

PRARANCANGAN PABRIK MARGARIN DARI MINYAK SAWIT

PRARANCANGAN PABRIK

Diajukan sebagai Salah Satu Syarat

Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia



الجامعة الإسلامية
الاندونيسية

Oleh :

Nama : Intan Noor Rahmawati

No Mahasiswa : 18521014

Nama : Nabilah Sharfina A

No. Mahasiswa : 18521040

PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA

FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI

UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA

YOGYAKARTA

2022

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING
PRARANCANGAN PABRIK MARGARIN DARI MINYAK
SAWIT DENGAN KAPASITAS 27.000 TON/TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK



Oleh :

Intan Noor Rahmawati
NIM. 18521014

Nabilah Sharfina A
NIM. 18521040

Yogyakarta, 15 September 2022

Pembimbing I,

Pembimbing II,

Arif Hidayat., Dr., S.T., MT

Venitalitya Alethea S.A., S.T., M.Eng

**LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL
PRARANCANGAN PABRIK**

Saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : Intan Noor Rahmawati

Nama : Nabilah Sharfina Awanis

NIM : 18521014

NIM : 18521040

Yogyakarta, 15 September 2022

Menyatakan bahwa seluruh hasil Prarancangan Pabrik ini adalah hasil karya sendiri. Apabila dikemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan hasil karya sendiri, maka kami siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun.

Demikian surat ini kami buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.



Intan Noor Rahmawati

NIM : 18521014



Nabilah Sharfina Awanis

NIM : 18521040

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

**PRARANCANGAN PABRIK MARGARIN DARI MINYAK SAWIT
KAPASITAS 27.000 TON/TAHUN**

PRARANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama : Intan Noor R Nama : Nabilah Sharfina A
No. Mahasiswa : 18521014 No. Mahasiswa : 18521040

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia Program Studi Teknik
Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia
Yogyakarta, 15 September 2022

Tim Penguji,

Arif Hidayat., Dr., S.T., M

Ketua Penguji

Umi Rofiqah, S.T., M.T

Penguji I

Lucky Wahyu Nuzulia, S.T.,M.Eng

Penguji II



Arif Hidayat

Umi Rofiqah 19/10/22

Lucky Wahyu Nuzulia 13/10/22

Mengetahui,

Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia



Dr. Iffa Puspasari, S.T., M.Eng.

NIK. 155210506

KATA PENGANTAR

Assalamualaikum Warahmatullahi Wabarakatuh

Puji dan syukur kehadirat yang maha kuasa Allah SWT yang telah memberikan kesehatan dan iman, sehingga dapat menyusun dan menyelesaikan naskah Tugas Akhir yang berjudul “Pra Rancangan Pabrik Margarin dari Kelapa Minyak Sawit dengan Kapasitas 27.000 ton/tahun”

Adapun Tujuan dari penulisan naskah Tugas Akhir ini adalah untuk memenuhi salah satu syarat untuk memperoleh gelar sarjana Teknik Kimia. Tugas Akhir Perancangan Pabrik ini merupakan serangkaian tugas yang harus dilakukan untuk memenuhi syarat dalam mendapatkan gelar sarjana Teknik Kimia di Universitas Islam Indonesia , Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Yogyakarta.

Dalam penyusunan naskah Tugas Akhir ini penulis banyak mendapatkan bantuan dari berbagai pihak, oleh sebab itu penulis ingin mengucapkan rasa terima kasih kepada :

1. Allah SWT, atas rahmat serta karunianya sehingga dapat menyelesaikan naskah Tugas Akhir ini.
2. Kedua Orang Tua serta Keluarga yang tercinta yang telah memberikan dukungan baik dalam bentuk motivasi, finansial serta dukungan dalam penyelesaian naskah Tugas Akhir ini.
3. Ibu Ifa Puspasari., Dr., S.T., M.Eng. selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia yang telah memberikan pengarahan dalam penyusunan naskah Tugas Akhir.
4. Bapak Arif Hidayat., Dr., S.T., MT selaku Dosen Pembimbing I yang telah memberikan pengarahan, motivasi, dan bimbingan dalam penyusunan naskah Tugas Akhir.

5. Ibu Venitalitya Alethea S.A., S.T., M.Eng selaku Dosen Pembimbing II yang telah memberikan pengarahan, motivasi dan bimbingan dalam penyusunan naskah Tugas Akhir.
6. Teman – teman sesama jurusan Teknik Kimia yang telah membantu dalam memberikan dukungan dan penulisan naskah Tugas Akhir.
7. Dan seluruh pihak yang terikat yang tidak dapat kami sebutkan satu persatu dalam memberikan dukungan kepada kami selama penyusunan Naskah Tugas Akhir.

Penulis menyadari bahwa penyusunan naskah Tugas Akhir ini masih mendapatkan beberapa kekurangan. Oleh karena itu penulis mengharapkan saran dari semua pihak yang ingin memberikan saran untuk mewujudkan perkembangan yang positif kepada kami. Demikian naskah Tugas Akhir ini disusun, semoga dapat bermanfaat bagi semua pihak yang membaca. Akhir kata kami ucapkan terima kasih.

Wassalamu'alaikum Wr., Wb.

Penyusun

DAFTAR ISI

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	ii
LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI.....	iv
KATA PENGANTAR.....	iv
DAFTAR ISI.....	vii
DAFTAR TABEL.....	ix
DAFTAR GAMBAR.....	xii
ABSTRAK.....	1
BAB I.....	3
PENDAHULUAN.....	3
1.1 Latar Belakang.....	3
1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik.....	4
1.3 Tinjauan Pustaka.....	9
1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika.....	20
BAB II.....	25
PERANCANGAN PRODUK	25
2.1 Spesifikasi Bahan Baku	25
2.2 Spesifikasi Produk	29
2.3 Pengendalian Kualitas.....	30
2.4 Pengendalian Kuantitas.....	31
2.5 Pengendalian Kualitas Proses.....	31
BAB III.....	33
PERANCANGAN PRODUK	33
3.1 Diagram Alir Proses dan Material	33
3.2 Uraian Proses	35
3.3 Spesifikasi Alat.....	37
3.4 Neraca Massa.....	49
3.5 Neraca Panas.....	52
BAB IV.....	55

PERANCANGAN PABRIK	55
4.1 Lokasi Pabrik	55
4.2 Tata Letak Pabrik (<i>Plant Layout</i>)	57
4.3 Tata Letak Mesin/ Alat Proses (<i>Machines Plant</i>)	59
4.4 Organisasi Perusahaan	61
UTILITAS	73
5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air	73
5.2 Unit Pembangkit Steam dan Bahan Bakar	79
5.3 Unit Penyedia Listrik	80
5.4 Unit Penyedia Udara	82
5.5 Unit Pengolahan Limbah	83
BAB VI	88
EVALUASI EKONOMI	88
6.1 Penaksiran Harga Peralatan	89
6.2 Dasar Perhitungan	91
6.3 Perhitungan Biaya	95
6.4 Analisa Kelayakan	96
6.5 Hasil Perhitungan	99
6.6 Hasil Analisa Keuntungan	103
6.7 Hasil Kelayakan Ekonomi	103
BAB VII	106
KESIMPULAN DAN SARAN	106
7.1 Kesimpulan	106
7.2 Saran	107
DAFTAR PUSTAKA	108
LAMPIRAN A	111
LAMPIRAN B	136
LAMPIRAN C	138

DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Data Ekspor Margarin Indonesia	4
Tabel 1. 2 Data Impor Margarin Indonesia	6
Tabel 1. 3 Pemilihan Proses	17
Tabel 1. 4 Komposisi Asam Letak pada CPO	18
Tabel 1. 5 Sifat Kimia-Fisika dari CPO	19
Tabel 1. 6 Harga ΔH_f° pada Komponen	20
Tabel 1. 7 Harga ΔH_f° pada Komponen	20
Tabel 1. 8 Harga ΔG_f° pada Komponen	21
Tabel 1. 9 Harga ΔG_f° pada Komponen	22
Tabel 2. 1 Spesifikasi Bahan Baku	25
Tabel 2. 2 Spesifikasi Komposisi Bahan Baku	26
Tabel 2. 3 Spesifikasi Bahan Pendukung	28
Tabel 2. 4 Spesifikasi Produk Margarin	29
Tabel 3. 1 Spesifik Reaktor	37
Tabel 3. 2 Spesifikasi Reaktor (Lanjutan)	38
Tabel 3. 3 Spesifikasi Deodorizer	38
Tabel 3. 4 Spesifikasi Bleaching	39
Tabel 3. 5 Spesifikasi Emulsifikator	40
Tabel 3. 6 Spesifikasi Votator-01	41
Tabel 3. 7 Spesifikasi Votator-02	Error! Bookmark not defined.
Tabel 3. 8 Spesifikasi Filter Press	42
Tabel 3. 9 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Fasa Cair	42
Tabel 3. 10 Spesifikasi Tangki Penyimpanan	43
Tabel 3. 11 Spesifikasi Pompa	44
Tabel 3. 12 Spesifikasi Alat Transportasi	45
Tabel 3. 13 Spesifikasi Alat Transportasi Padat	46
Tabel 3. 14 Spesifikasi Alat Heater	47
Tabel 3. 15 Spesifikasi Alat Cooler	48
Tabel 3. 16 Spesifikasi Alat Lainnya	48
Tabel 3. 17 Neraca Massa Total	49
Tabel 3. 18 Neraca Massa Reaktor	50
Tabel 3. 19 Neraca Massa Deodorizer	50
Tabel 3. 20 Neraca Massa Bleaching	50
Tabel 3. 21 Neraca Massa Filter	51
Tabel 3. 22 Neraca Massa Emulsifikator	51
Tabel 3. 23 Neraca Massa Votator I	51
Tabel 3. 24 Neraca Massa Votator II	52
Tabel 3. 25 Neraca Panas Reaktor	52
Tabel 3. 26 Neraca Panas Deodorizer	53
Tabel 3. 27 Neraca Panas Bleaching	53

Tabel 3. 28 Neraca Panas Emulsifikator	53
Tabel 3. 29 Neraca Panas Votator I	53
Tabel 3. 30 Neraca Panas Votator II	Error! Bookmark not defined.
Tabel 3. 31 Neraca Panas Heater I	54
Tabel 3. 32 Neraca Panas Heater II	54
Tabel 3. 33 Neraca Panas Heater III	54
Tabel 3. 34 Neraca Panas Cooler I	54
Tabel 3. 35 Neraca Panas Cooler II	55
Tabel 4. 1 Jadwal Shift	68
Tabel 4. 2 Penggolongan jabatan dan jumlah karyawan	69
Tabel 4. 3 Sistem Gaji	70
Tabel 5. 1 Jumlah Kebutuhan Air Pendingin	74
Tabel 5. 2 Kebutuhan Air Umpan Boiler	75
Tabel 5. 3 Kebutuhan Air Sanitasi	76
Tabel 5. 4 Kebutuhan Listrik Alat Proses	80
Tabel 5. 5 Kebutuhan Listrik Utilitas	81
Tabel 5. 6 Kebutuhan Total Listrik	82
Tabel 5. 7 Spesifikasi Kompresor	83
Tabel 6. 1 Indeks Harga pada Tahun 1990 hingga 2028	89
Tabel 6. 2 Harga Alat Proses	92
Tabel 6. 3 Harga Alat Utilitas	93
Tabel 6. 4 Physical Plant Cost (PPC)	99
Tabel 6. 5 Fixed Capital Investment (FCI)	99
Tabel 6. 6 Direct Manufacturing Cost (DMC)	100
Tabel 6. 7 Indirect Manufacturing Cost (IMC)	100
Tabel 6. 8 Fixed Manufacturing Cost (FMC)	100
Tabel 6. 9 Manufacturing Cost (MC)	101
Tabel 6. 10 Working Capital	101
Tabel 6. 11 General Rxpenses	101
Tabel 6. 12 Total Production Cost	102
Tabel 6. 13 Fixed Cost	102
Tabel 6. 14 Variable Cost	102
Tabel 6. 15 Regulated Cost	102
Tabel 6. 16 Kesimpulan Evaluasi Ekonomi	104

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Grafik Estimasi Ekspor Margarin di Indonesia	5
Gambar 1. 2 Grafik Estimasi Impor Margarin di Indonesia	7
Gambar 1. 3 Diagram Alir Proses Hidrogenasi	12
Gambar 1. 4 Diagram Alir Proses Interesterifikasi Kimia	14
Gambar 1. 5 Diagram Alir Interesterifikasi Enzimatik	14
Gambar 3. 1 Diagram Kualitatif	32
Gambar 3. 2 Diagram Kualitatif	33
Gambar 4. 1 Tata Letak Pabrik	61
Gambar 4. 2 Tata letak Alat Proses	62
Gambar 4. 3 Struktur Organisasi	63
Gambar 5. 1 Diagram Alir Utilitas	86
Gambar 6. 1 Grafik Indeks Harga vs Tahun	90
Gambar 6. 2 Grafik Analisa Ekonomi	104

ABSTRAK

Prarancangan Pabrik Margarin bertujuan memenuhi kebutuhan didalam negeri. Peningkatan kebutuhan konsumsi margarin yang meningkat sehingga memungkinkan prospek yang cukup baik dalam peninjauan dari potensi bahan baku dan pemakaiannya. Prarancangan Pabrik Margarin dari Minyak Kelapa Sawit berbahan baku *RBDPO (Refinery Bleached Deodorized Palm Oil)* dengan menggunakan metode hidrogenasi gas hidrogen dengan bantuan katalis nikel yang berkapasitas 27.000 ton/tahun yang akan didirikan pada tahun 2025. Produksi Margarin berbahan baku RBDPO pada suhu 70°C dan tekanan 10 atm pada reaktor gelembung. Reaksi antara asam oleat dan gas hidrogen menghasilkan asam stearat. Dalam proses produksi dibutuhkan bahan baku sebesar 24.013,31 ton/tahun RBDPO, pengambilan dilakukan di PT. Mahkota Group Tbk berkapasitas 110.000 ton/tahun. Serta kebutuhan gas hidrogen sebesar 53,034 ton/tahun dengan mensuplai dari PT. BOC Gas berkapasitas 48.480 ton/tahun . Kebutuhan Utilitas meliputi Pengolahan air sebesar 31.239.166,284 kg/tahun .Unit Pembangkit Listrik sebesar 524,410 kW.Unit Bahan Bakar dan Steam sebesar 1.368.363,834 kg/tahun dan 1.064.472,912 kg/tahun serta Unit Udara Tekan sebesar 393.232,994 m^3 /tahun. Hasil perhitungan analisis evaluasi ekonomi dalam satu tahun dengan total penjualan Rp. 715.500.000.000 dan total produksi Rp. 660.552.824.038. Keuntungan sebelum pajak Rp. 54.947.175.962. Keuntungan sesudah pajak Rp 38.463.023.173. *Return of Investment* sebelum pajak 34,46%. *Return of Investment* setelah pajak 24,12%. *Pay Out Time* sebelum pajak 2,25 tahun. *Pay Out Time* setelah pajak 2,93 tahun. *Break Even Point* 48,20%. *Shut Down Point* 28,65%. *Discounted Cash Flow Rate of Return* 23,4%. Berdasarkan peninjauan evaluasi ekonomi dapat disimpulkan bahwa pabrik margarin layak untuk didirikan.

Kata Kunci : *Margarin, Hidrogenasi, RBDPO, Katalis Ni, Asam Stearat*

ABSTRACT

Margarine Factory Design aims to meet domestic needs. The increasing demand for margarine consumption is increasing, thus enabling a fairly good prospect in reviewing the potential of raw materials and their uses. Margarine Factory Design from Palm Oil made from RBDPO (Refinery Bleached Deodorized Palm Oil) using the hydrogen gas hydrogenation method with the help of a nickel catalyst with a capacity of 27,000 tons / year which will be established in 2025. Production of Margarine made from RBDPO at a temperature of 70⁰C and pressure 10 atm in a bubble reactor. The reaction between oleic acid and hydrogen gas produces stearic acid. In the production process, raw materials are needed at 24,013.31 tons/year RBDPO, the extraction is carried out at PT. Mahkota Group tbk has a capacity of 110,000 tons/year. And the need for hydrogen gas is 53,034 tons/year with supply from PT. BOC Gas has a capacity of 48,480 tons/year. Utilities requirements include water treatment of 31,239,166.284 kg/year. Power Generation Unit of 524,410 kW. Fuel and Steam Unit of 1,368,363.834 kg/year and 1,064,472.912 kg/year and Compressed Air Unit of 393,232.994 m³/year. The results of the calculation of the economic evaluation analysis one year with total sales of Rp. 715,500,000,000 and a total production of Rp. 660,552,824,038. Profit before tax Rp. 54,947,175,962. Profit after tax Rp 38,463,023,173. Return of Investment before tax 34.46%. Return of Investment after tax 24.12%. Pay Out Time before tax 2.25 years. Pay Out Time after tax 2.93 years. Break Even Points 48.20%. Shut Down Point 28.65%. Discounted Cash Flow Rate of Return 23.4%. Based on the review of raw materials, operating conditions and properties of raw materials and products, it is concluded that this margarine factory is feasible to establish.

Keywords : *Margarine, Hydrogenation, RBDPO, Catalyst Nickel, Stearic Acid*

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Industri di Indonesia mengalami perkembangan dengan pesat. Dimana pembangunan industri berperan dalam menciptakan dan meningkatkan ekonomi di Indonesia sehingga menghasilkan ekonomi yang seimbang. Sehingga, proses industri dikembangkan lebih lanjut sebagai penggerak utama dalam meningkatkan perluasan lapangan kerja dan laju pertumbuhan ekonomi. Selain itu, mengupayakan dalam meningkatkan nilai tambah dalam persediaan barang dan jasa yang bermutu dan berkualitas, meningkatkan ekspor serta mengembangkan penguasaan industri teknologi. Pemanfaatan sumber daya manusia, sumber daya energi serta teknologi dilakukan dengan tepat dan memperhatikan kemampuan kelestarian lingkungan.

Salah satu subsektor industri yang mengalami perkembangan dengan pesat yaitu industri pangan. Karena kebutuhan barang-barang industri pangan akan terus meningkat sejalan dengan perkembangan pembangunan. Diantara jenis pangan yang dibutuhkan dan pemakaiannya mengalami peningkatan akibat jumlah permintaannya semakin banyak adalah industri margarin. Dengan tingginya kebutuhan margarin ini dapat terpenuhi harus diimbangi dengan produksinya.

Minyak Kelapa Sawit adalah minyak yang berasal dari tanaman kelapa sawit. Tanaman ini pada umumnya hidup didaerah tropis basah seperti Asia Tenggara, Afrika barat dan Amerika selatan. Minyak kelapa sawit (*Crude Palm Oil*) merupakan hasil dari minyak nabati dari pengolahan buah kelapa sawit yang memiliki warna kuning. *Crude Palm Oil* pada umumnya digunakan dalam industri pangan (margarin dan minyak goreng), industri kosmetik, tekstil, dan juga bahan bakar alternatif (diesel). *Crude Palm Oil* di Indonesia dari tahun ke tahun terus mengalami peningkatan produksi (Darnoko, 2013).

Kelapa sawit merupakan primadona tanaman perkebunan sebagai sumber penghasil non - migas di Indonesia. Prospek kelapa sawit di Indonesia sangat tinggi sehingga sangat mendukung pemerintahan dalam memacu perkembangan Industri dengan bahan baku kelapa sawit. Perkembangan pada sub - sektor perkebunan kelapa sawit tidak lepas dari kebijakan pemerintah dengan berbagai insentif, terutama dalam bantuan subsidi investasi untuk pembukaan pembangunan perkebunan rakyat di wilayah baru pada area perkebunan yang besar dan kemudahan dalam hal perizinan.

Pendukung berdirinya pabrik margarin dari RBDPO ini dikarenakan ketersediaan bahan baku yang diperoleh langsung dari dalam negeri sehingga harga relatif murah. Perlu didirikan pabrik margarin ini agar kebutuhan dalam negeri dapat terpenuhi dan mengurangi impor margarin dari luar negeri. Produk yang dihasilkan diharapkan dapat bersaing di pasar internasional sehingga dapat meningkatkan devisa negara.

1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik

Saat ini Indonesia guna memenuhi kebutuhan dalam negeri, masih mengimpor margarin dari negara lain. Dengan demikian perlu adanya pembangunan pabrik margarin tambahan agar permintaan dalam negeri dapat terpenuhi dan dapat ekspor keluar negeri dan menghemat devisa negara. Berikut merupakan data ekspor-impor margarin periode 2017 sampai 2021.

Tabel 1. 1 Data Ekspor Margarin Indonesia

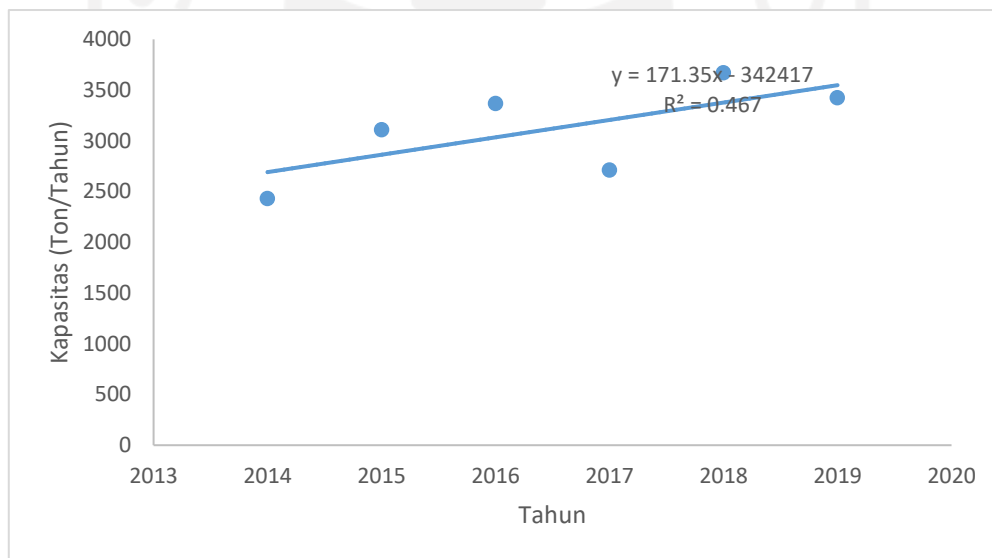
Tahun	Kapasitas (Ton)
2014	97.198,593
2015	79.857,462
2016	90.025,804

Tabel 1.1(lanjutan)

2017	106.154,357
2018	112.137,567
2019	112.137,266

Sumber : Badan Pusat Statistik, 2021

Berdasarkan tabel 1.1 diatas, maka dapat dibuat suatu persamaan linier agar dapat diperkirakan kebutuhan margarin di masa yang akan datang. Berikut merupakan grafik kebutuhan ekspor margarin di Indonesia dapat dilihat pada Gambar 1.1



Gambar 1.1 Grafik Estimasi Ekspor Margarin di Indonesia

Perkiraan Ekspor margarin pada tahun 2025 saat pembangunan pabrik margarin pabrik dapat dihitung dengan menggunakan persamaan $y = 5354.1x - 1E+07$, dimana x merupakan sebagai tahun dan y sebagai jumlah ekspor margarin.

Dengan menggunakan persamaan diatas, maka kebutuhan ekspor margarin adalah sebagai berikut :

$$y = 5354,1x - 10.000.000$$

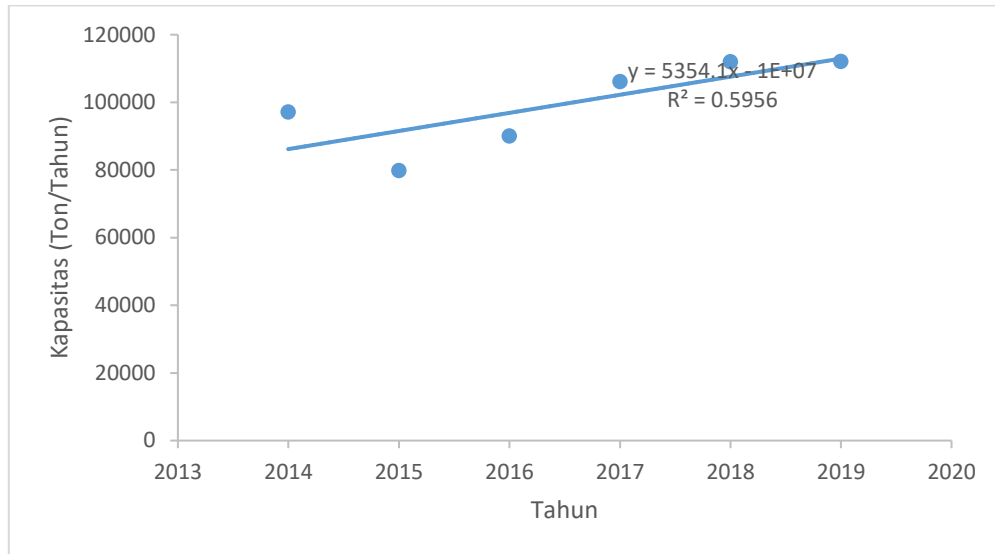
$$y = 842052,5 \text{ ton/tahun}$$

Tabel 1. 2 Data Impor Margarin Indonesia

Tahun	Kapasitas (Ton)
2014	2.432,086
2015	3.109,577
2016	3.368,73
2017	2.711,57
2018	3.672,364
2019	3.672,364

Sumber : Badan Pusat Statistik, 2021

Berdasarkan tabel 1.2 diatas, maka dapat dibuat suatu persamaan linier agar dapat diperkirakan kebutuhan margarin di masa yang akan datang. Berikut merupakan grafik kebutuhan impor margarin di Indonesia dapat dilihat pada Gambar 1.2



Gambar 1.2 Grafik Estimasi Impor Margarin di Indonesia

Perkiraan impor margarin pada tahun 2025 saat pembangunan pabrik margarin pabrik dapat dihitung dengan menggunakan persamaan $y = 171.35x - 342417$ dimana x merupakan sebagai tahun dan y sebagai jumlah impor margarin.

Dengan menggunakan persamaan diatas, maka kebutuhan impor margarin adalah sebagai berikut :

$$y = 171.35x - 342.417$$

$$y = 4.566,75 \text{ ton/tahun}$$

Perkiraan data konsumsi margarin di tahun 2019 sebesar 39.210 ton/tahun (Adiarso.2019). Data produksi yang didapatkan dari pabrik yang berdiri di Indonesia sebagai berikut :

Nama Perusahaan	Kapasitas (Ton/Tahun)
PT. Sinar Meadow Internasional	157.000
PT. SMART tbk	31.000
PT. Unilever Indonesia	59.000
17 Perusahaan lainnya di Indonesia (PT.CIC,2011)	357.000
Total	604.000

Selain data dalam negeri, terdapat perusahaan margarin yang ada di dunia sebagai berikut :

Nama Perusahaan	Kapasitas (Ton/Tahun)
Megmilk Snow Brand di Jepang	8.000
United Foods Company (PSJC) Jabel Ali di Dubai	7.260

Margarine Unie	50.000
----------------	--------

Kapasitas yang akan digunakan dalam pembangunan Pabrik Margarin dari Minyak Kelapa Sawit, sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 \text{Kapasitas Produksi} &= \text{Demand} - \text{Supply} \\
 &= (\text{Konsumsi} + \text{Ekspor}) - (\text{Produksi} + \text{Import}) \\
 &= (39.210 + 842.052,5) - (604.000 + 4566,75) \\
 &= 272.695,27 \text{ ton/tahun}
 \end{aligned}$$

Kapasitas Produksi Pabrik yang akan didirikan sebanyak 10% dari kebutuhan di Indonesia, sehingga :

$$\begin{aligned}
 \text{Kapasitas Produksi} &= 10\% \times 272.695,27 \\
 &= 27.269,572 \text{ ton/tahun}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan di atas dan pertimbangan dari beberapa pabrik yang sudah ada. Perencanaan pembangunan pabrik margarin akan dibangun dengan kapasitas sebesar 27.000 ton/tahun

1.3 Tinjauan Pustaka

1.3.1 Margarin

Margarin ditemukan pertama kali di Prancis pada tahun 1870 oleh *Mege Mouries* dalam suatu sayembara yang diadakan Kaesar Napoleon III. *Mege Mouries* ini membuat margarin dan mengembangkannya dengan menggunakan lemak sapi. Pada tahun 1872 margarin mulai dikenal luas di seluruh Eropa dan di sebagian benua Amerika.

Menurut SNI (1994), margarin merupakan produk yang berbentuk emulsi padat maupun semi padat berasal dari lemak nabati dan air, dengan atau tanpa menambah bahan lainnya yang diizinkan. Produk emulsi dengan tipe fasa air dalam fasa lemak atau minyak yang disebut *water in oil emulsion* (w/o), semi padat dan plastis. Margarin ini sebagai pengganti mentega dengan wujud, bau konsisten rasa, dan nilai gizinya hampir sama dengan mentega. Margarin mengandung lemak 80 %, air 16 % dan beberapa zat lain (Wahyuni & Made, 1998). Minyak nabati yang digunakan seperti minyak kelapa, sawit, jagung, biji bunga matahari, kedelai, wijen, biji kapas dan lain-lain. Minyak nabati mengandung lemak tidak jenuh, seperti asam oleat, linoleat, dan linolenat. Oleh karena itu, umumnya minyak nabati berwujud cair.

Menurut SNI (1995), mentega merupakan produk berbentuk padat yang lunak dibuat dengan krim susu atau lemak atau campurannya, dengan atau tanpa menambahkan garam (NaCl) atau bahan lainnya yang diizinkan. Mentega merupakan olahan susu bersifat plastis, dan diperoleh dari proses pengocokan sejumlah krim. Mentega yang baik mengandung lemak 81%, kadar air 18% dan kadar protein maksimal 1 % (Wahyuni & Made, 1998).

Margarin adalah produk lemak setengah padat yang merupakan emulsi air di dalam lemak yang stabilitasnya meningkat dengan penambahan *emulsifier* (Zaeromali et al. 2014). Margarin merupakan pengganti dari mentega dengan wujud, bau konsistensi rasa dan nilai gizinya hampir sama dengan mentega. Pembuatan margarin berasal dari lemak hewani seperti sapi atau babi, sedangkan lemak nabati seperti minyak kelapa, sawit, jagung, biji bunga matahari, kedelai dan lain-lain (Yulianti, 2015).

Minyak nabati yang dapat digunakan sebagai bahan baku pembuatan margarin memenuhi syarat sebagai berikut, (Kataren,1986):

1. Bilangan Iod yang rendah
2. Warna minyak kuning muda
3. *Flavor* minyak yang baik

4. Titik beku dan titik cair di sekitar suhu kamar
5. Asam Lemak yang stabil
6. Jenis minyak yang digunakan sebagai bahan baku harus banyak terdapat di suatu daerah.

Lemak margarin adalah lemak yang digunakan sebagai proses pembuatan margarin dan merupakan sebagai bahan baku utama dalam pembuatan margarin (minimal 80%). Lemak margarin dapat berasal dari minyak nabati maupun lemak hewani. Dalam hal penggunaannya mempunyai keterbatasan, dikarenakan minyak dan lemak berasal dari alam. Misalnya minyak nabati, mempunyai keterbatasan dalam aplikasi disebabkan komposisinya yang spesifik. Agar dapat dimanfaatkan sebagai bahan baku pembuatan margarin, maka minyak nabati yang akan digunakan terlebih dahulu dimodifikasi guna memperoleh sifat yang diinginkan seperti sifat pencairan, kandungan asam lemak ganda tidak jenuh, stabilitas terhadap oksidasi, dan sebagainya. Minyak dan lemak yang dimodifikasi menyebabkan perubahan komposisi dan distribusi asam lemak dalam molekul trigliserida membentuk minyak dan lemak yang baru sehingga menghasilkan sifat yang berbeda dari sifat sebelumnya.

Ada beberapa metode yang dapat digunakan untuk mengubah minyak cair menjadi lemak padat atau lemak setengah padat. Macam-macam metode tersebut ada tiga, yaitu (Willis dkk., 1998; Silalahi, 1999) :

a. Hidrogenasi

Hidrogenasi adalah suatu proses yang dilakukan dengan tujuan untuk memungkinkan mengubah minyak nabati menjadi bentuk lemak yang biasa digunakan banyak orang dengan rasa yang lebih stabil dan harga yang lebih murah.

Proses hidrogenasi dilakukan untuk dua alasan yaitu untuk merubah minyak atau lemak ke bentuk fisik yang lebih mudah penanganannya, dan untuk meningkatkan kestabilan oksidatif. Kestabilan rasa dibutuhkan untuk menjaga produk lebih tahan lama setelah pemrosesan dan pengepakan.

Hydrogenasi katalitik pada fasa cair adalah salah satu reaksi yang paling penting dan kompleks dalam memproses lemak dan minyak pangan. Proses hidrogenasi merupakan proses adisi hidrogen pada ikatan rangkap dengan menggunakan katalis logam biasanya *Nikel* (Swern, 1982; Gunstone dan Norris, 1983). *Nikel* merupakan katalis yang sering digunakan dikarenakan lebih ekonomis dan efisien daripada logam lainnya (*palladium, platina, copper, dan chromite*).

Reaksi pada proses hidrogenasi dapat terjadi pada permukaan katalis sehingga menyebabkan reaksi antara molekul minyak dengan gas hidrogen. Gas hidrogen harus larut ke dalam minyak cair sebelum dapat berdifusi melalui cairan itu menuju permukaan katalis padat. Masing-masing Trigliserida asam lemak tak jenuh yang terserap dapat bereaksi dengan atom hidrogen untuk menjenuhkan ikatan rangkap. Adapun variabel operasi yang mempengaruhi produk hidrogenasi adalah sebagai berikut:

1. Temperatur

Reaksi hidrogenasi akan berlangsung lebih cepat jika temperatur semakin meningkat. Temperatur maksimum untuk proses hidrogenasi berkisar antara 232 - 260°F

2. Kecepatan pengadukan

Fungsi dari pengadukan yaitu untuk mensuplai hidrogen terlarut ke permukaan katalis. Namun reaksi harus diaduk untuk pendistribusian panas dan suspensi katalis ke seluruh minyak agar terjadi keseragaman reaksi.

3. Tekanan hidrogen di dalam reaktor

Proses hidrogenasi biasanya berlangsung pada tekanan yang sama dengan tekanan hidrogen yang berkisar antara 0,7 - 9 bar. Pada tekanan yang rendah, gas hidrogen yang larut dalam minyak tidak dapat menutupi permukaan katalis, namun pada tekanan yang tinggi hidrogen dapat menjenuhkan ikatan rangkap.

4. Jumlah katalis

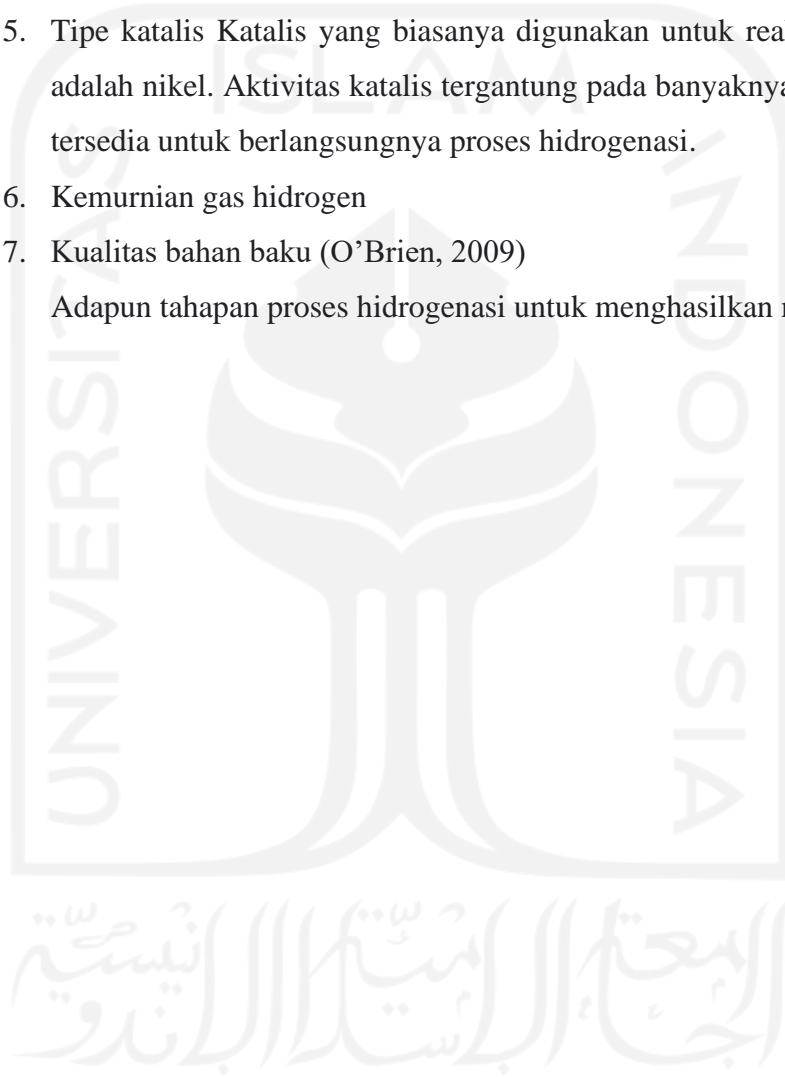
Reaksi hidrogenasi akan bertambah cepat seiring bertambahnya jumlah katalis sampai pada titik tertentu. Peningkatan tersebut terjadi karena bertambahnya permukaan aktif katalis.

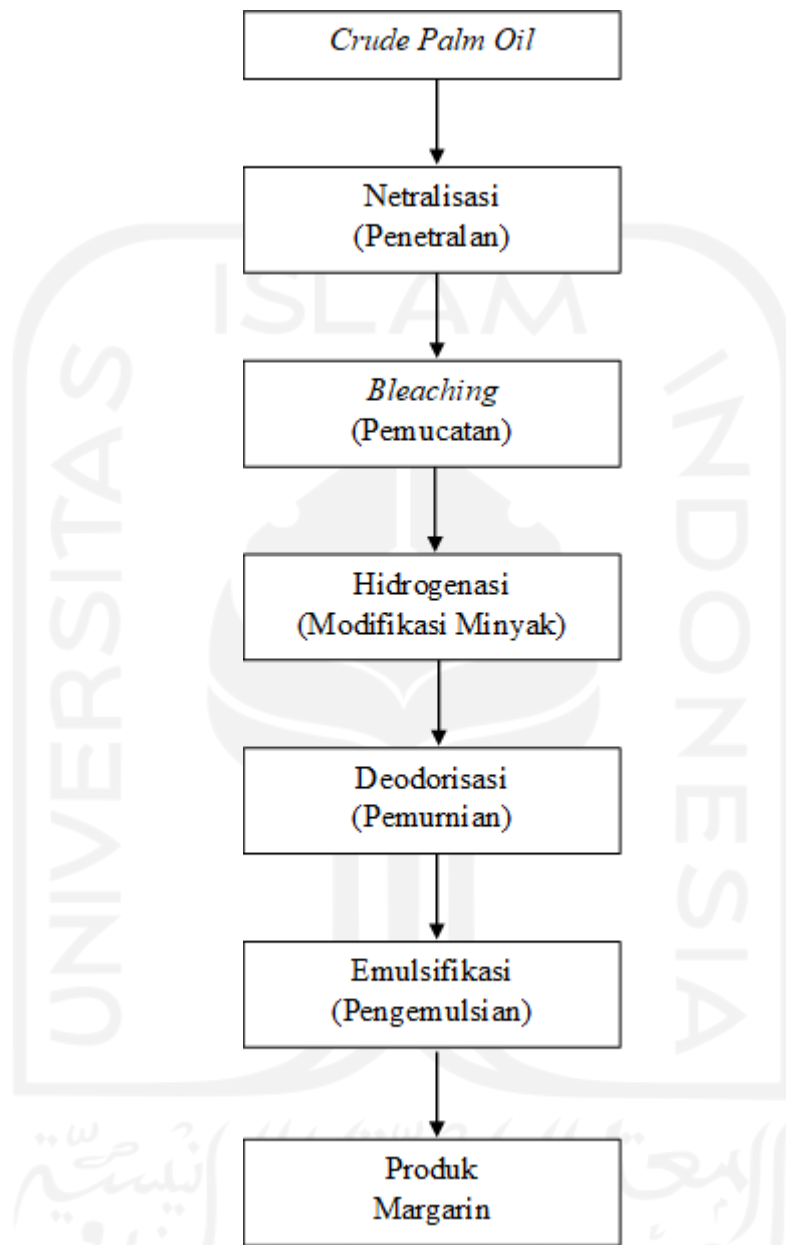
5. Tipe katalis Katalis yang biasanya digunakan untuk reaksi hidrogenasi adalah nikel. Aktivitas katalis tergantung pada banyaknya sisi aktif yang tersedia untuk berlangsungnya proses hidrogenasi.

6. Kemurnian gas hidrogen

7. Kualitas bahan baku (O'Brien, 2009)

Adapun tahapan proses hidrogenasi untuk menghasilkan margarin :



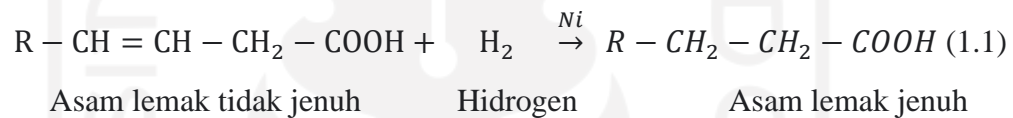


Gambar 1.3 Diagram Alir Proses Hidrogenasi (Yulianti, 2015)

Deskripsi Proses Hidrogenasi

- *Crude Palm Oil* yang diperoleh dari pabrik disimpan pada tangki penyimpanan dengan kondisi temperatur 30⁰C dan tekanan 1 atm.

- Gas Hidrogen yang diperoleh dari pabrik disimpan pada tangki penyimpanan pada kondisi temperatur 30°C dan tekanan 1 atm. Kemudian dipanaskan dengan menggunakan heater hingga 150°C.
- *Crude Palm Oil* dan gas hidrogen dikontakkan dalam suatu titik dan kemudian dialirkan ke reaktor. Kemudian terjadi reaksi pemutusan ikatan rangkap yang bertujuan mengurangi ketidakjenuhan CPO sehingga hasil dari CPO lebih stabil terhadap oksidasi dan tahan untuk proses lebih lanjut (Kataren, 1986) Reaksi berlangsung pada temperatur 270°C dan tekanan 1 atm (O'Brien, 2009). Adapun reaksinya sebagai berikut :



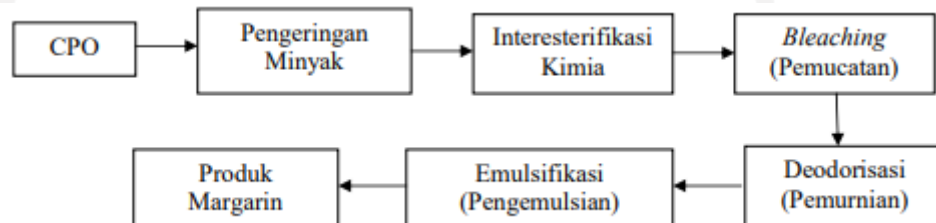
- Hasil hidrogenasi merupakan *Crude Palm Oil* yang termodifikasi dengan proses hidrogenasi dalam fasa gas dan sisa gas hidrogen kemudian diumpankan ke *cooler* yang berfungsi untuk mengubah fasa CPO menjadi *liquid* pada temperatur 70°C dan tekanan 1 atm.
- b. Interesterifikasi

Interesterifikasi merupakan reaksi suatu ester trigliserida atau ester trigliserida asam lemak diubah menjadi ester lain melalui dengan alkohol (alkoholisis), asam lemak (asidolisis), dan transesterifikasi. Interesterifikasi dapat terjadi dengan adanya katalis kimia (interesterifikasi kimia) atau dengan adanya biokatalis enzim (interesterifikasi enzimatik).

- **Interesterifikasi Kimia**

Interesterifikasi secara kimiawi menghasilkan suatu randomisasi gugus asil dalam trigliserida dilakukan tanpa menggunakan katalis kimia, namun membutuhkan temperatur yang sangat tinggi, pencapaian kesetimbangan lamban, trigliserida akan mengalami dekomposisi dan polimerisasi serta menghasilkan banyak asam lemak bebas. Suhu yang dibutuhkan terjadinya interesterifikasi tanpa katalis mencapai 300°C bahkan bisa lebih tinggi.

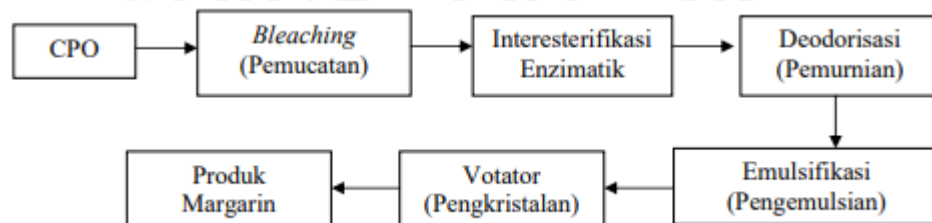
Untuk itu digunakan katalis yang dapat mempercepat reaksi dan merendahkan temperatur. Interesterifikasi kimia biasa diaplikasikan dalam memproduksi margarin dan spread tanpa proses hidrogenasi untuk menghindari terbentuknya trans asam lemak (Willis dkk, 1998). Adapun tahapan proses interesterifikasi kimia dalam menghasilkan produk margarin yaitu :



Gambar 1.4 Diagram Alir Proses Interesterifikasi Kimia (Yulianti, 2015)

- **Interesterifikasi Enzimatik**

Interesterifikasi secara enzimatik banyak menggunakan enzim lipase (protease amilase) untuk mengkatalisanya. Enzim yang utama dihasilkan dari bakteri, khamir dan fungi ini mengkatalisis hidrolisa triasilgliserol, diasilgliserol, dan asam lemak bebas. Sifat enzim dapat efektif jika prosedur dna kondisi reaksi terjaga dengan benar. Keuntungan lipase dibandingkan dengan katalis kimia, yaitu enzim dapat terurai didalam sehingga tidak merusak lingkungan, dan enzim berfungsi pada kondisi reaksi yang rendah. Namun reaksinya sulit dikontrol dan biayanya tinggi. Adapun tahapan proses interesterifikasi kimia dalam menghasilkan produk margarin yaitu :



Gambar 1.5 Diagram Alir Interesterifikasi Enzimatik (Yulianti, 2015)

1.3.2 Seleksi Proses

Berdasarkan jenis pemakaian bahan baku dan dapat dilakukan melalui 2 proses, yaitu hidrogenasi dan interesterifikasi, maka dilakukan seleksi proses. Dengan adanya beberapa pertimbangan kelebihan dan kekurangan dalam pembuatan margarin dipilahlah proses hidrogenasi.

Tabel 1. 3 Pemilihan Proses

No.	Parameter	Hidrogenasi	Interesterifikasi
1	Kondisi Operasi	<ul style="list-style-type: none">• Tekanan optimum pada 150 psi• Suhu optimum pada 60⁰C – 160⁰C	<ul style="list-style-type: none">• Tekanan optimum pada 1 atm• Suhu optimum pada 55⁰C – 120⁰C
2.	Bilangan Iodin	<ul style="list-style-type: none">• Bilangan iodin 92,04.	<ul style="list-style-type: none">• Bilangan iodin 50,61.
3.	Konversi	<ul style="list-style-type: none">• 85 – 98 %	<ul style="list-style-type: none">• 90%
4.	Bilangan Peroksida	<ul style="list-style-type: none">• Bilangan peroksida 3 meq O₂/ 1 kg minyak	<ul style="list-style-type: none">• Bilangan peroksida 1,4 – 1,5 meq O₂/ 1 kg minyak

1.3.3 Minyak Sawit

Minyak Sawit merupakan minyak nabati yang dapat dimakan diperoleh dari mesokarp buah pohon kelapa sawit. Minyak sawit secara alami memiliki warna merah karena mengandung beta-karoten yang tinggi. Minyak kelapa sawit ini berbeda dengan minyak kelapa yang dihasilkan dari inti buah kelapa. Minyak Sawit juga berbeda dengan minyak inti kelapa sawit (*palm kernel oil*) yang dihasilkan dari inti buah yang sama. Perbedaan ada pada warna karena minyak inti sawit tidak memiliki karotenoid sehingga tidak berwarna merah, dan kadar

lemak jenuh. Minyak sawit mengandung 41% lemak jenuh, minyak kelapa 86%, dan minyak inti sawit 81% (Harold McGee, 2004).

Crude Palm Oil adalah minyak kelapa sawit mentah atau minyak makan kelapa sawit (Kemenperin, 2014). Minyak sawit kasar merupakan bahan pangan sumber karoten alami terbesar dan mengandung sekitar 500-700 β -Caroten. Minyak kelapa sawit mentah didapatkan dari mesokarp buah sawit melalui ekstraksi yang mengandung sedikit air dan serat halus, yang berwarna kuning sampai merah dan berbentuk *semi solid* pada suhu ruang. Sehingga dengan adanya air dan serat halus menyebabkan minyak sawit kasar tidak dapat dikonsumsi secara langsung baik bahan pangan maupun non pangan (Kataren, 2005).

RBDPO (*Refined, Bleached, Deodorized Palm Oil*) merupakan CPO yang telah mengalami proses pemucatan, penghilangan asam lemak dan bau (Kemenperin, 2014).

Asam lemak dengan gliserol merupakan penyusun utama dalam minyak nabati dan hewani. Sebagian besar asam lemak jenuh yang terkandung dalam CPO yaitu asam palmitat. Asam lemak jenuh hanya memiliki ikatan tunggal diantara atom-atom karbon penyusunnya, sedangkan asam lemak tak jenuh memiliki paling sedikit satu ikatan rangkap diantara atom-atom karbon penyusunnya. Asam lemak jenuh lebih stabil (tidak mudah bereaksi) dibandingkan dengan asam lemak tak jenuh. Ikatan ganda pada asam lemak tak jenuh mudah bereaksi dengan oksigen (teroksidasi). Ikatan ganda pada asam lemak jenuh menjadikan dua bentuk : cis yang tidak stabil dan trans yang stabil.

Tabel 1. 4 Komposisi Asam Lemak pada CPO

Asam Lemak	Jumlah (%)	
	Range	Rata-rata

Asam Lemak Jenuh		
Laurat	0,1 – 1,0	0,2
Miristat	0,9 – 1,5	1,1
Palmitat	41,8 – 46,8	44,0
Stearat	4,2 – 4,1	4,5
Arakhidonat	0,2 – 0,7	0,4
Asam Lemak Tak Jenuh		
Palmitoleat	0,1 – 0,3	0,1
Oleat	37,3 – 40,8	39,2
Linoleat	9,1 – 11,0	10,1
Linolenat	0 – 0,6	0,4

(Sumber : Hamilton, 1995)

Crude Palm Oil (CPO) mengandung karotenoida sebanyak 1000 ppm dan kandungan tokoferol bervariasi dipengaruhi oleh penanganan selama produksi (Ketaren, 1986). Sifat kimia - fisika dari CPO berupa bau, warna, titik cair, titik didih, bobot jenis, kekeruhan dan indeks bias.

Tabel 1. 5 Sifat Kimia-Fisika dari CPO

Sifat	Crude Palm Oil
Bobot jenis pada suhu kamar	0,9
Indeks bias pada 40°C	1,4565 – 1,4585

Bilangan Iod	48 - 56
Bilangan penyabunan	196 - 205
Titik leleh	25 - 50°C

(Sumber : google.2022)

1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika

1.4.1 Termodinamika

Ditinjau dari segi termodinamika dengan harga - harga ΔH_f° masing - masing komponen pada suhu 298 K, dapat dilihat pada tabel berikut :

Pada Persamaan Reaksi Pertama :



Tabel 1. 6 Harga ΔH_f° pada Komponen

No	Komponen	ΔH_f°
1	$C_{18}H_{34}O_2$	- 671,78
2	H_2	0,00
3	$C_{18}H_{36}O_2$	-767,00

$$\begin{aligned}
 \text{Maka menentukan } \Delta H_r^\circ (298 \text{ K}) &= \Sigma \Delta H_f^\circ \text{ Produk} - \Sigma \Delta H_f^\circ \text{ Reaktan} \\
 &= (\Delta H_f^\circ C_{18}H_{36}O_2) - (C_{18}H_{34}O_2 + H_2) \\
 &= (- 767,00) - (- 671,78 + 0) \\
 &= - 95,22 \text{ kJ/mol}
 \end{aligned}$$

Pada Persamaan Reaksi Kedua :



Tabel 1. 7 Harga ΔH_f° pada Komponen

No.	Komponen	ΔH_f°
-----	----------	--------------------

1	C ₁₈ H ₃₂ O ₂	-540,00
2	2H ₂	0,00
3	C ₁₈ H ₃₆ O ₂	-767,00

$$\begin{aligned}
\text{Maka menentukan } \Delta H_r^\circ (298 \text{ K}) &= \Sigma \Delta H_f^\circ \text{ Produk} - \Sigma \Delta H_f^\circ \text{ Reaktan} \\
&= (\Delta H_f^\circ \text{ C}_{18}\text{H}_{36}\text{O}_2) - (\text{C}_{18}\text{H}_{32}\text{O}_2 + 2\text{H}_2) \\
&= (-767,00) - (-540,00 + 0) \\
&= -227,00 \text{ kJ/mol}
\end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan diatas didapatkan reaksi ΔH_r° pada suhu 25°C dengan nilai negatif yang menandakan bahwa reaksi pertama dan kedua berlangsung secara eksotermis dimana reaksi menghasilkan panas sehingga entalpi sistem bertambah dan membutuhkan energi.

Menentukan Gibbs : Pada Persamaan Reaksi Pertama

Tabel 1. 8 Harga ΔG_f° pada Komponen

No	Komponen	ΔG_f°
1	C ₁₈ H ₃₄ O ₂	-189,69
2	H ₂	0,00
3	C ₁₈ H ₃₆ O ₂	-244,40

$$\begin{aligned}
\text{Maka menentukan } \Delta G_r^\circ (298 \text{ K}) &= \Sigma \Delta G_f^\circ \text{ Produk} - \Sigma \Delta G_f^\circ \text{ Reaktan} \\
&= (\Delta G_f^\circ \text{ C}_{18}\text{H}_{36}\text{O}_2) - (\text{C}_{18}\text{H}_{34}\text{O}_2 + \text{H}_2) \\
&= (-244,40) - (-189,69 + 0) \\
&= -54,71 \text{ kJ/mol}
\end{aligned}$$

Harga Konstanta kesetimbangan pada keadaan standar

$$\Delta G_r^\circ (298 \text{ K}) = -R \cdot T \ln K(298)$$

$$\begin{aligned}
 -54,71 \text{ kJ/mol} &= - (8,314 \times 10^{-3}) \text{ kJ/mol} \times 298 \text{ K} \times \ln K_{298} \\
 K_{298} &= 3,095
 \end{aligned}$$

Berdasarkan hasil perhitungan yang didapatkan nilai ΔG_r° (298 K) berupa positif, sehingga reaksi berlangsung secara tidak spontan.

Pada suhu $T = 70^\circ\text{C}$ (343 K), persamaan Van 't Hoff maka dapat dihitung sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 \ln \left(\frac{K_{343}}{K_{298}} \right) &= - \frac{\Delta H_{or}}{R} \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{298} \right) \\
 \ln \left(\frac{K_{343}}{K_{298}} \right) &= - \frac{-95,22}{8,314 \times 10^{-3}} \left(\frac{1}{343} - \frac{1}{298} \right) \\
 \ln(K_{343}) &= -5,042 \\
 K_{343} &= 0,006
 \end{aligned}$$

Berdasarkan hasil perhitungan didapatkan nilai $K_{343} < 1$, sehingga reaksi merupakan reversible.

Menentukan Gibbs : Pada Persamaan Reaksi Kedua

Tabel 1. 9 Harga ΔG_f° pada Komponen

No	Komponen	ΔG_f°
1	$\text{C}_{18}\text{H}_{32}\text{O}_2$	-94.30
2	2 H_2	0,00

Tabel 1.9(lanjutan)

3	$\text{C}_{18}\text{H}_{36}\text{O}_2$	-244,40
---	--	---------

$$\begin{aligned}
 \text{Maka menentukan } \Delta G_r^\circ (298 \text{ K }) &= \Sigma \Delta G_f^\circ \text{ Produk} - \Sigma \Delta G_f^\circ \text{ Reaktan} \\
 &= (\Delta G_f^\circ \text{ C}_{18}\text{H}_{36}\text{O}_2) - (\text{C}_{18}\text{H}_{32}\text{O}_2 + \text{H}_2) \\
 &= (-244,40) - (-94.30 + 0)
 \end{aligned}$$

$$= -150,1 \text{ kJ/mol}$$

Harga Konstanta kesetimbangan pada keadaan standar

$$\Delta G_r^\circ (298 \text{ K}) = -R \cdot T \ln K(298)$$

$$-150,1 \text{ kJ/mol} = -(8,314 \times 10^{-3}) \text{ kJ/mol} \times 298 \text{ K} \times \ln K_{298}$$

$$K_{298} = 4,104$$

Berdasarkan hasil perhitungan yang didapatkan nilai $\Delta G_r^\circ (298 \text{ K})$ berupa positif, sehingga reaksi berlangsung secara tidak spontan.

Pada suhu $T = 70^\circ\text{C}$ (343 K), persamaan Van't Hoff maka dapat dihitung sebagai berikut :

$$\ln\left(\frac{K_{343}}{K_{298}}\right) = -\frac{\Delta H_{or}}{R} \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{298}\right)$$

$$\ln\left(\frac{K_{343}}{K_{298}}\right) = -\frac{-227,00}{8,314 \times 10^{-3}} \left(\frac{1}{343} - \frac{1}{298}\right)$$

$$\ln(K_{343}) = -4,104$$

$$K_{298} = 6,0E - 06$$

Berdasarkan hasil perhitungan didapatkan nilai $K_{343} < 1$, sehingga reaksi merupakan reversible.

Proses *irreversibel* (seperti pendinginan hingga mencapai temperatur yang sama dengan lingkungan dan pemuain bebas dari gas) adalah proses spontan, sehingga proses itu disertai dengan kenaikan entropi. Proses *irreversibel* menghasilkan entropi, sedangkan proses *reversibel* adalah perubahan yang sangat seimbang, dengan sistem dalam keseimbangan dengan lingkungannya pada setiap 7 tahap. Setiap langkah yang sangat kecil di sepanjang jalannya bersifat *reversibel*, dan terjadi tanpa menyebarkan energi secara kacau, sehingga juga tanpa menaikkan entropi. Proses *reversibel* tidak menghasilkan entropi, melainkan hanya memindahkan entropi dari suatu bagian sistem terisolasi ke bagian lainnya (Atkins, 1999).

Reaksi eksotermis adalah kalor yang dihasilkan oleh suatu proses pembakaran dipindahkan dari sistem ke lingkungannya. Pelepasan kalor dalam reaksi kimia menyebabkan penurunan entalpi reaksi. Entalpi reaktan lebih tinggi daripada entalpi produk sehingga perubahan entalpi (ΔH) bernilai negatif

$$\Delta H_{\text{reaktan}} > \Delta H_{\text{produk}}$$

Reaksi endoterm adalah reaksi yang menyerap kalor (terjadi perpindahan kalor dari lingkungan ke sistem). Kalor yang diserap oleh sistem menaikkan entalpi reaksi. Entalpi produk lebih tinggi daripada entalpi reaktan sehingga perubahan entalpi (ΔH) bernilai positif.

1.4.2 Kinetika Kimia

Reaksi kimia adalah proses berubahnya pereaksi menjadi hasil reaksi (Syukri, 1999). Kinetika kimia digunakan untuk mengukur dan memprediksi kecepatan dari suatu reaksi kimia. Data kecepatan reaksi dapat digunakan untuk mengetahui tahap-tahap mekanisme reaksi (Hill dan Petrucci, 2002). Kecepatan atau laju mengacu pada seberapa besar perubahan setiap unit tiap satuan waktu. Perubahan konsentrasi reaktan atau produk dalam reaksi kimia diekspresikan dalam mol per liter (mol L^{-1}) atau molaritas (M) (Hill dan Petrucci, 2002). Laju suatu reaksi dapat diketahui dari hasil percobaan laboratorium. Suhu percobaan harus dikontrol dan dicatat karena laju dipengaruhi oleh suhu. Konsentrasi pereaksi harus diukur sebelum dan setelah reaksi berlangsung dalam selang waktu tertentu, sehingga didapat nilai konsentrasi untuk berbagai waktu (Syukri, 1999). Kinetika Reaksi yang terjadi dapat dituliskan sebagai *power law model* sebagai berikut: (Zhang, 2004) :

$$-r_A = kC_A \tag{1.3}$$

$$-r_A = k(C_{A0} (1 - X_A)) \tag{1.4}$$

$$-r_A = k (F_{A0} F_V (1 - X_A)) \tag{1.5}$$

Keterangan :

C_A = Konsentrasi zat A (mol/L)

C_{A0} = Konsentrasi mula - mula zat A (mol/L)

F_{A0} = Kecepatan alir mula - mula zat A (mol/jam)

F_v = Flowrate (m^3 /jam)

= Orde Reaksi

Berdasarkan paramter regime kinetik yang ditentukan berdasarkan persamaan Mears Criterion (MR) dan Weisz - Prater Criterion (C_{wp}) jika MP bernilai < 0.15 maka efek eksternal difusi/mass transfer diabaikan dan $C_{wp} < 1$ maka efek internal difusi dapat diabaikan. Dimana adsorpsi reaktan dan desorpsi produk dianggap berlangsung sangat cepat, sehingga batasan reaksi terdapat pada permukaan katalis yang berjalan lebih lambat. Menurut Fogler penentuan batasan suatu reaksi (Limiting Step) terdapat pada tahapan yang lebih lambat. Oleh karena itu berdasarkan nilai MR dan C_{wp} yang diperoleh dapat disimpulkan bahwa proses catalytic reforming dikontrol oleh laju kinetik.

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Bahan Baku

Tabel 2. 1 Spesifikasi Bahan Baku

Spesifikasi Bahan Baku	
Spesifikasi	RBDPO (<i>Refined, Bleached and Deodorized Palm Oil</i>)
Wujud	Cair
Warna	Merah
Bilangan iodine	50,4 – 53,7
Densitas, g/cm ³	0,8896 – 0,8910 g/ml 50°C
Titik Leleh, °C	30,8 – 37,6 °C
Spesifik Gravity,	0,952 (Water = 1)
Kelarutan	Tidak larut dalam air, sedikit terlarut dalam metanol

(sumber : MSDS)

Tabel 2. 2 Spesifikasi Komposisi Bahan Baku

Spesifikasi Komposisi					
Spesifikasi	Bahan				
	Linoleat	Oleat	Stearat	Palmitat	Hidrogen

Wujud	Cair	Cair	Cair	Cair	Gas
Rumus Molekul	$C_{18}H_{32}O_2$	$C_{18}H_{34}O_2$	$C_{18}H_{36}O_2$	$C_{16}H_{32}O_2$	H_2
Berat Molekul, g/mol	280,46	282,47	284,48	256,42	2
Titik Didih, °C	230 °C pada 16 mmHg	360 °C	383 °C	215 °C pada 15 mmHg	253 °C Pada 1 atm
Densitas, g/cm ³	0,903 g/cm ³ pada 20 °C	0,895 g/cm ³	0,847 g/cm ³ pada 70°C	0,853 g/cm ³ pada 620 °C	0,090 g/cm ³ pada 1°C
Titik Leleh, °C	-5 °C	13-14 °C	69,6 °C	62,9 °C	-259 °C
Spesifik Gravity,	0.903 (Water = 1)	0.895 (Water = 1)	0.9408 (Water = 1)	0.853 (Water = 1)	

Tabel 2.2(lanjutan)

Kelarutan	pada 20 °C praktis tidak larut	sukar larut dalam air	sukar larut dalam air		
-----------	--------------------------------	-----------------------	-----------------------	--	--

Viskositas					0,009
------------	--	--	--	--	-------

(sumber : MSDS)

Tabel 2. 3 Spesifikasi Bahan Pendukung

Spesifikasi Bahan Pendukung							
Spesifikasi	Bahan (untuk pengemulsi)						
	<i>Lechitin</i>	<i>Skim Milk</i>	Garam Dapur	β - karoten	Vitamin A	Natrium Benzoat	Air
Wujud	Cair	Powder	Kristal	Cair	Cair	Butiran Kristal Putih atau Powder	Cair
Rumus Molekul	$C_{42}H_{48}O_9N$		NaCl	$C_{40}H_{56}$	$C_{20}H_{30}O$	$C_7H_5NaO_2$	H_2O
Berat Molekul, kg/kmol	778,08	1176	58.44	536,87	286,4	144,1	18

Tabel 2.3(lanjutan)

Titik Didih, °C	236,1°C		1413 °C				100°C
-----------------	---------	--	---------	--	--	--	-------

Densitas		1041 kg/m ³ pada suhu 25°C	2.165	1.0	1,04 g/cm ³ pada 20°C	2.54 g/ml	1 g/ml
Titik Leleh, °C	150- 200°C		801 °C	178- 179°C	63 - 64 °C	410°C	0°C
Spesifik Gravity,	1.03 pada suhu 25°C		2.165 (Water = 1)				
Kelarutan, g/L	Tidak larut dalam air		358 g/L pada 20 °C	Larut dalam lemak	100 g/l pada 20 °C	Larut dalam air	

(sumber : MSDS)

2.2 Spesifikasi Produk

Tabel 2. 4 Spesifikasi Produk Margarin

Spesifikasi Produk	
Spesifikasi	Margarin
Wujud	Semi Padat
Warna	Kuning Muda
Bilangan Ion	76
Asam Lemak Bebas	0.158%
Titik Leleh, °C	38 - 42°C
Kandungan Lemak Padat (40°C)	0.5%
Penurunan Bilangan Ion	6°C

2.3 Pengendalian Kualitas

a. Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas bahan baku bertujuan agar bahan baku yang didapatkan mendapatkan spesifikasi standar yang berkualitas. Pengujian terhadap bahan baku terlebih dahulu sebelum bahan baku masuk ke dalam unit proses agar sesuai dengan spesifikasi bahan baku yang dibutuhkan.

b. Pengendalian Bahan Pembantu

Pengendalian bahan pembantu dalam pembuatan margarin dengan proses hidrogenasi juga diperlukan dalam mengetahui sifat fisiknya dan sesuai dengan spesifikasi dari bahan - bahan untuk memperlancar proses.

c. Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian Kualitas Produk dilakukan selama proses produksi margarin

2.4 Pengendalian Kuantitas

Penyimpangan kuantitas bisa terjadi dikarenakan adanya kesalahan seperti keterlambatan dalam pengadaan bahan baku, perbaikan alat yang terlalu lama, kerusakan alat serta bisa terjadi pada operator. Hal tersebut diperlukan identifikasi terhadap penyebab penyimpangan dan diperlukan evaluasi serta dilanjutkan dengan perencanaan yang sesuai dengan kondisi saat itu.

2.5 Pengendalian Kualitas Proses

Bila pencapaian kapasitas produksi sesuai dengan yang diinginkan, maka bahan untuk proses harus mencukupi. Sehingga, pengendalian bahan proses tidak mengalami kekurangan. Untuk menjaga agar semua proses berjalan secara baik dan kualitas produksi yang sesuai dengan spesifikasi yang diinginkan. Jika terjadi penyimpangan pada *indicator* baik dalam *flow rate* bahan baku ataupun produk, *level control* ataupun *temperature control* dapat langsung. Pengendalian dan pengawasan dilakukan menggunakan alat yang telah disesuaikan dengan kualitas pabrik yaitu :

a. *Level Indicator*

Menunjukkan ketinggian cairan dalam tangki.

b. *Level Controller*

Menunjukkan sebagai pengendali volume cairan tangki / *vessel* dengan menggunakan *control valve* dalam mengatur *rate* cairan masuk atau keluar proses untuk mendapatkan kondisi operasi yang diinginkan.

c. *Pressure Indicator*

Menunjukkan tekanan akhir pada suatu alat proses.

d. *Pressure Controller*

Menunjukkan pengendali tekanan dalam suatu alat, jika tekanan pada alat tidak sesuai dengan spesifikasi yang diinginkan maka sensor akan menyala.

e. *Temperature Controller*

Menunjukkan pengendali suhu dalam suatu alat, jika suhu pada alat tidak sesuai dengan spesifikasi yang diinginkan maka sensor akan menyala.

f. *Flow Controller*

Menunjukkan pengendali arus aliran masuk dan keluar pada sebuah alat pengangkutan seperti pompa atau unit proses lainnya yang bertujuan mendapatkan kondisi operasi yang diinginkan.

g. *Weight Controller*

Menunjukkan batasan nilai berat pada sebuah unit proses yang telah ditetapkan berdasarkan batas maksimum dari alat penampung yang berfungsi menunjukkan nilai berat bahan pada alat serta informasi terkait nilai yang ditunjukkan yang akan diteruskan ke alat lainnya.

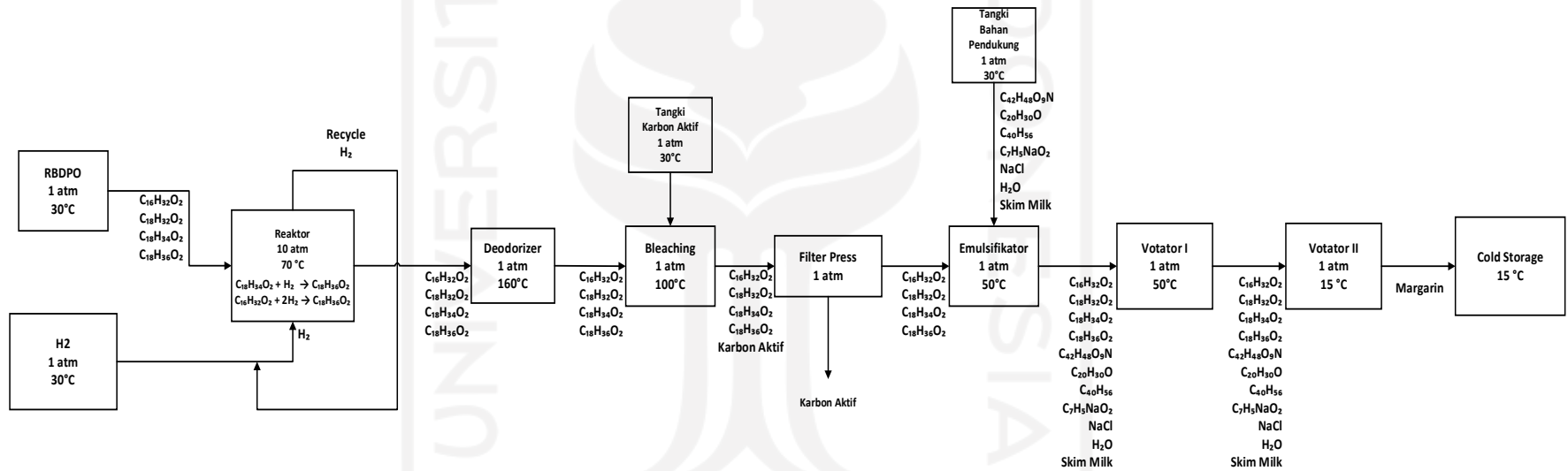
h. *Rasio Controller*

Menunjukkan sebagai pengendali rasio yang masuk alat *deodorizer*. Mengatur antara kecepatan aliran rasio refluks dengan aliran fluida dari *reactor*.

BAB III PERANCANGAN PRODUK

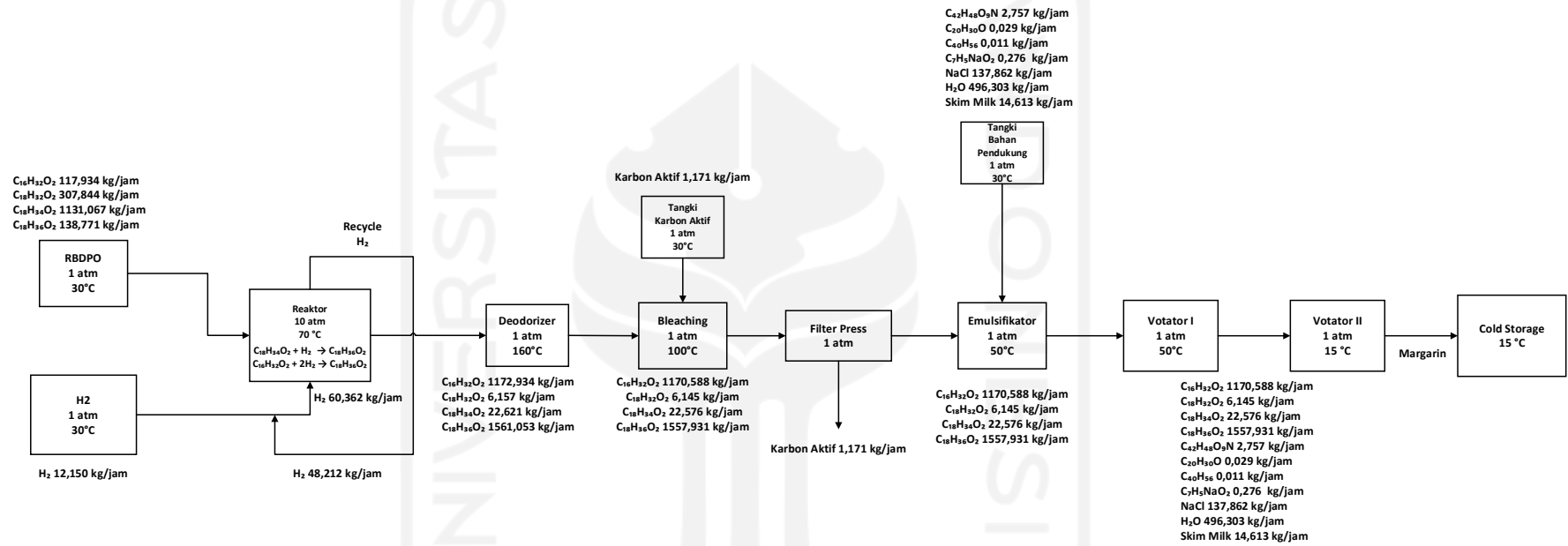
3.1 Diagram Alir Proses dan Material

3.1.1 Diagram Kualitatif



Gambar 3. 2 Diagram Kualitatif

3.1.2 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 3. 2 Diagram Kualitatif

3.2 Uraian Proses

Proses pembuatan margarin dengan menggunakan bahan baku minyak kelapa sawit dan *hydrogen* di bagi menjadi beberapa tahap, yaitu :

a. Tahap Persiapan bahan baku

Bahan baku dalam pembuatan margarin ini terdiri dari minyak kelapa sawit dan *hydrogen*. *RDBPO* dalam bentuk cairan dengan komposisi Asam Palmitat ($C_{16}H_{32}O_2$) 45% ; Asam Linoleat ($C_{18}H_{32}O_2$) 10.8% ; Asam Oleat ($C_{18}H_{34}O_2$) 39.4% ; Asam Stearat ($C_{18}H_{36}O_2$) 4.8% yang disimpan pada fase cair pada suhu $30^{\circ}C$ dan tekanan 1 atm dalam Tangki Penyimpanan (T-01). Kemudian bahan baku fase cair dialirkan menggunakan pompa (P-01) dan dinaikkan tekanannya menjadi 10 atm serta dipanaskan suhunya menjadi $70^{\circ}C$ menggunakan *Heater* (HE-01).

Selanjutnya bahan baku berupa gas yaitu *hydrogen* (H_2) 99% serta 1% impurities yang disimpan pada fase gas pada suhu $50^{\circ}C$ dan tekanan 1 atm dalam Tangki Penyimpanan (T-02). Dialirkan menggunakan *compressor* (CP-01) dengan menaikkan tekanan menjadi 10 atm serta dipanaskan suhunya menjadi $70^{\circ}C$ menggunakan *Heater* (HE-02).

b. Tahap Pembentukan *Refinery Hydrogenation Palm Oil*

Bahan baku Minyak Kelapa Sawit dan *hydrogen* diumpankan kedalam *reactor* (R-01) yang sudah berisikan dengan katalis padatan berupa nikel (Ni) dengan menggunakan *sprager* yang terletak pada bagian bawah *reactor*. Didalam R-01 terjadi proses hidrogenasi yang menghasilkan *Refined Hydrogenated Palm Oil*. Reaktor yang digunakan merupakan reaktor gelembung (*Bubble Reactor*) dengan kondisi operasi eksotermis.

Reaksi yang terjadi didalam R-01 terjadi secara eksotermis sehingga diperlukan tambahan jaket pendingin. Panas yang dihasilkan selama bereaksi diserap oleh media pendingin berupa air pendingin. Reaktor beroperasi pada tekanan 10 atm dan suhu $70^{\circ}C$. Hasil keluaran samping R-01 berupa *RHPO*

yang kemudian diumpankan ke *Deodorizer* (D-01) dan untuk hasil atas berupa gas *hydrogen* akan di *recycle* kembali.

c. Tahap Pemurnian

Hasil keluaran R-01 berupa fase cair diturunkan tekanannya menggunakan *Expansion Valve* (EV-01) dari tekanan 10 atm menjadi 1 atm yang kemudian diumpankan ke *Deodorizer* (D-01) dengan bantuan *steam* (H_2O) beroperasi pada tekanan 1 atm dan suhu $160^{\circ}C$ menghasilkan *Refined Hydrogenated Deodorized Palm Oil* yang kemudian diturunkan suhunya menggunakan *Cooler* (CO-01) dari $160^{\circ}C$ menjadi $100^{\circ}C$ keluaran diumpankan ke dalam *Bleaching* (BT-01) yang beroperasi pada suhu $100^{\circ}C$ dan tekanan 1 atm dengan penambahan karbon aktif pada proses pemucatan minyak, penambahan karbon aktif menyebabkan adanya daya adsorpsi disebabkan adanya pori pori mikro yang jumlahnya sangat besar, sehingga menimbulkan gejala kapiler dan lebih efektif menyerap warna, bilangan peroksida serta kadar kotoran sehingga meningkatkan kualitas minyak. Kemudian keluaran BT-01 diumpankan kedalam *Filter Press* (FP-01) yang beroperasi pada tekanan 1 atm untuk memisahkan antara *RBDHPO* dengan karbon aktif.

d. Tahap Pembuatan Margarin

Mencampurkan bahan tambahan yang berasal dari Tangki Penyimpanan (T-04) dan menaikkan suhu dari $30^{\circ}C$ menjadi $50^{\circ}C$ menggunakan *Heater* (HE-03) dan menurunkan suhu keluaran FP-01 menggunakan *Cooler* (CO-02) $98^{\circ}C$ menjadi $50^{\circ}C$ yang kemudian diumpankan ke *Emulsifikator* (E-01) yang beroperasi pada suhu $50^{\circ}C$ dan tekanan 1 atm, keluaran E-01 diumpankan menuju *Votator* (VT-01) yang beroperasi pada suhu $50^{\circ}C$ dan tekanan 1 atm untuk mengkristalkan margarin menjadi fase semi-padat. Dilakukan kembali pengkristalan margarin yang

diumpan ke *Votator* (VT-02) yang beroperasi pada suhu 15⁰C dan tekanan 1 atm dan dimasukkan kedalam *Cold Storage* untuk disimpan selama beberapa hari sebelum dilakukan pemasaran produk.

3.3 Spesifikasi Alat

3.3.1 Spesifikasi Reaktor

Tabel 3. 1 Spesifik Reaktor

Spesifikasi Umum	
Kode	: R-01
Fungsi	: Mereaksikan minyak RBDPO (<i>Refinery Bleached Deodorized Palm Oil</i>) dan gas <i>hydrogen</i> dengan katalis nikel.
Jenis/Type	: <i>Bubble Column Reactor</i>
Mode Operasi	: <i>Contiunous</i>
Jumlah, buah	: 1
Harga,Rp	: Rp 3.339.639.225
Kondisi Operasi	
Suhu, ⁰ C	: 70
Tekanan, atm	: 10
Kondisi Operasi	: Eksotermis
Konstruksi dan Material	
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless steel Type 316</i>
<i>Diameter</i> ,m	: 2,711
Tebal <i>shell</i> ,m	: 0,875
Tinggi Total,m	: 5,147
Jenis <i>Head</i>	: <i>Torispherical Flanged and Dished Head</i>

Tabel 3. 2 Spesifikasi Reaktor (Lanjutan)

Spesifikasi Khusus Reaktor	
Jenis Katalis	: Nikel (Ni)
Bentuk Katalis	: Padatan
<i>Pressure Drop</i> ,atm	: 0,290
<i>Diameter Sparger</i> ,m	: 0,219
Jarak <i>Sparger</i> ,m	: 1,246
<i>Diameter</i> Gelembung,m	: 0,005
Jumlah Gelembung, gelembung	: 435704
Desain Plate	
Tipe <i>Plate</i>	: <i>Triangular Pitch</i>
Jumlah <i>orifice</i>	: 12.344
Jenis <i>Coolant</i>	: <i>Cooling Water</i>
Kebutuhan <i>Coolant</i> , Kg/jam	: 7.112,923

Tabel 3. 3 Spesifikasi Deodorizer

Spesifikasi Deodorizer	
Kode	: D-01
Fungsi	: Menghilangkan substansi impurities, serta menghilangkan bau, rasa,dan warna yang tidak dikehendaki
Jenis	: Tangki Silinder tegak dilengkapi dengan tutup <i>Torispherical Dished Head</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless steel Type 316</i>
Kondisi Operasi	
Suhu, °C	: 160
Tekanan, atm	: 1
<i>Diameter</i> ,m	: 2,07

Tabel 3.3(lanjutan)

Tebal <i>shell</i> ,in	: 0,1875
Tinggi Total,m	: 4,121
Spesifikasi Khusus	
Bahan Insulasi	: <i>Kaolin Insulating Brick</i>
Konduktivitas panas, W/m.K	: 1,476
Tebal isolasi, m	: 3,322

Tabel 3. 4 Spesifikasi Bleaching

Spesifikasi Bleaching	
Kode	: BL-01
Fungsi	: Memucatkan warna minyak dengan bantuan karbon aktif
Jenis	: Silinder tegak, alas dan tutup <i>ellipsoidal</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless steel Type 316</i>
Kondisi Operasi	
Suhu, °C	: 100
Tekanan, atm	: 1
<i>Diameter</i> ,m	: 2,818
Tebal <i>shell</i> ,in	: 0,25
Tinggi Total,m	: 5,161
Spesifikasi Khusus	
Jenis Pengaduk	: <i>4 blade paddle</i>
Kecepatan Putar,rpm	: 200
Daya,Hp	: 76,966
Bahan Insulasi	: <i>Kaolin Insulating Brick</i>

Tabel 3.4(lanjutan)

Konduktivitas panas, W/m.K	: 1,476
Tebal isolasi, m	: 2,704

Tabel 3. 5 Spesifikasi Emulsifikator

Spesifikasi Emulsifikator	
Kode	: E-01
Fungsi	: Mencampurkan bahan tambahan dengan RBDHPO
Tipe	: Silinder tegak dengan disk turbine
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless steel Type 316</i>
Kondisi Operasi	
Suhu, °C	: 50
Tekanan, atm	: 1
<i>Diameter</i> ,m	: 1,371
Tebal <i>shell</i> ,in	: 0,1875
Tinggi Total,m	: 3,381
Spesifikasi Khusus	
Jenis Pengaduk	: <i>Flat Six Blade Turbin with Disk</i>
Jumlah <i>Baffle</i> ,buah	: 4
Jumlah <i>Impeller</i> ,buah	: 2
Kecepatan Putar,rpm	: 512
Daya,Hp	: 50,407

Tabel 3. 6 Spesifikasi Votator-01

Spesifikasi Votator	
Kode	: VT-01
Fungsi	: Mengkristal margarin menjadi semi-padat
Tipe	Silinder Vertikal, dengan tutup Elipsoidal
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless steel Type 316</i>
Kondisi Operasi	
Suhu, °C	: 50
Tekanan, atm	: 1
Diameter,m	:1,773
Tebal <i>shell</i> ,in	: 0,1875
Tinggi Total,m	: 2,660
Spesifikasi Khusus	
Jenis Pendingin	: Ammonia
Tebal jaket, m	: 1,052
Jenis Pengaduk	: Propeller
Kecepatan Putar,rpm	: 60
Daya,Hp	: 0,157

3.3.2 Spesifikasi Alat Pemisah

Tabel 3. 7 Spesifikasi Filter Press

Filter Press	FP-01	FP-02
Kode	FP-01	FP-02
Fungsi	Memisahkan RHPO dengan katalis Ni	Memisahkan RBDHPO dengan karbon aktif
Jenis	Plate and Frame Filter	Plate and Frame Filter
Material Filtrat	Kanvas	Kanvas
Kondisi Operasi,atm	1	1
Spesifikasi	1	1
Kapasitas, Kg/jam	2763,315	2758,410
Luas area Filtrasi,m ²	0,164	0,351
Jumlah Plate and Frame,buah	2	4

3.3.3 Spesifikasi Alat Penyimpanan

3.2.3.1 Spesifikasi Alat Penyimpanan Bahan Baku

Tabel 3. 8 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Fasa Cair

Tangki	T-01	T-04
Fungsi	Menyimpan bahan baku palm oil	Menyimpan bahan tambahan margarin
Lama Penyimpanan,hari	10	7
Fasa	Cair	Cair
Jumlah Tangki	1	1
Jenis Tangki	Silinder Vertikal	Silinder Vertikal
Kondisi Operasi	Suhu, °C	30
	Tekanan, atm	1

Spesifikasi Tangki Penyimpanan		
Bahan Konstruksi	<i>Stainless steel Type 316</i>	<i>Stainless steel Type 316</i>
Volume Tangki,m ³	1009,525	506,877
Tebal <i>shell</i> ,in	0,1875	0,1875
<i>Diameter</i> Tangki,m	1,270	1,02
Tinggi Tangki,m	8,240	8,97
Jenis <i>Head</i>	<i>Conical Head</i>	<i>Conical Head</i>

Tabel 3. 9 Spesifikasi Tangki Penyimpanan

Tangki	T-02	T-03
Fungsi	Menyimpan bahan baku gas <i>hydrogen</i>	Menyimpan karbon aktif
Lama Penyimpanan,hari	7	7
Fasa	Gas	Padat
Jumlah Tangki	1	1
Jenis Tangki	Tangki Vertikal	Silinder Vertikal, alas kerucut
Kondisi Operasi	Suhu, °C	50
	Tekanan, atm	1
		30
		1

Spesifikasi Tangki Penyimpanan		
Bahan Konstruksi	<i>Stainless steel Type 316</i>	<i>Stainless steel Type 316</i>
Volume Tangki,m ³	288,000	0,126
Tebal <i>shell</i> ,in	0,1875	0,25
<i>Diameter</i> Tangki,m	4,027	0,42
Tinggi Tangki,m	12,082	0,21

3.3.4 Spesifikasi Alat Transportasi

Tabel 3. 10 Spesifikasi Pompa

Parameter	P-01	P-02	P-03	P-04	P-05
Fungsi	Mengalirkan fluida	Mengalirkan fluida	Mengalirkan fluida	Mengalirkan fluida	Mengalirkan fluida
	keluaran T-01 menuju R-01	keluaran D-01 menuju B-01	keluaran FP-01 menuju E-01	keluaran T-04 menuju E-01	keluaran E-01 menuju VT-01
Nama Bahan	RBDPO	RBDHPO	RBDHPO	Bahan tambahan	Margarin
Viscosity, cP	24,647	1,747	4,733	417,593	53,683
Kapasitas, m ³ /jam	1,057	1,057	0,611	1,057	1,057
Pump Head, m	5	5	5	5	5
Suhu, °C	30	160	100	30	50
Jenis Pompa	Centrifugal	Centrifugal	Centrifugal	Centrifugal	Rotary
Daya Motor, Watt	0,755	0,747	0,356	4,600	0,258
Material Construction	Commerzial Steel	Commerzial Steel	Commerzial Steel	Commerzial Steel	Commerzial Steel
Harga, Rp	Rp 140.080.196	Rp 140.080.196	Rp 122.570.170	Rp 140.080.196	Rp 140.080.196

Tabel 3. 11 Spesifikasi Alat Transportasi

Parameter	CP-01	EV-01
Fungsi	Menaikkan tekanan keluaran T-02 menuju R-01	Menurunkan tekanan keluaran R-01 menuju D-01
Tipe	<i>Reciprocating</i>	<i>Globe Valve</i>

Tabel 3.12(lanjutan)

Bahan Konstruksi		<i>Stainless steel</i>	<i>Stainless steel</i>
Kondisi Operasi	Pin, atm	1	10
	Pout, atm	10	1
	T, °C	50	70
Jumlah <i>Stage</i> , buah		<i>Single Stage</i>	
Kapasitas, m ³ /jam		43,305	

Ukuran Pipa

	<i>ID, in</i>		1,380
	<i>OD, in</i>		1,660
	<i>Flow Area, ft²</i>		0,0104
Panjang Ekuivalen, m			6,096
Daya, Hp		19,529	0.2301
Jumlah, alat		1	1
Harga, Rp			

Tabel 3. 12 Spesifikasi Alat Transportasi Padat

Parameter	SC-01	BC-01	BC-02	BC-03
Fungsi	Mengangkut <i>powder</i> karbon aktif dari T-04 menuju BL-01	Mengangkut sisa keluaran R-01 menuju BP-01	Mengangkut sisa keluaran FP-01 menuju BP-02	Mengangkut margarin keluaran VT-02 menuju Cold Storage
Nama Bahan	Karbon Aktif	Nikel	Karbon Aktif	<i>Margarine</i>
Type	<i>Horizontal Screw Conveyer</i>	<i>Belt Conveyer</i>	<i>Belt Conveyer</i>	<i>Belt Conveyer</i>
Diameter Tingkat, in	9			
Diameter Pipa, in	2 ½			
Pusat Gantung, ft	10			
Diameter Bagian Umpan, in	6			
Panjang, ft	15	10	10	10
Tinggi, ft		3	3	5
Lebar, in		14	14	14
Kecepatan	40 rpm	200 ft/m	200 ft/m	200 ft/m
Luas Permukaan, ft ²		0,110	0,110	0,110
Daya, Hp	0,43	0,340	0,340	0,340

<i>Material</i>	<i>Carbon</i>	<i>PVC</i>	<i>PVC</i>	<i>PVC</i>
<i>Construction</i>	<i>Steel</i>			
Harga,Rp	Rp 30.244.588	Rp 31.836.408	Rp 26.265.037	Rp 26.265.037

3.3.5 Spesifikasi Alat Penukar Panas

3.3.5.1 Spesifikasi Heater

Tabel 3. 13 Spesifikasi Alat Heater

<i>Operation</i>	HE-01	HE-02	HE-03
<i>Condition</i>			
Fungsi	Menaikkan suhu sebelum masuk R-01 dari T-01	Menaikkan suhu sebelum masuk R-01 dari T-02	Menaikkan suhu sebelum masuk E-01
Tipe	<i>Double Pipe</i>	<i>Double Pipe</i>	<i>Double Pipe</i>
Kondisi Operasi			
Tin, °C	30	50	30
Tout, °C	70	70	50
Tekanan, atm	1	1	1
Bahan	<i>Carbon Stell SA-</i>	<i>Carbon Stell SA-</i>	<i>Carbon Stell SA-</i>
Konstruksi	283	283	283
Luas	16,180	16,180	16.180
Permukaan, m ²			
<i>Rd cal/ Rdmin</i>	0,064/0,004	0,442/0,004	0.267/0.004
<i>Jumlah, alat</i>	1	1	1
<i>Harga,Rp</i>	Rp 31.836.408	Rp 31.836.408	Rp 31.836.408

3.3.5.2 Spesifikasi Cooler

Tabel 3. 14 Spesifikasi Alat Cooler

<i>Operation Condition</i>	CO-01	CO-02
Fungsi	Menurunkan suhu sebelum masuk BL-01	Menurunkan suhu sebelum masuk E-01
Tipe	<i>Double Pipe</i>	<i>Double Pipe</i>
Kondisi Operasi		
Tin, °C	160	98
Tout, °C	100	50
Tekanan, atm	1	1
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Stell SA-283</i>	<i>Carbon Stell SA-283</i>
Luas Permukaan, m ²	2,097	1.408
<i>Rd cal/ Rdmin</i>	0,003/0,002	0,003/0,002
Jumlah, alat	1	1
Harga,Rp	Rp 20.693.665	Rp 19.101.845

3.3.6 Spesifikasi Alat Lainnya

Tabel 3. 15 Spesifikasi Alat Lainnya

Parameter	BP-01	BP-02	<i>Cold Storage</i>
Fungsi	Menampung nikel keluaran R-01	Menampung karbon aktif keluaran FP-01	Menyimpan produk margarin
Tipe	Bak Penampungan	Bak Penampungan	Blast Chiller
Lama Penyimpanan, hari	10	10	7

Tabel 3.16(lanjutan)

Kondisi Operasi			
Suhu, °C	30	30	15
Tekanan, atm	1	1	
Mechanical Design			
Volume, m ²	0,018	0,180	352
Tinggi, m	0,166	1	
Berat Kalor, Hp			234,740
Jumlah, alat	1	1	1
Bahan Konstruksi	Beton	Beton	<i>Polyurethane</i>

3.4 Neraca Massa

3.4.1 Neraca Massa Total

Tabel 3. 16 Neraca Massa Total

Komponen	Input (Kg/jam)	Output (Kg/jam)
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	1172,934	1170,588
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	307,844	6,145
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	1131,067	22,576
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	138,771	1557,931
H ₂	60,362	48,212
Steam	138,138	143,664
Karbon Aktif	1,171	1,171
Lechitin	2,757	2,757
Vitamin A	0,029	0,029
Beta Karoten	0,011	0,011
Skim Milk	14,613	14,613

NaCl	137,862	137,862
Natrium Benzoat	0,276	0,276
H ₂ O	496,303	496,303
Total	3602,137	3602,137

3.4.2 Neraca Massa Alat

Tabel 3. 17 Neraca Massa Reaktor

Komponen	Input (Kg/jam)			Output (Kg/jam)	
	Arus 1	Arus 3	Arus 4	Arus 5	Arus 6
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	1172,934				1172,934
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	307,844				6,157
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	1131,067				22,621
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	138,771				1561,053
H ₂		60,4		48,212	83,792
Ni			0,550		0,550
Total	2811,527			2811,527	

Tabel 3. 18 Neraca Massa Filter Press I

Komponen	Input (Kg/jam)	Output (Kg/jam)	
	Arus 6	Arus 7	Arus 8
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	1172,934		1172,934
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	6,157		6,157
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	22,621		22,621
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	1561,053		1561,053
Ni	0,550	0,550	
Total	2763,315	2763,315	

Tabel 3. 19 Neraca Massa Deodorizer

Komponen	Input (Kg/jam)		Output (Kg/jam)	
	Arus 8	Arus 9	Arus 10	Arus 11
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	1172,934		2,346	1170,588

C ₁₈ H ₃₂ O ₂	6,157		0,012	6,145
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	22,261		0,045	22,576
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	1561,053		3,122	1557,931
Steam		138,138	138,138	
Total	2900,903		2900,903	

Tabel 3. 20 Neraca Massa Bleaching

Komponen	Input (Kg/jam)		Output (Kg/jam)
	Arus 11	Arus 12	Arus 13
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	1170,588		1170,588
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	6,145		6,145
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	22,576		22,576
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	1557,931		1557,931
Karbon Aktif		1,171	1,171
Total	2758,410		2758,410

Tabel 3. 21 Neraca Massa Filter Press II

Komponen	Input (Kg/jam)	Output (Kg/jam)	
	Arus 13	Arus 14	Arus 15
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	1170,588		1170,588
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	6,145		6,145
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	22,576		22,576
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	1557,931		1557,931
Karbon Aktif	1,171	1,171	
Total	2758,410		2758,410

Tabel 3. 22 Neraca Massa Emulsifikator

Komponen	Input (Kg/jam)		Output (Kg/jam)
	Arus 15	Arus 16	Arus 17
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	1170,588		1170,588
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	6,145		6,145
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	22,576		22,576
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	1557,931		1557,931

Lechitin		2,757	2,757
Vitamin A		0,029	0,029
Beta Karoten		0,011	0,011
Skim Milk		14,613	14,613
NaCl		137,862	137,862
Natrium Benzoat		0,276	0,276
H ₂ O		496,303	496,303
Total		3409,091	3409,091

Tabel 3. 23 Neraca Massa Votator I

Komponen	Input (Kg/jam)	Output (Kg/jam)
	Arus 17	Arus 18
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	1170,588	1170,588
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	6,145	6,145
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	22,576	22,576
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	1557,931	1557,931
Lechitin	2,757	2,757
Vitamin A	0,029	0,029
Beta Karoten	0,011	0,011
Skim Milk	14,613	14,613
NaCl	137,862	137,862
Natrium Benzoat	0,276	0,276
H ₂ O	496,303	496,303
Total	3409,091	3409,091

3.5 Neraca Panas

Tabel 3. 24 Neraca Panas Reaktor

Input (Kj/Jam)		Output (Kj/Jam)	
Qumpan (Arus 1 & 2)	45878,45	Qproduk (Arus 5 & 6)	366672,112
		Qpendingin	-322336,412
Total	45878,45		44035,70

Tabel 3. 25 Neraca Panas Deodorizer

Input (Kj/Jam)		Output (Kj/Jam)	
Qumpan (Arus 8)	323917,855	Qproduk (Arus 10 & 11)	1012291,15
Qsteam (Arus 9)	688373,297		
Total	1012291,15		1012291,15

Tabel 3. 26 Neraca Panas Bleaching

Input (Kj/Jam)		Output (Kj/Jam)	
Qumpan (Arus 11)	527289,32	Qproduk (Arus 13)	527361,308
QKarbon Aktif (Arus 12)	71,99		
Total	527361,308		527361,308

Tabel 3. 27 Neraca Panas Emulsifikator

Input (Kj/Jam)		Output (Kj/Jam)	
Qumpan (Arus 15)	171267,67	Qproduk (Arus 17)	229687,01
Qbahan pendukung (Arus 16)	58419,34		
Total	229687,01		229687,01

Tabel 3. 28 Neraca Panas Votator I

Input (Kj/Jam)	Output (Kj/Jam)

Qumpan (Arus 17)	183388,21	Qproduk (Arus 18)	-79254,64
		Qrefrigerant	262642,84
Total	183388,21		183388,21

Tabel 3. 29 Neraca Panas Heater I

Input (Kj/Jam)		Output (Kj/Jam)	
Qinput	13084,108	Qoutput	140727,2951
Qpemanas	127643,687		
Total	140727,2951		140727,2951

Tabel 3. 30 Neraca Panas Heater II

Input (Kj/Jam)		Output (Kj/Jam)	
Qinput	31302,593	Qoutput	56704,710
Qpemanas	25402,117		
Total	56704,710		56704,710

Tabel 3. 31 Neraca Panas Heater III

Input (Kj/Jam)		Output (Kj/Jam)	
Qinput	-32023,9	Qoutput	37709,94
Qpemanas	69733,85		
Total	37709,94		37709,94

Tabel 3. 32 Neraca Panas Cooler I

Input (Kj/Jam)		Output (Kj/Jam)	
Qinput	975646,094	Qoutput	5733,902
		Qpendingin	969912,191

Total	975646,094		975646,094
--------------	-------------------	--	-------------------

Tabel 3. 33 Neraca Panas Cooler II

Input (Kj/Jam)		Output (Kj/Jam)	
Qinput	527277,330	Qoutput	171263,678
		Qpendingin	356013,651
Total	527277,330		527277,330

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Dalam Perancangan Pabrik pemilihan lokasi pabrik merupakan salah satu hal yang penting, dikarenakan pemilihan lokasi pabrik berhubungan langsung dengan nilai ekonomi dengan pembangunan pabrik saat ini. Perancangan Pabrik Margarin dari Minyak Kelapa Sawit dengan kapasitas 27.000 ton/tahun akan di bangun pada Kabupaten Siak Sengkemang, Koto Gasib, Siak Regency, Riau 28671.

Beberapa pertimbangan lokasi pembangunan pabrik margarin di Sumatra Utara,Provinsi Riau sebagai berikut :



Gambar 4. 1 Perkiraan Lokasi didirikan Pabrik Margarin

1. Penyediaan Bahan Baku Sumber bahan baku

Merupakan salah satu faktor penentu dalam penempatan dan pemilihan lokasi pabrik. Dimana dekat dengan bahan baku dapat menurunkan biaya transportasi dan penyimpanan.

Dengan pertimbangan kebutuhan bahan baku minyak RBDPO sebanyak 24.013,31 ton/tahun. Sehingga, pengambilan bahan baku dilakukan di PT. Mahkota Group tbk dengan produksi minyak kelapa sawit 110.000 ton/tahun yang terletak di Provinsi Riau. Memungkinkan biaya pengangkutan dan pengadaan bahan baku di Riau relatif murah dan waktu yang diperlukan relatif lebih cepat. Terdapat lebih 100 perusahaan kelapa sawit di provinsi Riau. Kebutuhan bahan baku hidrogen sebanyak 53,034 ton/tahun dilakukan pengambilan dari PT. BOC Gas dengan produksi 48.480 ton/tahun yang terletak di Jakarta.

2. Pemasaran

Daerah pemasaran hasil produksi pabrik juga merupakan sutau hal yang penting dalam menentukan lokasi pabrik. Hal ini disebabkan perkembangan pemasaran hasil produksi diusahakan sebaik mungkin sehingga seluruh hasil produksi dapat dipasarkan. Lokasi pemasaran produk margarin meliputi wilayah Sumatera Utara. Transportasi dapat dilakukan melalui darat, udara

dan laut sangat mudah karena tersedianya pelabuhan dan bandara. Serta banyaknya kebutuhan akan margarin yang tinggi dalam pembuatan makanan seperti kue atau roti yang dapat disuplai ke pabrik kue ataupun rumah tangga dan peningkatan pemasaran impor maupun ekspor.

3. Persediaan Air

Kebutuhan air pada pabrik direncanakan diperoleh dari sungai seperti sungai siak. Persediaan air yang cukup besar mengingat sumber air tersebut dapat mencukupi untuk kebutuhan pabrik dalam jangka waktu yang panjang dengan kualitas air yang dapat disediakan. Air yang digunakan dimaksudkan untuk air pendingin, steam, sarana utilitas dan domestik.

4. Transportasi

Lokasi yang dipilih dalam rancangan pabrik ini merupakan kawasan yang berdampingan langsung dengan kawasan industri, dimana telah tersedia sarana pengangkutan darat sehingga pembelian bahan baku dan pemasaran produk dapat dilakukan melalui jalan darat sebagai salah satu alternatif transportasi.

Dalam memilih tenaga kerja harus diperhatikan beberapa faktor penting yaitu tenaga kerja yang terampil, tenaga kerja yang dapat diserap dari sekitar lokasi pabrik dan peraturan-peraturan terhadap tenaga kerja/buruh dan asuransi tenaga kerja. Untuk keperluan dalam negeri dapat dilakukan melalui jalur darat dan laut, sedangkan untuk tujuan ekspor dapat dilakukan melalui jalur laut.

4.2 Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*)

Tata letak pabrik adalah pengaturan penyusunan peralatan proses dan fasilitas pabrik sedemikian rupa sehingga pabrik berfungsi dengan efektif, efisien, dan aman. Oleh karena itu, tata letak pabrik harus disusun secara cermat untuk menghindari kesulitan dikemudian hari. Dalam merancang tata letak suatu pabrik maka harus mencakup penyusunan area penyimpanan, area proses dan area

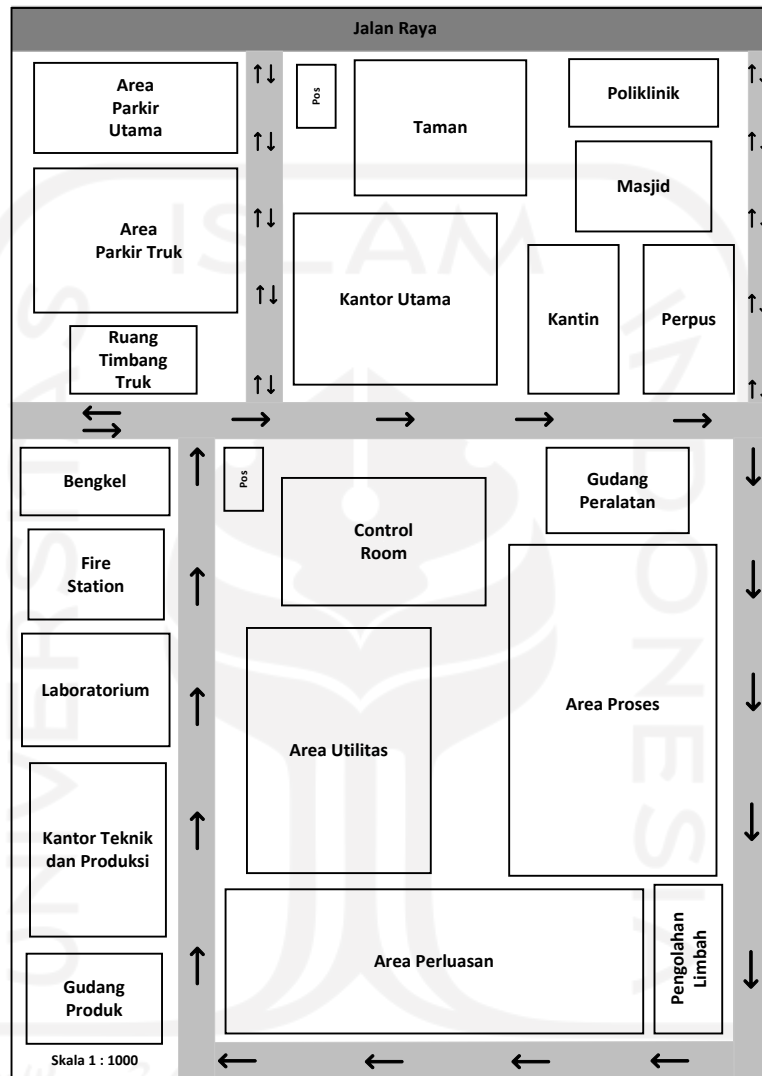
pemindahan hasil produksi dalam koordinasi yang efisien dengan memperhatikan beberapa faktor berikut :Pengembangan lokasi baru atau penambahan/pelebaran lokasi yang telah ada sebelumnya,

1. Urutan proses produksi dan kemudahan/aksesibilitas operasi,
2. Distribusi ekonomis dari fasilitas logistik (bahan baku dan bahan pelengkap), fasilitas utilitas (sanitasi, air pendingin, steam, air proses, tenaga listrik), bengkel untuk pemeliharaan/perbaikan alat serta peralatan pendukung lainnya,
3. Tipe, luas bangunan dan ketentuan konstruksi bangunan,
4. Pertimbangan kesehatan dan keselamatan, seperti kemungkinan kebakaran/peledakan,
5. Area servis, seperti kantin, tempat parkir, tempat ibadah, poliklinik, kamar kecil (WC), dan sebagainya diatur sebagian rupa sehingga tidak terlalu jauh dari tempat kerja,
6. Masalah pembuangan limbah,
7. Alat-alat yang harus dibersihkan/dilepas pada saat shut down harus disediakan ruang yang cukup sehingga tidak mengganggu peralatan lainnya, dan
8. Kemungkinan perluasan/ekspansi.

Pengaturan tata letak pabrik yang baik akan memberikan beberapa keuntungan, seperti:

1. Mengurangi jarak transportasi bahan baku dan produk sehingga mengurangi material handling,
2. Memberikan ruang gerak yang lebih leluasa sehingga mempermudah perbaikan mesin dan peralatan-peralatan yang rusak,
3. Menurunkan biaya produksi,
4. Meningkatkan keselamatan kerja,
5. Mengurangi kecelakaan kerja seminimum mungkin, dan

6. Memungkinkan pengawasan operasi dan proses yang lebih baik



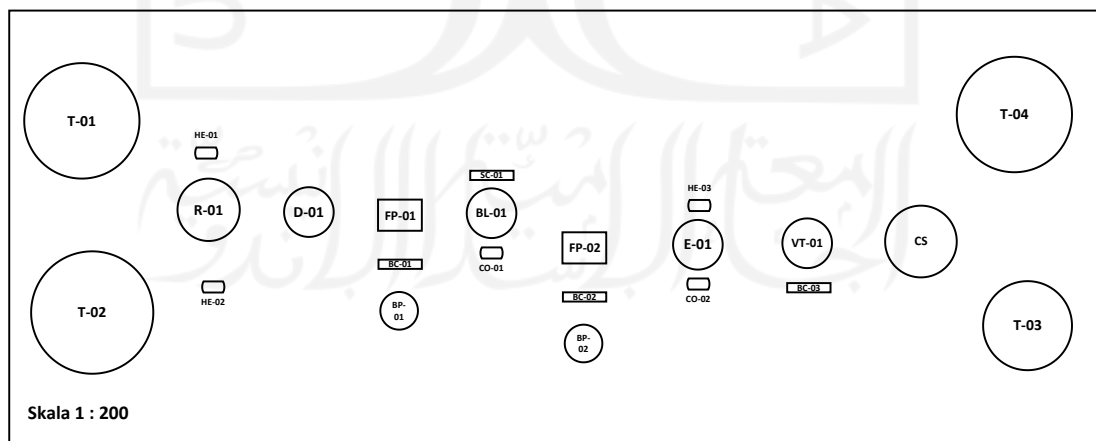
Gambar 4.1 Tata Letak Pabrik

4.3 Tata Letak Mesin/ Alat Proses (*Machines Plant*)

Tata letak alat proses dirancang untuk mendapatkan kondisi yang efisien. Beberapa pertimbangan yang perlu diperhatikan dalam merancang tata letak alat proses sebagai berikut :

- a. Aliran bahan baku dan produk yang tepat dapat memberikan keuntungan ekonomi yang besar serta dapat menunjang keberlangsungan produksi,

- b. Aliran udara berguna sebagai sirkulasi agar kondisi udara di suatu ruangan atau tempat yang dapat menyebabkan penumpukan bahan yang berbahaya yang dapat membahayakan keselamatan.
- c. Operasi, Alat proses yang digunakan pada pabrik diperlukan perhatian dalam peletakan posisi dekat *control room*. Tempat seperti *instrument*, *valve* dan pengambilan sampel diletakkan pada posisi yang dekat dengan operator.
- d. Pencahayaan disuatu ruangan atau tempat di dalam pabrik diperlukan dalam pemakaian pada tempat yang beresiko tinggi.
- e. Lalu lintas dan kendaraan operasi pabrik dibuat agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah.
- f. Peletakan posisi tata letak alat proses diperhatikan berdekatan dengan tempat atau ruangan perawatan.
- g. Pengembangan dan perluasan pabrik.
- h. Pertimbangan ekonomi digunakan agar menekan biaya operasi dan keberlangsungan produksi.
- i. Jarak antar alat proses dengan suhu tinggi dipisahkan dengan alat lainnya, sehingga dapat meminimalisir kerusakan jika terjadi ledakan atau kebakaran.



Gambar 4.2 Tata letak Alat Proses

Keterangan :

T-01 : Tangki RBDPO

T-02 : Tangki Hidrogen

T-03 : Tangki Karbon Aktif

T-04 : Tangki Bahan Pendukung

R-01 : Reaktor Gelembung

D-01 : Deodorizer

FP-01 : Filter Press

BL-01 : Bleaching

E-01 : Elmusifikator

VT-01 : Votator

CS : Cold Storage

HE-01 : Heater

CO-01 : Cooler

BP-01 : Bak Penampungan

BC-01 : Belt Conveyor

SC-01 : Screw Conveyor

4.4 Organisasi Perusahaan

4.4.1 Bentuk Perusahaan

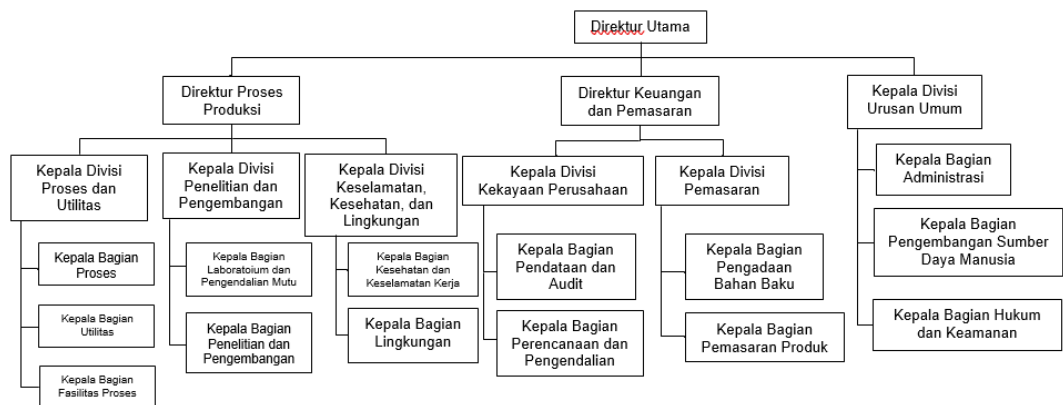
Pabrik pembuatan margarin dari minyak sawit direncanakan akan dibangun dalam bentuk Perseroan Terbatas (PT). Perseroan terbatas merupakan badan hukum yang dalam menjalankan usahanya memiliki modal sendiri dengan beberapa pemilik saham. Saham adalah surat berharga yang dikeluarkan oleh perusahaan atau PT tersebut dan orang yang memiliki saham berarti telah menyetorkan modal ke perusahaan. Dalam perseroan terbatas, pemegang saham hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah yang disebutkan dalam tiap-tiap saham. Kekuasaan tertinggi berada pada Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) yang berwenang menunjuk presiden direktur dan direktur yang disebut

dewan direksi sebagai pimpinan tertinggi. Dewan direksi kemudian bertanggung jawab kepada dewan komisaris sebagai perwakilan *share holders*.

Alasan dipilihnya bentuk perusahaan ini adalah didasarkan atas beberapa faktor sebagai berikut :

1. Efisiensi dalam sistem manajemen.
2. Kemudahan dalam memperoleh modal yaitu dengan menjual saham dari perusahaan tersebut.
3. Tanggung jawab pemegang saham terbatas sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan.
4. Lapangan usaha lebih luas.
5. Merupakan badan usaha yang memiliki kekayaan tersendiri yang terpisah dari kekayaan pribadi.

4.4.2 Struktur Organisasi



Gambar 4.3 Struktur Organisasi

Struktur Organisasi Manajemen perusahaan merupakan hal yang penting guna untuk memperlancar dan menjaga kontinuitas segala kegiatan yang ada di perusahaan. Hal ini ditunjang dengan adanya struktur organisasi dengan tujuan memperjelas wewenang dan tugas yang dibebankan kepada setiap jabatan atau divisi yang ada. Selain itu struktur organisasi berfungsi untuk mengatur sistem hubungan struktural antar fungsi atau orang-orang dalam hubungan satu dengan yang lainnya pada pelaksanaan fungsi mereka.

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan dalam pelaksanaan tugas kesehariannya dibantu oleh Dewan Komisaris, sedangkan tugas untuk menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh Direktur Utama dibantu oleh Direktur Proses Produksi, Direktur Keuangan dan Pemasaran serta Direktur Umum. Direktur-direktur ini membawahi beberapa kepala divisi yang akan bertanggung jawab membawahi divisi dalam perusahaan, sebagai pendelegasian wewenang dan tanggung jawab. Masing-masing kepala divisi membawahi beberapa bagian dan masing-masing bagian akan membawahi beberapa karyawan perusahaan pada masing-masing bidangnya. Karyawan perusahaan akan dibagi dalam beberapa kelompok seksi yang setiap kepala seksi akan bertanggung jawab kepada pengawas masing-masing bagian.

4.4.3 Tugas dan Wewenang

4.4.3.1 Pemegang Saham

Pemegang saham merupakan pemilik perusahaan. Pemegang saham merupakan sekelompok orang yang mengumpulkan modalnya untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk Perseroan Terbatas (PT) adalah Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). Pada RUPS tersebut para pemegang saham memiliki kewenangan antara lain:

- a. Mengangkat serta memberhentikan anggota Dewan Komisaris
- b. Mengangkat serta memberhentikan anggota Direksi

- c. Menerima, menyetujui, dan mengesahkan laporan tahunan

4.4.3.2 Dewan Komisaris

Dewan Komisaris merupakan pelaksana tugas sehari-hari pemilik saham. Dewan Komisaris bertanggung jawab kepada pemilik saham. Tugas Dewan Komisaris antara lain:

- a. Melakukan pengawasan atas kebijakan pengurusan dan jalannya pengurusan secara umum
- b. Mengawasi tugas Direksi
- c. Memberi nasihat kepada Direksi

4.4.3.3 Direktur Utama

Direktur Utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab kepada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang telah diambil. Direktur Utama membawahi Direktur Proses Produksi dan Direktur Keuangan dan Pemasaran

Tugas : Memimpin kegiatan perusahaan/pabrik secara keseluruhan, menerapkan sistem kerja dan arah kebijaksanaan perusahaan, serta bertanggung jawab terhadap jalannya pabrik.

Kualifikasi : Magister atau Sarjana semua jurusan dengan pengalaman minimal 5 tahun menjadi direktur di perusahaan setingkat.

4.4.3.4 Direktur

Dalam menjalankan tanggung jawabnya, Direktur Utama dibantu oleh Direktur Proses Produksi dan Direktur Keuangan dan Pemasaran.

- a. Direktur Proses Produksi Tugas : Memimpin pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan produksi dan operasi, pengembangan, pemeliharaan peralatan, pengadaan barang, dan laboratorium.

Kualifikasi : Sarjana Teknik Kimia dengan pengalaman minimal 5 tahun di bidangnya

- b. Direktur Keuangan dan Pemasaran Tugas : Bertanggung jawab dalam hal keuangan, mulai dari pendataan, pengaturan, pengawasan dan pengecekan, serta bidang pemasaran dan perencanaan keuangan
Kualifikasi : Sarjana Ekonomi dengan pengalaman minimal 3 tahun di bidangnya

4.4.3.5 Kepala Divisi

Tugas Kepala Divisi adalah mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan divisinya, sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Dalam menjalankan tugasnya Kepala Divisi bertanggung jawab kepada direkturnya masing-masing. Direktur Proses Produksi membawahi 3 Kepala Divisi, yaitu:

- a. Kepala Divisi Proses dan Utilitas

Tugas : Mengkoordinasi kegiatan pabrik dalam bidang proses dan utilitas

Kepala Divisi Proses dan Utilitas membawahi 3 Kepala Bagian, yaitu:

- a. Kepala Bagian Proses

Tugas : Mengkoordinasi kegiatan pabrik dalam bidang proses dan pembuatan produk

- b. Kepala Bagian Utilitas

Tugas : Mengkoordinasi kegiatan pabrik dalam bidang utilitas seperti penyediaan air, steam, bahan bakar, dan udara tekan, baik untuk proses maupun instrumentasi.

4.4.3.6 Kepala Bagian Fasilitas Proses

- a. Tugas : Mengatur dan bertanggung jawab terhadap fasilitas yang secara langsung mendukung proses produksi dan kelangsungan operasi perusahaan.

Kepala Divisi Penelitian dan Pengembangan

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan pengembangan perusahaan dan pengawasan mutu

b. Kepala Bagian Laboratorium dan Pengendalian Mutu

Tugas : Melakukan pemantauan hasil (mutu) dan identifikasi limbah

c. Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan peningkatan produksi dan efisiensi proses.

4.4.3.7 Kepala Bagian Lingkungan

Tugas : Bertanggung jawab atas pengolahan yang berdampak terhadap lingkungan, terutama emisi dan limbah yang dihasilkan

Direktur Keuangan dan Pemasaran membawahi 2 Kepala Divisi, yaitu:
Kepala Divisi Kekayaan Perusahaan

Tugas : Bertugas dan bertanggung jawab atas administrasi dan pengawasan kekayaan perusahaan.

Kepala Divisi Kekayaan Perusahaan membawahi 2 Kepala Bagian, yaitu:

1. Kepala Bagian Pendataan dan Audit

Tugas : Bertanggung jawab dalam bidang mendata semua kekayaan perusahaan serta pemeriksaan kekayaan perusahaan

2. Kepala Bagian Perencanaan dan Pengendalian Keuangan

Tugas : Bertanggung jawab atas perencanaan dan pengendalian anggaran perusahaan

3. Kepala Divisi Pemasaran

Tugas : Mengkoordinasi kegiatan pemasaran produk serta pengadaan bahan baku

4.4.3.8 Kepala Bagian Pengadaan Bahan Baku dan Pendukung

Tugas : Bertanggung jawab atas pengadaan bahan baku serta bahan pendukung pabrik

4.4.3.9 Kepala Bagian Pemasaran Produk

Tugas : Bertanggung jawab atas pemasaran produk.

Direktur Utama membawahi 1 Kepala Divisi, yaitu:

a. Kepala Divisi Urusan Umum

Tugas : Bertanggung jawab atas semua kegiatan yang berhubungan dengan peraturan, kebijakan perusahaan, hukum, keamanan dan hubungan ke arah luar perusahaan, administrasi serta pengelolaan sumber daya manusia.

Kepala Divisi Pemasaran membawahi 3 Kepala Bagian, yaitu:

1. Kepala Bagian Hukum dan Keamanan

Tugas : Bertanggung jawab atas hukum perusahaan, peraturan, keamanan, dan semua urusan mengenai tuntutan hukum kepada dan dari perusahaan.

2. Kepala Bagian Administrasi

Tugas : Bertanggung jawab atas kegiatan administrasi perusahaan serta personalia

3. Kepala Bagian Pengembangan Sumber Daya Manusia

Tugas : Bertanggung jawab atas pengelolaan sumber daya manusia.

4.4.4 Catatan

a. Cuti Tahunan

Karyawan mempunyai hak cuti tahunan yaitu 15 hari setiap tahun. Jika dalam waktu satu tahun hak cutinya tidak digunakan maka hak cutinya akan hangus untuk tahun itu.

b. Hari Libur Nasional

Pada hari libur nasional karyawan harian tidak masuk kerja. Sedangkan bagi karyawan *shift* hari libur nasional tetap masuk kerja dengan catatan hari itu diperhitungkan sebagai kerja lembur. Kerja lembur dapat dilakukan jika ada keperluan yang mendesak dan atas persetujuan kepala bagian.

c. Pembagian Jam Kerja *shift*

Perusahaan ini direncanakan beroperasi selama 330 hari dalam setahun dan 24 jam dalam sehari. Untuk sisa hari yang bukan hari libur digunakan untuk perbaikan atau perawatan dan pemeliharaan alat dan fasilitas pabrik serta *turn around*. Sedangkan pembagian jam kerja karyawan pada perusahaan ini terbagi menjadi menjadi dua golongan yaitu karyawan *non shift* dan karyawan *shift*.

1. Karyawan *non shift* bekerja selama 8 jam dalam sehari dengan total jam kerja 40 jam perminggu. Untuk hari sabtu, minggu dan hari libur nasional karyawan non shift tidak langsung menangani operasional pabrik yaitu direktur, kepala bagian, karyawan kantor atau bagian – bagian lainnya yang bekerja dengan jenis yang tidak kontinyu. Berikut ketentuan jam kerja *non shift* :

Senin – Kamis : 08.00 – 17.00 WIB (Istirahat 12.00 – 13.00 WIB)

Jum'at : 08.00 – 17.00 WIB (Istirahat 11.30 – 13.00 WIB)

2. Karyawan *shift* selama 24 jam perhari yang terbagi dalam 3 *shift*. Karyawan *shift* adalah karyawan dengan kerja yang langsung menangani proses operasi pabrik seperti operator, karyawan gudang serta keamanan dan keselamatan kerja. Berikut adalah ketentuan jam kerja karyawan *shift* sebagai berikut :

Pagi : 08.00 – 16.00 WIB

Siang : 16.00 - 24.00 WIB

Malam : 24.00 – 08.00 WIB

Jadwal kerja tersebut terbagi menjadi empat minggu dan empat kelompok. Setiap kelompok kerja mendapatkan libur satu kali tiga kali *shift*.

Tabel 4. 1 Jadwal Shift

Regu	Hari														
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15

A	I	I	I	■	II	II	II	■	III	III	III	■	I	I	I
B	■	II	II	II	■	III	III	III	■	I	I	I	■	II	II
C	II	■	III	III	III	■	I	I	I	■	II	II	II	■	III
D	III	III	■	I	I	I	■	II	II	II	■	III	III	III	■

3. Kerja Lembur (*Overtime*)

Kerja lembur dilakukan apabila ada keperluan yang mendesak dan atas persetujuan dari kepala bagian atau kepala divisi masing – masing.

d. Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji

Tabel 4. 2 Penggolongan jabatan dan jumlah karyawan

No	Jabatan	Jumlah	Pendidikan
1	Direktur Utama	1	Magister atau sarjana
2	Direktur	2	Sarjana Teknik Kimia
3	Kepala Divisi	6	Sarjana Teknik Kimia
4	Kepala Bagian	14	Sarjana Teknik kimia/Mesin
5	Engineer	10	Sarjana Teknik Kimia
6	Kepala Shift	8	Sarjana
7	Operator	45	Sarjana Teknik Kimia/Mesin

8	Kepala Keselamatan kerja	1	Teknik kimia/Teknik Lingkungan/kesehatan masyarakat
9	Staff Keselamatan Kerja	2	Teknik kimia/Teknik Lingkungan/kesehatan masyarakat
10	Kepala Kesehatan	1	Teknik kimia/Teknik Lingkungan/kesehatan masyarakat
11	Personel Kesehatan	5	Teknik kimia/Teknik Lingkungan/kesehatan masyarakat
12	Staff I	9	Sarjana Hukum
13	Staff II	12	Manajemen(D3/Sarjana)
14	Staff III	9	Administrasi (D3/Sarjana)
15	Teknisi	6	Teknik Kimia/Teknik Mesin/Elektro (Sarjana)
16	Analisis	2	Teknik Kimia/Analisis Kimia (D3/S1)
17	Kepala Keamanan	1	Sarjana Psikolog/Ekonomi
18	Petugas Keamanan	12	SMA/SMK
19	Petugas Kebersihan	9	SMP/SMA/SMK
Total		155	

1. Sistem Gaji

Gaji karyawan dibayarkan setiap tanggal 26. Apabila tanggal tersebut jatuh pada hari libur, maka dibayarkan satu hari setelahnya. Sistem gaji karyawan sebagai berikut :

Tabel 4. 3 Sistem Gaji

No	Jabatan	Jumlah	Gaji	Gaji	Gaji
			(/orang/bulan)	(/bulan)	(/tahun)
1	Direktur Utama	1	Rp55.000.000	Rp55.000.000	Rp660.000.000
2	Direktur	2	Rp40.000.000	Rp80.000.000	Rp960.000.000
3	Kepala Divisi	6	Rp25.000.000	Rp150.000.000	Rp1.800.000.000
4	Kepala Bagian	14	Rp17.000.000	Rp238.000.000	Rp2.856.000.000
5	Engineer	10	Rp10.500.000	Rp105.000.000	Rp1.260.000.000

6	Kepala Shift	8	Rp9.000.000	Rp72.000.000	Rp864.000.000
7	Operator	45	Rp8.500.000	Rp382.500.000	Rp4.590.000.000
7	Kepala Keselamatan kerja	1	Rp11.000.000	Rp11.000.000	Rp132.000.000
8	Staff Keselamatan Kerja	2	Rp10.500.000	Rp21.000.000	Rp252.000.000
9	Kepala Kesehatan	1	Rp8.500.000	Rp8.500.000	Rp102.000.000
10	Personel Kesehatan	5	Rp6.500.000	Rp32.500.000	Rp390.000.000
11	Staff I	9	Rp6.000.000	Rp54.000.000	Rp648.000.000
12	Staff II	12	Rp5.500.000	Rp66.000.000	Rp792.000.000
13	Staff III	9	Rp5.000.000	Rp45.000.000	Rp540.000.000
14	Teknisi	6	Rp4.800.000	Rp28.800.000	Rp345.600.000
15	Analisis	2	Rp4.800.000	Rp9.600.000	Rp115.200.000
16	Kepala Keamanan	1	Rp4.500.000	Rp4.500.000	Rp54.000.000
17	Petugas Keamanan	12	Rp4.000.000	Rp48.000.000	Rp576.000.000
18	Petugas Kebersihan	9	Rp3.200.000	Rp28.800.000	Rp345.600.000
Total		155	Rp239.300.000	Rp1.440.200.000	Rp17.282.400.000

a. Kesejahteraan Karyawan

Untuk meningkatkan kesejahteraan karyawan serta keluarganya, perusahaan memberikan fasilitas penunjang, antara lain :

1. Fasilitas Kesehatan

Berupa poliklinik yang terdapat dekat dengan pabrik yang berfungsi sebagai pertolongan pertama bagi karyawan pada jam kerja. Untuk kecelakaan berat pada karyawan dan keluarganya ditangani oleh rumah sakit rujukan oleh perusahaan, apabila sakit akibat kecelakaan kerja maka biaya pengobatan akan ditanggung oleh pihak perusahaan dan untuk karyawan yang sakit bukan akibat

kecelakaan kerja pertanggung jawaban diatur sesuai dengan kebijakan perusahaan.

2. Fasilitas Asuransi

Perusahaan menjamin jaminan sosial berdasarkan UU RI No. 40 Tahun 2004 tentang Sistem Jaminan Sosial Nasional Pasal 18.

3. Fasilitas Kantin dan Peribadahan

Perusahaan menyediakan fasilitas kantin dalam memenuhi kebutuhan pangan karyawan yang ditanggung oleh perusahaan serta menyediakan fasilitas ibadah berupa musola di area pabrik.

4. Fasilitas Tunjangan

Perusahaan memberikan tunjangan berupa Tunjangan Hari Raya, kematian, melahirkan dan tunjangan hari tua (pensiun)

5. Fasilitas Transportasi

Perusahaan menyediakan transportasi berupa mobil dinas dan supir untuk kegiatan operasional perusahaan dan menyediakan bus antar jemput untuk karyawan.

6. Peralatan *Safety*

Perusahaan menjaga keselamatan kerja karyawan di pabrik dengan peralatan *safety* berupa *helmet, shoes, masker, goggles, gloves* dan alat *safety* lainnya.

7. Fasilitas Cuti

Perusahaan memberikan cuti kepada karyawan berupa cuti tahunan yang diberikan sebanyak 12 hari dalam setahun dan diberikan kepada karyawan yang telah berkerja selama setahun. Cuti sakit diberikan apabila karyawan sakit berdasarkan keterangan surat dari dokter.



BAB V UTILITAS

5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

5.1.1 Unit Penyedia Air

Unit ini bertugas menyediakan air untuk kebutuhan industri pabrik dan kelancaran proses produksi dari awal hingga akhir. Dalam memenuhi kebutuhan tersebut digunakan sumber air dari air sungai dengan beberapa pertimbangan sebagai berikut :

1. Lokasi pendirian pabrik berada dekat dengan air laut di daerah Siak sehingga mengurangi penggunaan biaya transportasi.

2. Pengolahan air sungai yang relatif lebih mudah dibandingkan dengan air laut serta sederhana dan biaya yang dibutuhkan relatif lebih murah.
3. Sungai adalah sumber air dengan kontinuitasnya relatif tinggi dan kecil kemungkinan akan mengalami kekeringan sehingga penyediaan air akan terjaga.

Air yang digunakan dalam utilitas ini dibagi menjadi beberapa yaitu :

a. Air Pendingin

Penggunaan air pendingin dikarenakan mudah dalam pengolahan dan pengaturannya. Air juga dapat diperoleh dengan jumlah yang besar dan dapat menyerap jumlah panas yang relatif tinggi. Hal – hal yang harus dilakukan dalam dalam air pendingin :

- a) Besi dan oksigen terlarut dapat menyebabkan korosi
- b) Silika menyebabkan kerak
- c) Minyak yang merupakan penyebab menurunnya *heat transfer coefficient* ,terganggunya film *corotion inhibitor*, dan merupakan makanan mikroba sehingga menimbulkan endapan. Pada umumnya air digunakan sebagai pendingin karena beberapa faktor seperti air yang mudah diperoleh, pengolahan yang mudah dan penyerapan panas yang bervolume tinggi serta tidak mengalami dekomposisi.

Tabel 5. 1 Jumlah Kebutuhan Air Pendingin

Alat	Kode Alat	Kebutuhan (Kg/jam)
Reaktor	R-01	7707,481
Cooler	CO-01	11587,516
Cooler	CO-01	4253,286
Total		23548,283

b. Air Umpan Boiler

Air yang digunakan sebagai umpan boiler terlebih dahulu dilakukan pengolahan secara kimiawi. Yang perlu diperhatikan pada air umpan boiler adalah:

- Zat-zat penyebab korosi dapat terjadi karena air mengandung gas dan larutan asam (CO₂, H₂S, O₂, dan NH₃).
- Zat penyebab kerak (*scale fouling*) yang terbentuk karena adanya kesadahan dan suhu tinggi.
- Zat penyebab *foaming* terjadi karena adanya zat-zat organik dan anorganik serta zat-zat yang tidak terlarut dalam jumlah besar.

Tabel 5. 2 Kebutuhan Air Umpan Boiler

Alat	Kebutuhan (Kg/jam)
Reboiler	151,7895
Total	151,7895

c. Air Sanitasi

Air yang digunakan dalam keperluan *domestic and service water* seperti perumahan dan perkantoran di pabrik. Memenuhi kualitas apabila memiliki kriteria sebagai berikut :

1. Syarat Fisika

- Memiliki suhu dibawah suhu udara
- Jernih
- Tidak berasa dan berbau

2. Syarat Kimia

- pH netral dengan rentang 6.6 – 7.5
- Tidak mengandung zat organik dan anorganik yang larut dalam

air

- Logam berat berbahaya seperti air raksa dan timbal tidak terdapat dalam air

3. Syarat Bakteriologis

- Tidak terdapat bakteri *pathogen*
- Tidak terdapat mikroba penghasil toksin

Tabel 5. 3 Kebutuhan Air Sanitasi

Keperluan	Kebutuhan (Kg/Jam)
Domestic Water	2395,233
Service Water	755
Total	3150,233

5.1.2 Unit Pengolahan Air

Air yang digunakan pada unit utilitas ini diperoleh dari air sungai sehingga diperlukan pengolahan sebelum digunakan. Pengolahan melibatkan pengolahan fisis seperti *screening* untuk memisahkan air dari sampah dalam ukuran besar.

Tangki sedimentasi dalam mengendapkan kotoran berupa kumur serta pasir. Tangki ini diinjeksi menggunakan klorin sebagai oksidator untuk menghilangkan bau dan rasa pada air sungai dan desinfektan.

Klarifier (*Clearator*) berfungsi sebagai tempat pembentukan flok dengan penambahan larutan alumn ($Al_2(SO_4)_3$) sebagai bahan. Terdapat mesin agitator berfungsi untuk mempercepat pembentukan flok. Pada klarifier terjadi pemisahan air bersih dan kotor yang dimana air bersih disalurkan menggunakan pompa ke *filter*.

Air masuk kedalam *primary reaction zone* dimana air dan bahan kimia seperti koagulan yaitu tawan diaduk dengan *agitator* agar tercampur *homogen*. Sehingga, koloid membentuk butiran – butiran flokulasi.

Air yang telah bercampur dengan koagulan akan membentuk ikatan flokulasi, masuk melalui *floc zone* dialirkan ke *clarification zone* yang terdapat air sudah jernih.

Sand Filter untuk menyaring flok halus dan kotoran lain yang lolos dari tahap sebelumnya. Air yang masuk ke *filter* telah dicampur dengan klorin dan tawas. Media penyaring ini biasanya satu lapis yaitu pasir kwarsa dimana air akan mengalir kebawah melalui media tersebut kemudian zat padat lainnya yang tidak larut akan melekat pada media sehingga dihasilkan air jernih yang terletak dibagian dasar.

Bak Penampungan sementara yang berbentuk bak persegi betulang beton berfungsi menampung *raw water* setelah disaring *filter*.

Tangki pendingin dan *Cooling Tower* berfungsi mendinginkan air pendingin setelah digunakan dan menampung kebutuhan air pendingin.

Mixed bed atau tangki kation dan anion berfungsi menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh kation seperti Ca, Mg serta anion seperti Cl, SO₄ dan NO₃.

Tangki dearator berfungsi menghilangkan gas CO₂ dan O₂ yang terikat dalam *feed water* yang menyebabkan kerak pada *reboiler*. Air yang mengalami dearasi dialirkan ke tangki berbentuk silinder tegak kemudian diinjeksi menggunakan N₂H₄ (*hydrazine*) untuk mengikat oksigen yang terdapat pada air sehingga mencegah korosi.

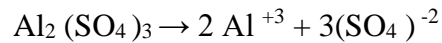
Tangki penampungan sementara digunakan untuk menampung air yang telah diolah yang kemudian didistribusikan menuju alat – alat pabrik.

Zat yang digunakan sebagai berikut :

- a. Tawas merupakan bahan koagulan yang paling banyak digunakan karena bahan ini paling ekonomis, mudah diperoleh di pasaran serta mudah penyimpanannya.

Jumlah pemakaian tawas tergantung kepada *turbidity* (kekeruhan) air baku. Semakin tinggi *turbidity* air baku maka semakin besar jumlah tawas

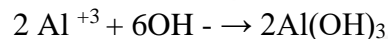
yang dibutuhkan. Pemakaian tawas juga tidak terlepas dari sifat-sifat kimia yang dikandung oleh air baku tersebut. Reaksi yang terjadi sebagai berikut:



Air akan mengalami :



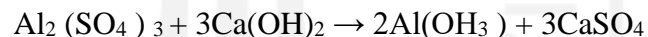
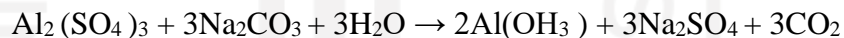
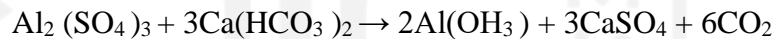
Selanjutnya :



Selain itu akan dihasilkan asam :

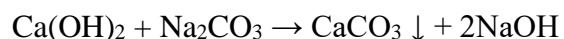
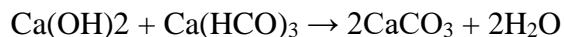


Dengan demikian makin banyak dosis tawas yang ditambahkan maka pH akan semakin turun, karena dihasilkan asam sulfat sehingga perlu dicari dosis tawas yang efektif antara pH 5,8-7,4. Apabila alkalinitas alami dari air tidak seimbang dengan dosis tawas perlu ditambahkan alkalinitas, biasanya ditambahkan larutan kapur ($\text{Ca}(\text{OH})_2$) atau soda abu (Na_2CO_3). Reaksi yang terjadi :



b. Kapur

Pengaruh penambahan kapur ($\text{Ca}(\text{OH})_2$) akan menaikkan pH dan bereaksi dengan bikarbonat membentuk endapan CaCO_3 . Bila kapur yang ditambahkan cukup banyak sehingga pH = 10,5 maka akan membentuk endapan $\text{Mg}(\text{OH})_2$. Kelebihan ion Ca pada pH tinggi dapat diendapkan dengan penambahan soda abu. Reaksinya :



c. Klorin

Klorin banyak digunakan dalam pengolahan air bersih dan air limbah

sebagai oksidator dan desinfektan. Sebagai oksidator, klorin digunakan untuk menghilangkan bau dan rasa pada pengolahan air bersih. Untuk mengoksidasi Fe(II) dan Mn(II) yang banyak terkandung dalam air tanah menjadi Fe(III) dan Mn(III).

Yang dimaksud dengan klorin tidak hanya Cl_2 saja akan tetapi termasuk pula asam hipoklorit (HOCl) dan ion hipoklorit (OCl^-), juga beberapa jenis kloramin seperti monokloramin (NH_2Cl) dan dikloramin (NHCl_2) termasuk di dalamnya.

Klorin dapat diperoleh dari gas Cl_2 atau dari garam-garam NaOCl dan Ca(OCl)_2 . Kloramin terbentuk karena adanya reaksi antara amoniak (NH_3) baik anorganik maupun organik aminoak di dalam air dengan klorin.

Bentuk desinfektan yang ditambahkan akan mempengaruhi kualitas yang didesinfeksi. Penambahan klorin dalam bentuk gas akan menyebabkan turunnya pH air, karena terjadi pembentukan asam kuat. Akan tetapi penambahan klorin dalam bentuk natrium hipoklorit akan menaikkan alkalinity air tersebut sehingga pH akan lebih besar. Sedangkan kalsium hipoklorit akan menaikkan pH dan kesadahan total air yang didesinfeksi.

5.2 Unit Pembangkit Steam dan Bahan Bakar

Kebutuhan steam untuk pemanas pada sebesar 121,4316 kg/jam dengan *over design* 20%. Kebutuhan dipenuhi oleh *boiler*. Sebelum masuk *boiler*, air harus dihilangkan kesadahannya karena akan menimbulkan kerak di dalam *boiler*. Sebelum digunakan terlebih dahulu di dearator untuk menghilangkan gas – gas terlarut sebagai oksigen. Gas sisa pembakaran akan dimasukkan ke *economizer* sehingga air yang terdapat didalam *boiler* menyerap panas dari dinding sehingga dindingnya panas yang kemudia uap air terbentuk yang dialirkan ke *steam header* dan disalurkan.

Bahan bakar yang digunakan untuk menyediakan bahan bakar yang

digunakan pada *boiler* dan generator listrik. Bahan bakar menggunakan solar untuk menghidupkan *boiler* dan generator listrik sebanyak 156,0992 kg/jam.

5.3 Unit Penyedia Listrik

Kebutuhan listrik pada pabrik ini direncanakan akan dipenuhi oleh PLN. Selain itu jika terjadi gangguan pada PLN digunakan sebuah diesel untuk menggerakkan *power* yang dinilai penting seperti pompa, kompresor dan *boiler*. Prinsip kerja dari generator ini dengan berbahan bakar solar dan udara yang terbakar secara kompresi akan menghasilkan panas. Panas nantinya digunakan untuk menghidupkan generator dan menghasilkan tenaga listrik kemudian didistribusikan ke panel selanjutnya dan dialirkan ke unit pemakai.

Kebutuhan listrik dari pabrik dapat dibagi menjadi beberapa yaitu :

1. Listrik untuk plant

- Listrik untuk penggerak motor

Beberapa peralatan proses menggunakan listrik sebagai penggerak motor. Adapun daya yang dibutuhkan oleh masing – masing peralatan proses :

Tabel 5. 4 Kebutuhan Listrik Alat Proses

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Bleaching	BL-01	75,023	55944.6511
Emulsifikator	E-01	50,445	37616.8365
Votator-01	VT-01	0,157	117.0749
Votator-02	VT-02	0,157	117.0749
Pompa-01	P-01	0,0018	1.3423
Pompa-02	P-02	0,0018	1.3423
Pompa-03	P-03	0,0018	1.3423
Pompa-04	P-04	0,0023	1.7151
Pompa-05	P-05	0,0069	5.1453
Kompresor - 01	C-01	19,5293	14563.0260
Expasion Valve - 01	EV-01	0,2301	171.6137
Screw Conveyor - 01	SC-01	0,4300	320.6510

Belt Conveyor - 01	BC-01	0,3400	253.5380
Belt Conveyor- 02	BC-02	0,3400	253.5380
Belt Conveyor - 03	BC-03	0,3400	253.5380
Bucket Elevator - 01	BC-01	3,3000	2460.8100
Cold Storage	CD-01	234,7405	175045.9727
Total		385.0465	287129,2120

- Kebutuhan untuk utilitas

Tabel 5. 5 Kebutuhan Listrik Utilitas

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Bak Penggumpal (Koagulasi dan Flokulasi)	BU-01	2,0000	1491,4000
Blower Cooling Tower	BL-01	15,0000	11185,5000
Kompresor Udara	CP-01	5,0000	3728,5000
Pompa Utilitas-01	PU-01	0,1402	104,5789
Pompa Utilitas-02	PU-02	0,1712	127,6524
Pompa Utilitas-03	PU-03	0,0000	0,0088
Pompa Utilitas-04	PU-04	0,0000	0,0315
Pompa Utilitas-05	PU-05	0,1649	122,9768
Pompa Utilitas-06	PU-06	0,1510	112,5857
Pompa Utilitas-07	PU-07	0,1434	106,9544

Tabel 5.5(lanjutan)

Pompa Utilitas-08	PU-08	0,1434	106,9544
Pompa Utilitas-09	PU-09	0,0000	0,0018
Pompa Utilitas-10	PU-10	0,0000	0,0018
Pompa Utilitas-11	PU-11	0,4372	326,0268
Pompa Utilitas-12	PU-12	0,2728	203,4570
Pompa Utilitas-13	PU-13	1,2465	929,5014
Pompa Utilitas-14	PU-14	1,2465	929,5014
Pompa Utilitas-15	PU-15	1,2465	929,5014
Pompa Utilitas-16	PU-16	1,2465	929,5014
Pompa Utilitas-17	PU-17	0,0043	3,1872
Pompa Utilitas-18	PU-18	0,0043	3,1872
Pompa Utilitas-19	PU-19	0,0043	3,1872
Pompa Utilitas-20	PU-20	0,0043	3,1872
Total		28,6273	21347,38489

2. Listrik untuk penunjang

- Penerangan untuk lampu jalan, kantor pabrik, instrumentasi pabrik dan lingkungan sekitar memerlukan daya sebesar 46,271 kW.
- Listrik untuk pendingin (AC) sebesar 46,271 kW
- Kebutuhan listrik untuk laboratorium dan bengkel diperlukan sebesar 46,271 kW
- Kebutuhan listrik untuk instrumentasi sekitar 77,119 kW.

Tabel 5. 6 Kebutuhan Total Listrik

Keperluan	Kebutuhan (kW)
Kebutuhan Plant	
a. Proses	287,129
b. Utilitas	21,347
a. Penerangan	46,271
b. AC	46,271
Laboratorium dan bengkel	46,271
Instrumentasi	77,119
Total	524,4102

5.4 Unit Penyedia Udara

Digunakan untuk menggerakkan *instrument* pengendali yang bekerja secara *pneumatic*. Udara tekan yang digunakan berada pada tekanan 6.35 bar dan suhu 30°C dimana setiap alat kontrol membutuhkan udara tekan sebanyak 1.6992 m³/jam sesuai dengan PT. Indo Acidatama Tbk. Jumlah alat kontrol yang digunakan 24 buah sehingga total keseluruhan udara tekan sebesar 44.8589 m³/jam dengan faktor keamanan 10%. Kebutuhan udara tekan diperoleh dari kompresor yang dilengkapi dengan silika gel. Adapun spesifikasi kompresor yang digunakan:

Tabel 5. 7 Spesifikasi Kompresor

Kode	KO
Fungsi	Mengompres udara menjadi udara bertekanan
Jenis	<i>Single Stage Reciprocating Compressor</i>
Jumlah	1 buah
Kapasitas	44.8589 m ³ /jam
Tekanan <i>Suction</i>	1 atm
Tekanan <i>Discharge</i>	6.2670 atm
Suhu Udara	30°C
Effisiensi	85%
Daya Kompresor	5 Hp

5.5 Unit Pengolahan Limbah

Limbah yang dihasilkan dari pabrik ini berupa limbah gas dan cair yang akan diolah terlebih dahulu sebelum dibuang ke lingkungan. Limbah yang dihasilkan pada pabrik margarin adalah :

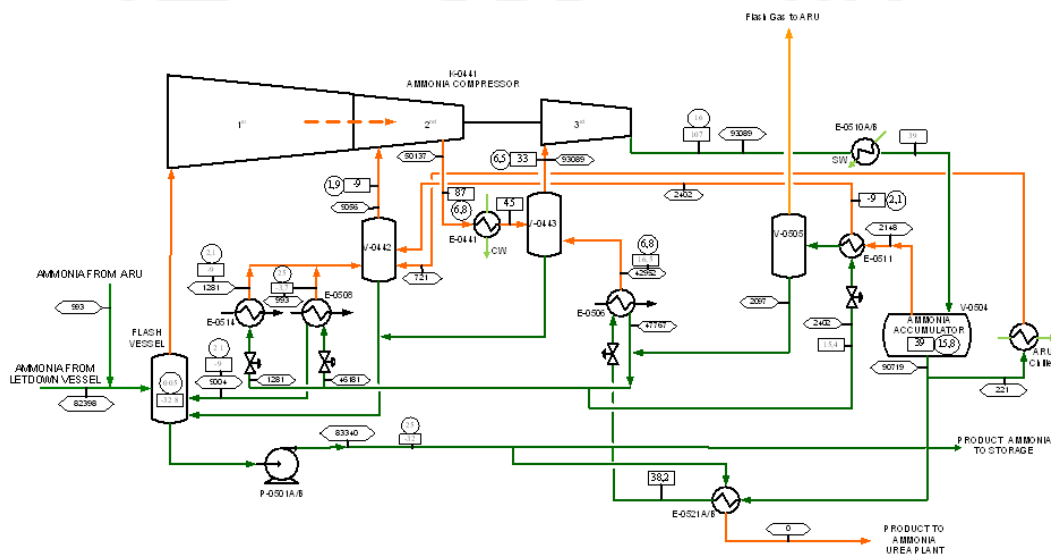
- Air limbah laboratorium yang mengandung zat – zat kimia harus melalui proses pengolahan limbah berupa pengendapan dan penyaringan, penambahan zat kimia dan pengontrolan pH dan biologi treatment sebelum dibuang.
- Buangan air sanitasi yang mengandung bakteri dari beberapa sumber kotoran sehingga harus ditambahkan desinfektan berupa lumpur aktif dan injeksi klorin untuk membunuh mikroorganisme yang dapat menimbulkan penyakit.
- *Back wash filter*, air berminyak dari pelumas pompa perlu diolah atau dipisahkan dengan prinsip perbedaan berat jenisnya. Minyak yang berada

dibagian atas akan dialirkan ke penampungan minyak dan diolah dengan pembakaran di dalam tungku pembakar, sedangkan bagian air dibagian bawahnya dialirkan menuju penampungan akhir untuk kemudian dibuang.

- Air buangan utilitas yang berasal dari demineralisasi dan sisa regenerasi resin yang bersifat asam atau basa sehingga perlu dilakukan penetralan pH menggunakan H_2SO_4 jika pH air kurang 7 atau $NaOH$ jika pH air lebih dari 7 sebelum dialirkan ke penampungan akhir atau ke tempat pembuangan.

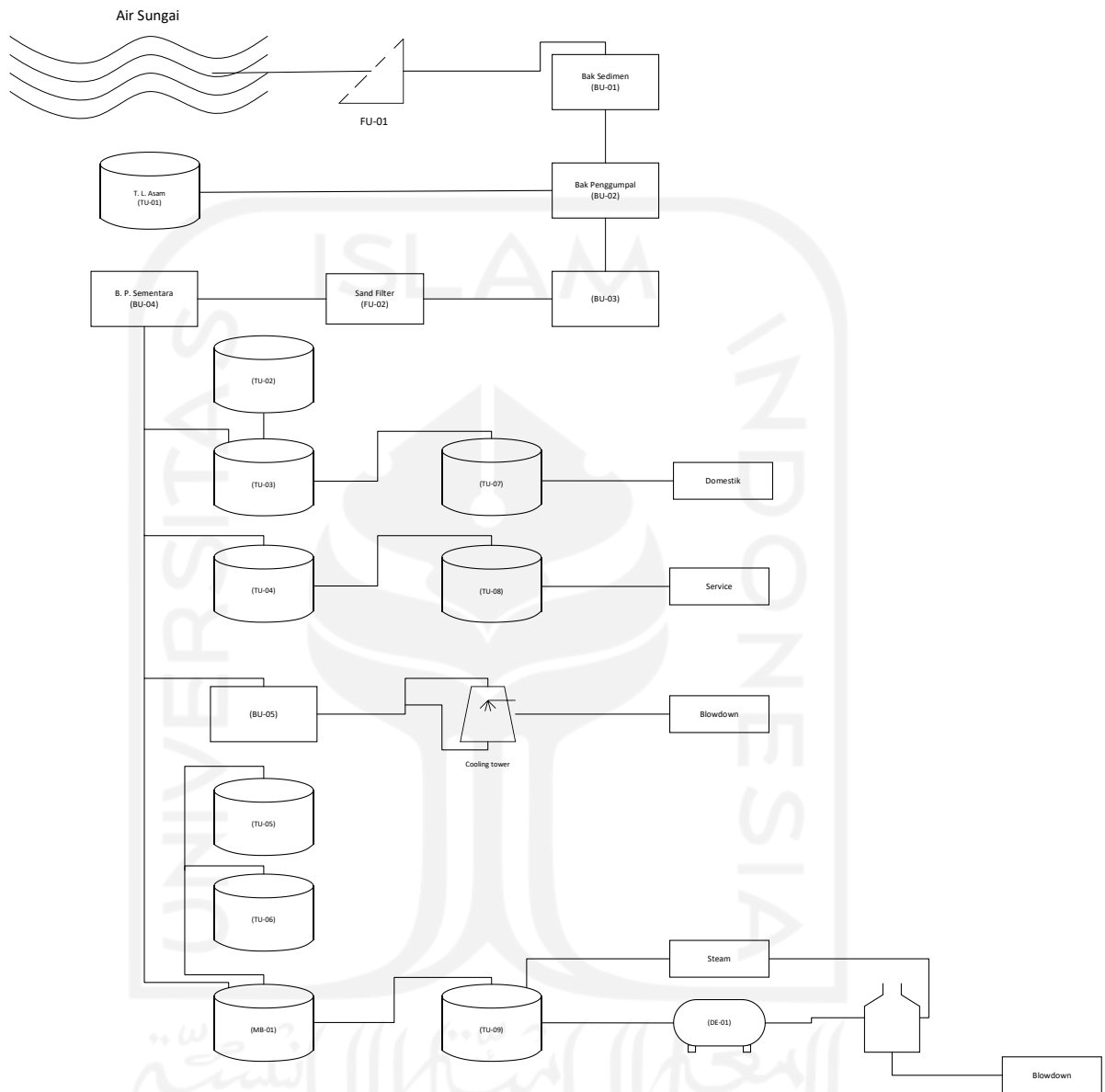
5.6 Unit Refrigerant

Pada Votator I produk margarin diproses dalam fasa cair menjadi fasa padatan, menggunakan refrigerant berupa ammonia pada suhu rendah. Oleh karena tangki membutuhkan alat yang menjamin agar tidak terjadi perpindahan panas antara suhu tangki dan suhu lingkungan area pabrik. Sehingga, memerlukan penambahan sistem refrigerant pada tangka dengan jenis pendingin berdasarkan sifat fisis bahan baku. Uraian proses sirkulasi refrigerant dapat dilihat pada gambar berikut ini.



Gambar 5. 1 Siklus Refrigerasi Ammonia

Pada tahap refrigerasi terdapat empat prinsip kerja untuk menghasilkan proses pendinginan. Refrigerant disirkulasikan berulang kali dengan perubahan – perubahan yang mendukung dapat menghasilkan proses pendinginan. Empat tahap berupa kompresi, kondensasi, ekspansi dan evaporasi (cair,uap, gas dan kembali cair). Pertama, pada saat kompresi refrigerant ditekan dalam compressor sampai kondisinya menjadi cair dengan suhu yang tinggi pada high level, tekanan gas, gas refrigerant dalam evaporator yang dihisap oleh compressor akan membuat tekanannya tetap rendah didalam evaporator, dan untuk membuat cairan refrigerant menjadi gas secara dinamis pada temperature rendah. Hasil gas refrigerant yang dikompresikan selanjutnya yaitu di dinginkan di kondensor. Tahap kedua adalah kondensasi dimana refrigerant diubah dari gas menjadi cair dan didinginkan dari suhu tinggi didalam kondesor menjadi suhu yang lebih rendah. Refrigerant bersuhu dan tekanan tinggi dipancarkan dalam kondensor menjadi cairan dan disalurkan ke *receiver dryer* untuk disaring. Hal ini juga disebut proses kondensasi panas. Panas yang tinggi dapat dikeluarkan sehingga refrigerant menjadi dingin. Ketiga adalah ekspansi. Pada tahap ini tekanan cairan refrigerant diturunkan oleh *valve expansion*. Tahap ini menggunakan teori Joule Thompson yaitu menurunkan suhu dan tekanan yang tinggi secara tiba – tiba melalui sebuah *valve*. Secara molekul, penurunan suhu pada pengembangan adiabatic disebabkan terjadinya gaya tarik menarik anatara molekul. Perkembangan diperlukan energy untuk mengalahkan gaya Tarik menarik tersebut. Sehingga refrigerant menjadi gas dan *expansion valve* ini mengatur aliran cairan refrigerant sambil menurunkan tekanannya. Cairan refrigerant dikabutkan dalam evaporator. Ke empat adalah evaporasi, dimana refrigerant diubah dari cairan ke gas di dalam evaporator. Cairan refrigerant dikabutkan oleh hisapnya sendiri dimana saat proses evaporasi panas laten dibutuhkan dari udara sekitar evaporator. Udara melepaskan panas untuk diinginkan dan dialirkan. Evaporator didinginkan oleh kipas pendingin sambil menurunkan suhunya. Cairan refrigerant disalurkan dari expansion valve di dalam evaporator kemudian sekaligus menjadi uap refrigerant dan perubahan tersebut terjadi berulang kali dari kondisi cair ke gas.



Gambar 5.1 Diagram Alir Utilitas

Keterangan :

FU-01 : Screening/Saringan

BU-01 : Bak Pengendapan Awal/Sedimentasi

BU-02 : Bak Penggumpal

TU-01 : Tangki Larutan Alumn/Tawas

BU-03 : Bak Pengendap I
FU-02 : Bak Saringan Pasir/Sand Filter
BU-04 : Bak Penampungan Sementara
TU-02 : Tangki Kaporit
TU-03 : Tangki Klorinasi
TU-04 : Tangki Air Bersih
TU-05 : Tangki Anion
TU-06 : Tangki Kation
BU-05 : Bak Air Pendingin
CT-01 : Cooling Tower
MB-01 : Tangki Kation & Anion
TU-07 : Tangki Air Domestik
TU-08 : Tangki Air Service
TU-09 : Tangki NaOH
DE-01 : Tangki Dearator



BAB VI

EVALUASI EKONOMI

Evaluasi ekonomi bertujuan untuk mengetahui kelayakan investasi pembangunan pabrik dan menguntungkan atau merugikan. Evaluasi ekonomi sangat penting dalam memenuhi kebutuhan pendirian pabrik margarin sebagai peninjauan kebutuhan modal investasi, besar keuntungannya diperoleh, jangka waktu pengembalian investasi total produksi dengan keuntungan yang diperoleh. Dengan meninjau evaluasi ekonomi menjadi dasar dari kelayakan pendirian pabrik margarin. Faktor – faktor yang mempengaruhi sebagai berikut :

- a. *Return On Investmen (ROI)*
- b. *Pay Out Time (POT)*
- c. *Break Even Point (BEP)*
- d. *Shut Down Point (SDP)*
- e. *Discount Cash Flow Rate of Return (DCFR)*

Langkah yang dilakukan sebelum menentukan nilai – nilai diatas maka diperlukan, yaitu:

1. Penentuan Modal Industri (*Total Capital Investment*), meliputi :
 - a. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*),
 - b. Modal Kerja (*Working Capital Investment*),
2. Penentuan Biaya Produksi Total (*Total Production Cost*), meliputi :
 - a. Biaya Pembuatan (*Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya Pengeluaran Umum (*General Expenses*)
3. Pendapatan modal

Untuk mengetahui titik impas, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap:

- a. Biaya Tetap (*Fixed Cost*)
- b. Biaya Tidak Tetap (*Regulated Cost*)
- c. Biaya Variabel (*Variable Cost*)

6.1 Penaksiran Harga Peralatan

Harga peralatan akan berubah setiap tahun tergantung pada perubahan ekonomi. Untuk mengetahui harga masing-masing alat diperlukan suatu metode untuk memperkirakan harga alat pada tahun tertentu. Selain itu perlu diketahui terlebih dahulu harga indeks peralatan operasi pada tahun tersebut.

Pabrik Margarin beroperasi satu tahun produksi yaitu 330 hari dan rencana pabrik didirikan pada tahun 2025. Harga alat proses produksi pada tahun tersebut dapat ditentukan dengan indeks harga alat.

Indeks harga pada tahun 2025 diperkirakan menggunakan regresi linier data pada tahun sebelumnya, seperti yang ditunjukkan pada tabel berikut :

Tabel 6. 1 Indeks harga pada tahun 1990 hingga 2028

No	(Xi)	Indeks (Yi)
1	1970	125,7
2	1971	132,3
3	1972	137,2
4	1973	144,1
5	1974	165,4
6	1975	182,4
7	1976	192,1
8	1977	204,1
9	1978	218,8
10	1979	238,7
11	1980	261,2
12	1981	297,0
13	1982	314,0
14	1983	317,0
15	1984	322,7
16	1985	325,3

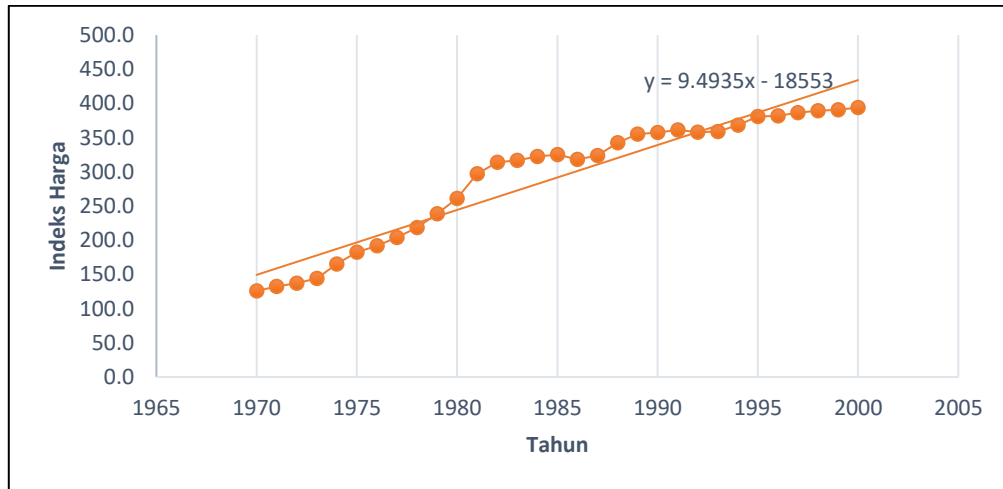
Tabel 6.1(lanjutan)

17	1986	318,4
18	1987	323,8
19	1988	342,5
20	1989	355,4
21	1990	357,6
22	1991	361,3
23	1992	358,2
24	1993	359,2
25	1994	368,1
26	1995	381,1
27	1996	381,7
28	1997	386,5
29	1998	389,5
30	1999	390,6
31	2000	394,1
32	2022	642,857
33	2023	652,350
34	2024	661,844
35	2025	671,337
36	2026	680,831
37	2027	690,324
38	2028	699,818

(Sumber : Peter Timmerhaus, 1990)

Dari tabel diatas, maka persamaan regresi linier yang diperoleh adalah $y = 9,4935x - 18553$. Dengan menggunakan persamaan tersebut dapat dicari harga indeks pada tahun 2025, maka diperoleh harga indeks pada tahun 2025 sebesar

671,337. Berikut merupakan grafik plotting data yang ditunjukkan pada Gambar 6.1.



Gambar 6. 1 Grafik Indeks Harga vs Tahun

Harga alat dan lainnya dihitung pada tahun evaluasi yaitu tahun 2025, dengan persamaan :

$$Ex = \left(\frac{Nx}{Ny}\right) Ey \quad (6.1)$$

(Aries & Newton, 1955)

Keterangan :

Ex : Harga pembelian pada tahun 2025

Ey : Harga pembelian pada tahun referensi 2014

Nx : Index harga pada tahun 2014

Ny : Index harga pada tahun referensi 2025

6.2 Dasar Perhitungan

Kapasitas pabrik	= 27.000 ton/tahun
Satu tahu operasi	= 330 hari
Umur Pabrik	= 10 tahun
Parabrik didirikan tahun	= 2025
Kurs mata uang	= 1 US \$ = Rp 14.875,40 (21 Agustus 2022)

6.2.1 Perkiraan Harga Alat

Perkiraan harga alat dibagi menjadi 2 bagian yaitu harga alat proses dan harga alat utilitas. Harga alat-alat diperoleh dari matches (www.matche.com) dan beberapa referensi lainnya. Berikut perkiraan harga alat yang digunakan dalam pra rancangan pabrik margarin :

Tabel 6. 2 Harga Alat Proses

No	Nama Alat	Jumlah	Dalam USD (\$)	Rupiah (Rp)
1	Tangki Penyimpanan RBDPO	1	\$95.881	Rp 1.426.271.089
2	Tangki Penyimpanan Hidrogen	1	\$59.926	Rp 891.419.431
3	Tangki Penyimpanan Karbon Aktif	1	\$5.779	Rp 85.958.302
4	Tangki Penyimpanan Bahan Pendukung	1	\$61.638	Rp 916.888.557
5	Reaktor	1	\$20.974	Rp 451.281.087
6	Deodorizer	1	\$25.522	Rp 379.649.168
7	Bleaching	1	\$39.754	Rp 591.361.283
8	Filter Press	1	\$7.491	Rp 111.427.429
9	Emulsifikator	1	\$40.129	Rp 596.932.655
10	Votator I	1	\$21.670	Rp 322.343.633
11	Votator II	1	\$21.670	Rp 322.343.633
12	Pompa	2	\$4.709	Rp 70.040.098
13	Pompa	2	\$4.709	Rp 70.040.098
14	Pompa	2	\$4.066	Rp 60.489.176
15	Pompa	2	\$4.708	Rp 70.040.098

Tabel 6.2(lanjutan)

16	Pompa	2	\$4.708	Rp 70.040.098
17	Kompresor	1	\$11.557	Rp 171.916.605
18	Heater	1	\$1.070	Rp 15.918.204
19	Heater	1	\$1.070	Rp 15.918.204
20	Heater	1	\$1.070	Rp 15.918.204
21	Cooler	1	\$1.300	Rp 10.346.833
22	Cooler	1	\$1.200	Rp 9.550.922
23	Expansion Valve	1	\$6.200	Rp 49.346.433
24	Screw Conveyor	1	\$3.800	Rp 30.244.588
25	Belt Conveyor	1	\$3.300	Rp 26.265.037
26	Belt Conveyor	1	\$3.300	Rp 26.265.037
27	Belt Conveyor	1	\$3.300	Rp 26.265.037
28	Bucket Elevator	1	\$7.900	Rp 62.876.906
29	Cold Storage	1	\$40.336	Rp 321.038.341
Total			\$485.257	Rp 7.218.396.187

Tabel 6. 3 Harga Alat Utilitas

No	Nama Alat	Jumlah	Dalam USD (\$)	Rupiah (Rp)
1	Screening	1	\$14.339	Rp213.303.935
2	Bak Pengendapan Awal	1	\$5.993	Rp89.141.943
3	Bak Penggumpalan	1	\$2.996	Rp44.570.972
4	Tangki Larutan Al	1	\$4.120	Rp61.285.086
5	Bak Pengendapan I	1	\$24.933	Rp370.894.156

Tabel 6.3(lanjutan)

6	Sand Filter	1	\$2.568	Rp38.203.690
7	Penampungan Sementara	1	\$2.996	Rp44.570.972
8	Tangki Karbon Aktif	1	\$23.168	Rp344.629.119
9	Tangki Kaporit	1	\$8.454	Rp125.753.813
10	Tangki Air Bersih	1	\$26.111	Rp388.404.181
11	Tangki Air Service	1	\$17.764	Rp264.242.188
12	Tangki Air Bertekanan	1	\$17.764	Rp264.242.188
13	Bak Air Pendingin I	1	\$6.207	Rp92.325.584
14	Cooling Tower	1	\$6.207	Rp92.325.584
15	Blower Cooling Tower	1	\$13.002	Rp193.406.180
16	Tangki Kation & Anion	1	\$26.432	Rp393.179.642
17	Tangki NaCl	1	\$10.915	Rp162.365.682
18	Tangki NaOH	1	\$33.762	Rp502.219.340
19	Tangki Dearator	1	\$2.836	Rp42.183.241
20	Tangki N ₂ H ₄	1	\$2.996	Rp44.570.972
21	Bak Air Pendingin II	1	\$2.675	Rp39.795.510
22	Tangki Boiler	1	\$2.836	Rp42.183.241
23	Tangki Air Denim	1	\$18.192	Rp270.609.470
24	Pompa	2	\$20.974	Rp311.996.801
25	Pompa	2	\$20.974	Rp311.996.801
26	Pompa	2	\$20.974	Rp311.996.801
27	Pompa	2	\$321	Rp4.775.461
28	Pompa	2	\$20.974	Rp311.996.801

Tabel 6.3(lanjutan)

29	Pompa	2	\$17.015	Rp253.099.446
30	Pompa	2	\$17.015	Rp253.099.446
31	Pompa	2	\$17.015	Rp253.099.446
32	Pompa	2	\$321	Rp4.775.461
33	Pompa	2	\$321	Rp4.775.461
34	Pompa	2	\$1.605	Rp23.877.306
35	Pompa	2	\$642	Rp9.550.922
36	Pompa	2	\$642	Rp9.550.922
37	Pompa	2	\$12.841	Rp191.018.449
38	Pompa	2	\$12.841	Rp191.018.449
39	Pompa	2	\$12.841	Rp191.018.449
40	Pompa	2	\$37.026	Rp550.769.863
41	Pompa	2	\$37.026	Rp550.769.863
42	Pompa	2	\$37.026	Rp550.769.863
43	Pompa	2	\$37.026	Rp550.769.863
44	Boiler	1	\$256.397	Rp3.814.001.708
Total			\$1.121.070	Rp16.676.361.791

6.3 Perhitungan Biaya

6.3.1 *Capital Investment*

Capital investment adalah jumlah biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik, kelengkapannya dan biaya untuk mengoperasikan pabrik. *Capital investment* terdiri dari :

a. *Fixed Capital Investment*

Fixed Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik.

b. *Working Capital Investment*

Working Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk menjalankan/mengoperasikan suatu pabrik selama waktu tertentu.

6.3.2 Manufacturing Cost

Manufacturing Cost adalah biaya yang harus dikeluarkan untuk kegiatan produksi suatu produk dalam pabrik. Menurut Aries & Newton tabel 23, *Manufacturing Cost* meliputi :

a. *Direct Cost*

Direct Cost adalah pengeluaran yang berkaitan langsung dalam pembuatan produk yang berhubungan dengan memproduksi suatu produk dalam pabrik seperti *raw material, labor cost, supervisory expend, maintenance cost, plant supplies cost, royalties and patents* dan *cost of utilities*.

b. *Indirect Cost*

Indirect Cost atau biaya tidak langsung adalah pengeluaran sebagai akibat dan bukan langsung karena operasi pabrik.

c. *Fixed Cost*

Fixed Cost adalah biaya yang dikeluarkan bersifat tetap, tidak tergantung waktu dan tingkat produksi atau pengeluaran ketika kondisi pabrik beroperasi maupun tidak.

6.3.3 General Expenses

General Expenses atau pengeluaran umum, meliputi pengeluaran-pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi perusahaan yang tidak termasuk oleh *Manufacturing Cost*.

6.4 Analisa Kelayakan

Analisa kelayakan atau evaluasi kelayakan suatu perancangan pabrik dilakukan agar mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak, sehingga

bisa dikategorikan pabrik tersebut potensial atau tidak dari sisi ekonomi. Berikut beberapa cara yang digunakan untuk menyatakan kelayakan pabrik adalah:

6.4.1 *Percent Return On Investment*

Return On Investment adalah tingkat keuntungan yang diperoleh dari tingkat investasi yang dikeluarkan.

$$ROI = \frac{\text{Keuntungan}}{\text{Fixed Capital}} \times 100\% \quad (6.2)$$

Keuntungan dapat dihitung berdasarkan *annual sales* (S_a) dan *total manufacturing cost*. Apabila pabrik dengan resiko rendah mempunyai minimum ROI *before tax* sebesar 11% sedangkan pabrik dengan resiko tinggi minimum sebesar 44%.

6.4.2 *Pay Our Time (POT)*

Pay Our Time adalah berapa lama waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang diperoleh. Perhitungan ini bertujuan untuk mengetahui pada tahun berapa modal investasi akan kembali.

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{(\text{Keuntungan Tahunan} + \text{Depresiasi})} \quad (6.3)$$

Apabila pabrik dengan resiko rendah mempunyai nilai POT maksimal 5 tahun sedangkan pabrik resiko tinggi maksimal 2 tahun.

6.4.3 *Break Even Point (BEP)*

Break Even Point adalah titik impas suatu keadaan dimana pabrik tidak mengalami keuntungan maupun kerugian. Hal ini bisa terjadi bila kapasitas produksi pada saat *sales* sama dengan *total cost*. Dengan BEP kita dapat mengetahui suatu pabrik akan mengalami kerugian jika beroperasi dibawah nilai BEP dan sebaliknya akan mengalami keuntungan jika beroperasi diatas nilai BEP. Nilai BEP pabrik umumnya berada pada range 40 – 60% (Aries and Newton, 1955).

$$BEP = \frac{(Fa+0,3 Ra)}{(Sa-Va-0,7Ra)} \times 100\% \quad (6.4)$$

Keterangan :

Fa = *Annual fixed manufacturing cost* pada produksi maksimum

Ra = *Annual regulated expenses* pada produksi maksimum

Sa = *Annual sales value* pada produksi maksimum

Va = *Annual variable value* pada produksi maksimum

6.4.4 Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point adalah titik atau kondisi saat penentuan suatu aktivitas produksi diberhentikan. Penyebab terjadinya karena *variable cost* yang terlalu tinggi atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan profit). Apabila tidak mampu mencapai persen minimal kapasitas tersebut dalam satu tahun maka pabrik harus berhenti beroperasi atau tutup. Level produksi dimana biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *Fixed Cost*.

$$SDP = \frac{0,3Ra}{Sa-Va-0,7Ra} \times 100\% \quad (6.5)$$

6.4.5 Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)

Discounted Cash Flow Rate of Return adalah besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada akhir tahun selama umur pabrik. Persamaan yang digunakan untuk menghitung DCFR adalah sebagai berikut :

$$(FC + WC)(1 + i)^N = C \sum_{n=0}^{n=N-1} (1 + i)^N + WC + SV \quad (6.6)$$

Keterangan :

FC = Fixed Capital

WC = Working Capital

SV = Salvage Value

- C = Cash Flow (keuntungan setelah pajak + depresiasi+ finance)
 n = Umur Pabrik
 I = Nilai DCFR

6.5 Hasil Perhitungan

Pendirian pabrik margarin ini memerlukan perencanaan keuangan dan analisis yang baik untuk meninjau apakah layak atau tidaknya pabrik ini didirikan. Hasil perhitungan disajikan pada tabel dibawah ini :

Tabel 6. 4 *Physical Plant Cost (PPC)*

No	Komponen	Harga (Rp)
1	Rp 46.187.008.986	Rp 46.187.008.986
2	Rp11.546.752.247	Rp11.546.752.247
3	Rp7.707.357.845	Rp7.707.357.845
4	Rp25.668.856.706	Rp25.668.856.706
5	Rp11.577.404.692	Rp11.577.404.692
6	Rp1.796.045.716	Rp1.796.045.716
7	Rp4.618.700.899	Rp4.618.700.899
8	Rp23.587.500.000	Rp23.587.500.000
9	Rp26.270.000.000	Rp26.270.000.000
Total		Rp 158.959.627.089

Direct plant cost (DPC) = PPC + *Engineering and Construction*
 = Rp 190.751.552.507

Tabel 6. 5 *Fixed Capital Investment (FCI)*

No	Komponen	Harga (Rp)
1	<i>Direct Plant Cost</i>	Rp190.751.552.507
2	<i>Contractor's Fee</i>	Rp19.075.155.251

Tabel 6.5(lanjutan)

3	<i>Contingency</i>	Rp 28.612.732.876
Total		Rp 238.439.440.634

Tabel 6. 6 *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

No	Komponen	Harga (Rp)
1	<i>Raw Material</i>	Rp178.005.672.378
2	<i>Labor Cost</i>	Rp17.282.400.000
3	<i>Supervisory Cost</i>	Rp2.592.360.000
4	<i>Maintenance Cost</i>	Rp4.768.788.813
5	<i>Plant Supplies Cost</i>	Rp715.318.322
6	<i>Royalty and Patents Cost</i>	Rp7.560.000.000
7	<i>Utilities Cost</i>	Rp317.583.970.772
<i>Total</i>		Rp 528.508.510.286

Tabel 6. 7 *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

No	Komponen	Harga (Rp)
1	<i>Payroll Overhead</i>	Rp 2.592.360.000
2	<i>Laboratory</i>	Rp 1.728.240.000
3	<i>Plant Overhead</i>	Rp 8.641.200.000
4	<i>Packaging & Shipping</i>	Rp 37.800.000.000
<i>Total</i>		Rp 50.761.800.000

Tabel 6. 8 *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

No	Komponen	Harga (Rp)
1	<i>Depreciation</i>	Rp 23.843.944.063
2	<i>Property Taxes</i>	Rp 4.768.788.813

Tabel 6.8(lanjutan)

3	<i>Insurance</i>	Rp 2.384.394.406
Total		Rp 30.997.127.282

Tabel 6. 9 *Manufacturing Cost (MC)*

No	Komponen	Harga (Rp)
1	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	Rp 526.286.796.973
2	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	Rp 48.736.800.000
3	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	Rp 20.728.747.690
Total		Rp 595.752.344.663

Tabel 6. 10 *Working Capital*

No	Komponen	Harga (Rp)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	Rp 5.394.111.284
2	<i>In Process Inventory</i>	Rp 9.246.476.327
3	<i>Product Inventory</i>	Rp 18.492.952.654
4	<i>Extended Credit</i>	Rp 16.036.363.636
5	<i>Available Cash</i>	Rp 55.478.857.961
Total		Rp 104.648.761.861

Tabel 6. 11 *General Expenses*

No	Komponen	Harga (Rp)
1	<i>Administration</i>	Rp18.308.023.127
2	<i>Sales Expense</i>	Rp30.513.371.878
3	<i>Research</i>	Rp12.205.348.751
4	<i>Finance</i>	Rp6.861.764.050
Total		Rp 67.888.507.807

Tabel 6. 12 Total Production Cost

No	Komponen	Harga (Rp)
1	<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	Rp 610.267.437.279
2	<i>General Expenses (GE)</i>	Rp 67.888.507.807
Total		Rp 678.155.945.375

Tabel 6. 13 Fixed Cost

No	Komponen	Harga (Rp)
1	<i>Depreciation</i>	Rp 23.843.944.063
2	<i>Property Taxes</i>	Rp 4.768.788.813
3	<i>Insurance</i>	Rp 2.384.394.406
Total		Rp 30.997.127.282

Tabel 6. 14 Variable Cost

No	Komponen	Harga (Rp)
1	<i>Raw Material</i>	Rp 178.005.672.379
2	<i>Packaging & Shipping</i>	Rp 37.800.000.000
3	<i>Utilities Cost</i>	Rp 317.583.970.772
4	<i>Royalty & Patents Cost</i>	Rp 7.560.000.000
Total		Rp 540.949.643.151

Tabel 6. 15 Regulated Cost

No	Komponen	Harga (Rp)
1	<i>Labor</i>	Rp 17.282.400.000
2	<i>Payroll Overhead</i>	Rp 2.592.360.000
3	<i>Supervision</i>	Rp 2.592.360.000
4	<i>Plant Overhead</i>	Rp 8.641.200.000

Tabel 6.15(lanjutan)

5	<i>Laboratory</i>	Rp 1.728.240.000
6	<i>General Expense</i>	Rp 64.800.479.375
7	<i>Maintenance</i>	Rp 3.189.038.106
8	<i>Plant Supplies</i>	Rp 478.355.716
<i>Total</i>		Rp101.304.433.197

6.6 Hasil Analisa Keuntungan

Total penjualan	= Rp 756.000.000.000
Total produksi	= Rp 678.155.945.375
Keuntungan sebelum pajak	= Rp 77.844.054.625
Pajak pendapatan	= Rp 23.353.216.387
Keuntungan setelah pajak	= Rp 54.490.838.237

6.7 Hasil Kelayakan Ekonomi

6.4.6 Return On Investment (ROI)

$$ROI = \frac{\text{Keuntungan}}{\text{Fixed Capital}} \times 100\% \quad (6.6)$$

ROI sebelum pajak = 32,65%

ROI setelah pajak = 22,85%

6.4.7 Pay Out Time (POT)

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{(\text{Keuntungan Tahunan} + \text{Depresiasi})} \quad (6.7)$$

POT sebelum pajak = 2,34 tahun

POT setelah pajak = 3,04 tahun

6.4.8 Break Even Point (BEP)

$$BEP = \frac{(Fa + 0,3 Ra)}{(Sa - Va - 0,7 Ra)} \times 100\% \quad (6.8)$$

$$\text{BEP} = 48,68\%$$

6.4.9 Shut Down Point (SDP)

$$\text{SDP} = \frac{0,3Ra}{Sa-Va-0,7Ra} \times 100\% \quad (6.9)$$

$$\text{SDP} = 22,65\%$$

6.4.10 Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)

$$(FC + WC)(1 + i)^N = C \sum_{n=0}^{n=N-1} (1 + i)^n + WC + SV \quad (6.10)$$

$$\text{Umur pabrik} = 10 \text{ tahun}$$

$$\text{Fixed Capital Investment (FCI)} = \text{Rp } 238.439.440.634$$

$$\text{Working Capital (WC)} = \text{Rp } 104.648.761.862$$

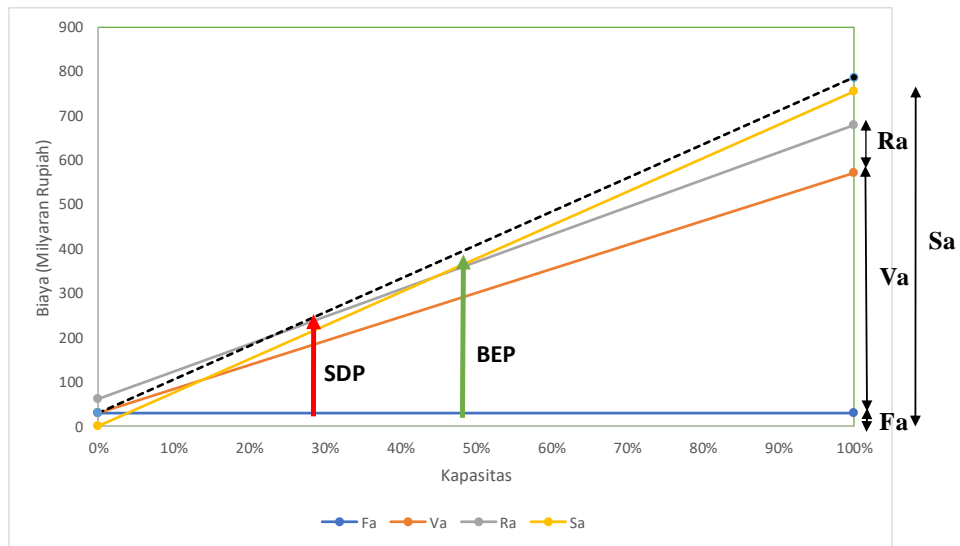
$$\text{Salvage Value (SV)} = \text{Rp } 23.843.944.063$$

$$\text{Cash Flow (C)} = \text{Rp } 85.196.546.351$$

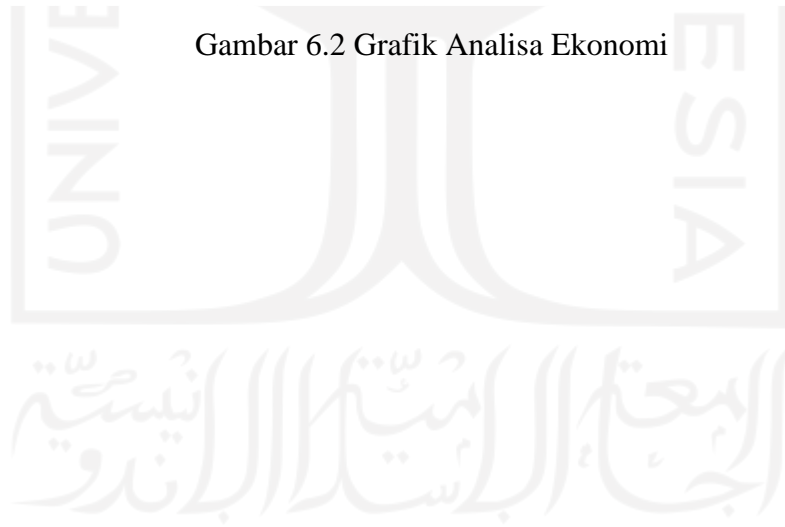
$$\text{DCFR} = 25,8\%$$

Tabel 6. 16 Kesimpulan Evaluasi Ekonomi

Kriteria	Terhitung	Syarat Low Risk	Keterangan
ROI	Sebelum pajak : 32,6% Setelah pajak : 22,9%	ROI Sebelum Pajak Low Risk : Min 11%	Sesuai
POT	Sebelum pajak : 2 th Setelah pajak : 3 th	POT Sebelum Pajak Low Risk : Max 5 th	Sesuai
BEP	44,7%	Berkisar 40 - 60%	Sesuai
SDP	22,6%	Berkisar 20 - 30%	Sesuai
DCFR	25,8%	> 1,5% Bunga Bank Minimum : 5,25%	Sesuai



Gambar 6.2 Grafik Analisa Ekonomi



BAB VII

KESIMPULAN DAN SARAN

7.1 Kesimpulan

Berdasarkan analisa pada perancangan pabrik margarin dari minyak kelapa sawit dengan kapasitas 27.000 ton/tahun, maka diperoleh beberapa kesimpulan sebagai berikut :

1. Pendirian pabrik margarin dari minyak kelapa sawit dengan kapasitas 27.000 ton/tahun bertujuan untuk memenuhi kebutuhan produksi margarin di Indonesia. Sehingga dapat mengurangi ketergantungan impor, menciptakan perluasan lapangan kerja di Indonesia serta menunjang pertumbuhan dalam meningkatkan ekonomi di Indonesia.
2. Margarin diproduksi dengan RBDPO pada suhu 70⁰C dan tekanan 10 atm dengan proses hidrogenasi gas *hydrogen* dengan bantuan katalis nikel pada *reactor* gelembung. Reaksi antara asam oleat dan gas *hydrogen* menghasilkan asam stearat dengan konversi 98%.
3. Pabrik didirikan di Kabupaten Siak Sengkemang, Koto Gasib, Siak Regency, Riau 28671 dengan pertimbangan letak yang dekat bahan baku, berada dikawasan *industry* minyak kelapa sawit yang banyak.
4. Berdasarkan analisis dalam evaluasi ekonomi pada pabrik margarin dari minyak kelapa sawit dengan kapasitas 27.000 ton/tahun didapatkan hasil sebagai berikut :

- Keuntungan sebelum pajak : Rp 54.947.175.962, -/tahun
- Keuntungan sesudah pajak : Rp 38.463.023.173, -/tahun
- *Return of Investment* sebelum pajak : 34,46%
- *Return of Investment* setelah pajak : 24,12%
- *Pay Out Time* sebelum pajak : 2,25 tahun
- *Pay Out Time* setelah pajak : 2,93 tahun

- *Break Even Point* : 48,20%
- *Shut Down Point* : 28,65%
- *Discounted Cash Flow Rate of Return* : 23,4%

5. Prarancangan pabrik margarin dari minyak kelapa sawit dengan kapasitas 27.000 ton/tahun ini tergantung sebagai pabrik dengan resiko rendah berdasarkan tinjauan proses, kondisi operasi, dan sifat – sifat bahan baku dan produk.
6. Berdasarkan analisis evaluasi ekonomi dan peninjauan proses, kondisi operasi dan sifat bahan baku dan produk, dapat disimpulkan bahwa pabrik margarin dari minyak kelapa sawit dengan kapasitas 27.000 ton/tahun layak untuk didirikan.

7.2 Saran

Dalam merencanakan suatu pabrik kimia perlu pemahaman terkait konsep dasar yang dapat meningkatkan kelayakan dalam pendirian suatu pabrik kimia, diantaranya sebagai berikut :

1. Optimasi dalam pemilihan alat proses dan bahan baku untuk mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh.
2. Perkembangan dalam pengolahan limbah hasil pabrik sehingga limbah yang dibuang ramah lingkungan.
3. Produk margarin dapat direalisasikan dalam memenuhi kebutuhan yang meningkat di Indonesia.

DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S and Newton, R.D. 1954. Chemical Engineering Cost Estimation. Mc GrawHill Book Co. Inc, New York
- Atkins, P.W.,1999. Kimia Fisika Jilid II, Erlangga,Jakarta.
- Badan Pusat Statistik. Data Ekspor Margarin Indonesia. 2021
- Branan, Carl. 2002. Rules Of Thumb for Chemical Engineers: Third Edition. Amsterdam: Gulf Professional Publishing an imprint of Elsevier Science.
- Brown, G.G. 1978. Unit Operation :14th ed. Modern Asia Edition. John Wiley and Sons. Inc, New York.
- Chang, W. 2015. Pengaruh Diferensiasi Produk, Citra Merek, dan Harga Terhadap Keputusan Pembelian Konsumen Handphone Nokia di Semarang. Semarang : Universitas Dian Nuswantoro.
- Christie J. Geankoplis. 1978. Transport Processes and Unit Operations. 3rd Edition. University of Minnesota. New Jersey.
- Coulson, J.J and Richardson, J.F. 1983. Chemical Equipment Design. John Wiley and Sons. Inc, New York.
- Darnoko dan Putboyo Guritno,1995. Pembuatan Briket Arang dari Limbah Padat Kelapa Sawit. Laporan Kegiatan Penelitian PPKS.
- Fogler, H.S., 1999. Elements of Chemical Reaction Engineering: 3rd edition. Prentice Hall PTR, New Jersey.
- Gael D. Ulrich. 1984. A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics. University of New Hampshire. New York.
- Gunstone, F.D. and Norris, F.P. 1983. Lipids in Foods. Pergamon Press, Elmsford.
- Harold McGee. 2004. On Food and Cooking: The science and Lore of The Kitchen.
- Hill, J.W., & Petrucci,R.H., 2002. General Chemistry: An Integrated Approach. 3rd Edition, New Jersey: Prentice Hall,Inc.
- Kemenperin, 2014. Laporan Kinerja Kementerian Perindustrian Tahun 2014.
- Kern, D.Q., 1950. Process Heat Transfer. McGraw-Hill Companies, Inc., New York. .

- Ketaren S. Pengantar Teknologi Minyak dan Lemak Pangan. Jakarta: UI Press; 1986.
- Ketaren, S. 2005. Minyak dan Lemak Pangan. Jakarta: Ui Press. Page 2(44).
- Mc Cabe, W.L, Smith, J.C, and Harriot, P,. 1985. Unit Operation of Chemical Engineering 4th ed.
- O.brien, M. 2009. Fathers, Parental Leave Policies and Infant Quality of Life: Internasional Perspectives and Policy Impact' The ANNALS of The American Academy of Political and Social Science. Vol. 624: 190-213.
- Perry's Chemical Engineers' Handbook. McGraw-Hill Book Company, New York.
- Peters, M.S and Timmerhouse, K.D., and West., R.E,. 2004. Plant Design and Economic's for Chemical engineering's 5th ed. Mc GrawHill Book Co. Ltd., New York.
- Silalahi, J. 1999. Modification of Ftas and Oils. Media Farmasi. 7(1): 1-16.
- SNI. 1994. Metode Pengambilan dan Pengukuran contoh timbulan komposisi sampah perkotaan.
- Swern, D. 1982. Bailey's Industrial Oil and Fat Product. 4th Edition, Vol. 2, Wiley-Interscience, Hoboken.
- Syukri. 1999. Kimia Dasar 2. ITB : Bandung
- Treyball, R.E,. 1979. Mass Transfer Operation's 3rd ed. Mc GrawHill Book. Kogakusha, Tokyo.
- Wahyuni, A.M. dan Made, A. 1998. Teknologi Pengolahan Pangan Hewani Tepat Guna. Akademika. Jakarta
- Walas, S.M,. 1988. Chemical Process Equipment Selection and Design. Butterworth, United State of America.
- Willis, W.M., R.W. Lencki, dan A.G Marangoni. 1998. Lipid Modification Strategis in The Production of Nutritionally Functional Fats and Oil. Critical Reviews in Food Science and Nutrition. 38(8) : 638 – 274
- Yaws, C.L,. 1999. Chemical Properties Handbook. McGraw-Hill Companies, Inc., New York.

- Young, E.H., and Brownell, L.E., 1959. Process Equipment Design: Vessel Design. McGraw-Hill Companies, Inc., New York.
- Yulianti E, Rahayu T, Mercuriani IS. Potensi Ekstrak Sirih Merah (*Piper Croctum ruiz* & pav.) sebagai Anti Kanker. *Jurnal Penelitian dan Pengembangan Pemerintah Provinsi DIY*. 2015;II(2):34
- Zaeromali M, Maghsoudlou Y, Aryaey P. 2014. The Change of Table Margarine Characterization during Storage Time. *European Journal of Experimental Biology*. 4(3) : 185 – 187.
- Zhang, Y.-C., W.B. Rossow, A.A. Lacis, V. Oinas, and M.I. Mishchenko, 2004: Calculation of radiative fluxes from the surface to top of atmosphere based on ISCCP and other global data sets: Refinements of the radiative transfer model and the input data. *J. Geophys. Res.*, 109.



LAMPIRAN A

LAMPIRAN REAKTOR

Fungsi	: Mereaksikan minyak RBDPO (<i>Refinery Bleached Deodorized Palm Oil</i>) dan gas <i>hydrogen</i> dengan katalis nikel.
Jenis/Type	: <i>Bubble Column Reactor</i>
Kondisi Operasi	:
Tekanan, atm	: 10
Temperatur, °C	: 70
Reaksi	: Eksotermis
Tujuan Perancangan	: A. Menentukan Jenis Reaktor B. Menghitung Neraca Massa C. Perancangan Reaktor

A. Alasan Pemilihan Reaktor

1. Reaktor gelembung cocok untuk reaksi gas-cair, dengan jumlah gas yang relatif sedikit direaksikan dengan cairan yang jumlahnya besar.
2. Relatif lebih murah, perawatan dan pengoperasiannya lebih mudah.
3. Di dalam reaktor gelembung, aliran gas dianggap *plug flow*, tetapi cairan teraduk sempurna oleh aliran gelembung gas yang naik ke atas, sehingga suhu cairan didalam reaktor selalu serba sama (*mixed flow*).

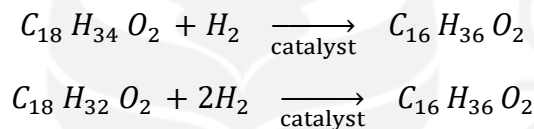
(Perry's, 23 – 49, 1999)

B. Neraca Massa

Tabel 1. Neraca Massa di Reaktor

Komponen	Massa Input (kg/jam)		Massa Output (kg/jam)	
	Arus 1	Arus 3	Arus 4	Arus 5
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	307,844			6,157
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	1131,067			22,621
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	138,771			1561,053
H ₂		60,362	48,212	
Total	1638,043		1638,043	

Reaksi yang terjadi di dalam reaktor



C. Perancangan Reaktor

1. Menentukan Sifat Fisis Umpan

a. Menghitung Umpan Cairan

$$T = 70 \text{ }^\circ\text{C} = 343,15 \text{ K}$$

$$P = 10 \text{ atm} = 10,133 \text{ bar} = 146,959 \text{ psi}$$

Tabel 2. Umpan Cairan

Komponen	kg/jam	wi	kmol/jam	xi
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	307,844	0,195	1,097	0,196
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	1131,067	0,717	4,004	0,716
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	138,771	0,088	0,488	0,087
Total	1577,681	1	5,589	1

b. Menghitung Densitas Cairan

$$\rho = A * B^{-\left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n}$$

Keterangan :

A,B : Konstanta (Yaws, 1999)
 T : Temperatur Umpan, 343,15 K
 Tc : Suhu Kritis (Yaws, 1999)

$$\begin{aligned} \rho \text{ cairan} &= 861,046 \quad \text{kg/m}^3 \\ &= 53,753 \quad \text{lb/ft}^3 \end{aligned}$$

c. Menghitung Berat Molekul Cairan

$$BM \text{ campuran} = \sum (BM_i \cdot x_i)$$

Keterangan :

BM_i : Berat Molekul Komponen i
 x_i : Fraksi Mol Komponen i

Tabel 3. Berat Molekul Cairan

Komponen	BM	x _i	BM*x _i
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	280,5	0,196	55,080
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	282,5	0,716	202,373
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	284,5	0,087	24,829
Total		1,000	282,282

$$BM \text{ cairan} = 282,282 \quad \text{kg/kmol}$$

d. Menghitung Viskositas Cairan

$$\log \mu = A + \frac{B}{T} + CT + DT^2$$

Keterangan :

- A,B,C,D : Konstanta (Yaws, 1999)
 T : Temperatur Umpan, 343,15 K
 μ_{cair} : Viskositas komponen cair, kg/m.s

Tabel 4. Viskositas Cair

Komponen	xi	μ cair cP	xi* μ cair cP
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	0,196	10,060	1,975
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	0,716	8,065	5,777
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	0,087	10,105	0,882
Total	1,000	28,231	8,635

$$\begin{aligned} \mu \text{ cair} &= 8,635 \text{ cP} \\ &= 0,009 \text{ kg/m.s} \end{aligned}$$

e. *Surface Tension* (σ)

$$\sigma = A \left(1 - \frac{T}{T_c} \right)^n$$

Keterangan :

- A : Konstanta (Yaws, 1999)
 T : Temperatur Umpan, 343,15 K
 T_c : Suhu Kritis (Yaws, 1999)
 n : Koefisien regresi untuk senyawa kimia (Yaws,1999)

Tabel 5. Surface Tension

Komponen	A	T _c	n	σ
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	59,492	775	1,223	29,106

$C_{18}H_{34}O_2$	53,290	781	1,039	29,216
$C_{18}H_{36}O_2$	53,650	799	1,147	28,185
Total				86,507

$$\begin{aligned} \sigma_c &= 86,507 \text{ dyne/cm} \\ &= 0,087 \text{ kg/s}^2 \end{aligned}$$

2. Feed Gas

a. Menghitung Densitas Gas

$$\rho_{gas} = \frac{BM_g \cdot P}{R \cdot T \cdot Z}$$

Keterangan :

BMg	: Berat Komponen gas H ₂ , g/mol	= 2
P	: Tekanan Umpan, atm	= 10
R	: Konstanta Gas Ideal, atm.m ³ /mol.K	= 0,08206
T	: Temperatur Umpan, K	= 343,15
Z	: Koefisien Virial	= 1,0032

$$\begin{aligned} \rho_{gas} &= 0,708 \text{ kg/m}^3 \\ &= 0,044 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

b. Menghitung Viskositas Gas

$$\mu = A + BT + CT^2$$

Keterangan :

A,B,C	: Konstanta (Yaws, 1999)
T	: Temperatur Umpan, 343,15 K
μ_{gas}	: Viskositas komponen gas, kg/m.s
μ_{gas}	= 96,644 micropoise
	= 9.66E-05 cP

$$= 9.66E-08 \text{ kg/m.s}$$

3. Penentuan Parameter Konversi

a. Menghitung Kecepatan Laju Reaksi

$$X_A = \text{Konversi} = 98\% \quad (\text{Perry, 1999})$$

Reaksi 1

	$C_{18}H_{34}O_2$	+	H_2	$\xrightarrow{\text{catalyst}}$	$C_{16}H_{36}O_2$
	A		B		C
Stoikiometri	1		1		1
Mula-mula	4,004		30,181		0
Bereaksi	3,924		3,924		3,924
Sisa	0,080		26,257		3,924

Komposisi reaktan dihitung menggunakan persamaan :

$$C_x = \frac{N_x}{N_T} \times \frac{P}{R \cdot T}$$

(Fogler, 1999)

Keterangan :

C_x : Komposisi reaktan

N_x : Mol Reaktan, kmol/jam

N_T : Mol total, kmol/jam = 34,185

P : Tekanan Umpan, atm = 10

T : Temperatur Umpan, K = 343,15

R : Konstanta Gas Ideal, atm.m³/mol.K = 0,08206

Konsentrasi $C_{18}H_{32}O_2$

- $C_{AO} = 0,042 \text{ kmol/m}^3$
- $C_A = C_{AO} (1 - X_A)$
- $C_A = 0,001 \text{ kmol/m}^3$

Konsentrasi H₂

- C_{BO} = 0,314 kmol/m³
- C_{BO} = C_{BO} - (C_{AO}·X_A)
C_B = 0,273 kmol/m³

Reaksi orde 1, dimana persamaan laju reaksinya adalah

$$-r_A = k \cdot C_A$$

Keterangan :

-r_A : Laju reaksi, kmol/m³.jam

k : Konstanta laju reaksi, m³/kmol.jam = 0,147
(Marcin, Jurnal 2016)

C_i : Konsetrasi masing-masing komponen, kmol/m³

$$(-r_A) = 0,0001 \quad \text{kmol/m}^3.\text{jam}$$

- b. Waktu Tinggal di Reaktor
Reaksi Kimia Pengontrol

$$\frac{dC_A}{dt} = -k \cdot C_A \cdot C_B$$

$$\frac{dC_A}{dt} = -\frac{k \cdot P}{HA} \cdot C_A$$

$$\int_{C_{A0}}^{C_A} (dC_A/C_A) = -\frac{k \cdot P}{HA} \int_0^t dt$$

Diperoleh persamaan :

$$C_A = C_{A0} * \exp\left(\frac{-k \cdot P}{HA \cdot t}\right)$$

Keterangan :

k : Konstanta laju reaksi, m³/kmol.jam = 0,147

P : Tekanan Umpan, atm = 10

C_{AO} : Konsetrasi komponen C₁₈H₃₂O₂, kmol/m³= 0,001

H_A : Koefisien Henry, atm.m³/kmol = 1300
 (gas dalam air pada suhu 298.15 K)

τ : Waktu tinggal, menit

$$X_A \rightarrow C_A = 0,02 C_{A0}$$

Tabel 6. Waktu Tinggal Reaktor

τ (menit)	C_A , gmol/L
0	0.051
40	0.048
80	0.046
120	0.044
160	0.042
200	0.040
240	0.039
280	0.037
320	0.035
360	0.034
400	0.032
440	0.031
480	0.029
520	0.028
560	0.027
600	0.026
640	0.025
680	0.023
720	0.022
760	0.021
800	0.021
840	0.020

Maka didapatkan τ (waktu tinggal) = 840 menit = 14 jam

c. Kecepatan Laju Volumetrik

$$Q_v = \frac{m}{\rho}$$

Keterangan :

m : Massa umpan masuk reaktor, kg/jam

ρ : Densitas komponen, kg/m³

Q_v : Kecepatan laju volumetrik, L/jam

Tabel 7. Kecepatan Laju Volumetri Cair

Komponen	m (kg/jam)	ρ (kg/ m ³)	Q_v (m ³ /jam)
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	307,844	871,392	353,278
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	1131,067	859,756	1315,567
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	138,771	848,356	163,576

$$\begin{aligned} Q_{vl} \text{ (Fasa Cair)} &= 1,832 \quad \text{m}^3/\text{jam} \\ &= 1832,421 \quad \text{L/jam} \\ &= 5,09\text{E-}04 \quad \text{m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Tabel 8. Kecepatan Laju Volumetri Gas

Komponen	m (kg/jam)	ρ (kg/ m ³)	Q_v (m ³ /jam)
H ₂	60,362	0,708	85,254

$$\begin{aligned} Q_{vg} \text{ (Fasa Cair)} &= 85,254 \quad \text{m}^3/\text{jam} \\ &= 85254,401 \quad \text{L/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 0,024 \quad \text{m}^3/\text{jam} \\
 Q_v \text{ total} &= Q_{vl} + Q_{vg} \\
 &= 87,087 \quad \text{m}^3/\text{jam} \\
 &= 87086,822 \quad \text{L}/\text{jam}
 \end{aligned}$$

d. Volume Cair dan Gas

$$V = F_V \cdot \tau$$

$$\begin{aligned}
 V \text{ cair} &= 25,603 \quad \text{m}^3 = 25653,898 \quad \text{L} \\
 V \text{ gas} &= 2,992 \quad \text{m}^3 = 1193561,6 \quad \text{L}
 \end{aligned}$$

4. Paramenter Design Reaktor Gelembung

a. Diffusitas Gas dalam Cairan

Proses difusi terjadi didalam fasa cair. Persamaan yang digunakan adalah Wilke-Chang method.

$$D_{BL} = \frac{1.173 \times 10^{-13} (\phi BM)^{\frac{1}{2}} (T)}{\mu_L \cdot V_B^{0.6}}$$

(Coulson 1983, vol 6 : 333)

Keterangan :

D_{BL} : Difusivitas H_2 dalam Pelarut, m^2/s

ϕ : Faktor disosiasi pelarut = 1

BM : Berat molekul campuran cairan, $kg/kmol$ = 282,282

T : Suhu reaktor, K = 343,15

μ : Viskositas cairan, $kg/m.s$ = 0,009

V_B : Volume molal H_2 pada titik didihnya, $m^3/kmol$ = 0,0143

(Tabel 8.6 Coulson 1983, vol 6 : 334)

$D_{BL} = 1,00E-06 \text{ m}^2/s$

b. Mencari diameter gelembung (dbo)

$$d_b = \left[\frac{6 \cdot d_o \cdot \sigma}{g(\rho_L - \rho_G)} \right]^{1/3}$$

Keterangan :

d_b	: Diameter gelembung, m	
d_o	: Diameter orifice, m = 0,0015 m = 0,15 cm = 1,5 mm	
	0,004 < D < 0,95 cm (Perry, 1999)	
σ_L	: Tegangan muka cairan, kg/s ²	= 0,087 kg/s ²
g	: Percepatan gravitasi, m/s ²	= 9,807 m/s ²
ρ_L	: Densitas cairan, kg/m ³	= 861,046 kg/m ³
ρ_g	: Densitas gas, kg/m ³	= 0,708 kg/m ³

Maka diameter gelembung :

$$d_b = 0,005 \text{ m} = 0,452 \text{ cm} = 4,519 \text{ mm}$$

c. Koefisien transfer massa H₂ di fasa cair (K_{BL})

Untuk $d_b \geq 2$ mm, persamaan yang digunakan untuk menghitung K_{BL} adalah sebagai berikut :

$$K_{BL} = 0.42 \times \left(\frac{g \cdot \mu_c}{\rho_c} \right)^{\frac{1}{3}} \times \left(\frac{D_{BL} \cdot \rho_c}{\mu_c} \right)^{\frac{1}{2}}$$

$$K_{BL} = 6,127E-03 \text{ m/s}$$

d. Menentukan *hold up* gas

$$\varepsilon_g = \frac{V_g}{V_g + V_c}$$

$$\varepsilon_g = 0,979$$

e. Luas permukaan spesifik (*interfacial area*)

$$a_v = \frac{6 \cdot \varepsilon_g}{d_b}$$

(Froment, 1979)

$$a_v = 27,938 \text{ m}^{-1}$$

5. Perancangan Reaktor *Bubble*

a. Menentukan Diameter dan Tinggi Reaktor

$$\text{Volume liquid} = 25,654 \text{ m}^3$$

Dirancang untuk tingkat keamanan desain reaktor = 20% (sebagai over desain) menjadi 120 %

$$\text{Volume desain reaktor} = 30,785 \text{ m}^3$$

Tinggi reaktor $D/H \rightarrow 1 : 1,2$

Diketahui :

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

$$V_r = \frac{\pi}{4} D r^2 \cdot 1,2 \cdot D r$$

$$D r = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V_r}{1,2 \cdot \pi}}$$

$$D r^3 = 32,680 \text{ m}^3$$

$$D r = 3,197 \text{ m} = 125,872 \text{ in}$$

$$H r = 1,2 D$$

$$H r = 3,837 \text{ m} = 151,046 \text{ in}$$

b. Luas Penampang Reaktor

$$A = \frac{\pi}{4} D^2$$

$$A = 8,024 \text{ m}^2$$

c. Kecepatan Superfacial Velocity gas (U_{sg})

$$U_{sg} = \frac{Fvg}{A}$$

(Froment, 1979)

$$U_{sg} = 10,625 \text{ m/jam} = 0,003 \text{ m/s}$$

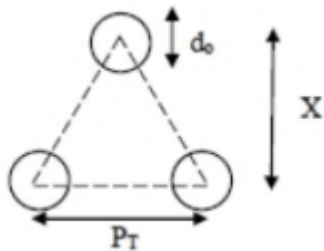
6. Perancangan *Perforated Plate*

Spesifikasi *orifice*

Digunakan *perforated plate* dengan susunan *triangular pitch* dengan pertimbangan :

- Jumlah lubang tiap satuan lebih besar daripada susunan square pitch
- Ukuran reaktor menjadi lebih kecil dan turbulensi lebih terjamin

Susunan *orifice*



Keterangan :

P_r : Pitch

d_o : Diameter *orifice*

a. Terminal Velocity Gelembung (U_t)

Kecepatan *velocity* gelembung

$$U_t = \sqrt{\frac{2 \cdot \sigma}{d_b \cdot \rho_L}} + \sqrt{\frac{g \cdot d_b}{2}}$$

(Treyball, 1980 : 142)

$$U_t = 0,360 \text{ m/s}$$

b. Laju alir tiap *orifice* (Q_{go})

Kecepatan gas di *orifice*

$$Q_{go} = \left(\frac{d_b^3 \cdot \pi \cdot g^{\frac{3}{5}}}{(6)(1.378)} \right)^{\frac{5}{6}}$$

(Perry's, 1999 : 14-71)

$$Q_{go} = 1,918E-06 \text{ m/s}$$

c. Luas *Orifice* (A_o)

$$A_o = \frac{\pi}{4} \cdot d_o^2$$

$$A_o = 0,018 \text{ cm}^2 = 1,77E-06 \text{ m}^2$$

d. Jumlah *Orifice* (N_o)

$$N_o = \frac{Q v_g}{Q_{go}}$$

$$N_o = 12344,13$$

e. Jarak antara pusat lubang *orifice* (Pt)

$$Pt = 1,25 \times d_o$$

(Coulson 1983, vol 6 : 649)

$$Pt = 0,0019 \text{ m}$$

f. Luas plate diperlukan tiap lubang (A_n)

$$A_n = \frac{1}{2} \sqrt{3} Pt^2$$

$$A_n = 3,045E-06 \text{ m}^2$$

g. Luas *Sparger* (A_{sp})

$$A_{sp} = N_o \times A_n$$

$$A_{sp} = 3,758E-02 \text{ m}^2$$

h. Jumlah gelembung gas dalam reaktor (nb)

$$nb = \frac{av}{\pi \cdot d_b^2}$$

$$nb = 435704 \text{ gelembung}$$

7. Penurunan Tekanan (*Pressure Drop*)

a. *Dry Pressure Drop*

Dry pressure drop merupakan *pressure drop* aliran gas akibat friksi di dalam *hole (orifice)*. Dimana *hole* dianggap sebagai tabung pendek dengan tebal plate sama dengan tinggi tabung (Treyball, 1981, hal 171).

$$h_D = \frac{V_o \cdot \rho_g}{2 \cdot g \cdot \rho_L} \cdot C_o \left[0.4 \left(1.25 - \frac{A_o}{A_n} \right) + \frac{4 \cdot L \cdot f}{d_o} + \left(1 - \frac{A_o}{A_n} \right)^2 \right]$$

Keterangan :

h_D : *Dry pressure drop*

V_o : kecepatan linier gas lewat *hole*, m/s = 1,086

d_o : diameter *hole*, m = 0,0015

L : Tebal *plate*, m = 0,0000975

Tebal *plate* dari Treyball, tabel 6.2, hal 169 : Untuk bahan *Stainless Steel dan Carbon Steel*.

C_o : Koefisien *Orifice* = 215,873

A_o : Luas *Orifice*, m² = 1,766E-06

A_n : Luas *Perforates Plate*, m² = 3,045-06

Re : Bilangan Reynold gas lewat *hole* = 11936,123

f : factor friksi *Fanning* = 0,058

$$h_D = 0,2 \text{ m}$$

b. *Hydraulic Head*

Pressure drop akibat gaya hidrostatis cairan dalam reaktor (Trebala, 1981 hal 172)

$$H_L = \text{tinggi cairan} = \frac{V \text{ cairan}}{\frac{1}{4}\pi D^2}$$

$$h_L = 3,197 \text{ m}$$

c. *Residual gas Pressure Drop*

Pressure drop akibat pembentukan gelembung gas.

$$h_R = \frac{6 \cdot \sigma_L}{\rho_L \cdot d_o \cdot g}$$

$$h_R = 0,008 \text{ m}$$

*) *Total pressure drop* (ΔP_t)

$$h_G = h_D + h_L + h_R$$

$$h_G = 3,290 \text{ m}$$

Maka,

$$\Delta P_t = h_G \cdot \rho_L \cdot g$$

$$\Delta P_t = 0,274 \text{ atm}$$

8. Dimensi Reaktor

Kondisi operasi

$$T \text{ operasi} = 70^\circ\text{C} = 343,15 \text{ K}$$

$$P \text{ operasi} = 10 \text{ atm} = 146,959 \text{ Psi}$$

$$\text{Over desain} = 20\%$$

$$P \text{ desain} = 176,351 \text{ Psi}$$

$$\text{Spesifikasi : Tensile strength} = 7500 \text{ psi}$$

$$\text{Allowable stress (f)} = 18750 \text{ psi}$$

$$\text{Corrosion allowance} = 0,125 \text{ in}$$

(Tabel 13.1 Brownell, 1959)

a. Tebal *shell*

$$t_s = \frac{P_d \cdot r_i}{f \cdot E - 0.6 \cdot P_d} + c$$

Keterangan :

t_s	:	Tebal <i>shell</i> , in	
P_d	:	Tekanan desain, psi	= 176,351
r_i	:	Jari-jari dalam reaktor, in	= 62,936
f	:	<i>Allowable stress</i> , psi	= 18750
c	:	<i>Corrosion allowance</i> , in	= 0,125
E	:	<i>Single welded butt joint</i>	= 85%

$$t_s = 1,167 \text{ in}$$

dipilih tebal *shell* standar adalah 0,625 in = 0,032 m

(Tabel 5.6 Brownell, 1959)

Outside diameter

$$OD_{shell} = ID_{shell} + 2t_s$$

$$\begin{aligned} t_s &= 128,372 \text{ in} \\ &= 3,261 \text{ m} \\ &= 3260,639 \text{ mm} \end{aligned}$$

b. Tinggi *shell*

$$\text{Tinggi reaktor} = 3,837 \text{ m} = 151,046 \text{ in}$$

$$\text{Diameter reaktor} = 3,197 \text{ m} = 125,872 \text{ in}$$

$$\text{Volume Reaktor} = 28,594 \text{ m}^3$$

$$\text{Over desain} = 20\%$$

$$\begin{aligned} \text{Volume desain} &= (1 + 0,2)V_r \\ &= 30,785 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume reaktor} = \text{Volume shell} + 2 \text{ Volume Head}$$

$$30,785 \text{ m}^3 = (1/4 \times \pi \times ID^2 \times H) + (0,000049 \times ID^3)$$

$$H = \frac{Vt - 2 \times 0,000049 \times ID^3}{0,25 \times \pi \times ID^2}$$

$$H = 3,836 \text{ m}$$

c. Tebal *head* untuk *flanged & dished head*

$$t_h = \frac{P_d \cdot r \cdot v}{2 \cdot f \cdot E - 0.2 P_d} + c$$

Keterangan :

t_h	: Tebal head, in	
P_d	: Tekanan desain, psi	= 176,351
D_i	: <i>Inside diameter reactor</i> , in	= 125,872
f	: <i>Allowable stress</i> , psi	= 12650
c	: <i>Corrosion allowance</i> , in	= 0,125
E	: <i>Welded joint efficiency</i>	= 0,85 (<i>single welded</i>)
a	: Jari-jari dalam, in = $D/2$	= 62,936
b	: kedalaman dish, in = $a/2$	= 31,468
k	: a/b	= 2
v	: $(1/6)(2+k^2)$	= 1

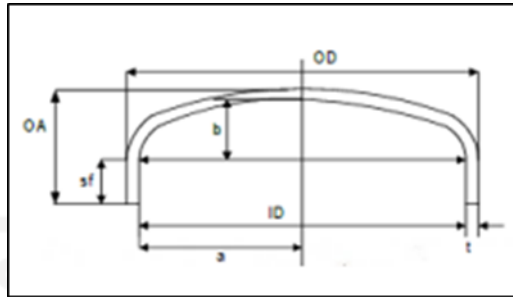
$$t_h = 0,642 \text{ in}$$

Dipakai tebal *head* standar adalah 0,75 in = 0,0191 m

d. Tinggi reaktor total

Dari tabel 5.11 Brownell & Young, $t_h = 0,375$ in diperoleh $sf = 2 - 3$ in

Dipilih $sf = 3$ in



Diketahui :

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 3,261 \text{ m} \\ \text{ID} &= 3,197 \text{ m} \\ t_s &= 0,0191 \text{ m} = 0,75 \text{ in} \end{aligned}$$

didapat (Tabel 5.7 Brownell, 1959)

$$\begin{aligned} i_c r &= 8 \text{ in} \\ r &= 120 \text{ in} \\ a &= 62,936 \text{ in} = 1,599 \text{ m} \\ \text{AB} &= 54,936 \text{ in} = 1,395 \text{ m} \\ \text{BC} &= 112,00 \text{ in} = 2,845 \text{ m} \\ b &= 22,398 \text{ in} = 0,569 \text{ m} \\ \text{OA} &= t_h + s_f + b \\ &= 30,948 \text{ in} = 0,786 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi reaktor} = \text{Tinggi shell} + 2 * \text{tinggi head}$$

$$= 5,114 \text{ m}$$

$$= 201,327 \text{ in}$$

$$= 16,771 \text{ ft}$$

e. Volume head

Volume head to straight flange (V_h)

$$V_h = (0.000049 \times ID^3)$$

$$V_h = 0,002 \text{ m}^3$$

Volume sf

$$V_{sf} = \frac{\pi}{4} \cdot D r^2 \cdot S f$$

$$V_{sf} = 0,408 \text{ m}^3$$

Volume sebuah *head* = $V_h + V_{sf}$

$$V_{sf} = 0,409 \text{ m}^3$$

9. Perancangan Pendingin

a. Kebutuhan air pendingin

Jumlah panas yang diserap berdasarkan perhitungan neraca panas

Beban panas

$$\begin{aligned} \text{Dimana } Q \text{ yang harus diserap} &= 297748,137 \text{ kJ/jam} \\ &= 282265,234 \text{ Btu/jam} \end{aligned}$$

Kondisi Operasi

$$\text{Suhu} = 70 \text{ }^\circ\text{C} = 343,15 \text{ K} = 158 \text{ }^\circ\text{F}$$

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

Pendingin yang digunakan adalah air untuk menjaga suhu reaksi tidak lebih dari 40°C.

$$\text{Suhu air masuk } t_1 = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K} = 158 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu air masuk } t_2 = 40 \text{ }^\circ\text{C} = 313,15 \text{ K} = 86 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$T_{avg} = 35 \text{ }^\circ\text{C} = 308,15 \text{ K} = 104 \text{ }^\circ\text{F}$$

Komponen	A	B	C	D
H ₂ O	92,053	-3,9953E-02	-2,1103E-04	5,3469E-07

$$C_p \text{ air} = 75,348 \text{ kJ/kmol.K}$$

$$= 4,186 \quad \text{kJ/kg.K}$$

$$= 1,000 \quad \text{Btu/lbm.}^\circ\text{F}$$

Jumlah air yang dibutuhkan

$$M_{air} = \frac{Q}{Cp \cdot (t_2 - t_1)}$$

$$= 7112,923 \quad \text{kg/jam}$$

$$= 7,113 \quad \text{m}^3/\text{jam}$$

$$= 1,977 \quad \text{kg/s}$$

b. Debit Air Pendingin (Kecepatan volumetrik air pendingin)

Komponen	A	B	C	D
H ₂ O	0,347	0,274	0,286	647,13

$$\rho_{air} = 1018,271 \quad \text{m}^3/\text{jam}$$

$$Q_{air} = \frac{M_{air}}{\rho_{air}}$$

$$= 6,985 \quad \text{m}^3/\text{jam}$$

$$= 0,002 \quad \text{m}^3/\text{s}$$

c. ΔT Log Mean Temperature Difference (ΔT_{LMTD})

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T - t_2) - (T - t_1)}{\ln\left(\frac{T - t_1}{T - t_2}\right)}$$

$$\Delta T_{LMTD} = 34,761 \quad \text{K}$$

$$= 62,569 \quad ^\circ\text{F}$$

d. Overall heat transfer coefficient (Ud)

Hot fluid = Light organics

Cold fluid = *Water*

Ud range 75-100 Btu/jam.ft².F (Table 8. Page 840 Kern, 1950), maka dipilih

Ud = 100 Btu/jam.ft².°F

e. Luas transfer panas yang dibutuhkan (A)

$$A = \frac{Q}{Ud \cdot \Delta T_{LMTD}}$$
$$A = 45,113 \text{ ft}^2$$
$$A = 4,191 \text{ m}^2$$

f. Luas permukaan selimut reaktor (As)

$$As = (\pi \times Hr \times OD)$$
$$As = 52,356 \text{ m}^2$$

Karena luas transfer panas < luas permukaan selimut, maka dipilih jaket pendingin

g. Diameter dalam jaket

$$\text{Diameter dalam jaket (D}_1\text{)} = OD + (2 \times \text{jarak jaket})$$
$$= 3,515 \text{ m}$$
$$= 138,372 \text{ in}$$

$$\text{Diameter luar jaket (D}_2\text{)} = D_1 + (2 \times \text{jarak jaket})$$
$$= 3,769 \text{ m}$$
$$= 148,372 \text{ in}$$

i. Luas yang dilalui air pendingin (A)

$$A = \frac{\pi}{4}(D_2^2 - D_1^2)$$

$$\begin{aligned} A &= 2250,937 \text{ in}^2 \\ &= 1,452 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

j. Kecepatan air pendingin (v)

$$v = \frac{Q}{A}$$

$$v = 4,810 \text{ m/jam}$$

k. Tinggi jaket pendingin

$$H = H_s = 3,836 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan hidrostatik} &= \rho \times g \times h \\ &= 37619,929 \text{ kg/m.s}^2 \\ &= 5,456 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\text{Tekanan operasi} = 20,152 \text{ psi}$$

$$\text{Tekanan desain} = 24,183 \text{ psi}$$

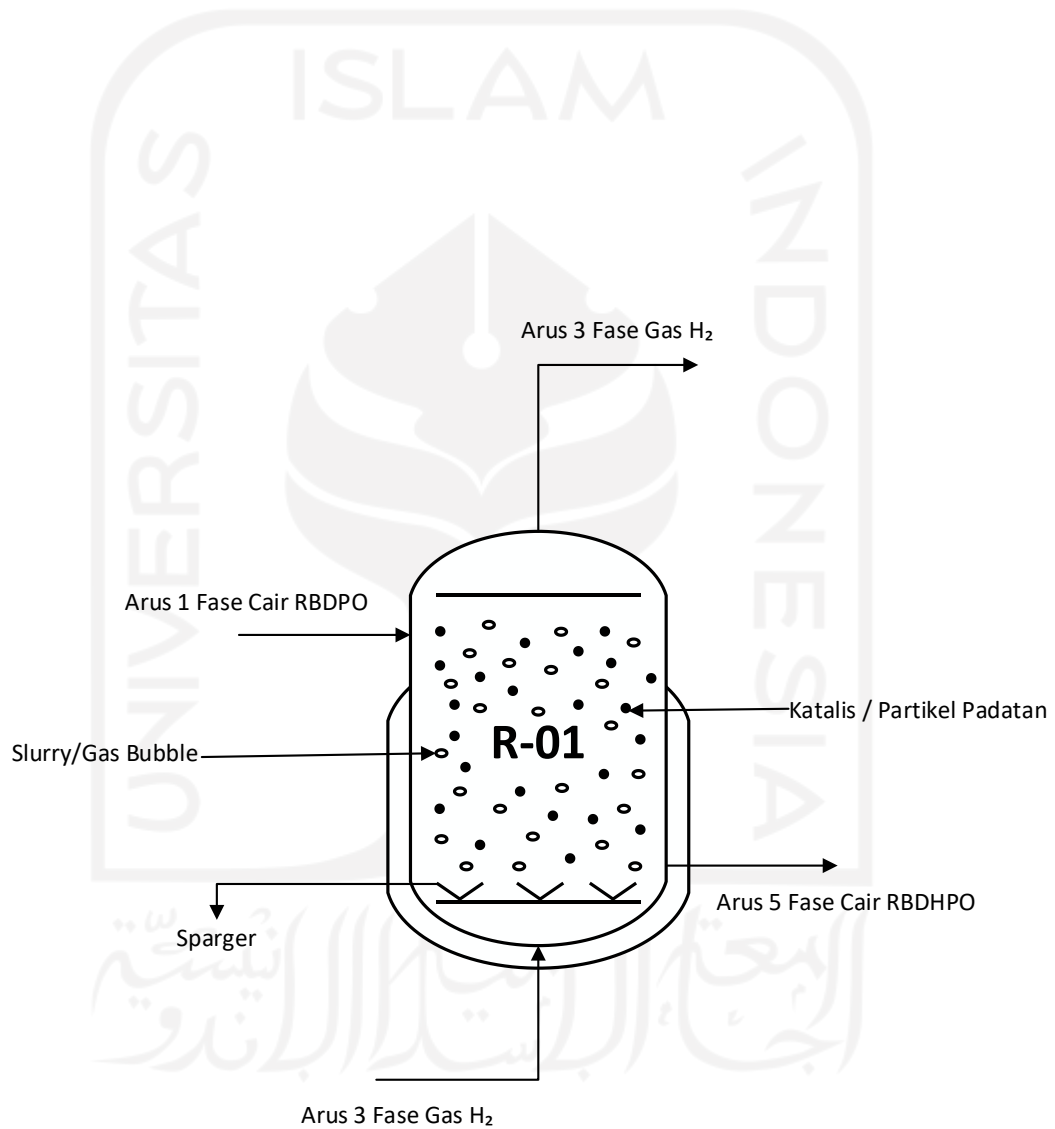
l. Tebal jaket pendingin

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0.6 \cdot P_d} + c$$

Keterangan :

t_s	: Tebal <i>shell</i> , in	
P_d	: Tekanan desain, psi	= 24,183
r_i	: Jari-jari dalam reaktor, in	= 62,936
f	: <i>Allowable stress</i> , psi	= 12650
c	: <i>Corrosion allowance</i> , in	= 0,125
E	: <i>Single welded butt joint</i>	= 85%

$t_s = 0,267 \text{ m/jam}$
dipilih tebal jaket standar adalah 0,316 in



Gambar 1.1 Reaktor Gelembung

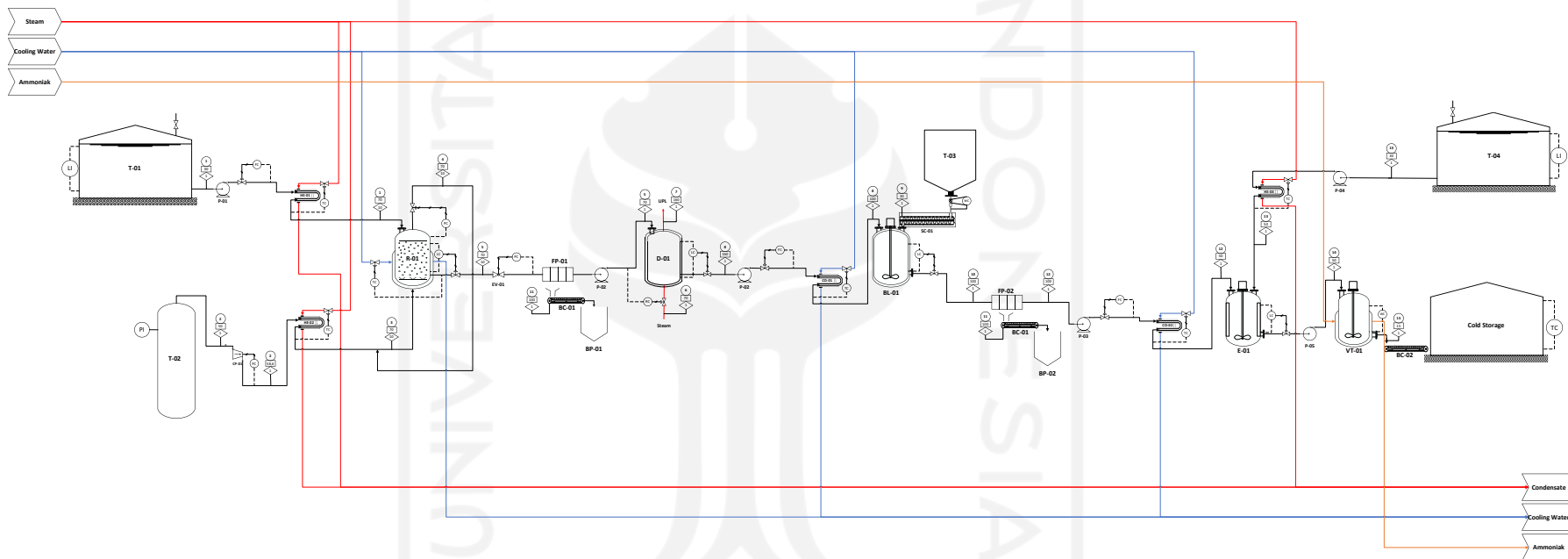


LAMPIRAN B

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM

PRARANCANGAN PABRIK MARGARIN DARI MINYAK KELAPA SAWIT

KAPASITAS PRODUKSI : 27.000 TON / TAHUN



Komponen	Nomor Arus (Kg/jam)																		KETERANGAN	
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18		
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	1172,934					1172,934			2,346	1170,588			1170,588			1170,588	1170,588		T	Tangki
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	307,844					6,157	1172,934		0,012	6,145			6,145			6,145	6,145		C	Compresor
C ₁₈ H ₃₈ O ₂	1131,067					22,621	22,621		0,045	22,576			22,576			22,576	22,576		R	Reaktor
C ₁₈ H ₄₀ O ₂	138,771					1561,053	1561,053		3,122	1557,931			1557,931			1557,931	1557,931		E, V	Expansion Valve
H ₂		12,150	60,362		48,212														D	Deodorizer
Ni				0,550		0,550	0,550												BL	Bleaching
Steam								138,138	138,138										SC	Screw Conveyor
Karbon Aktif											1,171		1,171	1,171					FP	Filter Press
Lechitin																			BC	Belt Conveyor
Vitamin A																			E	Emulsifikator
Beta Caroten																			VT	Votator
Skim Milk																			CL	Cooler
NaCl																			HE	Heat Exchanger
Natrium Benzoat																			BE	Bucket Elevator
H ₂ O																			P	Pompa
Total	2750,616	12,150	60,362	0,550	48,212	2763,315	0,550	2762,765	138,138	143,664	2757,240	1,171	2758,410	1,171	2757,240	651,851	3409,091	3409,091		



JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRARANCANGAN PABRIK MARGARIN DARI MINYAK SAWIT
KAPASITAS PRODUKSI : 27.000 TON/TAHUN

Dikerjakan oleh :

NAMA : 1. Intan Noor Rahmawati
2. Nabilah Sharfina Awanis

DOSEN PEMBIMBING : 1. Arif Hidayat, Dr., S.T., M.T.
2. Venitalitya Alethea S. A., S.T., M.Eng.



LAMPIRAN C

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Intan Noor R
No. MHS : 18521014
2. Nama Mahasiswa : Nabilah Sharfina A
No. MHS : 18521040

Judul Prarancangan: PRARANCANGAN PABRIK MARGARIN DARI MINYAK KELAPA SAWIT DENGAN KAPASITAS 27.000 TAHUN/TON

Mulai Masa Bimbingan : 5 Juni 2022

Batas Akhir Bimbingan : 2 Desember

2022

No.	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	13 Des 21	Perkenalan dan diskusi mengenai tahap prarancangan pabrik	<i>[Signature]</i>
2	14 Dec 21	Pemberian tugas dalam pencarian MSDS bahan baku dan produk yang terlibat	<i>[Signature]</i>
3	17 Dec 21	Diskusi urutan tahapan pengerjaan TA PPK	<i>[Signature]</i>
4	27 Dec 22	Diskusi dan Persetujuan Bab 1	<i>[Signature]</i>
5	7 Jan 22	Persetujuan tahap 2 dan 3	<i>[Signature]</i>
6	3 Feb 22	Bimbingan dan Persetujuan tahap 4	<i>[Signature]</i>
7	7 Maret 22	Bimbingan Neraca Massa	<i>[Signature]</i>
8	18 Mei 22	Bimbingan Neraca Massa	<i>[Signature]</i>
9	25 Mei 22	Bimbingan Neraca Massa	<i>[Signature]</i>
10	31 Mei 22	Persetujuan tahap 5	<i>[Signature]</i>
11	7 Juni 22	Bimbingan perancangan Reaktor	<i>[Signature]</i>
12	8 Juni 22	Perancangan Reaktor	<i>[Signature]</i>
13	9 Juni 22	Perancangan Reaktor	<i>[Signature]</i>
14	12 Juni 22	Perancangan Reaktor	<i>[Signature]</i>
15	22 Juni 22	Perancangan Reaktor	<i>[Signature]</i>

16	28 Juni 22	Perancangan Reaktor	<i>Arif Hidayat</i>
17	29 Juni 22	Perancangan Reaktor	<i>Arif Hidayat</i>
18	6 Juli 22	Bimbingan Tahap 7	<i>Arif Hidayat</i>
19	12 Juli 22	Persetujuan Tahap 6	<i>Arif Hidayat</i>
20	19 Juli 22	Bimbingan tahap 8	<i>Arif Hidayat</i>
21	22 Juli 22	Bimbingan tahap 9	<i>Arif Hidayat</i>
22	12 Aug 22	Bimbingan tahap 10	<i>Arif Hidayat</i>
23	15 Aug 22	Bimbingan tahap 11	<i>Arif Hidayat</i>
24	22 Aug 22	Bimbingan	<i>Arif Hidayat</i>
25	25 Aug 22	Bimbingan	<i>Arif Hidayat</i>
26	30 Aug 22	Bimbingan	<i>Arif Hidayat</i>

Dosen Pembimbing 1

Arif Hidayat
Arif Hidayat, Dr., S.T., M.T.













KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN




1. Nama Mahasiswa : Intan Noor Rahmawati
No. MHS : 18521014
2. Nama Mahasiswa : Nabilah Sharfina A
No. MHS : 18521040

Judul Prarancangan: PRARANCANGAN PABRIK MARGARIN DARI MINYAK KELAPA SAWIT
KAPASITAS 27.000 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 5 Juni 2022

Batas Akhir Bimbingan : 2 Desember 2022

No.	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	14 Des 21	Perkenalan dan diskusi mengenai tahap prarancangan pabrik	
2	7 Des 21	Diskusi kapasitas pabrik	
3	20 Des 21	Diskusi Kapasitas Pabrik	
4	3 Jan 22	Kapasitas Pabrik	
5	5 Jan 22	Kapasitas Pabrik	
6	25 Jan 22	Kapasitas Pabrik	
7	2 Feb 22	Kapasitas Pabrik	
8	7 Feb 22	Persetujuan luaran Tahap 1 dan 2	
9	18 Feb 22	Bimbingan diagram alir kualitatif dan Neraca Massa	
10	4 Mar 22	Persetujuan luaran Tahap 3 dan 4	
11	13 Juni 22	Bimbingan Neraca Massa dan Persetujuan Tahap 5	
12	15 Juni 22	Bimbingan Neraca Massa	
13	12 Juli 22	Persetujuan Tahap 6	
14	11 Aug 22	Persetujuan luaran bulan Agustus	

15	22 Aug 22	Bimbingan PEFD	
16	30 Aug 22	Bimbingan PEFD dan tata letak	
17	5 Sept 22	Bimbingan PEFD dan tata letak	

Dosen Pembimbing 2



Venitalitya Alethea S.A., S.T., M



