



TUGAS PENELITIAN - TK 184803

**PRA DESAIN PABRIK GLISEROL
MONOSTEARAT (GMS)**

**Naqiyyah Salsabilah
NRP. 0221164000077**

**Marwa Efira Karuniahaj
NRP. 02211640000127**

**Dosen Pembimbing :
Dr. Widiyastuti, S.T., M.T.
NIP. 1975 03 06 2002 12 2002
Ni Made Intan Putri Suari S.T., M.T.
NIP. 1989 01 06 2015 04 2002**

**DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI DAN REKAYASA SISTEM
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA
2020**



TUGAS DESAIN PABRIK KIMIA – TK 184803

**PRA DESAIN PABRIK GLISEROL MONOSTEARAT
(GMS)**

Oleh :

Naqiyyah Salsabilah NRP. 0221164000077

Marwa Efira Karuniahaj NRP. 02211640000127

Dosen Pembimbing I

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

NIP. 1975 03 06 2002 12 2002

Dosen Pembimbing II

Ni Made Intan Putri Suari S.T., M.T.

NIP. 1989 01 06 2015 04 2002

**DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI DAN
REKAYASA SISTEM
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA
2020**

“Halaman ini sengaja dikosongkan”

LEMBAR PENGESAHAN

Laporan Tugas Desain Pabrik Kimia dengan Judul :

“PRA DESAIN PABRIK GLISEROL MONOSTEARAT (GMS)”

Diajukan untuk memenuhi salah satu syarat memperoleh gelar Sarjana Teknik pada Program Studi S-1 Departemen Teknik Kimia Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.

Oleh :

Naqiyyah Salsabilah

NRP. 0221164000077

Marwa Efira Karuniahaj

NRP. 02211640000127

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Penelitian:

1. Dr. Widiyastuti, S.T., M.T.
(Pembimbing I)
2. Ni Made Intan Putri Suari, S.T., M.T.
(Pembimbing II)
3. Prof. Dr. Ir. Heru Setyawan, M.Eng.
(Penguji I)
4. Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M.Eng.
(Penguji II)
5. Ir. Nuniek Hendrianie, M.T.
(Penguji III)

Surabaya
Februari 2020



(Handwritten signatures of the examiners and supervisors, corresponding to the list above, with dotted lines below each signature.)

“Halaman ini sengaja dikosongkan”

INTISARI

Berdasarkan 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. Sebagai produk samping industri biodiesel, gliserol belum banyak diolah sehingga nilai jualnya masih cukup rendah.

Untuk menaikkan nilai jual dari gliserol ini maka gliserol diubah menjadi produk turunannya. Penelitian tentang proses produksi turunan gliserol dalam satu dekade ini telah mulai banyak dilakukan. Proses esterifikasi gliserol adalah salah satu metode yang banyak digunakan untuk memproduksi produk turunan gliserol. Dalam reaksi esterifikasi dihasilkan bermacam-macam ester yang mempunyai banyak kegunaan dan bernilai lebih tinggi. Produk dari konversi gliserol ini bersifat ramah lingkungan dan terbarukan karena bukan merupakan turunan dari minyak bumi. Salah satu produk turunan dari gliserol adalah Gliserol Monostearat (GMS).

Gliserol Monostearat (GMS) merupakan salah satu jenis surfaktan non-ionik yang banyak diaplikasikan dalam industri farmasi dan makanan, terutama industri *bakery*. 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 dua cairan yang berbeda, serta dapat memperbaiki tekstur produk pangan sehingga meningkatkan nilai jual dari produk pangan tersebut. Kegunaan *gliserol monostearate*

dalam industri yang lain yakni sebagai *pearlizing agent*, *emulsifier* dan *lotion* dalam shampoo. Pabrik Gliserol Monostearat ini memproduksi gliserol monostearat (GMS) yang diperuntukkan dalam industri makanan terutama *bakery*, yang memiliki kemurnian lebih besar dari 90%

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 330 hari per tahun dengan kapasitas produksi 10.000 ton/tahun dengan kebutuhan bahan baku utama berupa asam stearat sebanyak 8694,5673 ton/tahun dan gliserol sebanyak 2469,2209 ton/tahun. Asam stearat yang digunakan memiliki kemurnian 92%, sedangkan gliserol memiliki kemurnian 99,7%. Keduanya diproduksi oleh PT Wilmar yang berada di kota Gresik, yang memiliki kapasitas produksi 132.000 ton/tahun. Sedangkan untuk bahan baku pendukung menggunakan H_3PO_4 sebagai katalis, dan NaOH sebagai penetral produk. H_3PO_4 yang digunakan memiliki kemurnian sebesar 85%, sedangkan NaOH yang digunakan memiliki kemurnian sebesar 48%. H_3PO_4 yang digunakan sebanyak 88,0672 ton/tahun, sedangkan NaOH yang digunakan sebanyak 6,3265 ton/tahun. H_3PO_4 yang digunakan diproduksi oleh PT, Petrokimia Gresik, sedangkan NaOH yang digunakan diproduksi oleh PT. Asahimas *Chemical* yang berada di Cilegon, Banten. Pabrik direncanakan didirikan di daerah Gresik, Jawa Timur, tepatnya pada Kawasan Industri Gresik, pada tahun 2023. Pabrik didirikan di daerah Gresik karena dekat dengan sumber bahan baku, gliserol, asam stearat, di produksi oleh PT. Wilmar yang berada di Kota Gresik, dan juga H_3PO_4 di produksi oleh PT.

Petrokimia Gresik, yang berlokasi di Kota Gresik; memiliki posisi pemasaran yang strategis, karena sebagian besar konsumen dari Gliserol Monostearat sendiri berada di pulau Jawa; memiliki akses jalan raya yang baik; dekat dengan pelabuhan, Pelabuhan Tanjung Perak di Surabaya; dekat dengan sumber air sungai sehingga kebutuhan air mudah terpenuhi; serta mudah dalam proses perizinan pendirian pabrik, karena berada di kawasan industri, yaitu Kawasan Industri Gresik.

Proses pembuatan gliserol monostearat atau GMS 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 H_3PO_4 untuk mencapai kondisi operasi pada reaktor
2. Tahap Esterifikasi merupakan tahap reaksi antara asam stearat dan gliserol dengan katalis H_3PO_4 membentuk gliserol monostearat.
3. Tahap Pemurnian terdiri dari proses pemisahan dengan kolom distilasi untuk memisahkan air dan *merecycle* komponen yang masih dibutuhkan dalam reaksi. H_3PO_4 pada campuran produk dinetralkan pada tahap netralisasi dengan penambahan NaOH. Kemudian dimurnikan lagi dengan kolom distilasi untuk menghilangkan kandungan asam lemak.
4. Tahap Solidifikasi terdiri dari pembentukan padatan Gliserol Monostearat melalui proses *spray cooling*.

Sumber dana investasi berasal dari modal sendiri sebesar 40% biaya investasi dan pinjaman sebesar 60% biaya investasi dengan bunga sebesar 9,95 % per tahun. Berdasarkan perhitungan analisa ekonomi, diperoleh biaya investasi total / *Total Cost Investment* sebesar Rp 206.854.349.683,85 dan total biaya produksi (TPC) sebesar Rp 413.776.123.086,49; interest rate sebesar 9,95 %; laju pengembalian modal / *Internal Rate of Return* (IRR) sebesar 19,51 %, laju inflasi sebesar 3,39 % per tahun, waktu pengembalian modal / *Pay Out Time* (POT) sebesar 5,12 tahun; titik impas / *Break Even Period* (BEP) sebesar 36,82%; dan *period*

of construction selama 24 bulan. Berdasarkan analisa BEP, POT, dan IRR, pabrik Gliserol Monostearat ini layak untuk didirikan.

KATA PENGANTAR

Segala puji dan syukur kehadiran Tuhan YME karena atas berkat Rahmat dan karunia-Nya, penulis dapat menyelesaikan Tugas Pra Desain Pabrik “*Gliserol Monostearat (GMS)*” yang merupakan salah satu syarat kelulusan bagi mahasiswa Departemen Teknik Kimia FTIRS-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. Ibu Dr. Widiyastuti, S.T., M.T. 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. Ibu Dr. Widiyastuti S.T., M.T. sebagai Kepala Laboratorium Elektrokimia dan Korosi, atas bimbingan dan saran yang telah diberikan.
3. Ibu Dr. Widiyastuti, S.T., M.T., selaku Kepala Departemen Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember.
4. Bapak dan Ibu Dosen pengajar serta seluruh karyawan Departmen Teknik Kimia.
5. Orang Tua dan keluarga kami yang telah banyak memberikan dukungan baik moral maupun spiritual.
6. Teman-teman seperjuangan di Laboratorium Elektrokimia dan Korosi yang telah memberikan segala *support*, bantuan dan kerjasamanya.
7. Teman-teman K-56 yang telah memberikan banyak *support* dan bantuan.
8. 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, 13 Januari 2019

Penyusun

DAFTAR ISI

COVER.....	i
LEMBAR PENGESAHAN	iii
INTISARI	v
KATA PENGANTAR.....	ix
DAFTAR ISI.....	xi
DAFTAR GAMBAR.....	xvi
DAFTAR TABEL	xix
BAB I LATAR BELAKANG.....	23
BAB II BASIS DESAIN DATA	27
II.1 Kapasitas	27
II.2 Lokasi.....	29
II.3 Kualitas Bahan Baku dan Produk	31
II.3.1 Bahan Baku Utama.....	31
II.3.2 Bahan Baku Pendukung.....	32
II.3.3 Produk.....	34
BAB III SELEKSI DAN URAIAN PROSES	35
III.1 Pemilihan Proses.....	35
III.1.1 Proses Esterifikasi.....	35
III.1.2 Proses Trans-Esterifikasi.....	38
III.1.3 Seleksi Proses.....	39
III.2 Uraian Proses.....	41
BAB IV NERACA MASSA DAN ENERGI.....	45
IV.1 Neraca Massa.....	45
IV.1.1. Mixing Tank (M-110).....	46

IV.1.2.	Esterification Reactor (R-210)	47
IV.1.3.	Distillation Column I (D-213).....	48
IV.1.4.	Neutralizing Reactor (R-310).....	50
IV.1.5.	Distillation Column II (D-320).....	51
IV.1.6.	Spray Cooling Chamber (D-410)	52
IV.1.7.	Cyclone (H-413).....	54
IV.1.8.	Overall System	55
IV.1.	Neraca Energi	56
IV.2.1.	Mixing Tank (M-110).....	57
IV.2.2.	Glycerol Storage Tank (F-111)	58
IV.2.3.	Stearic Acid Storage Tank (F-112).....	58
IV.2.4.	Pre-Heater (E-118)	59
IV.2.5.	Esterification Reactor (R-210)	60
IV.2.6.	Condenser (E-212).....	61
IV.2.7.	Distillation Column I (D-213).....	62
IV.2.8.	Heater (E-217).....	63
IV.2.9.	Cooler (E-219)	63
IV.2.10.	Neutralizing Reactor (R-310).....	64
IV.2.11.	Distillation Column II (D-320).....	65
IV.2.12	Cooler (E-324).....	66
IV.2.13	Spray Cooling Chamber (D-410)	67
IV.2.13	Cyclone (H-413).....	68
BAB V DAFTAR DAN HARGA PERALATAN		69
V.1.	Mixing Tank (M-110).....	69
V.2.	Glycerol Storage Tank (F-111).....	70

V.3.	Stearic Acid Storage Tank (F-112)	72
V.4.	Phosphoric Acid Storage Tank (F-113)	73
V.5.	Glycerol Pump (L-114)	75
V.6.	Stearic Acid Pump (L-115)	75
V.7.	Phosphoric Acid Pump (L-116)	76
V.8.	Reactor Feed Pump (L-117)	76
V.9.	Pre Heater (E-118)	77
V.10.	Esterification Reactor (R-210)	78
V.11.	Steam Jet Ejector (G-211)	79
V.12.	Condenser (E-212)	79
V.13.	Distillation Column I (D-213)	80
V.14.	Distillation I Condenser (E-214)	81
V.15.	Distillation I Reboiler (E-215)	82
V.16.	Reactor Recycle Pump (L-216)	83
V.17.	Heater (E-217)	83
V.18.	Neutralizer Pump (L-218)	84
V.19.	Cooler (E-219)	85
V.20.	Neutralizing Reactor (R-310)	85
V.21.	Sodium Hydroxide Storage Tank (F-311)	87
V.22.	Sodium Hydroxide Pump (L-312)	88
V.23.	Distillation Feed Pump (L-313)	89
V.24.	Distillation Column II (D-320)	90
V.25.	Distillation II Condenser (E-321)	90
V.26.	Distillation II Reboiler (E-322)	91
V.27.	Solidification Feed Pump (L-323)	92

V.28.	Cooler (E-324).....	93
V.29.	Spray Cooling Chamber (D-410).....	94
V.30.	Centrifugal Blower (G-411)	95
V.31.	Belt Conveyor (J-412).....	95
V.32.	Cyclone (H-413).....	96
V.33.	Cenrifugal Blower (G-414)	97
V.34.	Belt Conveyor (J-415).....	97
V.35.	GMS Bin (F-416).....	97
BAB VI ANALISA EKONOMI		99
VI.1	Pengelolaan Sumber Daya Manusia	99
VI.1.1	Bentuk Badan Perusahaan.....	99
VI.1.2	Sistem Organisasi Perusahaan.....	99
VI.1.3	Perincian Jumlah Tenaga Kerja.....	104
VI.1.4	Status Karyawan dan Pengupahan.....	107
VI.2	UTILITAS	108
VI.2.1	Unit Pengolahan Air.....	109
VI.2.2	Unit Pembangkit Tenaga Listrik	110
VI.2.3	Unit Penanganan Limbah.....	110
VI.3	ANALISA EKONOMI.....	110
VI.3.1	Asumsi Perhitungan.....	110
VI.3.2	Analisa Keuangan.....	111
VI.3.3	Analisa Laju Pengembalian Modal (Internal Rate of Return / IRR)	111
VI.3.4	Analisa Waktu Pengembalian Modal (Pay Out Time / POT).....	112
VI.3.5	Analisa Titik Impas (Break Even Point / BEP) ..	112

BAB VII KESIMPULAN.....	115
DAFTAR PUSTAKA.....	117

“Halaman ini sengaja dikosongkan”

DAFTAR GAMBAR

Gambar II.	1	Lokasi Kawasan Industri Gresik.....	29
Gambar III.	1	Reaksi Esterifikasi Pembentukan Gliserol Monostearat	36
Gambar III.	2	Blok Diagram Proses Esterifikasi Gliserol Monostearat	37
Gambar III.	3	Reaksi Trans Esterifikasi Pembentukan Gliserol Monostearat	38
Gambar III.	4	Blok Diagram Proses Trans Esterifikasi Gliserol Monostearat	39
Gambar III.	5	<i>Process Flow Diagram</i> Pabrik GMS	41
Gambar IV.	1	<i>Mixing Tank</i> (M-110).....	46
Gambar IV.	2	<i>Esterification Reactor</i> (R-210)	47
Gambar IV.	3	<i>Distillation Column I</i> (D-213)	48
Gambar IV.	4	<i>Neutralizing Reactor</i> (R-310).....	50
Gambar IV.	5	<i>Distillation Column II</i> (D-320)	51
Gambar IV.	6	<i>Spray Cooling Chamber</i> (D-410).....	54
Gambar IV.	8	<i>Overall System</i>	55
Gambar IV.	9	Penggambaran Sistem Peninjauan Neraca Energi	56
Gambar IV.	10	<i>Mixing Tank</i> (M-110).....	57
Gambar IV.	11	<i>Glycerol Storage Tank</i> (F-111).....	58
Gambar IV.	12	<i>Stearic Acid Storage Tank</i> (F-112)	58
Gambar IV.	13	<i>Pre Heater</i> (E-118)	59
Gambar IV.	14	<i>Esterification Reactor</i> (R-210)	60
Gambar IV.	15	<i>Condenser</i> (E-212).....	61
Gambar IV.	16	<i>Distillation Column I</i> (D-213)	62
Gambar IV.	17	<i>Heater</i> (E-313).....	63
Gambar IV.	18	<i>Cooler</i> (E-219).....	63
Gambar IV.	19	<i>Neutralizing Reactor</i> (R-310).....	64
Gambar IV.	20	<i>Distillation Column II</i> (D-320)	65
Gambar IV.	21	<i>Cooler</i> (E-324).....	66

Gambar IV.22	<i>Spray Cooling Chamber</i> (D-410).....	67
Gambar IV.23	<i>Cyclone</i> (H-413)	68
Gambar VI. 1	Struktur Organisasi Perusahaan.....	100
Gambar VI. 2	Grafik <i>Break Even Point</i>	112

DAFTAR TABEL

Tabel I. 1	Produksi Gliserol dari <i>By-Product</i> Biodiesel.....	27
Tabel II. 1	Data Impor GMS di Indonesia Tahun 2013 – 2018	31
Tabel II. 2	<i>Properties</i> Gliserol PT. Wilmar	32
Tabel II. 3	<i>Properties</i> Asam Stearat PT. Wilmar	33
Tabel II. 4	<i>Properties</i> Asam Fosfat (H ₃ PO ₄) PT. Wilmar.....	33
Tabel II. 5	<i>Properties</i> Natrium Hidroksida (NaOH) PT. <i>Asahimas Chemical</i>	34
Tabel II. 6	<i>Properties</i> Gliserol Monostearat <i>Food Grade</i>	40
Tabel III. 1	Perbandingan Macam Proses Produksi Gliserol Monostearat	46
Tabel IV. 1	Neraca Massa <i>Mixing Tank</i>	47
Tabel IV. 2	Neraca Massa <i>Esterification Reactor</i>	48
Tabel IV. 3	Neraca Massa <i>Distilation Column I</i>	50
Tabel IV. 4	Neraca Massa <i>Neutralizing Reactor</i>	51
Tabel IV. 5	Neraca Massa <i>Distilation Column II</i>	53
Tabel IV. 6	Neraca Massa <i>Spray Cooling Chamber</i>	54
Tabel IV. 7	Neraca Massa <i>Cyclone</i>	55
Tabel IV. 8	Neraca Massa <i>Overall System</i>	57
Tabel IV. 9	Neraca Energi <i>Mixing Tank</i>	58
Tabel IV.10	Neraca Energi <i>Glycerol Storage Tank</i>	59
Tabel IV.11	Neraca Energi <i>Stearic Acid Storage Tank</i>	60
Tabel IV.12	Neraca Energi <i>Pre Heater</i>	61
Tabel IV.13	Neraca Energi <i>Esterification Reactor</i>	62
Tabel IV.14	Neraca Energi <i>Condenser</i>	63
Tabel IV.15	Neraca Energi <i>Distilation Column I</i>	64
Tabel IV.16	Neraca Energi <i>Heater</i>	64
Tabel IV.17	Neraca Energi <i>Cooler</i>	65
Tabel IV.18	Neraca Energi <i>Neutralizing Reactor</i>	66
Tabel IV.19	Neraca Energi <i>Distilation Column II</i>	67
Tabel IV.20	Neraca Energi <i>Cooler</i>	68
Tabel IV.21	Neraca Energi <i>Spray Cooling Chamber</i>	69

Tabel IV.22	Neraca Energi <i>Cyclone</i>	70
Tabel V. 1	Spesifikasi <i>Mixing Tank</i> (M-110).....	72
Tabel V. 2	Spesifikasi <i>Glycerol Storage Tank</i> (F-111)	73
Tabel V. 3	Spesifikasi <i>Stearic Acid Storage Tank</i> (F-112)....	75
Tabel V. 4	Spesifikasi <i>Phosphoric Acid Storage Tank</i> (F-113)	75
Tabel V. 5	Spesifikasi <i>Glycerol Pump</i> (L-114).....	76
Tabel V. 6	Spesifikasi <i>Stearic Acid Pump</i> (L-115)	76
Tabel V. 7	Spesifikasi <i>Phosphoric Acid Pump</i> (L-116).....	77
Tabel V. 8	Spesifikasi <i>Reactor Feed Pump</i> (L-117)	78
Tabel V. 9	Spesifikasi <i>Pre Heater</i> (E-118).....	79
Tabel V.10	Spesifikasi <i>Esterification Reactor</i> (R-210).....	79
Tabel V.11	Spesifikasi <i>Steam Jet Ejector</i> (G-211).....	80
Tabel V.12	Spesifikasi <i>Condenser</i> (E-212)	81
Tabel V.13	Spesifikasi <i>Distillation Column I</i> (D-213).....	82
Tabel V.14	Spesifikasi <i>Distillation I Condenser</i> (E-214).....	83
Tabel V.15	Spesifikasi <i>Distillation I Reboiler</i> (E-215)	83
Tabel V.16	Spesifikasi <i>Reactor Recycle Pump</i> (L-216)	84
Tabel V.17	Spesifikasi <i>Heater</i> (E-217)	85
Tabel V.18	Spesifikasi <i>Neutralizer Pump</i> (L-218).....	85
Tabel V.19	Spesifikasi <i>Cooler</i> (E-219)	87
Tabel V.20	Spesifikasi <i>Neutralizing Reactor</i> (R-310).....	89
Tabel V.21	Spesifikasi <i>Sodium Hydroxide Tank</i> (F-311)	89
Tabel V.22	Spesifikasi <i>Sodium Hydroxide Pump</i> (L-312).....	90
Tabel V.23	Spesifikasi <i>Distillation Feed Pump</i> (L-313)	90
Tabel V.24	Spesifikasi <i>Distillation Column II</i> (D-320).....	91
Tabel V.25	Spesifikasi <i>Distillation II Condenser</i> (E-321).....	92
Tabel V.26	Spesifikasi <i>Distillation II Reboiler</i> (E-322).....	93
Tabel V.27	Spesifikasi <i>Solidification Feed Pump</i> (L-323).....	94
Tabel V.28	Spesifikasi <i>Cooler</i> (E-324)	95
Tabel V.29	Spesifikasi <i>Spray Cooling Chamber</i> (D-410)	95
Tabel V.30	Spesifikasi <i>Centrifugal Blower</i> (G-411).....	96
Tabel V.31	Spesifikasi <i>Belt Conveyor</i> (J-412).....	96
Tabel V.32	Spesifikasi <i>Cyclone</i> (H-413).....	96
Tabel V.33	Spesifikasi <i>Centrifugal Blower</i> (G-414).....	97

Tabel V.34	Spesifikasi <i>Belt Conveyor</i> (J-415).....	97
Tabel V.35	Spesifikasi <i>GMS Bin</i> (F-416).....	97
Tabel VI. 1	Daftar Kebutuhan Karyawan Pabrik GMS	105
Tabel VI. 2	Jadwal Shift dengan Sitem 2-2-2	107
Table VI. 3	Parameter Perhitungan Ekonomi.....	111
Tabel VI. 4	Hasil Perhitungan Analisa Ekonomi Pabrik GMS	112

“Halaman ini sengaja dikosongkan”

BAB I

LATAR BELAKANG

Beberapa tahun terakhir, industri biodiesel di Indonesia berkembang dengan pesat. Hal ini dipicu oleh perkembangan pencarian energi alternatif untuk menutupi kebutuhan energi di masa mendatang. Besarnya ketergantungan Indonesia pada BBM yang berbanding terbalik dengan semakin menipisnya persediaan minyak bumi telah diantisipasi oleh Pemerintah dengan diterbitkannya Peraturan Presiden No.5 Tahun 2006 tentang Kebijakan Energi Nasional dan Instruksi Presiden No.1 Tahun 2006 tentang Penyediaan dan Pemanfaatan Bahan Bakar Nabati sebagai bahan bakar lain.

Gliserol adalah produk samping produksi biodiesel yang dihasilkan lebih kurang 10% dari total volume produk biodiesel dari reaksi transesterifikasi dan merupakan senyawa alkohol dengan gugus hidroksil berjumlah tiga buah. Gliserol (1,2,3 propanetriol) merupakan cairan yang tidak berwarna, tidak berbau dan merupakan cairan kental yang memiliki rasa manis.

(Pagliaro dan Rossi, 2008)

Tabel I. 1 Produksi Gliserol dari *By-Produk* Biodiesel (Satuan Kiloliter)

	2007	2008	2009	2010	2015
Biodiesel	262,5	415	567,5	720	1500
Gliserol	26,25	41,5	56,7	72	150

(Prasetyo, 2012))

Dari Tabel I.1 dapat dilihat bahwa produksi gliserol akan terus bertambah setiap tahunnya. Namun, sebagai produk samping industri biodiesel, gliserol belum banyak diolah sehingga nilai jualnya masih cukup rendah. Untuk menaikkan nilai jual dari gliserol ini, maka gliserol diubah menjadi produk turunannya. Penelitian tentang proses produksi turunan gliserol dalam satu

dekade ini telah mulai banyak dilakukan. Proses esterifikasi gliserol adalah salah satu metode yang banyak digunakan untuk memproduksi produk turunan gliserol. Dalam reaksi esterifikasi dihasilkan bermacam-macam ester yang mempunyai banyak kegunaan dan bernilai lebih tinggi. Produk dari konversi gliserol ini bersifat ramah lingkungan dan terbarukan karena bukan merupakan turunan dari minyak bumi. Salah satu produk turunan dari gliserol adalah Gliserol Monostearat (GMS).

(Prasetyo, 2012)

Secara umum, gliserol monostearat dibuat dari reaksi antara gliserol dan asam stearat. Gliserol dapat diperoleh dari hasil produk samping pembuatan biodiesel, sedangkan asam stearat diperoleh dari ekstraksi lemak hewan dan hidrogenasi minyak nabati atau olahan oleokimia dari *Crude Palm Oil* (CPO).

Gliserol Monostearat (GMS) merupakan salah satu jenis surfaktan non-ionik yang banyak diaplikasikan dalam industri farmasi dan makanan, terutama industri *bakery*. 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 dua 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.

Namun, banyaknya kebutuhan gliserol monostearat di Indonesia tidak didukung dengan pasokan gliserol monostearat, karena belum adanya pabrik gliserol monostearat di Indonesia, sehingga harus mengimpor seluruh kebutuhan dalam jumlah besar.

Berdasarkan uraian di atas, pendirian pabrik gliserol monostearat sangat berpotensi untuk dikembangkan di Indonesia karena sampai saat ini belum ada pabrik *gliserol monostearate* 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.

“Halaman ini sengaja dikosongkan”

BAB II

BASIS DESAIN DATA

II.1 Kapasitas

Penentuan kapasitas produksi suatu pabrik merupakan hal yang mendasar dan sangat penting karena merupakan faktor yang sangat berpengaruh dalam perhitungan teknis dan analisis ekonomi suatu pabrik.

Perancangan pra desain pabrik GMS didasarkan pada data statistik kebutuhan GMS dari tahun 2013 hingga 2018. Untuk memperkirakan peluang kapasitas produksi pabrik baru yang akan didirikan pada tahun 2023 (3 tahun ke depan), dapat dihitung dengan menggunakan persamaan:

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

Dimana:

m_1 : nilai import pada tahun 2023

m_2 : produksi pabrik di dalam negeri

m_3 : kapasitas pabrik gliserol monostearat yang akan didirikan, (ton/tahun)

m_4 : nilai ekspor pada tahun 2023

m_5 : nilai konsumsi dalam negeri tahun 2023, (ton)

Hingga saat ini belum ada pabrik GMS yang didirikan di Indonesia, sehingga semua kebutuhan GMS dalam negeri dipenuhi dengan cara impor serta belum ada nilai ekspor. Maka dari itu, data-data impor dapat digunakan sebagai data konsumsi atau kebutuhan dalam negeri yang menjadi acuan dalam penentuan kapasitas produksi GMS.

Tabel II. 1 Data Impor GMS di Indonesia Tahun 2013 - 2018

Tahun	Impor (kg)	% Pertumbuhan
2013	4.659.937	
2014	4.825.875	0,03561
2015	5.052.426	0,04695
2016	5.558.723	0,10021
2017	5.828.650	0,04855

2018	6.802.115	0,16704
Rata – rata pertumbuhan		0,07967

(Sumber: Badan Pusat Statistik Indonesia)

Dengan menggunakan Tabel II.1 di atas, dapat diperoleh kenaikan impor rata-rata per tahun adalah 0,07967 %. Maka perkiraan kebutuhan gliserol monostearat pada tahun 2023 dapat dihitung dengan persamaan:

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

Dimana:

P = Kebutuhan GMS pada tahun 2018, (ton)

m = jumlah produk pada tahun 2023, (ton/tahun)

i = Rata – rata % Pertumbuhan

n = selisih tahun

Sehingga jumlah kebutuhan GMS pada tahun 2023 dapat diprediksi dan dijadikan acuan dalam penentuan kapasitas produksi.

$$\begin{aligned} m \text{ (kebutuhan pada 2023)} &= P (1 + i)^5 \\ &= 6802115 (1 + 0,07967)^5 \\ &= 9.979.151,12 \text{ kg/tahun} \end{aligned}$$

Karena merupakan pabrik baru dan tidak ada pabrik GMS yang berdiri di Indonesia, maka data ekspor (m_4) dan data produksi pabrik di dalam negeri (m_2) ditiadakan. Data import (m_1) juga ditiadakan karena pabrik ini dirancang untuk memenuhi seluruh kebutuhan dalam negeri sehingga tidak perlu mengimpor dari luar lagi. Sehingga kapasitas produksi pabrik gliserol monostearat pada tahun 2023 dapat diperkirakan dengan persamaan:

$$\begin{aligned} m_1 + m_2 + m_3 &= m_4 + m_5 \\ m_3 &= (m_4 + m_5) - (m_1 + m_2) \\ m_3 &= (0 + m_5) - (m_1 + m_2) \\ m_3 &= m_5 - (0 + 0) \\ m_3 &= 9.979.151,12 \text{ kg/tahun} \\ m_3 &= 9.979,151 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

Dari persamaan tersebut, dapat diestimasi kapasitas produksi GMS di Indonesia pada tahun 2023 yakni 9.979,151 ton/tahun maka dari itu ditentukan kapasitas pabrik sebesar 10.000

ton/tahun, sehingga kapasitas per hari dari pabrik gliserol monostearat (GMS) sebesar 30,30 ton/hari dengan 330 hari operasi pabrik dalam setahun dan basis 24 jam per hari.

II.2 Lokasi



Gambar II. 1 Lokasi Kawasan Industri Gresik

Pemilihan lokasi suatu pabrik merupakan salah satu masalah pokok yang menunjang keberhasilan suatu pabrik dan akan mempengaruhi kelangsungan dan kemajuan pabrik tersebut. Pabrik gliserol monostearat (GMS) ini direncanakan akan berlokasi di Kawasan Industri Gresik, Jawa Timur, dengan pertimbangan sebagai berikut:

1. Ketersediaan bahan baku

Bahan baku merupakan faktor utama dalam kelangsungan operasi suatu pabrik. Bahan baku gliserol monostearat adalah asam stearat dan gliserol yang diproduksi oleh PT. Wilmar yang terletak di Gresik, Jawa Timur. 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. Transportasi

Kawasan Industri Gresik terletak 5,1 km dari Pelabuhan Gresik dan juga dapat diakses melalui jalan tol. Sehingga fasilitas transportasi yang ada di daerah ini sudah cukup memadai sehingga pengiriman bahan baku ataupun pemasaran produk dapat berjalan dengan lancar.

3. Utilitas

Utilitas suatu pabrik meliputi energi (listrik), gas, dan air. Untuk energi sendiri Kawasan Industri Gresik merupakan kawasan industri yang cukup besar, sehingga energi yang dibutuhkan dapat dipenuhi oleh PLN setempat. Untuk gas sendiri di Kawasan Industri Gresik sendiri telah dibangun jalur untuk gas alam oleh PGN. Sedangkan, untuk ketersediaan air bersih, lokasi ini dekat dengan Bendungan Gerak Sembayat yang dapat digunakan sebagai sumber air bersih.

4. Tenaga kerja

Kawasan Industri Gresik terletak tidak terlalu jauh dari kota besar, seperti Surabaya, 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.

5. Pasar

Pasar untuk Pulau Jawa lebih bervariasi 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 atau Sari Roti 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, serta tanah yang stabil, sehingga tidak memiliki potensi bencana alam yang serius.

II.3 Kualitas Bahan Baku dan Produk

Bahan baku yang digunakan dipisahkan menjadi dua 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 asam fosfat (H_3PO_4) sebagai katalis dan natrium hidroksida (NaOH) sebagai penetral. Produk akhir yang akan dihasilkan yakni Gliserol Monostearat (GMS).

II.3.1 Bahan Baku Utama

1. Gliserol

Gliserol adalah trihidroksi alkohol yang terdiri dari tiga atom karbon dengan rumus molekul $C_3H_8O_3$. 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 dengan sifat fisika dan kimia sebagai berikut:

Tabel II. 2 Properties Gliserol PT. Wilmar

<i>Properties</i>	Nilai
Bentuk	Cair
Warna	Tidak berwarna
Gliserol (% wt)	99,7
<i>Moisture</i> (% wt)	0,3
Berat molekul	92,09 g/mol
Densitas	1,25 g/cm ³
Viskositas	1,15 cp (pada 20 °C)
Titik didih	290 °C
Titik leleh	20 °C

<i>Specific gravity</i>	1,265 (pada 15 °C)
Kelarutan	Larut dalam air, alkohol, etil asetatm dan eter

(Sumber: PT Wilmar Nabati Indonesia)

2. Asam Stearat

Asam Stearat adalah salah satu asam lemak yang mengandung gugus karboksilat dengan rumus molekul $C_{18}H_{36}O_2$. Pada produksi gliserol monostearat (GMS) ini, digunakan asam Stearate dari PT. Wilmar dengan sifat fisika dan kimia sebagai berikut:

Tabel II. 3 Properties Asam Stearat PT. Wilmar

<i>Properties</i>	Nilai
Bentuk	Cair
Warna	Putih
Asam stearat (% wt)	92
Asam palmitat (% wt)	8
Berat molekul	248,48 g/mol
Densitas	0,84 g/cm ³
Viskositas	7,79 cp (pada 80 °C)
Titik didih	361 °C
Titik leleh	67 °C
<i>Specific gravity</i>	0,84 (pada 80 °C)
Kelarutan	Tidak larut dalam air. Larut dalam etanol, heksan, PEG. Sangat mudah larut dalam benzene, CCl ₄ , kloroform, eter.

(Sumber: PT Wilmar Nabati Indonesia)

II.3.2 Bahan Baku Pendukung

1. Asam Fosfat (H_3PO_4)

Asam fosfat (H_3PO_4) digunakan sebagai katalis 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 sifat fisika dan kimia sebagai berikut:

Tabel II. 4 Properties Asam Fosfat (H_3PO_4) PT. Petrokimia Gresik

<i>Properties</i>	Nilai
Bentuk	Cair
Warna	Tidak berwarna
Asam fosfat (% wt)	85
<i>Moisture</i> (% wt)	15
Berat molekul	98 g/mol
Densitas	1,685 g/cm ³
Viskositas	43,5 cp (pada 25 °C)
Titik didih	158 °C
Titik leleh	21 °C
<i>Specific gravity</i>	1,686
Kelarutan	Larut dalam air, alkohol

(Sumber: PT. Petrokimia Gresik)

2. Natrium Hidroksida (NaOH)

Natrium hidroksida digunakan sebagai penetral dalam produksi gliserol monostearat. NaOH memiliki kecenderungan untuk menjadi cairan dan bersifat mudah menyerap karbon dioksida dan uap air dari udara. Pada produksi gliserol monostearat (GMS) ini, digunakan NaOH cair dari PT. Asahimas Chemical dengan sifat fisika dan kimia sebagai berikut:

Tabel II. 5 Properties Natrium Hidroksida (NaOH) PT. Asahimas Chemical

<i>Properties</i>	Nilai
Bentuk	Padat
Warna	Putih
NaOH (% wt)	48
Moisture (% wt)	52

Berat molekul	39,88 g/mol
Densitas	2,13 g/cm ³
Viskositas	86,5 cP (pada 25 °C)
Titik didih	1390 °C
Titik beku	318 °C
<i>Specific gravity</i>	1,5
Kelarutan	Larut dalam air

(Sumber: PT. Asahimas Chemical)

II.3.3 Produk

1. Gliserol Monostearat (GMS)

Gliserol monostearat (GMS) adalah *fatty acid ester* dengan rumus molekul C₂₁H₄₂O₄. Sesuai dengan *standard food grade*, spesifikasi gliserol monostearat (GMS) mengandung minimal 90% monogliserida (terutama gliserol monostearat dan gliserol monopalmitat) dan maksimal 1,2% gliserol. Produk yang akan dihasilkan diharapkan memiliki nilai *properties* sebagai berikut:

Tabel II. 6 Properties Gliserol Monostearat Food Grade

<i>Properties</i>	Nilai
Bentuk	Padat
Warna	Putih
Kemurnian	Min 90%
<i>Free glycerol</i>	Max 1,2 %
<i>Acid value</i>	Max 3,0
Berat molekul	358,6 g/mol
Densitas	0,958 g/cm ³
Titik didih	477 °C (pada 1 atm)
Titik leleh	70 °C
<i>Specific gravity</i>	0,96
Kelarutan	Tidak larut dalam air, larut dalam etanol 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.

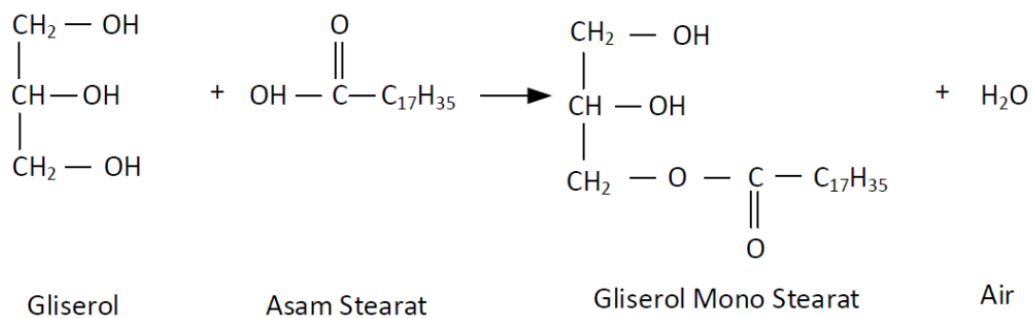
III.1.1 Proses Esterifikasi

Pada proses esterifikasi, digunakan bahan baku berupa gliserol dan asam stearat menggunakan katalis asam atau basa dan bersifat *reversible* (Fessenden, 1986). Umumnya digunakan katalis asam seperti asam fosfat (H_3PO_4). Reaksi esterifikasi adalah suatu reaksi antara asam karboksilat dan alkohol membentuk ester dan air. Turunan asam karboksilat membentuk ester asam karboksilat. Ester asam karboksilat ialah suatu senyawa yang mengandung gugus $-CO_2R$ dengan R dapat berbentuk alkil ataupun aril (Pratiwi, 2011).

Mekanisme reaksi esterifikasi tersebut merupakan reaksi substitusi asil nukleofil dengan katalisator asam melalui beberapa tahap reaksi. Mulanya terjadi pembentukan senyawa proton pada asam karboksilat dengan adanya perpindahan proton dari katalis asam atom oksigen pada gugus karbonil. Kemudian alkohol nukleofilik menyerang karbon positif sehingga terbentuk ion oksonium. Pada proses ini terjadi pelepasan proton atau deprotonasi dari gugus hidroksil milik alkohol, menghasilkan senyawa kompleks teraktivasi. Selanjutnya terjadi protonasi terhadap salah satu gugus hidroksil yang diikuti dengan pelepasan molekul air dan menghasilkan ester (Fessenden & Fessenden, 1982).

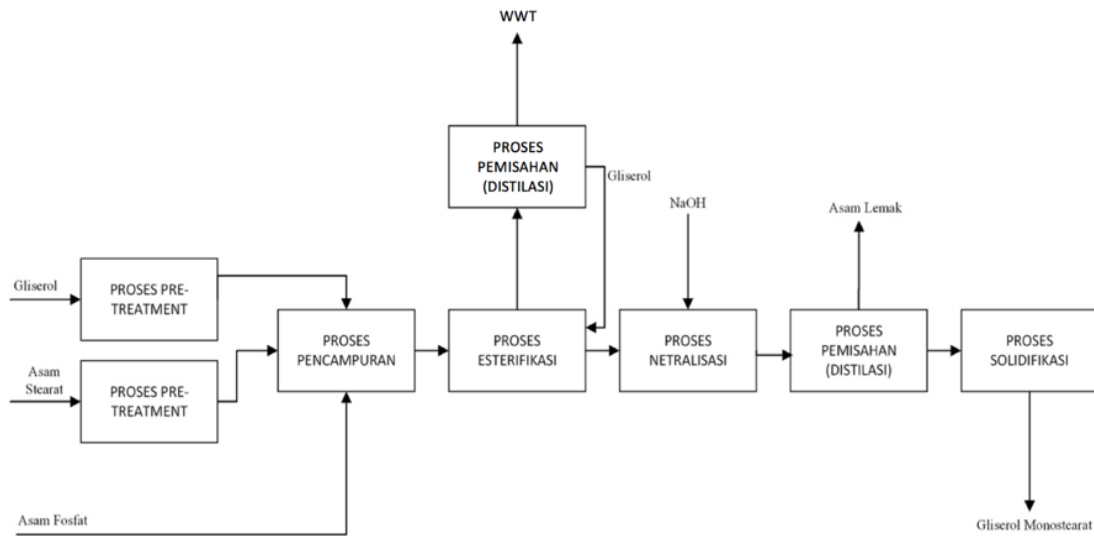
Reaksi esterifikasi merupakan reaksi endotermal yang bersifat *reversible* sehingga konversi sempurna tidak mungkin tercapai. Kirk dan Othmer (1994) menjelaskan bahwa apabila salah satu reaktan dibuat berlebih, maka reaksi kesetimbangan akan bergeser ke arah kanan (pembentukan ester) dan tumbukan antar molekul semakin besar yang mengakibatkan konversi menjadi produk semakin besar pula. Laju reaksi esterifikasi sangat dipengaruhi oleh struktur molekul reaktan dan radikal yang terbentuk dalam senyawa antara.

Asam stearat akan teresterifikasi dengan gliserol ketika campuran dipanaskan pada temperatur 260-300°C (Bailey, 1981). Pada temperatur yang lebih rendah, dibutuhkan waktu yang lebih lama. 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 penetralan katalis asam menggunakan basa (natrium hidroksida) di akhir proses.

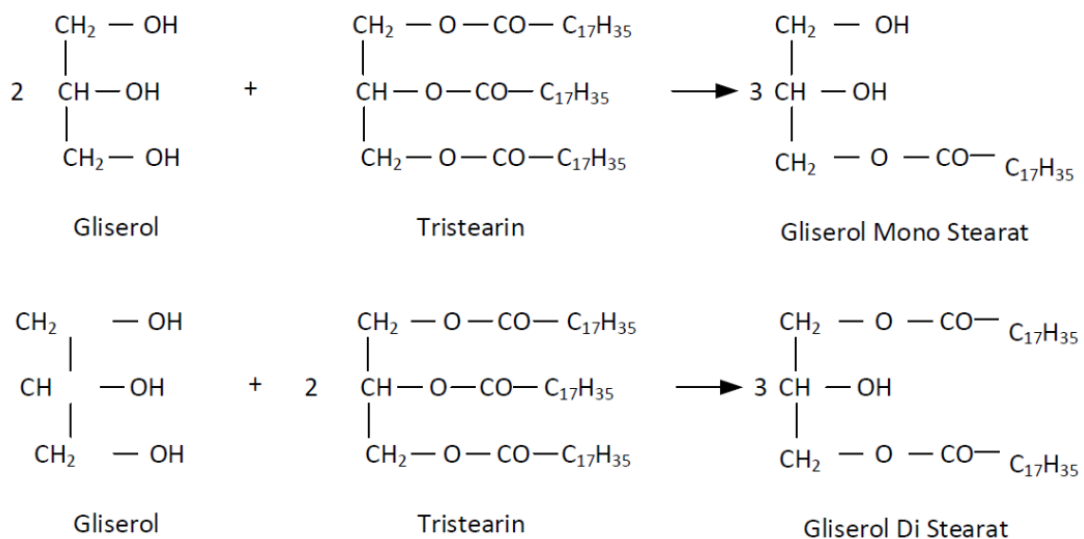


Gambar III. 2 Blok Diagram Proses Esterifikasi Gliserol Monostearat

Bahan baku berupa asam stearat dan gliserol melalui proses *pre-treatment* terlebih dahulu untuk menaikkan suhunya untuk mengurangi beban *heater* serta menurunkan viskositas gliserol dan asam stearat sehingga mengurangi beban pompa nantinya, sedangkan katalis asam fosfat tidak perlu dipanaskan terlebih dahulu. Kemudian ketiganya masuk ke dalam proses pencampuran sebelum diumpankan ke dalam reaktor esterifikasi. Proses esterifikasi dilakukan pada temperatur 260°C dan tekanan 0,13 atm (Bailey, 1981). Konversi yang dapat dicapai dalam reaksi pembentukan gliserol monostearat sebesar 82%. Produk atas yang keluar dari tahapan proses esterifikasi diumpankan ke kolom distilasi untuk memisahkan air serta *me-recycle* komponen-komponen yang masih dibutuhkan seperti gliserol dan asam stearat. Produk bawah dari tahapan proses esterifikasi dinetralkan dengan natrium hidroksida (NaOH) dan dimurnikan dalam kolom distilasi. Kemudian dilakukan pendinginan untuk membentuk produk gliserol monostearat berbentuk padatan atau *powder* dan disimpan dalam tangki penyimpanan.

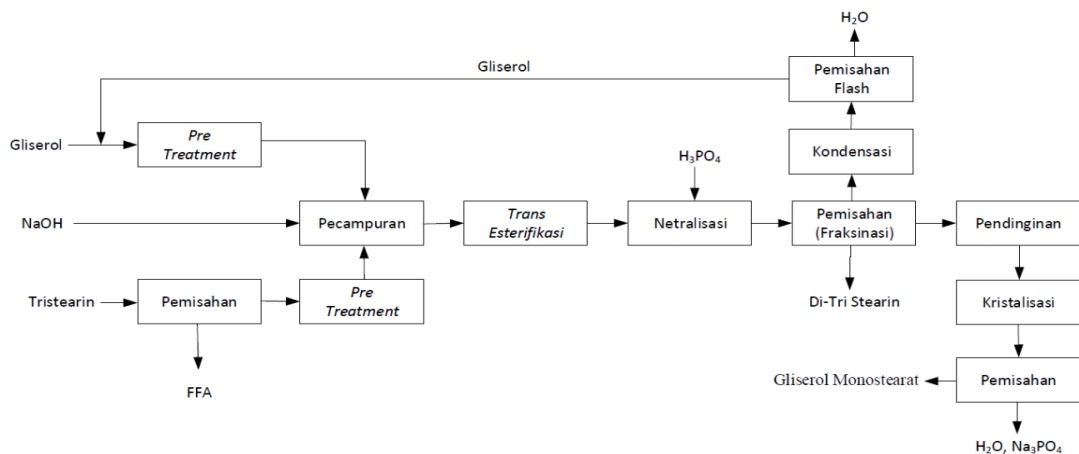
III.1.2 Proses Trans-Esterifikasi

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. Di dalam proses trans-esterifikasi sebelum diumpankan ke dalam reaktor, kandungan asam stearat dalam trigliserida perlu dipisahkan terlebih dahulu. 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 tristearat. Akan tetapi pada reaksi transesterifikasi dapat terbentuk gliserol distearat sehingga mengurangi konversi produk GMS.



Gambar III. 3 Reaksi Trans Esterifikasi Pembentukan Gliserol Monostearat

Semakin tinggi rasio gliserol terhadap trigliserida maka semakin tinggi pula temperatur yang dibutuhkan untuk mencapai reaksi sempurna. Karena dioperasikan pada temperatur tinggi, dapat terjadi reaksi samping yang menghasilkan produk dengan warna yang lebih gelap. Hal ini tidak diharapkan jika produk digunakan dalam industri makanan.



Gambar III. 4 Blok Diagram Proses Trans Esterifikasi Gliserol Monostearat

Sebelum diumpankan ke dalam reaktor, kandungan asam lemak bebas (FFA) dalam trigliserida perlu dipisahkan terlebih dahulu. Kemudian asam lemak hasil pemisahan dan gliserol yang telah melalui *pre-treatment*, dan katalis NaOH dicampur dan diumpankan ke dalam reaktor trans-esterifikasi. 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 80%. Kemudian produk dinetralisasi menggunakan asam fosfat yang membentuk endapan Na_3PO_4 dan memasuki tahap pemisahan menggunakan distilasi molekuler/fraksinasi untuk memisahkan produk monogliserida dan digliserida. Selain itu uap gliserol juga dipisahkan dan diumpankan kembali ke dalam proses sebagai *recycle*. Setelah melalui pemisahan ini selanjutnya gliserol monostearat dikristalisasi dan pisahkan dari garam dan air yang masih tersisa dan disimpan dalam tangki penyimpanan.

III.1.3 Seleksi Proses

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

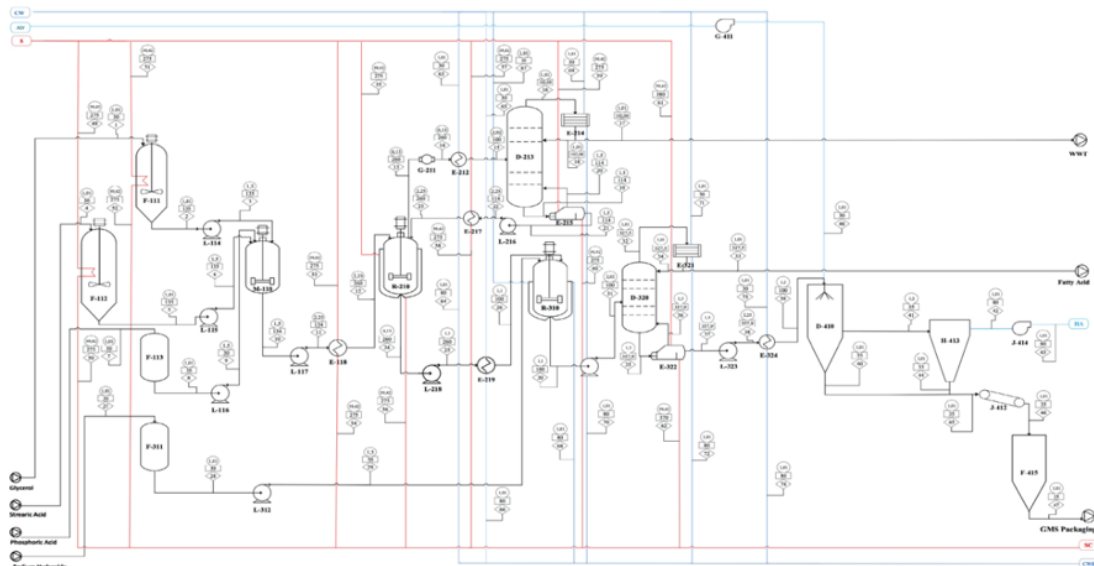
Tabel III. 1 Perbandingan Macam Proses Produksi Gliserol Monostearat

No.	Parameter	Macam Proses	
		Esterifikasi	Transesterifikasi
Aspek Teknis			
1.	Konversi (%)	82	80
2.	Yield (%)	91	65,4
Aspek Operasi			
3.	Temperatur (°C)	260 - 300	260
4.	Tekanan (atm)	0,13	13,61
Aspek Lingkungan			
5.	Hasil Samping	H ₂ O	FFA, H ₂ 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. Biaya investasi lebih rendah karena tidak memerlukan banyak alat dalam rangkaian proses.
4. Kondisi operasi lebih sederhana dan hasil samping lebih sedikit sehingga lebih aman dibanding proses yang lain.

III.2 Uraian Proses



Gambar III. 5 *Process Flow Diagram* Pabrik GMS

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). Pada *glycerol storage tank* (F-111), gliserol dipanaskan terlebih dahulu dari 30°C hingga 135°C untuk menurunkan viskositas gliserol dan asam stearat sehingga mengurangi beban pompa nantinya saat dialirkan menuju *mixing point*. Tangki (F-111) dilengkapi dengan *coil* pemanas dengan sumber panas dari *saturated steam* dimana suhu gliserol dalam tangki diatur oleh *thermostatic control valve*.

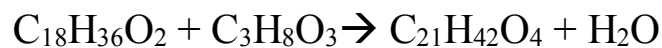
Pada *stearic acid storage tank* (F-112) yang berisi asam stearat dikondisikan pada suhu 135°C yang dimana tangki dilengkapi *coil* pemanas seperti tangki (F-111) dengan tujuan penggunaan yang sama. Kemudian gliserol dan asam stearat di alirkan ke dalam *mixing tank* masing-masing menggunakan pompa (L-114 dan L-115). Sedangkan H_3PO_4 langsung di pompa menuju *mixing tank* menggunakan pompa (L-116) tanpa dipanaskan terlebih dahulu.

Semua bahan baku tercampur dalam *mixing tank* dan dipompa menuju reaktor esterifikasi menggunakan pompa (L-117). Namun sebelumnya masuk ke dalam *preheater* (E-117) untuk dinaikkan temperaturnya hingga 260°C yang bertujuan untuk mengurangi beban energi yang dibutuhkan dalam reaktor (R-210).

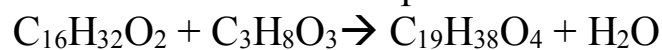
2. Tahap Esterifikasi

Pada tahap ini, campuran asam stearat, gliserol, dan H₃PO₄ dalam reaktor esterifikasi (R-210) akan terjadi reaksi esterifikasi antara asam stearat dan gliserol membentuk gliserol monostearat dengan bantuan katalis H₃PO₄. Selain asam stearat, terdapat asam palmitat yang ikut bereaksi dengan gliserol membentuk gliserol monopalmitat. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:

- Pembentukan Gliserol Monostearat



- Pembentukan Gliserol Monopalmitat



Reaktor (R-210) dilengkapi dengan *heating jacket* untuk menjaga suhu reaktor pada suhu 260°C dan tekanan 0,13 atm. Reaksi berlangsung selama 1,6 jam. Pada suhu dan tekanan yang diatur, air dan beberapa komponen lainnya akan berubah fase menjadi gas yang kemudian akan ditarik menjadi produk atas oleh *steam jet ejector* yang juga berfungsi untuk menghasilkan kondisi vakum pada reaktor (G-211). Penarikan air yang merupakan produk reaksi esterifikasi dilakukan agar reaksi kesetimbangannya terus berjalan ke arah produk sehingga didapatkan konversi reaksi yang tinggi (Bailey, 1981). Produk reaktor berfase gas ini diubah fasenya menjadi *liquid* menggunakan kondensor (E-212), kemudian dipisahkan pada kolom distilasi (D-213) dengan suhu *top* 102,08 °C dengan tekanan 1 atm dan suhu *bottom* 114 °C dan 1,5 atm. Aliran *bottom* dikembalikan lagi ke dalam reaktor menggunakan pompa (L-214) namun sebelumnya dipanaskan dalam *heater* (E-215) untuk mencapai suhu reaksi. Sedangkan aliran *top* dialirkan ke Unit *Waste Water Treatment*. Produk bawah yang keluar dari reaktor esterifikasi (R-210) merupakan campuran dari gliserol monostearat, gliserol monopalmitat, serta gliserol,

asam stearat, asam palmitat, dan H_3PO_4 yang tidak bereaksi. Hasil ini dialirkan menggunakan pompa (L-216) dan diturunkan suhunya dengan *cooler* (E-217) untuk memasuki tahap pemurnian.

3. Tahap Pemurnian

Produk keluaran reaktor esterifikasi (R-210) dialirkan menuju *neutralizing reactor* (R-310) untuk menghilangkan kandungan asam dari H_3PO_4 dengan penambahan NaOH (perbandingan 1:3 dalam mol) yang dialirkan dari *sodium hydroxide storage tank* (F-311) melalui pompa (L-312) dan menghasilkan garam Na_3PO_4 serta air. Kemudian produk hasil netralisasi dialirkan dengan pompa (L-313) menuju kolom distilasi (D-320) untuk memisahkan asam lemak dan produk utama gliserol monostearat yang hanya mengandung impuritas seminimal mungkin.

4. Tahap Solidifikasi

Aliran *bottom* kolom distilasi dengan kandungan gliserol monostearat (kemurnian 91%) kemudian memasuki unit *spray cooling chamber* (D-410) untuk mengubah bentuk yang awalnya *liquid* menjadi bubuk, menyesuaikan dengan bentuk produk yang diinginkan. GMS yang awalnya *liquid* masuk ke dalam *cooling chamber* dan terpecah oleh *atomizer* yang memiliki ukuran lubang sesuai dengan produk yang diinginkan dan terpapar dengan aliran udara dingin sehingga GMS memadat menjadi butiran bubuk dengan diameter 60 mesh. Aliran udara dingin ini merupakan *ambient air* yang ditarik dari lingkungan menggunakan *centrifugal blower* (G-411) dan masuk ke dalam *nozzle*. Kemudian bubuk GMS akan jatuh ke bawah menuju *belt conveyor* (J-412) untuk dibawa menuju *GMS Bin* (F-416). Sedangkan udara dan sedikit bubuk GMS yang terikut terbawa menuju *cyclone* (H-413) untuk memisahkan udara dan bubuk GMS, dimana udara ini ditarik keluar menggunakan *centrifugal blower* (G-414) sedangkan GMS nya akan jatuh ke bagian bawah *cyclone* dan dibawa oleh *belt conveyor* (J-415) menuju *GMS Bin* (F-416).

“Halaman ini sengaja dikosongkan”

BAB IV NERACA MASSA DAN ENERGI

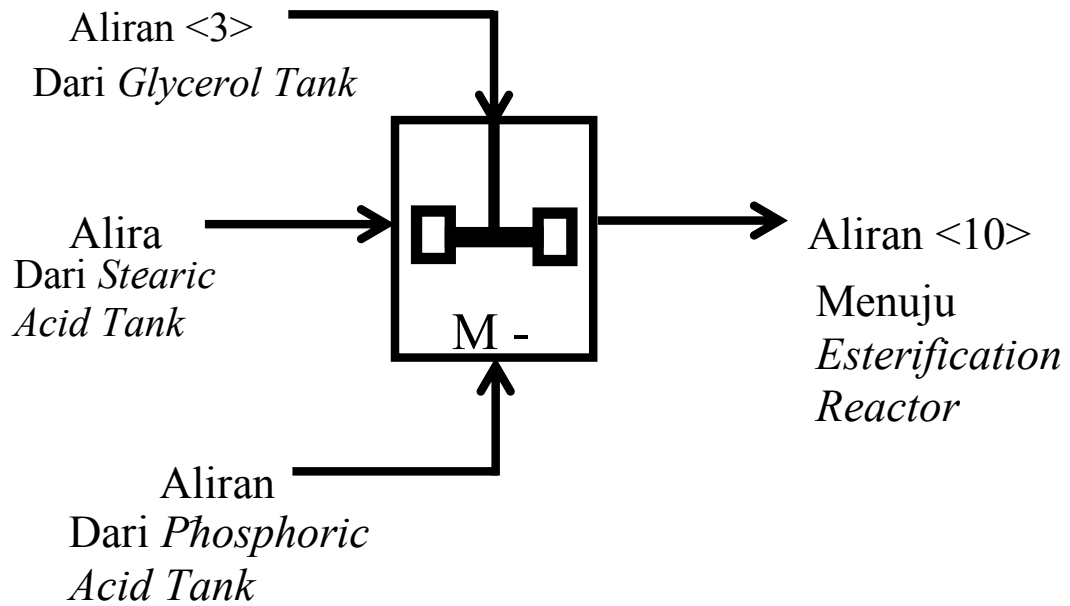
IV.1 Neraca Massa

Kapasitas	= 10,000 ton gliserol monostearat / tahun
	= 10,000,000 Kg gliserol monostearat /
tahun	
	= 30,303 Kg gliserol monostearat / hari
	= 1,262.6 Kg gliserol monostearat / jam
Operasi	= 330 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 10 untuk reactor esterifikasi dan *Microsoft Excel* untuk peralatan lainnya. Untuk neraca massa total, berdasarkan hukum kekekalan massa, berlaku persamaan :

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

IV.1.1. Mixing Tank (M-110)



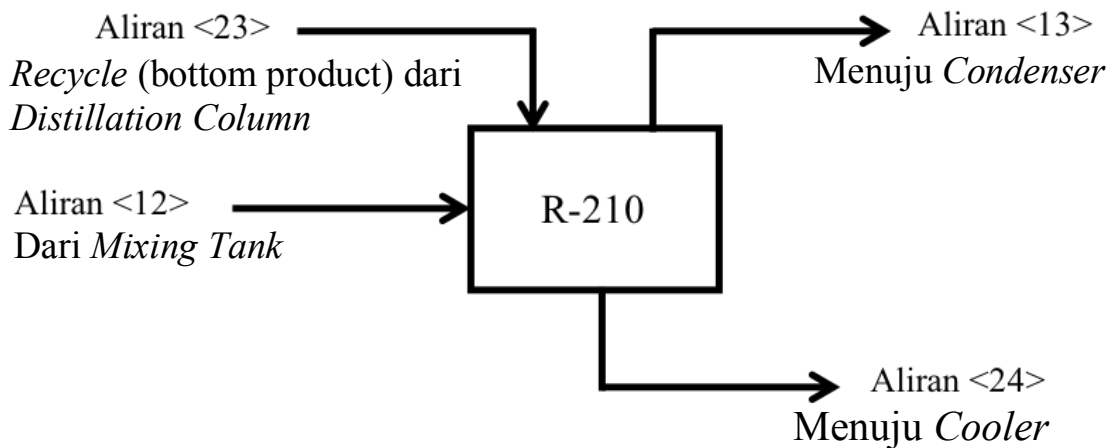
Gambar IV. 1 *Mixing Tank (M-110)*

Tabel IV. 1 *Neraca Massa Mixing Tank*

Komponen	Masuk (kg)						Keluar (kg)	
	<3>		<6>		<9>		<10>	
	X3	M3	X6	M6	X9	M9	X10	M10
Gliserol	0,997	333,494	0	0	0	0	0,23105	333,494
Air	0,003	1,00349	0	0	0,15	1,72722	0,00189	2,73071
As. Stearat	0	0	0,92	1009,98	0	0	0,69971	1009,98
As. Palmilat	0	0	0,08	87,8239	0	0	0,06084	87,8239
As. Fosfat	0	0	0	0	0,85	9,39234	0,00651	9,39234

Total	1	334,498	1	1097,8	1	11,1196	1	1443,42
	1443,416064						1443,416064	

IV.1.2. Esterification Reactor (R-210)



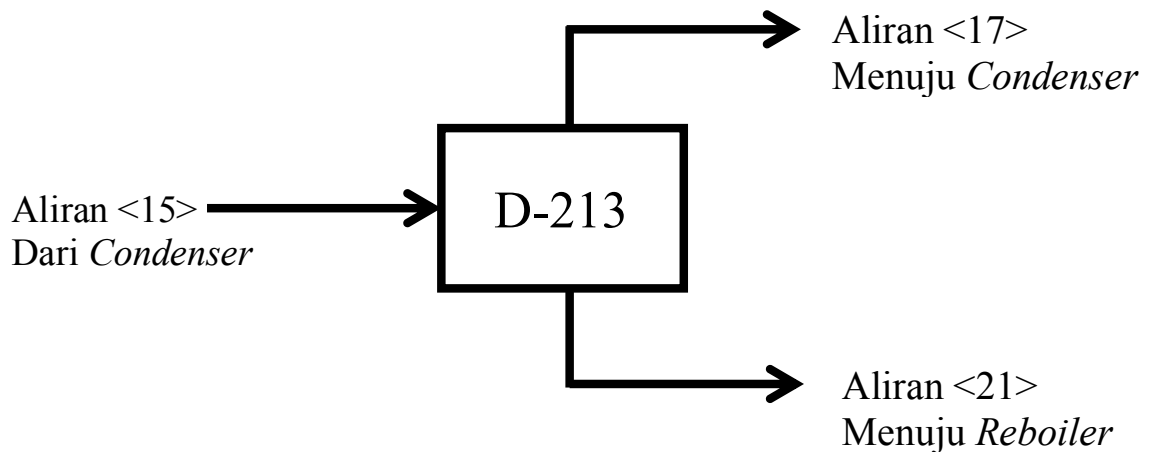
Gambar IV. 2 Esterification Reactor (R-210)

Tabel IV. 2 Neraca Massa Esterification Reactor

Komponen	Masuk (kg)				Keluar (kg)			
	<12>		<23>		<13>		<24>	
	X13	M13	X23	M23	X14	M14	X20	M20
Gliserol	0,23	334	0,01	0,31	0,03	3,9	0,00	0,18
Air	0,00	2,73	0,00	0,01	0,51	67,2	0,00	0,04
As. Stearat	0,70	1011	0,51	29,5	0,18	23,4	0,06	81,3

As. Palmi tat	0,0 6	87,9	0,0 5	2,93	0,0 2	2,58	0,0 0	0,30
As. Fosfat	0,0 1	9,40	0,0 0	0,05	0,0 7	9,28	0,0 0	0,15
GMS	0,0 0	0,00	0,4 0	23,0	0,1 8	23,3	0,8 6	118 2
GMP	0,0 0	0,00	0,0 5	2,98	0,0 2	2,93	0,0 8	108
Total	1	1443, 00	1,0 3	57,2	1,0 0	132, 50	1,0 0	136 7,7
	1500,2449				1500,2449			

IV.1.3. Distillation Column I (D-213)



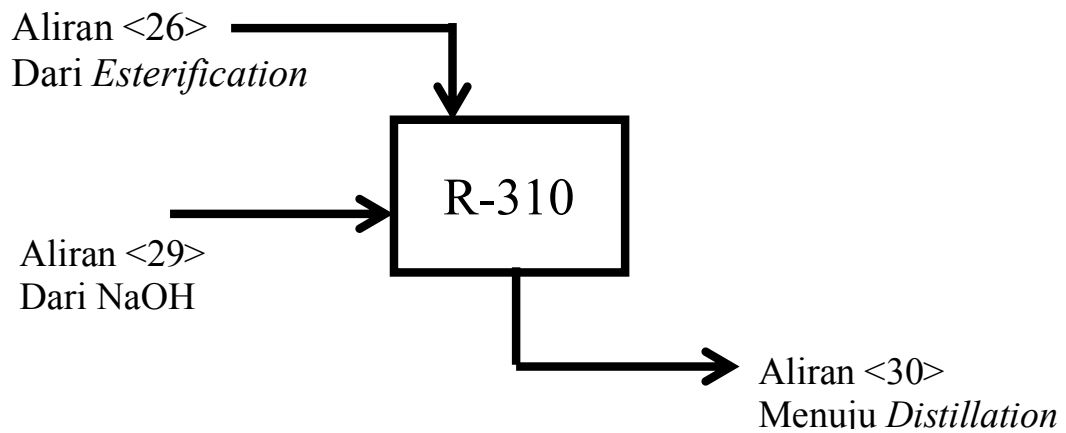
Gambar IV. 3 Distillation Column I (D-213)

Tabel IV. 3 Neraca Massa Distillation Column I

Komponen	Masuk		Keluar			
	<19>		<20>		<21>	
	Fraksi Massa	Massa (kg)	Fraksi Massa	Massa (kg)	Fraksi Massa	Massa (kg)
Gliserol	0,0291379	3,8591	0,00051319	0,0386	0,0667403	3,820546

Air	0,5070 078	67,150 1	0,8840 3567	66,478 6	0,0117 303	0,6715 013
As. Stear at	0,1765 54	23,383 5	7,5731 E-05	0,0057	0,4083 823	23,377 815
As. Palmi tat	0,0194 995	2,5826	5,5583 E-05	0,0042	0,0450 417	2,5784 092
As. Osfat	0,0700 511	9,2778	0,1153 1966	8,6719	0,0105 846	0,6059 134
GMS	0,1756 31	23,261 3	1,3555 E-07	0,0000	0,4063 462	23,261 26
GMP	0,0221 187	2,9295	2,5125 E-08	0,0000	0,0511 746	2,9294 84
Total	1	132,44 40	1	75,199 03	1	57,244 929
	132,4440		132,4439592			

IV.1.4. Neutralizing Reactor (R-310)



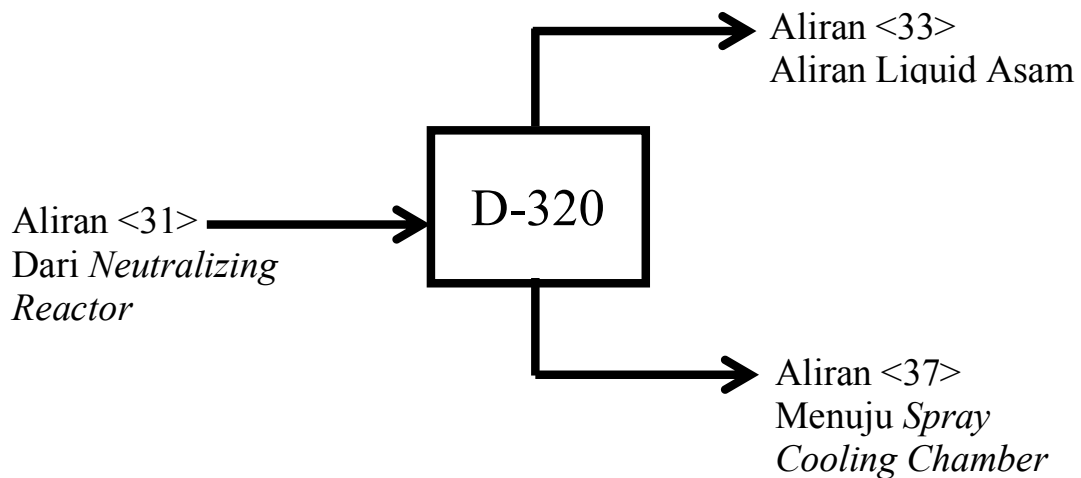
Gambar IV. 4 Neutralizing Reactor (R-310)

Tabel IV. 4 Neraca Massa Neutralizing Reactor

Ko mpo nen	Masuk (kg)				Keluar (kg)	
	<26>		<29>		<30>	
	X26	M26	X29	M29	X30	M30
Glisero l	0,0001	0,1811	0,0000	0,0000	0,0001	0,1810 9
Air	0,0000	0,0354	0,5200	0,4154	0,0004	0,5358 2
As. Stearat	0,0593	81,335 5	0,0000	0,0000	0,0592	81,335 5
As. Palmit at	0,0002	0,2999	0,0000	0,0000	0,0002	0,2999 2
As. Fosfat	0,0001	0,1541	0,0000	0,0000	0,0000	0
GMS	0,8617	1182,2 9	0,0000	0,0000	0,8612	1182,2 9
GMP	0,0785	107,74 30	0,0000	0,0000	0,0785	107,74 3
NaOH	0,0000	0,0000	0,4800	0,3834	0,0001	0,1946 4

Na ₃ PO ₄	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0002	0,2578 1
Total	1	1372,0 4	1	0,7988	1	1372,8 4
	1372,8399				1372,8399	

IV.1.5. Distillation Column II (D-320)



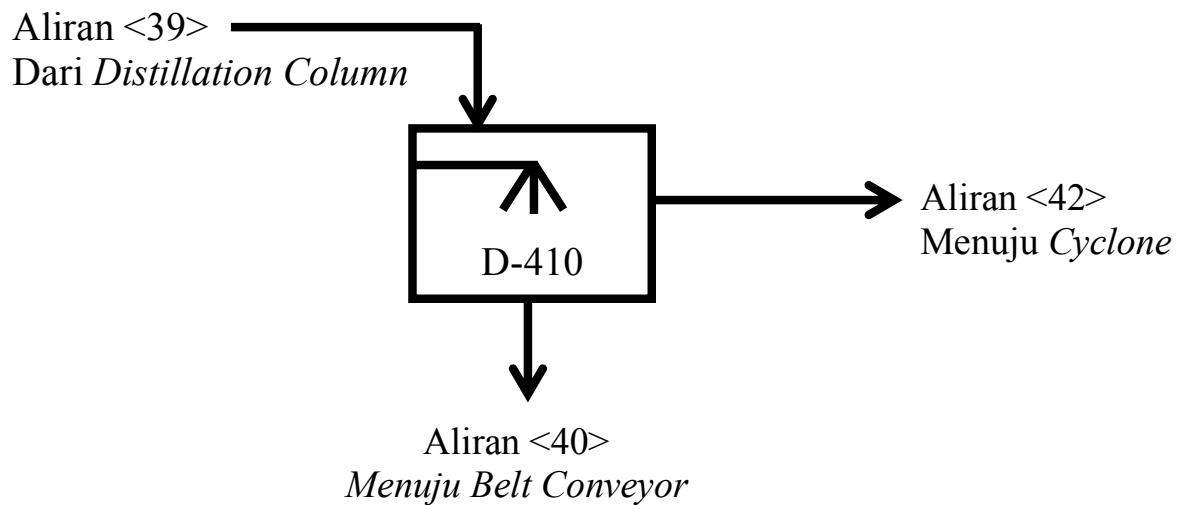
Gambar IV. 5 Distillation Column II (D-320)

Tabel IV. 5 Neraca Massa Distillation Column II

Komponen	Masuk		Keluar			
	<31>		<33>		<37>	
	Fraksi Massa	Massa (kg)	Fraksi Massa	Massa (kg)	Fraksi Massa	Massa (kg)
Gliserol	0,0001319	0,1811	0,0018899	0,1811	4,884E-10	6,237E-07
Air	0,0003903	0,5358	0,005592	0,5358167	1,478E-15	1,888E-12
As. Stearat	0,0592461	81,3355	0,8403606	80,522101	0,0006369	0,8133546

As. Palmi tat	0,0002 185	0,2999	0,0031 258	0,2995 122	3,232 E-07	0,0004 128
GMS	0,8612 017	1182,2 921	0,1233 887	11,822 921	0,9165 619	1170,4 692
GMP	0,0784 819	107,74 30	0,0229 524	2,1992 654	0,0826 484	105,54 377
NaOH	0,0001 418	0,1946	0	0	0,0001 524	0,1946 424
Na ₃ PO ₄	0,0001 878	0,2578	0,0026 906	0,2578 114	1,428 E-14	1,824E -11
Total	1	1372,8 399	1	95,818 516	1	1277,0 213
	1372,8399		1372,839853			

IV.1.6. Spray Cooling Chamber (D-410)

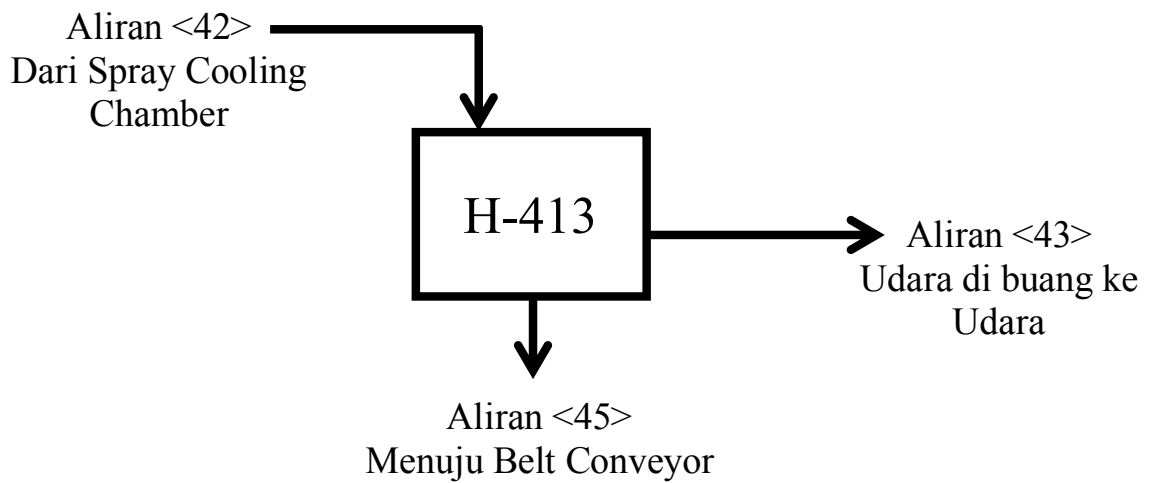


Gambar IV. 6 *Spray Cooling Chamber (D-410)*

Tabel IV. 6 Neraca Massa *Spray Cooling Chamber*

Komponen	Masuk		Keluar			
	<39>		<40>		<42>	
	Fraksi massa	Massa (kg)	Fraksi massa	Massa (kg)	Fraksi massa	Massa (kg)
Gliserol	4,884E-10	0,0000	4,884E-10	0,0000	4,884E-10	6,237E-09
Air	1,478E-15	0,0000	1,478E-15	0,0000	1,478E-15	1,888E-14
As. Stearat	0,0006369	0,8134	0,0006369	0,8052	0,0006369	0,0081335
As. Palmitat	3,232E-07	0,0004	3,232E-07	0,0004	3,232E-07	4,128E-06
GMS	0,9165619	1170,4692	0,9165619	1158,7645	0,9165619	11,704692
GMP	0,0826484	105,5438	0,0826484	104,4883	0,0826484	1,0554377
NaOH	0,0001524	0,1946	0,0001524	0,1927	0,0001524	0,0019464
Na ₃ PO ₄	1,428E-14	0,0000	1,428E-14	0,0000	1,428E-14	1,824E-13
Total	1	1277,0213	1	1264,2511	1	12,770213
	1277,0213		1277,0213			

IV.1.7. Cyclone (H-413)



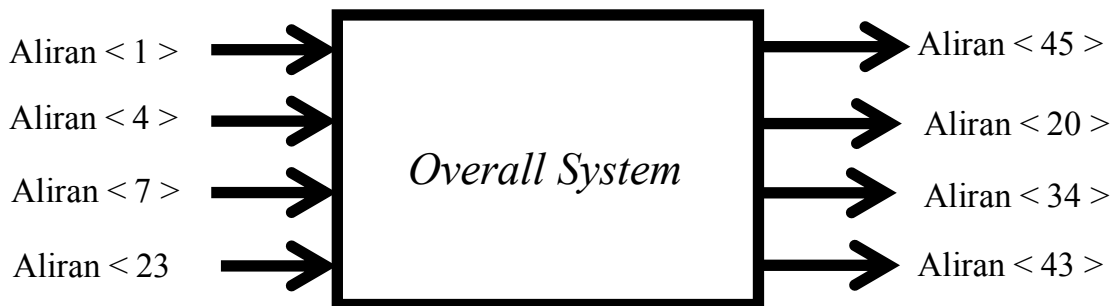
Gambar IV. 7 Cyclone (H-413)

Tabel IV. 7 Neraca Massa Cyclone

Komponen	Masuk		Keluar			
	<42>		<43>		<45>	
	Fraksi massa	Massa (kg)	Fraksi massa	Massa (kg)	Fraksi massa	Massa (kg)
Gliserol	4,884E-12	0,0000	9,867E-14	0,0000	4,786E-10	6,112E-09
Air	1,478E-17	0,0000	2,987E-19	0,0000	1,449E-15	1,85E-14
As. Stearat	6,369E-06	0,0081	1,287E-07	0,0002	0,0006242	0,0079709
As. Palmitat	3,232E-09	0,0000	6,53E-11	0,0000	3,168E-07	4,045E-06
GMS	0,0091656	11,7047	0,0001852	0,2341	0,8982307	11,470598
GMP	0,0008265	1,0554	1,67E-05	0,0211	0,0809954	1,034329

NaOH	1,524E-06	0,0019	3,079E-08	0,0000	0,0001494	0,0019075
Na ₃ PO ₄	1,428E-16	0,0000	2,885E-18	0,0000	1,4E-14	1,787E-13
Total	0,01	12,7702	0,000202	0,2554	0,98	12,514809
	12,7702		12,7702			

IV.1.8. Overall System



Gambar IV. 8 Overall System

Tabel IV. 8 Neraca Massa Overall System

Masuk		Keluar	
Komponen	Massa (Kg)	Komponen	Massa (Kg)
Gliserol <1>	334,4941	GMS (<40> + <45>)	1276,765
Asam Stearat <4>	1097,7989	Liquid (ke WWT) <20>	75,199
H ₃ PO ₄ <7>	11,1196	Liquid (FFA) <34>	95,8185
NaOH <23>	0,7988	Udara <43>	0,2254
TOTAL	1444,2148	TOTAL	1444,2148

IV.1. Neraca Energi

Setelah perhitungan neraca massa dilakukan, selanjutnya adalah perhitungan neraca energi. 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

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

sebagai berikut:

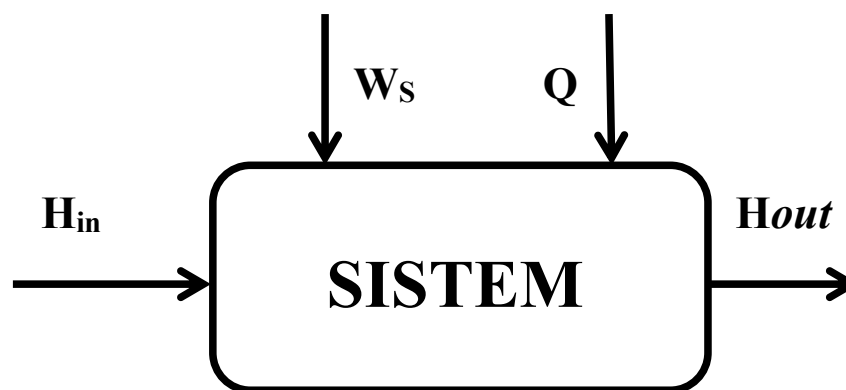
$$H_{in} + \frac{1}{2}V_{in}^2 + g \cdot z_{in} + Q = H_{out} + \frac{1}{2}V_{out}^2 + g \cdot z_{out} + W$$

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

Sehingga persamaan umum *energy balance* menjadi:

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



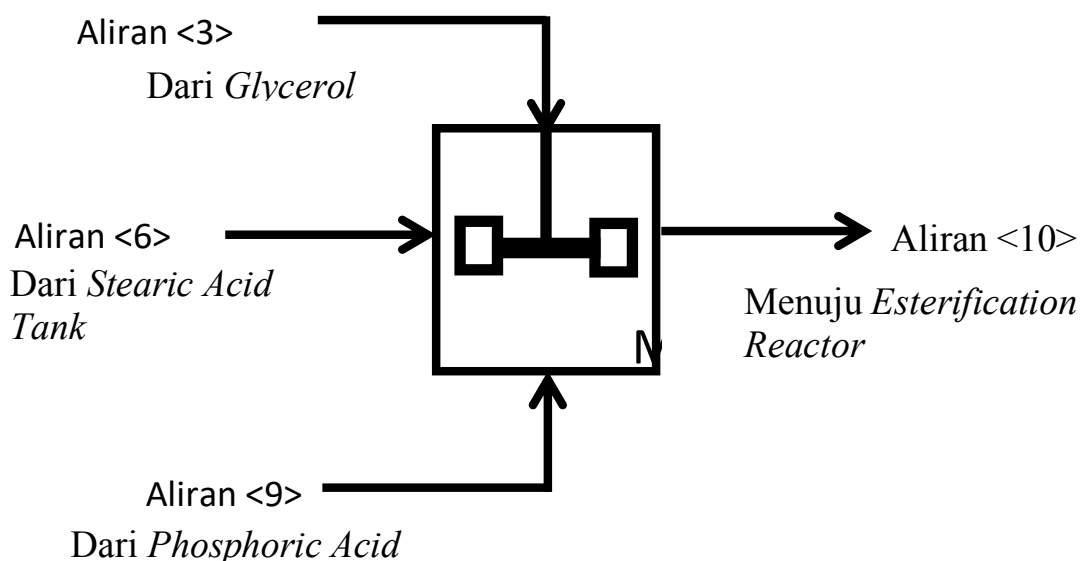
Gambar IV. 9 Penggambaran Sistem Peninjauan Neraca Energi
Dalam Perhitungan neraca energi ini yang digunakan sebagai dasar perhitungan adalah :

- Basis yang dipergunakan dalam perhitungan adalah 1 jam operasi

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

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

IV.2.1. Mixing Tank (M-110)

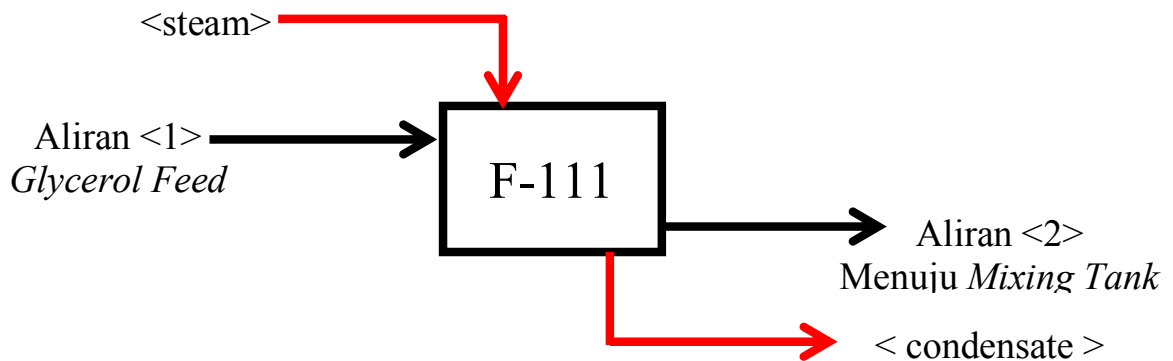


Gambar IV. 10 *Mixing Tank (M-110)*

Tabel IV. 9 *Neraca Energi Mixing Tank*

Aliran	ΔH (kJ)	
	Masuk	Keluar
<3>	86560,45412	-
<6>	255990,4104	-
<9>	115,9198686	-
<10>	-	341951,9511
Total	342666,7844	341951,9511

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

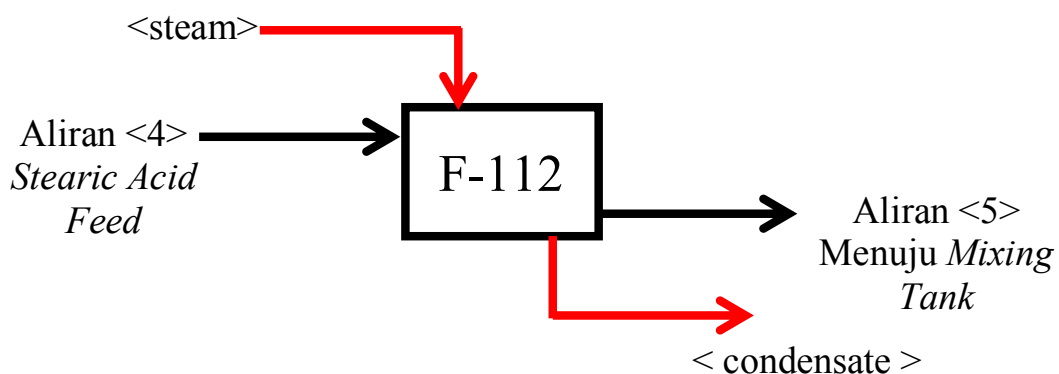


Gambar IV. 11 *Glycerol Storage Tank (F-111)*

Tabel IV. 10 *Neraca Energi Glycerol Storage Tank*

Aliran	ΔH (kJ)	
	Masuk	Keluar
<1>	3934,021701	-
<2>	-	86560,45412
Qsteam	82626,43242	-
Total	86560,45412	86560,45412

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



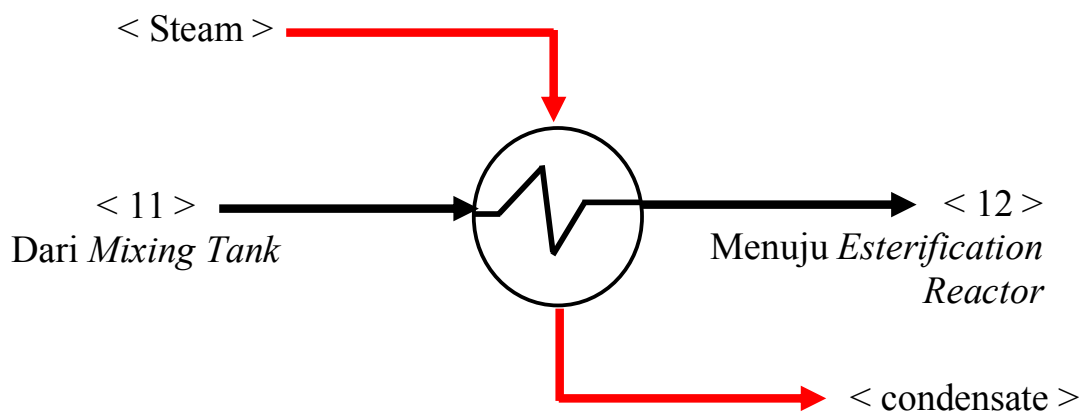
Gambar IV. 12 *Stearic Acid Storage Tank (F-112)*

Tabel IV. 11 *Neraca Energi Stearic Acid Storage Tank*

Aliran	ΔH (kJ)
--------	-----------------

	Masuk	Keluar
<4>	11635,92775	-
<5>	-	255990,4104
Qsteam	244354,4827	-
Total	255990,4104	255990,4104

IV.2.4. Pre-Heater (E-118)

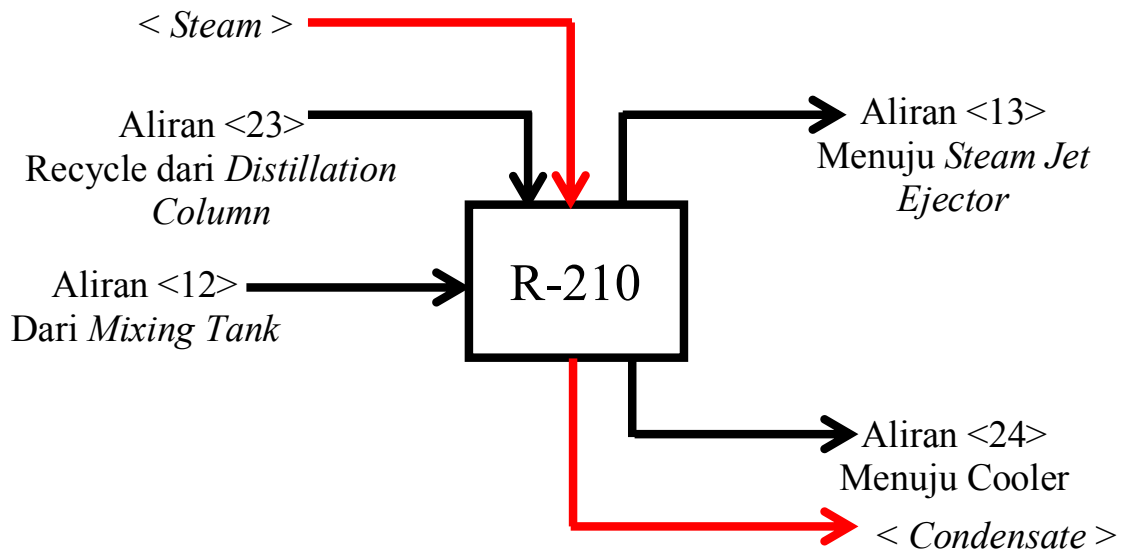


Gambar IV. 13 Pre – Heater (E-118)

Tabel IV. 12 Neraca Energi Pre - Heater

Aliran	ΔH (kJ)	
	Masuk	Keluar
<11>	341951,9511	-
<12>	-	737748,5896
Qsteam	395796,6385	-
Total	737748,5896	737748,5896

IV.2.5. Esterification Reactor (R-210)

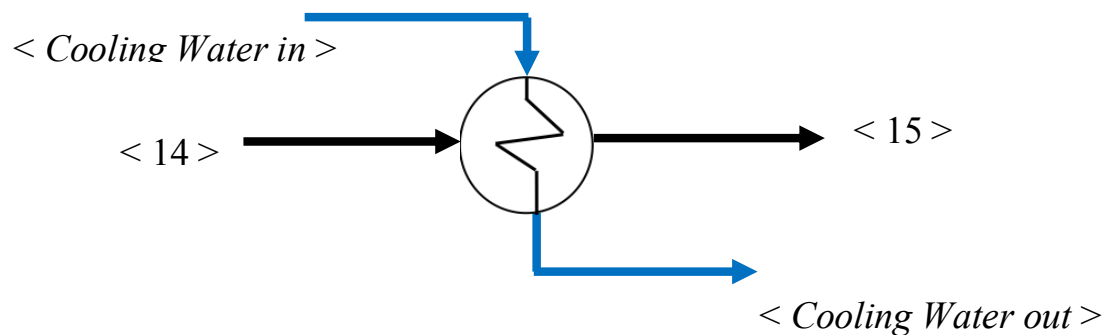


Gambar IV. 14 Esterification Reactor (R-210)

Tabel IV. 13 Neraca Energi Esterification Reactor

Aliran	ΔH (kJ)	
	Masuk	Keluar
<12>	738517175,5	-
<13>	-	44853119,2
<23>	29201504,56	-
<24>		679114219,3
ΔH_{rxn1}	-	1367587,8
ΔH_{rxn2}	-	133975,9959
Q_{steam}	-42249777,76	-
Total	725468902,3	725468902,3

IV.2.6. Condenser (E-212)

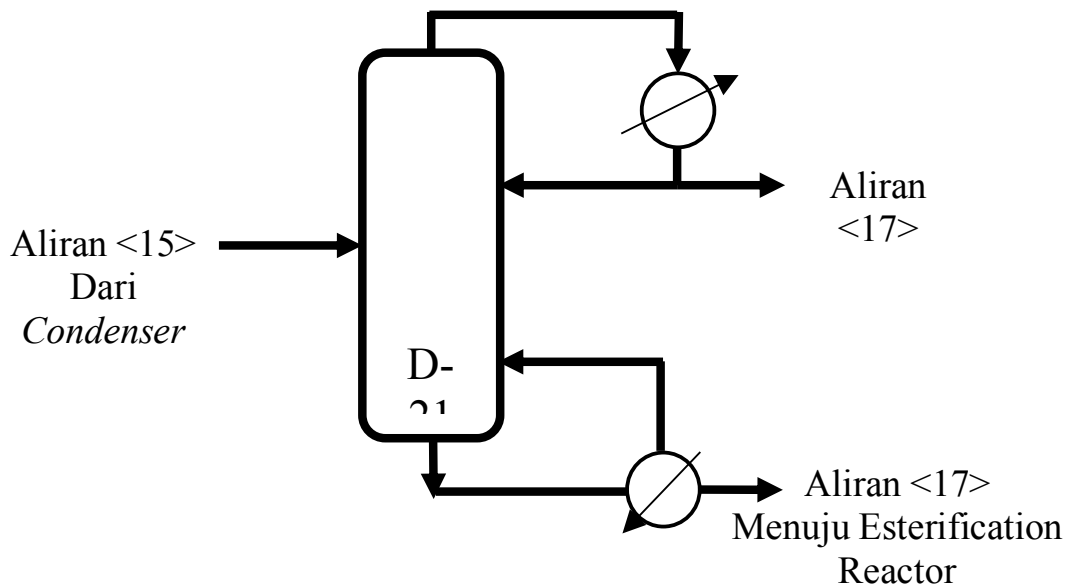


Gambar IV. 15 Condenser (E-211)

Tabel IV. 14 Neraca Energi Condenser

Aliran	ΔH (kJ)	
	Masuk	Keluar
<14>	44853119,2	-
<15>	-	11310569,22
Qcw	0	33542550
Total	44853119,2	44853119,2

IV.2.7. Distillation Column I (D-213)

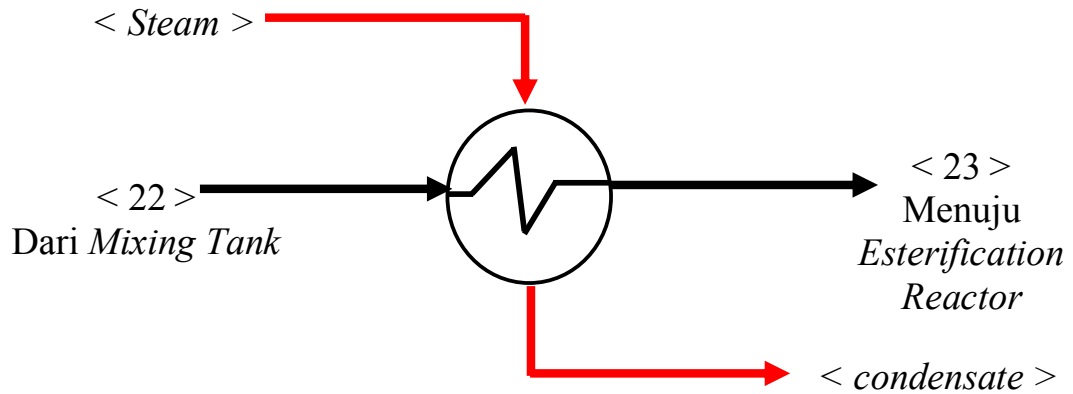


Gambar IV. 16 *Distillation Column I (D-213)*

Tabel IV. 15 *Neraca Energi Distillation Column I*

Komponen	ΔH (kJ)	
	Masuk	Keluar
<27>	31475166,31	-
<29>	-	22883208,8
<33>	-	10949087,09
Qc		1790101,429
Qr	4147231,012	-
Total	35622397,32	35622397,32

IV.2.8. Heater (E-217)

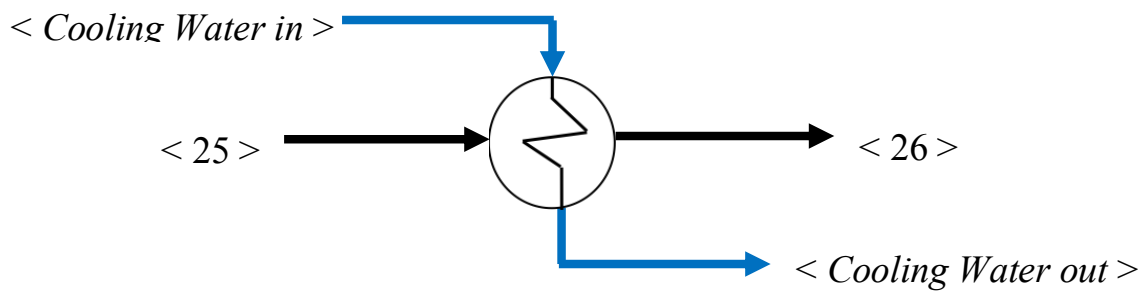


Gambar IV. 17 Heater (E-313)

Tabel IV. 16 Neraca Energi Heater

Komponen	ΔH (kJ)	
	Masuk	Keluar
<18>	10944271,02	-
<19>	-	29024913,72
Qsteam	18080642,69	-
Total	29024913,72	29024913,72

IV.2.9. Cooler (E-219)

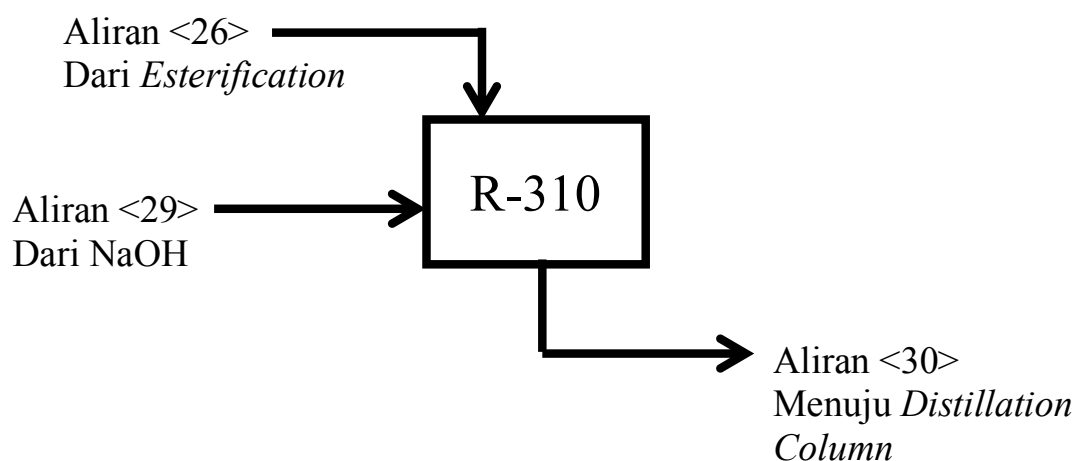


Gambar IV. 18 Cooler (E-219)

Tabel IV. 17 Neraca Energi *Cooler*

Komponen	ΔH (kJ)	
	Masuk	Keluar
<25>	679114219,3	-
<26>	-	216736606,5
Qcw	-	462377612,8
Total	679114219,3	679114219,3

IV.2.10. Neutralizing Reactor (R-310)



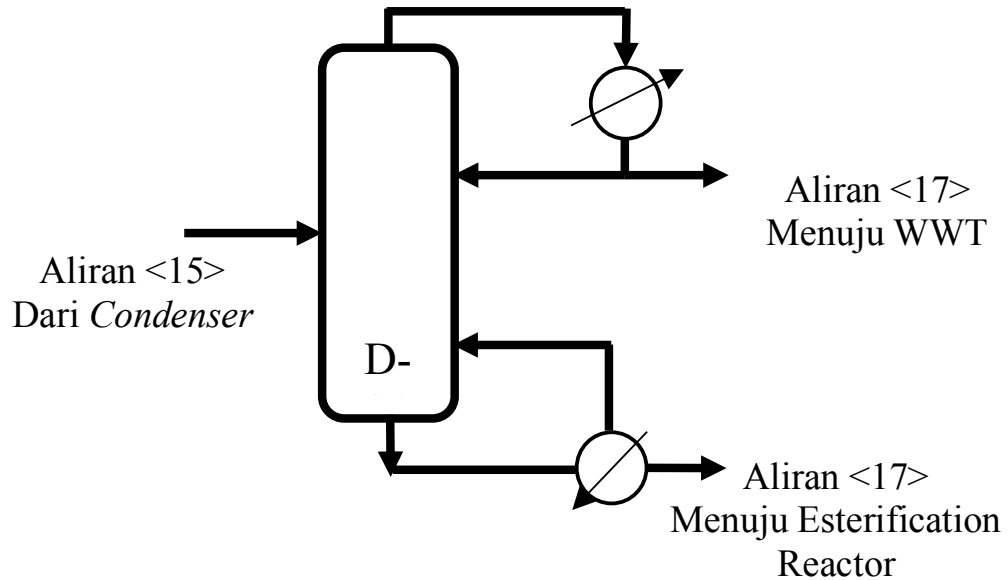
Gambar IV. 19 *Neutralizing Reactor* ((R-310))

Tabel IV. 9 Neraca Energi *Neutralizing Reactor*

Komponen	ΔH (kJ)	
	Masuk	Keluar
<26>	216736606,5	-
<29>	12,35810025	-
<30>	-	216744434,4
H rxn	-	-884557,4668
Qcw	-	876741,9209

Total	216736618,9	216736618,9
--------------	-------------	-------------

IV.2.11. *Distillation Column II (D-320)*

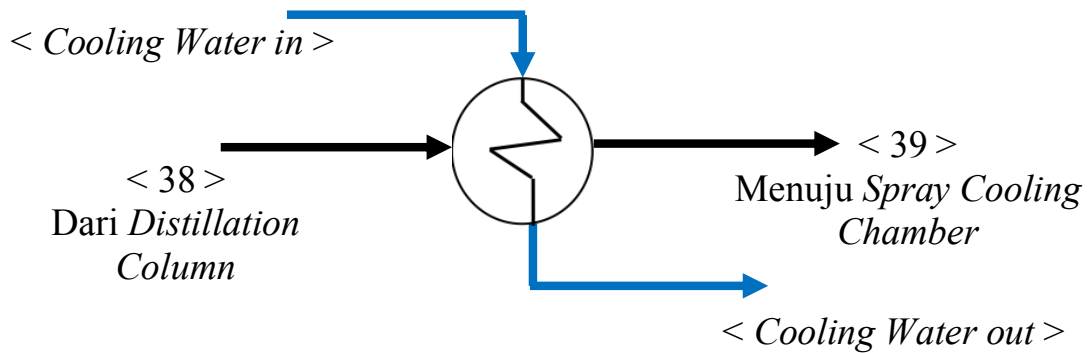


Gambar IV. 20 *Distillation Column (R-320)*

Tabel IV. 19 *Neraca Energi Distillation Column II*

Komponen	ΔH (kJ)	ΔH (kJ)
	Masuk	Keluar
<27>	216744434,4	-
<29>	-	61057682,53
<33>	-	895123904,9
Qc	-	4962699,297
Qr	744399852,3	-
Total	961144286,8	961144286,8

IV.2.12 Cooler (E-324)

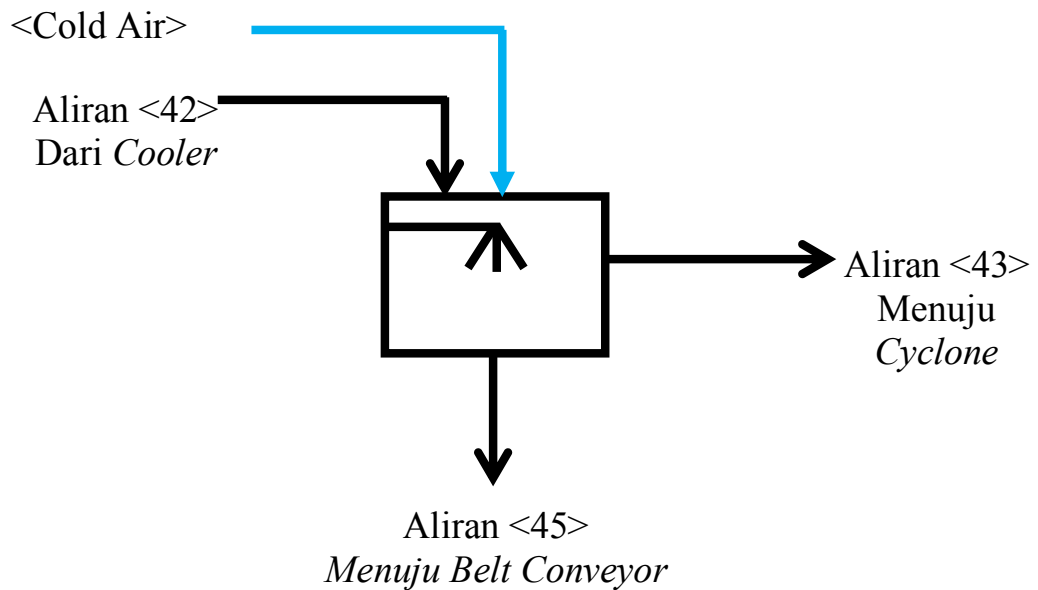


Gambar IV. 21 Cooler (E-324)

Tabel IV. 20 Neraca Energi Cooler

Komponen	ΔH (kJ)	
	Masuk	Keluar
<34>	895123904,9	-
<35>	-	201628073,5
H water	-	693495831,4
Total	895123904,9	895123904,9

IV.2.13 Spray Cooling Chamber (D-410)

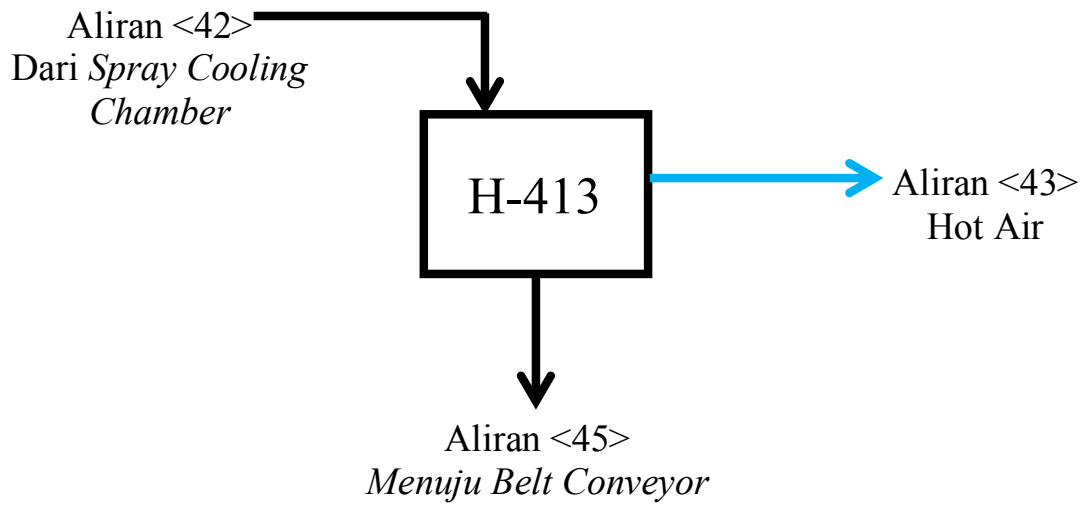


Gambar IV. 22 *Spray Cooling Chamber (E-324)*

Tabel IV. 21 *Neraca Energi Spray Cooling Chamber*

Komponen	ΔH (kJ)	ΔH (kJ)
	Masuk	Keluar
<39>	201628073,52	-
<40>	-	22103902,17
<42>	-	223271,7391
H udara	-	179300899,6
Total	201628073,52	201628073,5

IV.2.13 Cyclone (H-413)



Gambar IV. 23 *Spray Cooling Chamber (E-324)*

Tabel IV. 22 *Neraca Energi Cyclone*

Aliran	ΔH (kJ)	
	Masuk	Keluar
<42>	223271,7391	-
<43>	-	4465,434781
<45>	-	218806,3043
<a>	197230989,6	-
	-	197230989,6
Total	197454261,3	197454261,3

BAB V DAFTAR DAN HARGA PERALATAN

Daftar harga dan peralatan yang digunakan dalam proses pembuatan Gliserol Monostearat, adalah sebagai berikut :

V.1. *Mixing Tank* (M-110)

Spesifikasi dari *Mixing Tank* adalah sebagai berikut :

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

Spesifikasi	Keterangan
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> dan mempunyai pengaduk.
Jumlah	1 unit
Bahan konstruksi	<i>Stainless steel, SA-240 Grade M type 316</i>
Pengelasan	<i>Double welded butt joint</i>
Tekanan design	17,62 psig
Ukuran pipa	
ID	1,210 m
OD	1,219 m
Tinggi liq dalam silinder	1,350 m
Tinggi liq dalam tangki	1,607 m
Tinggi silinder (Ls)	1,718 m
Tinggi tutup atas	0,261m
Tinggi tutup bawah	0,261m
Tinggi tangki	2,241 m
Tebal silinder (ts)	0,005 m
Tebal tutup atas	0,005 m

Tebal tutup bawah	0,005 m
Pengaduk	
Tipe	<i>Six flat blade turbine with disk</i>
Jumlah	1 buah
Power	1 hp
Diameter pengaduk	0,484 m
Panjang pengaduk	0,121 m
Lebar pengaduk	0,097 m
Jarak dari dasar	0,403 m
Kecepatan putaran	90 rpm
Nozzle	
NPS	0,019 m
OD flange	0,098 m
<i>Tebal flange minimal</i>	0,013 m
<i>OD of rised face</i>	0,043 m
<i>Diameter of hub at base</i>	0,038 m
<i>Diameter of hub at point of welding</i>	0,027 m
<i>Length through hub</i>	0,052 m
<i>IDE of standard wall pipe</i>	0,021 m
Harga	Rp 1.478.645.936,00

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

Spesifikasi dari *Glycerol Storage Tank* adalah sebagai berikut :

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

Spesifikasi	Keterangan
Kode alat	F-111
Fungsi	Menyimpan dan memanaskan bahan baku Gliserol

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	19,70 psig
Ukuran pipa	
ID	1,972 m
OD	1,981m
Tinggi liq dalam silinder	2,178 m
Tinggi liq dalam 71angka	2,580 m
Tinggi silinder (Ls)	2,771 m
Tinggi tutup atas	0,406 m
Tinggi tutup bawah	0,406 m
Tinggi tangki	3,584 m
Tebal silinder (ts)	0,005 m
Tebal tutup atas	0,005 m
Tebal tutup bawah	0,005 m
Coil	
Jumlah lilitan <i>coil</i>	2 buah
Jarak setiap lingkaran <i>coil</i>	0.05 m
Kebutuhan <i>steam</i>	52,46 kg/jam
Diameter <i>coil</i>	0,021 m
Tinggi <i>coil</i>	0,104 m
Nozzle	
NPS	0,019 m
OD flange	0,098 m
<i>Tebal flange minimal</i>	0,013 m
<i>OD of rised face</i>	0,043 m

<i>Diameter of hub at base</i>	0,038 m
<i>Diameter of hub at point of welding</i>	0,027 m
<i>Length through hub</i>	0,052 m
<i>ID of standard wall pipe</i>	0,021 m
Harga	Rp 487.576

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

Spesifikasi dari *Stearic Acid Storage Tank* adalah sebagai berikut :

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	20,38 psig
Ukuran pipa	
ID	3,188 m
OD	3,200 m
Tinggi liq dalam silinder	3,646 m
Tinggi liq dalam tangki	4,320 m
Tinggi silinder (Ls)	4,639 m
Tinggi tutup atas	0,662 m
Tinggi tutup bawah	0,662 m

Tinggi tangki	5,963 m
Tebal silinder (ts)	0,006 m
Tebal tutup atas	0,006 m
Tebal tutup bawah	0,006 m
Coil	
Jumlah lilitan <i>coil</i>	2 buah
Jarak setiap lingkaran <i>coil</i>	0.051 m
Kebutuhan <i>steam</i>	155,2 kg/jam
Diameter <i>coil</i>	0,035 m
Tinggi <i>coil</i>	0,135 m
Nozzle	
NPS	0,019 m
OD flange	0,098 m
<i>Tebal flange minimal</i>	0,013 m
<i>OD of rised face</i>	0,043 m
<i>Diameter of hub at base</i>	0,038 m
<i>Diameter of hub at point of welding</i>	0,027 m
<i>Length through hub</i>	0,052 m
<i>ID of standard wall pipe</i>	0,021 m
Harga	Rp 1.085.111.988

V.4. *Phosphoric Acid Storage Tank (F-113)*

Spesifikasi dari *Phosphoric Acid Storage Tank* adalah sebagai berikut :

Tabel V.4 *Phosphoric Acid Storage Tank (F-113)*

Spesifikasi	Keterangan
Kode alat	F-113
Fungsi	Menampung bahan baku 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 type 304</i>
Pengelasan	<i>Double welded butt joint</i>
Tekanan design	18,84 psig
Ukuran pipa	
ID	1,057 m
OD	1,067 m
Tinggi liq dalam silinder	1,283 m
Tinggi liq dalam tangki	1,514 m
Tinggi silinder (Ls)	1,522 m
Tinggi tutup atas	0,235 m
Tinggi tutup bawah	0,235 m
Tinggi tangki	1,993 m
Tebal silinder (ts)	0,005 m
Tebal tutup atas	0,005 m
Tebal tutup bawah	0,005 m
Nozzle	
NPS	0,019 m
OD flange	0,098 m
<i>Tebal flange minimal</i>	0,013 m
<i>OD of rised face</i>	0,043 m
<i>Diameter of hub at base</i>	0,038 m
<i>Diameter of hub at point of welding</i>	0,027 m
<i>Length through hub</i>	0,052 m
<i>ID of standard wall pipe</i>	0,021 m

Harga	Rp 175.064.734
-------	----------------

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

Spesifikasi dari *Glycerol Pump* adalah sebagai berikut :

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

Spesifikasi	Keterangan
Kode alat	L-114
Fungsi	Memompa gliserol ke <i>mixing tank</i>
Tipe	<i>Centrifugal pump tipe multi-stage radial flow pump</i>
Jumlah	1 unit
Kapasitas	0,27 m ³ /jam
Tekanan Masuk	16,16 psi
Tekanan Keluar	32,32 psi
Bahan pipa	<i>Commercial Steel</i>
Ukuran pipa	IPS ¾ in sch 40
Power pompa	0,0142 kW
Harga	Rp 4.340.448

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

Spesifikasi dari *Stearic Acid Pump* adalah sebagai berikut

:

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

Spesifikasi	Keterangan
Kode alat	L-115
Fungsi	Memompa asam stearat ke <i>mixing tank</i>
Tipe	<i>Centrifugal pump tipe multi-stage radial flow pump</i>
Jumlah	1 unit
Kapasitas	1,25 m ³ /jam
Tekanan Masuk	16,16 psi
Tekanan Keluar	32,32 psi
Bahan pipa	<i>Commercial Steel</i>
Ukuran pipa	IPS 1 in sch 40

<i>Power pompa</i>	0,068 kW
Harga	Rp 10.127.712

V.7. *Phosphoric Acid Pump (L-116)*

Spesifikasi dari *Phosphoric Acid Pump* adalah sebagai berikut :

Tabel V.7 *Phosphoric Acid Pump (L-116)*

Spesifikasi	Keterangan
Kode alat	L-116
Fungsi	Memompa <i>phosphoric acid</i> ke <i>mixing tank</i>
Tipe	<i>Centrifugal pump tipe multi-stage radial flow pump</i>
Jumlah	1 unit
Kapasitas	0,01 m ³ /jam
Tekanan Masuk	16,16 psi
Tekanan Keluar	32,32 psi
Bahan pipa	<i>Commercial Steel</i>
Ukuran pipa	IPS 1/8 in sch 40
<i>Power pompa</i>	0,000352 kW
Harga	Rp 1.446.816

V.8. *Reactor Feed Pump (L-117)*

Spesifikasi dari *Reactor Feed Pump* adalah sebagai berikut :

Tabel V.8 *Reactor Feed Pump (L-117)*

Spesifikasi	Keterangan
Kode alat	L-117
Fungsi	Memompa aliran keluar <i>mixing tank</i> menuju <i>esterification reactor</i>
Tipe	<i>Centrifugal pump tipe multi-stage radial flow pump</i>
Jumlah	1 unit
Kapasitas	1,52 m ³ /jam

Tekanan Masuk	16,16 psi
Tekanan Keluar	32,32 psi
Bahan pipa	<i>Commercial Steel</i>
Ukuran pipa	IPS 3/4 in sch 40
Power pompa	0,0869 kW
Harga	Rp 11.574.528

V.9. *Pre Heater (E-118)*

Spesifikasi dari *Pre Heater* adalah sebagai berikut :

Tabel V.9 *Pre Heater (E-118)*

Spesifikasi	Keterangan
Kode alat	E-118
Fungsi	Memaskan 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	17,5119 m ²
Temperatur	
T ₁	275 °C
T ₂	275 °C
t ₁	135 °C
t ₂	260 °C
<i>Tube</i>	
OD, BWG	1 in 14 BWG
ID	0,0212 m
<i>Length</i>	4,8768 m
Jumlah <i>tube</i>	45
<i>Pitch</i>	1,25 in <i>square</i>
ΔP <i>tube</i>	0,00416 psi
<i>Shell</i>	
ΔP <i>shell</i>	0,02613 psi
ID <i>shell</i>	0,3048 m
<i>Fouling factor</i>	0,1305 hr.ft ² F/Btu

Harga	Rp 185.192.446
-------	----------------

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

Spesifikasi dari *Esterification Reactor* adalah sebagai berikut :

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, SA-240 Grade S tipe 304</i>
Pengelasan	<i>Double welded butt joint</i>
Volume Reaktor	1,535 m ³
Tekanan design	0,270 atm
Diameter bejana, ID	1,273 m
OD	1,372 m
Tinggi liq dalam silinder	1,206 m
Tinggi liq dalam tangki	1,486 m
Tinggi silinder (Ls)	1,273 m
Tinggi tutup atas	0,285 m
Tinggi tutup bawah	0,285 m
Tinggi tangki	1,844 m
Tebal silinder (ts)	0,006 m
Tebal tutup atas	0,005 m
Tebal tutup bawah	0,005 m
Tebal jacket silinder	0,006 m

Tebal alas bagian	0,019 m
Nozzle	0,064 m sch 40
Pengaduk	
Tipe	<i>Flat six blade turbine with disk</i>
Jumlah	1 Buah
<i>Power</i>	3,258 kW
Diameter pengaduk	0,545 m
Panjang pengaduk	0,136 m
Lebar pengaduk	0,109 m
Jarak dari dasar	0,454 m
Kecepatan putaran	150 rpm
Harga	Rp 1.940.180.235

V.11. *Steam Jet Ejector (G-211)*

Spesifikasi dari *Steam Jet Ejector* adalah sebagai berikut :

Tabel V.11 *Steam Jet Ejector (G-211)*

Spesifikasi	Keterangan
Kode alat	G-211
Fungsi	Membuat kondisi vacuum pada reactor hingga 0,13 atm
Jumlah	1 unit
Tipe	<i>Single stage jet</i>
Beban booster	280,4 kg/jam
Kebutuhan steam	188 kg/jam
P suction	3,96 psi
P discharge	1,91 psi
Diameter suction	0,076 m
Diameter discharge	0,076 m
Panjang booster	0,686 m
Harga	Rp 34.723.584

V.12. *Condenser (E-212)*

Spesifikasi dari *Condenser* adalah sebagai berikut :

Tabel V.12 *Condenser (E-212)*

Spesifikasi	Keterangan
Kode alat	E-212
Fungsi	Mengondensasikan uap dari reactor menjadi liquid
Jenis	<i>Shell dan Tube Heat Exchanger 1-2</i>
Jumlah	1 unit
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel SA-283 Grade C</i>
Luas area	47,1024 ft ²
Temperatur	
T ₁	260 °C
T ₂	100 °C
t ₁	30 °C
t ₂	80 °C
<i>Tube</i>	
OD, BWG	1,25 in 8 BWG
ID	0,92 in
<i>Length</i>	12 ft
Jumlah <i>tube</i>	12
<i>Pitch</i>	1,5625 in <i>square</i>
ΔP <i>tube</i>	0,00772 psi
<i>Shell</i>	
ΔP <i>shell</i>	0,0000679 psi
ID <i>shell</i>	8 in
<i>Fouling factor</i>	0,293 jam.ft ² °F/Btu
Harga	Rp 167.830.654

V.13. *Distillation Column I (D-213)*

Spesifikasi dari *Distillation Column* adalah sebagai berikut :

Tabel V.13 *Distillation Column (D-213)*

Spesifikasi	Keterangan
Kode alat	D-213
Fungsi	Memisahkan air dari hasil reaksi
Jenis Tray	<i>Tray column tipe sieve</i>

Jumlah	1 unit
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Jumlah <i>tray</i>	18
Tray Spacing	1,3716 m
Tekanan desain	20,21 psig
Diameter kolom	0,556 m
Tinggi kolom distilasi	4,349 m
Tebal shell	0,004763 m
Tebal tutup atas	0,006 m
Tebal tutup bawah	0,006 m
Harga	Rp 1.769.745.312

V.14. *Distillation I Condenser (E-214)*

Spesifikasi dari *Distillation I Condenser* adalah sebagai berikut :

Tabel V.14 *Distillation I Condenser (E-214)*

Spesifikasi	Keterangan
Kode alat	E-214
Fungsi	<i>Mendinginkan aliran top product kolom distilasi</i>
Jenis	<i>Shell dan Tube Heat Exchanger 1-4</i>
Jumlah	1 unit
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel SA-283 Grade C</i>
Luas area	23,556 ft ²
Temperatur	
T ₁	105 °C
T ₂	102,08 °C
t ₁	30 °C
t ₂	80 °C
<i>Tube</i>	
OD, BWG	0,75 in 10 BWG
ID	0,482 in
<i>Length</i>	6 ft

Jumlah <i>tube</i>	20
<i>Pitch</i>	1 in square
ΔP <i>tube</i>	0,0011 psi
Shell	
ΔP <i>shell</i>	0,000013 psi
ID <i>shell</i>	8 in
<i>Fouling factor</i>	1,056 jam.ft ² °F/Btu
Harga	Rp 149.022.046

V.15. *Distillation I Reboiler (E-215)*

Spesifikasi dari *Distillation I Reboiler* adalah sebagai berikut :

Tabel V.15 *Distillation I Reboiler (E-215)*

Spesifikasi	Keterangan
Kode alat	E-216
Fungsi	<i>Mendinginkan aliran top product kolom distilasi</i>
Jenis	Kettle Reboiler
Jumlah	1 unit
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel SA-283 Grade C</i>
Luas area	83,776 ft ²
Temperatur	
T ₁	275 °C
T ₂	275 °C
t ₁	102,08 °C
t ₂	113,99 °C
Tube	
OD, BWG	1 in 14 BWG
ID	0,834 in
<i>Length</i>	20 ft
Jumlah <i>tube</i>	16
<i>Pitch</i>	1 in square
ΔP <i>tube</i>	0,00292 psi
Shell	

ΔP shell	0,043 psi
ID shell	8 in
Baffle	1
Fouling factor	0,017 jam.ft ² °F/Btu
Harga	Rp 529.534.650

V.16. *Reactor Recycle Pump (L-216)*

Spesifikasi dari *Reactor Recycle Pump* adalah sebagai berikut :

Tabel V.16 *Reactor Recycle Pump (L-216)*

Spesifikasi	Keterangan
Kode alat	L-216
Fungsi	Memompa aliran recycle menuju <i>esterification reactor</i>
Tipe	<i>Centrifugal pump tipe multi-stage radial flow pump</i>
Jumlah	1 unit
Kapasitas	0,06 m ³ /jam
Tekanan Masuk	16,16 psi
Tekanan Keluar	24,24 psi
Bahan pipa	<i>Commercial Steel</i>
Ukuran pipa	IPS 1/4 in sch 40
Power pompa	0,001716 kW
Harga	Rp 1.446.816

V.17. *Heater (E-217)*

Spesifikasi dari *Heater* adalah sebagai berikut :

Tabel V.17 *Heater (E-217)*

Spesifikasi	Keterangan
Kode alat	E-217
Fungsi	Memanaskan recycle glycerol sebelum memasuki reaktor
Jenis	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Jumlah	1 unit

Bahan konstruksi	<i>Carbon steel SA-129 Grade A</i>
Luas area	14,928 m ²
Temperatur	
T ₁	275 °C
T ₂	275 °C
t ₁	113,99 °C
t ₂	260 °C
Outer pipe	1 in 14 BWG
Inner pipe	1,25 m
<i>Length</i>	3,66 m
Jumlah hairpin	2
<i>Fouling factor</i>	0,002 jam.ft ² °F/Btu
ΔP <i>annulus</i>	0,00018 psi
ΔP <i>innerpipe</i>	0,0000000792 psi
Harga	Rp 20.255.424

V.18. *Neutralizer Pump (L-218)*

Spesifikasi dari *Neutralizer Pump* adalah sebagai berikut

:

Tabel V.18 *Neutralizer Pump (L-218)*

Spesifikasi	Keterangan
Kode alat	L-218
Fungsi	Memompa aliran produk bawah dari <i>esterification reactor</i> menuju <i>cooler</i>
Tipe	<i>Centrifugal pump</i> tipe <i>multi-stage radial flow pump</i>
Jumlah	1 unit
Kapasitas	1,43 m ³ /jam
Tekanan Masuk	16,16 psi
Tekanan Keluar	24,24 psi
Bahan pipa	<i>Commercial Steel</i>
Ukuran pipa	IPS 3/4 in sch 40
<i>Power</i> pompa	0,05123 kW
Harga	Rp 8.680.896

V.19. Cooler (E-219)

Spesifikasi dari *Cooler* adalah sebagai berikut :

Tabel V.19 Cooler (E-219)

Spesifikasi	Keterangan
Kode alat	E-219
Fungsi	Mendinginkan aliran produk bawah <i>esterification reactor</i>
Jenis	<i>Shell and Tube (1 – 4 HE)</i>
Jumlah	1 unit
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel SA-283 Grade C</i>
Luas area	141,372 m ²
Temperatur	
T ₁	260 °C
T ₂	100 °C
t ₁	30 °C
t ₂	80 °C
<i>Tube</i>	
OD, BWG	1 in 14 BWG
ID	0,834 m
<i>Length</i>	3,6576 m
Jumlah <i>tube</i>	45
<i>Pitch</i>	1,25 in <i>square</i>
ΔP <i>tube</i>	0,24159 psi
<i>Shell</i>	
ΔP <i>shell</i>	0,0303 psi
ID <i>shell</i>	3,66 m
<i>Fouling factor</i>	0,014 hr.ft ² F/Btu
Harga	Rp 154.809.310

V.20. Neutralizing Reactor (R-310)

Spesifikasi dari *Neutralizing Reactor* adalah sebagai berikut :

V.20 Neutralizing Reactor (R-310)

Spesifikasi	Keterangan
Kode alat	R-310
Fungsi	Menetralkan produk hasil reaksi dengan menambahkan asam fosfat
Tipe	<i>Jacketed vessel</i>
Bentuk	Silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk <i>standard dished head</i> dan dilengkapi <i>agitator</i>
Jumlah	1 unit
Bahan konstruksi	<i>Stainless steel</i> , SA-240 Grade S tipe 316
Volume Reaktor	2,492 m ³
Tekanan design	1,233 atm
Diameter bejana, ID	1,514 m
OD	1,514 m
Tinggi liq dalam silinder	1,310 m
Tinggi liq dalam tangki	1,617 m
Tinggi silinder (Ls)	1,470 m
Tinggi tutup atas	0,312 m
Tinggi tutup bawah	0,312 m
Tinggi tangki	2,093 m
Tebal silinder (ts)	0,005 m
Tebal tutup atas	0,005 m
Tebal tutup bawah	0,005 m
Diameter dalam jaket	1,562 m
Tebal jacket silinder	0,006 m
Tebal alas bagian	0,019 m
Nozzle	
NPS	0,025 m
OD flange	0,108 m

<i>Tebal flange minimal</i>	0,014 m
<i>OD of rised face</i>	0,051 m
<i>Diameter of hub at base</i>	0,049 m
<i>Diameter of hub at point of welding</i>	0,034 m
<i>Length through hub</i>	0,056 m
<i>IDE of standard wall pipe</i>	0,027 m
Pengaduk	
Type	<i>Flat six blade turbine with disk</i>
Jumlah	1 Buah
Power	1,771 kW
Diameter pengaduk	0,454 m
Panjang pengaduk	0,114 m
Lebar pengaduk	0,091 m
Jarak dari dasar	0,505 m
Kecepatan putaran	150 rpm
Harga	Rp 1.135.750.547

V.21. *Sodium Hydroxide Storage Tank (F-311)*

Spesifikasi dari *Sodium Hydroxide Storage Tank* adalah sebagai berikut :

Tabel V.21 *Sodium Hydroxide Storage Tank (F-311)*

Spesifikasi	Keterangan
Kode alat	F-311
Fungsi	Menampung bahan baku NaOH
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

Pengelasan	<i>Double welded butt joint</i>
P design	<i>17,95 psig</i>
Tinggi liquid silinder	1,195 m
Tinggi liquid tangki	1,415 m
Diameter tangki, OD	0,965 m
ID	0,956 m
Tebal silinder	0,005 m
Tebal tutup atas	0,005 m
Tebal tutup bawah	0,005 m
Tinggi silinder	1,417 m
Tinggi tutup atas	0,225 m
Tinggi tutup atas	0,225 m
Tinggi tangki	1,867 m
Nozzle	
NPS	0,013 m
OD flange	0,089 m
<i>Tebal flange minimal</i>	0,011 m
<i>OD of rised face</i>	0,035 m
<i>Diameter of hub at base</i>	0,030 m
<i>Diameter of hub at point of welding</i>	0,021 m
<i>Length through hub</i>	0,048 m
<i>IDE of standard wall pipe</i>	0,016 m
Harga	Rp 154.809.310

V.22. *Sodium Hydroxide Pump (L-312)*

Spesifikasi dari *Sodium Hydroxide Pump* adalah sebagai berikut :

Tabel V.22 Sodium Hydroxide Pump (L-312)

Spesifikasi	Keterangan
Kode alat	L-312
Fungsi	Memompa larutan NaOH menuju neutralizer tank
Tipe	<i>Centrifugal pump tipe multi-stage radial flow pump</i>
Jumlah	1 unit
Tekanan Masuk	16,16 psi
Tekanan Keluar	24,24 psi
Bahan pipa	<i>Commercial Steel</i>
Ukuran pipa	IPS 1/8 in sch 40
Power pompa	0,00002 kW
Harga	Rp 1.446.816

V.23. Distillation Feed Pump (L-313)

Spesifikasi dari *Distillation Feed Pump* adalah sebagai berikut :

Tabel V.23 Distillation Feed Pump (L-313)

Spesifikasi	Keterangan
Kode alat	L-313
Fungsi	Memompa aliran keluar neutralizer tank menuju distillation column
Tipe	<i>Centrifugal pump tipe multi-stage radial flow pump</i>
Jumlah	1 unit
Kapasitas	1,43 m ³ /jam
Tekanan Masuk	16,16 psi
Tekanan Keluar	24,25 psi
Bahan pipa	<i>Commercial Steel</i>
Ukuran pipa	IPS 1 1/4 in sch 40
Power pompa	0,040168 kW
Harga	Rp 31.829.952

V.24. *Distillation Column II (D-320)*

Spesifikasi dari *Distillation Column II* adalah sebagai berikut :

Tabel V.24 *Distillation Column II (D-320)*

Spesifikasi	Keterangan
Kode alat	D-213
Fungsi	Memisahkan gliserol monostearat dari <i>impurities nya</i>
Jenis Tray	<i>Tray column tipe sieve</i>
Jumlah	1 unit
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Jumlah <i>tray</i>	9
Tray Spacing	1,3716 m
Tekanan desain	15,97 psig
Diameter kolom	0,728 m
Tinggi kolom distilasi	2,346 m
Tebal shell	0,005 m
Tebal tutup atas	0,006 m
Tebal tutup bawah	0,006 m
Harga	Rp 1.335.946.475

V.25. *Distillation II Condenser (E-321)*

Spesifikasi dari *Distillation II Condenser* adalah sebagai berikut :

Tabel V.25 *Distillation II Condenser (E-321)*

Spesifikasi	Keterangan
Kode alat	E-321
Fungsi	<i>Mendinginkan aliran top product kolom distilasi</i>
Tipe	Vertical Condenser
Jenis	<i>Shell and tube (1-4 HE)</i>
Jumlah	1 unit

Bahan konstruksi	<i>Carbon steel SA-283 Grade C</i>
Luas area	23,556 ft ²
Temperatur	
T ₁	337 °C
T ₂	327,51 °C
t ₁	30 °C
t ₂	80 °C
<i>Tube</i>	
OD, BWG	0,75 in 10 BWG
ID	0,482 in
<i>Length</i>	6 ft
Jumlah <i>tube</i>	20
<i>Pitch</i>	1 in square
ΔP <i>tube</i>	0,0011 psi
<i>Shell</i>	
ΔP <i>shell</i>	0,0000139 psi
ID <i>shell</i>	8 in
<i>Fouling factor</i>	0,003 jam.ft ² °F/Btu
Harga	Rp 149.022.046

V.26. *Distillation II Reboiler (E-322)*

Spesifikasi dari *Distillation II Reboiler* adalah sebagai berikut :

Tabel V.26 *Distillation Column II Reboiler (E-322)*

Spesifikasi	Keterangan
Kode alat	E-332
Fungsi	<i>Memanaskan aliran bottom product kolom distilasi</i>
Jenis	Kettle Reboiler
Jumlah	1 unit
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel SA-283 Grade C</i>
Luas area	427,2576 ft ²
Temperatur	
T ₁	380 °C

T ₂	370 °C
t ₁	356,96 °C
t ₂	357,96 °C
Tube	
OD, BWG	1 in 14 BWG
ID	0,834 in
Length	24 ft
Jumlah tube	68
Pitch	1,25 in square
ΔP tube	0,11481 psi
Shell	
ΔP shell	1,6884 psi
ID shell	21,25 in
Baffle	10,625 in
Fouling factor	0,001 jam.ft ² °F/Btu
Harga	Rp 497.704.699

V.27. *Solidification Feed Pump (L-323)*

Spesifikasi dari *Solidification Feed Pump* adalah sebagai berikut :

Tabel V.27 *Solidification Feed Pump (L-323)*

Spesifikasi	Keterangan
Kode alat	L-323
Fungsi	Memompa aliran keluar distillation column menuju spray cooling chamber
Tipe	<i>Centrifugal pump tipe multi-stage radial flow pump</i>
Jumlah	1 unit
Kapasitas	1,32 m ³ /jam
Tekanan Masuk	24,25 psi
Tekanan Keluar	36,37 psi
Bahan pipa	<i>Commercial Steel</i>
Ukuran pipa	IPS 1 in sch 40
Power pompa	0,07073 kW

Harga	Rp 39.064.032
-------	---------------

V.28. Cooler (E-324)

Spesifikasi dari *Cooler* adalah sebagai berikut :

Tabel V.28 Cooler (E-324)

Spesifikasi	Keterangan
Kode alat	E-324
Fungsi	Mendinginkan aliran sebelum memasuki unit solidifikasi
Jenis	<i>Shell and Tube (1 – 2 HE)</i>
Jumlah	1 unit
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel SA-283 Grade C</i>
Luas area	282,672 m ²
Temperatur	
T ₁	257,96 °C
T ₂	100 °C
t ₁	30 °C
t ₂	80 °C
<i>Tube</i>	
OD, BWG	0,75 in 14 BWG
ID	0,584 m
<i>Length</i>	7,3152 n
Jumlah <i>tube</i>	60
<i>Pitch</i>	1 in <i>square</i>
ΔP <i>tube</i>	0,2836psi
<i>Shell</i>	
ΔP <i>shell</i>	0,030179 psi
ID <i>shell</i>	3,66 m
<i>Fouling factor</i>	0,079 hr.ft ² °F/Btu
Harga	Rp 13.021.344

V.29. *Spray Cooling Chamber (D-410)*

Spesifikasi dari *Spray Cooling Chamber* adalah sebagai berikut :

Tabel V.29 *Spray Cooling Chamber (D-410)*

Spesifikasi	Keterangan
Kode alat	D-410
Fungsi	Memadatkan liquid produk menjadi bentuk bubuk
Pengelasan	<i>Double Welded butt joint</i>
Jumlah	1 unit
Bahan konstruksi	<i>Stainless steel, SA-240 Grade S tipe 316</i>
Volume chamber	8,342 m ³
Tekanan design	1,200 atm
Diameter bejana, ID	1,356 m
OD	1,372 m
Tinggi silinder	4,241 m
Tinggi konis	1,172 m
Tinggi total	5,413 m
Tebal silinder	0,005 m
Atomizer	
Diameter Disc	0,2 m
Lubang	0,00025 m
Jarak antar lubang	0,005 m
Jumlah Luber	239,238 buah
Air disperser	
Diameter	0,813 m
Tinggi	0,163 m
Nozzle	
Diameter umpan masuk	0,027 m
Diameter udara masuk	0,203 m

Diameter produk keluar	0,027 m
Diameter udara + produk keluar	0,223 m
Tinggi penyangga	2,165 m
Harga	Rp 329.874.044

V.30. *Centrifugal Blower (G-411)*

Spesifikasi dari *Centrifugal Blower* adalah sebagai berikut :

Tabel V.30 *Centrifugal Blower (G-411)*

Spesifikasi	Keterangan
Kode alat	G-331
Fungsi	Menarik udara sebagai bahan baku <i>spray cooling chamber</i>
Bahan	<i>Carbon steel</i>
<i>Kapasitas</i>	211,21 m ³ /jam
<i>Jumlah</i>	1 buah
Power	1,48 kW
Harga	Rp 716.173.912

V.31. *Belt Conveyor (J-412)*

Spesifikasi dari *Belt Conveyor* adalah sebagai berikut :

Tabel V.31 *Belt Conveyor (J-412)*

Spesifikasi	Keterangan
Kode alat	J-412
Fungsi	Mengangkut kristal gliserol monostearate ke <i>GMS Bin</i>
<i>Lebar belt conveyor</i>	0,356 m
<i>Cross sectional area</i>	0,01 m ²
<i>Belt piles</i>	3
<i>Belt speed</i>	72,3 m/s
<i>Power</i>	1,558 kW
Panjang	6,1 m

Harga	Rp 157.702.942
-------	----------------

V.32. Cyclone (H-413)

Spesifikasi dari *Cyclone* adalah sebagai berikut :

Tabel V.32 *Cyclone* (H-413)

Spesifikasi	Keterangan
Kode alat	H-413
Fungsi	Memisahkan udara keluar yang membawa padatan GMS
Bahan	<i>Stainless steel</i> , SA-240 Grade S tipe 316
Jumlah	1 buah
Kapasitas	3047,76 m ³ /hari
Tekanan desain	1 atm
Lebar inlet cyclone rectangular	0,3279 m
<i>Diameter saluran gas keluar cyclone</i>	1,3116 m
<i>Diameter cyclone</i>	0,6558 m
<i>Tinggi cyclone setelah Bc pada gas masuk</i>	0,6558 m
Panjang ruang gravitasi settling dalam arah aliran	2,6231 m
Lebar outlet cyclone rectangular	0,1639
Panjang ruang spiral dalam cyclone	2,6231
Diameter pada saat partikel keluar	0,3279
Harga	Rp 256.086.429

V.33. *Centrifugal Blower (G-414)*

Spesifikasi dari *Centrifugal Blower* adalah sebagai berikut :

Tabel V.33 *Centrifugal Blower (G-414)*

Spesifikasi	Keterangan
Kode alat	G-331
Fungsi	Menarik udara keluar dari <i>cyclone</i>
Bahan	<i>Carbon steel</i>
<i>Kapasitas</i>	221,89 m ³ /jam
<i>Jumlah</i>	1 buah
Power	1,556 kW
Harga	Rp 730.642.072

V.34. *Belt Conveyor (J-415)*

Spesifikasi dari *Belt Conveyor* adalah sebagai berikut :

Tabel V.34 *Belt Conveyor (J-415)*

Spesifikasi	Keterangan
Kode alat	J-415
Fungsi	Mengangkut kristal gliserol monostearate ke <i>GMS Bin</i>
<i>Lebar belt conveyor</i>	0,356 m
<i>Cross sectional area</i>	0,01 m ²
<i>Belt piles</i>	3
<i>Belt speed</i>	0,716 m/s
<i>Power</i>	1,558 kW
Panjang	6,1 m
Harga	Rp 157.702.942

V.35. *GMS Bin (F-416)*

Spesifikasi dari *GMS Bin* adalah sebagai berikut :

Tabel V.35 *GMS Bin (F-416)*

Spesifikasi	Keterangan
Kode alat	F-416

Fungsi	Menampung produk gliserol monostearat
Bentuk	Silinder dengan tutup atas berbentuk <i>standard dished head</i> dan tutup bawah berbentuk <i>conical</i> dengan sudut 120°
Jumlah	1 unit
Bahan konstruksi	<i>Stainless steel</i> , SA-240 Grade S tipe 304
Pengelasan	<i>Double welded butt joint</i>
Tinggi bejana	4,322 m
Tekanan desain	20,22 psig
Diameter bejana, OD	2,286 m
ID	2,276 m
Tebal silinder bejana	0,005 m
Tebal tutup atas	0,005 m
Tinggi tutup atas	0,442 m
Tebal tutup bawah	0,005 m
Tinggi tutup bawah	0,660
Harga	Rp 732.088.888

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 IRR (*Internal Rate of Return*), POT (*Pay Out Time*), NPV (*Net Present Value*), dan BEP (*Break Even Point*). 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 Gliserol Monostearat (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:

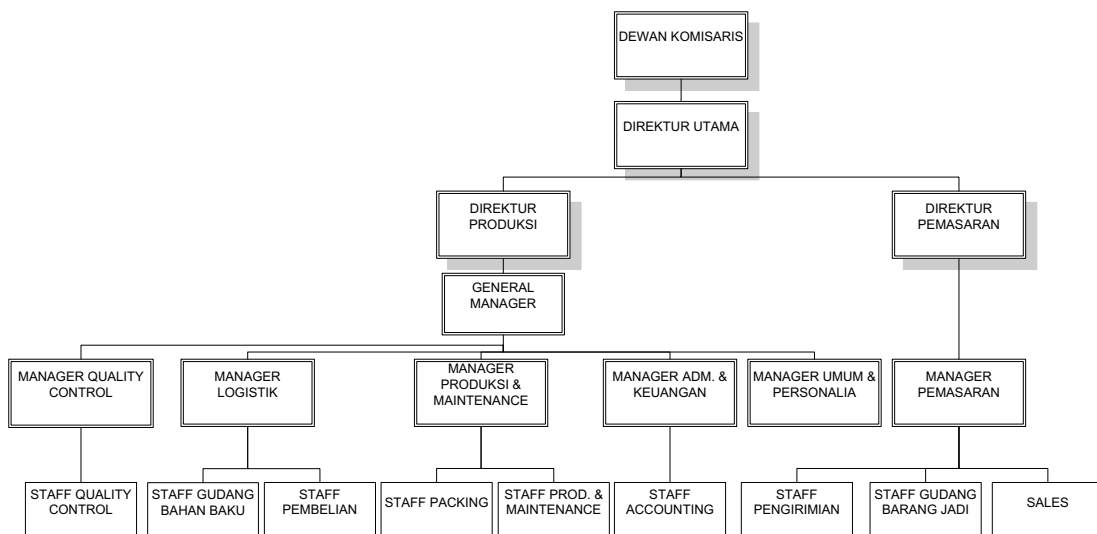
1. Modal perusahaan dapat lebih mudah diperoleh yaitu dari penjualan saham maupun dari pinjaman.
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, karena segala sesuatu yang menyangkut kelancaran produksi ditangani oleh pemimpin perusahaan.
3. Kekayaan pemegang saham terpisah dari kekayaan perusahaan, sehingga 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 staff, 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 VI.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 penanggungjawab 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 di atas, direktur berhak mewakili PT secara sah dan langsung disegala hal dan kejadian yang berhubungan dengan kepentingan perusahaan.

3. Direktur Produksi

Direktur bertanggungjawab 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 penanggung jawab 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 produk 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 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.

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.

VI.1.3 Perincian Jumlah Tenaga Kerja

Kapasitas produksi gliserol monostearat adalah 10.000/tahun atau 30,30 ton/hari. Dari Gambar 6-8 Timmerhaus didapat jumlah karyawan total 36 pekerja-jam/hari-proses. Karena pada pabrik ini ada 4 proses dan karyawan operasi dibagi dalam 3 shift kerja per hari (4 regu) dengan 1 shift kerja bekerja dalam 8 jam/hari, maka didapat total karyawan sebanyak 24 pekerja/hari.

Jumlah karyawan yang dibutuhkan untuk proses produksi GMS diuraikan pada Tabel VI.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.	General Manager			1		1
6.	Sekertaris Direktur			4		4
7.	Manajer					
	a. Pemasaran			1		1
	b. Produksi & Maintenance			1		1
	c. QC/QA			1		1
	d. Logistik			1		1
	e. Administrasi & Keuangan			1		1
	f. Umum & Personalia			1		1
8.	Supervisor					
	a. Produksi			6		6
	b. Quality Control			6		6
9.	Staff					
	a. Pembelian		2	2		4
	b. Produksi & Maintenance	4	10	10		24
	c. QC/QA		3	2		5
	d. Pengiriman		3	1		4
	e. Gudang Bahan		2	2		4
	f. Packing		2	1		4
	g. Accounting		4	2		6

	h. Gudang Produk		2	2		4
10.	Sales	6	2	2		10
11.	Supir	10				10
12.	Satpam	8				8
13.	Dokter				1	1
14.	Karyawan tidak tetap	20				20
Total		48	30	50	3	131

Pabrik ini menggunakan basis 330 hari kerja per tahun dengan waktu 24 jam kerja per hari. 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

Jumat : 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 per hari 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 sistem *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 regu libur. Sistem ini dapat disajikan dalam Tabel VI.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

Sistem pengupahan dibedakan menurut status karyawan, tingkatan pendidikan dan besar kecilnya tanggung jawab atau kedudukannya serta keahlian dan masa kerjanya. Karyawan pabrik dapat digolongkan menjadi 3 golongan sebagai berikut :

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.

Sistem penggajian dalam perusahaan ini adalah sebagai berikut :

a. Gaji Bulanan

Gaji bulanan diberikan kepada karyawan tetap dan tidak tetap setiap bulannya, sesuai dengan bidang, kedudukan, golongan, serta keahliannya masing-masing.

b. Gaji Harian

Gaji harian adalah gaji yang diberikan kepada karyawan harian yang besarnya tergantung pada keahlian dan masa kerjanya. Gaji harian diberikan pada setiap akhir pekan (yakni hari Sabtu).

c. Gaji Borongan

Gaji borongan diberikan kepada karyawan harian lepas atau pekerja borongan yang telah disepakati oleh perusahaan.

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

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

Maka untuk memenuhi kebutuhan utilitas pabrik di atas, 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 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 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 perundangan 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 3,39 % pertahun;
- Eskalasi biaya operasi yang meliputi biaya bahan tambahan, biaya utilitas dan biaya tetap sebesar nilai inflasi 3,39 % pertahun;
- Sumber dana investasi berasal dari modal sendiri sebesar 40% biaya investasi dan pinjaman jangka pendek sebesar 60%

biaya investasi dengan bunga sebesar 9,95% per tahun yang akan dibayar dalam jangka waktu 62 bulan (5,15 tahun);

- Penyusutan investasi alat & bangunan terjadi dalam waktu 10 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 VI.3 berikut ini adalah ketentuan maupun parameter yang digunakan untuk perhitungan ekonomi.

Tabel VI. 3 Parameter Perhitungan Ekonomi

Parameter	Nilai	Keterangan
Investasi Total	206.854.349.683	Rupiah
Pajak pendapatan	30%	/tahun
Inflasi	3,39%	/tahun
Depresiasi	10%	/tahun
IRR	19,65%	/tahun
Nama Bahan	Harga (\$)	Keterangan
GMS	4.000,00	/ton
Operasi		
GMS	1.277	Kg/jam
Hari Operasi	330	Hari
Modal Sendiri (40 %)	71.949.339.020	Rupiah
Modal Pinjam (60 %)	107.924.008.530	Rupiah

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

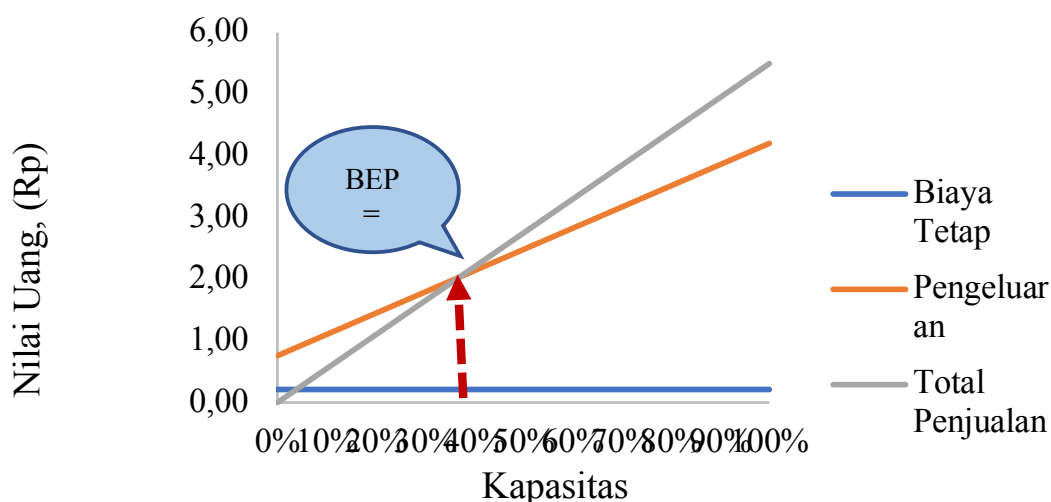
Dari hasil perhitungan pada Appendiks D, didapatkan harga $i = 19,65\%$. Harga i yang diperoleh lebih besar dari harga i untuk bunga pinjaman yaitu $9,95\%$ per tahun. Dengan harga $i = 19,65\%$ yang didapatkan dari perhitungan menunjukkan bahwa pabrik ini layak didirikan dengan kondisi tingkat bunga pinjaman $9,95\%$ per tahun.

VI.3.4 Analisa Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time / POT*)

Dari perhitungan yang dilakukan pada Appendiks D didapatkan bahwa waktu pengembalian modal minimum adalah 5,12 tahun dengan perkiraan usia pabrik 10 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 di dapatkan bahwa Titik Impas (BEP) = 36,82% seperti yang disajikan dalam Gambar VI.2 sebagai berikut :



Gambar VI. 2 Grafik *Break Even Point*

Ringkasan Analisa ekonomi dari pabrik GMS dapat dilihat pada Tabel VI.4 di bawah ini.

Tabel VI. 4 Hasil Perhitungan Analisa Ekonomi Pabrik GMS

No	Keterangan	Unit	Jumlah
1	<i>Total Investment Cost</i>	MIDR	193.626.448.775

2	Bunga Pinjaman	% per thn	9,95
3	<i>Internal Rate of Return (IRR)</i>	%	19,65
4	<i>Pay Out Time (POT)</i>	Tahun	5,12
5	<i>Break Even Point (BEP)</i>	%	36,82
6	Harga Produk GMS	US\$/ton	4.000,00
7	Umur Pabrik	Tahun	10
8	Masa konstruksi	Tahun	2
9	Operasi	hari/tahun	330

“Halaman sengaja dikosongkan”

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 91,66%

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 19,65% Angka ini lebih besar dari bunga bank yaitu 9,95%. Modal pabrik akan kembali setelah pabrik beroperasi selama 5,12 tahun. Waktu ini relatif sedang jika dibandingkan dengan perkiraan umur pabrik 10 tahun. *Break Even Point* yang didapat sebesar 36,82%. 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, 330 hari/tahun

2. Kapasitas Produksi : 10.000 ton/tahun
3. Kebutuhan Bahan Baku
 - Asam Stearat : 8694,5673 ton/tahun
 - Gliserol : 2469,2209 ton/tahun
 - H₃PO₄ : 88,0672 ton/tahun
 - NaOH : 6,3265 ton/tahun
4. Umur Pabrik : 10 tahun
5. Masa Konstruksi : 24 bulan
6. Analisa Ekonomi :
 - a. Pembiayaan :
 - Struktur Permodalan : 40% modal sendiri dan 60% pinjaman bank
 - Bunga Bank : 9,95% per tahun
 - Total Investasi (TCI) : Rp 206.854.349.683,85
 - *Total Production Cost* (TPC): Rp 413.776.123.086,49
 - b. Penerimaan :
 - Hasil Penjualan : Rp 549.680.000.000,00 (kapasitas 100%)
 - c. Rehabilitasi Perusahaan :
 - Laju Pengembalian Modal (IRR) : 19,65%
 - Waktu Pengembalian Modal (POT) : 5,12 tahun
 - Titik Impas (BEP) : 36,82%
8. Bentuk Perusahaan : Perseroan Terbatas
9. Struktur Organisasi : Garis dan staff
10. Lokasi : Gresik, Jawa Timur

DAFTAR PUSTAKA

- Aspen Technology, Inc. 2010. *Aspen Physical Properties System*. USA: Burlington.
- Bank Mandiri, *Administrator*. 2019. Suku Bunga Simpanan. <http://www.mandiri.co.id/>. Diakses pada 02 Januari 2019, pukul 09.00 WIB.
- Badan Pusat Statistik, *Administrator*. 2016. *Komoditi Ekspor – Impor*. <http://www.bps.go.id/>. Diakses pada 10 Oktober 2019, pukul 11.00 WIB.
- Badan Pusat Statistik, *Administrator*. 2016. Upah Minimum Regional Indonesia. <http://www.bps.go.id/>. Diakses pada 02 Januari 2019, pukul 15.00 WIB.
- Bailey, James E. 1986. *Biochemical Engineering Fundamentals*. Singapore: McGraw-Hill Book Co.
- Bank Indonesia, *Administrator*. 2018. Suku Bunga Kredit Bank di Indonesia. <http://bi.go.id>. Diakses pada 03 Januari 2019, pukul 21.00 WIB
- Brownell, Lloyd E. 1979. *Equipment Design*. New Delhi : Wiley Eastern Ltd. Coulson & Richardson. 2001. *Chemical Engineering Volume 6 3th Edition*. Butterworth :
- Coulson, J. M. and Ricardson, J. F. 1983. *Chemical Engineering vol. 6*. New York: Pergamon Press Inc,
- Fessenden, R.J. and J.S. Fessenden. 1986. *Kimia Organik Dasar Edisi Ketiga*. Jakarta: Erlangga.
- Google, *Administrator*. 2018. *Maps of Gresik*. <http://www.google.co.id/maps>. Diakses pada 11 Oktober 2019, pukul 10.00 WIB.
- Grand View Research Administator*. 2017. *Food Emulsifiers Market Analysys*. <https://www.grandviewresearch.com>. Diakses pada 09 November 2019, pukul 12.45 WIB
- Heinneman. Geankoplis, Christie. 2003. *Transport Process and Unit Operations 4th Edition*. New Jersey : Prentice-Hall, Inc.
- Hukum *Online Administator*. 2006. *Pearaturan Presiden*

- Republik Indonesia Nomer 5 Tahun 2006.*
<https://www.hukumonline.com>. Diakses pada 08
 November 2019, pukul 09.47 WIB.
- Kementrian Perindustrian. 2014. *Profil Industri Oleokimia Dasar dan Biodiesel*. Indonesia
- Kern, Donald Q., 1965 .*Process Heat Transfer. International Edition*, McGraw-Hill Book Company, Tokyo.
- Kirk, K. E. dan Othmer, D. F. 1981. *Encyclopedia of Chemical Technology*. New YorkL John Wiley and Sons, Inc.
- Kusnarjo. 2010. *Desain Alat Penukar Panas*. Surabaya : itspress.
- Kusnarjo. 2010. *Desain Bejana Bertekanan*. Surabaya : itspress.
- Kusnarjo. 2010. *Ekonomi Teknik*. Surabaya : itspress
- Ludwig, Ernest, E. 1979. *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plant*. Houston: Gulf Publishing Company.
- Matches, Administrator. 2018. Index of Process Equipment.
<http://www.matche.com>. Diakses pada tanggal 10 Januari 2019, pukul 17.00 WIB.
- Mc. Ketta, J. J. 1978. *Encyclopedia of Chemical Processing and Design*. New York: Marcell Decker Inc.
- Mordor Intelligence, Administrator. 2017. *Asia Pacific Food Emulsifiers Market-Growth, Trends and Forecast*.
<http://www.mordorintelligence.com>. Diakses pada 10 November 2019, pukul 09.00 WIB.
- Pagliari, Mario dan Rossi, Michele. 2006. *The Future of Glycerol New Uses of a Versatile Raw Material*. Cambridge: The Royal Society of Chemistry.
- Perry, R. H. 1997. *Perry;s Chemical Engineer Handbook 7th ed.* New York: McGraw-Hill, Inc.
- Pratiwi. 2008. *Mikrobiologi Farmasi*. Jakarta: Erlangga.
- Prasetyo, Eko dkk. 2012. *Potensi Gliserol Dalam Pembuatan Turunan Gliserol Melalui Proses Esterifikasi*. Semarang: Universitas Dipenegoro
- 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.

Publishing, Inc. Wilmar. 2015. *Wilmar Oleochemicals Brochure*. Netherlands : Wilmar Oleo B.V.

Woods, Donald R. 2006. Rules of Thumb in Engineering Practice. Canada : Wiley - VCH