalam proses perizinan pendirian pabrik.

Proses pembuatan gliserol monostearat dibagi menjadi tiga tahapan proses utama di antaranya:

1. Tahap Pre-treatment yang terdiri dari proses pencampuran dan pemanasan bahan baku asam stearat, gliserol, serta NaOH untuk mencapai kondisi operasi reaktor.
2. Tahap Esterifikasi merupakan tahap reaksi antara asam stearat dan gliserol dengan katalis NaOH membentuk gliserol monostearat.
3. Tahap Pemurnian terdiri dari proses pemisahan flash, netralisasi, dan kristalisasi. Gliserol diuapkan pada tahap flash distillation untuk di-recycle. NaOH pada campuran produk dinetralkan pada tahap netralisasi dengan penambahan asam fosfat. Produk gliserol monostearat keluar sebagai padatan dari proses kristalisasi.

Sumber dana investasi berasal dari modal sendiri sebesar 40% biaya investasi dan pinjaman sebesar 60% biaya investasi dengan bunga sebesar 12,5 % per tahun. Berdasarkan perhitungan analisa ekonomi, diperoleh biaya investasi total / Total Cost Investment sebesar Rp 146.431.896.036,48 dan total biaya produksi (TPC) sebesar Rp 271.419.387.521,33; interest rate sebesar 12,5 %; laju pengembalian modal / Internal Rate of Return (IRR) sebesar 27,15 %, laju inflasi sebesar 4,36 % per tahun, waktu pengembalian modal / Pay Out Time (POT) sebesar 4,53 tahun; titik impas / Break Even Period (BEP) sebesar 39.84%; dan periode construction selama 24 bulan. Berdasarkan analisa BEP, POT, dan IRR, pabrik Gliserol Monostearat ini **layak untuk didirikan**.

## LEMBAR PENGESAHAN

### PTA DESAIN PABRIK GLISEROL MONOSTEARAT

Ditujukan untuk memenuhi salah satu syarat memperoleh gelar  
Sarjana Teknik Kimia pada Program Studi S-1

Departemen Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya

Oleh:

Sufiamissa Aulia

02211646000009

Hilman Fauzan Ramadhan

02211646000024

Ditetuju Oleh Tim Penguji Tugas Pra Desain Pabrik:

1. Prof. Dr. Ir. Heru Setyawan, M.Eng  
(Pembimbing I)
2. Dr. Widiyastuti, S.T., M.T.  
(Pembimbing II)
3. Prof. Dr. Ir. M. Rachimoellah, Dipl. EST  
(Penguji I)
4. Dr. Kusdianto, S.T., MSc. Eng  
(Penguji II)
5. Dr. Siti Machmudah, S.T., M.Eng  
(Penguji III)

*Heru Setyawan*  
*Widiyastuti*  
*M Rachimoellah*  
*Kusdianto*  
*Siti Machmudah*



## KATA PENGANTAR

Segala puji dan syukur kehadirat Allah SWT karena atas berkat Rahmat dan karunia-Nya, penulis dapat menyelesaikan Tugas Pra Desain Pabrik "*Gliserol Monostearat*" yang merupakan salah satu syarat kelulusan bagi mahasiswa Teknik Kimia FTI-ITS Surabaya. Keberhasilan penulisan Tugas Pra Desain Pabrik ini tidak lepas dari dorongan dan bimbingan dari berbagai pihak. Untuk itu dalam kesempatan ini penulis mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada :

1. Bapak Prof. Dr.Ir. Heru Setyawan, M.Eng dan Ibu Ni Made Intan Putri Suari., S.T.,M.T selaku Dosen Pembimbing Tugas Pra Desain Pabrik atas bimbingan dan saran yang telah diberikan.
2. Bapak Juwari, S.T, M.Eng, Ph.D, selaku Kepala Departemen Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember.
3. Bapak Setyo Gunawan, ST, Ph.D selaku Sekretaris II Departemen Teknik Kimia ITS.
4. Bapak dan Ibu Dosen pengajar serta seluruh karyawan Departemen Teknik Kimia.
5. Orang tua dan keluarga kami yang telah banyak memberikan dukungan baik moral maupun spiritual.
6. Teman-teman seperjuangan di Laboratorium Elkimkor, baik teman-teman Strata-1 atau Strata-2 dan Strata-3 yang telah memberikan segala support, bantuan dan kerjasamanya.
7. Teman-teman satu angkatan LJ Genap 2016 yang telah memberikan banyak *support* dan bantuan.
8. Teman-teman satu pabrik Gliserol Monosetarat (Deli dan Sahara) yang banyak memberikan kerjasama.
9. Semua pihak yang telah membantu penyelesaian Tugas Pra Desain Pabrik ini yang tidak dapat disebutkan satu persatu.

Akhirnya, kami memohon maaf atas segala kekurangan yang terjadi selama proses penyusunan tugas ini. Semoga tugas

akhir ini dapat memberikan kontribusi yang bermanfaat bagi Penulis dan Pembaca khususnya.

Surabaya, Januari 2019

Penyusun

## **DAFTAR ISI**

INTISARI.....	ii
KATA PENGANTAR .....	v
DAFTAR ISI.....	vii
DAFTAR GAMBAR .....	x
DAFTAR TABEL .....	xiii
LATAR BELAKANG .....	I-1
BASIS DESAIN DATA.....	II-1
II.1       Kapasitas Produksi .....	II-1
II.2       Lokasi Pabrik.....	II-2
II.3       Kualitas Bahan Baku dan Produk .....	II-5
II.3.1   Asam Stearat .....	II-5
II.3.2   Gliserol .....	II-5
II.3.3   Natrium Hidroksida (NaOH).....	II-6
II.3.4   Asam Fosfat ( $H_3PO_4$ ).....	II-7
II.3.5   Gliserol Monostearat (GMS).....	II-7
SELEKSI DAN URAIAN PROSES.....	III-1
III.1       Pemilihan Proses .....	III-1
III.1.1   Proses Esterifikasi .....	III-1
III.1.2   Proses Transesterifikasi .....	III-2
III.1.3   Seleksi Proses .....	III-5
III.2       Uraian Proses Terpilih .....	III-6
NERACA MASSA DAN ENERGI.....	IV-1
IV.1       Neraca Massa .....	IV-1
IV.1.1 <i>Mixing Point 1</i> .....	IV-1

IV.1.2	<i>Mixing Tank</i> .....	IV-2
IV.1.3	<i>Esterification Reactor</i> (R-210).....	IV-3
IV.1.4	<i>Flash Column</i> (D-310).....	IV-4
IV.1.5	<i>Flash Tank</i> (D-314) .....	IV-5
IV.1.6	<i>Neutralizer</i> (R-320) .....	IV-6
IV.1.7	<i>Crystallizer</i> (X-330).....	IV-8
IV.1.8	<i>Centrifuge</i> (H-331) .....	IV-9
IV.1.9	Overall .....	IV-10
IV.2.	Neraca Energi .....	IV-11
IV.2.1.	<i>Mixing Point</i> 1 .....	IV-12
IV.2.2	<i>Glycerol Tank</i> (F-111) .....	IV-13
IV.2.3	<i>Stearic Acid Tank</i> (F-112).....	IV-14
IV.2.4	<i>Mixing Tank</i> (M-110) .....	IV-15
IV.2.5	<i>Heat Exchanger</i> (E-117) .....	IV-16
IV.2.6	Reaktor Esterifikasi (R-210) .....	IV-17
IV.2.7	<i>Flash Distillation</i> (D-310) .....	IV-18
IV.2.8	Kompresor (C-312).....	IV-19
IV.2.9	Kondensor (E-313) .....	IV-20
IV.2.10	<i>Flash Drum</i> (D-314).....	IV-21
IV.2.11	<i>Flash Distillation Cooler</i> (E-317) .....	IV-22
IV.2.12	<i>Neutralizer Tank</i> (R-320).....	IV-23
IV.2.13	<i>Crystallizer</i> (X-330).....	IV-24
	DAFTAR HARGA DAN PERALATAN .....	V-1
	ANALISA EKONOMI .....	VI-1
VI.1	PENGELOLAAN SUMBER DAYA MANUSIA .....	VI-1

VI.1.1	Bentuk Badan Perusahaan.....	VI-1
VI.1.2	Sistem Organisasi Perusahaan.....	VI-2
VI.1.3	Perincian Jumlah Tenaga Kerja.....	VI-8
VI.1.4	Status Karyawan dan Pengupahan.....	VI-10
VI.2	UTILITAS .....	VI-11
VI.2.1	Unit Pengolahan Air .....	VI-11
VI.2.2	Unit Pembangkit Tenaga Listrik .....	VI-13
VI.2.3	Unit Penanganan Limbah.....	VI-13
VI.3	ANALISA EKONOMI .....	VI-13
VI.3.1	Asumsi Perhitungan.....	VI-13
VI.3.2	Analisa Keuangan.....	VI-14
VI.3.3	Analisa Laju Pengembalian Modal ( <i>Internal Rate of Return / IRR</i> ) .....	VI-14
VI.3.4	Analisa Waktu Pengembalian Modal ( <i>Payout Period / POP</i> ).....	VI-15
VI.3.5	Analisa Titik Impas ( <i>Break Even Point / BEP</i> ).....	VI-15
	KESIMPULAN .....	VII-1
	DAFTAR PUSTAKA .....	xvivi

*Halaman ini sengaja dikosongkan*

## DAFTAR GAMBAR

<b>Gambar II. 1</b> Peta Lokasi Ngoro Industrial Park .....	II-2
<b>Gambar III. 1</b> Reaksi Esterifikasi Pembentukan Gliserol Monostearat.....	III-1
<b>Gambar III. 2</b> Blok Diagram Proses Esterifikasi Gliserol Monostearat.....	III-2
<b>Gambar III. 3</b> Reaksi Transesterifikasi Pembentukan Gliserol Monostearat.....	III-3
<b>Gambar III. 4</b> Blok Diagram Proses Transesterifikasi Gliserol Monostearat.....	III-4
<b>Gambar III. 5</b> <i>Process Flow Diagram</i> Pembuatan Gliserol Monostearat.....	III-6
<b>Gambar IV. 1</b> <i>Mixing Point 1</i> .....	IV-1
<b>Gambar IV. 2</b> <i>Mixing Tank</i> .....	IV-2
<b>Gambar IV. 3</b> Esterification Reactor (R-210).....	IV-3
<b>Gambar IV. 4</b> Flash Column (D-310) .....	IV-4
<b>Gambar IV. 5</b> Flash Tank (D-314).....	IV-5
<b>Gambar IV. 6</b> <i>Neutralizer</i> (R-320).....	IV-6
<b>Gambar IV. 7</b> <i>Crystallizer</i> (X-330).....	IV-8
<b>Gambar IV. 8</b> Centrifuge (H-231).....	IV-9
<b>Gambar IV. 9</b> Overall Mass Balance .....	IV-10
<b>Gambar IV. 10</b> Penggambaran Sistem Peninjauan Neraca Energi .....	IV-11
<b>Gambar IV. 11</b> Mixing Point 1 .....	IV-12
<b>Gambar IV. 12</b> Glycerol Tank .....	IV-13
<b>Gambar IV. 13</b> Stearic Acid Tank .....	IV-14
<b>Gambar IV. 14</b> Mixing Tank .....	IV-15
<b>Gambar IV. 15</b> Heat Exchanger .....	IV-16
<b>Gambar IV. 16</b> Reaktor Esterifikasi.....	IV-17
<b>Gambar IV. 17</b> Flash Distillation.....	IV-18
<b>Gambar IV. 18</b> Kompresor (C-312).....	IV-19
<b>Gambar IV. 19</b> Kondensor (E-313).....	IV-20
<b>Gambar IV. 20</b> Flash Drum (D-314).....	IV-21
<b>Gambar IV. 21</b> Flash Distillation Cooler (E-317).....	IV-22

<b>Gambar IV. 22</b> Neutralizer Tank (R-320) .....	IV-23
<b>Gambar IV. 23</b> Crystallizer (X-330) .....	IV-24
<b>Gambar VI. 1</b> Struktur Organisasi Perusahaan .....	VI-3
<b>Gambar VI. 3</b> Grafik <i>Break Even Point</i> .....	VI-15

## DAFTAR TABEL

<b>Tabel II. 1</b> Data Impor GMS di Indonesia Tahun 2010-2016 ..	II-1
<b>Tabel II. 2</b> <i>Properties</i> Asam Stearat PT Wilmar .....	II-5
<b>Tabel II. 3</b> <i>Properties</i> Gliserol PT Wilmar.....	II-6
<b>Tabel II. 4</b> <i>Properties</i> NaOH PT Asahimas Chemical .....	II-6
<b>Tabel II. 5</b> <i>Properties</i> H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub> PT Petrokimia Gresik.....	II-7
<b>Tabel II. 6</b> <i>Properties</i> Gliserol Monostearat .....	II-7
<b>Tabel III. 1</b> Perbandingan Macam Proses Produksi Gliserol Monostearat .....	III-5
<b>Tabel IV. 1</b> Neraca Massa Mixing Point 1 .....	IV-2
<b>Tabel IV. 2</b> Neraca Massa Mixing Tank .....	IV-3
<b>Tabel IV. 3</b> Neraca Massa <i>Esterification Reactor</i> (R-210) ....	IV-4
<b>Tabel IV. 4</b> Neraca <i>Flash Column</i> (D-310).....	IV-5
<b>Tabel IV. 5</b> Neraca Massa <i>Flash Tank</i> (D-314).....	IV-6
<b>Tabel IV. 6</b> Neraca Massa <i>Neutralizer</i> (R-320).....	IV-7
<b>Tabel IV. 7</b> Neraca Massa <i>Crystallizer</i> (X-330).....	IV-8
<b>Tabel IV. 8</b> Neraca Massa <i>Centrifuge</i> (H-231).....	IV-9
<b>Tabel IV. 9</b> Neraca Massa <i>Overall</i> .....	IV-10
<b>Tabel IV. 10</b> Kondisi Operasi dan Properti <i>Mixing Point</i> 1 .	IV-13
<b>Tabel IV. 11</b> Neraca Energi Mixing Point 1 .....	IV-13
<b>Tabel IV. 12</b> Kondisi Operasi <i>Glycerol Tank</i> .....	IV-13
<b>Tabel IV. 13</b> Neraca Energi <i>Glycerol Tank</i> .....	IV-14
<b>Tabel IV. 14</b> Kondisi Operasi <i>Stearic Acid Tank</i> .....	IV-15
<b>Tabel IV. 15</b> Neraca Energi <i>Stearic Acid Tank</i> .....	IV-15
<b>Tabel IV. 16</b> Kondisi Operasi dan Properti <i>Mixing Tank</i> ....	IV-15
<b>Tabel IV. 17</b> Neraca Energi <i>Mixing Tank</i> .....	IV-16
<b>Tabel IV. 18</b> Kondisi Operasi <i>Heat Exchanger</i> .....	IV-16
<b>Tabel IV. 19</b> Neraca Energi <i>Heat Exchanger</i> .....	IV-17
<b>Tabel IV. 20</b> Kondisi Operasi Reaktor Esterifikasi .....	IV-17
<b>Tabel IV. 21</b> Neraca Energi Reaktor Esterifikasi .....	IV-18
<b>Tabel IV. 22</b> Kondisi Operasi <i>Flash Distillation</i> .....	IV-18
<b>Tabel IV. 23</b> Neraca Energi <i>Flash Distillation</i> .....	IV-19
<b>Tabel IV. 24</b> Kondisi Operasi Kompresor .....	IV-19

<b>Tabel IV. 25</b> Neraca Energi Kompresor.....	IV-19
<b>Tabel IV. 26</b> Kondisi Operasi Kondenser .....	IV-20
<b>Tabel IV. 27</b> Neraca Energi Kondensor .....	IV-20
<b>Tabel IV. 28</b> Kondisi Operasi <i>Flash Drum</i> .....	IV-21
<b>Tabel IV. 29</b> Neraca Energi <i>Flash Drum</i> .....	IV-21
<b>Tabel IV. 30</b> Kondisi Operasi <i>Cooler</i> .....	IV-22
<b>Tabel IV. 31</b> Neraca Energi <i>Cooler</i> .....	IV-22
<b>Tabel IV. 32</b> Kondisi Operasi <i>Neutralizer Tank</i> .....	IV-23
<b>Tabel IV. 33</b> Neraca Energi <i>Neutralizer Tank</i> .....	IV-23
<b>Tabel IV. 34</b> Kondisi Operasi <i>Crystallizer</i> .....	IV-24
<b>Tabel IV. 35</b> Neraca Energi <i>Crystallyzer</i> .....	IV-24
<b>Tabel V. 1</b> <i>Mixer Tank</i> (M-110).....	V-1
<b>Tabel V. 2</b> <i>Glycerol Tank</i> (F-111).....	V-2
<b>Tabel V. 3</b> <i>Stearic Acid Tank</i> (F-112) .....	V-3
<b>Tabel V. 4</b> <i>NaOH Tank</i> (F-113).....	V-4
<b>Tabel V. 5</b> <i>Glycerol Pump</i> (L-114) .....	V-5
<b>Tabel V. 6</b> <i>Stearic Acid Pump</i> (L-115).....	V-5
<b>Tabel V. 7</b> <i>NaOH Pump</i> (L-116) .....	V-5
<b>Tabel V. 8</b> <i>Pre Heater</i> (E-117) .....	V-6
<b>Tabel V. 9</b> <i>Feed Reactor Pump</i> (L-118).....	V-7
<b>Tabel V. 10</b> <i>Esterification Reactor</i> (R-210) .....	V-7
<b>Tabel V. 11</b> <i>Flash Column</i> (D-310) .....	V-8
<b>Tabel V. 12</b> <i>Steam Ejector</i> (G-311) .....	V-9
<b>Tabel V. 13</b> <i>Compressor</i> (C-312).....	V-10
<b>Tabel V. 14</b> <i>Condenser</i> (E-313).....	V-10
<b>Tabel V. 15</b> <i>Flash Column</i> (D-314) .....	V-11
<b>Tabel V. 16</b> <i>Glycerol Recycle Pump</i> (L-315) .....	V-12
<b>Tabel V. 17</b> <i>Glycerol Monostearat Pump</i> (L-316).....	V-12
<b>Tabel V. 18</b> <i>Flash Distillation Cooler</i> (E-317).....	V-12
<b>Tabel V. 19</b> <i>Neutralizer Tank</i> (R-320) .....	V-13
<b>Tabel V. 20</b> $H_3PO_4$ <i>Tank</i> (F-321).....	V-14
<b>Tabel V. 21</b> $H_3PO_4$ <i>Pump</i> (L-322) .....	V-15
<b>Tabel V. 22</b> <i>Neutralizer Pump</i> (L-323) .....	V-15
<b>Tabel V. 23</b> <i>Crystallizer</i> (X-330).....	V-15
<b>Tabel V. 24</b> <i>Centrifuge</i> (H-331).....	V-16

<b>Tabel V. 25</b> <i>Belt Conveyor</i> (J-332) .....	V-17
<b>Tabel V. 26</b> <i>Ball Mill</i> (C-333) .....	V-17
<b>Tabel V. 27</b> <i>Screener</i> (S-334).....	V-18
<b>Tabel V. 28</b> <i>Glycerol Monostearate Bin</i> (F-335).....	V-18
<b>Tabel VI. 1</b> Daftar Kebutuhan Karyawan Pabrik GMS .....	VI-8
<b>Tabel VI. 2</b> Jadwal Shift dengan Sistem 2-2-2 .....	VI-10
<b>Tabel VI. 3</b> Parameter Perhitungan Ekonomi.....	VI-14
<b>Tabel VI. 4</b> Hasil Perhitungan Analisa Ekonomi Pabrik GMS .....	VI-16

*Halaman ini sengaja dikosongkan*

## **BAB I**

### **LATAR BELAKANG**

Peraturan Presiden No. 5/2006 tentang Kebijakan Energi Nasional menyebutkan kuota bahan bakar nabati (BBN) jenis biodiesel pada tahun 2011-2015 sebesar 3 persen dari konsumsi energi nasional atau setara dengan 1,5 juta kilo liter. Padahal kapasitas produksi biodiesel dalam negeri baru mencapai 680 ribu kilo liter. Target ketersediaan 1,5 juta kilo liter, produksi biodiesel di Indonesia masih kurang 820 ribu kilo liter (Budiman, 2012). Dengan perkiraan rata-rata konversi biodiesel 90%, maka gliserol yang dihasilkan adalah 10% dari produksi. Sehingga akan dihasilkan gliserol yang akan terus bertambah disetiap tahunnya. Pembuatan turunan gliserol ini dimaksudkan agar produk mempunyai nilai ekonomi yang lebih tinggi. Salah satu turunan gliserol yang dapat dikembangkan dan bernilai ekonomi tinggi adalah Gliserol Monostearat sebagai zat aditif pada makanan.

Gliserol Monostearat (GMS) merupakan salah satu jenis surfaktan yang banyak diaplikasikan dalam industri farmasi dan makanan, terutama industri *bakery*. Namun, banyaknya kebutuhan gliserol monostearat di Indonesia tidak didukung dengan pasokan gliserol monostearat yang mencukupi sehingga harus mengimpor seluruh kebutuhan dalam jumlah besar.

Dalam industri *bakery*, gliserol monostearat digunakan sebagai pengemulsi yang bertujuan untuk menjaga kestabilan suatu emulsi (campuran zat yang berbeda polaritasnya atau tidak saling larut) dengan cara menurunkan tegangan permukaan sehingga dapat mencegah terpisahnya antara 2 cairan yang berbeda, serta dapat memperbaiki tekstur produk pangan sehingga meningkatkan nilai jual dari produk pangan tersebut. Kegunaan gliserol monostearat dalam industri yang lain yakni sebagai *pearlizing agent*, emulsifier dan lotion dalam shampoo.

Secara umum, gliserol monostearat dibuat dari reaksi antara gliserol dan asam stearat. Gliserol dapat diperoleh dari hasil produk

samping pengolahan *Crude Palm Oil* (CPO) menjadi biodiesel, sedangkan asam stearat diperoleh dari ekstraksi lemak hewan dan hidrogenasi minyak nabati atau olahan oleokimia dari CPO.

Berdasarkan uraian di atas, pendirian pabrik gliserol monostearat sangat berpotensi untuk dikembangkan di Indonesia karena sampai saat ini belum ada pabrik gliserol monostearat yang didirikan di Indonesia, serta ketersediaan bahan baku dalam jumlah yang besar karena Indonesia merupakan negara terbesar penghasil CPO di dunia, yang secara tidak langsung meningkatkan nilai ekonomi dari hasil produk samping pengolahan CPO menjadi biodiesel.

## **BAB II**

### **BASIS DESAIN DATA**

#### **II.1 Kapasitas Produksi**

Perancangan pra desain pabrik GMS didasarkan pada data statistik kebutuhan GMS dari tahun 2010 hingga 2016. Perkiraan kebutuhan GMS di Indonesia pada tahun 2021 dapat dihitung dengan menggunakan persamaan berikut:

$$F = F_0 (1 + i)^n$$

dimana:

- F = Perkiraan Kebutuhan GMS pada tahun 2021 (ton)  
F<sub>0</sub> = Kebutuhan GMS pada tahun 2016 (ton)  
i = Pertumbuhan rata – rata  
n = selisih waktu (tahun)

Semua kebutuhan GMS dalam negeri dipenuhi dengan cara impor dan hingga saat ini tidak ada pabrik GMS yang didirikan di Indonesia, serta belum adanya data ekspor. Maka dari itu, data-data kebutuhan dapat digunakan sebagai acuan dalam penentuan kapasitas produksi GMS.

**Tabel II. 1 Data Impor GMS di Indonesia Tahun 2010-2016**

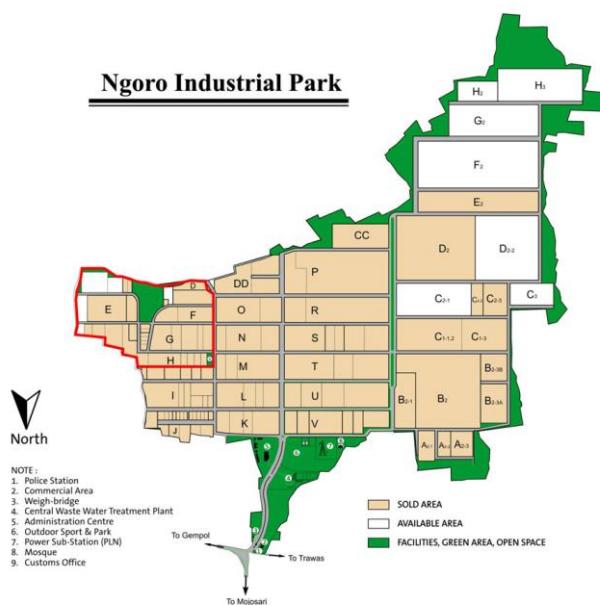
<b>Tahun</b>	<b>Impor (Ton)</b>	<b>% Pertumbuhan</b>
2010	4.066	
2011	4.450	0,094
2012	6.090	0,369
2013	7.562	0,242
2014	7.629	0,009
2015	8.409	0,102
2016	9.660	0,149
Rata – rata pertumbuhan		0,161

Karena diasumsikan semua kebutuhan GMS sama dengan jumlah impor GMS, maka jumlah kebutuhan GMS pada tahun 2021 dapat diprediksi dan diacukan dasar penentuan kapasitas produksi.

$$\begin{aligned}
 F_{\text{kebutuhan pada 2021}} &= F_{\text{kebutuhan pada 2016}} (1 + i)^5 \\
 &= 9.660 (1 + 0,161)^5 \\
 &= 20.355,8 \text{ ton}
 \end{aligned}$$

Dari persamaan tersebut, dapat diestimasi jumlah konsumsi GMS di Indonesia pada tahun 2021 yakni 20.355,8 ton, maka ditetapkan kapasitas produksi GMS sebesar 10.000 ton/tahun atau sebesar 49% dari konsumsi pada tahun 2021.

## II.2 Lokasi Pabrik



**Gambar II. 1** Peta Lokasi Ngoro Industrial Park

Rencana pembangunan pabrik gliserol monostearat yaitu berlokasi di *Ngoro Industrial Park* (NIP), Mojokerto, Jawa Timur dengan pertimbangan sebagai berikut ini:

1. Ketersediaan bahan baku

Bahan baku merupakan faktor utama dalam kelangsungan operasi suatu pabrik. Bahan baku utama gliserol monostearat adalah asam stearat dan gliserol yang diproduksi oleh PT Wilmar yang terletak di Gresik. PT Wilmar dipilih sebagai penyedia bahan baku utama karena PT Wilmar merupakan salah satu industri oleokimia terbesar di Indonesia dengan kapasitas 132.000 MT/tahun. Selain dari oleokimia, bahan baku bisa didapat dari industri biodiesel di Jawa Timur yaitu dengan kapasitas produksi sebesar 1,57 juta ton/tahun dengan produk samping gliserol sebanyak 10% atau sebanyak 157.000 ton/tahun. Selain itu, bahan baku lainnya yakni  $H_3PO_4$  diproduksi oleh PT Petrokimia Gresik. Berdasarkan pertimbangan tersebut dipilih daerah ini karena lokasi dekat dengan bahan baku sehingga dapat mengurangi biaya transportasi.

2. Utilitas

Utilitas suatu pabrik meliputi energi (listrik) dan air sudah tersedia di kawasan industri. Untuk energi (listrik) berasal dari PLTU Paiton, Unit Pembangkit Gresik, Unit Pembangkit Perak Grati Pasuruan

3. Akses transportasi

Mojokerto terletak 53 km dari kota Surabaya sehingga dekat dengan Pelabuhan Tanjung Perak dan Bandara Juanda. Mojokerto dapat diakses lewat tol maupun Jalan Provinsi. Fasilitas transportasi yang ada di daerah ini sudah cukup memadai sehingga pengiriman bahan baku ataupun pemasaran produk dapat berjalan lancar.

4. Tenaga kerja

Mojokerto terletak tidak terlalu jauh dari pusat kota yang memiliki banyak lembaga pendidikan formal maupun

nonformal sehingga memiliki potensi tenaga ahli baik dari segi kualitas maupun kuantitas. Dengan didirikannya pabrik ini akan mengurangi tingkat pengangguran baik dari penduduk sekitar ataupun penduduk urban. Selain itu, tenaga ahli juga dapat diambil dari luar daerah mengingat lokasi pabrik yang tidak jauh dari pusat kota sehingga memudahkan akses. Besaran UMK Jatim 2018 itu tertuang dalam Peraturan Gubernur Jawa Timur Nomor 75 tahun 2018 diketahui UMK Mojokerto di tahun 2018 tercatat sebesar Rp 1.886.387,56 untuk kota Mojokerto dan Rp 3.565.660,82 untuk kabupaten Mojokerto. Tentunya tenaga yang murah dapat menekan nilai *operational expenditure* dari pabrik.

5. Pasar

Pasar untuk Pulau Jawa lebih bervariatif daripada pulau lain di Indonesia karena banyak industri makanan berkapasitas besar didirikan di Pulau Jawa untuk memudahkan distribusi produknya ke masyarakat yang pada dasarnya merupakan pulau dengan populasi terpadat di Indonesia. Salah satu target pasar yakni industri *bakery* dengan kapasitas besar yakni PT Nippon Indosari Corporindo/Sariroti yang terletak di Pasuruan, Jawa Timur.

6. Lingkungan sekitar

Pembangunan pabrik direncanakan di daerah khusus kawasan industri, sehingga tidak ada perizinan rumit yang melibatkan masyarakat sekitar. Selain itu, iklim dan cuaca di daerah ini cukup stabil, tidak tampak adanya potensi bencana alam yang serius.

## **II.3 Kualitas Bahan Baku dan Produk**

Bahan baku yang digunakan dipisahkan menjadi 2 jenis yaitu bahan baku utama dan bahan baku pendukung. Bahan baku utama yang digunakan berupa asam stearat dan gliserol, sedangkan bahan baku pendukung yang digunakan adalah natrium hidroksida ( $\text{NaOH}$ ) sebagai katalis dan asam fosfat ( $\text{H}_3\text{PO}_4$ ) sebagai penetrat. Produk akhir yang akan dihasilkan yakni Gliserol Monostearat (GMS).

### **II.3.1 Asam Stearat**

Asam stearat adalah salah satu asam lemak yang mengandung gugus karboksilat dengan rumus molekul  $\text{C}_{18}\text{H}_{36}\text{O}_2$ . Pada produksi gliserol monostearat (GMS) ini, digunakan asam stearat dari PT Wilmar dengan kandungan asam stearat sebesar 92% berat dan asam palmitat sebesar 8% berat dengan sifat fisika dan kimia sebagai berikut:

**Tabel II. 2 Properties Asam Stearat PT Wilmar**

<b>Properties</b>	<b>Nilai</b>
Bentuk	cair, putih atau kuning pucat
Berat molekul (g/mol)	284,47
Titik lebur (°C)	69
Titik didih (°C)	375,2
Densitas (g/cm <sup>3</sup> )	0,847 (pada 70 °C)
Kelarutan	Tidak larut dalam air, larut dalam ethanol, hexane dan eter

### **II.3.2 Gliserol**

Gliserol adalah trihidroksi alkohol yang terdiri dari tiga atom karbon dengan rumus molekul  $\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3$ . Gliserol cenderung tidak mudah teroksidasi pada kondisi penyimpanan biasa, namun dapat terdekomposisi saat terjadi pemanasan. Pada produksi gliserol monostearat (GMS) ini, digunakan gliserol dari PT Wilmar

dengan kandungan gliserol sebesar 99,7% berat dan air sebesar 0,3% berat dengan sifat fisika dan kimia sebagai berikut:

**Tabel II. 3 Properties Gliserol PT Wilmar**

<i>Properties</i>	<i>Nilai</i>
Bentuk	cair, tidak berwarna
Berat molekul (g/mol)	92,094
Titik lebur (°C)	18,17
Titik didih (°C)	288
Viskositas (cp)	55,5 (pada 20 °C)
Densitas (g/cm <sup>3</sup> )	1,262 (pada 25 °C)
Kelarutan	sangat larut dalam air

### II.3.3 Natrium Hidroksida (NaOH)

Dalam produksi gliserol monostearat, NaOH bertindak sebagai katalis untuk mempercepat reaksi esterifikasi. NaOH memiliki kencenderungan untuk menjadi cairan dan bersifat mudah menyerap karbon dioksida dan uap air dari udara. Pada produksi gliserol monostearat (GMS) ini, digunakan NaOH dari PT Asahimas Chemical dengan kadar NaOH sebesar 48% berat dengan sifat fisika dan kimia sebagai berikut:

**Tabel II. 4 Properties NaOH PT Asahimas Chemical**

<i>Properties</i>	<i>Nilai</i>
Bentuk	padat dengan warna putih
Berat molekul (g/mol)	40
Titik lebur (°C)	323
Titik didih (°C)	388
Viskositas (mPa.s)	4.521 (pada 350 °C)
Densitas (g/cm <sup>3</sup> )	1.782 (pada 25 °C)
Kelarutan	mudah larut dalam air dingin

### II.3.4 Asam Fosfat ( $H_3PO_4$ )

Asam fosfat ( $H_3PO_4$ ) digunakan sebagai penetrat dalam produksi gliserol monostearat. Pada suhu rendah, asam fosfat dapat membentuk padatan kristal. Pada konsentrasi tinggi, asam fosfat bersifat sangat korosif. Pada produksi gliserol monostearat (GMS) ini, digunakan  $H_3PO_4$  dari PT Petrokimia Gresik dengan kadar 85% berat dengan sifat fisika dan kimia sebagai berikut:

**Tabel II. 5 Properties  $H_3PO_4$  PT Petrokimia Gresik**

<b>Properties</b>	<b>Nilai</b>
Bentuk	cair, tidak berwarna
Berat molekul (g/mol)	97,994
Titik lebur (°C)	158
Titik didih (°C)	1,880 (25 °C)
Viskositas (mPa.s)	3,86 (pada 20 °C)
Kelarutan	mudah larut dalam air dingin

### II.3.5 Gliserol Monostearat (GMS)

Gliserol monostearat (GMS) adalah *fatty acid ester* dengan rumus molekul  $C_{21}H_{42}O_4$ . Sesuai dengan standar *food grade*, spesifikasi gliserol monostearat (GMS) mengandung minimal 90% monoglycerida (terutama gliserol monostearat dan gliserol monopalmitat). Produk yang akan dihasilkan diharapkan memiliki nilai properties sebagai berikut:

**Tabel II. 6 Properties Gliserol Monostearat**

<b>Properties</b>	<b>Nilai</b>
Bentuk	padatan berwarna putih terang atau kecoklatan
Berat molekul (g/mol)	358,6
Titik didih (°C)	648,9
Densitas (kg/m <sup>3</sup> )	943,3

Kemurnian	Min 90%
<i>Free glycerine</i>	Max 1 %
Kelarutan	tidak larut dalam air, larut dalam ethanol panas, kloroform dan minyak

## BAB III

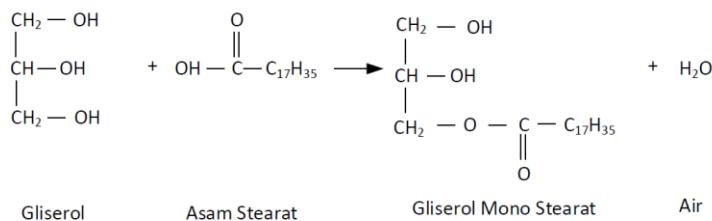
### SELEKSI DAN URAIAN PROSES

#### III.1 Pemilihan Proses

Gliserol Monostearat (GMS) dapat diproduksi melalui dua macam proses, yaitu proses esterifikasi dan transesterifikasi. Dalam pemilihan proses perlu dipertimbangkan beberapa aspek seperti bahan baku, konversi, kondisi operasi, ekonomi dll. Pemilihan proses sangat penting dilakukan untuk memperoleh produk bernilai jual tinggi dengan bahan baku yang murah dan biaya produksi yang rendah.

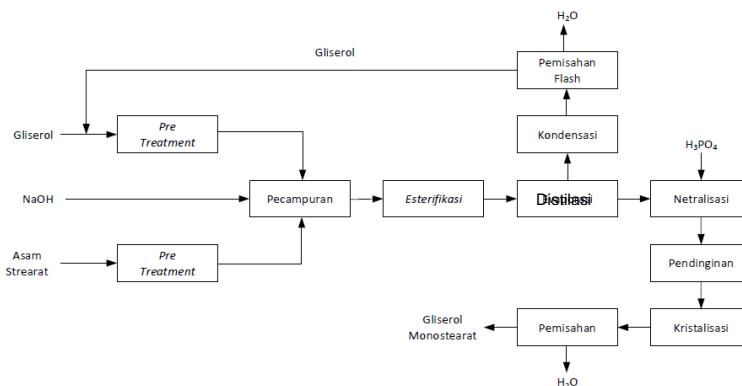
##### III.1.1 Proses Esterifikasi

Pada proses esterifikasi, digunakan bahan baku berupa gliserol dan asam stearat menggunakan katalis asam atau basa. Umumnya digunakan katalis basa seperti natrium, kalium atau kalsium hidroksida. Esterifikasi merupakan reaksi yang terjadi antara asam lemak dengan gugus alkohol yang menghasilkan gugus ester dan air. Berdasarkan stoikiometri reaksi, untuk membentuk 1 mol gliserol monostearat dibutuhkan 1 mol gliserol. Reaksi esterifikasi pembentukan GMS sebagai berikut:



**Gambar III. 1** Reaksi Esterifikasi Pembentukan Gliserol Monostearat

Pada reaksi esterifikasi yang terjadi untuk membentuk GMS, tidak diperlukan pemisahan di awal karena digunakan asam stearat dengan kemurnian tinggi. Namun, dibutuhkan penetrasi katalis menggunakan asam (asam fosfat) di akhir proses.



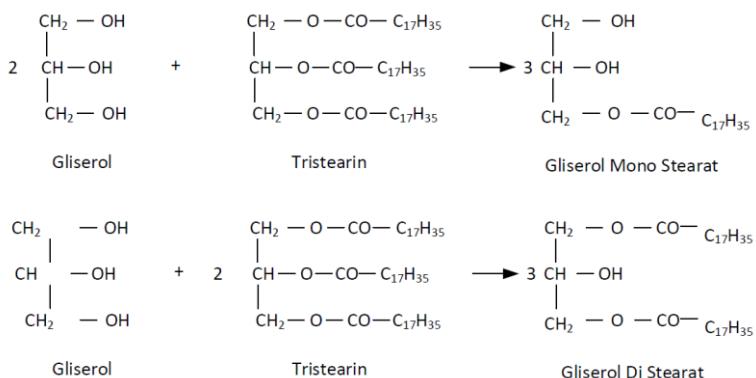
**Gambar III. 2** Blok Diagram Proses Esterifikasi Gliserol Monostearat

Proses esterifikasi dilakukan pada temperatur 240 - 250°C dan tekanan 3,4 atm (Hui, 1996). Konversi yang dapat dicapai dalam reaksi pembentukan gliserol monostearat sebesar 90 – 95%. Produk yang keluar dari tahapan proses esterifikasi diumpulkan ke proses evaporasi untuk menguapkan gliserol yang nantinya akan diumpulkan kembali bersama *fresh* gliserol sebagai *recycle* gliserol. Produk bawah dari tahapan evaporasi berupa campuran produk dan katalis akan di netralkan kemudian. Kemudian dilakukan kristalisasi untuk membentuk produk gliserol monostearat berbentuk padatan atau *powder*.

### III.1.2 Proses Transesterifikasi

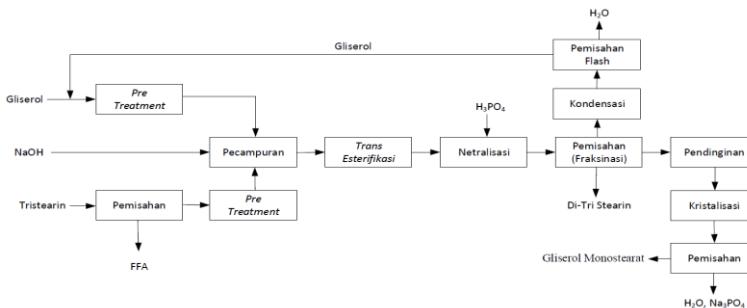
Pada proses trans-esterifikasi (gliserolisis), bahan baku yang digunakan yakni trigliserida berupa tristearat dan gliserol. Proses ini menggunakan katalis basa seperti natrium, kalium dan

kalsium hidroksida. Transesterifikasi merupakan reaksi pembentukan ester dan gliserol dari trigliserin (lemak atau minyak) dengan gugus alkohol. Berdasarkan stoikiometri reaksi, untuk membentuk 3 mol gliserol monostearat hanya dibutuhkan 2 mol gliserol dan 1 mol. Akan tetapi pada reaksi transesterifikasi dapat terbentuk gliserol distearat sehingga mengurangi konversi produk GMS.



**Gambar III. 3 Reaksi Transesterifikasi Pembentukan Gliserol Monostearat**

Sebelum diumpulkan ke dalam reaktor, kandungan asam lemak bebas (FFA) dalam trigliserida perlu dipisahkan terlebih dahulu dan diakhir proses harus dipisahkan antara gliserol monostearat dan gliserol distearat. Semakin tinggi rasio gliserol terhadap trigliserida maka semakin tinggi pula temperatur yang dibutuhkan untuk mencapai reaksi sempurna. Gliserol dapat terkonversi menjadi *acrolein* pada temperatur 255°C dalam suasana asam, namun formasi *acrolein* tidak akan terjadi apabila digunakan katalis basa pada temperatur 260°C (Sonntag, 1982).



**Gambar III. 4 Blok Diagram Proses Transesterifikasi Gliserol Monostearat**

Proses trans-esterifikasi dilakukan pada temperatur 260°C dan tekanan 13,61 atm yang diinjeksikan nitrogen ke dalam reaktor untuk mencegah oksidasi. Konversi yang dapat dicapai dalam reaksi pembentukan gliserol monostearat sebesar 90-92%. Kemudian produk dinetralisasi dan memasuki tahap pemisahan menggunakan distilasi molekuler/fraksionasi untuk memisahkan produk monoglycerida dan diglycerida. Setelah melalui pemisahan ini selanjutnya gliserol monostearat dikristalisasi dan pisahkan dari garam dan air yang masih tersisa

Jika ditinjau dari bahan baku utama yang digunakan, proses transesterifikasi lebih ekonomis daripada proses esterifikasi karena menggunakan triglycerida berupa tristearin sebagai bahan baku utama, akan tetapi konversi produk yang dihasilkan dari proses transesterifikasi tidak dapat sebesar proses esterifikasi. Hal ini dikarenakan proses transesterifikasi menghasilkan produk lain yaitu diglycerida yang masih harus dipisahkan kembali.

### **III.1.3 Seleksi Proses**

Berdasarkan uraian dan data-data yang telah dijelaskan di atas maka didapatkan perbandingan sebagai berikut.

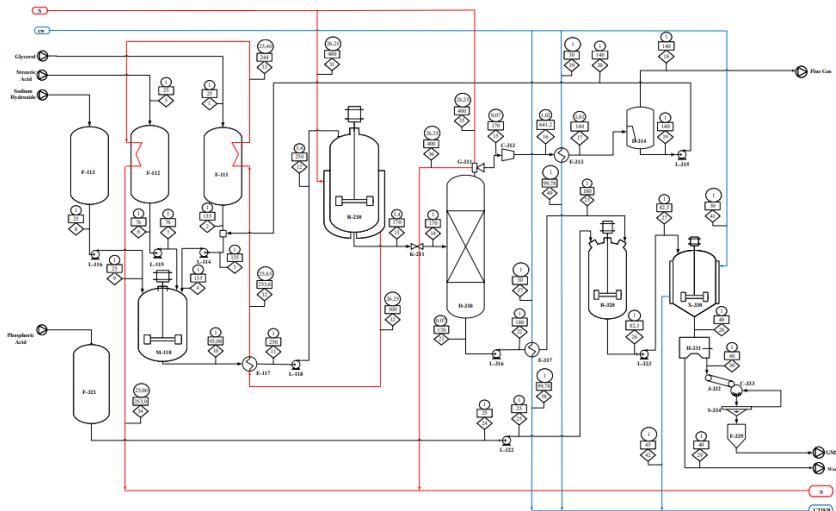
**Tabel III. 1 Perbandingan Macam Proses Produksi Gliserol Monostearat**

No.	Parameter	Macam Proses	
		Esterifikasi	Transesterifikasi
<b>Aspek Teknis</b>			
1.	Konversi (%)	90 – 95	90 – 92
2	Yield (%)	92	65,4
<b>Aspek Operasi</b>			
3.	Temperatur (°C)	240-250	260
4.	Tekanan (atm)	3,4	13,61
<b>Aspek Lingkungan</b>			
5.	Hasil Samping	H <sub>2</sub> O	FFA, H <sub>2</sub> O ; Gliserol Distearat

Pada pendirian pabrik gliserol monostearat, dipilih proses esterifikasi dengan pertimbangan sebagai berikut:

1. Didapatkan konversi dan yield yang tinggi tanpa menggunakan proses lebih lanjut.
2. Rangkaian proses lebih sederhana karena tidak memerlukan separator di awal dan akhir proses.
3. Kondisi operasi lebih sederhana dan hasil samping lebih sedikit sehingga lebih aman dibanding proses yang lain.

### III.2 Uraian Proses Terpilih



**Gambar III. 5 Process Flow Diagram Pembuatan Gliserol Monostearat**

Proses produksi gliserol monostearat dari asam stearat dan gliserol dengan proses esterifikasi terbagi menjadi tiga tahap proses utama, yaitu:

#### 1. Tahap Pre-treatment

Pada tahap ini bahan baku dikondisikan untuk mencapai kondisi operasi sebelum masuk dalam reaktor esterifikasi (R-210). Bahan baku asam stearat, gliserol dan NaOH dicampur dalam perbandingan mol 1:1,06:0,07 dalam mol.

Pada *glycerol storage tank* (F-111), gliserol dipanaskan terlebih dahulu dari  $\pm 25^{\circ}\text{C}$  hingga  $135^{\circ}\text{C}$  untuk menurunkan viskositas gliserol agar mudah dialirkan menuju *mixing point*. Tangki (F-111) dilengkapi dengan *coil* pemanas dengan sumber panas dari *high pressure steam* dimana suhu gliserol dalam tangki diatur oleh *thermostatic control valve*. Kemudian gliserol dari

tangki (F-111) dipompa menuju *mixing point* menggunakan pompa (L-114).

Pada *stearic acid storage tank* (F-112) yang berisi asam stearat di kondisikan pada suhu 76 °C yang dimana tangki dilengkapi *coil* pemanas seperti tangki (F-111) dengan tujuan penggunaan yang sama. Kemudian asam stearat di alirkkan dalam *mixing tank* menggunakan pompa (L-115), sedangkan NaOH langsung di pompa menuju mixing tank menggunakan pompa (L-116) tanpa dipanaskan terlebih dahulu.

Semua bahan baku tercampur dalam *mixing tank* dan masuk ke dalam *preheater* (E-117) untuk dinaikkan temperaturnya hingga 250°C yang bertujuan untuk mengurangi beban energi dalam reaktor (R-210). Campuran bahan baku dengan temperatur 250 °C diumpulkan ke dalam reaktor esterifikasi (R-210) menggunakan pompa (L-118).

## 2. Tahap Esterifikasi

Pada tahap ini, campuran asam stearat, gliserol, dan NaOH dalam reaktor esterifikasi (R-210) akan terjadi reaksi esterifikasi antara asam stearat dan gliserol membentuk gliserol monostearat dengan bantuan katalis NaOH. Selain asam stearat terdapat asam palmitat yang ikut bereaksi dengan gliserol membentuk gliserol monopalmitat. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:

- Pembentukan Gliserol Monopalmitat
$$\text{C}_{16}\text{H}_{32}\text{O}_2 + \text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3 \rightarrow \text{C}_{19}\text{H}_{38}\text{O}_4 + \text{H}_2\text{O}$$
- Pembentukan Gliserol Monostearat
$$\text{C}_{18}\text{H}_{36}\text{O}_2 + \text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3 \rightarrow \text{C}_{21}\text{H}_{42}\text{O}_4 + \text{H}_2\text{O}$$

Reaktor (R-210) dilengkapi dengan *heating jacket* untuk menjaga suhu reaktor pada suhu 250. Reaksi berlangsung selama 4,5 jam. Produk yang keluar dari reaktor esterifikasi (R-210) merupakan campuran dari gliserol monostearat, gliserol monopalmitat, air, NaOH dan asam stearat serta asam palmitat yang tidak bereaksi dengan temperatur 170 °C dan tekanan 3,4 atm. Produk keluaran reaktor esterifikasi (R-210) dialirkkan menuju

tahap selanjutnya melewati *back pressure valve* (K-211) hingga tekananya turun mencapai 1 atm.

### 3. Tahap Pemurnian

Produk keluaran reaktor esterifikasi (R-210) diumpulkan ke dalam *flash distillation* (D-310) yang dioperasikan pada suhu 170 °C dan tekanan vakum 0,07 atm menggunakan *steam ejector* (G-311) untuk memisahkan air dari hasil reaksi dan sebagian gliserol yang tidak bereaksi. Uap yang keluar dari *flash distillation* (D-310) dinaikan tekanannya hingga 1 atm menggunakan kompresor (C-312), uap akan masuk ke kondenser (E-313) untuk mengubah sebagian fasa uap menjadi cair. Aliran uap-cair ini akan masuk *flash drum* (D-314) untuk dipisahkan antara uap air dan gliserol sehingga gliserol dapat dialirkan kembali ke *glycerol storage tank* (F-111), gliserol dialirkan menggunakan pompa (L-315) sedangkan uap air dibuang ke atmosfer. Campuran yang tidak teruapkan dalam *flash distillation* (D-310) masuk ke dalam *flash distillation cooler* (E-317) menggunakan pompa (L-316) untuk diturunkan suhunya hingga 100 °C sebelum masuk ke *neutralizer* (R-320).

Pada *neutralizer* (R-320) kandungan NaOH dalam campuran akan dinetralkan menggunakan asam fosfat sehingga membentuk garam Na<sub>3</sub>PO<sub>4</sub>, penambahan asam fosfat terhadap NaOH yakni dengan perbandigan 1:3 dalam mol. Produk hasil neutralisasi diumpulkan ke dalam *crystallizer* (X-330), yang bertujuan membentuk padatan berupa kristal gliserol monostearat dan gliserol monopalmitat. Kristalisasi dilakukan dengan cara menurunkan temperatur hingga 40°C. Produk yang keluar dari *crystallizer* (X-330) berupa campuran kristal, garam Na<sub>3</sub>PO<sub>4</sub> dan liquor (air) diumpulkan ke dalam *centrifuge* (H-331) untuk dipisahkan antara filtrat dan presipitat. Kristal gliserol monostearat hasil pemisahan dalam *centrifuge* (H-331) disalurkan menggunakan konveyor (J-332) dan diseragamkan ukurannya menggunakan *ball mill* (C-333) kemudian diseleksi ukutannya hingga mencapai 60 mesh menggunakan screener (S-334). Produk

yang telah sesuai ukurannya masuk ke GMS *bin* (F-335) untuk ditampung sebelum dikemas.

*Halaman ini sengaja dikosongkan*

## BAB IV

### NERACA MASSA DAN ENERGI

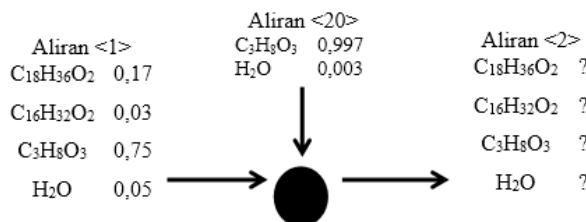
#### IV.1 Neraca Massa

Kapasitas	:	10.000 ton/tahun gliserol monostearat
	:	1.399,42 kg /jam gliserol monostearat
Operasi	:	300 hari/tahun ; 24 jam/hari
Satuan massa	:	kg
Basis perhitungan	:	1 jam operasi

Perhitungan neraca massa menggunakan neraca massa total dan neraca massa komponen dilakukan menggunakan *software* Aspen Hysys 8.8. Untuk neraca massa total, berdasarkan hukum kekekalan massa, berlaku persamaan:

$$\begin{array}{lllll}
 \text{Akumulasi} & \text{Massa} & \text{Massa} & \text{Generasi} & \text{Konsumsi} \\
 \text{massa} & \text{total} & \text{total} & \text{massa} & \text{massa} \\
 \text{total} & = & \text{masuk} & - & \text{keluar} \\
 & & \text{dalam} & & \text{dari} \\
 & & \text{sistem} & & \text{sistem} \\
 & & & + & + \\
 & & & \text{total} & \text{total} \\
 & & & \text{dalam} & \text{dalam} \\
 & & & \text{sistem} & \text{sistem}
 \end{array}$$

#### IV.1.1 Mixing Point 1

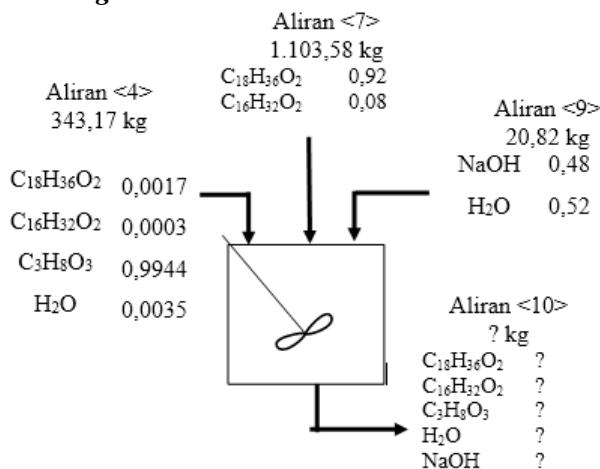


**Gambar IV. 1 Mixing Point 1**

**Tabel IV. 1** Neraca Massa *Mixing Point 1*

Komponen	Masuk (kg)				Keluar (kg)	
	<2>		<20>		<3>	
	X <sub>2</sub>	M <sub>2</sub>	X <sub>20</sub>	M <sub>20</sub>	X <sub>3</sub>	M <sub>3</sub>
C <sub>18</sub> H <sub>36</sub> O <sub>2</sub>	0	0	0,300	0,60	0,0017	0,60
C <sub>16</sub> H <sub>32</sub> O <sub>2</sub>	0	0	0,057	0,11	0,0003	0,11
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>	0,997	338,53	0,595	2,70	0,9944	341,23
H <sub>2</sub> O	0,003	1,02	0,044	0,20	0,0035	1,22
<b>Total</b>	<b>1</b>	<b>339,56</b>	<b>1</b>	<b>3,61</b>	<b>1</b>	<b>343,17</b>
		<b>343,17</b>				<b>343,17</b>

#### IV.1.2 Mixing Tank

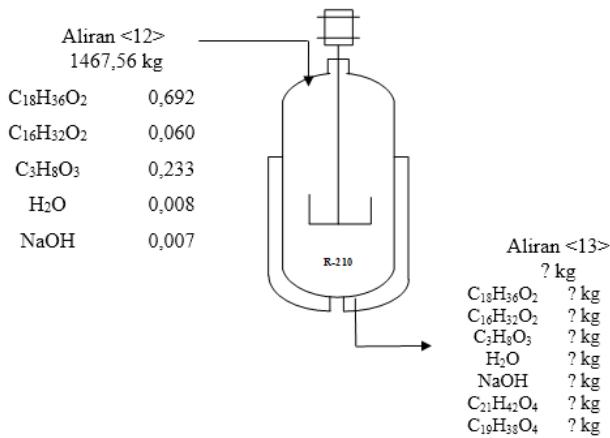


**Gambar IV. 2** Mixing Tank

**Tabel IV. 2** Neraca Massa *Mixing Tank*

Komponen	Masuk (kg)						Keluar (kg)	
	<4>		<7>		<9>		<10>	
	X <sub>4</sub>	M <sub>4</sub>	X <sub>7</sub>	M <sub>7</sub>	X <sub>9</sub>	M <sub>9</sub>	X <sub>10</sub>	M <sub>10</sub>
C <sub>18</sub> H <sub>36</sub> O <sub>2</sub>	0,002	0,60	0,92	1015,29	0,00	0	0,692	1015,89
C <sub>16</sub> H <sub>32</sub> O <sub>2</sub>	0,000	0,11	0,08	88,29	0,00	0	0,060	88,39
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>	0,994	341,23	0	0	0,00	0	0,233	341,23
H <sub>2</sub> O	0,004	1,22	0	0	0,52	10,82	0,008	12,04
NaOH	0	0	0	0	0,48	9,99	0,007	9,99
Total	1	343,17	1	1103,58	1	20,82	1	1467,56
		1467,56						1467,56

#### IV.1.3 Esterification Reactor (R-210)

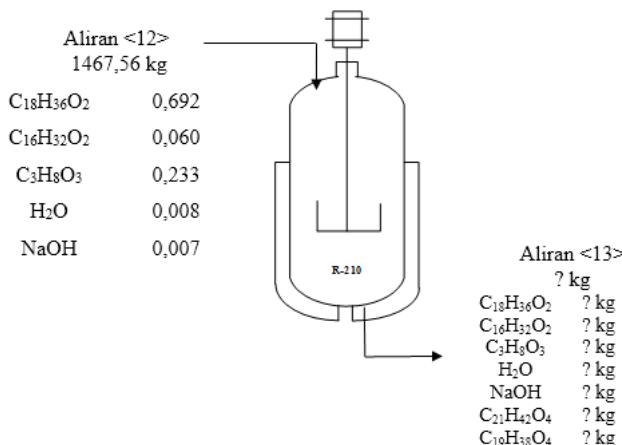


**Gambar IV. 3** Esterification Reactor (R-210)

**Tabel IV. 3** Neraca Massa *Esterification Reactor* (R-210)

Komponen	BM	Masuk (kg)		Keluar (kg)	
		<12>		<13>	
		X <sub>12</sub>	M <sub>12</sub>	X <sub>13</sub>	M <sub>13</sub>
C <sub>18</sub> H <sub>36</sub> O <sub>2</sub>	284,5	0,692	1015,89	0,046	66,95
C <sub>16</sub> H <sub>32</sub> O <sub>2</sub>	256,4	0,060	88,39	0,003	5,13
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>	92,1	0,233	341,23	0,003	4,13
H <sub>2</sub> O	18,0	0,008	12,04	0,053	77,86
NaOH	40,0	0,007	9,99	0,007	9,99
C <sub>21</sub> H <sub>42</sub> O <sub>4</sub>	358,6	0	0	0,815	1196,18
C <sub>19</sub> H <sub>38</sub> O <sub>4</sub>	330,5	0	0	0,073	107,31
<b>Total</b>		<b>1</b>	<b>1467,56</b>	<b>1</b>	<b>1467,56</b>

#### IV.1.4 Flash Column (D-310)

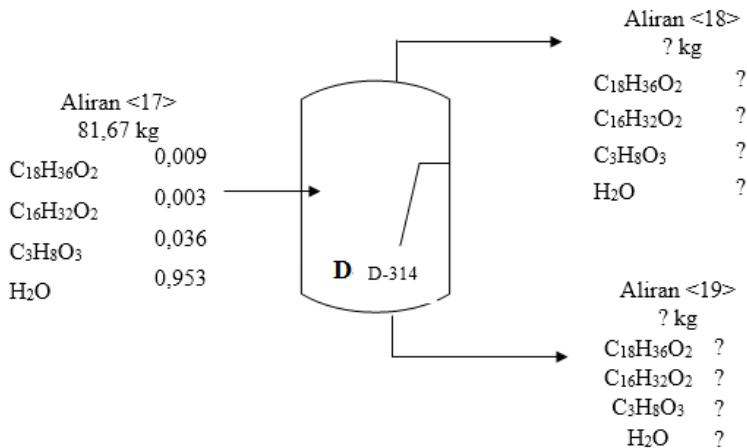


**Gambar IV. 4** Flash Column (D-310)

**Tabel IV. 4 Neraca Flash Column (D-310)**

Kompo-nen	Masuk (kg)		Keluar (kg)			
	<14>		<15>		<21>	
	X <sub>14</sub>	M <sub>14</sub>	X <sub>15</sub>	M <sub>15</sub>	X <sub>21</sub>	M <sub>21</sub>
C <sub>18</sub> H <sub>36</sub> O <sub>2</sub>	0,046	66,95	0,009	0,70	0,048	66,25
C <sub>16</sub> H <sub>32</sub> O <sub>2</sub>	0,003	5,13	0,003	0,21	0,004	4,92
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>	0,003	4,13	0,036	2,92	0,001	1,21
H <sub>2</sub> O	0,053	77,86	0,953	77,83	0,000	0,03
NaOH	0,007	9,99	0	0	0,007	9,99
C <sub>21</sub> H <sub>42</sub> O <sub>4</sub>	0,815	1196,18	0	0	0,863	1196,17
C <sub>19</sub> H <sub>38</sub> O <sub>4</sub>	0,073	107,31	0	0	0,077	107,31
<b>Total</b>	<b>1</b>	<b>1467,56</b>	<b>1,0000</b>	<b>81,67</b>	<b>1</b>	<b>1385,88</b>
		<b>1467,56</b>				<b>1467,56</b>

#### IV.1.5 Flash Tank (D-314)

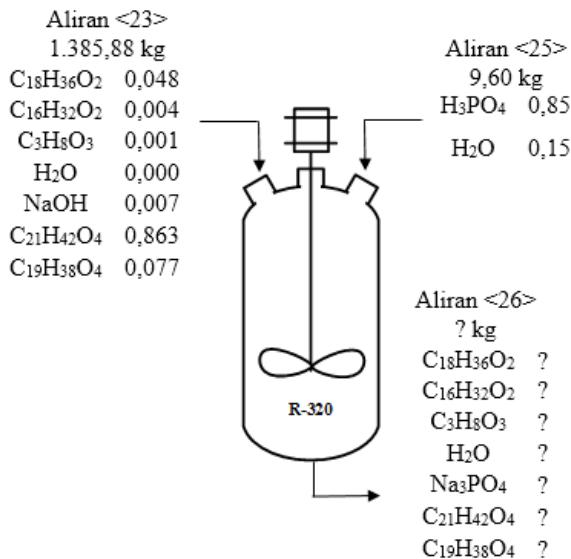


**Gambar IV. 5 Flash Tank (D-314)**

**Tabel IV. 5** Neraca Massa Flash Tank (D-314)

Komponen	Masuk (kg)		Keluar (kg)			
	<17>		<18>		<19>	
	X <sub>17</sub>	M <sub>17</sub>	X <sub>18</sub>	M <sub>18</sub>	X <sub>19</sub>	M <sub>19</sub>
C <sub>18</sub> H <sub>36</sub> O <sub>2</sub>	0,009	0,70	0,00007	0,10	0,166	0,60
C <sub>16</sub> H <sub>32</sub> O <sub>2</sub>	0,003	0,21	0,00002	0,11	0,029	0,11
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>	0,036	2,92	0,00057	0,22	0,748	2,70
H <sub>2</sub> O	0,953	77,83	0,99934	77,64	0,054	0,20
<b>Total</b>	<b>1</b>	<b>81,67</b>	<b>1</b>	<b>78,06</b>	<b>1</b>	<b>3,61</b>
	<b>81,67</b>				<b>81,67</b>	

#### IV.1.6 Neutralizer (R-320)

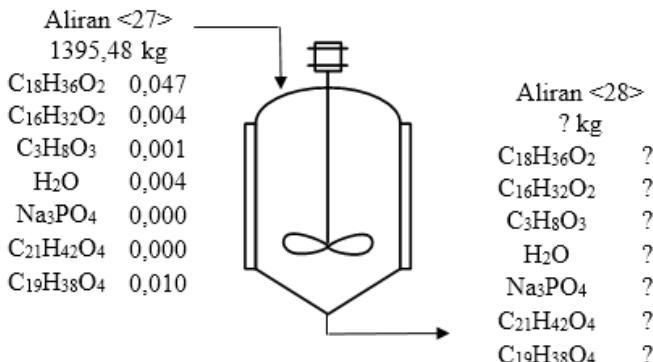


**Gambar IV. 6** Neutralizer (R-320)

**Tabel IV. 6** Neraca Massa *Neutralizer* (R-320)

Komponen	BM	Masuk (kg)				Keluar (kg)	
		<23>		<25>		<26>	
		X <sub>23</sub>	M <sub>23</sub>	X <sub>25</sub>	M <sub>25</sub>	X <sub>26</sub>	M <sub>26</sub>
C <sub>18</sub> H <sub>36</sub> O <sub>2</sub>	284,48	0,048	66,25	0	0	0,047	66,25
C <sub>16</sub> H <sub>32</sub> O <sub>2</sub>	256,43	0,004	4,92	0	0	0,004	4,92
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>	92,10	0,001	1,21	0	0	0,001	1,21
H <sub>2</sub> O	18,00	0,000	0,03	0,15	1,44	0,004	5,97
NaOH	40,00	0,007	9,99	0	0	0,000	0
H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	97,99	0,000	0	0,85	8,16	0,000	0
Na <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	163,94	0,000	0	0	0	0,010	13,65
C <sub>21</sub> H <sub>42</sub> O <sub>4</sub>	358,60	0,863	1196,17	0	0	0,857	1196,17
C <sub>19</sub> H <sub>38</sub> O <sub>4</sub>	330,50	0,077	107,31	0	0	0,077	107,31
Total		1,00	1385,88	1,00	9,60	1,00	1395,48
		1395,48				1395,48	

#### IV.1.7 Crystallizer (X-330)

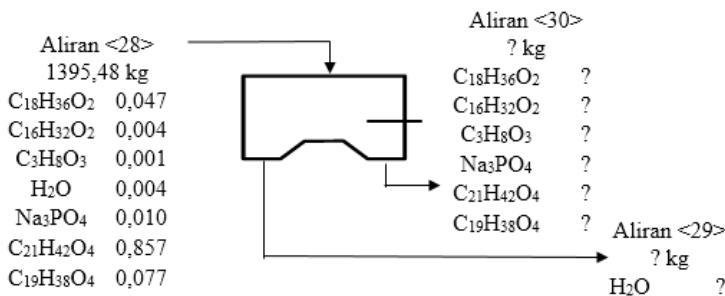


Gambar IV. 7 Crystallizer (X-330)

Tabel IV. 7 Neraca Massa Crystallizer (X-330)

Komponen	Masuk (kg)		Keluar (kg)			
	<27>		<28> liquor		<28> kristal	
	X <sub>27</sub>	M <sub>27</sub>	X <sub>28</sub>	M <sub>28</sub>	X <sub>28</sub>	M <sub>28</sub>
$C_{18}H_{36}O_2$	0,047	66,25	0	0	0,047	66,25
$C_{16}H_{32}O_2$	0,004	4,92	0	0	0,004	4,92
$C_3H_8O_3$	0,001	1,21	0	0	0,001	1,21
$H_2O$	0,004	5,97	1	5,8	0	0
$Na_3PO_4$	0,010	13,65	0	0	0,010	13,65
$C_{21}H_{42}O_4$	0,857	1196,17	0	0	0,861	1196,17
$C_{19}H_{38}O_4$	0,077	107,31	0	0	0,077	107,31
<b>Total</b>	<b>1,00</b>	<b>1395,48</b>	<b>1</b>	<b>5,97</b>	<b>1</b>	<b>1389,51</b>
	<b>1395,48</b>		<b>1395,48</b>			

#### IV.1.8 Centrifuge (H-331)

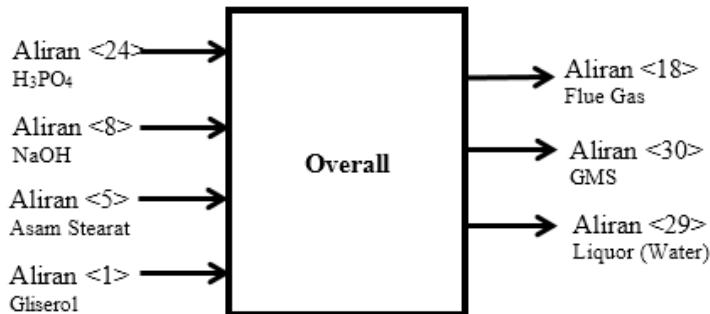


Gambar IV. 8 Centrifuge (H-231)

Tabel IV. 8 Neraca Massa Centrifuge (H-231)

Komponen	Masuk (kg)		Keluar (kg)			
	<28>		<29> liquor		<30> kristal	
	X <sub>28</sub>	M <sub>28</sub>	X <sub>29</sub>	M <sub>29</sub>	X <sub>30</sub>	M <sub>30</sub>
C <sub>18</sub> H <sub>36</sub> O <sub>2</sub>	0,047	66,25	0	0	0,047	66,25
C <sub>16</sub> H <sub>32</sub> O <sub>2</sub>	0,004	4,92	0	0	0,004	4,92
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>	0,001	1,21	0	0	0,001	1,21
H <sub>2</sub> O	0,004	5,97	1	5,8	0	0
Na <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	0,010	13,65	0	0	0,010	13,65
C <sub>21</sub> H <sub>42</sub> O <sub>4</sub>	0,857	1196,17	0	0	0,861	1196,17
C <sub>19</sub> H <sub>38</sub> O <sub>4</sub>	0,077	107,31	0	0	0,077	107,31
Total	<b>1,00</b>	<b>1395,48</b>	<b>1</b>	<b>5,97</b>	<b>1</b>	<b>1389,51</b>
	<b>1395,48</b>		<b>1395,48</b>			

#### IV.1.9 Overall



**Gambar IV. 9 Overall Mass Balance**

**Tabel IV. 9** Neraca Massa Overall

Masuk		Keluar	
Komponen	Massa	Komponen	Massa
<u>&lt;1&gt; Gliserol</u>	339,56	<u>&lt;20&gt; Kristal GMS</u>	1.389,51
<u>&lt;5&gt; Asam Stearat</u>	1.103,58	<u>&lt;13&gt; Liquor</u>	5,97
<u>&lt;8&gt; NaOH</u>	20,82	<u>&lt;30&gt; Aliran Atas</u> <u>Flash Tank</u>	78,06
<u>&lt;24&gt; H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub></u>	9,60		
<b>1473,55 kg</b>		<b>1473,55 kg</b>	

## IV.2. Neraca Energi

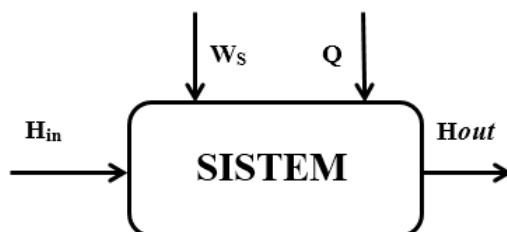
Perhitungan neraca energi menggunakan software Aspen HYSYS V8.8. Dari perhitungan neraca energi dapat ditentukan kebutuhan energi untuk proses, utilitas dan kebutuhan energi lainnya yang terkait dalam proses. Perhitungan pada neraca energi ini berlaku hukum kekekalan energi, menurut Himmelblau (1989) bunyi dari hukum kekekalan energi adalah sebagai berikut:

$$\text{Akumulasi} = \text{Input} - \text{Output} + \text{Generasi} - \text{Konsumsi}$$

$$H_{in} + \frac{1}{2}V_{in}^2 + g.z_{in} + Q = H_{out} + \frac{1}{2}V_{out}^2 + g.z_{out} + W$$

Asumsi yang digunakan pada perhitungan ini adalah sebagai berikut:

- Tidak ada akumulasi energi pada sistem
- Neraca energi dihitung per kapasitas alat
- Perubahan energi kinetik diabaikan
- Perubahan energi potensial diabaikan



Gambar IV. 10 Penggambaran Sistem Peninjauan Neraca Energi

Sehingga persamaan umum *energy balance* menjadi:

$$H_{in} = H_{out} + Q + W_s$$

Dalam Perhitungan neraca energi ini yang digunakan sebagai dasar perhitungan adalah:

- Basis yang dipergunakan dalam perhitungan adalah 1 jam operasi

- Kondisi referensi:  $T = 25^\circ\text{C}$   
 $P = 0 \text{ atm}$   
 $R = 8,314 \text{ kJ/kmol.K}$

Dasar perhitungan entalpi pada software ASPEN HYSYS V.8.8 adalah penjumlahan dari:

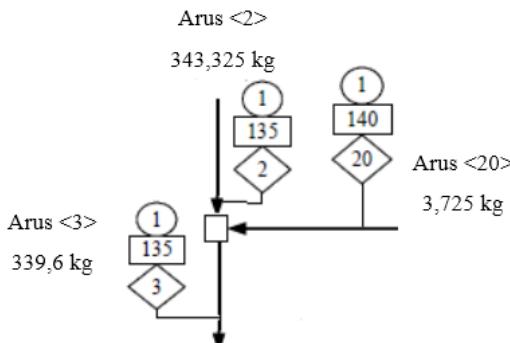
1. Perubahan entalpi akibat reaksi unsur kimia pada 298,15 K dan 1 atm pada kondisi reference nya (*vapor*, *liquid*, atau *solid*) untuk membentuk senyawa pada 298,15 K dan 1 atm. Nilai ini disebut juga entalpi pembentukan.
2. Perubahan entalpi senyawa dari temperatur *reference* menuju temperatur sistem pada kondisi gas ideal. Nilai ini dihitung dengan:

$$\int_{T_0}^T C_p^0 dT$$

3. Perubahan entalpi senyawa dari tekanan *reference* menuju tekanan sistem. Nilai ini disebut entalpi *departure*. Metode perhitungan entalpi *departure* bergantung kepada model thermodinamika yang digunakan (*Fluid Package*)

Dari perhitungan pada Appendiks B, diperoleh *Energy Balance* pada masing-masing alat proses sehingga dapat dibuat tabel sebagai berikut:

#### IV.2.1. Mixing Point 1



Gambar IV. 11 Mixing Point 1

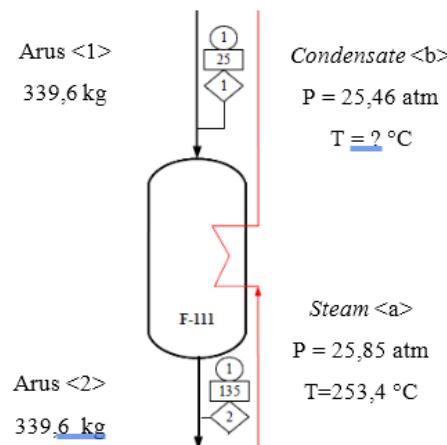
**Tabel IV. 10** Kondisi Operasi dan Properti *Mixing Point 1*

Parameter	Masuk		Keluar
	<1>	<20>	<3>
Massa (kg)	339,6	3,725	343,325
T (°C)	135	140	135
P (atm)	1	1	1
H (kJ)	-2758631	-21479	-2554732 kJ

**Tabel IV. 11** Neraca Energi *Mixing Point 1*

Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H <sub>2</sub>	-2531909 kJ	H <sub>3</sub>	-2554732 kJ
H <sub>20</sub>	-22822 kJ		
<b>Total</b>	<b>- 2554732 kJ</b>	<b>Total</b>	<b>-2554732 kJ</b>

#### IV.2.2 Glycerol Tank (F-111)

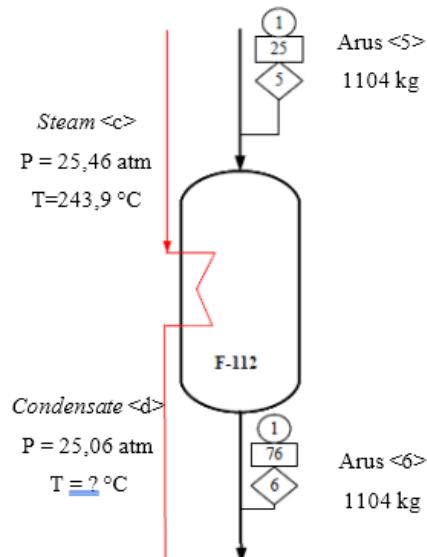
**Gambar IV. 12** Glycerol Tank**Tabel IV. 12** Kondisi Operasi Glycerol Tank

Parameter	Aliran Masuk		Aliran Keluar	
	<1>	<a>	<2>	<b>
Massa (kg)	339,6	6983	339,6	6983
Tekanan (atm)	1	25,85	1	25,46
Suhu (°C)	25	253,4	135	244

**Tabel IV. 13 Neraca Energi Glycerol Tank**

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
$H_{<1>}$	-2668174 kJ	$H_{<2>}$	-2531909 kJ
$Q$ sistem	-136264 kJ		
<b>Total</b>	<b>-2531909 kJ</b>	<b>Total</b>	<b>-2531909 kJ</b>

#### IV.2.3 Stearic Acid Tank (F-112)



**Gambar IV. 13 Stearic Acid Tank**

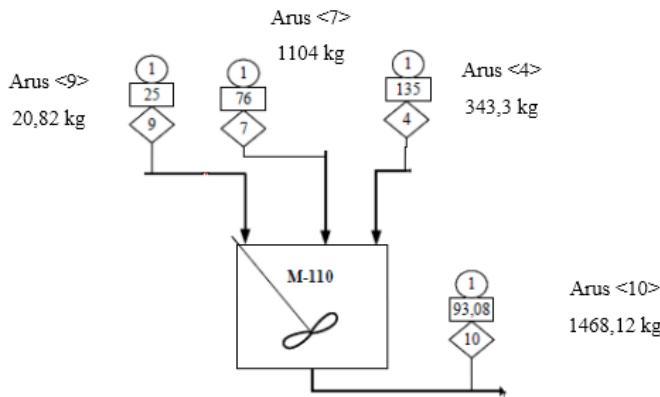
**Tabel IV. 14** Kondisi Operasi Stearic Acid Tank

Parameter	Aliran Masuk		Aliran Keluar	
	<5>	<c>	<6>	<d>
Massa (kg)	1104	6983	1104	6983
Tekanan (atm)	1	25,46	1	25,06
Suhu (°C)	25	243,9	76	253,9

**Tabel IV. 15** Neraca Energi Stearic Acid Tank

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
H <sub>&lt;5&gt;</sub>	-3480935 kJ	H <sub>&lt;6&gt;</sub>	-3363439 kJ
Q sistem	117496,7 kJ		
<b>Total</b>	<b>-3363439 kJ</b>	<b>Total</b>	<b>-3363439 kJ</b>

#### IV.2.4 Mixing Tank (M-110)



**Gambar IV. 14** Mixing Tank

**Tabel IV. 16** Kondisi Operasi dan Properti Mixing Tank

Parameter	Masuk		Keluar
	<4>	<7>	<10>
Massa (kg)	343,3	1104	20,82
			1468,12

T (°C)	135	76	25	93,08
P (atm)	1	1	1	1
H (kJ)	-2554732	-3363439	-216972	-6135143 kJ.

**Tabel IV. 17** Neraca Energi Mixing Tank

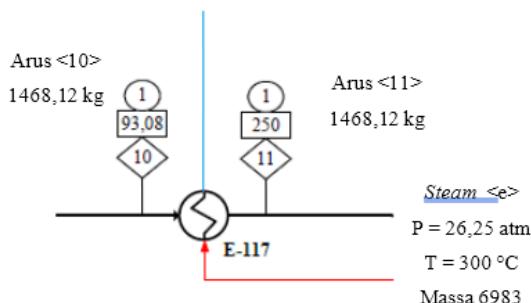
Masuk (kJ)	Keluar (kJ)	
H <sub>4</sub>	-2554732	H <sub>10</sub>
H <sub>7</sub>	-3363439	
H <sub>9</sub>	-216972	
<b>Total</b>	<b>-6135143</b>	<b>Total</b>
		<b>-6135143</b>

#### IV.2.5 Heat Exchanger (E-117)

Condensate <1>

P = 25,85 atm

T = ? °C



**Gambar IV. 15** Heat Exchanger

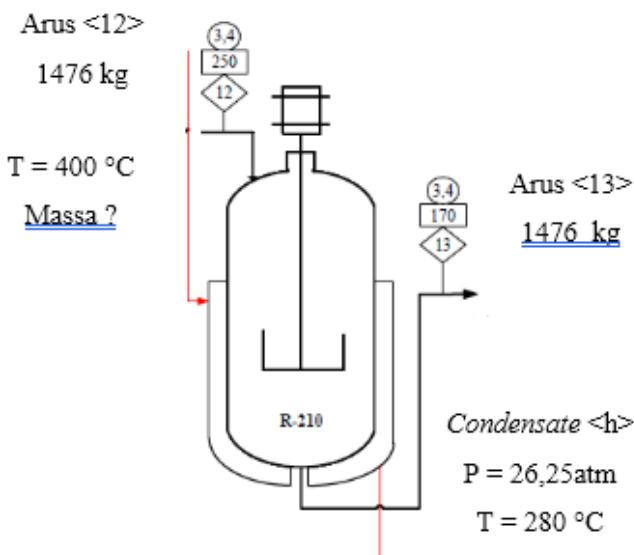
**Tabel IV. 18** Kondisi Operasi Heat Exchanger

Parameter	Aliran Masuk		Aliran Keluar	
	<10>	<e>	<11>	<f>
Massa (kg)	1476	6983	1476	6983
Tekanan (atm)	1	26,25	1	25,85
Suhu (°C)	93,08	300	250	253,6

**Tabel IV. 19** Neraca Energi *Heat Exchanger*

<b>Aliran Masuk</b>		<b>Aliran Keluar</b>	
$H_{<10>}$	-6135143 kJ	$H_{<11>}$	-5429093 kJ
Q system	706049 kJ		
<b>Total</b>	<b>-5429093 kJ</b>	<b>Total</b>	<b>-5429093 kJ</b>

#### IV.2.6 Reaktor Esterifikasi (R-210)



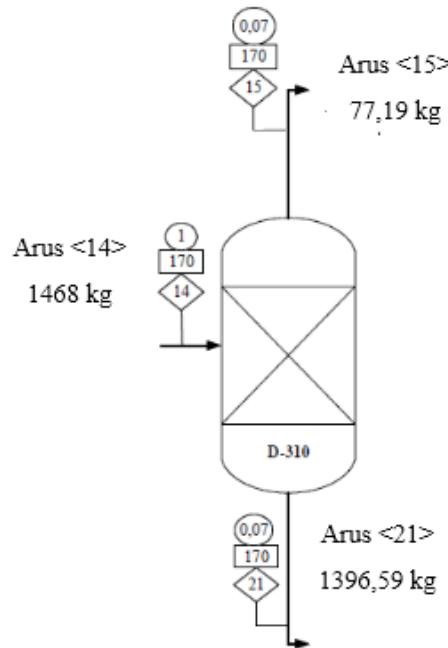
**Gambar IV. 16** Reaktor Esterifikasi

**Tabel IV. 20** Kondisi Operasi Reaktor Esterifikasi

<b>Parameter</b>	<b>Aliran Masuk</b>		<b>Aliran Keluar</b>	
	$<12>$	$<\text{g}>$	$<13>$	$<\text{h}>$
Massa (kg)	1476	6983	1476	6983
Tekanan (atm)	3,4	26,25	3,4	26,25
Suhu ( $^{\circ}\text{C}$ )	250	400	170	300

**Tabel IV. 21** Neraca Energi Reaktor Esterifikasi

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
$H_{<12>}$	-5429093 kJ	$H_{<13>}$	-3725953 kJ
Q sistem	1703140 kJ		
Total	-3725953 kJ	Total	-3725953 kJ

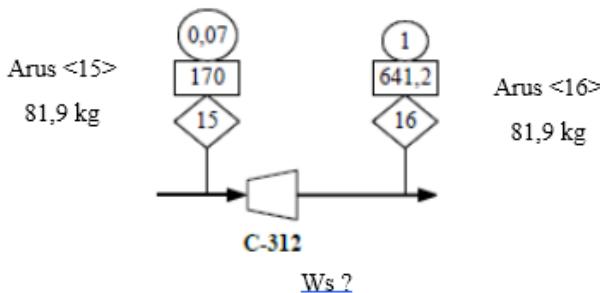
**IV.2.7 Flash Distillation (D-310)****Gambar IV. 17** Flash Distillation**Tabel IV. 22** Kondisi Operasi Flash Distillation

Parameter	Aliran Masuk	Aliran Keluar	
	<14>	<15>	<21>
Massa (kg)	1468	82	1386
Tekanan (atm)	1	0,07	0,07
Suhu (°C)	179,8	170	170

**Tabel IV. 23** Neraca Energi *Flash Distillation*

<b>Aliran Masuk</b>		<b>Aliran Keluar</b>	
$H_{<14>}$	-3725953 kJ	$H_{<15>}$	-1041575 kJ
		$H_{<21>}$	-2681941 kJ
<b>Total</b>	<b>-3725953 kJ</b>	<b>Total</b>	<b>-3725953 kJ</b>

#### IV.2.8 Kompresor (C-312)



**Gambar IV. 18** Kompresor (C-312)

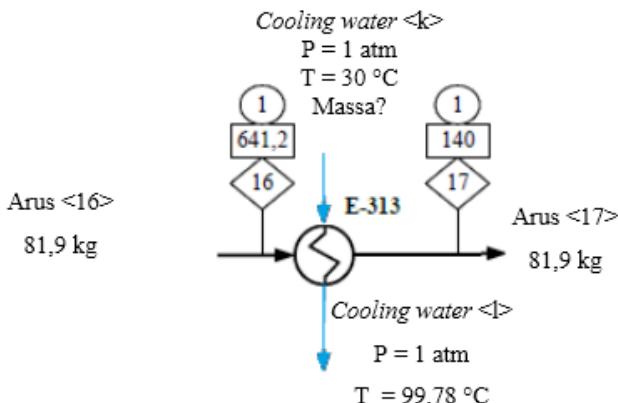
**Tabel IV. 24** Kondisi Operasi Kompresor

<b>Parameter</b>	<b>Aliran Masuk</b>		<b>Aliran Keluar</b>	
	<15>		<16>	
Massa (kg)	81,9		81,9	
Tekanan (atm)	0,07		1	
Suhu (°C)	170		641,2	

**Tabel IV. 25** Neraca Energi Kompresor

<b>Aliran Masuk</b>		<b>Aliran Keluar</b>	
$H_{<15>}$	-1041575 kJ	$H_{<16>}$	-962465,1 kJ
Ws	79110 kJ		
<b>Total</b>	<b>-962465,1 kJ</b>	<b>Total</b>	<b>-962465,1 kJ</b>

#### IV.2.9 Kondensor (E-313)



Gambar IV. 19 Kondensor (E-313)

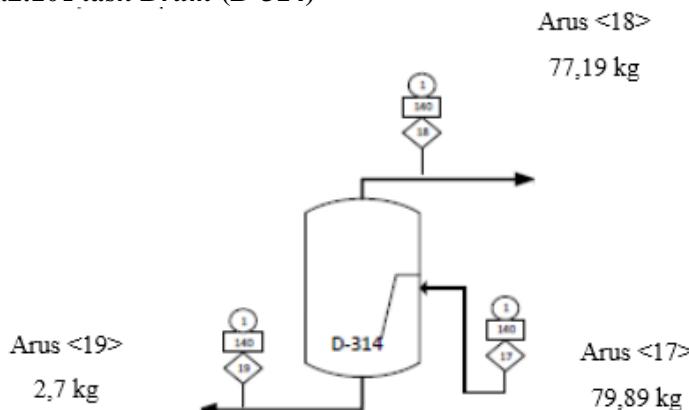
Tabel IV. 26 Kondisi Operasi Kondenser

Parameter	Aliran Masuk		Aliran Keluar	
	<16>	<k>	<17>	<l>
Massa (kg)	81,9	35	81,9	35
Tekanan (atm)	1	1	1	1
Suhu (°C)	641,2	30	140	99,78

Tabel IV. 27 Neraca Energi Kondensor

Aliran Masuk	Aliran Keluar
H <sub>&lt;16&gt;</sub> - 962465,1 kJ	H <sub>&lt;17&gt;</sub> - 1051627 kJ
Q system -89161,66 kJ	
<b>Total</b> - 1051627 kJ	<b>Total</b> - 1051627 kJ

#### IV.2.10 Flash Drum (D-314)



Gambar IV. 20 Flash Drum (D-314)

Tabel IV. 28 Kondisi Operasi Flash Drum

Parameter	Aliran Masuk	Aliran Keluar	
	<17>	<18>	<19>
Massa (kg)	81,9	78,18	3,72
Tekanan (atm)	1	1	1
Suhu (°C)	140	140	140

Tabel IV. 29 Neraca Energi Flash Drum

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
H<17>	-1051627 kJ	H<18>	-1028804 kJ
		H<19>	-22822 kJ
Total	<b>-1051627 kJ</b>	Total	<b>-1051627 kJ</b>

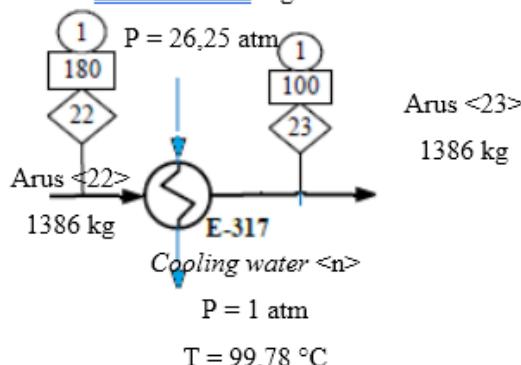
#### IV.2.11 Flash Distillation Cooler (E-317)

*Cooling water <m>*

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

$$T = 30^\circ\text{C}$$

Massa ?Steam <g>



Gambar IV. 21 Flash Distillation Cooler (E-317)

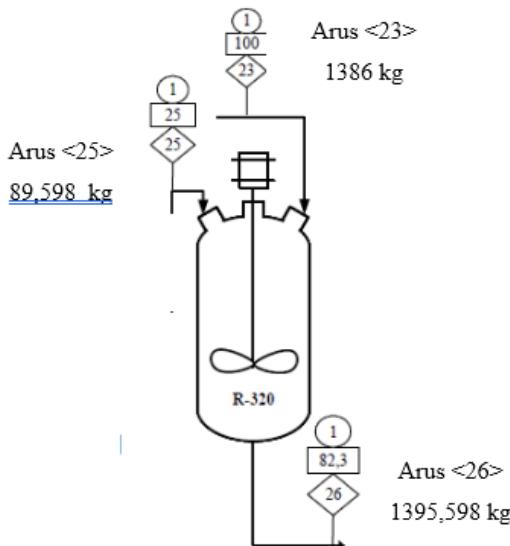
Tabel IV. 30 Kondisi Operasi Cooler

Parameter	Aliran Masuk		Aliran Keluar	
	<22>	<m>	<23>	<n>
Massa (kg)	1386	92,43	1386	92,43
Tekanan (atm)	1	1	1	1
Suhu (°C)	180	30	100	99,78

Tabel IV. 31 Neraca Energi Cooler

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
H<22>	-2681747 kJ	H<23>	-2917149 kJ
Q system	- 235402 kJ		
<b>Total</b>	<b>-2917149 kJ</b>	<b>Total</b>	<b>-2917149 kJ</b>

#### IV.2.12 Neutralizer Tank (R-320)



Gambar IV. 22 Neutralizer Tank (R-320)

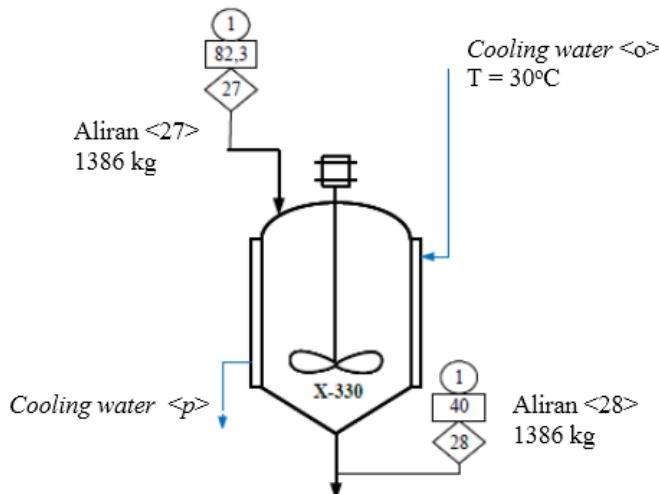
Tabel IV. 32 Kondisi Operasi Neutralizer Tank

Parameter	Aliran Masuk		Aliran Keluar
	<23>	<25>	<26>
Massa (kg)	1386	9,598	1395,598
Tekanan (atm)	1	1	1
Suhu (°C)	25	100	81,13

Tabel IV. 33 Neraca Energi Neutralizer Tank

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
H<sub><23></sub>	-2681747 kJ	H<sub><26></sub>	-2958270 kJ
H<sub><25></sub>	-41121,2 kJ		
Q system	- 235402,58 kJ		
<b>Total</b>	<b>-2958270 kJ</b>	<b>Total</b>	<b>-2958270 kJ</b>

#### IV.2.13 Crystallizer (X-330)



Gambar IV. 23 Crystallizer (X-330)

Tabel IV. 34 Kondisi Operasi Crystallizer

Parameter	Aliran Masuk		Aliran Keluar	
	<27>	<o>	<28>	<p>
Massa (kg)	1386	1483,6	1386	1483,6
Tekanan (atm)	1	1	1	0,89
Suhu (°C)	82,24	30	40	45

Tabel IV. 35 Neraca Energi Crystallizer

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
H<27>	- 2962585 kJ	H<28>	- 3052482 kJ
Q system	-89897,3 kJ		
<b>Total</b>	<b>- 3052482 kJ</b>	<b>Total</b>	<b>- 3052482 kJ</b>

## BAB V

### DAFTAR HARGA DAN PERALATAN

Daftar harga dan peralatan yang digunakan dalam pabrik gliserol monostearat adalah sebagai berikut:

**Tabel V. 1 Mixer Tank (M-110)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Kode alat	M-110
Fungsi	Mencampur bahan baku gliserol, asam stearat, dan NaOH
Bentuk	Silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk <i>standard dished head</i>
Jumlah	1 unit
Bahan konstruksi	<i>Stainless steel, SA-240 Grade M type 316</i>
Pengelasan	<i>Double welded butt joint</i>
Tekanan design	17,23 psig
ID	1.295 m
OD	1.372 m
Tinggi liq dalam silinder	1,030 m
Tinggi liq dalam tangki	1,261 m
Tinggi silinder (Ls)	1,943 m
Tinggi tutup atas	0,277 m
Tinggi tutup bawah	0,277 m
Tinggi tangki	2,498 m
Tebal silinder (ts)	0,005 m
Tebal tutup atas	0,005 m
Tebal tutup bawah	0,005 m
<b>Pengaduk</b>	
Tipe	<i>Six flat blade turbines with disk</i>

Jumlah	1 buah
Power	3,7285 kW
Diameter pengaduk	0,518 m
Panjang pengaduk	0,130 m
Lebar pengaduk	0,104 m
Jarak dari dasar	0,432 m
Kecepatan putaran	90 rpm
Harga	Rp. 453.096.000

**Tabel V. 2 Glycerol Tank (F-111)**

Spesifikasi	Keterangan
Kode alat	F-111
Fungsi	Mencampur bahan baku gliserol, asam stearat, dan NaOH
Bentuk	Silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk <i>standard dished head</i>
Jumlah	1 unit
Bahan konstruksi	<i>Stainless steel, SA-240 Grade M type 316</i>
Pengelasan	<i>Double welded butt joint</i>
Tekanan design	16,84 psig
Ukuran pipa	
ID	0,724 m
OD	0,762 m
Tinggi liq dalam silinder	0,577 m
Tinggi liq dalam tangki	0,77 m
Tinggi silinder (Ls)	1,086 m
Tinggi tutup atas	0,239 m
Tinggi tutup bawah	0,239 m
Tinggi tangki	1,564 m
Tebal silinder (ts)	0,005 m
Tebal tutup atas	0,005 m

Tebal tutup bawah	0,005 m
<b>Coil</b>	
Jumlah lilitan <i>coil</i>	3 buah
Jarak setiap lingkaran <i>coil</i>	0,05 m
Kebutuhan <i>steam</i>	6983 kg/jam
Diameter <i>coil</i>	0,273 m
Tinggi <i>coil</i>	1,194 m
Harga	Rp. 18.200.000

**Tabel V. 3 Stearic Acid Tank (F-112)**

Spesifikasi	Keterangan
Kode alat	F-112
Fungsi	Menampung dan memanaskan bahan baku asam stearat
Bentuk	Silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk <i>standard dished head</i>
Jumlah	1 unit
Bahan konstruksi	<i>Stainless steel, SA-240 Grade M type 316</i>
Pengelasan	<i>Double welded butt joint</i>
Tekanan design	17,09 psig
Ukuran pipa	
ID	1,194 m
OD	1,219 m
Tinggi liq dalam silinder	2,315 m
Tinggi liq dalam tangki	1,241 m
Tinggi silinder (Ls)	1,252 m
Tinggi tutup atas	0,262 m
Tinggi tutup bawah	0,262 m
Tinggi tangki	2,315 m
Tebal silinder (ts)	0,005 m

Tebal tutup atas	0,005 m
Tebal tutup bawah	0,005 m
<b>Coil</b>	
Jumlah lilitan <i>coil</i>	3 buah
Jarak setiap lingkaran <i>coil</i>	0,051 m
Kebutuhan <i>steam</i>	6983 kg/jam
Diameter <i>coil</i>	0,273 m
Tinggi <i>coil</i>	0,03 m
Harga	Rp. 44.884.000

**Tabel V. 4 NaOH Tank (F-113)**

Spesifikasi	Keterangan
Kode alat	F-113
Fungsi	Menampung bahan baku NaOH
Bentuk	Silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk <i>standard dished head</i>
Jumlah	1 unit
Bahan konstruksi	<i>Stainless steel, SA-240 Grade S type 304</i>
Pengelasan	<i>Double welded butt joint</i>
Tekanan design	17,17 psig
Ukuran pipa	
ID	0,813 m
OD	0,864 m
Tinggi liq dalam silinder	1,637 m
Tinggi liq dalam tangki	0,865 m
Tinggi silinder (Ls)	0,395 m
Tinggi tutup atas	0,209 m
Tinggi tutup bawah	0,209 m
Tinggi tangki	1,637 m
Tebal silinder (ts)	0,005 m

Tebal tutup atas	0,005 m
Tebal tutup bawah	0,005 m
Harga	Rp. 33.600.000,-

**Tabel V. 5 Glycerol Pump (L-114)**

Spesifikasi	Keterangan
Kode alat	L-114
Fungsi	Memompa gliserol ke reaktor
Tipe	<i>Centrifugal pump tipe multi-stage radial flow pump</i>
Jumlah	1 unit
Kapasitas	0,32 m <sup>3</sup> /jam
Bahan pipa	<i>Commercial Steel</i>
Ukuran pipa	IPS ¾ in sch 40
Power pompa	0,04 kW
Harga	Rp. 7.000.000,-

**Tabel V. 6 Stearic Acid Pump (L-115)**

Spesifikasi	Keterangan
Kode alat	L-115
Fungsi	Memompa asam stearat ke <i>mixer</i>
Tipe	<i>Centrifugal pump tipe multi-stage radial flow pump</i>
Jumlah	1 unit
Kapasitas	1,32 m <sup>3</sup> /jam
Bahan pipa	<i>Commercial Steel</i>
Ukuran pipa	IPS 1 in sch 40
Power pompa	0,15 kW
Harga	Rp. 11.200.000,-

**Tabel V. 7 NaOH Pump (L-116)**

Spesifikasi	Keterangan
Kode alat	L-116
Fungsi	Memompa NaOH ke <i>mixer</i>

Tipe	<i>Centrifugal pump type multi-stage radial flow pump</i>
Jumlah	1 unit
Kapasitas	0,02 m <sup>3</sup> /jam
Bahan pipa	<i>Commercial Steel</i>
Ukuran pipa	IPS ¼ in sch 40
Power pompa	0,002066 kW
Harga	Rp. 1.400.000,-

**Tabel V. 8 Pre Heater (E-117)**

Spesifikasi	Keterangan
Kode alat	E-117
Fungsi	Memanaskan campuran asam stearat, gliserol dan NaOH
Jenis	<i>Shell and Tube (1 – 2 HE)</i>
Jumlah	1 unit
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel SA 283- Grade C</i>
Luas area	14 m <sup>2</sup>
Temperatur	
T <sub>1</sub>	300 °C
T <sub>2</sub>	253,6 °C
t <sub>1</sub>	93,08 °C
t <sub>2</sub>	250 °C
<b>Tube</b>	
OD, BWG	1,5 in 14 BWG
ID	0,0212 m
Length	3,6576 m
Jumlah tube	32
Pitch	1,563 in <i>triangular</i>
ΔP tube	4,52 psi
<b>Shell</b>	
ΔP shell	1,19 psi
ID shell	0,254 m
Fouling factor	0,1305 s.m <sup>2</sup> °C/J

Harga	Rp. 99.400.000,-
-------	------------------

**Tabel V. 9 Feed Reactor Pump (L-118)**

Spesifikasi	Keterangan
Kode alat	L-118
Fungsi	Memompa aliran keluar <i>mixer</i> menuju reaktor
Tipe	<i>Centrifugal pump</i> tipe <i>multi-stage radial flow pump</i>
Jumlah	1 unit
Kapasitas	1,65 m <sup>3</sup> /jam
Bahan pipa	<i>Commercial Steel</i>
Ukuran pipa	IPS 1 in sch 40
Power pompa	0,65 kW
Harga	Rp. 11.200.000,-

**Tabel V. 10 Esterification Reactor (R-210)**

Spesifikasi	Keterangan
Kode alat	R-210
Fungsi	Mereaksikan gliserol dan asam stearat membentuk gliserol monostearat
Bentuk	Silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk <i>standard dished head</i>
Jumlah	1 unit
Bahan konstruksi	<i>Stainless steel</i> , SA-240 Grade S tipe 304
Pengelasan	<i>Double welded butt joint</i>
Kapasitas	0,26 m <sup>3</sup>
Tekanan design	115 psi
Diameter bejana, ID	0,762 m

OD	0,865 m
Tinggi liq dalam silinder	0,669 m
Tinggi liq dalam tangki	0,842 m
Tinggi silinder (Ls)	2,5 m
Tinggi tutup atas	0,122 m
Tinggi tutup bawah	0,122 m
Tinggi tangki	0,422 m
Tebal silinder (ts)	0,005 m
Tebal tutup atas	0,006 m
Tebal tutup bawah	0,006 m
Tebal jacket silinder	0,007 m
Tebal jacket bagian bawah	0,007 m
<b>Pengaduk</b>	
Tipe	<i>Flat six blade turbine with disk</i>
Jumlah	1
Power	0,261 kW
Diameter pengaduk	0,305 m
Panjang pengaduk	0,076 m
Lebar pengaduk	0,061 m
Jarak dari dasar	0,254 m
Kecepatan putaran	150 rpm
Harga	Rp. 442.600.000,-

**Tabel V. 11 Flash Column (D-310)**

Spesifikasi	Keterangan
Kode alat	D-310
Fungsi	Memisahkan produk dengan air dan gliserol
Jumlah	1 unit

Bahan konstruksi	<i>Stainless steel, SA-240 Grade M tipe 316</i>
Kapasitas	172,16 m <sup>3</sup>
Tekanan desain	1,1 psi
Desain tutup	Tutup atas dan bawah menggunakan <i>standard dished head</i>
Diameter, OD	4,612 m
Tebal silinder	0,03 m
Tinggi silinder (Ls)	6,99 m
Tebal tutup atas dan bawah	0,025 m
Tinggi tutup	0,0043 m
Tinggi total kolom	7 m
Harga	Rp. 1.367.800.000,-

**Tabel V. 12 Steam Ejector (G-311)**

Spesifikasi	Keterangan
Kode alat	G-311
Fungsi	Membuat kondisi vacuum pada evaporator hingga 0,007 atm
Material	Carbon Steel, SA 283, Grade C
Tipe	<i>Single Stage Jet</i>
Jumlah	1 unit
Beban booster (W <sub>m</sub> )	81,67 kg/h
Kebutuhan steam (W <sub>s</sub> )	635 kg/h
P <sub>suction</sub>	9,262316 psi
P <sub>discharge</sub>	102,8716 psi
Diameter <i>suction</i> (D <sub>s</sub> )	0,0762 m
Diameter <i>discharge</i> (D <sub>d</sub> )	0,0762 m
Panjang booster (L)	0,6858 m
Harga	Rp. 9.814.000,-

**Tabel V. 13 Compressor (C-312)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Kode alat	C-312
Fungsi	Menaikkan tekanan aliran <i>recycle</i> menjadi 1 atm
Bentuk	<i>Centrifugal compressor</i>
Jumlah	2 stage
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel</i>
Kapasitas	81,7 kg/h
Tekanan desain	1,01 psi
T <sub>s</sub>	170 °C
T <sub>d</sub>	626,4 °C
Efisiensi	75 %
Power	1149,1235 kW
Harga	Rp.248.290.000,-

**Tabel V. 14 Condenser (E-313)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Kode alat	E-313
Fungsi	Mengubah uap dari <i>flash distillation</i>
Jenis	<i>Counterflow shell and tube heat exchanger</i>
Jumlah	1 unit
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel SA 129- Grade A</i>
Luas area	30645,74 m <sup>2</sup>
Temperatur	
T <sub>1</sub>	641,2 °C
T <sub>2</sub>	140 °C
t <sub>1</sub>	30 °C
t <sub>2</sub>	99,78 °C
<i>Tube</i>	
OD, BWG	0,5 in 14 BWG
ID	0,0085
Length	3,6576 m

Jumlah <i>tube</i>	21
<i>Pitch</i>	1,25 in <i>triangular</i>
$\Delta P$ <i>tube</i>	0,01 psi
<b><i>Shell</i></b>	
$\Delta P$ <i>shell</i>	0,00003 psi
ID <i>shell</i>	0,254 m
<i>Fouling factor</i>	1,0108 s.m <sup>2</sup> °C/J
Harga	Rp. 12.628.000,-

**Tabel V. 15 Flash Column (D-314)**

Spesifikasi	Keterangan
Kode alat	D-314
Fungsi	Mengurangi kadar air pada aliran <i>recycle</i>
Jumlah	1 unit
Bahan konstruksi	<i>Stainless steel, SA-240 Grade M type 316</i>
Pengelasan	<i>Double welded butt joint</i>
Tekanan desain	15,97 psig
Diameter bejana, ID	0,18 m
OD	0,3 m
Tinggi liquid silinder	0,14 m
Tinggi liquid tangki	0,228 m
Tinggi silinder (Ls)	0,5715 m
Tinggi tutup atas	0,14 m
Tinggi tutup bawah	0,14 m
Tinggi tangki	0,846 m
Tebal silinder	0,005 m
Tutup atas	0,005 m
Tutup bawah	0,005 m
Harga	Rp. 95.200.000,-

**Tabel V. 16 Glycerol Recycle Pump (L-315)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Kode alat	L-315
Fungsi	Memompa aliran keluar <i>flash drum</i> menuju tangki gliserol
Tipe	<i>Centrifugal pump</i> tipe <i>multi-stage radial flow pump</i>
Jumlah	1 unit
Kapasitas	0,0041 m <sup>3</sup> /jam
Bahan pipa	<i>Commercial Steel</i>
Ukuran pipa	IPS 1/4 in sch 40
Power pompa	0,000474 kW
Harga	Rp. 1.400.000,-

**Tabel V. 17 Glycerol Monostearat Pump (L-316)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Kode alat	L-316
Fungsi	Memompa aliran keluar <i>flash distillation</i> menuju <i>neutralizer tank</i>
Tipe	<i>Centrifugal pump</i> tipe <i>multi-stage radial flow pump</i>
Jumlah	1 unit
Kapasitas	1,5405 m <sup>3</sup> /jam
Bahan pipa	<i>Commercial Steel</i>
Ukuran pipa	IPS 1 1/4 in sch 40
Power pompa	0,18077 kW
Harga	Rp.11.200.000,-

**Tabel V. 18 Flash Distillation Cooler (E-317)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Kode alat	E-317
Fungsi	Menurunkan temperatur produk setelah <i>flash distillation</i>
Jenis	<i>Double pipe heat exchanger (DPHE)</i>

Jumlah	1 unit
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel SA 129- Grade A</i>
Luas area	12,2677 m <sup>2</sup>
Temperatur	
T <sub>1</sub>	180 °C
T <sub>2</sub>	100 °C
t <sub>1</sub>	30 °C
t <sub>2</sub>	99,78 °C
<i>Outer pipe</i>	3 IPS
<i>Inner pipe</i>	2 IPS
<i>Length</i>	3,6576 m
Jumlah hairpin	6
ΔP annulus	0,97 psi
ΔP inner pipe	0,001 psi
<i>Fouling factor</i>	0,0397 s.m <sup>2</sup> °C/J
Harga	Rp. 82.600.000,-

**Tabel V. 19 Neutralizer Tank (R-320)**

Spesifikasi	Keterangan
Kode alat	R-320
Fungsi	Menetralkan produk hasil reaksi dengan menambahkan asam fosfat
Bentuk	Silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk <i>standard dished head</i>
Jumlah	1 unit
Bahan konstruksi	<i>Stainless steel, SA-240 Grade S tipe 304</i>
Kapasitas	0,38 m <sup>3</sup>
Tinggi bejana	1,496 m
Diameter bejana, ID	0,814 m
OD	0,823 m

Tebal silinder bejana	0,005 m
Tutup atas dan bawah	<i>Standard dished head</i>
Tebal (th)	0,005 m
Tinggi tutup atas	0,138 m
<b>Pengaduk</b>	
Tipe	<i>Flat six blade open turbin</i>
Power	0,4273 kW
Nozzle	2 in sch 40
Harga	Rp. 119.238.000,-

**Tabel V. 20  $H_3PO_4$  Tank (F-321)**

Spesifikasi	Keterangan
Kode alat	F-321
Fungsi	Menampung bahan baku asam fosfat
Bentuk	Silinder dengan tutup atas berbentuk <i>standard dished head</i> dan tutup bawah berbentuk <i>conical</i>
Jumlah	1 unit
Bahan konstruksi	<i>Stainless steel</i> , SA-240 Grade S tipe 304
Kapasitas	1,25 m <sup>3</sup>
Tinggi bejana	2,39 m
Diameter bejana, OD	1,23 m
ID	1,22 m
Tebal silinder bejana	0,0048 m
Tutup atas	<i>Standard dished head</i>
Tebal , th	0,0048 m
Tinggi , ha	0,206 m
Tutup bawah	<i>Conical</i>
Tebal , th	0,0048 m

Tinggi , h <sub>b</sub>	0,352 m
Harga	Rp. 180.964.000,-

**Tabel V. 21  $H_3PO_4$  Pump (L-322)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Kode alat	L-322
Fungsi	Memompa larutan $H_3PO_4$ menuju neutralizer tank
Tipe	<i>Centrifugal pump tipe multi-stage radial flow pump</i>
Jumlah	1 unit
Kapasitas	0,01 $m^3$ /jam
Bahan pipa	<i>Commercial Steel</i>
Ukuran pipa	IPS $\frac{1}{4}$ in sch 40
Power pompa	0,0007 kW
Harga	Rp. 1.400.000,-

**Tabel V. 22 Neutralizer Pump (L-323)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Kode alat	L-323
Fungsi	Memompa aliran keluar neutralizer menuju <i>crystallizer</i>
Tipe	<i>Centrifugal pump tipe multi-stage radial flow pump</i>
Jumlah	1 unit
Kapasitas	1,53 $m^3$ /jam
Bahan pipa	<i>Commercial Steel</i>
Ukuran pipa	IPS $\frac{3}{4}$ in sch 40
Power pompa	0,18 kW
Harga	Rp. 11.228.000,-

**Tabel V. 23 Crystallizer (X-330)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Kode alat	X-330

Fungsi	Membentuk Kristal GMS dan GMP
Jenis	<i>Scraped Surface Crystallizer</i>
Jumlah	1 unit
Bahan konstruksi	<i>Stainless steel</i> , SA-240 Grade S tipe 304
Kapasitas	4,02 m <sup>3</sup>
Tinggi bejana	2,286 m
Diameter bejana, OD	1,524 m
ID	1,53 m
Tebal silinder bejana	0,0048 m
Tutup atas	<i>Standard dished head</i>
Tebal , t <sub>h</sub>	0,0048 m
Tinggi , h <sub>a</sub>	0,2576 m
Tutup bawah	<i>Conical</i>
Tebal , t <sub>h</sub>	0,0048 m
Tinggi , h <sub>b</sub>	2,3809 m
Pengaduk	<i>Flat six blade open turbine</i>
Power	21,6253 kW
Nozzle	3 in sch 40
Jaket pendingin	
Media pendingin	Air
A	1418,44361 m <sup>2</sup>
Tebal jaket	1,5705 m
Harga	Rp. 929.600.000,-

**Tabel V. 24 Centrifuge (H-331)**

Spesifikasi	Keterangan
Kode alat	H-331
Fungsi	Memisahkan kristal dan <i>liquor</i>
Bowl diameter	0,33 m
Kecepatan putar	7500 rpm

Jumlah lubang	144 buah
Jarak antar lubang	0,0004 m
D disk	0,5 m
Power motor	4,474 kW
Harga	Rp. 471.800.000,-

**Tabel V. 25 Belt Conveyor (J-332)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Kode alat	J-332
Fungsi	Mengangkut Kristal gliserol monostearat ke <i>ball mill</i>
Lebar <i>belt conveyor</i>	0,3556 m
<i>Cross sectional area</i>	1,02193 m <sup>2</sup>
<i>Belt plies</i>	3
<i>Belt speed</i>	1,016 m/s
Power	2,2371 kW
Panjang	6,096 m
Harga	Rp. 253.904.000,-

**Tabel V. 26 Ball Mill (C-333)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Kode alat	C-333
Fungsi	Memperkecil ukuran produk GMS
Kapasitas maksimum	33,35 ton/hari
Diameter bola	0,025-0,125 m
Diameter <i>mill</i>	2,134 m
Ukuran rotor	1,524 m x 1,2192 m
Beban bola	5,25 ton
Kecepatan <i>mill</i>	27 rpm
Power motor	12,34 kW
Harga	Rp. 771.526.000,-

**Tabel V. 27 Screener (S-334)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Kode alat	S-334
Fungsi	mendapatkan ukuran yang seragam dari butiran GMS
Kapasitas	33,38 ton/hari
Jenis	<i>Single deck rotary vibrating screen</i>
Amplitudo	0,004 m
Vibrating frequency	1710 per minute 60 Hz
Ukuran screen	60 mesh
Pencegahan gumpalan	Menggunakan <i>tapping ball</i>
Harga	Rp. 251.090.000,-

**Tabel V. 28 Glycerol Monostearate Bin (F-335)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Kode alat	F-335
Fungsi	Menampung produk gliserol monostearat
Bentuk	Silinder dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk <i>standard dished head</i>
Jumlah	1 unit
Bahan konstruksi	<i>Stainless steel</i> , SA-240 Grade S tipe 304
Kapasitas	11,63 m <sup>3</sup>
Tinggi bejana	5,13 m
Diameter bejana, OD	2,410 m
ID	2,39 m
Tebal silinder bejana	0,0111 m

Tutup atas dan tutup bawah	<i>Standard dished head</i>
Tebal , $t_h$	0,0111 m
Tinggi , $h_a$	0,4035 m
Tebal , $t_h$	0,0111 m
Tinggi , $h_h$	1,1438 m
Harga	Rp. 39.284.000

*Halaman ini sengaja dikosongkan*

## **BAB VI**

### **ANALISA EKONOMI**

Analisa ekonomi merupakan salah satu parameter apakah suatu pabrik tersebut layak didirikan atau tidak. Untuk menentukan kelayakan suatu pabrik secara ekonomi, diperlukan perhitungan parameter analisa ekonomi. Parameter kelayakan tersebut antara lain POT (*Pay Out Time*), NPV (*Net Present Value*), BEP (*Break Even Point*) dan Analisa kepekaan (sensitifitas). Selain yang tersebut diatas, juga diperlukan analisa biaya yang diperlukan untuk beroperasi dan utilitas, jumlah dan gaji karyawan serta pengadaan lahan untuk pabrik.

#### **VI.1 PENGELOLAAN SUMBER DAYA MANUSIA**

##### **VI.1.1 Bentuk Badan Perusahaan**

Bentuk badan perusahaan dalam Pabrik GliserolMonostearat(GMS) ini dipilih Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas merupakan suatu persekutuan yang menjalankan perusahaan dengan modal usaha yang terbagi beberapa saham, dimana tiap sekutu (disebut juga persero) turut mengambil bagian sebanyak satu atau lebih saham. Hal ini dipilih karena beberapa pertimbangan sebagai berikut:

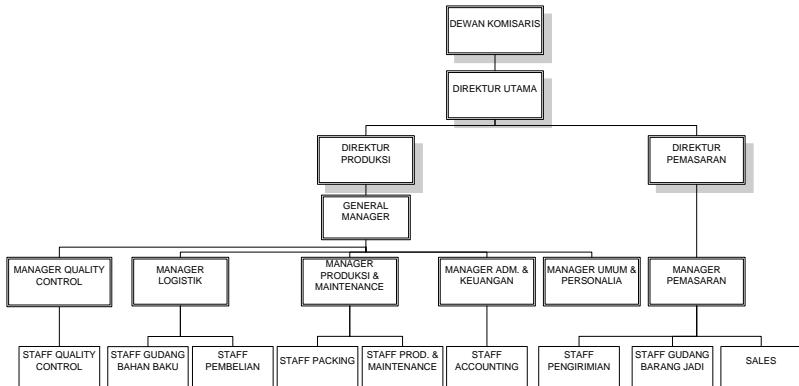
1. Modal perusahaan dapat lebih mudah diperoleh yaitu dari penjualan saham maupun dari pinjaman.
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, karena segala sesuatu yang menyangkut kelancaran produksi ditangani oleh pemimpin perusahaan.

3. Kekayaan pemegang saham terpisah dari kekayaan perusahaan, sehingga kekayaan pemegang saham tidak menentukan modal perusahaan.

### **VI.1.2 Sistem Organisasi Perusahaan**

Struktur organisasi yang direncanakan dalam pra desain pabrik ini adalah garis dan staf, yang merupakan kombinasi dari pengawasan secara langsung dan spesialisasi pengaturan dalam perusahaan. Alasan pemakaian sistem ini adalah:

- Biasa digunakan untuk organisasi yang cukup besar dengan produksi yang terus menerus
- Terdapat kesatuan pimpinan dan perintah, sehingga disiplin kerja lebih baik
- Masing-masing manager secara langsung bertanggung jawab atas aktivitas yang dilakukan untuk mencapai tujuan
- Pimpinan tertinggi dipegang oleh seorang direktur yang bertanggung jawab kepada dewan komisaris. Anggota dewan komisaris merupakan wakil-wakil dari pemegang saham dan dilengkapi dengan staf ahli yang bertugas memberikan nasihat dan saran kepada direktur seperti yang terlihat pada Gambar 6.1 berikut:



**Gambar VI. 1** Struktur Organisasi Perusahaan

Pembagian kerja dalam organisasi ini adalah :

**1. Dewan Komisaris**

Dewan Komisaris bertindak sebagai pemegang saham. Tugas Dewan Komisaris:

- Menunjuk Direktur Utama
- Mengawasi Direktur dan berusaha agar tindakan Direktur tidak merugikan perseroan.
- Menetapkan kebijaksanaan perusahaan.
- Mengadakan evaluasi/ pengawasan tentang hasil yang diperoleh perusahaan.
- Memberikan nasehat kepada direktur bila direktur ingin mengadakan perubahan dalam perusahaan.

**2. Direktur Utama**

Direktur adalah pemegang kepengurusan dalam perusahaan dan merupakan pimpinan tertinggi dan penanggung jawab utama dalam perusahaan secara keseluruhan. Tugas Direktur Utama adalah:

- Menetapkan strategi perusahaan, merumuskan rencana-rencana dan cara melaksanakannya.
- Menetapkan sistem organisasi yang dianut dan menetapkan pembagian kerja, tugas dan tanggung jawab

dalam perusahaan untuk mencapai tujuan yang telah ditetapkan.

- Mengevaluasi program kerja/rencana kerja yang telah ditetapkan.
- Mengadakan koordinasi yang tepat dari semua bagian.
- Memberikan instruksi dan kepada bawahannya untuk mengadakan tugas masing-masing.
- Mempertanggungjawabkan kepada Dewan Komisaris, segala pelaksanaan dari anggaran belanja dan pendapatan perusahaan.
- Menentukan kebijakan keuangan.
- Mengawasi jalannya perusahaan.

Selain tugas-tugas diatas, direktur berhak mewakili PT secara sah dan langsung di segala hal dan kejadian yang berhubungan dengan kepentingan perusahaan.

### 3. Direktur Produksi

Direktur bertanggung jawab ke Direktur Utama dalam pelaksanaan tugasnya dan membawahi secara langsung General Manager baik yang berhubungan dengan personalia, pembelian, produksi, maupun pengawasan produksi. Tugas Direktur Produksi:

- Membantu Direktur Utama dalam perencanaan produksi maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok dalam bidang masing-masing.
- Mengawasi unit produksi melalui General Manager, dan bagian yang bersangkutan.
- Mengendalikan proses produksi, seperti mengadakan penggantian alat produksi.
- Menentukan kapasitas produksi baik menaikkan atau menurunkan kapasitas.

### 4. Direktur Pemasaran

Direktur Pemasaran bertanggung jawab kepada Direktur Utama. Tugas Direktur Pemasaran adalah:

- Memperkenalkan jenis produk yang dibuat oleh perusahaan melalui berbagai media yang dibuat oleh perusahaan.
  - Membuat rencana pemasaran.
  - Melakukan kontrak penjualan dengan konsumen serta meninjau penjualan dan membatalkan penjualan jika terjadi ketidaksesuaian dengan kontrak.
  - Melaporkan segala kegiatan yang bersangkutan dengan pemasaran kepada Direktur Utama.
  - Mengontrol laporan *stock* guna mencapai keseimbangan jumlah dari gliserol monostearat yang disiapkan untuk dipasarkan.
  - Memberikan tugas dan wewenang pada masing-masing bagian terkait.
  - Mengadakan evaluasi kerja pada tiap bagian yang terkait mengenai pelaksanaan pekerja.
  - Mengadakan evaluasi terhadap skill pekerja dalam lingkungan Departemen Pemasaran untuk meningkatkan intensitas pemasaran.
  - Menetapkan harga produk.
5. General Manager
- General Manager bertanggung jawab kepada Direktur Produksi dan membawahi secara langsung Manager Quality Control (QC), Manager Logistik, Manager Produksi dan Maintenance, Manager Umum dan Personalia, serta Manager Administrasi dan Keuangan. Tugas General Manager adalah:
- Mengadakan pengawasan terhadap semua lini kegiatan.
  - Memberikan pengarahan kepada bawahan tentang tugas dan tanggung jawab masing-masing.
  - Mengadakan evaluasi secara berkala terhadap semua lini.
  - Mengadakan usulan kepada Direktur tentang peningkatan skill karyawan.
  - Mengadakan penilaian terhadap penanggungjawab semua lini.

## **6. Manager Quality Control (QC)**

Manager Quality Control membawahi staff quality control (QC). Tugas Manager Quality Control adalah :

- Menetapkan rencana mutu sesuai dengan standar yang berlaku.
- Mengawasi pelaksanaan pengendalian mutu.
- Mengkoordinasi program kalibrasi peralatan inspeksi, ukur, dan uji.
- Memutuskan suatu produksi siap untuk dikirim.
- Mencatat semua hasil inspeksi dan pengujian bahan baku dalam dokumen.

## **7. Manager Logistik**

Manager Logistik membawahi staff gudang bahan baku dan staff pembelian. Manager Logistik bertugas memberikan perintah kerja dan mengawasi langsung semua kegiatan yang berkaitan dengan pengadaan bahan baku tambahan sesuai standar dan penyerahannya ke bagian produksi serta kegiatan penyimpanan bahan baku tambahan tersebut.

## **8. Manager Produksi & Maintenance**

Manager Produksi & Maintenance membawahi staff Packing dan staff production & maintenance. Tugas manager Produksi & Maintenance adalah :

- Mengawasi pelaksanaan proses produksi.
- Memberikan tugas dan wewenang pada masing-masing bagian yang terkait.
- Membuat laporan hasil produksi dan kesiapan mesin secara berkala.
- Mengevaluasi setiap bagian mengenai hasil pekerjaan, skill pekerja serta peningkatannya.
- Mengatur jadwal perbaikan / perawatan mesin produksi.
- Menyiapkan bahan yang dibutuhkan untuk proses pengemasan (plastic, lem, karton, benang jahit untuk karung, dsb)
- Mengevaluasi mutu dan jumlah hasil packing yang dikerjakan bawahan.

**9. Manager Umum & Personalia**

Manager Umum & Personalia berhubungan dengan karyawan-karyawan tidak tetap seperti Satuan Pengaman (Satpam). Tugas Manager Umum & Personalia adalah :

- Mengadakan pengecekan rekapan gaji atau upah untuk karyawan.
- Mengadakan pengecekan absensi dan lembur untuk karyawan.
- Mengadakan koordinasi dengan bagian produksi dalam hal meningkatkan kemampuan kerja dan disiplin kerja setiap karyawan.
- Melakukan teguran atau peringatan terhadap karyawan yang melakukan pelanggaran.
- Melakukan pengecekan, pemeriksaan, atau perawatan secara periodik terhadap ruang kantor, ruang produksi, atau ruang kerja dalam hal kebersihan, kerapian, dan lain sebagainya.

**10. Manager Administrasi & Keuangan**

Manager Administrasi & Keuangan membawahi staff Accounting. Tugas Manager Administrasi & Keuangan adalah :

- Memeriksa laporan keuangan pabrik.
- Membuat laporan kas barang-barang yang ada di perusahaan secara periodik.
- Memeriksa laporan kas pabrik, apakah sudah sesuai dengan bukti bukti yang sudah ada.
- Membukukan laporan sesuai dengan pos-pos masing-masing departemen.

**11. Manager Pemasaran**

Manager Pemasaran membawahi staff pengiriman, staff gudang barang jadi dan sales. Tugas dari Manager Pemasaran adalah :

- Mengontrol laporan stok GMS supaya terjadi keseimbangan jumlah dari GMS yang disiapkan untuk dipasarkan.

- Memberikan tugas dan wewenang pada masing-masing bagian terkait.
- Mengadakan evaluasi kerja pada tiap bagian yang terkait mengenai pelaksanaan pekerja.
- Mengadakan evaluasi terhadap skill pekerja dalam lingkungan Departemen Pemasaran untuk meningkatkan intensitas pemasaran.

### **VI.1.3 Perincian Jumlah Tenaga Kerja**

Jumlah karyawan yang dibutuhkan untuk proses produksi GMS diuraikan pada Tabel 6.1 sebagai berikut :

**Tabel VI. 1** Daftar Kebutuhan Karyawan Pabrik GMS

No	Jabatan	Pendidikan				Jumlah
		SMA	D3	S1	S2	
1.	Dewan Komisaris				1	1
2.	Direktur Utama				1	1
3.	Direktur Produksi			1		1
4.	Direktur Pemasaran			1		1
5.	Direktur Personalia			1		
6.	General Manager			1		1
7.	Sekertaris Direksi			4		4
8.	Manager					
	a. Quality Control			1		1
	b. Logistik			1		1
	c. Produksi & Maintenance			1		1
	d. Umum & Personalia			1		1
	e. Administrasi & Keuangan			1		1
	f. Pemasaran			1		1
9.	Supervisor					

	i. Produksi			6		6
	ii. Quality Control			6		6
9.	Staff					
	a. Quality Control		3	2		5
	b. Gudang Bahan Baku		2	2		4
	c. Pembelian		2	2		4
	d. Packing		2	2		4
	e. Produksi & Maintenance		12	4		16
	f. Pengiriman		3	1		4
	g. Gudang Barang Jadi		2	2		4
	h. Accounting		4	2		6
10.	Sales	6	2	2		10
11.	Supir	10				10
12.	Satpam	8				8
13.	Karyawan tidak tetap	20				20
<b>Total</b>		<b>44</b>	<b>32</b>	<b>45</b>	<b>2</b>	<b>123</b>

Pabrik ini menggunakan basis 300 harikerja pertahun dengan waktu 24 jam kerja perhari. Dengan pekerjaan yang membutuhkan pengawasan terus menerus selama 24 jam, maka dilakukan sistem *shift* karyawan dan sistem *day shift* karyawan.

a. Karyawan *Day Shift*

Karyawan ini tidak berhubungan langsung dengan proses produksi. Yang termasuk karyawan *day shift* adalah karyawan administrasi, sekretariat, perbekalan, gudang, dan lain-lain. Jam kerja karyawan diatur sebagai berikut :

Senin – Jumat : 08.00 – 17.00

Sabtu : 08.00 – 15.00

Istirahat:

Senin – Kamis & Sabtu : 12.00 – 13.00

Jum’at : 11.30 – 13.00

Untuk hari Sabtu, Minggu dan hari besar merupakan hari libur.

b. Karyawan *Shift*

Karyawan *shift* berhubungan langsung dengan proses produksi. Yang termasuk karyawan *shift* adalah pekerja *supervisor*, *operator* dan *security*. *Shift* direncanakan dilakukan tiga kali perhari setiap 8 jam. Distribusinya diatur sebagai berikut:

Shift I	:	07.00 - 15.00
Shift II	:	15.00 - 23.00
Shift III	:	23.00 – 07.00

Penggantian shift dilakukan sesuai aturan *International Labour Organization* yaitu system *metropolitan rota* atau biasa disebut 2-2-2 (dalam 1 minggu dilakukan 2 hari shift malam, 2 hari shift pagi, 2 hari shift siang, 1 hari libur), sehingga untuk 3 shift dibutuhkan 4 regu dengan 1 regulibur. Sistem ini dapat disajikan dalam Tabel 6.2 sebagai berikut:

**Tabel VI. 2 Jadwal Shift dengan Sistem 2-2-2**

Hari	1	2	3	4	5	6	7
Shift							
I	A	D	C	B	A	D	C
II	B	A	D	C	B	A	D
III	C	B	A	D	C	B	A
Libur	D	C	B	A	D	C	B

#### **VI.1.4 Status Karyawan dan Pengupahan**

a. Karyawan Tetap

Karyawan tetap adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan surat keputusan (SK) direksi dan mendapat gaji bulanan berdasarkan kedudukan, keahlian dan masa kerja.

b. Karyawan Harian

Karyawan yang diangkat dan diberhentikan oleh direksi tanpa SK dari direksi dan mendapat upah harian yang dibayar setiap akhir pekan.

c. Pekerja Borongan

Pekerja borongan adalah tenaga yang diperlukan oleh pabrik bila diperlukan pada saat tertentu saja, misalnya: tenaga shut down, bongkar muat bahan baku. Pekerja borongan menerima upah borongan untuk suatu pekerjaan tertentu.

## VI.2 UTILITAS

Utilitas merupakan sarana penunjang suatu industri, karena utilitas merupakan penunjang proses utama dan memegang peranan penting dalam pelaksanaan operasi dan proses. Sarana utilitas pada Pabrik GMS ini meliputi :

1. Air

Air pada pabrik ini berfungsi sebagai air pendingin, air sanitasi, dan air minum.

2. Listrik

Berfungsi sebagai tenaga penggerak dari peralatan proses maupun penerangan. Kebutuhan listrik untuk proses pabrik ini berasal dari kebutuhan listrik peralatan (heater, pompa). Pemenuhan kebutuhan listrik melalui Sistem Pembangkit Tenaga Surya dan perusahaan listrik negara (PLN).

3. Penanganan limbah

Penanganan limbah digunakan untuk mencegah dan menanggulangi pencemaran di dalam dan sekitar pabrik.

Maka untuk memenuhi kebutuhan utilitas pabrik diatas, diperlukan unit-unit sebagai penghasil sarana utilitas, yaitu:

### VI.2.1 Unit Pengolahan Air

Kebutuhan air untuk pabrik diambil dari air sungai, dimana sebelum digunakan air sungai perlu diolah lebih dulu, agar tidak mengandung zat-zat pengotor, dan zat-zat lainnya yang tidak layak

untuk kelancaran operasi. Air pada pabrik GMS ini digunakan untuk kepentingan:

- Air sanitasi, meliputi air untuk laboratorium dan karyawan. Air sanitasi digunakan untuk keperluan para karyawan di lingkungan pabrik. Penggunaannya antara lain untuk konsumsi, mencuci, mandi, memasak, laboratorium, perkantoran dan lain-lain. Untuk unit penghasil air sanitasi diperlukan peralatan sebagai berikut : pompa air sungai, bak pra sedimentasi, bak koagulasi, dan flokulasi, tangki tawas, tangki  $\text{Ca}(\text{OH})_2$ , bak pengendap, bak penampung, pompa *sand filter*, tangki sand filter, bak penampung air bersih, bak penampung air sanitasi, tangki desinfektan, dan pompa air untuk sanitasi. Adapun syarat air sanitasi, meliputi :
  - a. Syarat fisik :
    - Suhu di bawah suhu udara
    - Warna jernih
    - Tidak berasa
    - Tidak berbau
    - Kekeruhan  $\text{SiO}_2$  tidak lebih dari 1 mg / liter
  - b. Syarat kimia :
    - pH = 6,5 - 8,5
    - Tidak mengandung zat terlarut yang berupa zat organik dan anorganik seperti  $\text{PO}_4$ , Hg, Cu dan sebagainya
  - c. Syarat bakteriologi :
    - Tidak mengandung kuman atau bakteri, terutama bakteri patogen
    - Bakteri E. coli kurang dari 1/ 100 ml
- Air proses, meliputi : air proses, air pendingin, dan air umpan boiler  
Pada unit pengolahan air ini, peralatan yang digunakan meliputi : pompa air boiler, bak pendingin, kation-anion *exchanger*.

### **VI.2.2 Unit Pembangkit Tenaga Listrik**

Kebutuhan listrik yang diperlukan untuk pabrik GMS ini diambil dari PLN dan generator sebagai penghasil tenaga listrik, dengan distribusi sebagai berikut :

- Untuk proses produksi diambil dari PLN dan generator jika sewaktu-waktu ada gangguan listrik dari PLN.
- Untuk penerangan pabrik dan kantor, diambil dari PLN.

### **VI.2.3 Unit Penanganan Limbah**

Bagian ini mempunyai tugas antara lain mencegah dan menanggulangi pencemaran di dalam dan di sekitar area pabrik. Pengelolaan dan pemantauan kualitas lingkungan sesuai dengan standar dan ketentuan perundungan yang berlaku. Pengelolaan bahan berbahaya dan beracun, mencakup: pengangkutan, penyimpanan, pengoperasian, dan pemusnahan. Pengelolaan *house keeping* dan penghijauan di dalam dan sekitar area pabrik.

## **VI.3 ANALISA EKONOMI**

### **VI.3.1 Asumsi Perhitungan**

Dalam melakukan analisa keuangan pabrik GMS ini, digunakan beberapa asumsi, antara lain sebagai berikut :

- Modal kerja sebesar 6 bulan biaya pengeluaran, yaitu biaya bahan baku ditambah dengan biaya operasi;
- Eskalasi harga bahan baku sebesar nilai inflasi 4,33 % pertahun;
- Eskalasi biaya operasi yang meliputi biaya bahan tambahan, biaya utilitas dan biaya tetap sebesar nilai inflasi 4,33 % pertahun;
- Sumber dana investasi berasal dari modal sendiri sebesar 40% biaya investasi dan pinjaman jangka pendek sebesar 60 % biaya investasi dengan bunga sebesar 12,5% per tahun yang akan dibayar dalam jangka waktu 60 bulan (5 tahun);
- Penyusutan investasi alat & bangunan terjadi dalam waktu 15 tahun secara straight line.

### VI.3.2 Analisa Keuangan

Analisa keuangan yang digunakan pada pabrik GMS ini adalah dengan menggunakan metode *discounted cash flow*. Analisa keuangan untuk pabrik GMS terdiri dari perhitungan biaya produksi dan aliran kas /kinerja keuangan. Detail perhitungan dapat dilihat pada Appendiks D. Tabel 6.3 berikut ini adalah ketentuan maupun parameter yang digunakan untuk perhitungan ekonomi.

**Tabel VI. 3** Parameter Perhitungan Ekonomi

PARAMETER	Nilai	Keterangan
Investasi Total	146.431.896.036	Rupiah
Pajak pendapatan	30%	/tahun
Inflasi	4,36%	/tahun
Depresiasi	5%	/tahun
IRR	27,15	/tahun
Nama Bahan	Harga (\$)	Keterangan
GMS	2724	/ton
OPERASI		
GMS	10.372	ton/jam
Hari Operasi	300	Hari
<b>Modal Sendiri (40 %)</b>	61.182.202.917	Rupiah
<b>Modal Pinjam (60 %)</b>	99.390.649.435	Rupiah

### VI.3.3 Analisa Laju Pengembalian Modal (*Internal Rate of Return / IRR*)

Dari hasil perhitungan pada Appendiks D, didapatkan harga  $i = 27,15\%$ . Harga  $i$  yang diperoleh lebih besar dari harga  $i$  untuk bunga pinjaman yaitu 12,5 % per tahun. Dengan harga  $i=27,15\%$  yang didapatkan dari perhitungan menunjukkan bahwa

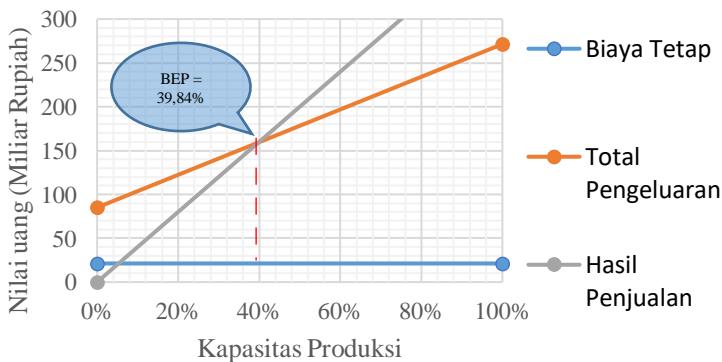
pabrik ini layak didirikan dengan kondisi tingkat bunga pinjaman 12,5 % per tahun.

#### VI.3.4 Analisa Waktu Pengembalian Modal (*Payout Period / POP*)

Dari perhitungan yang dilakukan pada Appendiks D didapatkan bahwa waktu pengembalian modal minimum adalah 4,53 tahun dengan perkiraan usia pabrik 15 tahun. Hal ini menunjukkan bahwa pabrik ini layak untuk didirikan karena POT yang didapatkan lebih kecil dari perkiraan usia pabrik.

#### VI.3.5 Analisa Titik Impas (*Break Even Point / BEP*)

Analisa titik impas digunakan untuk mengetahui besarnya kapasitas produksi dimana biaya produksi total sama dengan hasil penjualan. Biaya tetap (FC), Biaya variabel (VC) dan Biaya semi variabel (SVC), untuk biaya tetap tidak dipengaruhi oleh kapasitas produksi. Dari perhitungan yang dilakukan pada Appendiks D didapatkan bahwa Titik Impas (BEP) = 39,84% seperti yang disajikan dalam Gambar 6.2 sebagai berikut:



**Gambar VI. 2** Grafik *Break Even Point*

Ringkasan Analisa ekonomi dari pabrik GMS dapat dilihat pada Tabel 6.4 di bawah ini.

**Tabel VI. 4** Hasil Perhitungan Analisa Ekonomi Pabrik GMS

No	Keterangan	Unit	Jumlah
1	<b><i>TOTAL INVESTMENT COST</i></b>	MIDR	<b>146.431</b>
2	<b><i>INTEREST</i></b>	% per thn	<b>12,5</b>
3	<b><i>IRR</i></b>	%	<b>27,15</b>
4	<b><i>POT</i></b>	Tahun	<b>4,53</b>
5	<b><i>BEP</i></b>	%	<b>39,84</b>
6	<b><i>COST FOR GMS</i></b>	US\$/ton	<b>44</b>
7	<b><i>PROJECT LIFE</i></b>	Tahun	<b>15</b>
8	<b><i>CONSTRUCTION PERIODE</i></b>	Tahun	<b>2</b>
9	<b><i>OPERATION</i></b>	hari/tahun	<b>300</b>

## **BAB VII**

### **KESIMPULAN**

Pabrik Gliserol Monostearat ini didirikan untuk memanfaatkan Gliserol sebagai hasil samping produksi Biodiesel yang kian meningkat serta memenuhi kebutuhan *emulsifier* gliserol monostearat dalam negeri sehingga dapat mengurangi beban impor. Untuk mengetahui kelayakan dari Pra Desain Pabrik Gliserol Monostearat, dilakukan diskusi dari segi teknis dan ekonomis.

#### **Segi Teknis**

Dalam Pra Desain Pabrik Gliserol Monostearat, proses yang digunakan adalah Proses Esterifikasi dengan bahan baku asam stearat dan gliserol. Secara teknis pabrik ini mempunyai syarat kelayakan karena mampu menghasilkan produk gliserol monostearat dengan kemurnian sesuai kebutuhan target pasar, yaitu 93,08%.

#### **Segi Ekonomis**

Kelayakan Pra Desain Pabrik Gliserol Monostearat dari segi ekonomi diketahui melalui analisa ekonomi yang meliputi perhitungan *Internal Rate of Return* (IRR), *Pay Out Time* (POT), dan *Break Even Point* (BEP). *Internal Rate of Return* (IRR) pabrik ini adalah 25,10 %. Angka ini lebih besar dari bunga bank yaitu 12,5%. Modal pabrik akan kembali setelah pabrik beroperasi selama 4,81 tahun. Waktu ini relatif singkat jika dibandingkan dengan perkiraan umur pabrik 15 tahun. *Break Even Point* yang didapat sebesar 38,45 %. Berdasarkan hasil analisa dari ketiga parameter tersebut, Pabrik Gliserol Monostearat ini layak untuk didirikan.

#### **Kesimpulan**

Dari hasil-hasil yang telah diuraikan dalam bab-bab sebelumnya, maka disimpulkan:

1. Perencanaan Operasi : kontinyu, 24 jam/hari, 300 hari/tahun

2. Kapasitas Produksi : 10.000 ton/tahun
3. Kebutuhan Bahan Baku
- Asam Stearat : 7.948,8 ton/tahun
  - Gliserol : 2.445,12 ton/tahun
  - NaOH : 136,8 ton/tahun
  - H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub> : 63,072 ton/tahun
4. Umur Pabrik : 15 tahun
5. Masa Konstruksi : 24 bulan
6. Analisa Ekonomi :
- a. Pembiayaan :
    - Struktur Permodalan :  
40% modal sendiri dan 60% pinjaman bank
    - Bunga Bank :  
12,5% per tahun
    - Total Investasi (TCI) :  
Rp 170.306.596.248
    - *Total Production Cost (TPC)* :  
Rp. 260.532.749.725
  - b. Penerimaan :
    - Hasil Penjualan (kapasitas 100%) :  
Rp 399.883.200,000
  - c. Rehabilitasi Perusahaan :
    - Laju Pengembalian Modal (IRR) : 25,10%
    - Waktu Pengembalian Modal (POT) : 4,81 tahun
    - Titik Impas (BEP) : 38,45 %
7. Bentuk Perusahaan : Perseroan Terbatas
8. Struktur Organisasi : Garis dan staff
9. Lokasi : Mojokerto, Jawa Timur

## **DAFTAR PUSTAKA**

- Aspen Technology, Inc. 2010. *Aspen Physical Properties System.* USA: Burlington.
- Ample Research, Administrator. 2013. *Surfactants – Market Analysis.* <http://www.ampleresearch.com>. Diakses pada hari Senin, 16 Juli 2018, pukul 09.35 WIB.
- Bank Indonesia, Administrator. 2017. *Suku Bunga Kredit Bank di Indonesia.* <http://bi.go.id>. Diakses pada hari Senin, 16 Juli 2018, pukul 09.40 WIB.
- Badan Pusat Statistik, Administrator. 2016. *Komoditi Eksport – Impor.* <http://www.bps.go.id/>. Diakses pada hari Senin, 2 Oktober 2017, pukul 11.00 WIB.
- Badan Pusat Statistik, Administrator. 2016. *Upah Minimum Regional Indonesia.* <http://www.bps.go.id/>. Diakses pada hari Senin, 16 Juli 2018, pukul 09.42 WIB.
- Brownell, Lloyd E. 1979. *Equipment Design.* New Delhi : Wiley Eastern Ltd.
- Coulson & Richardson. 2001. *Chemical Engineering Volume 6 3<sup>rd</sup> Edition.* Butterworth : Heinemann.
- Donald, Woods. 2007. *Rules of Thumb in Engineering Practice.* New York : John Wiley & Sons Inc.
- Geankoplis, Christie. 2003. *Transport Process and Unit Operations 4<sup>th</sup> Edition.* New Jersey : Prentice-Hall, Inc.
- Gilmour, Rodney. 2014. *Phosphoric Acid, Purification, Uses, Technology, and Economics.* Florida : CRC Press
- Google, Administrator. 2017. *Maps of Kabupaten Mojokerto.* <http://www.google.co.id/maps>. Diakses pada hari Senin, 16 Juli 2018, pukul 09.10 WIB.
- Grand View Research, Administrator. 2017. *Food Emulsifiers Market Analysys.* <http://www.grandviewresearch.com>. Diakses pada hari Senin, 16 Juli 2018, pukul 09.00 WIB.
- GRUNDFOS, Management A/S. 2004. *Pump Handbook.* Grundfos Industry.

- Hambali, Suryani, & Rivai. 2013. *Proses Pengembangan Teknologi Surfaktan MES dari Metil Ester Minyak Sawit untuk Aplikasi EOR/IOR : dari Skala Lab ke Skala Pilot.* Bogor : IPB
- Hasenhuettl, Gerard L. 2008. *Food Emulsifiers and Their Applications.* Springer Science Business Media.
- Himmelblau, David M. 1989. *Basic Principles and Calculations in Chemical Engineering.* Texas : Prentice-Hall International, Inc.
- Hui, Y. 1996. *Bailey's Industrial Oil and Fat Products Fifth Edition Volume 4 Edible Oil and Fat Products : Processing Technology.* United States of America: John Wiley & Sons, Inc.
- KEMENPERIN RI. 2014. *Profil Industri Oleokimia Dasar dan Biodiesel.*
- Kern, Donald Q., 1965 .*Process Heat Transfer.* International Edition, McGraw-Hill Book Company, Tokyo.
- Kusnarjo. 2010. *Desain Bejana Bertekanan.* Surabaya : itspress.
- Kusnarjo. 2010. *Desain Alat Penukar Panas.* Surabaya : itspress.
- Kusnarjo. 2010. *Ekonomi Teknik.* Surabaya : itspress.
- Larsson, K., & Krog, N. 1968. *Phase Behaviour and Rheological Properties of Aqueous Systems of Industrial Distilled Monoglycerides.* *Chem. Phys. Lipids*, 129-143.
- Levenspiel, Octave. 1999. *Chemical Reaction Engineering 3<sup>rd</sup> Edition.* New York : John Wiley & Sons.
- Ludwig, E. E. (1979). *Applied Process Design For Chemical and Petrochemical Plants Vol 2 Third Edition.* United State of America: Gulf Publishing Company.
- Ludwig, E. E. (1999). *Applied Process Design For Chemical and Petrochemical Plants Vol 1 Third Edition.* United State of America: Gulf Publishing Company.
- Ludwig, E. E. (1999). *Applied Process Design For Chemical and Petrochemical Plants Volume 3 Third Edition.* United State of America: Gulf Publishing Company.

- Matches, Administrator. 2017. *Index of Process Equipment*.  
<http://www.matche.com>. Diakses pada hari Jumat, 13 Juli 2018, pukul 18.00 WIB.
- McCabe, Warren L. 1993. *Unit Operations of Chemical Engineering 5<sup>th</sup> Edition*. New York : McGraw Hill, Inc.
- McKetta, J. J. 1984. *Encyclopedia of Chemical Processing and Design*. New York : Marcel Dekker Inc.
- Mordor Intelligence, Administrator. 2017. *Asia Pacific Food Emulsifiers Market-Growth, Trends and Forecast*.  
<http://www.mordorintelligence.com>. Diakses pada hari Senin, 16 Juli 2018, pukul 09.00 WIB.
- Perry, Robert H. 1997. *Perry's Chemical Engineers' Handbook 8<sup>th</sup> Edition*. New York : Mc Graw Hill, Inc.
- Rowe, Raymond C. 2009. *Handbook of Pharmaceutical Excipients 6<sup>th</sup> Edition*. London : RPS Publishing
- Smith, Robin. 2001. *Chemical Process Design and Integration*. USA : John Wiley & Sons Inc.
- Sonntag, N.O.V., 1982. Glycerolysis of fats and methyl esters — Status, review and critique. *Journal of the American Oil Chemists Society*, 59(10), p.795A–802A.
- Macierzanka, A. and Szeląg, H., 2004. Esterification kinetics of glycerol with fatty acids in the presence of zinc carboxylates: preparation of modified acylglycerol emulsifiers. *Industrial & engineering chemistry research*, 43(24), pp.7744-7753.
- Timmerhaus, Klaus D. 1981. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. Singapore : Mc Graw Hill, Inc.
- Ulrich, Gael D. 1984. *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*. USA : John Wiley & Sons Inc.
- Van Ness, Smith. 2001. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*. Singapore : Mc Graw Hill, Inc.
- Vilbrandt, Frank C. 1942. *Chemical Engineering Plant Design*. New York : Mc Graw Hill, Inc.
- Wilmar. 2015. *Wilmar Oleochemicals Brochure*. Netherlands : Wilmar Oleo B.V.

Wuryaningsih. 2008. *Kebutuhan akan Penggunaan Surfaktan di Indonesia*. Jakarta : Puslit Kimia Lembaga Ilmu Pengetahuan Indonesia.