



TUGAS DESAIN PABRIK KIMIA – TK184803

**PRA DESAIN PABRIK OLEIN DARI *CRUDE PALM OIL*
(CPO)**

Disusun Oleh :

Ghaluh Parahita

NRP. 022116460000

Ayu Maulina Sugianto

NRP. 02211646000007

Dosen Pembimbing :

Pembimbing I

Dr. Ir. Sumarno, M.Eng.

NIP. 19640608 199102 1 001

Pembimbing II

Ir. Ignatius Gunardi, M.T.

NIP. 19550921 198403 1 001

**DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA
2019**



PLANT DESIGN PROJECT – TK184803

**PRELIMINARY PLANT DESIGN OF OLEIN FROM
CRUDE PALM OIL (CPO)**

By :

Ghaluh Parahita

NRP. 02211646000005

Ayu Maulina Sugianto

NRP. 02211646000007

Advisor :

Advisor I

Dr. Ir. Sumarno, M.Eng.

NIP. 19640608 199102 1 001

Advisor II

Ir. Ignatius Gunardi, M.T.

NIP. 19550921 198403 1 001

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

LEMBAR PENGESAHAN
PRA DESAIN PABRIK
OLEIN DARI *CRUDE PALM OIL* (CPO)

Diajukan untuk Memenuhi Salah Satu Syarat Memperoleh Gelar Sarjana Teknik pada Program Studi S-1 Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya

Oleh:

Ghaluh Parahita
Ayu Maulina Sugianto

NRP. 02211646000005
NRP. 02211646000007

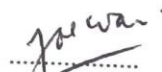
Disetujui oleh Tim Penguji Pra Desain Pabrik:

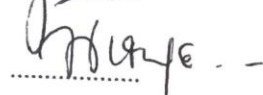
1. Dr. Ir. Sumarno, M.Eng.
(Pembimbing 1)
2. Ir. Ignatius Gunardi, M.T.
(Pembimbing 2)
3. Prof. Dr. Ir. Ali Altway, M.Sc.
(Penguji 1)
4. Juwari, S.T., M.Eng., Ph.D.
(Penguji 2)
5. Dr. Widiyastuti, S.T., M.T.
(Penguji 3)

.....


.....


.....


.....


.....




Surabaya, 28 Januari 2019

KATA PENGANTAR

Puji syukur kami panjatkan kepada allah SWT karena dengan rahmatnya kami dapat menyelesaikan tugas “PRA DESAIN PABRIK OLEIN DARI *CRUDE PALM OIL* (CPO)”

Tugas desain pabrik ini merupakan salah satu prasyarat yang harus dilalui mahasiswa Departemen Teknik Kimia FTI-ITS guna memperoleh gelar kesarjanaan. Tugas pra desain pabrik ini kami susun berdasarkan aplikasi ilmu pengetahuan yang terdapat dalam literatur buku maupun data internet, khususnya pada Laboratorium Teknologi Material Teknik Kimia FTI-ITS.

Selama pelaksanaan penyusunan laporan ini kami telah banyak memperoleh bantuan baik moril maupun materiil. Oleh karena itu saya mengucapkan terimakasih kepada :

1. Bapak Ir. Sumarno, M.Eng, selaku dosen pembimbing dan Kepala Laboratorium Teknologi Material, atas saran dan bimbingan yang telah diberikan.
2. Bapak Ir. Ignatius Gunardi, MT selaku Dosen Pembimbing, atas bimbingan dan saran yang telah diberikan
3. Ibu Prida Novarita T.ST.,M.T yang selalu memberikan masukan dan saran untuk penyusunan laporan ini.
4. Bapak dan Ibu Dosen pengajar serta seluruh karyawan Jurusan Teknik Kimia FTI-ITS Surabaya.
5. Kedua orang tua kami yang selalu memberikan dukungan dan do'a
6. Teman-teman di Laboratorium Teknologi Material yang telah memberikan saran dan turut membantu kami.

Dengan menyadari keterbatasan ilmu kami, tentu laporan ini masih jauh dari sempurna. Untuk itu kami selaku penulis mengharapkan kritik dan saran yang bersifat membangun dari para pembaca.

Surabaya, 27 Januari 2019

Penyusun

INTISARI

Kelapa sawit merupakan salah satu komoditi utama yang mempengaruhi pertumbuhan ekonomi Indonesia. Industri pengolahannya memberikan kontribusi yang penting dalam menghasilkan devisa dan lapangan pekerjaan. Hal tersebut dikarenakan minyak kelapa sawit merupakan industri hulu yang sangat penting bagi berbagai industri lainnya, seperti: makanan, kosmetik, sabun dan cat. Bahkan akhir-akhir ini ada upaya penggunaan minyak kelapa sawit sebagai bahan baku pembuatan bahan bakar alternatif. Kondisi ini memacu perkembangan industri pengolahan kelapa sawit, baik kebutuhan dalam negeri maupun ekspor. Dan perkembangan industri sejalan dengan semakin meningkatnya luas areal perkebunan kelapa sawit.

Pabrik Olein akan didirikan dan siap beroperasi pada tahun 2022, dengan pembelian peralatan pada tahun 2020 dan masa konstruksi selama 2 tahun (2020-2022). Lokasi pabrik direncanakan di wilayah Palaran, Kota Samarinda. Pemilihan lokasi pabrik ini berkaitan dengan ketersediaan bahan baku utama berupa *Crude Palm Oil* (CPO) yang diperoleh dari PTP VI dengan kapasitas produksinya 800 ton/hari yang dapat memenuhi kebutuhan pabrik Olein yang akan didirikan.

Bahan baku utama dalam proses pembuatan Olein yaitu *Crude Palm Oil* (CPO) yang memiliki komposisi sebesar 90% Trigliserida (TGA), 4.661% Digliserida (DGA), 0.2% Monogliserida (MGA), 4.9% Free Fatty Acid (FFA), 0.158% Fosfolipid, 0.08% Karoten, dan 0.01% Tocoperols-Tocotrienols. Adapun bahan baku tambahan berupa Asam Phospat dan Bleaching Earth. Dosis yang digunakan yaitu sebesar 0.1069% dari feed yang masuk untuk asam phospat. Sedangkan untuk Bleaching Earth dosis yang digunakan yaitu 1.4% dari feed yang masuk. Kebutuhan tersebut bergantung pada kualitas CPO yang digunakan untuk proses produksi.

Kapasitas produksi Olein direncanakan sebesar 600.000 ton olein/tahun. Dalam pemenuhan kapasitas tahunan, pabrik

akan beroperasi kontinyu 24 jam per hari selama 330 hari. Untuk memproduksi Olein sebesar 600.000 ton olein/tahun diperlukan bahan baku CPO sebesar 98.195,7491 kg CPO/jam. Selain produk utama Olein, pabrik ini juga dapat memproduksi produk berupa stearin. Produk olein diolah menjadi minyak goreng dengan penambahan antioksidan, sementara produk stearin dapat diolah menjadi mentega. Selain itu hasil Palm Fatty Acid Distillated (PFAD) dapat diolah menjadi biodiesel.

Proses pembuatan Olein dapat diuraikan menjadi 2 tahapan proses, yaitu Proses Refinery dan Proses Fraksinasi. Proses Refinery dapat dibagi menjadi 4 tahapan proses yaitu tahap Degumming, Bleaching, Filtrasi, dan Deodorisasi. Dari tahap ini akan diperoleh produk berupa *Refined Bleach Deodorized Palm Oil* (RBDPO). Selanjutnya dilanjutkan proses Fraksinasi yang dibagi menjadi dua tahapan proses yaitu kristalisasi dan filtrasi. Pada tahap ini akan diperoleh produk Olein dan Stearin.

Proses awal dimulai dengan pretreatment bahan baku yaitu dengan memanaskan CPO hingga suhu mencapai 60°C. Kemudian dilanjutkan dengan proses Degumming dengan penambahan asam fosfat sebesar 0.1069% dari feed yang masuk. Pada tahap ini berguna untuk menetralsir gum (mengikat phospholipid non hidrat) dengan menggunakan tangki pengaduk. Selanjutnya proses Bleaching dengan penambahan Bleaching earth sebesar 1.4% dari feed yang masuk. Kebutuhan asam fosfat dan Bleaching earth ini didasarkan atas kualitas dari bahan baku (CPO). Semakin tinggi kualitas bahan baku, maka kebutuhan asam fosfat dan bleaching earth yang digunakan dalam proses semakin kecil. Penambahan bleaching earth dilakukan untuk mengadsorbsi impuritis dan gum dari proses Degumming. Setelah itu dilanjutkan proses filtrasi untuk memisahkan bleaching earth dan impurities lain dengan minyak menggunakan *Vertical Leaf Screen Filter* dan *Catridge Filter*. Setelah itu masuk proses Deodorasi, tahap ini berguna dalam penghilangan bau dan warna, serta menurunkan kadar FFA

dengan proses vakum. Pada tahap deodorisasi didapatkan produk distilat berupa PFAD dan produk bottom berupa RBDPO. Hasil PFAD dapat diolah menjadi biodiesel, sedangkan produk RBDPO dilanjutkan ke proses selanjutnya.

Proses kedua yaitu Fraksinasi yang dibagi menjadi dua tahapan proses. Diawali dengan kristalisasi dengan menggunakan coil pendingin dari air cooling water. Proses kristalisasi dapat berlangsung kurang lebih 8 jam hingga terbentuk slurry berupa olein (fraksi cair) dan stearin (fraksi padat). Selanjutnya dilanjutkan pada proses Filtrasi dengan menggunakan *Filter press*. Alat tersebut menggunakan prinsip constant flowrate, sehingga membutuhkan tekanan secara bertahap untuk memisahkan cake stearin dengan olein cair. Dari proses ini telah didapatkan olein dalam bentuk cair. Dengan penambahan antioksidan, olein dapat diolah menjadi minyak goreng yang dapat dijual di pasaran.

Dari perhitungan analisa ekonomi, dengan harga jual olein sebesar \$785 per ton, harga stearin sebesar \$500 per ton, harga PFAD sebesar \$400 per ton. Adapaun diperoleh *Internal Rate Return* (IRR) sebesar 23,19%. Dengan IRR tersebut mengindikasikan bahwa pabrik layak untuk didirikan dengan suku bunga 9,75% dan waktu pengembalian modal (*pay out period*) selama 3,9 tahun. Perhitungan analisa ekonomi didasarkan pada *discounted cash flow*. Modal untuk pendirian pabrik menggunakan rasio 40% modal sendiri dan 60% modal pinjaman. Modal total yang dibutuhkan untuk mendirikan pabrik adalah sebesar Rp. 1,698,973,054,793.91. Sedangkan *Break Event Point* (BEP) yang diperoleh adalah sebesar 40,31%.

ABSTRACT

Palm oil is one of the main commodities that affect Indonesia's economic growth. The processing industry makes an important contribution in generating foreign exchange and employment. This is because palm oil is an upstream industry that is very important for various other industries, such as: food, cosmetics, soap and paint. Even recently there has been an effort to use palm oil as a raw material for making alternative fuels, this condition has spurred the development of the palm oil processing industry, both domestic and export needs and industrial development in line with the increasing area of coconut plantations palm oil.

The Olein plant will be established and ready to operate in 2022, with the purchase of equipment in 2020 and a construction period of 2 years (2020-2022). The factory location is planned in the Palaran area, Samarinda City. The choice of factory location is related to the availability of the main raw material in the form of Crude Palm Oil (CPO) obtained from PTP VI with a production capacity of 800 tons / day that can meet the needs of the Olein plant to be established.

The main raw material in the process of making olein is Crude Palm Oil (CPO) which has a composition of 90% Triglyceride (TGA), 4.661% Diglyceride (DGA), 0.2% Monoglyceride (MGA), 4.9% Free Fatty Acid (FFA), 0.158% Phospholipids, 0.08% Carotene, and 0.01% Tocopherols-Tocotrienols. The additional raw materials are Acid Phosphate and Bleaching Earth. The dose used is equal to 0.1069% of the incoming feed for phosphoric acid. Whereas for Bleaching Earth the dosage used is 1.4% of the incoming feed. These requirements depend on the quality of CPO used for the production process.

Olein production capacity is planned to be 600,000 tons olein / year. In meeting annual capacity, the plant will operate continuously 24 hours per day for 330 days. To produce Olein of 600,000 tons olein / year, CPO feedstock is needed at 98,195,7491 kg CPO / hour. In addition to the main Olein products, this factory

can also produce stearin products, olein products are processed into cooking oil with the addition of antioxidants, while stearin products can be processed into butter, and the results of Palm Fatty Acid Distillate (PFAD) can be processed into biodiesel.

The process of making Olein can be broken down into 2 stages of the process, namely the Refinery Process and the Fractionation Process. The Refinery process can be divided into 4 stages, namely stages of Degumming, Bleaching, Filtration, and Deodorization. From this stage, products will be obtained in the form of Refined Bleach Deodorized Palm Oil (RBDPO). Furthermore, the Fractionation process is continued which is divided into two stages, namely crystallization and filtration. At this stage Olein and Stearin products will be obtained.

The initial process begins with pretreatment of the raw material by heating CPO until the temperature reaches 60°C. Then proceed with the Degumming process with the addition of phosphoric acid by 0.1069% from the feed input. At this stage it is useful to neutralize gum (binding to non-hydrate phospholipid) using a stirring tank. Furthermore, the Bleaching process with the addition of Bleaching earth is 1.4% of the incoming feed. The need for phosphoric acid and Bleaching earth is based on the quality of the raw material (CPO). The higher the quality of raw materials, the smaller the need for phosphoric acid and earth bleaching used in the process. Addition of bleaching earth is done to adsorb impurities and gum from the Degumming process. After that, the filtration process is continued to separate earth bleaching and other impurities with oil using the Vertical Leaf Screen Filter and Cartridge Filter. After entering the Deodorization process, this stage is useful in removing odors and colors, as well as reducing the FFA levels by a vacuum process. In the deodorization stage, a distillate product was obtained in the form of PFAD and a bottom product in the form of RBDPO. The results of PFAD can be processed into biodiesel, while the RBDPO product will proceed to the next process.

"The second process is Fractionation which is divided into two stages of the process. Beginning with crystallization using a cooling

coil from the cooling water. The crystallization process can take approximately 8 hours to form slurry with olein (liquid fraction) and stearin (solid fraction). in the Filtration process using a filter press, the tool uses the principle of constant flowrate, so that it requires pressure gradually to separate the stearin cake from liquid olein. Olein has been obtained in liquid form. With the addition of antioxidants, olein can be processed into cooking oil that can sold on the market.

From the calculation of economic analysis, with the selling price of olein of \$ 785 per ton, stearin price of \$ 500 per ton, PFAD price of \$ 400 per ton. There is an Internal Rate Return (IRR) of 23.19%. The IRR indicates that the factory is feasible to be established with an interest rate of 9.75% and a pay-out period of 3.9 years. Calculation of economic analysis is based on discounted cash flow. The capital for the establishment of a factory uses a ratio of 40% of equity and 60% of loan capital. The total capital needed to set up a factory is Rp. 1,698,973,054,793.91. While the Break Event Point (BEP) obtained is 40.31%.

"

DAFTAR ISI

INTISARI	i
KATA PENGANTAR	iv
DAFTAR ISI	v
DAFTAR GAMBAR	vi
DAFTAR TABEL	vii
BAB I PENDAHULUAN	I-1
I.1 Latar Belakang	I-1
I.2 Produksi Bahan Baku.....	I-3
I.3 Marketing Aspek.....	I-5
BAB II BASIS DESAIN DATA	II-1
II.1 Kapasitas Pabrik	II-1
II.2 Lokasi	II-4
II.3 kualitas Bahan Baku dan Produk.....	II-8
BAB III SELEKSI DAN URAIAN PROSES	III-1
III.1 Macam-macam Proses Pembuatan Olein dan Stearin.....	III-1
III.2 Seleksi Proses	III-12
III.3 Uraian Proses.....	III-14
BAB IV NERACA MASSA DAN ENERGI	IV-1
IV.1 Neraca Massa	IV-1
IV.2 Neraca Energi.....	IV-13
BAB V DAFTAR DAN HARGA PERALATAN	V-1
V.1 Perhitungan Harga Peralatan Proses	V-1
BAB VI ANALISA EKONOMI	VI-1
V.1 Pengelolaan Sumber Daya Manusia	VI-1
V.2 Utilitas	VI-10
V.3 Analisa Ekonomi	VI-19
BAB VII KESIMPULAN	VII-1
DAFTAR PUSTAKA	ix

DAFTAR GAMBAR

Gambar II.1	Alur Distribusi Minyak Goreng di Kalimantan Timur.....	I-6
Gambar II.1	Peta Lokasi Pendirian Pabrik.....	II-4
Gambar II.2	Alur Distribusi Minyak Goreng di Kalimantan Timur	II-6
Gambar III.1	<i>Palm Oil Process</i>	III-2
Gambar III.2	Blok Diagram Proses <i>Physical Refining</i>	III-3
Gambar II.3	Blok Diagram Proses <i>Chemical Refining</i>	III-6
Gambar III.4	Diagram Blok Proses <i>Dry Fractionation</i>	III-9
Gambar II.5	Diagram Blok Proses <i>Detergent Fractination</i> .	III-10
Gambar III.6	Diagram Blok Proses <i>Solvent Fractination</i>	
Gambar III.7	Blok Diagram Proses Terpilih.....	III-14
Gambar V.1	Kurva Marshall and Swift Equipment Cost Index	V-2
Gambar VI.1	Struktur Organisasi.....	VI-2
Gambar VI.2	Proses Pembuatan Air Demin.....	VI-13
Gambar IV.3	<i>Break Even Point</i> Pabrik Olein.....	VI-21

DAFTAR TABEL

Tabel I.1	Komposisi Crude Palm Oil(CPO).....	I-3
Tabel I.2	Spesifikasi <i>Phosporic Acid</i> PT. Petrokimia Gresik	I-4
Tabel I.3	Spesifikasi <i>Bleaching Earth</i>	I-4
Tabel I.4	Konsumsi Olein di Indonesia	I-5
Tabel I.5	Data Ekspor Minyak Goreng Sawit/Olein	I-8
Tabel II.1	Data produksi dan pertumbuhan minyak goreng sawit/olein	II-1
Tabel II.2	Data konsumsi dan pertumbuhan minyak goreng sawit/olein	II-1
Tabel II.3	Data ekspor dan pertumbuhan minyak goreng sawit/olein	II-2
Tabel II.4	Data impor dan pertumbuhan minyak goreng Sawit/olein.....	II-2
Tabel II.5	Prediksi data MGS/Olein pada tahun 2022	II-3
Tabel II.6	Konsumsi Olein di Indonesia	II-5
Tabel II.7	Komposisi Crude Palm Oil(CPO).....	II-8
Tabel II.8	Spesifikasi <i>Phosporic Acid</i> PT. Petrokimia Gresik	II-9
Tabel II.9	Spesifikasi <i>Bleaching Earth</i>	II-9
Tabel II.10	Standar kualitas Minyak Goreng menurut SNI 06-0303-1989	II-10
Tabel III.1	Proses <i>Refining</i>	III-12
Tabel III.2	Proses Fraksinasi.....	III-13
Tabel IV.1	Komposisi Crude Palm Oil (CPO)/ Minyak Kelapa Sawit Kasar	IV-1
Tabel IV.2	Neraca Massa Tangki Pencampur Degumming (M-114)	IV-4
Tabel IV.3	Neraca Massa Tangki Retention Degumming (M-110)	IV-5
Tabel IV.4	Neraca Massa Tangki Bleaching (M-120)	IV-6
Tabel IV.5	Neraca <i>Vertical Leaf Filter</i> (H-125).....	IV-8
Tabel IV.6	Neraca <i>Filter Cartridge</i> (M-120)	IV-9

Tabel IV.7	Neraca Massa Deodorizer (D-210).....	IV-10
Tabel IV.8	Neraca Massa <i>Crystalizer</i> (X-310).....	IV-11
Tabel IV.9	Neraca Massa <i>Filter Press</i> (H-312)	IV-12
Tabel IV.10	Neraca Energi Tangki Penyimpanan (F-111).....	IV-13
Tabel IV.11	Neraca Energi <i>Heat Exchanger</i> (E-113)	IV-14
Tabel IV.12	Neraca Energi <i>Mixing Tank Degumming</i> (M-114)	IV-14
Tabel IV.13	Neraca Energi Tangki <i>Degumming</i> (M-110).....	IV-14
Tabel IV.14	Neraca Energi <i>Heat Exchanger</i> (E-117)	IV-15
Tabel IV.15	Neraca Energi Tangki <i>Bleaching</i> (M-120).....	IV-16
Tabel IV.16	Neraca Energi Tangki Penampung (F-123).....	IV-17
Tabel IV.17	Neraca Energi <i>Vertical Leaf Screen Filter</i> (H-125)	IV-17
Tabel IV.18	Neraca Energi <i>Catridge Filter</i> (H-127).....	IV-18
Tabel IV.19	Neraca Energi Tangki Penampung (F-129).....	IV-18
Tabel IV.20	Neraca Energi <i>Heat Exchanger</i> (E-212).....	IV-19
Tabel IV.21	Neraca Energi <i>Heat Exchanger</i> (E-213)	IV-20
Tabel IV.22	Neraca Energi <i>Heat Exchanger</i> (E-213)	IV-20
Tabel IV.23	Neraca Energi <i>Deodorizer</i> (D-210).....	IV-21
Tabel IV.24	Neraca Energi <i>Cooler</i> (E-216)`	IV-22
Tabel IV.16	Neraca Energi <i>Cooler</i> (E-219)	IV-22
Tabel IV.17	Neraca Energi <i>Crystalizer</i> (X-310)	IV-23
Tabel V.1	Perkiraan Harga Peralatan Proses	V-4
Tabel VI.2	Jadwal <i>Shift</i> dengan Sistem 2-2-2	VI-10
Tabel VI.3	Karakteristik <i>Filtered Water</i>	VI-12
Tabel VI.4	Bahan Kimia pada <i>Cooling Tower</i>	VI-15

BAB I

PENDAHULUAN

I.1 Latar belakang

Indonesia memiliki sumber daya alam yang melimpah, salah satunya yaitu tumbuhan kelapa sawit. Kelapa sawit merupakan salah satu tumbuhan industri yang memiliki kemampuan tinggi dalam menghasilkan minyak nabati. Indonesia adalah negara dengan luas lahan perkebunan sawit terbesar di dunia. Hal ini menempatkan Indonesia sebagai pengeksport utama minyak sawit mentah (CPO). CPO sendiri merupakan bahan baku industri pembuatan minyak goreng, margarin, lilin, sabun, berbagai produk perawatan, dan pembuatan biodiesel. Kementerian Perdagangan menyebutkan bahwa pada tahun 2017 ekspor sawit mencapai 15,1% dari total ekspor non-migas. Dari data Badan Pusat Statistik juga menunjukkan bahwa volume ekspor CPO terus meningkat dari tahun ke tahun. Dimana jumlah ekspor CPO terbesar terjadi pada tahun 2010 sebesar 11.158.124 ton. Sehingga pada tahun 2012 pemerintah Indonesia mengeluarkan kebijakan perdagangan luar negeri yaitu meningkatkan daya saing produk ekspor melalui diversifikasi produk kelapa sawit. Diversifikasi produk kelapa sawit dilakukan untuk membuat produk kelapa sawit lebih beraneka ragam dan tidak hanya mengandalkan pada ekspor CPO, karena CPO mempunyai nilai jual rendah dan merupakan produk primer dalam bentuk minyak mentah yang diproduksi oleh industri hulu kelapa sawit. Untuk mewujudkan kebijakan tersebut, pemerintah Indonesia membuat program hilirisasi industri kelapa sawit. Terbukti melalui program hilirisasi industri kelapa sawit ini ekspor CPO pada tahun 2012-2014 mengalami penurunan rata-rata sebesar 14,82%. Namun pada tahun 2015 nilai ekspor CPO kembali meningkat sebesar 36% yang disebabkan peningkatan produksi CPO yang tidak sebanding dengan pengolahan produk turunannya.

Untuk mengatasi permasalahan tersebut, CPO harus diolah menjadi produk-produk turunan yang mempunyai harga jual lebih tinggi. Produk turunan CPO diantaranya olein, asam amino, stearin, PFAD (*Palm Fatty Acid Distilat*), karoten, dan lain sebagainya. Pada tahun 2015 Pemerintah membuat program untuk meningkatkan harga jual CPO. Program tersebut ada didalam Rencana Induk Pembangunan Industri Nasional (2015-2035). Arah rencana pembangunan industri nasional pada tahap ini untuk meningkatkan nilai tambah sumber daya alam pada industri hulu berbasis agro, mineral dan migas, yang diikuti dengan pembangunan industri pendukung dan andalan. Industri hilir kepala sawit (produk turunan CPO) masuk ke dalam kelompok industri andalan dan industri hulu. Untuk industri turunan CPO pada bidang pangan, farmasi, kosmetik, dan pembangkit energi masuk ke dalam kategori industri andalan. Sedangkan untuk industri *oleofood* dan *oleochemical* masuk dalam kategori industri hulu berbasis agro. Berdasarkan sudut pandang ekonomi, produk turunan minyak sawit dibedakan pada tingkat keuntungan (*profitability*) dan tingkat konsumsinya. Kelompok produk dengan tingkat konsumsi rendah dan tingkat keuntungan tinggi yaitu kelompok obat/farmasi seperti *tecopherol* dan vitamin E. Sedangkan produk dengan tingkat konsumsi tinggi dan tingkat keuntungan rendah yaitu kelompok oleokimia dasar seperti minyak goreng sawit/olein dan biodiesel.

Minyak goreng sawit (MGS) atau olein merupakan salah satu komoditas yang mempunyai nilai strategis karena masuk dalam 9 kebutuhan pokok bangsa Indonesia. Permintaan MGS yang tinggi baik di dalam dan luar negeri merupakan indikasi pentingnya peranan komoditas kelapa sawit dalam perekonomian Indonesia. Kebutuhan MGS terus meningkat dari tahun ke tahun seiring dengan semakin bertambahnya jumlah penduduk, berkembangnya industri makanan, dan meningkatnya konsumsi masyarakat akan minyak goreng. Indonesia masuk dalam jajaran negara yang memiliki penduduk terpadat di dunia dan memiliki tingkat konsumsi yang relatif tinggi akan kebutuhan

minyak goreng sawit. Menurut SUSENAS, konsumsi MGS/olein dalam negeri pada tahun 2017 mencapai 8.262.000 ton dan meningkat sebesar 40,86% dari tahun 2016 dengan laju pertumbuhan rata-rata untuk tahun 2013-2017 sebesar 24,94%. Tidak hanya dalam pasar domestik, kebutuhan MGS/olein luar negeri juga terus meningkat. Menurut BPS data ekspor MGS/olein di Indonesia tahun 2010-2016 terus mengalami peningkatan dengan laju pertumbuhan sebesar 29,66%. Dari data tersebut dapat disimpulkan bahwa kebutuhan MGS/olein di dalam maupun luar negeri dari tahun ke tahun akan terus meningkat.

Berdasarkan data diatas, dapat disimpulkan bahwa produksi CPO dari tahun ke tahun terus meningkat dan konsumsi Olein juga terus meningkat, baik di dalam maupun luar negeri. Untuk itu diperlukan pabrik untuk mengolah CPO menjadi Olein agar dapat memenuhi permintaan pasar domestik maupun luar negeri. Pembangunan pabrik Olein ini juga dapat merealisasikan kebijakan perdagangan luar negeri yaitu diversifikasi produk kelapa sawit, program hilirisasi industri kelapa sawit, dan RIPIN 2015-2035. Sehingga pendirian pabrik Olein di Indonesia masih memiliki prospek positif kedepannya.

I.2 Produksi Bahan Baku

Bahan baku yang digunakan dalam produksi pabrik minyak goreng sawit/Olein dibagi menjadi dua, yaitu :

I.2.1 Bahan Baku Utama

CPO merupakan bahan baku utama dalam pengolahan Olein. CPO sendiri diperoleh dari perebusan dan pengepresan buah kelapa sawit, yang selanjutnya disebut dengan minyak sawit mentah. Berikut spesifikasi CPO:

Tabel I.1 Komposisi Crude Palm Oil(CPO)

Komponen	Satuan	Nilai
Trigliserida (TGA)	%	89.96
Digliserida (DGA)	%	5.18
Monogliserida (MGA)	%	0.1

FFA	%	4.33
Phosphorous	%	0.06
Karoten	%	0.05
M&I	%	0.26
Tochoperols	%	0.07
Total		100.0

(Bailey, 2005)

I.2.2 Bahan Baku Pendukung

a. *Phosporic Acid* (85%)

Phosporic Acid merupakan bahan baku pendukung dalam pengolahan Olein dengan presentase berat sebesar 85%. Berikut spesifikasi *Phosporic Acid* yang dibeli dari PT. Petrokimia Gresik :

Tabel I.2 Spesifikasi *Phosporic Acid* PT. Petrokimia Gresik

Spesifikasi <i>Phosporic Acid</i> PT. Petrokimia Gresik	
Kadar P_2O_5 min	50%
Impuritis :	
1. SO_3 maks	4%
2. CaO maks	0,7%
3. MgO maks	1,7%
4. Fe_2O_3 maks	0,6%
5. Al_2O_3 maks	1,3%
6. Chlor maks	0,04%
7. Flour maks	1%
Suspended solid	1%
Specific gravity	1,7%
Warna	Coklat sampai hitam keruh
Bentuk	Cair

b. *Bleaching Earth*

Bleaching Earth merupakan bahan baku pendukung dalam pengolahan olein yang dibeli dari Clariant Adsorbent Indonesia, Berikut spesifikasi dari *Bleaching Earth* :

Tabel I.3 Spesifikasi *Bleaching Earth* (Ketaren, 1986)

Komponen Kimia (%)	Jenis Adsorben	
	<i>landau raw clay</i>	<i>florida clay</i>
SiO ₂	59,0	56,5
Al ₂ O ₃	22,9	11,6
Fe ₂ O ₃	3,4	3,3
CaO	0,9	3,1
MgO	1,2	6,3

I.3 Marketing Aspek

Minyak Goreng Sawit (MGS) merupakan salah satu komoditas yang mempunyai nilai strategis karena termasuk dalam 9 kebutuhan pokok bangsa Indonesia. Permintaan olein di dalam dan luar negeri yang kuat merupakan indikasi pentingnya peranan komoditas kelapa sawit dalam perekonomian Indonesia.

Peluang pemasaran produk olein dalam negeri cukup terbuka karena permintaan olein cenderung meningkat tiap tahunnya, hal ini dapat dilihat pada **Tabel I.4**. Peningkatan permintaan minyak goreng tersebut terjadi karena semakin bertambahnya jumlah penduduk yang terjadi tiap tahunnya yaitu sebesar 1,23% per tahun (BPS, 2018).

Tabel I.4 Konsumsi Olein di Indonesia

tahun	Konsumsi
2010	3.588.000,00
2011	3.907.000,00
2012	5.727.000,00
2013	4.883.000,00
2014	4.224.000,00
2015	2.876.000,00
2016	5.899.000,00

(Kementerian_Pertanian, 2017)

Namun produksi olein hanya terpusat di pulau Jawa dan Sumatera saja sedangkan produksi olein di luar Jawa belum mampu mengimbangi permintaan pasar didaerahnya. Oleh karena itu pendirian pabrik minyak goreng sawit diluar pulau Jawa sangat dibutuhkan. Menurut BPS, pasokan minyak goreng yang diperdagangkan di wilayah Kalimantan Timur ini sebagian besar didatangkan dari Provinsi Jawa Timur. Hanya sebagian kecil sisanya yang diperoleh pedagang dari dalam wilayah sendiri maupun didatangkan dari Provinsi DKI Jakarta. Seluruh pasokan tersebut kemudian hanya digunakan untuk memenuhi kebutuhan masyarakat akan olein di wilayah Kalimantan Timur sendiri. Peta wilayah distribusi perdagangan komoditas minyak goreng di Provinsi Kalimantan Timur secara lengkap dapat dilihat pada **Gambar I.1**.



Gambar I.1 Alur Distribusi Minyak Goreng di Kalimantan Timur (BPS , 2016)

Dari data diatas, dapat disimpulkan bahwa prospek pemasaran olein di provinsi Kalimantan Timur masih sangat terbuka lebar. Maka dari itu lokasi yang menjadi fokus pemasaran olein untuk dalam negeri berada di Kalimantan timur.

I.4 Prospek

Pada tahun 2017 Industri makanan diperkirakan tumbuh sebesar 8% dari tahun sebelumnya. Industri makanan akan terus tumbuh seiring naiknya jumlah penduduk yang disertai dengan naiknya kebutuhan pangan di Indonesia. Kebutuhan pangan merupakan penjumlahan dari kebutuhan pangan untuk konsumsi langsung, kebutuhan industri dan permintaan lainnya. Dengan berkembangnya industri makanan akan berdampak langsung terhadap kebutuhan olein yang dibutuhkan oleh hampir seluruh industri makanan.

Olein merupakan salah satu komoditas yang mempunyai nilai strategis karena termasuk salah satu dari 9 kebutuhan pokok bangsa Indonesia. Permintaan akan olein di dalam dan di luar negeri yang kuat merupakan indikasi pentingnya peranan komoditas kelapa sawit dalam perekonomian bangsa. Kebutuhan olein terus meningkat dari tahun ke tahun seiring bertambahnya jumlah penduduk, berkembangnya pabrik dan industri makanan, dan meningkatnya konsumsi masyarakat akan minyak goreng untuk memasak. Indonesia yang masuk ke dalam jajaran negara yang memiliki penduduk terpadat di dunia ternyata memiliki tingkat konsumsi yang relatif tinggi akan kebutuhan minyak goreng sawit. Oleh karena itu pembangunan pabrik olein memiliki prospek yang sangat baik ke depannya.

I.5 Penggunaan Produk

Industri olein merupakan salah satu aktivitas hilir dari industri pertanian berbasis sawit. Olein dihasilkan dari CPO melalui proses rafinasi dan fraksinasi. Sebagai bahan pangan, olein mempunyai beberapa keunggulan dibandingkan minyak goreng lainnya, antara lain mengandung karoten yang berfungsi sebagai anti kanker dan tokoferol sebagai sumber vitamin E. Disamping itu, kandungan asam linoleat dan linolenatnya rendah sehingga minyak goreng yang terbuat dari buah sawit memiliki kemantapan kalor (*heat stability*) yang tinggi dan tidak mudah teroksidasi.

Pada proses pengolahan olein menghasilkan beberapa produk samping yang mempunyai nilai ekonomis antara lain stearin dan *PFAD (palm fatty acid distlat)*. Stearin merupakan fraksi minyak kelapa sawit yang banyak mengandung asam lemak dan TAGs jenuh sehingga cenderung berbentuk padat atau keras pada suhu kamar. *PFAD* dapat dimanfaatkan untuk metil ester sebagai bahan baku pembuatan biodiesel, sabun cuci, *fat powder*, dan *Cocoa Butter Substitute*. Stearin juga dapat dimanfaatkan sebagai margarine, *shortening*, kosmetik, sabun, *vegetable ghee*, *Cocoa Butter Substitute*. Komposisi pemanfaat olein terbanyak digunakan untuk minyak goreng, selain itu juga dapat dimanfaatkan untuk minyak salad, *shortening*, dan metil ester.

Olein banyak dipilih sebagai minyak goreng, karena memiliki berbagai manfaat diantaranya: harganya murah dan rendah kolesterol.

I.6 Konsumsi

Berdasarkan data dari Direktorat Jenderal Perkebunan, ekspor Minyak Goreng Sawit/Olein pada tahun 2010-2016 dapat dilihat pada tabel dibawah ini :

Tabel I.6 Data Ekspor Minyak Goreng Sawit/Olein

Tahun	Ekspor(Ton)	Pertumbuhan (%)
2010	3.488.109,411	
2011	4.321.262,776	23,89
2012	8.849.818,892	104,80
2013	11.251.281,55	27,14
2014	12.875.673,55	14,44
2015	14.558.404,32	13,07
2016	13.775.333,45	-5,38

(BPS, 2018)

Dari **Tabel I.6** dapat dilihat bahwa ekspor olein pada tahun 2010 sebesar 3.488.109,411 ton. Kemudian pada 2011 meningkat sebesar 23,89% dan disusul tahun 2012 terjadi peningkatan yang signifikan yaitu sebesar 104,80% menjadi 8.849.818,892 ton. Pada tahun 2013 hingga 2016 peningkatan ekspor olein tidak terlalu signifikan. Akan tetapi nilai ekspor olein diperkirakan akan meningkat untuk tahun-tahun yang akan datang. Menurut data Kemenperin, pada tahun 2018 konsumsi olein di Indonesia diproyeksikan mencapai 9,42 juta ton, ditambah laju pertumbuhan penduduk rata-rata sebesar 1,31% di Indonesia dan 1,2% di dunia. Oleh karena itu, penjualan olein diperkirakan akan terus meningkat setiap tahunnya sehingga potensi untuk membangun pabrik Olein di Indonesia masih bagus.

BAB II BASIS DESAIN DATA

II.1 Kapasitas Pabrik

Salah satu faktor penting dalam pendirian pabrik Minyak Goreng Sawit/Olein adalah kapasitas pabrik. Pabrik Minyak Goreng Sawit/Olein ini direncanakan akan mulai beroperasi pada tahun 2022 dengan mengacu data konsumsi, produksi, ekspor dan impor minyak goreng sawit/Olein untuk tahun 2010-2016. Berikut merupakan datanya :

Tabel II.1 Data produksi dan pertumbuhan minyak goreng sawit/olein.

Tahun	Jumlah	Pertumbuhan, i (%)
2010	7.076.109,41	-
2011	8.228.260,47	16,28
2012	14.576.276,28	77,15
2013	16.133.065,29	10,68
2014	17.099.448,23	5,99
2015	17.434.368,30	1,96
2016	19.674.306,73	12,85
Rata-rata		20,82

Tabel II.2 Data konsumsi dan pertumbuhan minyak goreng sawit/olein

Tahun	Jumlah	Pertumbuhan, i (%)
2010	3.588.000,00	-
2011	3.907.000,00	8,89
2012	5.727.000,00	46,58
2013	4.883.000,00	-14,74
2014	4.224.000,00	-13,50
2015	2.876.000,00	-31,91

2016	5.899.000,00	105,11
Rata-rata		16,74

Tabel II.3 Data ekspor dan pertumbuhan minyak goreng sawit/olein

Tahun	Jumlah	Pertumbuhan, i (%)
2010	3.488.109,41	-
2011	4.321.262,78	23,89
2012	8.849.818,89	104,80
2013	11.251.281,55	27,14
2014	12.875.673,55	14,44
2015	14.558.404,32	13,07
2016	13.775.333,45	-5,38
Rata-rata		29,66

Tabel II.4 Data impor dan pertumbuhan minyak goreng sawit/olein

Tahun	Jumlah	Pertumbuhan, i (%)
2010	-	-
2011	2,31	-
2012	542,61	23389,61
2013	1.216,26	124,15
2014	225,32	-81,47
2015	36,02	-84,01
2016	26,72	-25,82
Rata-rata		4664,49

Dari data diatas persentase perkembangan minyak goreng sawit/Olein di indonesia, dapat diprediksi perkembangan minyak goreng sawit/Olein pada tahun 2022 berdasarkan persamaan :

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

Dimana :

F = Nilai pada tahun ke-n

P = Nilai pada tahun awal

n = Selisih tahun n dikurangi tahun awal

i = Rata-rata pertumbuhan (%)

Dengan menggunakan persamaan tersebut dapat diprediksi kapasitas produksi, konsumsi, impor dan ekspor dalam Ton/tahun pada tahun 2022 sebagai berikut :

Tabel II.5 Prediksi data MGS/Olein pada tahun 2022

Produksi	61.191.280,88 Ton
Konsumsi	14.931.157,39 Ton
Impor	4,45 Ton
Ekspor	65.447.214,63 Ton

Dari hasil prediksi perkembangan minyak goreng sawit/Olein di Indonesia pada tabel diatas, kebutuhan pasar Indonesia dapat ditentukan dengan menggunakan persamaan:

$$\begin{aligned} S &= (\text{Ekspor} + \text{Konsumsi}) - (\text{Produksi} + \text{Impor}) \\ &= (65.447.214,63 + 14.931.157,39) - \\ &\quad (61.191.280,88 + 4,45) \\ &= 19.187.086,69 \text{ Ton/tahun} \end{aligned}$$

Dimana, S adalah kebutuhan nasional minyak goreng sawit/Olein pada tahun 2022. Pabrik minyak goreng sawit/Olein ini direncanakan memasok 3% dari kebutuhan pasar pada tahun 2022 sehingga diperoleh :

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas produksi pasar domestik} &= 3\% \times 19.187.086,69 \text{ Ton/thn} \\ &= 575.612,6 \text{ Ton/tahun} \\ &= 576.000 \text{ Ton/tahun} \\ &= 600.000 \text{ Ton/tahun} \end{aligned}$$

(dibulatkan)

II.I.1 Basis Perhitungan

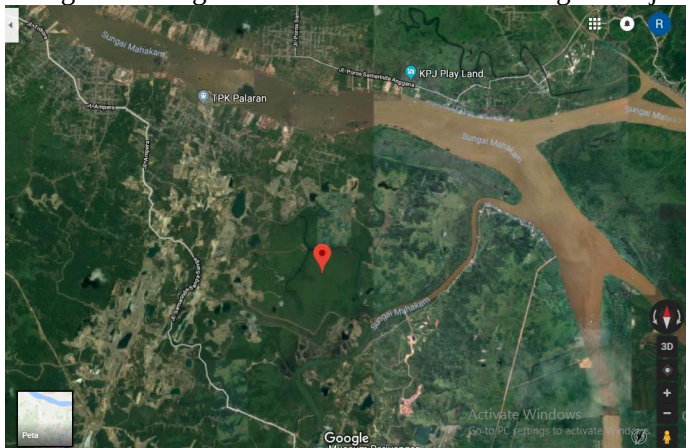
Basis perhitungan yang dipakai dalam perhitungan neraca massa dan neraca energi adalah :

- Kapasitas produksi : 75,757 Ton/jam
- Basis perhitungan : 1 jam operasi
- Waktu operasi : 330 hari/tahun

II.2 Lokasi

II.2.1 Pemilihan Lokasi Pabrik

Lokasi suatu pabrik dapat mempengaruhi kedudukan pabrik dalam persaingan maupun penentuan kelancaran produksinya. Tujuan dari penentuan lokasi suatu pabrik adalah untuk menunjang proses produksi suatu pabrik agar dapat berjalan lancar, efektif, dan efisien. Hal ini berarti dalam menentukan lokasi pabrik perlu adanya faktor-faktor yang mempengaruhi besarnya biaya produksi dan biaya distribusi dari produk yang akan dihasilkan serta faktor-faktor pendukung lainnya. Pabrik minyak goreng sawit/olein ini akan didirikan di daerah Palaran, Kota Samarinda, Kalimantan Timur terletak diantara garis lintang $0^{\circ}36'50.2''$ dan $117^{\circ}14'02.5''$ garis bujur.



Gambar II.1 Peta Lokasi Pendirian Pabrik

Pemilihan lokasi suatu pabrik merupakan salah satu hal yang harus diperhatikan. Pabrik minyak goreng sawit ini

direncanakan dibangun di daerah Palaran, Kota Samarinda, Kalimantan Timur melalui pertimbangan-pertimbangan berikut :

1. Bahan Baku

Sumber bahan baku adalah salah satu faktor penting dalam penentuan lokasi pabrik. Dari **Tabel II.5** Produksi CPO di Indonesia, dapat dilihat bahwa Indonesia memiliki ketersediaan CPO yang berlimpah. Ketersediaan CPO tertinggi berada di Riau, Sumatra, dan Kalimantan. Dari data yang sudah diperoleh maka pabrik MGS/olein ini akan didirikan di daerah Kalimantan Timur, khususnya di daerah Palaran.

2. Pemasaran

Peluang pemasaran produk minyak goreng cukup terbuka karena permintaan minyak goreng cenderung meningkat tiap tahunnya, hal ini dapat dilihat pada **Tabel II.14**. Peningkatan permintaan minyak goreng tersebut terjadi karena semakin bertambahnya jumlah penduduk yang terjadi tiap tahunnya yaitu sebesar 1,23% per tahun (BPS, 2018).

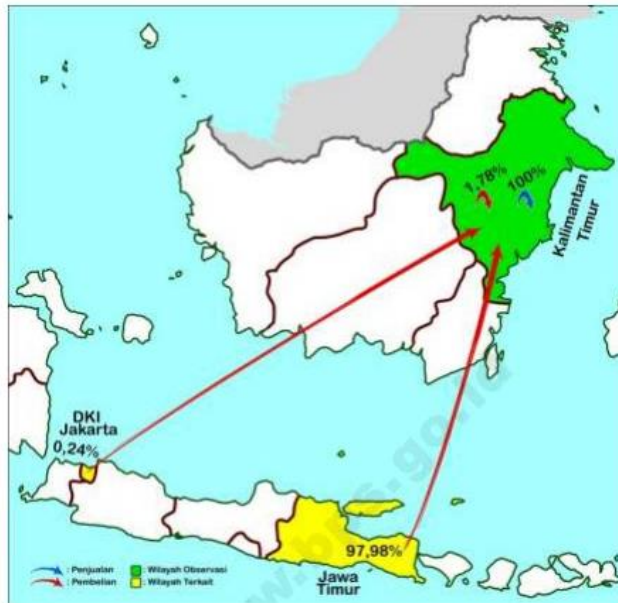
Tabel II.6 Konsumsi Olein di Indonesia

tahun	Konsumsi
2010	3.588.000,00
2011	3.907.000,00
2012	5.727.000,00
2013	4.883.000,00
2014	4.224.000,00
2015	2.876.000,00
2016	5.899.000,00

(Kementerian_Pertanian, 2017)

Namun produksi MGS/olein hanya terpusat di pulau Jawa dan Sumatera saja sedangkan produksi MGS/olein di luar Jawa belum mampu mengimbangi permintaan pasar didaerahnya. Oleh karena itu pendirian pabrik minyak goreng sawit diluar pulau Jawa sangat dibutuhkan. Menurut BPS, pasokan minyak goreng yang diperdagangkan di wilayah Kalimantan Timur ini sebagian besar didatangkan dari Provinsi Jawa Timur. Hanya sebagian kecil sisanya yang diperoleh pedagang dari dalam wilayah sendiri

maupun didatangkan dari Provinsi DKI Jakarta. Seluruh pasokan tersebut kemudian hanya digunakan untuk memenuhi kebutuhan masyarakat akan MGS/olein di wilayah Kalimantan Timur sendiri. Peta wilayah distribusi perdagangan komoditas minyak goreng di Provinsi Kalimantan Timur secara lengkap dapat dilihat pada **Gambar II.2**.



Gambar II.2 Alur Distribusi Minyak Goreng di Kalimantan Timur (BPS , 2016)

Dari **Gambar II.2** Alur Distribusi Minyak Goreng di Kalimantan Timur, dapat dilihat bahwa produksi minyak goreng sawit masih kurang dan dibutuhkan produksi minyak goreng sawit tambahan untuk mampu mencukupi konsumsi minyak goreng sawit di provinsi Kalimantan Timur.

3. Transportasi

Transportasi memiliki pengaruh yang cukup besar terhadap penentuan lokasi pabrik, yaitu pengangkutan bahan

baku, bahan bakar, bahan pendukung, dan produk yang dihasilkan akan lebih mudah untuk didistribusikan. Lokasi pabrik harus berada di daerah yang mudah dijangkau oleh kendaraan-kendaraan besar, misalnya dekat dengan badan utama jalan raya yang menghubungkan kota-kota besar dan pelabuhan sehingga tidak perlu membuat jalan khusus.

Jalur transportasi bisa dilakukan melalui darat maupun laut. Pada jalur darat, jalan di daerah Palaran bisa dialui kendaraan truk yang dapat memudahkan akses transportasi bahan baku CPO dan juga pemasaran produk minyak goreng sawit. Sementara pada jalur laut, proses penyaluran bahan baku atau produk dapat dilakukan dengan menggunakan transportasi kapal laut melalui pelabuhan Palaran.

4. Sumber Daya Manusia

Lokasi pabrik diusahakan berada pada daerah yang masyarakatnya tidak hanya memiliki SDM yang berlimpah tetapi juga memiliki latar belakang pendidikan yang mumpuni. Di daerah Kalimantan Timur sendiri terdapat total 343 SMA, 165 SMK, dan 42 perguruan tinggi yang merupakan gabungan dari Universitas, Institut, dan Politeknik. Dengan melihat data tersebut dapat diketahui bahwa daerah Kalimantan Timur memiliki SDM yang cukup untuk direkrut menjadi pegawai perusahaan.

5. Utilitas

Sarana-sarana pendukung seperti tersedianya air, listrik, dan sarana lainnya juga harus diperhatikan agar proses produksi dapat berjalan dengan baik. Di Kota Samarinda tersedia fasilitas yang lengkap meliputi aliran listrik dari PLN dan sumber air yang memadai. Untuk aliran listrik didapatkan dari PT. PLN Palaran, sementara untuk sumber air didapatkan dari PDAM kota Samarinda dan juga dari anak sungai Mahakam.

II.2.2 Kondisi Lapangan

Berikut ini adalah kondisi lapangan pada pabrik MGS/olein yang akan didirikan di kota Samarinda didapatkan dari sumber BMKG :

- Kelembaban udara : 60-100%
- Temperatur udara : 24-31°C
- Curah hujan : 200-300 mm
- Kecepatan angin : 27,78 km/jam
- Arah angin : Tenggara

II.3 Kualitas Bahan Baku dan Produk

II.3.1 Produksi Bahan Baku

Bahan baku yang digunakan dalam produksi pabrik minyak goreng sawit/Olein dibagi menjadi dua, yaitu :

II.3.2 Bahan Baku Utama

CPO merupakan bahan baku utama dalam pengolahan Olein. CPO sendiri diperoleh dari perebusan dan pengepresan buah kelapa sawit, yang selanjutnya disebut dengan minyak sawit mentah. Berikut spesifikasi CPO:

Tabel II.7 Komposisi Crude Palm Oil(CPO)

Komponen	Satuan	Nilai
Trigliserida (TGA)	%	89.96
Digliserida (DGA)	%	5.18
Monogliserida (MGA)	%	0.1
FFA	%	4.33
Phosphorous	%	0.06
Karoten	%	0.05
M&I	%	0.26
Tochoperols	%	0.07
Total		100.0

(Bailey, 2005)

II.3.3 Bahan Baku Pendukung

b. *Phosporic Acid* (85%)

Phosporic Acid merupakan bahan baku pendukung dalam pengolahan Olein dengan presentase berat sebesar 85%. Berikut spesifikasi *Phosporic Acid* yang dibeli dari PT. Petrokimia Gresik :

Tabel II.8 Spesifikasi *Phosporic Acid* PT. Petrokimia Gresik

Spesifikasi <i>Phosporic Acid</i> PT. Petrokimia Gresik	
Kadar P_2O_5 min	50%
Impuritis :	
8. SO_3 maks	4%
9. CaO maks	0,7%
10. MgO maks	1,7%
11. Fe_2O_3 maks	0,6%
12. Al_2O_3 maks	1,3%
13. Chlor maks	0,04%
14. Flour maks	1%
Suspended solid	1%
Specific gravity	1,7%
Warna	Coklat sampai hitam keruh
Bentuk	Cair

b. *Bleaching Earth*

Bleaching Earth merupakan bahan baku pendukung dalam pengolahan olein yang dibeli dari Clariant Adsorbent Indonesia, Berikut spesifikasi dari *Bleaching Earth* :

Tabel II.8 Spesifikasi *Bleaching Earth*

Komponen Kimia (%)	Jenis Adsorben	
	<i>landau raw clay</i>	<i>florida clay</i>
SiO_2	59,0	56,5
Al_2O_3	22,9	11,6

Fe ₂ O ₃	3,4	3,3
CaO	0,9	3,1
MgO	1,2	6,3

(Ketaren, 1986)

II.3.4 Spesifikasi Produk

Karakter utama yang dapat menjelaskan Minyak Goreng sebagai produk komersial ditentukan oleh beberapa parameter fisik dan kimia. Standar yang mengatur mengenai hal ini adalah SNI 06-0303-1989 yang ditunjukkan pada **Tabel II.9**

Tabel II.9 Standar kualitas Minyak Goreng menurut SNI 06-0303-1989

Kriteria Uji	Satuan	Persyaratan
Warna (lovibond 5 ¼" cell)	-	3R maks.
Titik Leleh	°C	24 maks.
Air dan Kotoran	%, Fraksi Massa	0,1 maks.
Asam Lemak bebas (sebagai asam palmitat)	%, Fraksi Massa	0,1 maks.
Bilangan yodium	G Yodium/1000 g	56 min

BAB III

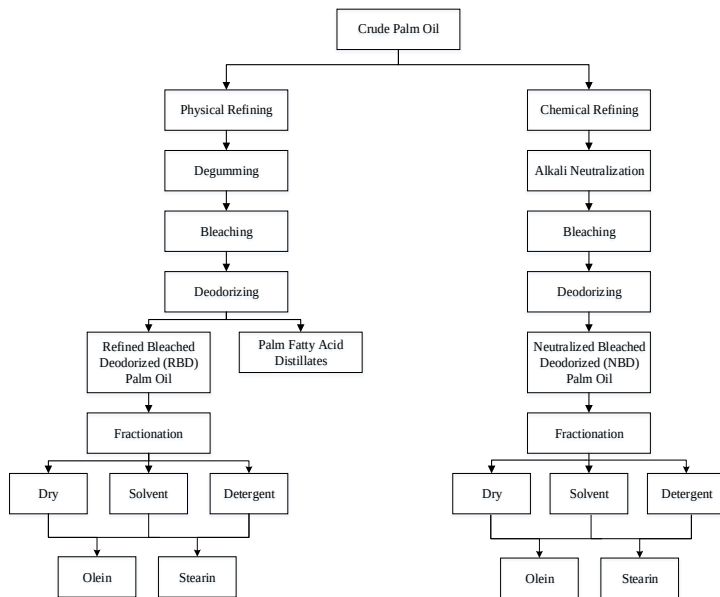
SELEKSI DAN URAIAN PROSES

III.1 Macam-macam Proses Pembuatan Olein dan Stearin

Menurut Bailey's (2005), pada pembuatan olein (minyak goreng sawit) dengan bahan baku *crude palm oil (CPO)* ada dua macam proses, yaitu:

1. Refinery
 - *Physical refining method*
 - *Chemical refining method*
2. Fraksinasi
 - *Dry fractination method*
 - *Solvent fractination method*
 - *Detergent fractination method*

Dibawah ini adalah langkah pembuatan olein dari CPO dengan menggunakan proses *physical refining* dan *chemical refining*.



Gambar III.1 *Palm Oil Process (Ogan, 2015)*

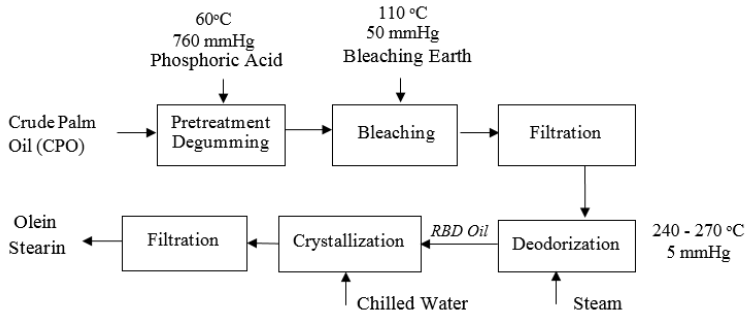
III.1.1 Refinery

Proses *refinery* merupakan proses pemurnian minyak sawit *crude palm oil* (CPO) untuk menghilangkan *Free Fatty Acid* (FFA), bau, serta menurunkan wana, sehingga memenuhi syarat mutu gunanya.

III.1.1.1 Physical Refining Method

Pada proses ini, pemurnian CPO dilakukan dengan cara menghilangkan kandungan asam lemak bebas dan impuritisnya secara distilasi (penyulingan), yaitu dengan jalan memanaskan CPO dalam keadaan vakum pada temperatur dimana asam lemak bebas bisa diuapkan. Tahapan pada proses *physical refining* lebih singkat dibandingkan proses *chemical refining* dapat dilihat pada gambar diatas. Pada proses ini *phospholipids*, *trace metals*, *pigments*, dihilangkan dengan menambahkan *phosphoric acid*

(H_3PO_4) dengan konsentrasi 85%. Pemanasan pada minyak dengan menambahkan *phosphoric acid* menyebabkan sebagian besar *phospholipids* terhidrasi dan senyawa yang tidak larut dapat dihilangkan (Gunstone, 1996).



Gambar III.2 Blok Diagram Proses *Physical Refining*

Proses *physical refining* dibagi menjadi beberapa tahapan yaitu *pretreatment (degumming)*, *bleaching & filtration*, dan *deodorization*. Bahan yang digunakan pada proses ini adalah *crude palm oil (CPO)* dan hasil produk yang dihasilkan adalah *refined bleached deodorized (RBD) oil* dan *palm fatty acid distillate*. Secara garis besar, proses *physical refining* dimulai dari proses *pretreatment (degumming)*, CPO masuk dengan penambahan *phosphoric acid* (konsentrasi 80-85%) dengan rate 0.05-0.2% dari feed minyak masuk. Tujuan penambahan *phosphoric acid* adalah mengendapkan fosfolipid yang bersifat *non-hidrat*. Proses ini terjadi pada kondisi suhu 60°C dengan *resident time* 15-30 menit (Gunstone, 1996).

Setelah proses *degumming*, proses selanjutnya adalah proses *bleaching* dan filtrasi. Pada proses ini, produk dari proses *degumming* ditambahkan *bleaching earth* sekitar 0.8% - 2%. Menurut Bailey's (2005), *bleaching earth* ditambahkan dengan tujuan sebagai berikut:

1. Untuk mengadsorpsi impurities seperti logam (*trace metal*), *moisture*, *insoluble*, dan bagian karotenoid dan pigmen lain

2. Untuk mengurangi *oxidation product*;
3. Untuk mengadsorpsi endapan fosfolipid oleh *phosphoric acid*
4. Untuk menghilangkan beberapa *phosphoric acid* yang berlebihan di minyak setelah proses *degumming*.

Proses *Bleaching* berlangsung dibawah tekanan vakum (50 torr) pada temperatur 100-110 °C dengan waktu penyimpanan 30-45 menit. (Gunstone, 1996).

Kemudian dilanjutkan pada proses filtrasi, minyak yang telah ditambahkan *bleaching earth* kemudian di filtrasi agar lebih bening (oranye terang). Biasanya beberapa *bleaching earth* digunakan sebagai pelapisan awal pada *filter leaves* untuk memodifikasi proses filtrasi. Sebagai tindakan penjagaan kualitas minyak, minyak dilewatkan ke beberapa *filter bag* yang disusun seri, untuk menangkap beberapa partikel *earth* dari penyaringan pertama. Hal ini penting mengingat keberadaan partikel *spent earth* di minyak dapat mengurangi *Oxidative stability Refined Bleach Deodorized* (RBD) oil. *Spent earth* dari hasil proses filtrasi mengandung 20-40% minyak. Proses filtrasi inilah yang mengakibatkan kehilangan sejumlah minyak (Bailey's, 2005).

Proses terakhir yaitu *deodorization process*. Minyak yang telah diolah pada proses sebelumnya di deasidifikasi dan deodorasi. *Preated oil* awalnya di aerasi dan diikuti dengan pemanasan 240-270°C dengan *heat exchanger* sebelum dipompa ke *deodorizer*, kondisi dibawah vakum (2-5 mmHg). Untuk mengurangi resiko terbentuknya kontaminan pada proses pemurnian minyak dengan menggunakan fluida panas, *superheated high pressure steam* biasa digunakan. Temperatur diatas 270°C dihindari untuk mengurangi kehilangan minyak netral, *tocopherols/tocotrienols*, dan kemungkinan isomerisasi dan reaksi yang tak diinginkan. Dalam kondisi tersebut dan dengan bantuan *stripping steam*, *FFA*, yang masih terdapat dalam *Preteated Oil*, didistilasi bersama dengan senyawa *odoriferous* yang lebih *volatile* dan produk oksidasi seperti aldehid dan keton yang dapat menimbulkan bau dan rasa yang tidak diinginkan pada minyak. Disaat yang sama, residu

karotenoid juga terdekomposisi, dan produk akhirnya berupa *light-colored (bland RBD oil)*. Untuk memaksimalkan *recovery* energi panas, minyak panas hasil deodorasi dikontakkan di *heat exchanger* dengan *Preteated Oil* hingga 120-150°C. Pendinginan lebih lanjut dilakukan dengan air hingga suhu 55-65°C sebelum dilanjutkan ke *storage tank* (penyimpanan). Dilakukan penambahan Antioksidan dan *citric acid* jika dibutuhkan di RBD oil (Bailey's, 2005).

By product pada proses *physical refining* adalah *palm fatty acid distillate* (PFAD). Didapatkan dari produk atas yang dikondensasi. Terdiri dari 80-90% *free fatty acid*. PFAD dapat digunakan sebagai bahan mentah untuk pembuatan sabun, bahan baku oleokimia, dll (Bailey's, 2005).

Menurut Dumont & Ngadi (2015), kelebihan dan kekurangan proses *physical refining* adalah sebagai berikut:

Kelebihan:

- Energi yang dibutuhkan sedikit
- *By product* yang dihasilkan sedikit
- Lebih murah

Kekurangan:

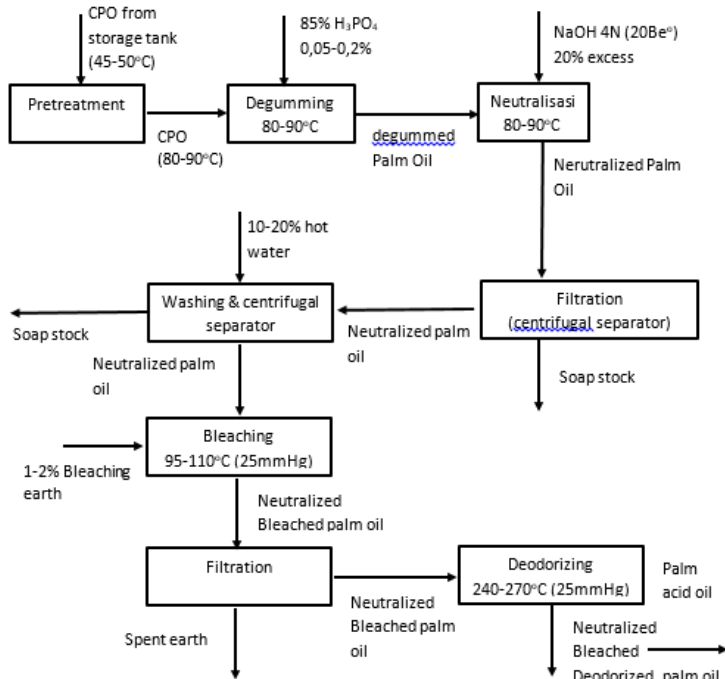
- Menghancurkan karoten
- Dapat menghilangkan warna merah pada minyak
- Bahaya oksidatif yang tinggi
- Menghilangkan Vitamin E
- Mengurangi stabilitas *storage*

III.1.1.2 Chemical Refining Method

Proses pemurnian secara kimia ialah proses pemurnian CPO, dimana proses menghilangkan kandungan asam lemak bebas dan impuritisnya dengan jalan reaksi kimia, yaitu mereaksikan NaOH dengan asam lemak bebas yang berada dalam CPO. Menurut Bailey's (2005), *Chemical Refining Method* juga biasa disebut dengan *Caustic Refining*. Proses *Chemical Refining* dibagi menjadi 3 tahapan yaitu:

1. *Gum Conditioning (Degumming)* dan *Neutralization*

2. *Bleaching dan Filtration*
3. *Deodorization*



Gambar II.3 Blok Diagram Proses *Chemical Refining*

Tahap pertama pada proses *chemical refining* adalah *Gum Conditioning (Degumming)* dan *Neutralization*. CPO dipanaskan hingga suhu 80-90°C. Asam fosfat dengan konsentrasi 80-85% ditambahkan dengan laju 0,05-0,2% dari laju *feed crude oil*. Penambahan asam fosfat ini dimaksudkan untuk memisahkan fosfolipid dari *crude oil*. Setelah itu *degummed oil* ditreatment dengan menambahkan larutan soda kaustik (NaOH) konsentrasi 4N (atau 20Be°) secara berlebih atau *excess* (dengan berdasarkan kandungan FFA dalam *crude oil*) sekitar 20%. Reaksi antara NaOH dengan FFA membentuk *sodium soap*. Kemudian

melakukan pemisahan dengan menggunakan *centrifugal separator*. Fraksi ringan yang keluar berupa *neutralized oil* yang masih mengandung 500-1000 mg/kg sabun dan kelembapan. Sedangkan fraksi berat kandungan utamanya adalah sabun, pengotor tidak larut, *gums*, fosfatida basa berlebih, dan sebagian kecil kehilangan minyak. Dengan penggunaan alkali yang berlebih menyebabkan kehilangan sejumlah *neutral oil* dikarenakan terjadinya proses saponifikasi tidak dapat dihindari (Bailey's, 2005).

Neutralized palm oil (NPO) dicuci dengan 10-20% *hot water* untuk menghilangkan sisa *soap* yang masih ada. Kemudian, *washed oil* dipisahkan dengan *soap* melalui proses sentrifugasi dan dikeringkan secara *vacum* hingga *moisture level*nya kurang dari 0,05% (Bailey's, 2005).

Setelah proses pertama tersebut, NPO masuk kedalam tahap *bleaching and filtration*. Pada tahap ini, *neutralized palm oil* ditreatment menggunakan *bleach earth* dengan perlakuan yang sama seperti pada *pysical refining*. Pada kasus ini, *earth* juga berfungsi untuk meghilangkan sisa *saop* yang masih ada (Bailey's, 2005).

Neutralized and bleached oil kemudian dialirkan menuju *deodorizer* dengan cara yang sama seperti pada *pysical refinery*. Minyak kemudian didistilasi dengan suhu 240-260°C dan tekanan vakum 2-5 mmHg dengan metode *direct steam injection*. Dalam kondisi ini, residual FFA, *volatile oxidation product*, dan *odorferous material* dihilangkan bersama dengan penguraian karotenoid karena panas. Produk akhirnya berupa NBD (*Neutralized Bleached Deodorized*) *palm oil* yang kemudian didinginkan hingga suhu 60°C dan dilewatkan ke *polishing filter bag* sebelum dipompakan ke tangki penyimpanan (Bailey's, 2005).

Neutralization dari FFA pada CPO dengan menggunakan *Caustic Soda* membentuk *soapstock*, yang dapat di *treatment* degan menambahkan asam sulfat encer dengan pH 2-3,5 pada suhu 110-130°C selama 30 menit. Setelah proses *neutralization* kemudian dilakukan pemisahan secara sentrifugal

untuk memisahkan fase cairnya dengan cara menambahkan *hot water* (Bailey's, 2005).

Menurut Dumont & Ngadi (2015), kelebihan dan kekurangan proses *chemical refining* adalah sebagai berikut:

Kelebihan:

- Reduksi FFA tinggi

Kekurangan:

- Dapat menghilangkan *neutral TAGs*
- Membutuhkan energy yang besar
- Membutuhkan waktu yang relative lama
- Menghasilkan limbah polusi
- Sangat mahal

III.1.2 *Fractionation*

Fraksinasi merupakan proses kristalisasi minyak dengan menggunakan perlakuan pendinginan, dimana trigliserida yang memiliki titik leleh rendah akan berbentuk dalam fase cair (*olein*) dan trigliserida yang memiliki titik leleh tinggi akan berbentuk fase padat (*stearin*). Proses ini bertujuan untuk memisahkan fraksi padat dari fraksi cair. Trigliserida *palm oil* terdiri dari campuran *fatty acid* dengan panjang rantai dan derajat kejenuhan yang berbeda. Faktor yang mempengaruhi proses kristalisasi diantaranya adalah: komposisi minyak, *polymorphism*, dan kondisi pendinginan (Bailey's, 2005).

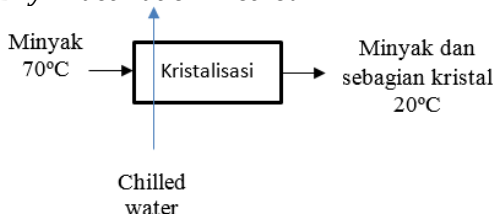
Palm oil mengandung sekitar 4-8% digliserida, yang dapat membentuk campuran *eutectic* dengan trigliserida menghasilkan *solid* konten yang lebih rendah. Hal ini dapat memperlambat laju kristalisasi. *Palm oil* juga mengandung monogliserida namun dalam jumlah yang sangat kecil. Kandungan monogliserida dalam *palm oil* hanya sebesar 1% sehingga tidak memiliki dampak yang signifikan pada proses kristalisasi (Bailey's, 2005).

Laju pendinginan mempengaruhi proses nukleasi dan pertumbuhan kristal minyak. Ketika suhu cukup rendah (32-36°C), gliserida jenuh akan terkristalisasi dan kristal ini berperan sebagai nuclai bagi proses kristalisasi selanjutnya dari gliserida

dengan titik lebur yang rendah, menghasilkan bentuk cluster yang lebih besar. Laju pendinginan yang rendah dan kecepatan pengadukan yang tepat dapat menghasilkan bentuk kristal yang diinginkan (*Bailey's, 2005*).

Ada tiga metode yang umum digunakan untuk proses fraksinasi palm oil, diantaranya adalah : *Dry Process, Detergent Process, dan Solvent Process*.

III.1.2.1 Dry Fractination Method



Gambar III.4 Diagram Blok Proses *Dry Fractination*

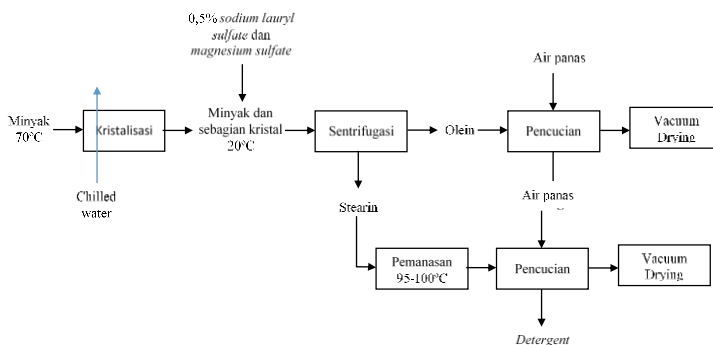
Fraksinasi Kering biasanya dilakukan secara semi kontinyu menggunakan *Neutralized* dan *Neutralizer and Bleached*. Tidak membutuhkan penambahan zat kimia atau *zat additive*. Minyak dijaga homogen pada suhu 70 °C agar tidak terbentuk kristal minyak terlebih dahulu sebelum proses kristalisasi dimulai dan dilanjutkan proses pendinginan. Terbentuknya kristal dan pertumbuhan kristal terjadi saat ada pengadukan dan pendinginan menggunakan sirkulasi *chilled water*. Pendinginan dikontrol dengan melakukan pengaturan perbedaan temperatur antara minyak dan *chilled water*, dan juga waktu pendinginan. Ketika suhu mencapai temperatur yang diinginkan (biasanya pada 20 °C), atau bergantung pada kualitas olein yang dibutuhkan, pendinginan akan dihentikan dan sebagian massa yang mengkristal siap untuk di filtrasi (*Bailey's, 2005*).

Filtrasi yang banyak digunakan di industri saat ini yaitu *drum rotary filter, stainless steel belt Florentine filters*, dan *membrane filter*. Selama beberapa dekade terakhir, *membrane*

filter yang sesungguhnya adalah *filter press* yang dilengkapi dengan *membrane plate*, *membrane* ini banyak digunakan karena memberikan hasil *yield* lebih tinggi (sekitar 70-75%) dan *stearin* yang lebih keras dibandingkan dengan 65% yang diperoleh dari *Florentine* atau *rotary drum filter* (Bailey's, 2005).

III.1.2.2 Detergent Fractination Method

Detergent process juga dikenal sebagai proses *lanza* atau *lipofrac*, *detergent fractionation* biasanya digunakan pada *Crude Palm Oil*.



Gambar II.5 Diagram Blok Proses *Detergent Fractination*

Pertama-tama minyak didinginkan dalam kristalizer yang dilengkapi dengan air pendingin. Ketika telah mencapai suhu yang diinginkan (sekitar 20°C), kristal yang telah terbentuk dicampur dengan larutan *detergent* yang mengandung sekitar 0,5% *sodium lauryl sulfate* dan *magnesium sulfate* sebagai elektrolit. Kristal *stearin* dibasahi oleh *detergent* dan membentuk suspensi dalam fasa larutan. Dalam proses sentrifugasi *olein* keluar sebagai *lighter phase* dan *stearin* merupakan bagian dari *aqueous phase*. *Olein* kemudian dicuci dengan air panas untuk menghilangkan kelebihan *detergent* dan dikeringkan secara vakum. *Aqueous phase* dipanaskan hingga suhu 95-100°C untuk

memecah emulsi untuk memperoleh kembali *stearin*. Yang kemudian dicuci dengan menggunakan air panas dan dikeringkan secara vakum sebelum disimpan. Olein yang dihasilkan sebesar 80% (Bailey's, 2005).

Menurut Dumont & Ngadi (2015), kelebihan dan kekurangan proses *Detergent process* adalah sebagai berikut:

Kelebihan:

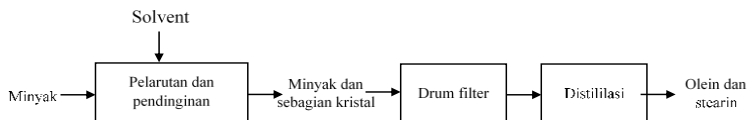
- Kristal mudah tersuspensi pada *aqueous phase*

Kekurangan:

- Sangat mahal
- Produk beresiko terkontaminasi
- Membutuhkan *accessories* tambahan

III.1.2.3 Solvent Fractination Method

Proses ini adalah proses yang paling mahal karena terjadi *solvent loss*, peralatan untuk merecovery *solvent*, dibutuhkan temperatur yang lebih rendah, dan dibutuhkan perlengkapan *safety* yang ketat. Proses ini membutuhkan penggunaan *solvent*, misalnya: *hexane* atau *acetone*. Pertama-tama minyak dilarutkan kedalam *solvent* diikuti dengan pendinginan untuk mencapai temperatur yang diinginkan. Miscella mengandung sebagian kristal minyak dan *solvent* kemudian disaring dalam kondisi vakum dalam *drum filter*. *Olein miscella* dan *stearin miscella* kemudian didistilasi untuk menghilangkan *solvent* dan merecover fraksi. Yield olein yang dihasilkan 80%. Saat ini solvent process hanya digunakan untuk produksi produk yang bernilai tinggi seperti *cocoa butter* atau *specialty fats* (Bailey's, 2005).



Gambar III.6 Diagram Blok Proses Solvent Fractination

Menurut Dumont & Ngadi (2015), kelebihan dan kekurangan proses ***Solvent Process*** adalah sebagai berikut:

Kelebihan:

- *Reduced viscosity*
- Waktu proses produksi yang singkat
- Efisiensi pemisahan tinggi
- Yield yang dihasilkan tinggi
- Kemurnian produk tinggi

Kekurangan:

- Modal investasi tinggi
- Biaya produksi tinggi
- Dapat beresiko kebakaran
- Menghasilkan limbah yang berbahaya

III.2 Seleksi Proses

Berdasarkan uraian proses yang telah dijelaskan diatas, maka dapat disimpulkan perbandingan dari masing-masing proses seperti pada tabel berikut:

III.2.1 Perbandingan Proses *Refining*

Tabel III.1 Proses *Refining*

Parameter	<i>Physical Refining</i>	<i>Chemical Refining</i>
Bahan tambahan	- Asam fosfat - <i>Bleaching Earth</i>	- Asam fosfat - <i>Bleaching earth</i> - <i>Caustic soda</i>
Tahapan proses	- <i>Degumming</i> - <i>Bleaching</i> - Filtrasi - Deodorasi	- <i>Degumming</i> - Netralisasi - <i>Bleaching</i> - Filtrasi - Deodorasi
Produk hasil samping	- PFAD - <i>Spent earth</i>	- Soap - <i>Spent earth</i> - <i>Palm Acid Oil</i>
Aplikasi	- Minyak nabati dengan kandungan	- Minyak nabati dengan kandungan

	FFA >3% - Contoh : palm oil	FFA <3% - Contoh : <i>sunflower</i>
Yield	Lebih tinggi (tidak ada sabun)	Lebih rendah (terbentuk sabun)
Biaya	Lebih Ekonomis	Lebih Mahal

Dari uraian diatas terlihat bahwa dengan proses *physical refining* lebih menguntungkan dibandingkan proses *chemical refining*. Pada *Refinery Process* menggunakan metode *Physical Refining*, keuntungannya adalah yield yang dihasilkan lebih besar (tidak terbentuk sabun), *By product* yang dihasilkan berupa PFAD (*Palm Fatty Acid Distillate*) sebagai Biodiesel, tahapan prosesnya lebih singkat (tanpa melalui proses netralisasi), ramah lingkungan, serta biaya peralatan dan instalasi lebih murah jika dibandingkan *Chemical Refining Process*. Hal ini juga didukung dengan kandungan fosfatida di Kelapa Sawit kecil, sehingga lebih *feasible* menggunakan proses *Physical Refining*.

III.2.2 Perbandingan Proses Fraksinasi

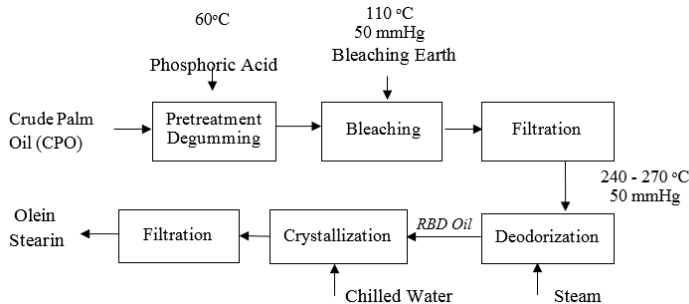
Tabel III.2 Proses Fraksinasi

Parameter	<i>Dry</i>	<i>Detergent</i>	<i>Solvent</i>
Bahan tambahan	-	- <i>Sodium lauryl sulfate</i> - <i>Mmagnesiun sulfate</i>	- <i>Hexane</i> - <i>Aceton</i>
Tahapan proses	- Kristalisasi (pendinginan <i>chilled water</i>)	- Kristalisasi (pendinginan, dan penambahan larutan) - Pencucian	- Kristalisasi (penambahan <i>solvent</i>) - Filtrasi (<i>drum filter</i>) - Distilasi

	- Filtrasi(<i>filter press</i>)	- Pengeringan	
Yield	75% (<i>olein</i>)	80% (<i>olein</i>)	80% (<i>olein</i>)
Biaya	Lebih Ekonomis	Lebih Mahal	Lebih Mahal

Dari uraian diatas terlihat bahwa dengan *Fractination Process* menggunakan metode *Dry Fractination*, keuntungan yang dimiliki adalah biayanya lebih ekonomis (tanpa penambahan bahan kimia dan zat aditif), tahapan proses lebih sederhana, dan ramah lingkungan. Adapun kekurangan dari proses ini yaitu yield olein yang dihasilkan hanya 75% dibandingkan proses fraksinasi lain (*Detergent and Solvent*) yang bisa mencapai 80%. Selisih tersebut bukan menjadi masalah dikarenakan jika memilih proses yang lain akan membutuhkan biaya lebih besar untuk pembelian bahan baku, biaya kebutuhan utilitas, biaya pengolahan bahan baku, biaya peralatan tambahan yang dibutuhkan, serta waktu yang dibutuhkan. Sehingga pada proses pembuatan olein (minyak goreng) dipilih proses *physical refining process* dan *dry fractination process*. Proses ini telah banyak diterapkan oleh berbagai industri olein (Minyak Goreng) di Indonesia dan Malaysia.

III.3 Uraian Proses



Gambar III.7 Blok Diagram Proses Terpilih

Secara umum, proses pembuatan *Olein* adalah sebagai berikut:

1. *Physical Refining*

- *Pretreatment* dan *Degumming*
- *Bleaching*
- *Filtration*
- *Deodorization*

2. *Dry Fractination*

- *Crystallization*
- *Filtration*

III.3.1 Tahap Persiapan Bahan Baku (*Pretreatment* dan *Degumming*)

Tahap pertama dalam proses produksi olein dari *Crude Palm Oil* (CPO) yaitu mengambil bahan baku yang berupa *Crude Palm Oil* (CPO) dari tangki (F-111) yang dijaga pada suhu 45°C dan tekanan 1 atm. CPO dipompa (L-112) dari tangki (F-111) menuju *Heat Exchanger* (E-113) untuk dipanaskan hingga suhu 60°C (proses *Pretreatment*). Setelah CPO dilewatkan kedalam *Heat Exchanger* (E-132) untuk menikkan suhu hingga 60°C, dialnjutkan proses *Degumming*. Pada proses ini CPO menuju *Mixing Tank Degumming* (M-114) untuk dilakukan penambahan *Phosphoric Acid* (85%) dengan *reresidence time* 15 menit, kemudian CPO dipompa (L-115) menuju *Retention Tank Degumming* (M-110).

III.3.2 Tahap Pemurnian (*Bleaching, Filtration, dan Deodorization*)

CPO yang telah melalui proses *Pretreatment* dan *Degumming* selanjutnya dialirkan menuju tahap pemurnian. CPO dari *Retention Tank Degumming* (M-110) dipompa (L-116) menuju tangki *Bleaching* (F-120) untuk dilakukan proses pemucatan dengan melakukan penambahan *Bleaching earth* sebanyak 1,4% dari *rate* bahan masuk. Kondisi proses pada tangki *Bleaching* ini adalah suhu 110°C dan tekanan 0,06 atm. Tujuan penambahan *Bleaching earth* adalah untuk mengadsorpsi *impurities* dan *gum* dari proses *Degumming*.

Hasil dari proses ini berupa *Refined Bleached Palm Oil* (RBPO) yang kemudian dipompa (L-122) menuju tangki RBPO (F-123) untuk ditampung sementara. Dari tangki (F-123) dipompa (L-124) menuju *Vertical Leaf Screen Filter* (H-125) untuk dilakukan proses filtrasi, setelah itu dilakukan filtrasi kedua di *Catridge Filter* (H-127). Tujuan dari proses filtrasi ini adalah untuk memisahkan *spent earth* dengan RBPO. Setelah melalui tahap filtrasi filtrat yang berupa RBPO dipompa untuk ditampung ditangki penampungan sementara (F-129) sebelum dilanjutkan ke proses deodorisasi.

Sebelum masuk kedalam *deodorizer* RBPO dipanaskan hingga suhu 261°C dengan melewatkannya kedalam *Shell and Tube Heat Exchanger* (E-212, E-213, dan E-214). RBPO dengan suhu 261°C dipompa menuju kolom *Deodorizer* (D-210) yang beroperasi pada suhu 260°C dan tekanan 0,008 atm (kondisi *vacuum*). Pada *deodorizer* terjadi proses pemisahan antara minyak dengan FFA kecil dengan PFAD (*Palm Fatty Acid Distillate*). PFAD selanjutnya ditampung pada tangki penampung (F-217). PFAD umumnya dimanfaatkan sebagai biodiesel. *Bottom product* kolom *Deodorizer* berupa RBDPO (*Refined Bleach Deodorize Palm Oil*) dengan FFA (maks.0,1%).

RBDPO dipompa dan didinginkan melalui *cooler* dengan terlebih dahulu sebelum menuju tangki penyimpanan RBDPO (F-311).

III.3.3 Tahap Pemisahan Produk (*Crystallization* dan *Filtration*)

Refined Bleach Deodorized Palm Oil (RBDPO) dari tangki penyimpanan (F-311) kemudian dipompa (L-312) menuju *Crystallizer* (X-310). Pada tahap ini mulai dilakukan pemisahan antara *olein* (cair) dengan *stearin* (padat) dengan cara mengkristalkan *stearin* dalam *Crystallizer*. *Crystallizer* dilengkapi dengan *coil* dan pengaduk yang dialiri oleh *cooling water* sebagai pendingin. Proses kristalisasi dilakukan dengan melakukan proses pendinginan hingga suhu 15°C. Kristal dari hasil kristalisasi pada *Crystallizer* (X-310) dilanjutkan menuju proses filtrasi pada Filter Press (H-314). Filter Press (H-314) terdiri dari 12 *Filter Plate*. Tujuannya memisahkan *olein* (cair) dengan *stearin* (padat) berdasarkan tekanan secara bertahap. Fraksi padat berupa *stearin* dialirkan menuju tangki penyimpanan (F-317) untuk dilakukan pelelehan yang kemudian dapat dilakukan pengemasan produk. Sementara fraksi cair berupa *olein* dialirkan masuk kedalam tangki penyimpanan (F-316).

BAB IV NERACA MASSA DAN ENERGI

IV.1 Neraca Massa

Perhitungan neraca massa pra desain pabrik Minyak Goreng dari Crude Palm Oil berdasarkan pada data-data berikut ::

Akumulasi Massa = Aliran massa masuk - Aliran massa keluar

Perhitungan neraca massa pra desain Pabrik Olein dari Crude Palm Oil (CPO) didasarkan pada data-data sebagai berikut:

Kapasitas Produksi : 600.000 Ton Olein/Tahun

: 75,7576 Ton Olein/Jam

: 75757,5758 Kg Olein/Jam

Hari Kerja : 330 Hari/Tahun

Jam Kerja : 24 Jam/Hari

Basis perhitungan : 1 Jam Operasi

Jumlah Crude Palm Oil : 98195,7491 Kg CPO/Jam

Tabel IV.1 Komposisi Crude Palm Oil (CPO)/ Minyak Kelapa Sawi Kasar

Komponen	Komposisi	Nilai	Satuan
1. Trigliserida (TGA)		90,0000	%
	PPP (SSS)	8,1300	%
	PPS (SSS)	1,4400	%
	POP (SUS)	21,980	%
	POS (SUS)	3,8400	%
	PPO (SSU)	7,8600	%
	PLP (SUS)	8,0700	%
	POO (SUU)	26,050	%
	PLO (SUU)	7,3600	%
	POL (SUU)	3,7900	%

	OOO (UUU)	6,0000	%
	PLL (SUU)	1,3000	%
	OLO (UUU)	2,0600	%
	OOL (UUU)	2,1200	%
	2. Digliserida (DGA)	4,6610	%
	PP (SS)	8,1300	%
	PP (SS)	1,4400	%
	PO (SU)	21,980	%
	PO (SU)	3,8400	%
	PP (SS)	7,8600	%
	PL (SU)	8,0700	%
	PO (SU)	26,050	%
	PL (SU)	7,3600	%
	PO (SU)	3,7900	%
	OO (UU)	6,0000	%
	PL (SU)	1,3000	%
	OL (UU)	2,0600	%
	OO (UU)	2,1200	%
	3. Monogliserida (MGA)	0,2000	%
	P (S)	8,1300	%
	P (S)	1,4400	%
	P (S)	21,980	%
	P (S)	3,8400	%
	P (S)	7,8600	%
	P (S)	8,0700	%
	P (S)	26,050	%
	P (S)	7,3600	%

	P (S)	3,7900	%
	O (U)	6,0000	%
	P (S)	1,3000	%
	O (U)	2,0600	%
	O (U)	2,1200	%
4. FFA		4,9000	%
5. Fosfolipid		0,1580	%
6. Karoten		0,0800	%
7. Tocoperols-Tocotrienol		0,0010	%
Total		100,00	

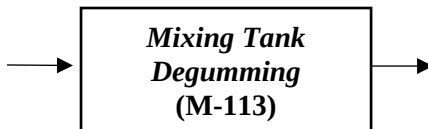
IV.1.1 Mixing Tank Degumming (M-113)

Dari F-111

<aliran 3>

TGA
MGA
DGA
FFA
Fosfolipid
Karoten
Tocoperols-
Tocotrienols

<aliran 4>
Asam fosfat



Menuju M-110

<aliran 5>

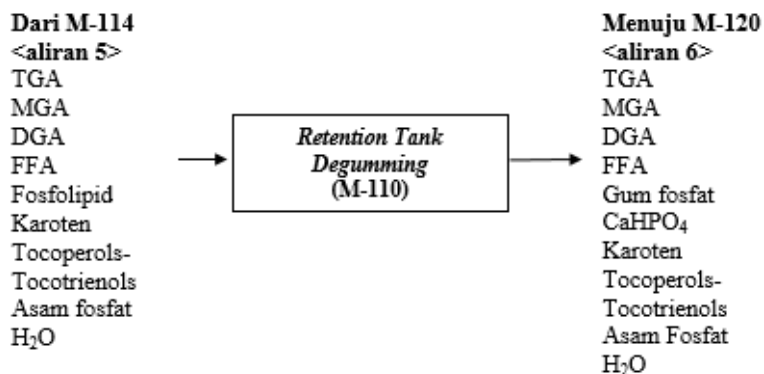
TGA
MGA
DGA
FFA
Fosfolipid
Karoten
Tocoperols-
Tocotrienols
Asam Fosfat
H₂O

Tabel IV.2 Neraca Massa Tangki Pencampur Degumming (M-114)

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Komponen	Fraksi (%)	Massa (Kg)	Komponen	Fraksi (%)	Massa (Kg)
Aliran <3>			Aliran <5>		
TGA	90,0000	88376,1742	TGA	89,8869	88376,1742
DGA	4,6610	4576,9039	DGA	4,6551	4576,9039
MGA	0,2000	196,3915	MGA	0,1997	196,3915
FFA	4,9000	4811,5917	FFA	4,8938	4811,5917
Fosfolipid	0,1580	155,1493	Fosfolipid	0,1578	155,1493
Karoten	0,0800	78,5566	Karoten	0,0799	78,5566
T & T	0,0010	0,9820	T & T	0,0010	0,9820
			Asam fosfat	0,1068	105,0043
			H ₂ O	0,0188	18,5302
Aliran <4>					

Asam fosfat	85,0000	105,0043			
Moisture H ₂ O	15,0000	18,5302			
TOTAL		98319,2836	TOTAL		98319,2836

IV.1.2 Retention Tank Degumming (M-110)

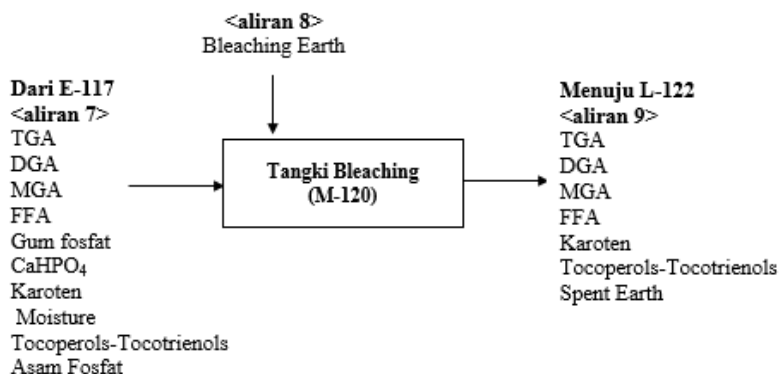


Tabel IV.3 Neraca Massa Tangki Retention Degumming (M-110)

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Komponen	Fraksi (%)	Massa (Kg)	Komponen	Fraksi (%)	Massa (Kg)
Aliran <5>			Aliran <6>		
TGA	89,8869	88376,1742	TGA	89,8869	88376,1742
DGA	4,6551	4576,9039	DGA	4,6551	4576,9039
MGA	0,1997	196,3915	MGA	0,1997	196,3915
FFA	4,8938	4811,5917	FFA	4,8938	4811,5917
Fosfolipid	0,1578	155,1493	Gum Fosfat	0,1495	147,0061
Karoten	0,0799	78,5566	CaHPO ₄	0,0296	29,1441

T & T	0,0010	0,9820	Karoten	0,0799	78,5566
Asam fosfat	0,1068	105,0043	T & T	0,0010	0,9820
Moisture (H ₂ O)	0,0188	18,5302	Asam Fosfat	0,0854	84,0035
			Moisture (H ₂ O)	0,0188	18,5302
TOTAL		98319,2836	TOTAL		98319,2836

IV.1.3 Tangki Bleaching (M-120)

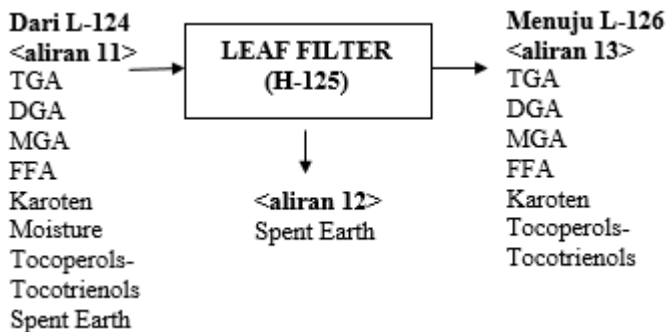


Tabel IV.4 Neraca Massa Tangki Bleaching (M-120)

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Komponen	Fraksi (%)	Massa (Kg)	Komponen	Fraksi (%)	Massa (Kg)
Aliran <7>			Aliran <9>		
TGA	89,8869	88376,1742	TGA	87,7594	87492,4125
DGA	4,6551	4576,9039	DGA	4,5450	4531,1348
MGA	0,1997	196,3915	MGA	0,1950	194,4276

FFA	4,8938	4811,5917	FFA	4,7780	4763,4758
Gum Fosfat	0,1495	147,0061	Karoten	0,0043	4,3206
CaHPO4	0,0296	29,1441	T & T	0,0010	0,9820
Karoten	0,0799	78,5566	<i>Spent Earth</i>	2,7173	2709,0004
T & T	0,0010	0,9820			
Asam Fosfat	0,0854	84,0035			
Moisture (H ₂ O)	0,0188	18,5302			
Aliran <8>					
BE	100,0000	1376,4700			
TOTAL		99695,7536	TOTAL		99695,7536

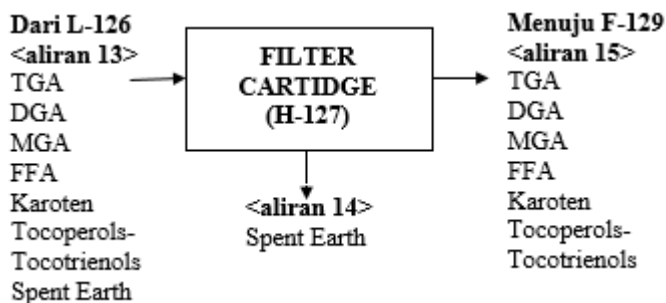
IV.1.4 Vertical Leaf Screen Filter (H-125)



Tabel 5. Neraca *Vertical Leaf Filter* (H-125)

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Komponen	Fraksi (%)	Massa (Kg)	Komponen	Fraksi (%)	Massa (Kg)
Aliran <11>			Aliran <12>		
TGA	87,7594	87492,4125	TGA	0,0000	0,0000
DGA	4,5450	4531,1348	DGA	0,0000	0,0000
MGA	0,1950	194,4276	MGA	0,0000	0,0000
FFA	4,7780	4763,4758	FFA	0,0000	0,0000
Karoten	0,0043	4,3206	Karoten	0,0000	0,0000
T & T	0,0010	0,9820	T & T	0,0000	0,0000
<i>Spent earth</i>	2,7173	2709,0004	<i>Spent Earth</i>	100,0000	2031,7503
			Aliran <13>		
			TGA	89,5851	87492,4125
			DGA	4,6395	4531,1348
			MGA	0,1991	194,4276
			FFA	4,8774	4763,4758
			Karoten	0,0044	4,3206
			T & T	0,0010	0,9820
			<i>Spent Earth</i>	0,6934	677,2501
TOTAL		99695,7536	TOTAL		99695,7536

IV.1.5 Filter Cartridge (H-127)

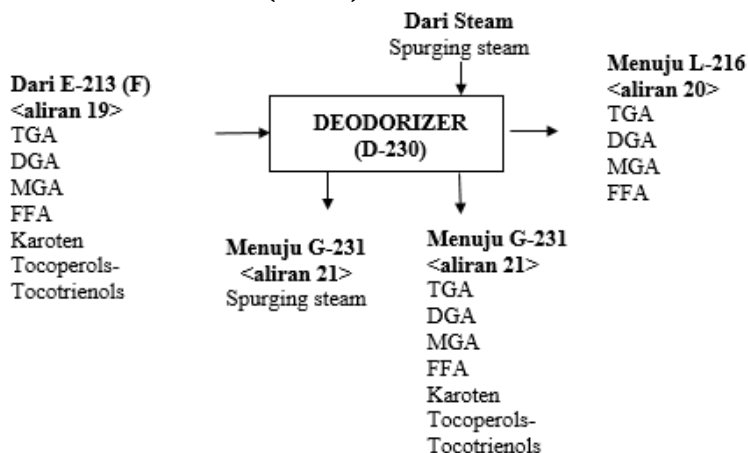


Tabel IV.6 Neraca Filter Cartridge (M-120)

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Komponen	Fraksi (%)	Massa (Kg)	Komponen	Fraksi (%)	Massa (Kg)
Aliran <13>			Aliran <14>		
TGA	89,5851	87492,4125	TGA	0,0000	0,0000
DGA	4,6395	4531,1348	DGA	0,0000	0,0000
MGA	0,1991	194,4276	MGA	0,0000	0,0000
FFA	4,8774	4763,4758	FFA	0,0000	0,0000
Karoten	0,0044	4,3206	Karoten	0,0000	0,0000
T & T	0,0010	0,9820	T & T	0,0000	0,0000
Spent Earth	0,6934	677,2501	Spent Earth	100,0000	677,2501
			Aliran <15>		
			TGA	90,2107	87492,4125
			DGA	4,6719	4531,1348
			MGA	0,2005	194,4276
			FFA	4,9115	4763,4758
			Karoten	0,0045	4,3206
			T & T	0,0010	0,9820

			TOTAL	100,0000	96986,7532
TOTAL		97664,0033	TOTAL		97664,0033

IV.1.6 Deodorization (D-210)

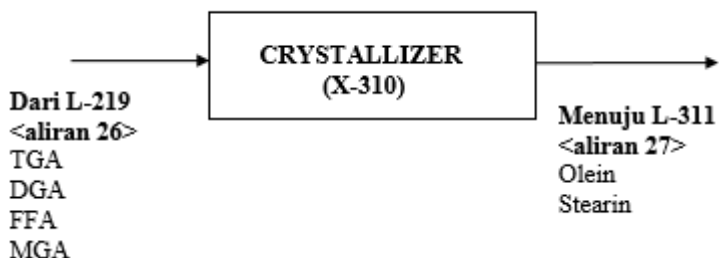


Tabel IV.7 Neraca Massa Deodorizer (D-210)

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Komponen	Fraksi	Massa	Komponen	Fraksi	Massa
Aliran <19>			Aliran <20>		
TGA	89,9745	87492,4125	TGA	15,3129	874,9241
DGA	4,6597	4531,1348	DGA	2,1508	122,8865
MGA	0,1999	194,4276	MGA	0,0000	0,0000
FFA	4,8986	4763,4758	FFA	82,5364	4715,8410
Karoten	0,0044	4,3206	Karoten	0,0000	0,0000
T & T	0,0010	0,9820	T & T	0,0000	0,0000
Steam	0,2618	254,5456	Steam	4,4550	254,5456
			Aliran <Bottom>		
			TGA	94,8992	86617,4883

			DGA	4,8297	4408,2483
			MGA	0,2130	194,4276
			FFA	0,0522	47,6348
			Karoten	0,0047	4,3206
			T & T	0,0011	0,9820
TOTAL		97241,2988	TOTAL	97241,2988	

IV.1.7 *Crystalizer* (X-310)

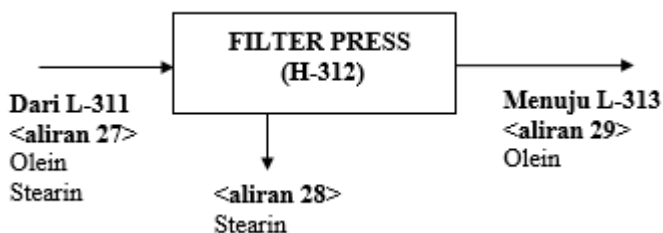


Tabel IV.8 Neraca Massa *Crystalizer* (X-310)

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Komponen	Fraksi (%)	Massa (Kg)	Komponen	Fraksi (%)	Massa (Kg)
Aliran <26>			Aliran <27>		
			Olein	83,0010	75757,5758
TGA	94,8992	86617,4883	TGA	94,8981	71892,5153
DGA	4,8297	4408,2483	DGA	4,8297	3658,8461
MGA	0,2130	194,4276	MGA	0,2130	161,3749
FFA	0,0522	47,6348	FFA	0,0522	39,5368
Karoten	0,0047	4,3206	Karoten	0,0057	4,3206
T & T	0,0011	0,9820	T & T	0,0013	0,9820
			Stearin	16,9990	15515,5258

			TGA	94,9048	14724,9730
			DGA	4,8300	749,4022
			MGA	0,2130	33,0527
			FFA	0,0522	8,0979
TOTAL		91273,1016	TOTAL		91273,1016

IV.1.8 Filter Press (H-312)



Tabel IV.9 Neraca Massa *Filter Press* (H-312)

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Komponen	Fraksi (%)	Massa (Kg)	Komponen	Fraksi (%)	Massa (Kg)
Aliran <27>			Aliran <29>		
Olein	83,0010	75757,5758	Olein	100,0000	75757,5758
TGA	94,8981	71892,5153			
DGA	4,8297	3658,8461	Aliran <28>		
MGA	0,2130	161,3749	Stearin	100,0000	15515,5258
FFA	0,0522	39,5368			
Stearin	16,9990	15515,5258			
TGA	94,9048	14724,9730			
DGA	4,8300	749,4022			
MGA	0,2130	33,0527			

FFA	0,0522	8,0979			
TOTAL		91273,1016	TOTAL		91273,1016

VI.2 Neraca Energi

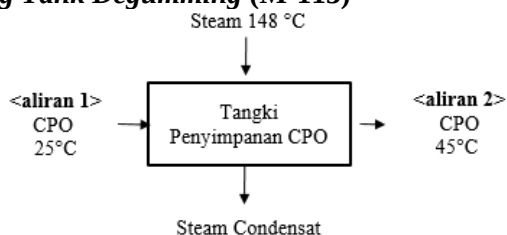
Perhitungan neraca energi menggunakan neraca energi komponen dan neraca energi overall. Dalam teori ini, berlaku hukum kekekalan energi dengan asumsi aliran steady state, maka rumus yang digunakan :

Akumulasi energi = Aliran energi masuk - Aliran energi keluar

Perhitungan neraca energi pra desain Pabrik Olein dari Crude Palm Oil (CPO) didasarkan pada data-data sebagai berikut:

Kapasitas Produksi : 600.000 Ton Olein/Tahun
 : 75,7576 Ton Olein/Jam
 : 75757,5758 Kg Olein/Jam
 Hari Kerja : 330 Hari/Tahun
 Jam Kerja : 24 Jam/Hari
 Basis perhitungan : 1 Jam Operasi
 Suhu Referensi : 25°C
 Satuan : kJ

VI.2.1 Mixing Tank Degumming (M-113)

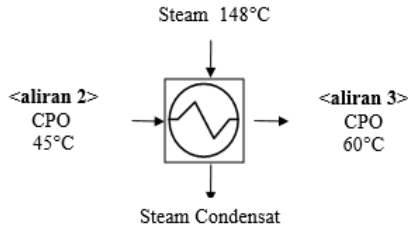


Tabel IV.10 Neraca Energi Tangki Penyimpanan (F-111)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Hs <1>	0,0000	Hs <2>	1341318,5100

Q_{steam}	1341318,5100		
Total	1341318,5100	Total	1341318,5100

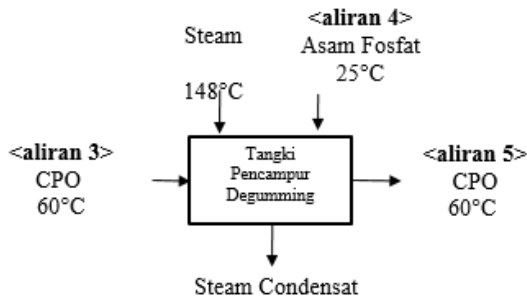
IV.2.2 Heat Exchanger (E-113)



Tabel IV.11 Neraca Energi *Heat Exchanger* (E-113)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Hs <2>	1341318,5100	Hs <3>	1512407,9546
Q_{steam}	180094,1522	Q_{loss}	9004,7076
Total	1521412,6623	Total	1521412,6623

IV.2.3 Mixing Degumming Tank (M-114)

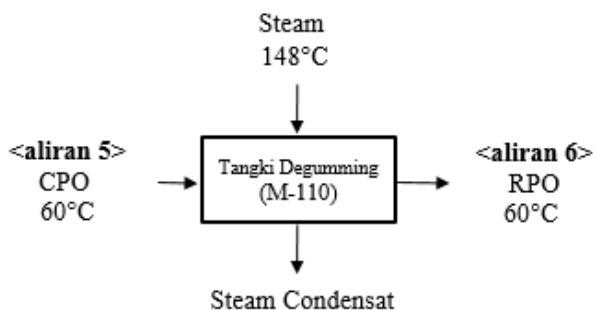


Tabel IV.12 Neraca Energi *Mixing Tank Degumming* (M-114)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Hs <3>	1512407,9546	Hs <5>	1517779,0785

Hs <4>	0,0000		
Q_{steam}	5371,1239		
Total	1517779,0785	Total	1517779,0785

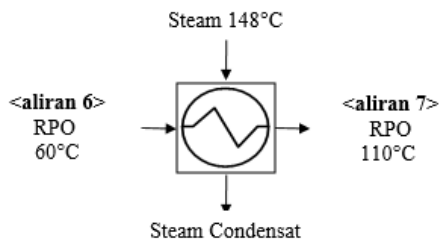
IV.2.4 Retention Tank Degumming (M-110)



Tabel IV.13 Neraca Energi Tangki *Degumming* (M-110)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Hs <5>	1517779,0785	Hs <6>	1516836,3007
Q_{steam}	74946,1761	Q_{loss}	75888,9539
Total	1592725,2546	Total	1592725,2546

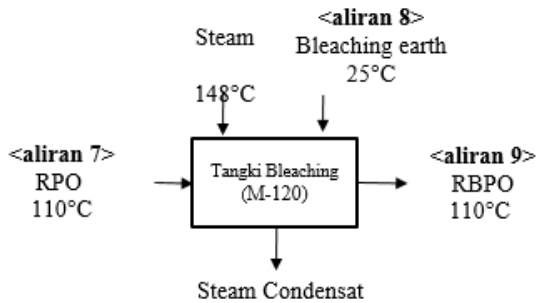
IV.2.5 Heat Exchanger (E-117)



Tabel IV.14 Neraca Energi *Heat Exchanger* (E-117)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Hs <6>	1516836,3007	Hs <7>	2213638,3293
Q _{steam}	733475,8196	Q _{loss}	36673,7910
Total	2250312,1203	Total	2250312,1203

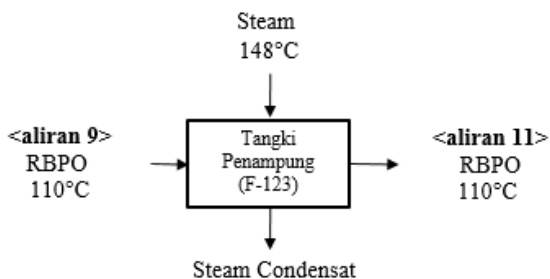
IV.2.6 Tangki *Bleaching* (M-120)



Tabel IV.15 Neraca Energi Tangki *Bleaching* (M-120)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Hs <7>	2213638,3293	Hs <9>	2181336,0064
Hs <8>	0,0000	Q _{loss}	110681,9165
Q _{steam}	78379,5935		
Total	2292017,9228	Total	2292017,9228

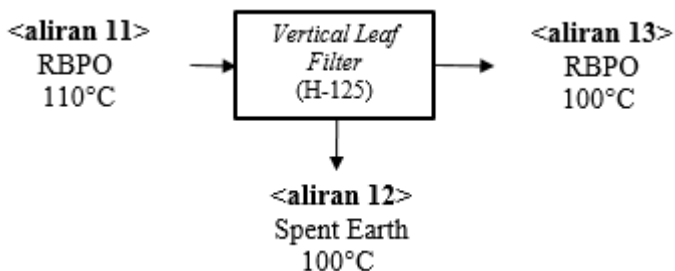
IV.2.7 Tangki Penampung (F-123)



Tabel IV.16 Neraca Energi Tangki Penampung (F-123)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Hs <9>	2181336,0064	Hs <11>	2181336,0064
Q _{steam}	109066,8003	Q _{loss}	109066,8003
Total	2290402,8067	Total	2290402,8067

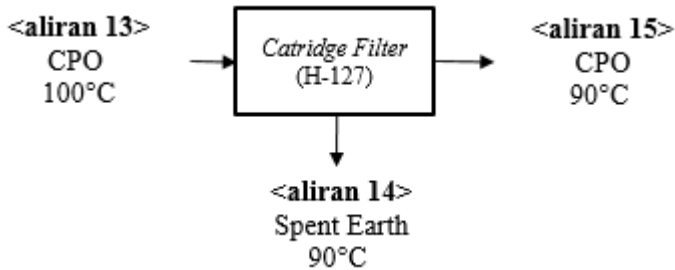
IV.2.8 Vertical Leaf Filter (H-125)



Tabel IV.17 Neraca Energi Vertical Leaf Screen Filter (H-125)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Hs <11>	2181336,0064	Hs <12>	1442,5427
	-	Hs <13>	2027968,4273
	-	Q _{loss}	151925,0363
Total	2181336,0064	Total	2181336,0064

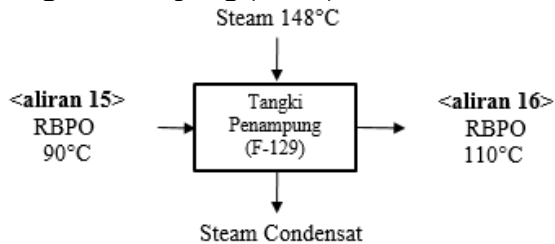
IV.2.9 Catridge Filter (H-127)



Tabel IV.18 Neraca Energi *Catridge Filter* (H-127)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Hs <13>	2027968,4273	Hs <14>	480,8476
	-	Hs <15>	1883473,3167
	-	Q _{loss}	144014,2631
Total	2027968,4273	Total	2027968,4273

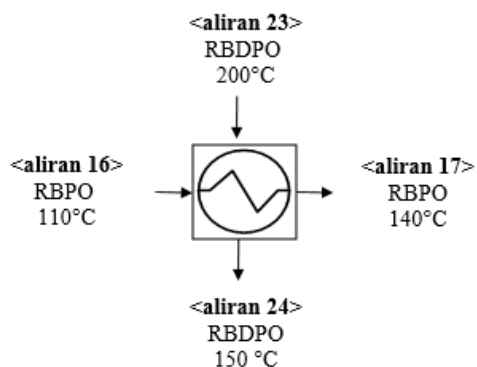
IV.2.10 Tangki Penampung (F-129)



Tabel IV.19 Neraca Energi Tangki Penampung (F-129)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Hs <15>	1883473,3167	Hs <16>	2179412,6161
Q _{steam}	390112,9652	Q _{loss}	94173,6658
Total	2273586,2819	Total	2273586,2819

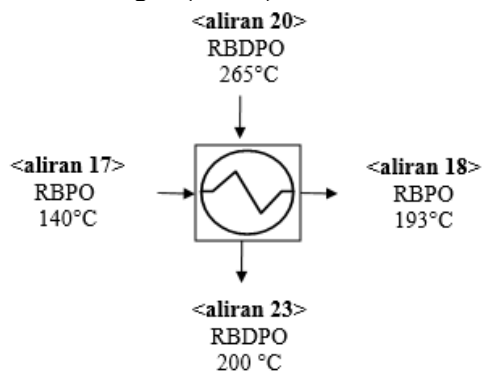
IV.2.11 Heat Exchanger (E-212)



Tabel IV.20 Neraca Energi *Heat Exchanger* (E-212)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Hs <16>	2179412,6161	Hs <17>	2689620,1815
Hs <23>	3716801,3331	Hs <24>	3097623,1368
		Q_{loss}	108970,6308
Total	5896213,9492	Total	5896213,9492

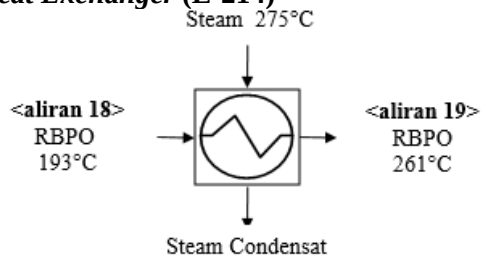
IV.2.12 Heat Exchanger (E-213)



Tabel IV.21 Neraca Energi *Heat Exchanger* (E-213)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Hs <17>	2686587,0025	Hs <18>	3772608,8307
Hs <20>	4937152,5114	Hs <23>	3716801,3331
		Q_{loss}	134329,3501
Total	7623739,5139	Total	7623739,5139

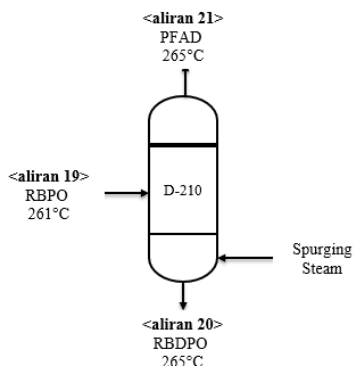
IV.2.13 *Heat Exchanger* (E-214)



Tabel IV.22 Neraca Energi *Heat Exchanger* (E-213)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Hs <18>	3772608,8307	Hs <19>	5582062,5451
Q_{steam}	1998084,1559	Q_{loss}	188630,4415
Total	5770692,9866	Total	5770692,9866

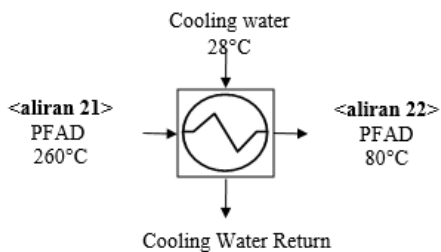
IV.2.14 Deodorizer (D-210)



Tabel IV.23 Neraca Energi *Deodorizer* (D-210)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Hs <19>	5582062,5451	Hs <20>	5351972,4844
Q_{steam}	400891,5646	Hs <21>	351878,4980
		Q_{loss}	279103,1273
Total	5982954,1097	Total	5982954,1097

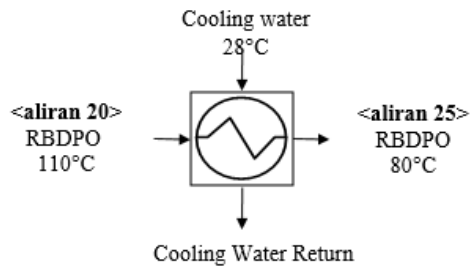
IV.2.15 Cooler (E-216)



Tabel IV.24 Neraca Energi *Cooler* (E-216)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Hs <21>	351878,4980	Hs <22>	58527,3539
		Q _{serap}	293351,1441
Total	351878,4980	Total	351878,4980

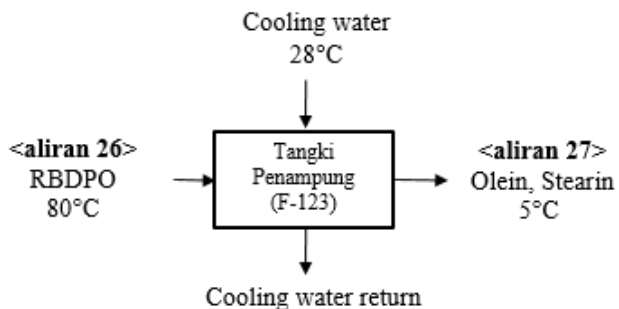
IV.2.16 Cooler (E-219)



Tabel IV.16 Neraca Energi Cooler (E-219)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Hs <20>	2088840,9740	Hs <25>	1688630,3275
		Q _{serap}	400210,6464
Total	2088840,9740	Total	2088840,9740

IV.2.17 Crystallizer (X-310)



Tabel IV.17 Neraca Energi *Crystallizer (X-310)*

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Hs <20>	1688630,3275	Hs <27>	1028514,8413
H _{water}	-660115,4862		
Total	1028514,8413	Total	1028514,8413

BAB V

DAFTAR DAN HARGA PERALATAN

V.I Daftar dan spesifikasi alat

1. Tangki Penyimpan CPO (F-111)

Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade B</i>
Jenis Sambungan	<i>Double welded butt joint</i>
Tekanan Operasi	1 atm
<i>Allowable Stress</i>	11500 psia
<i>Corrosion Allowance</i>	0,125
E	0,85
Gaya Gravitasi	9,80 m/s ²
<i>Rate mass</i>	98195,7491 kg/jam
Volume Tangki	545,8064 ft ³
Diameter Tangki	20 ft = 6,096 m
Tinggi Total	42,31 ft = 12,897 m
Tebal Shell	1 1/8 in
Tebal head	1 1/8 in
Tipe Agitator	<i>Flat six-blade open turbine</i>
Power Agitator	42,79 hp
Coil	10 Lilitan

2. Pompa (L-112)

Tipe Alat	<i>Centrifugal Pump</i>
Kapasitas Pompa	0,0142 m ³ /s
Power Pompa	5,7041 Hp
NPSH	16,3200 m
Ukuran pipa	

D Nominal	5,562 in
ID	4,813 in
OD	5,562 in
Schedule No.	40
Bahan	<i>Commercial Steel</i>

3. Heat Exchanger (E-113)

Fungsi	Untuk memanaskan CPO dari tangki penyimpanan sebelum menuju proses <i>degumming</i> .		
Type	2-4 Shell and Tube Heat Exchanger		
Tube	OD	=	1 1/2 in
	Panjang		
	g	=	16 ft
	Pitch	=	1 in square
	Jumlah Tube (Nt)	=	7,527
	Passes	=	7
Shell	ID	=	12 in
	Passes	=	1
	Heat transfer surface Area	=	87,92 ft ²
	Heat transfer Coefficient (Clean)	=	6,206 Btu/jam.ft ² .°F
	Heat transfer Coefficient (Dirt)	=	8
	Heat transfer Coefficient (Clean)	=	5,376 Btu/jam.ft ² .°F
	Heat transfer Coefficient (Dirt)	=	9

4. Mixing Tank Degumming (M-114)

Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade B</i>
Jenis Sambungan Las	<i>Double welded butt joint</i>
Tekanan Operasi (Pop)	1 atm

<i>Allowable Stress</i>	11500 psia
<i>Corrosion Allowance</i>	0,125
E	0,85
Gaya Gravitasi	9,8000 m/s ²
<i>Rate mass</i>	98319,2836 kg/jam
Volume Tangki	1710,2784 ft ³
Diameter Tangki	9,0000 ft 2,7432 m
Tinggi Total	32,9807 ft 10,053 m
Tebal Shell	3/16 in
Tebal head	7/16 in
Tipe Agitator	Flat six-blade open turbine
Power Agitator	163,63 hp

5. Pompa (L-115)

Tipe Alat	Centrifugal Pump
Kapasitas Pompa	0,0143 m ³ /s
Power Pompa	3,5379 Hp
NPSH	17,8065 m
Ukuran pipa	
D Nominal	5,562 in
ID	4,813 in
OD	5,562 in
Schedule No.	40
Bahan	Commercial Steel

6. Retention Tank Degumming (M-110)

Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade B</i>
Jenis Sambungan	<i>Double welded butt joint</i>
Tekanan Operasi	1 atm

<i>Allowable Stress</i>	11500	psia
<i>Corrosion Allowance</i>	0,125	
E	0,85	
Gaya Gravitasi	9,8000	m/s ²
<i>Rate mass</i>	98319,2836	kg/jam
Volume Tangki	1140,1856	ft ³
Diameter Tangki	96,0000	ft 29,261 m
Tinggi Total	29,5890	ft 9,0187 m
Tebal Shell	3/16	in
Tebal head	3/8	in
Tipe Agitator	<i>Flat six-blade open turbine</i>	
Power Agitator	1,93	hp

7. Pompa (L-116)

Tipe Alat	<i>Centrifugal Pump</i>	
Kapasitas Pompa	0,0075	m ³ /s
Power Pompa	4,0509	Hp
NPSH	8,8956	m
Ukuran pipa		
D Nominal	4	in
ID	3,548	in
OD	4	in
Schedule No.	40	
Bahan	<i>Commercial Steel</i>	

8. Heat Exchanger (E-117)

Fungsi	Untuk memanaskan CPO dari tangki penyimpanan
--------	--

	sebelum menuju proses <i>bleaching</i> .		
Type	<i>2-4 Shell and Tube Heat Exchanger</i>		
Tube	OD	=	1 1/2 in
	Panjang	=	16 ft
	Pitch	=	1 in square
	Jumlah Tube	=	24,5361
	Passes	=	1
Shell	ID	=	13 1/4 in
	Passes	=	1
	A	=	169,56 ft ²
	hio	=	11,0282 Btu/jam.ft ² .°F
	Rd	=	9,08745 Btu/jam.ft ² .°F

9. Tangki *Bleaching* (M-120)

Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade B</i>		
Jenis Sambungan Las	<i>Double welded butt joint</i>		
Tekanan Operasi (Pop)	1	atm	
<i>Allowable Stress</i>	11500	psia	
<i>Corrosion Allowance</i>	0,125		
E	0,85		
Gaya Gravitasi	9,8000	m/s ²	
<i>Rate mass</i>	99695,7536	kg/jam	
Volume Tangki	34,3830	ft ³	
Diameter Tangki	8,5000	ft	2,5908 m
Tinggi Total	19,4205	ft	5,9194 m
Tebal Shell	3/16	in	
Tebal head	1/4	in	

Tipe Agitator	Flat six-blade open turbine
Power Agitator	534,56 hp

10 Jet Ejector (G-121)

Bahan Konstruksi	Carbon Steel SA-283 Grade B		
Type	Single Stage Jet		
Jumlah	1 Unit		
Beban booster (W_m)	6,5298	kg/jam = 14,40	lb/jam
Kebutuhan steam (W_s)	83,9146	kg/jam = 185	lb/jam
P suction	45,0000	mmHg = 1,77	inHg
P discharge	0,0070	atm = 5,32	mmHg
Diameter suction (D_s)	2	in	
Diameter discharge (D_d)	3	in	
Panjang booster (L)	27	in	

11. Pompa (L-22)

Tipe Pompa (2-12)		
Tipe Alat	Centrifugal Pump	
Kapasitas Pompa	0,0076	m ³ /s
Power Pompa	2,0651	Hp
NPSH	10,1199	m
Ukuran pipa		
D Nominal	4,000	in
ID	3,548	in
OD	4,000	in
Schedule No.	40	

Bahan	Commercial Steel
-------	------------------

12. Tangki Penyimpan (F-123)

Bahan Konstruksi	Carbon Steel SA-283 Grade B		
Jenis Sambungan Las	Double welded butt joint		
Tekanan Operasi (Pop)	1	atm	
Allowable Stress	11500	psia	
Corrosion Allowance	0		
E	1		
Gaya Gravitasi	9,8000	m/s ²	
Rate mass	99695,7536	kg/jam	
Volume Tangki	85,9574	ft ³	
Diameter Tangki	11,0000	ft	3 m
Tinggi Total	26,1249	ft	8 m
Tebal Shell	3/16	in	
Tebal head	1/2	in	
Tipe Agitator	Flat six-blade open turbine		
Power Agitator	40,87	hp	

13. Pompa (L-124)

Tipe Alat	Centrifugal Pump		
Kapasitas Pompa	0,0044	m ³ /s	
Power Pompa	0,2491	Hp	
NPSH	10,7977	m	
Ukuran pipa			
D Nominal	3,500	in	
ID	3,068	in	
OD	3,500	in	

Schedule No.	40
Bahan	Commercial Steel

14. Vertical Leaf Screen Filter (H-125)

Bahan Konstruksi	Stainless Steel : Leaf Stainless steel 304	
Jumlah Filter	9	buah
Filter Area	17,5	m ²
Tinggi Leaf	1,25	m
Leaf Spacing	0,07	m
OD Tangki	2,54	m

15. Pompa (L-126)

Tipe Alat	<i>Centrifugal Pump</i>	
Kapasitas Pompa	0,0076	m ³ /s
Power Pompa	0,7891	Hp
(NPSH) _A	11,9677	m
Ukuran pipa		
D Nominal	4	in
ID	4,025	in
OD	4,5	in
Schedule No.	40	
Bahan	<i>Commercial Steel</i>	
Jumlah	1	unit

16. Catridge Filter (H-127)

<i>Housing</i>		
Material	316 L Steinless steel	
Tinggi house	75 1/2	in
Kapasitas	153 1/6	gpm

Diamater	8 5/8"		
Catridge			
Diamater filter	17	cm	= 0,165 m
Panjang filter	102	cm	= 1,016 m

17. Pompa (L-128)

Tipe Alat	<i>Centrifugal Pump</i>		
Kapasitas Pompa	0,0096	m ³ /s	
Power Pompa	0,8992	Hp	
(NPSH) _A	12,5811	m	
Ukuran pipa			
D Nominal	4	in	
ID	5	in	
OD	6	in	
Schedule No.	40		
Bahan	<i>Commercial Steel</i>		
Jumlah	1		unit

18 Tangki Penyimpan (F-129)

Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade B</i>		
Jenis Sambungan Las	<i>Double welded butt joint</i>		
Tekanan Operasi (Pop)	1	atm	
<i>Allowable Stress</i>	11500	psia	
<i>Corrosion Allowance</i>	0,125		
E	0,85		
Gaya Gravitasi	9,80000	m/s ²	
<i>Rate mass</i>	96986,75323	kg/jam	
Volume Tangki	4057,89713	ft ³	

Diameter Tangki	15,0 ft	4,572 m
Tinggi Total	30,0 ft	9,144 m
Tebal Shell	3/16 in	
Tebal head	0,24252 in	
Tipe Agitator	Flat six-blade open turbine	
Power Agitator	11,32 hp	

19. Pompa (L-211)

Tipe Alat	<i>Centrifugal Pump</i>	
Kapasitas Pompa	0,0072	m ³ /s
Power Pompa	5,6331	Hp
NPSH	6,3035	m
Ukuran pipa		
D Nominal	4,00	in
ID	3,55	in
OD	4,00	in
Schedule No.	40	
Bahan	<i>Commercial Steel</i>	

20. Heat Exchanger (E-212)

Type	1-2 Shell and Tube Heat Exchanger		
Tube	OD	= 1 1/2	in
	Panjang	=	5 ft
	Pitch	=	1 in square
	Jumlah Tube	=	69,3963 buah
	Passes	=	2
Shell	ID	=	21,025 in

	Passes	=	1	
	A	=	141,3	ft ²
	hio	=	23,2911	Btu/jam.ft ² .°F
	Rd	=	9,63838	Btu/jam.ft ² .°F

21. Heat Exchanger (E-213)

Type	1-2 Shell and Tube Heat Exchanger			
Tube	OD	=	1 1/2	in
	Panjang	=	5	ft
	Pitch	=	1	in square
	Jumlah Tube	=	110,704	buah
	Passes	=	1	
Shell	ID	=	25	in
	Passes	=	1	
	A	=	225,688	ft ²
	hio	=	55,5244	Btu/jam.ft ² .°F
	Rd	=	9,62639	Btu/jam.ft ² .°F

22. Heat Exchanger (E-214)

Type	1-2 Shell and Tube Heat Exchanger			
Tube	OD	=	1 1/2	in
	Panjang	=	10	ft
	Pitch	=	1	in square
	Jumlah Tube	=	157,788	buah
	Passes	=	1	
Shell	ID	=	29	in
	Passes	=	1	

A	=	628	ft ²
hio	=	15,2476	Btu/jam.ft ² .°F
Rd	=	9,86175	Btu/jam.ft ² .°F

23. Deodorizer (D-210)

Jenis Kolom	Tray distillation column	
Jenis Tray	sieve tray	
Jumlah Tray	44	stages
Tray spacing	24	in
Active area	45,274	ft ²
Area of holes	4,527	ft ²
Area downcomer	5,030	ft ²
A _h /A	0,090	
A _d /A	0,100	
A _h /A _A	0,100	
d _h	0,250	in
l _w	69,763	in
h _w	1,500	in
Silinder		
Tinggi Kolom	99	ft
Volume Kolom	5.279	ft ³
Diameter dalam	101,500	in
Diameter luar	102	in
Tebal shell	0,250	in
Tebal tutup atas dan	0,313	in

bawah :	
Bahan konstruksi	Carbon Stell SA 240 grade M type 316

24. Cooler (E-216)

Jenis	2-4 Shell and tube
Jumlah	1
Luas Area	150,7968 ft ²
Shell	
ID	10,000
Baffle	2,000
Nt	32,000
Tube	
OD	1 in
BWG	12
ID	0,782 in
Pitch	1,250 in triangular
Length	18,000 ft

25. Tangki Penyimpan (F-217)

Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade B</i>
Jenis Sambungan Las	<i>Double welded butt joint</i>
Tekanan Operasi (Pop)	1 atm
<i>Allowable Stress</i>	11500 psia
<i>Corrosion Allowance</i>	0,125
E	0,85
Gaya Gravitasi	9,8000 m/s ²
<i>Rate mass</i>	87492,4125 kg/jam

Volume Tangki	1399,3851	ft ³
Diameter Tangki	11,5000	ft 3,5052 m
Tinggi Total	30,8830	ft 9,4131 m
Tebal Shell	3/16	in
Tebal head	0,6250	in

26 Pompa (L-218)

Fungsi	Untuk mengalirkan keluaran filter cartridge menuju ke tangki penyimpanan sementara	
Tipe Alat	Centrifugal Pump	
Kapasitas Pompa	0,0096	m ³ /s
Power Pompa	0,8992	Hp
(NPSH) _A	12,5811	m
Ukuran pipa		
D Nominal	4	in
ID	5,047	in
OD	5,563	in
Schedule No.	40	
Bahan	Commercial Steel	
Jumlah	1	unit

27. Cooler (E-219)

Jenis	1-2 Shell and tube
Jumlah	1
Luas Area	546,6384 ft ²
Shell	
ID	19,250

Baffle	3,850
Nt	116,000
Tube	
OD	1 in
BWG	12
ID	0,782 in
Pitch	1,250 in triangular
Length	18,000 ft

28. Tangki Penyimpan (F-311)

Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade B</i>	
Jenis Sambungan Las	<i>Double welded butt joint</i>	
Tekanan Operasi (Pop)	1	atm
<i>Allowable Stress</i>	11500	psia
<i>Corrosion Allowance</i>	0,125	
E	0,85	
Gaya Gravitasi	9,800	kg.m/s ²
<i>Rate mass</i>	91273,102	kg/jam
Volume Tangki	4368,124	ft ³
Diameter Tangki	15,000 ft	4,572 m
Tinggi Total	36,000 ft	10,9728 m
Tebal Shell	3/16	in
Tebal head	0,23983	in

29. Pompa (L-312)

Tipe Alat	Centrifugal Pump
Kapasitas Pompa	0,0089 m ³ /s

Power Pompa	2,1261 Hp
Ukuran pipa	
D Nominal	4 in
ID	4 in
OD	5 in
Schedule No.	40
Bahan	Commercial Steel

30. Cryztalizer (X-310)

Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade D</i>
Jenis Sambungan Las	<i>Double welded butt joint</i>
Tekanan Operasi (Pop)	1 atm
<i>Allowable Stress</i>	12650 psia
<i>Corrosion Allowance</i>	0,125
E	0,85
Gaya Gravitasi	9,80000 kg.m/s ²
<i>Rate mass</i>	22818,27540 kg/jam
Volume Tangki	848,32146 ft ³
Diameter Tangki	10,000 ft 3,048 m
Tinggi Total	12,000 ft 3,6576 m
Tebal Shell	0,18750 in
Tebal head (bottom)	0,27807 in
Tipe Agitator	<i>four baffles</i>
Power Agitator	9,29 hp
Spesifikasi Koil	
Jumlah lilitan	30 buah
Luas permukaan	325,4 ft ²

Tinggi koil	4,388 ft
-------------	----------

31. Pompa (L-313)

Tipe Alat	<i>Centrifugal Pump</i>
Kapasitas Pompa	0,0260 m ³ /s
Power Pompa	3,6349 Hp
Ukuran pipa	
D Nominal	6 in
ID	6 in
OD	7 in
Schedule No.	40
Bahan	<i>Commercial Steel</i>

32. Filter Press (H-314)

Tipe	<i>Plate and Frame</i>
Kapasitas	40,82152053 gal
Bahan Konstruksi	<i>Cost Iron</i>
Cake per chamber	0,06 ft ²
Luas Plate	1,5 ft ²
Jumlah Plate	2 buah
Jumlah Frame	3 buah
Jumlah	2 buah

33. Pompa (L-315)

Tipe Alat	<i>Centrifugal Pump</i>
Kapasitas Pompa	0,0260 m ³ /s
Power Pompa	3,6349 Hp
Ukuran pipa	

D Nominal	6
ID	6 in
OD	7 in
Schedule No.	40
Bahan	<i>Commercial Steel</i>

34. Tangki Penyimpan (F-317)

Bahan Konstruksi	Carbon Steel SA-283 Grade B		
Jenis Sambungan Las	Double welded butt joint		
Tekanan Operasi (Pop)	1 atm		
Allowable Stress	11500	psia	
Corrosion Allowance	0,125		
E	0,85		
Gaya Gravitasi	9,80	m/s ²	
Rate mass	75757,5758	kg/jam	
Volume Tangki	582,0338	ft ³	
Diameter Tangki	20	ft	= 6,096
Tinggi Total	42	ft	= 12,916
Tebal Shell	1 1/8	in	
Tebal head	1 1/8	in	

35. Tangki Penyimpan (F-317)

Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade B</i>
Jenis Sambungan Las	<i>Double welded butt joint</i>
Tekanan Operasi (Pop)	1 atm
<i>Allowable Stress</i>	11500 psia
<i>Corrosion Allowance</i>	0,125
E	0,85

Gaya Gravitasi	9,80	m/s ²
Rate mass	15515,5258	kg/jam
Volume Tangki	238,4068	ft ³
Diameter Tangki	15	ft = 4,572 m
Tinggi Total	32	ft = 9,8924 m
Tebal Shell	7/8	in
Tebal head	7/8	in

Dengan asumsi telah dilakukan perjanjian dengan vendor dan asumsi telah dilakukan perjanjian mengenai pengadaan peralatan yang akan dimulai pada tahun 2020 akan dibeli dengan menggunakan kurs mata uang saat kontrak ditandatangani.

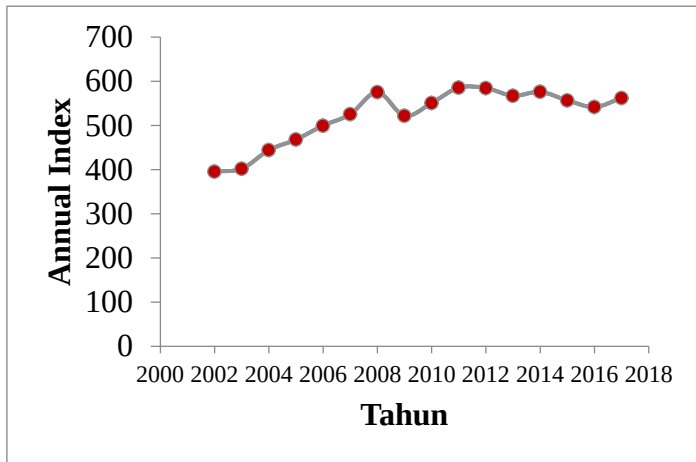
Harga peralatan pada setiap tahun dapat berubah tergantung pada perubahan ekonomi. Namun harga peralatan pada masa sekarang dapat ditaksir dengan menggunakan Marshall and Swift. Besarnya harga alat dapat dinyatakan sebagai berikut :

$$\text{Harga alat sekarang} = \frac{\text{Indeks harga tahun sekarang}}{\text{Indeks harga tahun ke-}} \times \text{Harga alat tahun ke-}$$

Tabel V.1 *Swift Equipment Cost Index (Chemical Engineering Plant Cost Index)*

Tahun	Annual Index
2002	395,6
2003	402
2004	444,2
2005	468,2
2006	499,6
2007	525,4
2008	575,4

2009	521,9
2010	550,8
2011	585,7
2012	584,6
2013	567,3
2014	576,1
2015	556,8
2016	541,7
2017	562,1



Gambar V.1 Kurva Marshall and Swift Equipment Cost Index

Dengan metode Least Square Peters & Timmerhaus 4th edition hal. 760, dapat dilakukan penaksiran index harga rata-rata pada akhir tahun 2019. Penyelesaian dengan Least Square menghasilkan suatu persamaan berikut :

$$y$$

$$\bar{y}$$

Keterangan : a : harga rata-rata y

b : $\frac{\sum(\bar{x} - x)(\bar{y} - y)}{\sum(\bar{x} - x)^2}$ slope garis Least Square

Data	x	$\bar{y}\sum(\bar{x} - x)$	$\sum(\bar{x} - x)^2$	$\sum y^2$	$\sum xy$
1	2002	395,6	4008004,0	156499,4	791991,2
2	2003	402,0	4012009,0	161604,0	805206,0
3	2004	444,2	4016016,0	197313,6	890176,8
4	2005	468,2	4020025,0	219211,2	938741,0
5	2006	499,6	4024036,0	249600,2	1002197,6
6	2007	525,4	4028049,0	276045,2	1054477,8
7	2008	575,4	4032064,0	331085,2	1155403,2
8	2009	521,9	4036081,0	272379,6	1048497,1
9	2010	550,8	4040100,0	303380,6	1107108,0
10	2011	585,7	4044121,0	343044,5	1177842,7
11	2012	584,6	4048144,0	341757,2	1176215,2
12	2013	567,3	4052169,0	321829,3	1141974,9
13	2014	576,1	4056196,0	331891,2	1160265,4
14	2015	556,8	4060225,0	310026,2	1121952,0
15	2016	541,7	4064256,0	293438,9	1092067,2
16	2017	562,1	4068289,0	315956,4	1133755,7
Σ	32152	8357,4	64609784,0	4425062,7	16797871,8
$\bar{n}$	2010	522,3	403811,5	276566,4	1049867,0

Berdasarkan persamaan Least Square diperoleh :

$$y = a + b(x - \bar{x})$$

$$a = \bar{y} = 522,3$$

$$b = \frac{\sum(\bar{x} - x)(\bar{y} - y)}{\sum(\bar{x} - x)^2}$$

$$\sum(\bar{x} - x)(\bar{y} - y) = \sum xy - \frac{\sum x \sum y}{n}$$

$$= 16797871,8 - \frac{268707125}{16} = 3676,5$$

$$\sum (\bar{x} - x)^2 = \sum x^2 - \frac{(\sum x)^2}{n} = 64609784,0 - \frac{1033751104}{16} = 340$$

$$y = 522,3 + 10,81 (x - 2010)$$

$$y = 522,3 + 10,81x - 21729,20$$

$$y = 10,81x - 21206,86$$

Untuk $x = 2018$ maka $y = 614,25$

Untuk $x = 2020$ maka $y = 635,88$

Jadi cost index pada tahun 2020 = 635,88

V.11 Perhitungan Harga Peralatan Proses

Contoh Perhitungan Harga Peralatan

1. Tangki penyimpanan CPO (F-111)

Tipe : Tangki vertikal dengan tutup *dishead*

Jumlah : 1 unit

Harga tahun 2018 : \$ 93300 (www.matche.com)

Harga tahun 2019 : $\frac{\text{indeks tahun 2019}}{\text{indeks tahun 2018}} \times \text{harga tahun 2018}$
 $= \frac{635,88}{614,25} \times \$ 93300$
 $= \text{USD } 96584,90$

Tabel D.3 Perkiraan Harga Peralatan Proses						
No	Kode	Nama Alat	Total	Harga US\$, 2018		Harga Total US\$, 2019
				Per Unit	Total	
1	F-111	Tangki Penyimpanan CPO	5	93.300	466.500	482.924,50
2	L-112	Pompa	5	6.100	30.500	31.573,84
3	E113	<i>Heat Exchanger</i>	2	3.000	6.000	6.211,25
4	M-114	Tangki Mixing <i>Degumming</i>	2	46.400	92.800	96.067,30
5	L-115	Pompa	2	6.100	12.200	12.629,54

6	M-110	Tangki <i>Retention Degumming</i>	4	40.300	161.200	166.875,52
7	L-116	Pompa	4	6.100	24.400	25.259,07
8	E-117	<i>Heat Exchanger</i>	4	8.000	32.000	33.126,65
9	M-120	Tangki <i>Bleaching</i>	4	41.200	164.800	170.602,27
10	G-121	<i>Steam Jet Ejector</i>	4	1.500	6.000	6.211,25
11	L-122	Pompa	4	6.100	24.400	25.259,07
12	F-123	Tangki Hasil <i>Bleaching</i>	4	56.800	227.200	235.199,24
13	L-124	Pompa	4	6.100	24.400	25.259,07
14	H-125	<i>Vertical Leaf Filter</i>	3	10.600	31.800	32.919,61
15	L-126	Pompa	3	6.100	18.300	18.944,31
16	H-127	<i>Cartridge Filter</i>	3	2.200	6.600	6.832,37
17	L-128	Pompa	3	6.100	18.300	18.944,31
18	F-129	Tangki Hasil Filtrasi	1	64.500	64.500	66.770,91
19	L-211	Pompa	1	6.100	6.100	6.314,77
20	E-212	<i>Heat Exchanger</i>	1	6.500	6.500	6.728,85
21	E-213	<i>Heat Exchanger</i>	1	12.300	12.300	12.733,06
22	E-214	<i>Heat Exchanger</i>	1	17.000	17.000	17.598,53
23	D-210	<i>Deodorizer</i>	1	250.000	250.000	258.801,98
24	G-215	<i>Steam Jet Ejector</i>	1	3.000	3.000	3.105,62
25	E-216	<i>Cooler</i>	1	7.100	7.100	7.349,98
26	F-127	Tangki Distilat PFAD	1	16.600	16.600	17.184,45
27	L-218	Pompa	1	6.100	6.100	6.314,77
28	E-219	<i>Cooler</i>	1	41.000	41.000	42.443,53
29	F-311	Tangki RBDPO	1	64.500	64.500	66.770,91
30	L-312	Pompa	1	6.100	6.100	6.314,77
31	X-310	<i>Crystallizer</i>	4	146.500	586.000	606.631,85

32	L-313	Pompa	4	6.100	24.400	25.259,07
33	H-314	<i>Filter Press</i>	2	6.800	13.600	14.078,83
34	L-315	Pompa	2	7.500	15.000	15.528,12
35	F-316	Tangki Olein	2	31.800	63.600	65.839,22
35	F-317	Tangki Stearin	1	23.300	23.300	24.120,34
Total			62	2.664.729		

Maka harga peralatan proses pada tahun 2020 adalah
Tahun 2020 = USD 2.664.728,73
= Rp. 38.286.342.754,07

BAB VI

ANALISA EKONOMI

Analisa ekonomi merupakan salah satu parameter untuk suatu pabrik tersebut layak didirikan atau tidak. Untuk menentukan kelayakan suatu pabrik secara ekonomi, diperlukan perhitungan parameter analisa ekonomi. Parameter kelayakan tersebut antara lain IRR, (*Internal Rate of Return*), POT (*Pay Out Time*), dan BEP (*Break Even Point*).

VI.1 Pengelolaan Sumber Daya Manusia

VI.1.1 Bentuk Badan Perusahaan

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

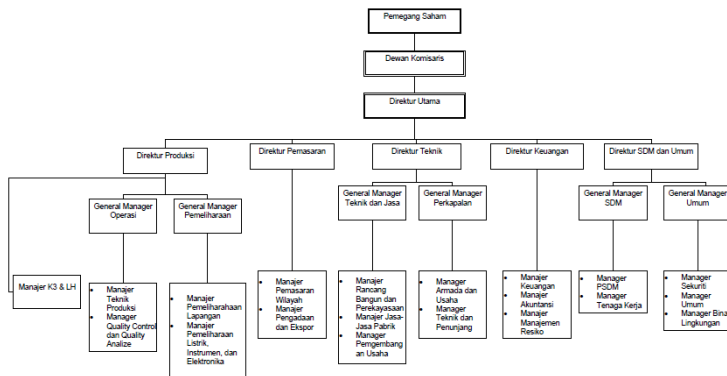
1. Modal perusahaan dapat lebih mudah diperoleh yaitu dari penjualan saham maupun dari pinjaman.
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, karena segala sesuatu yang menyangkut kelancaran produksi ditangani oleh pemimpin perusahaan.
3. Kekayaan pemegang saham terpisah dari kekayaan perusahaan, sehingga kekayaan pemegang saham tidak menentukan modal perusahaan.

VI.1.2 Sistem Organisasi Perusahaan

Struktur organisasi yang direncanakan pada Pabrik Olein ini adalah struktur garis dan staf. Struktur ini merupakan kombinasi dari pengawasan secara langsung dan spesialisasi pengaturan dalam perusahaan. Alasan pemilihan sistem seperti ini adalah sebagai berikut :

- Biasa digunakan untuk organisasi yang cukup besar dengan produksi yang terus menerus.

- Terdapat kesatuan pimpinan dan perintah, sehingga disiplin kerja lebih baik.
- Masing-masing manager secara langsung bertanggung jawab atas aktivitas yang dilakukan untuk mencapai tujuan
- Pimpinan tertinggi dipegang oleh seorang direktur yang bertanggung jawab kepada dewan komisaris. Anggota dewan komisaris merupakan wakil-wakil dari pemegang saham.



Gambar VI.1 Struktur Organisasi

Pembagian kerja dalam organisasi ini adalah :

1. Pemegang Saham

Pemegang saham adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk pabrik dengan cara membeli saham perusahaan. Pemegang saham pula yang merupakan pemilik perusahaan dimana jumlah yang dimiliki tergantung dan terbatas sesuai dengan besarnya saham yang dimilikinya, sedangkan kekayaan pribadi milik pemegang saham tidak dipertanggung-jawabkan sebagai jaminan atas hutang-hutang perusahaan. Pemegang saham harus menanamkan modal paling sedikit 1 tahun. Kekuasaan tertinggi terletak ditangan pemegang saham, dan merekalah yang memilih dan menentukan direktur.

2. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris bertindak sebagai wakil dari pemegang saham. Komisaris diangkat menurut ketentuan yang ada dalam perjanjian dan dapat diberhentikan setiap waktu dalam RUPS apabila bertindak tidak sesuai dengan anggaran dasar atau kepentingan dari kalangan pemegang saham yang memiliki saham terbanyak dari perseroan tersebut.

Tugas Dewan Komisaris adalah sebagai berikut :

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

3. Direktur Utama

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

Tugas Direktur Utama adalah sebagai berikut :

- Menetapkan strategi perusahaan, merumuskan rencana-rencana dan cara melaksanakannya.
- Menetapkan sistem organisasi yang dianut dan menetapkan pembagian kerja, tugas dan tanggung jawab dalam perusahaan untuk mencapai tujuan yang telah ditetapkan.
- Mengadakan koordinasi yang tepat dari semua bagian.
- Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk mengadakan tugas masing-masing
- Mempertanggungjawabkan kepada dewan komisaris, segala pelaksanaan dari anggaran belanja dan pendapatan perusahaan.
- Menentukan kebijakan keuangan.

4. Direktur Pemasaran

Direktur Pemasaran bertugas membantu Direktur Utama dalam pelaksanaan tugasnya yang berhubungan dengan pemasaran. Dalam hal ini direktur pemasaran dibantu oleh manager pemasaran yang membawahi staf-staf bagian pemasaran.

Tugas Direktur Pemasaran adalah sebagai berikut :

- Membantu direktur dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok dalam bidang pemasaran.
- Menentukan kebijakan pemasaran agar dapat memperoleh hasil maksimal.
- Mengadakan koordinasi yang tepat dari bagian pemasaran.
- Memberikan instruksi kepada bawahannya (manager pemasaran) untuk mengadakan tugas masing-masing.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Utama

Tugas Manager Pemasaran adalah sebagai berikut :

- Bagian ini bertugas mengusahakan agar hasil-hasil produksi dapat disalurkan dan didistribusikan secara tepat agar harga jual terjangkau dan mendapat keuntungan optimum.
- Mengumpulkan fakta-fakta kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
- Mengkoordinasikan dengan staf bagian pemasaran.
- Bagian ini meliputi pemasaran dan iklan.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Pemasaran.

5. Direktur Produksi

Direktur Produksi bertugas membantu Direktur Utama dalam pelaksanaan tugasnya, baik yang berhubungan dengan operasi produksi pabrik dalam hal produksi, konstruksi

pabrik dan *quality* dari bahan baku dan produk yang dihasilkan. Dalam hal ini Direktur Produksi dibantu oleh *Manager* Produksi dan *Manager Quality* yang masing-masing membawahi staf di bagian masing-masing.

Tugas Direktur Produksi adalah sebagai berikut:

- Membantu direktur dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok bidang operasi produksi pabrik dalam hal produksi, konstruksi pabrik dan *quality* dari bahan baku serta produk yang dihasilkan.
- Menentukan kebijakan operasi pabrik agar dapat memperoleh hasil maksimal.
- Mengadakan koordinasi yang tepat dari bagian produksi.
- Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk mengadakan tugas masing-masing.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Utama.

Tugas *Manager* Produksi adalah sebagai berikut:

- Bagian produksi bertugas mengusahakan agar barang-barang produksi dengan teknik yang memudahkan karyawan sehingga diperoleh produk dengan biaya rendah, kualitas tinggi dan harga yang bersaing yang diinginkan dalam waktu yang sesingkat mungkin.
- Mengumpulkan fakta-fakta kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
- Mengkoordinasikan dengan staf bagian produksi yang terdiri dari supervisor, mandor dan operator yang bekerja langsung di lapangan.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Produksi.

Tugas *Manager Quality Control* dan *Quality Analyze* adalah sebagai berikut:

- Bagian QC dan QA bertugas mengontrol kualitas produk, bagian ini juga bertugas meneliti dan mengembangkan penggunaan bahan baku serta produksi yang lebih baik dan lebih ekonomis.

- Menganalisa bahan baku proses dan analisa produk secara kimia maupun fisik.
- Mengumpulkan fakta-fakta kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
- Mengkoordinasikan dengan staf bagian *quality*.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Produksi.

6. Direktur Teknik

Direktur Teknik bertugas membantu Direktur Utama dalam pelaksanaan tugasnya, yang berhubungan dengan operasi pabrik dalam hal operasi peralatan, *maintenance* peralatan, *plant technical* dan pengadaan logistik untuk operasi pabrik. Dalam hal ini Direktur Teknik dibantu oleh *Manager Operasi*, *Manager Maintenance*, *Manager Plant Technical* dan *Manager Logistik* yang masing-masing membawahi staf di bagian masing-masing.

Tugas Direktur Teknik adalah sebagai berikut:

- Membantu direktur dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok bidang operasi pabrik dalam hal operasi peralatan, *maintenance* peralatan, *plant technical* dan pengadaan logistik untuk operasi pabrik
- Menentukan kebijakan engineering pabrik agar dapat beroperasi secara maksimal.
- Mengadakan koordinasi yang tepat dari bagian engineering.
- Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk mengadakan tugas masing-masing.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Utama.

Tugas *Manager Operasi* adalah sebagai berikut:

- Bagian operasi bertugas mengendalikan jalannya proses produksi pabrik dapat beroperasi dengan maksimal.
- Mengumpulkan fakta-fakta dalam hal operasi di lapangan kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
- Mengkoordinasikan dengan staf bagian operasi.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Produksi.

Tugas *Manager Maintenance* adalah sebagai berikut:

- Bertugas memelihara dan menjaga fasilitas maupun peralatan pabrik yang ada dan mengadakan perbaikan/penggantian yang diperlukan agar didapatkan kontinuitas kerja dan operasi sesuai dengan perencanaan
- Mengkoordinasikan dengan staf bagian *maintenance*.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur *Engineering*.

Tugas *Manager Plant Technical* adalah sebagai berikut:

- Bagian *Plant Technical* bertugas memberikan bantuan teknik kepada bagian *maintenance* dan bagian operasi yang berkaitan dengan kelancaran dan efisiensi peralatan pabrik.
- Mengumpulkan fakta-fakta dalam hal operasi di lapangan kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur *Engineering*

Tugas *Manager Logistik* adalah sebagai berikut:

- Bagian ini bertugas untuk mengadakan kontak dengan pihak penjual bahan baku dan mempersiapkan order-order pembelian. Untuk mempersiapkan pembelian, harus ditetapkan :
 - Barang yang dibeli
 - Jumlah yang dibeli
 - Waktu pembelian dan tempat pembelian
 - Syarat penyerahan barang yang akan dibeli
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur *Engineering*.

7. Direktur Keuangan

Direktur Keuangan bertugas membantu Direktur Utama dalam pelaksanaan tugasnya yang berhubungan dengan hal keuangan dan pembukuan perusahaan. Dalam hal ini

Direktur Keuangan dibantu oleh *Manager* Keuangan dan *Manager* Pembukuan yang masing-masing membawahi staf di bagian masing-masing.

Tugas Direktur Keuangan adalah sebagai berikut:

- Membantu direktur dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok bidang keuangan dan pembukuan perusahaan.
- Menentukan kebijakan keuangan pabrik agar dapat memperoleh keuntungan maksimal.
- Mengadakan koordinasi yang tepat dari bagian keuangan.
- Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk mengadakan tugas masing-masing.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Utama.

Tugas *Manager* Keuangan adalah sebagai berikut:

- Bagian keuangan bertugas atas keuangan dan transaksi perusahaan.
- Bagian pembukuan bertugas atas pemeliharaan administrasi keuangan, penghitungan pajak dan pembukuan perusahaan.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Keuangan.

8. Direktur Personalia dan Umum

Direktur Personalia dan Umum bertugas membantu Direktur Utama dalam pelaksanaan tugasnya yang berhubungan dengan personalia dan umum. Dalam hal ini Direktur Personalia dan Umum dibantu oleh *Manager* Personalia dan Umum yang membawahi staf bagian Personalia dan Umum.

Tugas Direktur Personalia dan Umum adalah sebagai berikut:

- Membantu Direktur Umum dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok dalam bidang kepegawaian, fasilitas bagi karyawan, peningkatan mutu karyawan, pelayanan terhadap masyarakat maupun karyawan serta keamanan pabrik.

- Mengadakan koordinasi yang tepat dari bagian personalia dan umum.
- Memberikan instruksi kepada bawahannya (*Manager Personalia dan Umum*) untuk mengadakan tugas masing-masing.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Utama.

Tugas *Manager Personalia dan Umum* adalah sebagai berikut:

- Bagian ini bertugas bidang kepegawaian, fasilitas bagi karyawan, peningkatan mutu karyawan, pelayanan terhadap masyarakat maupun karyawan serta keamanan pabrik.
- Bertugas untuk memberikan bantuan kepada direktur dalam masalah-masalah kepegawaian, antara lain: penerimaan, pemilihan, penempatan, pemberhentian tenaga kerja dan masalah upah.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Personalia dan Umum.

VI.1.3 Perincian Jumlah Tenaga Kerja

Jumlah karyawan yang dibutuhkan untuk proses produksi Pabrik Olein dari CPO diuraikan sebagai berikut:

Penentuan Jumlah Karyawan Operasional

Kapasitas produksi Olein = 600.000 ton/hari

Berdasarkan *Figure 6.8 Vilbrandt*, diperoleh:

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

dimana:

M = Karyawan operasi (pekerja-jam/(hari)(tahapan proses))

P = Kapasitas produk (ton/hari)

Maka,

$$M = 15,2 \times (1818,182)^{0,25} = 298 \text{ pekerja-jam/(hari)(tahapan proses)}$$

Dalam pabrik ini ada enam tahapan proses. Setiap karyawan operasi bekerja selama 8 jam per hari dan ada 3 shift setiap harinya. Maka jumlah karyawan operasi yang dibutuhkan sebanyak 583 pekerja/hari, dengan rincian sebagai berikut :

Pabrik Olein ini menggunakan basis 330 hari kerja per tahun dengan waktu 24 jam kerja per hari. Dengan pekerjaan yang membutuhkan pengawasan terus menerus selama 24 jam, maka dilakukan sistem *shift* karyawan. *Shift* direncanakan dilakukan tiga kali perhari setiap 8 jam. Distribusinya diatur sebagai berikut

Shift I : 08.00 - 16.00
 Shift II : 16.00 - 00.00
 Shift III: 00.00 – 08.00

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

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

Hari	1	2	3	4	5	6	7	8
Shift								
I	A	A	D	D	C	C	B	B
II	B	B	A	A	D	D	C	C
III	C	C	B	B	A	A	D	D
Libur	D	D	C	C	B	B	A	A

Untuk pekerja non-*shift* pembagian jam kerja dilakukan sebagai berikut:

Senin – Kamis : 08.00 – 17.00
 Istirahat : 12.00 – 13.00
 Jumat : 08.00 – 16.30
 Istirahat : 11.30 – 13.00

VI.2 Utilitas

Utilitas merupakan sarana penunjang suatu industri, karena utilitas merupakan penunjang proses utama dan

memegang peranan penting dalam pelaksanaan operasi dan proses. Sarana utilitas pada Pabrik Olein ini meliputi :

1. *Water Treatment System*

Berfungsi untuk mengolah air yang masih mengandung zat-zat pengotor menjadi air bersih (*filtered water*).

2. *Demineralized Water Plant*

Berfungsi untuk mengolah air bersih (*filtered water*) dengan menggunakan sistem pertukaran ion agar air bebas dari garam yang terlarut didalamnya sehingga dapat digunakan untuk air umpan *boiler*.

3. *Cooling Water System*

Berfungsi sebagai air pendingin pada *heat exchanger*.

4. *Electrical Power Generation System*

Sumber listrik yang digunakan untuk menjalankan peralatan proses dalam *plant*.

5. *Steam Generation System*

Untuk membangkitkan *steam* melalui proses pemanasan air hingga menjadi uap (*steam*)

6. Pengolahan Limbah

Mengelola limbah agar air yang sudah diolah dapat dibuang ke lingkungan dengan aman dan tanpa mencemari lingkungan.

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

VI.2.1 Water Treatment System

Water treatment adalah unit yang berfungsi untuk mengolah bahan baku yang masih mengandung zat-zat pengotor tersebut menjadi air bersih yang disebut *filtered water*. *Filtered water* ini selanjutnya digunakan untuk *make-up cooling tower*, bahan baku *demineralized water* (air demin), air minum, dan *service water*. Bahan baku yang digunakan adalah air laut yang diolah dengan cara elektrolisis

Untuk mengetahui kualitas *filtered water*, dilakukan kontrol analisis harian maupun mingguan. Parameter analisis harian adalah pH, turbiditas, dan Cl_2 . Kondisi operasi *filtered water* yang direncanakan sesuai desain ditampilkan pada Tabel VI.3.

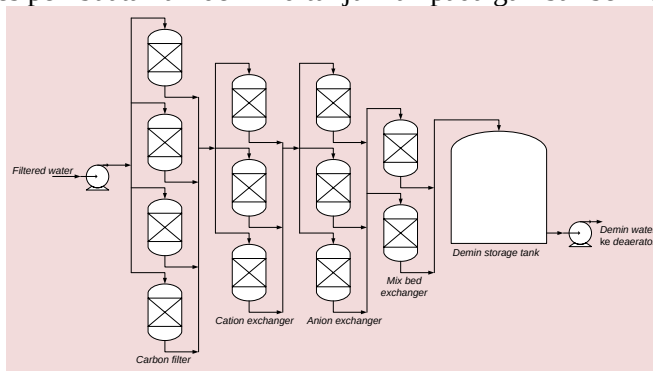
Tabel VI.3 Karakteristik *Filtered Water*.

Spesifikasi	Kuantitas	Satuan
Tekanan Umpan	7,7	kg/cm ² .G
Temperatur Umpan	29,0	°C
Alkalinitas	15,0	ppm sebagai CaCO_3
Klorida	6,0	ppm sebagai CaCO_3
Sulfat	41,0	ppm sebagai CaCO_3
Total Anion	62,0	ppm sebagai CaCO_3
Kalsium	9,0	ppm sebagai CaCO_3
Magnesium	4,0	ppm sebagai CaCO_3
Na Dan K	49,0	ppm sebagai CaCO_3
Total Kation	62,0	ppm sebagai CaCO_3
Klorin	0,5	ppm sebagai Cl
Silika	36,0	ppm sebagai SiO_2
pH	6,5 – 7,0	
Konduktivitas	100	MM ohm/cm
Besi	0,1	ppm sebagai Fe
Bahan Organik	5,0	ppm wt
Turbiditas	3,0	ppm (max)
Warna	20,0	ppm sebagai <i>hazen unit</i>

VI.2.2 Demineralized Water Plant

Untuk keperluan proses, terutama untuk keperluan *steam* tidak cukup hanya menggunakan air bersih (*filtered water*) saja. Akan tetapi air bersih tersebut perlu diproses lebih lanjut untuk menghilangkan kandungan garam-garam mineral yang

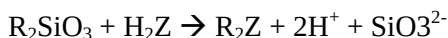
terlarut di dalamnya dalam bentuk ion positif dan ion negatif. Garam mineral ini jika tidak dihilangkan akan menyebabkan pengerakan di sepanjang peralatan proses pembuatan steam. *Demin plant* adalah sebuah unit yang berfungsi untuk mengolah air bersih (*filtered water*) dengan menggunakan sistem pertukaran ion (*cation-anion exchanger*) agar air tersebut bebas dari garam-garam yang terlarut di dalamnya sehingga didapat air yang bermutu tinggi dan memenuhi persyaratan sebagai umpan steam. Proses pembuatan air demin ditunjukkan pada gambar berikut :



Gambar VI.2 Proses Pembuatan Air Demin

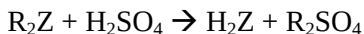
Umpan *demineralized water plant* merupakan air filter. Campuran air filter akan masuk ke empat unit *Carbon filter* untuk proses penyerapan sisa-sisa klorin, minyak, bau, dan warna. Air keluaran unit *carbon filter* akan masuk ke tahap *Ion exchanger* yang terdiri dari *Cation Exchanger*, *Anion Exchanger*, dan *Mixed Bed Exchanger*.

Tahap pertama pada *ion exchanger* adalah tiga unit *Cation Exchanger* yang berfungsi menghilangkan ion-ion positif (K^+ , Ca^{2+} , Mg^{2+} , Fe^{2+} , Mn^{2+} , Al^{3+}). Contoh reaksi antara ion positif (R^+) dengan resin penukar kation (H_2Z) adalah sebagai berikut:

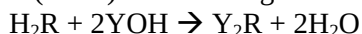


Unit *cation exchanger* akan mengalami kejenuhan dengan indikasi konduktivitas air keluaran di atas 0,25 mmhos. Apabila

hal itu terjadi perlu dilakukan regenerasi dengan injeksi H_2SO_4 dengan reaksi berikut:



Setelah melalui *cation exchanger*, air yang telah dihilangkan ion positifnya dialirkan masuk ke tiga unit *Anion exchanger* untuk menghilangkan ion-ion negatif (HCO_3^- , SO_4^{2-} , Cl^- , NO_3^- , SiO_3^{2-}). Contoh reaksi antara ion negatif (R^{2-}) dengan resin penukar anion (YOH) adalah sebagai berikut:



Sama halnya seperti *cation exchanger*, *anion exchanger* juga mengalami kejenuhan dengan indikasi kadar silika mencapai 0,05 ppm sehingga resin harus diregenerasi dengan injeksi kaustik dengan reaksi di bawah:



Tahap terakhir dari *ion exchanger* adalah unit *Mixed Bed Exchanger*. Terdapat dua unit yang bekerja secara paralel. Unit ini mengandung dua jenis resin (kation dan anion) dengan prinsip kerja sama dengan dua unit sebelumnya. Fungsi dari unit ini adalah menghilangkan ion-ion yang tidak tersaring di dua unit sebelumnya sehingga menghasilkan air demin yang lebih murni. Pada kondisi normal, unit *cation exchanger* dan *anion exchanger* yang beroperasi hanya dua unit, sedangkan satu unit *standby* dan digunakan ketika salah satu unit harus diregenerasi. Setelah melalui tahap *ion exchanger*, air akan masuk ke dalam Tangki air demin.

VI.2.3 Cooling Water System

Cooling water system yang digunakan bertipe *open recirculating cooling water*. Air pendingin yang telah bertukar panas di *heat exchanger* akan kembali ke *cooling tower* untuk didinginkan. Proses pada *cooling tower* adalah dengan memanfaatkan kalor penguapan dan aliran udara yang dikontakkan langsung dengan *hot water*. Air pendingin yang telah digunakan untuk proses pertukaran panas dengan temperatur 45°C akan mengalir ke bagian atas *cooling tower*.

Air akan terdistribusi merata dan mengalir ke bawah melalui sekat-sekat dan kontak langsung dengan udara dari sisi-sisi samping *cooling tower* yang dihisap dengan menggunakan lima buah *Induced Draft Fan* di bagian atas *cooling tower*. Air yang sampai di bawah akan ditampung di bak penampungan (*basin rectangular concrete*) dan temperatur air telah turun sekitar 10-20°C menjadi 30-32°C. *Make up water* ditambahkan dari tangki air filter ke dalam bak penampungan sebagai antisipasi dari air yang menguap sebanyak 2% sehingga air yang tersirkulasi jumlahnya tetap. Bahan kimia juga ditambahkan ke dalam bak penampungan untuk menjaga kualitas dari *cooling water*. Bahan kimia yang ditambahkan ditampilkan pada Tabel VI.4. Air pendingin keluaran *cooling tower* akan dialirkan dengan pompa ke pabrik utilitas dan pabrik Olein dan digunakan untuk *heat exchanger*.

Tabel VI.4 Bahan Kimia pada *Cooling Tower*

Zat Kimia	Deskripsi
<i>Scale Dispersant</i>	Senyawa yang memiliki kandungan utama berupa poli elektrolit yang berupa cairan yang berfungsi menghindari pengendapan kalsium ortofosfat yang terlalu tinggi
<i>Biocide</i>	Senyawa dengan kandungan poli elektrolit yang berupa cairan dan berfungsi sebagai disinfektan
<i>Oxidizing Biocide</i>	Senyawa campuran klorin dan bromin yang digunakan untuk mengendalikan laju pertumbuhan mikroorganisme di dalam sistem air pendingin
<i>Bio Dispersant</i>	Senyawa yang terdiri dari poli elektrolit yang berupa cairan yang berfungsi sebagai zat disinfektan dan mendispersikan lendir pada <i>cooling tower</i>
<i>Corrosion Inhibitor</i>	Senyawa yang mengandung ortofosfat, polifosfat, dan zink yang bertujuan untuk

membentuk lapisan film sehingga mencegah terjadinya korosi pada permukaan logam

VI.2.4 Electrical Power Generation System

1. Gas Turbin Generator (GTG)

Sumber listrik seluruh plant Olein dihasilkan dari *Gas Turbine Generator* (GTG) dari masing-masing pabrik. GTG dioperasikan secara paralel (*interconnection*) sebagai antisipasi dan *back up* apabila terjadi kekurangan sumber daya listrik pada salah satu generator.

GTG dibagi menjadi empat bagian, yaitu:

1. *Control package*, terdiri dari *turbine control panel*, *generator control panel*, *motor control center (MCC)*, *station battery*, dan *charger*.
2. *Generator aux compartment (GAC)*, terdiri dari *static excitation equipment*, *grounding system*, *lighting arrestor*, *surge capacitor*, *generator circuit breaker*, dan *aux transformer*.
3. *Power package*, terdiri dari sistem lubrikasi, *starting system*, *turbine accessory gear*, *speed ratio valve (SRV)* *gas control valve (GCV)*, dan *turbine gauge panel*.
4. *Generator package*, terdiri dari *main gear*, *reduction gear*, dan sistem pendingin udara.

Selain GTG, Pabrik Olein memiliki *Emergency Diesel Generator*. Generator ini menggunakan bahan bakar diesel dan beroperasi apabila terjadi gangguan pada sistem pembangkit listrik utama (GTG).

2. Emergency Diesel Generator

Emergency diesel generator berfungsi untuk melayani beban-beban yang sangat kritis di pabrik apabila pembangkit utama mengalami gangguan. Bekerja secara otomatis, apabila sumber listrik dari sumber normal hilang, *transfer switch* dari ATS secara otomatis akan bekerja mengalihkan sumber listrik dari sumber normal ke sumber darurat. Genset akan berjalan secara otomatis dengan sinyal hilangnya tenaga listrik.

3. *Uninterruptible Power Supply (UPS)*

UPS berfungsi untuk melayani beban-beban listrik yang tidak boleh terputus *supply* listriknya seperti *power supply* untuk panel kendali (*control room*). Apabila *supply* utama ke UPS hilang, maka *supply* listrik langsung diambil alih oleh *battery*.

VI.2.5 *Steam Generation System*

Boiler merupakan alat yang digunakan untuk membangkitkan *steam* melalui proses pemanasan air hingga menjadi uap (*steam*). Tipe *boiler* yang digunakan adalah tipe water tube boiler dengan pembakaran sebagai sumber panas. Sedangkan berdasarkan sumber panas yang digunakan untuk membangkitkan *steam* dikenal dua jenis boiler:

a. *Waste Heat Boiler (WHB)*

Boiler jenis ini menggunakan sumber panas utama yang berasal dari fluida proses peralatan lain (seperti di pabrik Olein) dan berasal dari gas buang hasil pembakaran pada GTG.

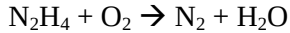
b. *Package Boiler*

Boiler jenis ini merupakan tipe boiler yang berdiri sendiri dengan sumber panas utama berasal dari pembakaran bahan bakar.

Bahan baku yang digunakan untuk membuat *steam* adalah air demin. Air demin sebelum digunakan sebagai air umpan boiler harus dihilangkan terlebih dahulu kandungan gas-gas yang terlarut di dalamnya terutama oksigen dan karbondioksida melalui proses deaerasi. Adanya kandungan oksigen dan CO₂ pada air umpan boiler dapat menyebabkan korosi pada perpipaan dan *tube-tube boiler*. Proses deaerasi ini dilakukan di deaerator melalui 2 tahap:

- a. Secara mekanis, yaitu dengan proses *stripping* menggunakan *steam* LS (*low steam*). Proses deaerasi secara mekanik ini dapat menghilangkan kandungan oksigen sampai 0,007 ppm.
- b. Secara kimiawi, yaitu dengan menggunakan bahan kimia yang dikenal dengan nama oksigen *scavenger*. Oksigen *scavenger* yang biasa digunakan adalah *hydrazine* (N₂H₄)

yang dapat menghilangkan sisa oksigen yang tidak terlucuti pada proses secara mekanis di deaerator. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



Hydrazine dapat pula bereaksi dengan oksida besi membentuk magnetite (Fe_3O_4) yang merupakan lapisan yang stabil dan berfungsi sebagai corrosion inhibitor barrier (penghambat korosi/kerak) melalui persamaan reaksi sebagai berikut:



Di deaerator ini juga diinjeksikan *Ammonia* (NH_3) yang berfungsi untuk menaikkan pH air umpan boiler menjadi 8,9 – 9,2. Pada kondisi yang lebih basa dapat menghambat kenaikan laju korosi logam, namun demikian jika kondisinya terlalu basa akan menyebabkan terjadinya foaming. Oleh karena itu, pH harus dijaga pada kondisi yang optimum.

Setelah melalui deaerator, air umpan boiler selanjutnya siap untuk diubah menjadi steam melalui tahapan proses sebagai berikut:

- BFW yang masuk ke boiler terlebih dahulu dipanaskan di economizer tube dengan memanfaatkan panas gas buang boiler.
- Dari *economizer tube*, BFW masuk ke steam drum dan kemudian turun ke evaporator tube sehingga terjadi proses pembentukan *steam* (jenuh) dan kemudian aliran steam kembali ke steam drum.
- Steam jenuh dari steam drum dialirkan ke superheater tube untuk dilewat jenuhkan dengan menaikkan temperaturnya diatas temperatur jenuh..
- Pada *steam drum* dilakukan injeksi senyawa *phosphate* (Na_3PO_4) untuk menjaga pH dan mengendapkan senyawa Ca dan SiO_2 .
- Untuk menghilangkan endapan/kotoran di boiler dilakukan *blow down intermitten* dan *blow down* kontinyu.

VI.2.6 Pengolahan Limbah

Proses pengolahan limbah dari produksi Pabrik Olein menghasilkan tiga jenis limbah yaitu limbah padat dan limbah cair. Pengelolaan setiap jenis limbah memiliki tata kelola yang berbeda.

VI.2.6.1 Pengolahan Limbah Padat

Pengelolaan limbah padat terbagi menjadi dua bagian yaitu limbah B3 (katalis bekas, oli bekas, elektronik) dan non-B3 (daun, ranting, plastik, kaleng, kaca). Pengelolaan limbah B3 diserahkan kepada pihak ketiga dan pengelolaan limbah non-B3 terbagi menjadi limbah organik dan anorganik.

VI.2.6.2 Pengolahan Limbah Cair

Pengelolaan limbah cair yaitu di Instalasi Pengolahan Air Limbah (IPAL). Air limbah yang sudah melewati proses tersebut akan ditampung di kolam limbah untuk diinjeksikan alum dan diaerasi. Lumpur hasil koagulasi dengan alum dipisahkan dan air yang sudah diolah dibuang ke laut.

VI.3 Analisa Ekonomi

Analisa ekonomi dimaksudkan untuk dapat mengetahui apakah suatu pabrik yang direncanakan layak didirikan atau tidak. Untuk itu pada pra desain Pabrik Olein ini dilakukan evaluasi atau studi kelayakan dan penilaian investasi. Faktor-faktor yang perlu ditinjau untuk memutuskan hal ini adalah:

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

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

1. Penaksiran modal (*Total Capital Investment*, TCI) yang meliputi:
 - a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*, FCI)
 - b. Modal kerja (*Working Capital Investment*, WCI)

2. Penentuan biaya produksi (*Total Production Cost*, TPC), yang terdiri:
 - a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
 - b. *Plant Overhead Cost*
 - c. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)
3. Biaya total
 Untuk mengetahui besarnya titik impas (BEP) perlu dilakukan penaksiran terhadap:
 - a. Biaya tetap (*Fixed Cost*, FC)
 - b. Biaya semivariabel (*Semi Variable Cost*, SVC)
 - c. Biaya variabel (*Variable Cost*, VC)
 - d. Total penjualan (*Sales*, S)
4. Total pendapatan
 Analisa ekonomi dilakukan dengan menggunakan metode "*Cash Flow*"

VI.3.1 Laju Pengembalian Modal (*Internal Rate of Return* / IRR)

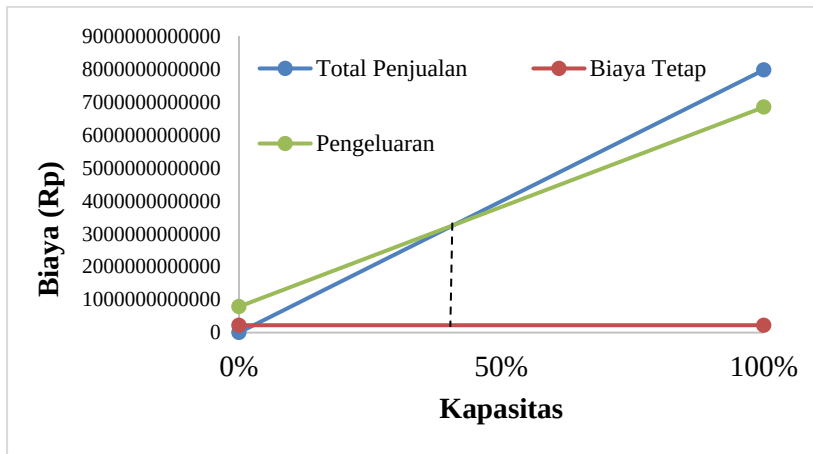
Dari hasil perhitungan dari Appendix D didapatkan harga $i = 23.19\%$. Harga i yang diperoleh lebih besar dari harga bunga bank yaitu $9,75\%$ per tahun. Hal ini menunjukkan bahwa pabrik Olein layak didirikan dengan kondisi tingkat bunga pinjaman bank $9,75\%$ per tahun.

VI.3.2 Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time* / POT)

Dari perhitungan yang dilakukan pada Appendix D didapatkan bahwa waktu pengembalian modal minimum adalah 3,9 tahun. Hal ini menunjukkan bahwa pabrik ini layak untuk didirikan karena POT yang didapatkan lebih kecil dari perkiraan usia pabrik.

VI.3.3 Titik Impas (*Break Event Point* / BEP)

Analisa titik impas digunakan untuk mengetahui besarnya kapasitas produksi di mana biaya produksi total sama dengan hasil penjualan. Dari perhitungan yang dilakukan pada Appendix D didapatkan bahwa nilai titik impas atau BEP = $40,31\%$ pada kapasitas produksi 600.000 ton/tahun.



Gambar IV.3 Break Even Point Pabrik Olein

BAB VII

KESIMPULAN

Dari hasil yang telah diuraikan pada bab-bab sebelumnya, maka dapat diambil kesimpulan sebagai berikut:

1. Perencanaan operasi : Kontinyu, 24 jam/hari, selama 330 hari
2. Kapasitas Produksi :
 - Olein : 600.000 Ton/Tahun
3. Bahan baku : 777.710,3328 Ton CPO/Tahun
4. Masa konstruksi : 2 Tahun
5. Analisa Ekonomi :

IRR (Internal Rate of Return)	23,19 %
POT (Pay Out Time)	3,9 Tahun
BEP (Break Even Point)	40,31 %

Dari hasil uraian diatas, segi teknis dan ekonomis Pabrik olein dari Crude Palm Oil (CPO) layak untuk didirikan.

DAFTAR PUSTAKA

- Klaus D Timmerhaus dkk. (2003). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. United State: McGraw-Hill Education.
- Bailey's. (2005). *Industrial Oil & Fat Product*. Canada: Jhon Wiley & Sons.
- Bailey's. (2005). *Industrial Oil and Fat Products*. Canada: Wiley-Interscience.
- CHEMPRO. (n.d.). Retrieved June 20, 2018, from CHEMPRO : <https://www.chempro.in/equipmentplf.htm>
- Coker, A. K. (2007). Ludwig Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants. In A. K. Coker, *Ludwig Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*. United Kingdom: Elsevier Inc.
- Coulson, J. M. (1999). *Coulson and Richardson's Chemical Engineering*. United Kingdom: Butterworth-Heinemann 2017.
- Don W. Green; Robert H Perry. (1934). Perry's chemical engineers handbook. In D. W. Green, & R. H. Perry, *Perry's chemical engineers handbook*. New York: McGraw Hill.
- Dumont, O. I.-J., & Ngadi, M. (2015). Palm oil: Processing, characterization and utilization in the food industry. *Food Bioscience*, 31.
- Frank C Vilbrant; Charles E Dryden . (1959). *Chemical engineering Plant Design*. McGraw-Hill.
- Geankoplis, C. J. (1993). *Transport Processes and Separation Process Principles*. America: G&S Typesetters Inc.
- Gunstone, F. (1996). *Fatty Acid and Lipid Chemistry*. Sidney: Chapman and Hall.
- Gupta, M. K. (n.d.). Practical Guide to Vegetable Oil Processing. In *Practical Guide to Vegetable Oil Processing*. United State: AOCS Press.

- Kern, D. Q. (1950). Process Heat Transfer. In D. Q. Kern, *Process Heat Transfer*. McGraw-Hill.
- Lenntech. (2007). *CUNO High Flow Filtration System*. Retrieved June 15, 2017, from <https://www.lenntech.com/Data-sheets/Cuno-High-flow-filter-C.pdf>
- Lloyd E. Brownell, E. H. (1959). Process Equipment Design: Vessel Design. In E. H. Lloyd E. Brownell, *Process Equipment Design: Vessel Design*. United State.
- Naibaha, D. I. (1998). *Teknologi Pengolahan Kepala Sawit* . Medan.
- Ulrich, G. D. (1984). *A Guide to chemical engineering process design and economics*. Canada: John Wiley & son Inc.
- Winkle, M. V. (1967). *Distillation* . New York: MCGraw-Hill.
- Yaws, C. L. (2008). Thermophysical Properties of Chemicals and Hydrocarbons. In C. L. Yaws. United Kingdom: Elsevier Inc.

BIODATA PENULIS



Ghaluh Parahita lahir di Malang pada tanggal 30 Januari 1995. Penulis menempuh pendidikan formal di SDN Pagentan V Singosari (2001-2007), SMPN 3 Singosari (2007-2010), SMP Negeri 01 Singosari (2010-2013) dan D3 Teknik Kimia ITS (2013-2016). Setelah lulus dari jenjang diploma, penulis melanjutkan jenjang pendidikan ke Lintas Jalur S1 Teknik Kimia ITS. Penulis melakukan kerja praktek di PT. Semen Indonesia saat berada di jenjang Diploma dan melakukan kerja praktik di PT. Petro Jordan Abadi pada Lintas Jalur. Penulis menyelesaikan tugas akhir dengan partnernya Ayu Maulina Sugianto yang berjudul Pra-Desain Pabrik Olein dari *Crude Palm Oil* dan skripsi Produksi Gula Pereduksi dari Pati Singkong melalui Proses Hidrotermal dan Pre-Treatment Sonikasi dengan Cairan Ionik (NaCl) dibawah bimbingan Dr. Ir. Sumarno, M.Eng dan Ir. Ignatius Gunardi., M.T.

Nama : Ghaluh Parahita
Alamat : Jl. Simpang Suropati I RT/RW 04/01 Losari-Singosari
No. Hp : 089680847814
Email : Ghaluh_parahita@yahoo.com

BIODATA PENULIS



Ayu Maulina Sugianto, lahir di Surabaya 26 Juni 1995 merupakan anak kedua dari dua bersaudara. Penulis telah menempuh pendidikan formal yaitu lulus dari TK Islam Baitul Kharim Surabaya pada tahun 2001, lulus dari SD Kemala Bhayangkari I Surabaya pada tahun 2007, lulus dari SMPN 22 Surabaya pada tahun 2010, lulus dari SMAN 14 Surabaya pada tahun 2013 dan lulus dari D3 Teknik Kimia ITS (2013-2016). Setelah lulus dari jenjang diploma, penulis melanjutkan jenjang pendidikan ke Lintas Jalur S1 Teknik Kimia ITS. Penulis melakukan kerja praktek di PG. Kribet Baru II Malang saat berada di jenjang Diploma dan melakukan kerja praktik di PT. Petro Jordan Abadi pada saat Lintas Jalur. Penulis menyelesaikan tugas akhir dengan partnernya Ghaluh Parahita yang berjudul Pra-Desain Pabrik Olein dari *Crude Palm Oil* dan skripsi Produksi Gula Pereduksi dari Pati Singkong melalui Proses Hidrotermal dan Pre-Treatment Sonikasi dengan Cairan Ionik (NaCl) dibawah bimbingan Dr. Ir. Sumarno, M.Eng dan Ir. Ignatius Gunardi., M.T

Nama : Ayu Maulina Sugianto
Alamat : Jl. Jetis Kulon VIII/30, Surabaya
No. Hp : 085733940800
Email : ayumaulinasugianto@gmail.com