TUGAS DESAIN PABRIK KIMIA – TK 184803

PRA-DESAIN PABRIK MINYAK GORENG DARI BUAH KELAPA SAWIT

Aprilia Alif Azizah
NRP. 02211640000050

Febri Hasanah Nurfitri
NRP. 02211640000173

Dosen Pembimbing :
Prof. Dr. Ir. Achmad Roesyadi, DEA
NIP. 1950 04 28 1979 03 1 002
Firman Kurniawansyah, S.T., M.Eng.Sc., Ph.D.
NIP. 1977 05 29 2003 12 1 002

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

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

PRA DESAIN PABRIK
"MINYAK GORENG DARI BUAH KELAPA SAWIT "

Disusun Oleh :

Aprilia Alif Azizah
NRP. 02211640000050

Febri Hasanah Nurfitri
NRP. 02211640000173

Pembimbing
Prof Dr. Ir. Achmad Roesyadi, DEA
NIP. 195004281979031002
Firman Kurniawansyah, ST., M.Eng.Sc., Ph.D
NIP. 197705292003121002

LABORATORIUM TEKNIK REAKSI KIMIA
SURABAYA
2020

LEMBAR PENGESAHAN

Laporan Tugas Desain Pabrik Kimia dengan Judul:

"Minyak Goreng dari Buah Kelapa Sawit"

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

Oleh:

Aprilia Alif Azizah	**NRP. 02211640000050**
Febri Hasanah Nurfitri	**NRP. 02211640000173**

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Desain Pabrik Kimia:

1. Prof. Dr. Ir. Achmad Roesyadi, DEA. .....(Pembimbing I)
2. Firman Kurniawansyah, S.T.,M.Eng.Sc., Ph.D. .....(Pembimbing II)
3. Hikmatun Ni'mah, S.T., M.Sc.,Ph.D. .....(Penguji I)
4. Ir. Ignatius Gunardi,M.T. ..... (Penguji II)
5. Prof. Dr. Ir. Heru Setyawan, M.Eng. ..... (Penguji III)

KEMENTERIAN PENDIDIKAN DAN KEBUDAYAAN INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI DAN REKAYASA SISTEM DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA

Surabaya,
11 Februari 2020

Scanned with CamScanner

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 2023, dengan pembelian peralatan pada tahun 2023 dan masa konstruksi selama 2 tahun (2023-2025). Lokasi pabrik direncanakan di daerah Limbur Lubuk Mengkuang, Kabupaten Bungo, Jambi. Pemilihan lokasi pabrik ini berkaitan dengan ketersediaan bahan baku utama berupa kelapa sawit yang mudah diperoleh, karena menurut data BPS wilayah Sumatera merupakan provinsi dengan areal perkebunan kelapa sawit terluas di Indonesia.

Bahan baku Tandan Buah Segar (TBS) yang digunakan memiliki komposisi buah sawit sebesar 71%, dan tandan kosong 29%. Buah sawit memiliki komponen mesokarp sebesar 60% yang terdiri dari minyak 43% bagian, air 5% bagian, dan serat 12% bagian. Selain itu, buah sawit juga mengandung cangkang sebesar 6% dan inti buah sebesar 5%. Untuk tandan kosong itu sendiri mempunyai komposisi tandan kosong sebesar 26% bagian dan lumpur sebesar 3% bagian.

Kapasitas produksi *Olein* direncanakan sebesar 92.070 ton olein/tahun. Perencanaan ini berdasarkan jumlah lahan yang dimiliki oleh pabrik dan jumlah *raw material* yang tersedia untuk proses produksi. Dalam pemenuhan kapasitas tahunan, pabrik

akan beroperasi kontinyu 24 jam per hari selama 330 hari. Untuk memproduksi *Olein* sebesar 92.070 ton *olein*/tahun diperlukan bahan baku kelapa sawit sebesar 415.305 ton Tandan Buah Segar/tahun. Selain produk utama *Olein*, pabrik ini juga dapat menghasilkan produk berupa stearin sebanyak 3875 kg/tahun dan *Palm Fatty Acid Distillated* (PFAD) sebanyak 6.475 ton/tahun yang dapat diolah menjadi biodiesel. Selain itu juga menghasilkan nut sebanyak 35.526 ton/tahun.

Proses pembuatan minyak kelapa sawit (CPO) dapat diuraikan menjadi 5 tahapan proses utama, yaitu proses penerimaan buah, sterilisasi, penebahan, pengepresan, dan pemurnian. Tahap pertama yaitu tandan buah segar yang telah disortasi dan dimasukkan ke dalam lori diangkut menuju tempat perebusan (*Sterilizer*). Setelah lori-lori masuk, pintu ketel ditutup rapat. Tandan buah segar (TBS) dipanaskan menggunakan uap air. Dalam tahap ini, perebusan menggunakan sistem tiga puncak. Jadi dalam prinsipnya dilakukan tiga kali pemasukan uap ke dalam *Sterilizer* dan tiga kali pembuangan uap (*blow down*). Tahapan selanjutnya adalah proses pelepasan buah dari tandan. Pada proses ini, buah yang telah direbus diangkut dengan menggunakan *tippler* dan dituang ke dalam *thresher* melalui *hooper* yang berfungsi untuk menampung buah rebus. Pada proses ini tandan buah segar yang telah direbus kemudian dirontokkan atau dipisahkan dari janjangnya. Kemudian menuju digester dan di dalamnya buah diaduk dan dilumat untuk memudahkan daging buah terpisah dari biji. Proses selanjutnya terjadi pada *Screw Press* yang berfungsi untuk memeras berondolan yang telah dicincang, dilumat dari digester untuk mendapatkan CPO kasar. Setelah proses pengepresan untuk selanjutnya adalah proses penyaringan memakai vibrating screen bertujuan untuk memisahkan Non-oil Solid (NOS) yang berukuran besar seperti serabut, dan kotoran-kotoran lain yang terbawa dengan minyak. Tahap selanjutnya minyak dimasukkan kedalam *Clarifier Tank*. Pemisahan bahan dilakukan berdasarkan berat jenis bahan sehingga campuran minyak kasar dapat terpisah

dari air. Pada tahapan ini dihasilkan dua jenis bahan yaitu *crude oil* dan *sludge*. Minyak kasar yang dihasilkan kemudian ditampung sementara kedalam Oil Tank. *Oil purifier* berfungsi untuk memisahkan air dan kotoran yang berasal dari *oil tank*. Minyak yang keluar dari *purifier* masih mengandung air, maka untuk mengurangi kadar air tersebut, minyak dipompakan ke *spray dryer*. Hal ini akan mempermudah pemisahan air dalam minyak, dimana minyak yang memiliki tekanan uap lebih rendah dari air akan turun ke bawah dan kemudian dialirkan ke *storage tank*. Selanjutnya proses pembuatan minyak goreng dari CPO terdapat 2 proses utama, yaitu refinery dan 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 107 ^{o}C. Kemudian dilanjutkan dengan proses *Degumming* dengan penambahan asam phospat sebesar 0.05% dari feed yang masuk. Pada tahap ini berguna untuk menetralisir 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 phospat dan *Bleaching earth* ini didasarkan atas kualitas dari bahan baku (CPO). Semakin tinggi kualitas bahan baku, maka kebutuhan asam phospat dan *bleaching earth* yang digunakan dalam proses semakin kecil. Penambahan *bleaching earth* dilakukan untuk mengadsorbsi impurities dan gum dari proses *Degumming*. Setelah itu dilanjutkan proses filtrasi untuk memisahkan bleaching earth dan impurities lain dengan minyak menggunakan *Niagara Filter* dan *Catridge Filter* Setelah itu masuk proses Deodorasi dengan menggunakan distilasi tray. 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* beruapa *olein* (fraksi cair) dan *stearin* (fraksi padat). Selanjutnya dilanjutkan pada proses Filtrasi dengan menggunakan *Filter press.*

Dari perhitungan analisa ekonomi, dengan harga jual olein sebesar $750 per ton, stearin sebesar $300 per ton, nut sebesar $750 per ton dan PFAD sebesar $400. Adapun diperoleh *Internal Rate Return* (IRR) sebesar 30,50%. Dengan IRR tersebut mengindikasikan bahwa pabrik layak untuk didirikan dengan suku bunga 9,75% dan waktu pengembalian modal (*pay out period*) selama 3,98 tahun. Perhitungan analisa ekonomi didasarkan pada *discounted cash flow*. Modal untuk pendirian pabrik menggunakan rasio 60% modal sendiri dan 40% modal pinjaman. Modal total yang dibutuhkan untuk mendirikan pabrik adalah sebesar Rp. 723.570.162.028. Sedangkan *Break Event Point* (BEP) yang diperoleh adalah sebesar 32,83%.

KATA PENGANTAR

Puji dan syukur penulis panjatkan kepada Tuhan Yang Maha Esa karena atas rahmat dan karunia-Nya penyusun dapat menyelesaikan Laporan Tugas Desain Pabrik Kimia yang berjudul **"Minyak Goreng dari Buah Kelapa Sawit"** sesuai dengan waktu yang telah ditentukan. Tugas Penelitian ini merupakan syarat kelulusan bagi mahasiswa tahap sarjana di Departemen Teknik Kimia FTIRS-ITS Surabaya.

Selama penyusunan laporan ini, penulis menyadari bahwa penulis tidak dapat melakukan dengan baik tanpa adanya bantuan dari berbagai pihak. Oleh karena itu, penulis ingin mengucapkan terima kasih kepada :

1. Tuhan Yang Maha Esa yang senantiasa memberikan kemudahan dan petunjuk dalam menghadapi berbagai kesulitan.
2. Orang tua serta seluruh keluarga penyusun atas doa, dukungan, bimbingan, perhatian dan kasih sayang yang selalu tercurah selama ini.
3. Dr. Widiyastuti, S. T., M. T., selaku Kepala Departemen Teknik Kimia FTIRS-ITS Surabaya.
4. Dr. Lailatul Qadariyah., ST., M.T. selaku Koordinator Program Studi S1.
5. Prof. Dr. Ir. Achmad Roesyadi, DEA selaku Kepala Laboratorium Teknik Reaksi Kimia, atas bimbingan dan saran yang telah diberikan.
6. Prof. Dr. Ir. Achmad Roesyadi, DEA dan Firman Kurniawansyah, S.T, M.Eng.Sc, Ph.D., selaku dosen pembimbing kami di Laboratorium Teknik Reaksi Kimia, atas bimbingan dan saran yang telah diberikan.
7. Seluruh dosen pengajar serta karyawan di lingkungan Departemen Teknik Kimia FTIRS-ITS.
8. Teman - teman dari Laboratorium Teknik Reaksi Kimia dan semua teman - teman Lintas Jalur Teknik Kimia FTIRS-ITS

yang telah menemani hari-hari penulis selama berada di lingkungan Departemen Teknik Kimia FTIRS-ITS.

9. Semua pihak yang tidak dapat disebutkan satu-persatu yang telah banyak membantu dalam proses pengerjaan laporan ini.

Penyusun menyadari bahwa masih banyak hal yang harus diperbaiki dari laporan ini. Oleh karena itu, penulis sangat mengharapkan saran dan masukan yang membangun dari berbagai pihak demi kelancaran tugas penelitian penulis kedepannya. Sebagai penutup, penulis berharap semoga nantinya laporan ini dapat bermanfaat bagi banyak pihak.

Surabaya, Januari 2020

Penulis

DAFTAR ISI

Halaman Judul
Lembar Pengesahan
Intisari..... i
Kata Pengantar v
Daftar Isi..... vii
Daftar Gambar..... 1
Daftar Tabel..... 1
BAB I LATAR BELAKANG 1
I.1. Latar Belakang 1
BAB II BASIS DESAIN DATA 5
II.1 Kapasitas 5
II.2 Pemilihan Lokasi Pabrik..... 8
II.3 Kualitas Bahan Baku dan Produk 11
II.3.1 Bahan Baku Utama..... 11
II.3.2 Bahan Baku Penunjang..... 13
II.3.3 Kualitas Produk 14
BAB III SELEKSI DAN URAIAN PROSES 15
III.1 Seleksi Proses 15
III.1.1 Proses Pembuatan CPO 15
III.1.2 Proses Pembuatan Minyak Goreng Kelapa Sawit dari CPO..... 19
III.1.2.1 *Refinery* 20
III.1.2.2 *Fractionation*..... 25
III.2 Pemilihan Proses 28
III.2.1 Proses Pembuatan Minyak Goreng Kelapa Sawit dari CPO..... 29
III.3 Uraian Proses..... 31
III.3.1 Proses Pembuatan Minyak Kelapa Sawit (CPO) . 31
III.3.1.1 Stasiun Penerimaan Buah 31
III.3.1.2 Stasiun Rebusan *(Sterilizer Station)* 32
III.3.1.3 Stasiun Penebah *(Treshing Station)*..... 34
III.3.1.4 Stasiun Tempa *(Pressing Station)*..... 35
III.3.1.5 Stasiun Pemurnian *(Clarification Station)*..... 37

III.3.2 Proses Pembuatan Minyak Goreng Kelapa Sawit 39
III.3.2.1 Tahap Persiapan Bahan Baku *(Pretreatment dan Degumming)* 40
III.3.2.2 Tahap Pemurnian (Bleaching, Filtration, dan Deodorization) 40
III.3.2.3 Tahap Pemisahan Produk *(Crystallization dan Filtration)* 41
BAB IV NERACA MASSA DAN ENERGI 43
IV.1 Neraca Massa 43
IV.2 Neraca Energi 64
BAB V DAFTAR DAN HARGA PERALATAN 81
BAB VI ANALISA EKONOMI 127
VI.1 Pengelolaan Sumber Daya Manusia 127
VI.1.1 Bentuk Badan Perusahaan 127
VI.1.2 Sistem Organisasi Perusahaan 128
VI.1.3 Struktur Organisasi Perusahaan 129
VI.1.4 Perincian Jumlah Tenaga Kerja 134
VI.1.5 Status Karyawan dan Pengupahan 134
VI.2 Utilitas 138
VI.2.1 Unit Pengolahan Air 138
VI.2.2 Unit Penyediaan Steam 139
VI.2.3 Unit Pendingin 139
VI.3 Analisa Ekonomi 140
VI.3.1 Laju Pengembalian Modal (Internal Rate of Return / IRR) 140
VI.3.2 Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time / POT*) 140
VI.3.3 Titik Impas (Break Even Point / BEP) 141
BAB VII KESIMPULAN 143
DAFTAR PUSTAKA xvii

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1 Pemetaan Komoditi Unggulan Perkebunan Provinsi Jambi.....9
Gambar 3.1 Skema Proses Pembuatan CPO.....15
Gambar 3.2 Proses Pembuatan Minyak Goreng Kelapa Sawit dari CPO Secara Umum.....19
Gambar 3.3 *Physical Refining Process* 20
Gambar 3.4 Flow Diagram Proses Chemical Refining.....24
Gambar 3.5 Flow Diagram Proses Fraksinasi Kering.....27
Gambar 3.6 Lori.....33
Gambar 3.7 *Horizontal Sterilizer* 34
Gambar 3.8 Rotary Thresser Drum.....35
Gambar 3.9 *Digester* 35
Gambar 3.10 *Screw Press* 37
Gambar 3.11 *Countinous Settling Tank*.....38
Gambar 3.12 *Oil Purifier* 38
Gambar 3.13 *Vacum Oil Dryer* 39
Gambar 4.1 Blok Diagram *Sterilizer* (B-110).....44
Gambar 4.2 Blok Diagram *Thresser* (H-120).....46
Gambar 4.3 Blok Diagram *Digester* (M-130).....47
Gambar 4.4 Blok Diagram *Screw Press* (C-140).....48
Gambar 4.5 Blok Diagram *Vibrating Screen* (H-150).....49
Gambar 4.6 Blok Diagram *Clarifier* (H-160).....50
Gambar 4.7 Blok Diagram *Filter Press* (H-170).....51
Gambar 4.8 Blok Diagram *Oil Purifier* (H-180) 52
Gambar 4.9 Blok Diagram *Vacuum Dryer* (B-190).....53
Gambar 4.10 Blok Diagram *Mixing Degumming* (M-120).....54
Gambar 4.11 Blok Diagram *Vacuum Dryer* (H-220).....55
Gambar 4.12 Blok Diagram *Tangki Bleaching* (F-230).....57
Gambar 4.13 Blok Diagram *Niagara Filter* (H-310).....58
Gambar 4.14 Blok Diagram *Deodorizer* (D-410).....60
Gambar 4.15 Blok Diagram *Crystallizer* (X-510) 62
Gambar 4.16 Blok Diagram *Filter Press* (H-520) 63
Gambar 4.17 Blok Diagram Energi *Sterilizer* (B-110).....64

Gambar 4.18 Blok Diagram Energi *Digester* (M-130) 65
Gambar 4.19 Blok Diagram Energi *Filtration Storage Tank* (F-151) 65
Gambar 4.20 Blok Diagram Energi *Clarifier* (H-160)..... 66
Gambar 4.21 Blok Diagram Energi *Clarifier Storage Tank* (F-162) 67
Gambar 4.22 Blok Diagram Energi *Cooler* (E-193)..... 67
Gambar 4.23 Blok Diagram Energi *CPO Storage Tank* (F-194) 68
Gambar 4.24 Blok Diagram Energi *Heat Exchanger* (E-212) 69
Gambar 4.25 Blok Diagram Energi Tangki *Mixing Degumming* (M-210) 70
Gambar 4.26 Blok Diagram Energi Tangki *Bleaching* (F-230).. 71
Gambar 4.27 Blok Diagram Energi Tangki Penampung Hasil *Bleaching* (F-234)..... 72
Gambar 4.28 Blok Diagram Energi Tangki Penampung Hasil Filtrasi (F-313) 73
Gambar 4.29 Blok Diagram Energi *Heat Exchanger* (E-412) 74
Gambar 4.30 Blok Diagram Energi *Heat Exchanger* (E-413) 74
Gambar 4.31 Blok Diagram Energi *Heat Exchanger* (E-414) 75
Gambar 4.32 Blok Diagram Energi *Deodorizer* (D-410) 76
Gambar 4.33 Blok Diagram Energi *Cooler* (E-418)..... 77
Gambar 4.34 Blok Diagram Energi Tangki RBDPO (E-416)..... 78
Gambar 4.35 Blok Diagram Energi *Crystallizer* (X-510)..... 79
Gambar 6.1 Struktur Organisasi Perusahaan 129
Gambar 6.2 Grafik Break Event Point pada Pabrik CPO dan PKO……...141

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Luas Area dan Produksi Kelapa Sawit..... 1
Tabel 1.2 Proyeksi Penduduk Tahun 2010-2025..... 2
Tabel 2.1 Data Produksi dan Konsumsi Minyak Goreng Kelapa Sawit Tahun 2012-2017..... 5
Tabel 2.2 Data Ekspor dan Impor Minyak Goreng Kelapa Sawit Tahun 2012-2017 6
Tabel 2.3 Data Pertumbuhan Produksi dan Konsumsi Minyak Goreng Kelapa Sawit..... 6
Tabel 2.4 Data Pertumbuhan Ekspor dan Impor Minyak Goreng Kelapa Sawit 7
Tabel 2.5 Proyeksi Produksi, Konsumsi, Ekspor, dan Impor Minyak Goreng Kelapa Sawit Tahun 2023..... 8
Tabel 2.6 Jenis dan Ciri-ciri Varietas Kelapa Sawit 11
Tabel 2.7 Komposisi Bahan Baku 12
Tabel 2.8 Syarat Mutu Tandan Buah Segar 12
Tabel 2.9 Spesifikasi Bleaching Earth..... 13
Tabel 2.10 Standar Kualitas Minyak Goreng Menurut SNI 7709-2012..... 14
Tabel 3.1 Kelebihan dan Kekurangan *Chemical Extraction Method* 17
Tabel 3.2 Kelebihan dan Kekurangan *Physical Extraction Method* 18
Tabel 3.3 Kelebihan dan Kekurangan *Physical Refining*..... 22
Tabel 3.4 Kelebihan dan Kekurangan *Chemical Refining* 25
Tabel 3.5 Perbandingan Proses Pembuatan Minyak Kelapa Sawit (CPO) 28
Tabel 3.6 Perbandingan Proses Pembuatan Minyak Goreng Kelapa Sawit..... 29
Tabel 4.1 Komposisi *Crude Palm Oil* (CPO) 43
Tabel 4.2 Neraca Massa *Sterilizer*..... 45
Tabel 4..3 Neraca Massa *Thresser* (H-120)..... 46
Tabel 4..4 Neraca Massa *Digester* (M-130)..... 47
Tabel 4.5 Neraca Massa *Screw Press* (C-140)..... 48

Tabel 4.6 Neraca Massa *Vibrating Screen* (H-150) 49
Tabel 4.7 Neraca Massa *Clarifier* (H-160) 50
Tabel 4.8 Neraca Massa *Filter Press* (H-170) 51
Tabel 4.9 Neraca Massa *Oil Purifier* (H-180) 52
Tabel 4.10 Neraca Massa *Vacuum Dryer* (B-190) 53
Tabel 4.11 Neraca Massa Tangki *Mixing Degumming* (M-210) 54
Tabel 4.12 Neraca Massa Tangki *Vacuum Dryer* (H-220) 56
Tabel 4..13 Neraca Massa *Tangki Bleaching* (F-230) 57
Tabel 4.14 Neraca Massa *Niagara Filter* (H-310) 59
Tabel 4.15 Neraca Massa *Deodorizer* (D-410) 61
Tabel 4.16 Neraca Massa *Crystalizer* (X-510) 62
Tabel 4.17 Neraca Massa *Filter Press* (H-520) 63
Tabel 4.18 Neraca Energi *Sterilizer* (B-110) 64
Tabel 4.19 Neraca Energi *Digester* (M-130) 65
Tabel 4.20 Neraca Energi *Filtration Storage Tank* (F-151) 66
Tabel 4.21 Neraca Energi *Clarifier* (H-160) 66
Tabel 4.22 Neraca Energi *Clarifier Storage Tank* (F-162) 67
Tabel 4.23 Neraca Energi *Cooler* (E-193) 68
Tabel 4.24 Neraca Energi *CPO Storage Tank* (F-194) 68
Tabel 4.25 Neraca Energi *Heat Exchanger* (E-212) 69
Tabel 4.26 Neraca Energi Tangki *Mixing Degumming* (M-210) 70
Tabel 4.27 Neraca Energi Tangki *Bleaching* (F-230) 71
Tabel 4.28 Neraca Energi Tangki Penampung Hasil *Bleaching* (F-234) 72
Tabel 4.29 Neraca Energi Tangki Penampung Hasil Filtrasi (F-313) 73
Tabel 4.30 Neraca Energi Heat Exchanger (E-412) 74
Tabel 4.31 Neraca Energi *Heat Exchanger* (E-413) 75
Tabel 4.32 Neraca Energi *Heat Exchanger* (E-414) 76
Tabel 4.33 Neraca Energi *Deodorizer* (D-410) 77
Tabel 4.34 Neraca Energi *Cooler* (E-418) 78
Tabel 4.35 Neraca Energi Tangki RBDPO (F-416) 79
Tabel 4.36 Neraca Energi *Crystallizer* (X-510) 79
Tabel 5.1 Spesifikasi Alat Lori 81
Tabel 5.2 Spesifikasi Alat *Sterilizer* 82

Tabel 5.3 Spesifikasi Alat *Thresher* 83
Tabel 5.4 Spesifikasi Alat *Belt Conveyor* 83
Tabel 5.5 Spesifikasi Alat *Digester* 84
Tabel 5.6 Spesifikasi Alat *Screw Press* 85
Tabel 5.7 Spesifikasi Alat *Vibrating Screen* 85
Tabel 5.8 Spesifikasi Alat *Filtration Storage Tank* 86
Tabel 5.9 Spesifikasi Alat Pompa..... 87
Tabel 5.10 Spesifikasi Alat *Clarifier* 88
Tabel 5.11 Spesifikasi Alat *Clarifier Storage*..... 89
Tabel 5.12 Spesifikasi Alat *Filter Press* 90
Tabel 5.13 Spesifikasi Alat Pompa..... 90
Tabel 5.14 Spesifikasi Alat *Oil Purifier* 91
Tabel 5.15 Spesifikasi Alat *Vacuum Oil Dryer* 92
Tabel 5.16 Spesifikasi Alat Pompa..... 93
Tabel 5.17 Spesifikasi Alat *Cooler*..... 94
Tabel 5.18 Spesifikasi Alat *CPO Storage* 94
Tabel 5.19 Spesifikasi Alat Pompa..... 96
Tabel 5.20 Spesifikasi Alat *Heat Exchanger* 97
Tabel 5.21 Spesifikasi Alat Tangki *Mixing Degumming* 98
Tabel 5.22 Spesifikasi Alat Pompa..... 99
Tabel 5.23 Spesifikasi Alat *Vacuum Dryer* 100
Tabel 5.24 Spesifikasi Alat Pompa..... 101
Tabel 5.25 Spesifikasi Alat *Steam Jet Ejector* 102
Tabel 5.26 Spesifikasi Alat Tangki *Bleaching* 103
Tabel 5.27 Spesifikasi Alat Pompa..... 104
Tabel 5.28 Spesifikasi Alat Tangki Hasil *Bleaching* 105
Tabel 5.29 Spesifikasi Alat Pompa..... 106
Tabel 5.30 Spesifikasi Alat *Steam Ejector* 107
Tabel 5.31 Spesifikasi Alat *Niagara Filter* 108
Tabel 5.32 Spesifikasi Alat Pompa..... 108
Tabel 5.33 Spesifikasi Alat Tangki Hasil Filtrasi 110
Tabel 5.34 Spesifikasi Alat Pompa..... 110
Tabel 5.35 Spesifikasi Alat *Heat Exchanger* 111
Tabel 5.36 Spesifikasi Alat *Heat Exchanger* 112
Tabel 5.37 Spesifikasi Alat *Heat Exchanger* 113

Tabel 5.38 Spesifikasi Alat *Deodorizer*.....114
Tabel 5.39 Spesifikasi Alat *Steam Ejector* 115
Tabel 5.40 Spesifikasi Alat *Cooler*.....115
Tabel 5.41 Spesifikasi Alat Tangki PFAD 116
Tabel 5.42 Spesifikasi Alat Pompa.....117
Tabel 5.43 Spesifikasi Alat Tangki Penyimpanan RBDPO.....118
Tabel 5.44 Spesifikasi Alat Pompa.....119
Tabel 5.45 Spesifikasi Alat Tangki *Crystallizer*.....120
Tabel 5.46 Spesifikasi Alat Pompa.....122
Tabel 5.47 Spesifikasi Alat Pompa.....123
Tabel 5.48 Spesifikasi Alat Tangki Penyimpanan Olein 124
Tabel 6.1 Perincian Jumlah dan Gaji Karyawan.....135

BAB I
LATAR BELAKANG

I.1. Latar Belakang

Industri minyak goreng sawit (*palm cooking olein*) adalah salah satu industri yang berkembang begitu cepat dan pesat di Indonesia. Industri ini dipandang memiliki prospek yang cukup menjanjikan ke depannya, terutama sebagai kontributor pembangunan perekonomian Indonesia. Indonesia sendiri merupakan Negara penghasil kelapa sawit terbesar di dunia dengan menghasilkan kelapa sawit sekitar 40 juta ton pada tahun 2018 (Badan Pusat Statistik, 2019).

Tabel 1.1 Luas Area dan Produksi Kelapa Sawit

Tahun	Produksi Kelapa Sawit (Ton)	Luas Area Perkebunan (Ha)
2014	29.278.200	10.754.800
2015	31.070.000	11.260.300
2016	31.731.000	11.201.500
2017	34.940.300	12.383.100
2018	40.567.200	14.327.100

(Sumber: Badan Pusat Statistik, 2019)

Selain itu, Indonesia termasuk Negara yang memiliki penduduk terpadat di dunia dan juga memiliki tingkat konsumsi yang relative tinggi akan kebutuhan minyak goreng sawit. Hal ini terindikasi dari rata-rata konsumsi minyak goreng sawit di Indonesia yang meningkat setiap tahunnya. Pada tahun 2012-2017 terjadi peningkatan konsumsi minyak goreng sawit dengan rata-rata sebesar 7,44% dimana konsumsi pada tahun 2012 sebesar 1,83 juta ton dan pada tahun 2017 konsumsi sebesar 2,36 juta ton minyak goreng sawit (Setjen Pertanian, 2017).

Tabel 1.2 Proyeksi Penduduk Tahun 2010-2025

Tahun	Proyeksi Penduduk
2010	238.518.800
2015	255.461.700
2020	271.066.400
2025	284.829.000

(Sumber: Badan Pusat Statistik, 2019)

Fenomena peningkatan konsumsi ini terjadi seiring dengan adanya peralihan konsumen penggunaan lemak-trans ke alternatif yang lebih sehat. Dari aspek kesehatan, minyak sawit sering digunakan sebagai pengganti lemak-trans karena berdasarkan penelitian minyak sawit mengandung asam lemak tak jenuh yang bermanfaat untuk kesehatan jantung, bebas kolesterol, kaya akan vitamin E dan pro vitamin A, serta sumber asam linoleat yang kaya akan manfaat karena kandungan omega-3. Selain itu, minyak kelapa sawit dapat tahan terhadap panas yang ekstrem dan tahan terhadap oksidasi jika dibandingkan dengan minyak nabati lain, seperti minyak yang terbuat dari kanola, jagung, biji rami, kacang kedelai, *safflower*, dan bunga matahari (GAPKI, 2016).

Minyak sawit adalah salah satu minyak yang paling banyak dikonsumsi dan diproduksi di dunia. Minyak yang murah, mudah diproduksi dan sangat stabil ini digunakan untuk berbagai variasi makanan, kosmetik, produk kebersihan, dan juga bisa digunakan sebagai sumber *biofuel* atau *biodiesel*. Produksi minyak sawit dunia didominasi oleh Indonesia dan Malaysia. Kedua negara ini secara total menghasilkan sekitar 85-90% dari total produksi minyak sawit dunia. Pada saat ini, Indonesia adalah produsen dan eksportir minyak sawit yang terbesar di seluruh dunia (*Indoneisa Invesment, 2017)*.

Minyak goreng adalah salah satu produk jadi primer yang dihasilkan dari buah kelapa sawit. Dari tahun 1979-1998, luas area perkebunan kelapa sawit Indonesia meningkat sebesar 11,3% pertahun. Produksi minyak sawit Indonesia meningkat 12,2% per tahun. Hal ini menunjukkan bahwa komoditi minyak sawit

Indonesia mempunyai peranan, potensi, dan prospek yang baik bagi perekonomian Indonesia. Dengan kondisi demikian maka industri minyak goreng sawit di Indonesia memiliki prospek positif kedepannya dan telah menstimulasi pertumbuhan yang signifikan pada industri pengolahan minyak goreng sawit di Indonesia. *(Badan Pusat Statistik, 2017)*.

Sehubungan dengan hal tersebut, maka pendirian Pabrik Minyak Goreng dari Buah Kelapa Sawit layak untuk diterapkan sehingga dapat memanfaatkan bahan baku yang melimpah, mengurangi angka impor minyak nabati dan juga dapat menyerap tenaga kerja, serta memperoleh nilai tambah terhadap anggaran devisa negara.

(halaman ini sengaja dikosongkan)

BAB II
BASIS DESAIN DATA

II.1 Kapasitas

Salah satu faktor penting dalam pendirian pabrik adalah penentuan kapasitas produksi pabrik. Pra Desain Pabrik Minyak Goreng Kelapa Sawit direncanakan mulai beroperasi pada tahun 2023 dengan mengacu pada kebutuhan nasional terhadap Minyak Goreng di Indonesia.

Perhitungan kapasitas Pabrik Minyak Goreng Kelapa Sawit ini mempertimbangkan data ekspor, impor, produksi, dan konsumsi Minyak Goreng Kelapa Sawit pada tahun-tahun sebelumnya. Berikut data yang diperoleh dari tahun 2012-2017:

Tabel 2.1 Data Produksi dan Konsumsi Minyak Goreng Kelapa Sawit Tahun 2012-2017

Tahun	Produksi Minyak Goreng Sawit (Ton)	Konsumsi Minyak Goreng Sawit (Ton)
2012	4.633.770	1.904.378
2013	4.721.439	1.848.037
2014	4.127.166	2.001.454
2015	2.948.906	2.336.835
2016	6.851.889	2.523.544
2017	5.487.646	2.511.126

(Setjen Pertanian, 2017).

Tabel 2.2 Data Ekspor dan Impor Minyak Goreng Kelapa Sawit Tahun 2012-2017

Tahun	Ekspor Minyak Goreng Kelapa Sawit (Ton)	Impor Minyak Goreng Kelapa Sawit (Ton)
2012	4.952.020,3	427.447
2013	4.496.055,2	308.458
2014	3.910.272,9	273.985
2015	5.318.021,8	413.838
2016	3.607.883,4	1.707,0
2017	4.831.534,6	0,01640

(Badan Pusat Statisik, 2017)

Berdasarkan data produksi, konsumsi, ekspor, dan impor minyak goreng kelapa sawit yang tertera dalam tabel 2.1 dan tabel 2.2 maka dapat dilakukan perhitungan indeks pertumbuhan atau perkembangan rata-rata untuk tiap tahunnya.

Tabel 2.3 Data Pertumbuhan Produksi dan Konsumsi Minyak Goreng Kelapa Sawit

Tahun	Produksi Minyak Goreng Sawit (%)	Konsumsi Minyak Goreng Sawit (%)
2012	0,019	-0,030
2013	-0,126	0,083
2014	-0,285	0,168
2015	1,324	0,080
2016	-0,199	-0,005

2017	0,019	-0,030
Rata-rata	0,146	0,059

Tabel 2.4 Data Pertumbuhan Ekspor dan Impor Minyak Goreng Kelapa Sawit

Tahun	Ekspor Minyak Goreng Sawit (%)	Impor Minyak Goreng Sawit (%)
2012	-0,092	-0,278
2013	-0,130	-0,112
2014	0,360	0,510
2015	-0,322	-0,996
2016	0,339	-1,000
2017	0,031	-0,375
Rata-rata	-0,092	-0,278

Dari data data diatas dapat dilakukan perhitungan untuk memprediksi nilai kebutuhan olein (minyak kelapa sawit) pada tahun 2023 dengan persamaan:

$$F = F_o (1+i)^n \quad \ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots \quad (1)$$

Dimana:

F = Perkiraan kebutuhan Minyak Goreng Kelapa Sawit pada tahun 2023

F_o = Kebutuhan Minyak Goreng Kelapa Sawit pada tahun terakhir

i = Perkembangan rata-rata

n = Selisih waktu

(Timmerhaus, 2004)

Dengan menggunakan persamaan tersebut dapat diprediksi kapasitas produksi, konsumsi, impor dan ekspor dalam Ton/tahun pada tahun 2023 sebagai berikut:

Tabel 2.5 Proyeksi Produksi, Konsumsi, Ekspor, dan Impor Minyak Goreng Kelapa Sawit Tahun 2023

Proyeksi	Minyak Goreng Kelapa Sawit (Ton)
Produksi	9.478.274,760
Konsumsi	3.160.624,700
Ekspor	5.460.077,400
Impor	0,0025

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

S = (Produksi+Impor) - (Ekspor+Konsumsi)

= (9.478.274,76 + 0,002499) - (5.460.077,4 + 3.160.624,7)

= 857.572,660 Ton/tahun

Berdasarkan perhitungan maka konsumsi minyak kelapa sawit nasional pada tahun 2023 diperkiran akan mencapai 857.572,66 Ton/Tahun. Dikarenakan perminataan ekpor terlalu tinggi, sehingga konsumsi dalam negeri belum tercukupi, maka dilakukan perencanaan peningkatan kapasitas produksi Minyak Goreng Kalapa Sawit sebesar 11,7% dari kebutuhan nasional pada tahun 2023 sehingga diperoleh:

Kapasitas produksi pasar domestic = 10,736% × 857.572,660 Ton/tahun

= 92.069 Ton/tahun yang dibulatkan menjadi 92.070 Ton/tahun

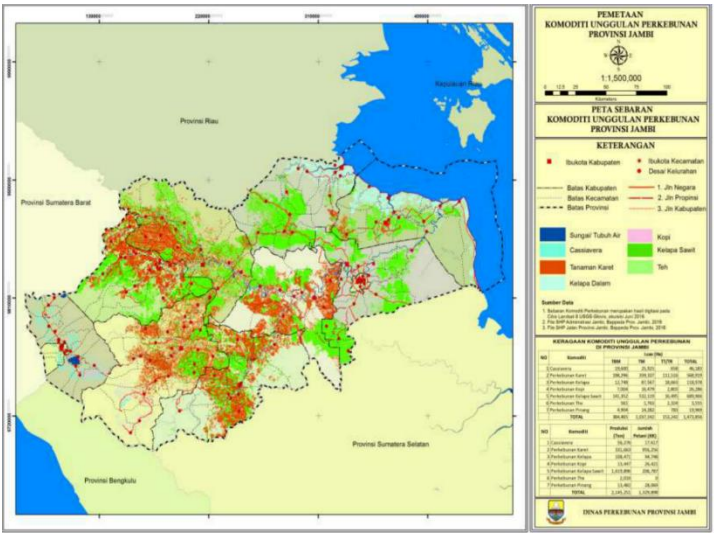
II.2 Pemilihan Lokasi Pabrik

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 effisien. 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 kelapa sawit ini akan didirikan di daerah Limbur Lubuk Mengkuang, Kabupaten Bungo, Jambi terletak pada posisi 101° 27’ – 102° 30’ bujur timur dan diantara 1° 08’ – 1° 55’ lintang selatan.

Pemilihan lokasi suatu pabrik merupakan salah satu hal yang harus diperhatikan. Pabrik minyak goreng sawit ini direncanakan dibangun di daerah Limbur Lubuk Mengkuang, Kabupaten Bungo, Jambi melalui pertimbangan-pertimbangan berikut:

- Jarak dengan Bahan Baku



Gambar 2.1 Pemetaan Komoditi Unggulan Perkebunan Provinsi Jambi

Sumber bahan baku adalah salah satu faktor penting dalam penentuan lokasi pabrik. Dari Luas Perkebunan dan Produksi Kelapa Sawit di Provinsi Jambi yang terdapat di Gambar **2.1**, dapat

dilihat bahwa ketersediaan kelapa sawit cukup tinggi di Provinsi Jambi. Jambi menempati posisi ke-4 produsen kelapa sawit di Pulau Sumatera dengan jumlah produksi mencapai 2 juta ton (Badan Pusat Statistik, 2018). Dari data yang sudah diperoleh maka pabrik Minyak Goreng Kelapa Sawit ini akan didirikan di daerah Limbur Lubuk Mengkuang, Kabupaten Bungo, Jambi.

- Jalur Transportasi

Jalur transportasi bisa dilakukan melalui darat maupun laut. Pada jalur darat, terdapat tol trans sumatera dan juga daerah Jambi akan dibangun jalan tol yang akan diselesaikan hingga akhir tahun 2019, sehingga akan dapat memudahkan akses transportasi produk minyak goreng kelapa sawit. Sementara pada jalur laut, Provinsi Jambi terletak dekat dengan Provinsi Sumatera Selatan yang merupakan provinsi perbatasan antara Pulau Sumatera dengan Jawa sehingga akan memudahkan dalam proses penyaluran produk.

- Tenaga Kerja

Faktor tenaga kerja merupakan faktor vital dalam pendirian sebuah pabrik. Tenaga Kerja sebagian besar akan diambil dari penduduk sekitar. Karena lokasinya cukup dekat dengan pemukiman penduduk, selain dapat memenuhi kebutuhan tenaga kerja, juga dapat membantu meningkatkan taraf hidup masyarakat sekitar. Di Kabupaten Bungo, Provinsi Jambi sendiri terdapat total 44 SMA, 20 SMK, dan 3 perguruan tinggi yang merupakan gabungan dari Universitas dan Sekolah Tinggi. Dengan melihat data tersebut dapat diketahui bahwa daerah Kabupaten Bungo memiliki SDM yang cukup untuk direkrut menjadi pegawai perusahaan.

- Utilitas

Sarana – sarana pendukung seperti tersedianya air, listrik, dan sarana lainnya juga harus diperhatikan agar proses produksi dapat berjalan dengan baik. Di Limbur Lubuk Mengkuang, Kabupaten Bungo, Provinsi Jambi tersedia fasilitas yang lengkap meliputi aliran listrik dari PLN dan sumber air yang memadai. Untuk sumber air didapatkan dari Sungai Batang Bungo.

- Kondisi Geografis Wilayah

Kondisi wilayah suatu daerah juga merupakan hal yang cukup penting dalam menentukan lokasi pendirian Pabrik Minyak Goreng Kelapa Sawit. Berdasarkan data Badan Meteorologi dan Geofisika daerah Limbur Lubuk Mengkuang, Kabupaten Bungo, Provinsi Jambi pada tahun 2019, didapatkan data kondisi wilayah sebagai berikut :

- Kelembapan udara rata-rata = 56-85 %
- Suhu udara rata-rata = 25,8° - 26,7 °C
- Curah hujan rata-rata = 3000 mm/tahun
- Kecepatan Angin = 10-18 km/jam

(http://meteo.bmkg.go.id/prakiraan/propinsi/2019)

II.3 Kualitas Bahan Baku dan Produk

II.3.1 Bahan Baku Utama

Bahan baku yang digunakan adalah buah kelapa sawit. Kelapa sawit terdiri dari tiga varietas yaitu dura, pisifera dan tenera. Dapat dilihat pada tabel **2.6**

Tabel 2.6 Jenis dan Ciri-ciri Varietas Kelapa Sawit

Jenis	Ciri - ciri
Dura	• Tempurung tebal (2 -8 mm) • Daging buah relative tipis, yaitu 35-50% terhadap buah • Kernel (daging biji) besar dengan kandungan minyak rendah
Pisifera	• Daging buah sangat tebal yaitu sebesar 92-97% dari buah • Daging biji sangat tipis sekitar 3-8% sehingga minyak inti sawit yang dihasilkan sangat rendah • Ketebalan tempurung sangat tipis bahkan hamper tidak ada
Tenera	• Tempurung tipis (0,5-4 mm) • Daging buah tebal sekitar 60-96%

(Prof. Dr. Erliza, 2015)

Pada perancangan pabrik ini, akan digunakan bahan baku kelapa sawit dari varietas tenera, karena varietas tenera mewarisi sifat-sifat unggul, diantaranya inti buah kecil, cangkang tipis, daging buah tebal, serta kandungan minyak yang tinggi.

Tabel 2.7 Komposisi Bahan Baku

No.	Komponen	Berat (%)
1	Mesocarp (daging buah)	60-96
2	Endocarp (tempurung)	3-20
3	Endosperm (inti buah)	3-15

(I Made Tasma, 2016)

Adapun syarat mutu Tandan Buah Segar Kelapa Sawit adalah sebagai berikut:

Tabel 2.8 Syarat Mutu Tandan Buah Segar

No	Kematangan	Fraksi	Jumlah Brondolan	Keterangan
1	Mentah	00 0	Tidak ada, buah berwarna hitam 1 - 12,5% buah luar membrondol	Sangat Mentah Mentah
2	Matang	I II III	12,5 - 25% buah luar membrondol 25 - 50% buah luar membrondol 50 - 76% buah luar membrondol	Kurang Matang Matang I Matang II
3	Lewat Matang	IV V	75 - 100% buah luar membrondol Buah dalam juga membrondol, ada buah yang membusuk	Lewat Matang I Lewat Matang II

(Pusat Penelitian Marihat, 1982)

II.3.2 Bahan Baku Penunjang

a. *Phosporic Acid*

Phosporic Acid merupakan bahan baku pendukung dalam pengolahan minyak goreng. Berikut spesifikasi *Phosporic Acid* yang dibeli dari PT. Petrokimia Gresik :

Asam Phosphat

Rumus molekul	: H_3PO_4
Berat molekul	: 98 gr/mol
Spesific gravity	: 1,834 (pada T = 28,2 ^{0}C)
Titik didih	: 261^{0}C
Bentuk	: Cair
Bau	: Tidak berbau
Warna	: Tidak berwarna/transparan
Sifat	: Korosif terhadap logam besi dan paduannya

(Kirk-Othmer,1984)

b. *Bleaching Earth*

Bleaching Earth merupakan bahan baku pendukung dalam pengolahan minyak goreng yang dibeli dari Clariant Adsorbent Indonesia, Berikut sepesifikasi dari *Bleaching Earth*:

Tabel 2.9 Spesifikasi Bleaching Earth

Komponen	Komposisi (%)
SiO_2	55-80
Al_2O_3	5-20
Fe_2O_3	2-10
CaO	0-5
MgO	0-8
Na_2O	0-2
K_2O	0-2

(Taiko Clay Marketing SDN.BHD, 2017)

II.3.3 Kualitas Produk

Karakter utama yang dapat menjelaskan Minyak Goreng sebagai produk komersial ditentukan oleh beberapa parameter fisik dan kimia. Dengan adanya standar mutu RBD *palm Olein* Indonesia dengan standar mutu yang umum dipakai dalam perdagangan minyak sawit di pasar internasional, sehingga produk Indonesia bisa bersaing dengan produk sejenis dari Negara pengekspor lainnya dan juga agar produk yang beredar di pasaran dapat terjamin mutu dan keamanannya bagi konsumen. Standar yang mengatur mengenai hal ini adalah SNI 7709-2012 yang ditunjukkan pada **Tabel 2.10**

Tabel 2.10 Standar Kualitas Minyak Goreng Menurut SNI 7709-2012

No.	Kriteria Uji	Satuan	Syarat Mutu
1.	Keadaan: 1. Bau 2. Rasa 3. Warna	 - - Merah/kuning	 Normal Normal 5/50 maks
2.	Kadar air dan bahan menguap	%	0,1 maks
3.	Asam lemak bebas (asam palmitate)	%	0,3 maks
4.	Bilangan peroksida	mek O_2/kg	10 maks
5.	Vitamin A	IU/kg	45 min
6.	Minyak pelikan		Negatif
7.	Cemaran logam 1. Cadmium (Cd) 2. Timbal (Pb) 3. Timah (Sn) 4. Mercuri (Hg)	 mg/kg	 0,2 maks 0,1 maks 40/250 maks 0,05 maks
8.	Cemaran Arsen (As)	mg/kg	0,1 maks

(Kementrian Perindustrian RI, 2015)

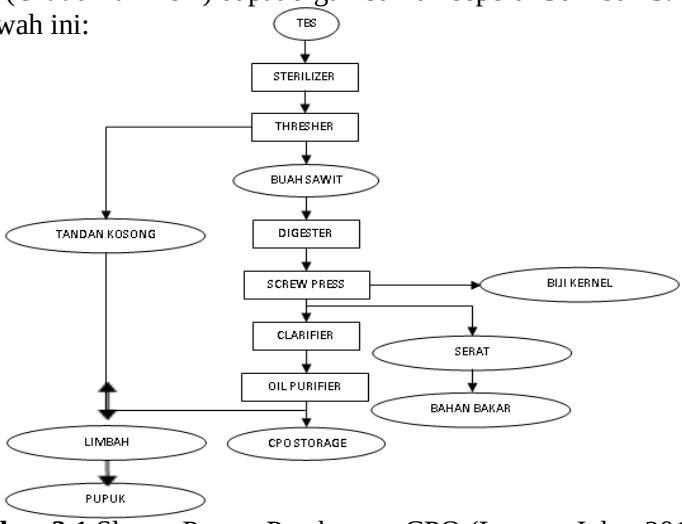
BAB III
SELEKSI DAN URAIAN PROSES

III.1 Seleksi Proses

Pemilihan proses didasari atas beberapa pertimbangan, yaitu harga bahan baku, yield yang dihasilkan, sifat kimia-fisika, dampak terhadap lingkungan, dan perawatan alat yang digunakan. Proses pembuatan minyak goreng kelapa sawit dibagi menjadi dua tahap inti, yaitu yang pertama proses pembuatan *Crude Palm Oil* (CPO) dari daging buah kelapa sawit dan proses kedua yaitu tahap pengolahan minyak goreng kelapa sawit dari CPO.

III.1.1 Proses Pembuatan CPO

Minyak kelapa sawit diperoleh dari daging buah kelapa sawit (*mesocarp*). Minyak sawit secara alami berwarna merah karena kandungan β-karoten yang tinggi. Secara umum, proses pengolahan minyak kelapa sawit sampai menjadi minyak sawit (*Crude Palm Oil*) dapat digambarkan seperti **Gambar 3.1** di bawah ini:



Gambar 3.1 Skema Proses Pembuatan CPO (Inyang, John. 2018)

Terdapat beberapa proses pembuatan minyak kelapa sawit dengan bahan baku berupa daging buah kelapa sawit. Proses-proses tersebut diantaranya *Physical Extraction Method* (*Mechanical Pressing*) dan *Chemical Extraction Method* (ekstraksi dengan *solvent*).

1. *Chemical Extraction Method* (Ekstraksi dengan *Solvent*)

Pada proses ekstraksi ini komponen yang terkandung dalam suatu zat *(solute)* diambil menggunakan liquid *(solvent)* yang sesuai dengan sifat zat yang akan diambil. Untuk ekstraksi minyak kelapa sawit yang digunakan adalah *Liquid-solid ekstraction (LSE). Solvent* yang biasanya digunakan untuk ekstraksi minyak adalah *n-hexane*. Proses ekstraksi dilakukan dengan mengkontakkan bahan yaitu kelapa sawit dengan *solvent* pada kurun waktu tertentu *(holding time)* sebelum kemudian memisahkan minyak yang telah ter-ekstrak pada *solvent*. Pada saat *holding time* terjadi transfer masa antara minyak yang terkandung pada kelapa sawit dengan *solvent* sebagai berikut: *solvent* masuk kedalam kelapa sawit dan melarutkan minyak. *Solvent* bergerak melewati kelapa sawit ke permukaan, kemudian larutan minyak terdispersi dalam *bulk solvent*. *Holding time* yang dibutuhkan harus cukup bagi *solvent* untuk melarutkan untuk melarutkan minyak yang terkandung. Campuran minyak yang sudah diekstraksi kemudian dipisahkan dari pengotornya. Proses pemisahan meliputi filtrasi dan distilasi. Beberapa faktor yang mempengaruhi ektraksi diantaranya:

a. Kelarutan minyak kelapa sawit pada *solvent*
b. Suhu ekstraksi. Suhu yang lebih tinggi dapat meningkatkan laju kelarutan *solute* di dalam pelarutnya. Pada ekstraksi minyak kelapa sawit digunakan suhu maksimal 100 ^{o}C. Hal ini dilakukan karena pertimbangan ekonomis, adanya zat lain yang ikut terekstrak apabila suhu melebihi suhu tersebut, dan juga untuk menjaga komponen yang rentan terhadap panas agar tidak rusak.
c. Luas kontak material *solid* dengan pelarutnya. Laju transfer massa berbanding lurus dengan luas kontak antara *solute* dan

solvent. Sehingga mengecilkan ukuran partikel dan akan memperbesar luas kontak antara *solvent* dan *solute* sehingga dapat meningkatkan laju ekstraksi.

d. Laju alir pelarut. Laju alir yang tinggi menyebabkan berkurangnya *boundary layer* dari *solute* yang terkonsentrasi pada permukaan partikel sehingga meningkatkan laju ekstraksi.

Menurut (Widyastuti, E. 2012), kelebihan dan kekurangan dari metode ekstraksi dengan menggunakan *solvent* adalah sebagai berikut:

Tabel 3.1 Kelebihan dan Kekurangan *Chemical Extraction Method*

Kelebihan	Kekurangan
1. Rendemen minyak tinggi, dimana *oil cake* atau ampas buah sawitnya sedikit yaitu sekitar 1-3% 2. Kualitas minyak tinggi (kadar pengotornya sedikit) 3. Peralatan yang digunakan sedikit sehingga biaya perawatan peralatan murah	1. Kapasitas kecil 2. Biaya mahal karena membutuhkan pelarut 3. Mudah terbakar dan eksplosif 4. Konsumsi energi besar untuk pemisahan *crude oil* dengan *solvent*

2. *Physical Extraction Method (Mechanical Pressing)*

Prinsip pada proses *Physical Extraction* ini yaitu memberi tekanan pada bahan yang telah mengalami perlakuan terlebih dahulu sehingga minyak akan keluar dan terpisah dari bahan. Proses ekstraksi ini umumnya digunakan untuk bahan dengan kandungan minyak yang tinggi diantaranya kelapa, kelapa sawit, kacang tanah, jarak, kakao, jagung, dan lain-lain (Widyastuti, E. 2012)

Proses *Physical Extraction* dibagi menjadi beberapa tahapan yaitu Pre-Treatment, Ekstraksi, dan Pemurnian. Pada

metode ini, uap bertekanan dibutuhkan untuk memanaskan seluruh Tandan Buah Segar secara bertahap. Pada mulanya buah kelapa sawit yang disortir dimasukkan ke dalam lori-lori dimana lori ini nantinya akan dimasukkan ke dalam ketel *boiler* (*sterilizer)* untuk direbus dalam sterilizer. Tahap ini bertujuan untuk membersihkan buah sawit dari *impurities* dan memudahkan proses pengambilan minyak dari kelapa sawit. Setelah itu, buah dipisahkan dari tandannya menggunakan mesin thresher. Buah yang sudah terpisah kemudian dilumat dalam alat bernama digester. Berondolan buah yang sudah dicincang kemudian diperas menggunakan mesin *press*. Setelah itu, minyak kelapa sawit yang minyak yang dihasilkan akan dimurnikan.

Beberapa faktor yang mempengaruhi *Physical Extraction* diantaranya:

1. Kadar Air
2. Pre-Treatment bahan
3. Tingkat tekanan yang diberikan dimana tekanan maksimumnya adalah 2000 psi

(Widyastuti, E. 2012)

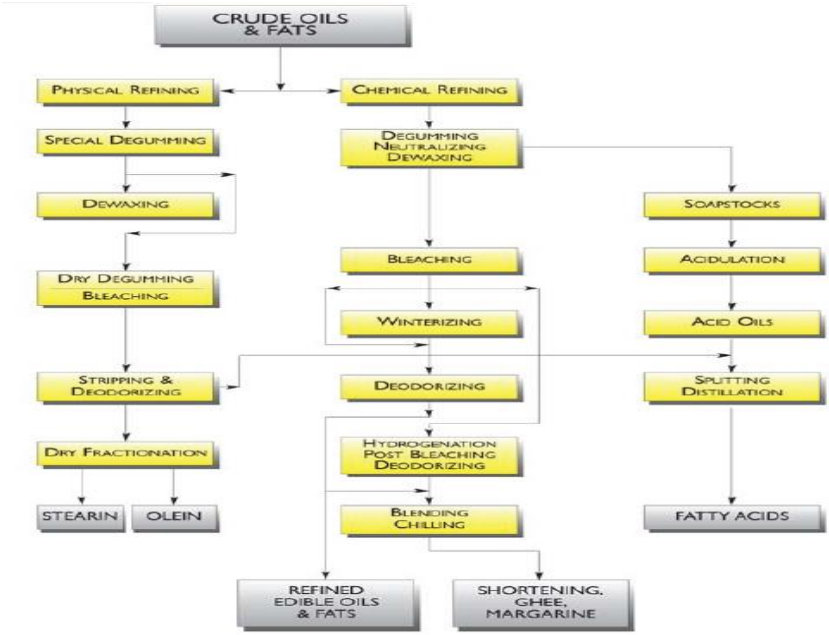
Tabel 3.2 Kelebihan dan Kekurangan *Physical Extraction Method*

Kelebihan	Kekurangan
1. Kapasitas alat lebih yang berkisar antara 5-15 ton TBS/jam 2. Biaya operasi per ton TBS lebih murah 3. Kebutuhan operator untuk mengoperasikan alat sedikit 4. Kandungan minyak yang dihasilkan hampir sama dengan minyak murni karena tidak terdapat zat	1. Biaya perawatan tinggi 2. Banyak biji yang pecah, terutama biji yang terdiri dari cangkang tipis 3. Minyak yang keluar dari *screw press* lebih banyak mengandung padatan yang terdiri dari serat, pasir, dan lumpur sehingga minyak yang keluar ke penampungan minyak lebih pekat, dan akan

lain yang ditambahkan pada proses ekstraksinya.	membutuhkan air pengencer yang lebih banyak

III.1.2 Proses Pembuatan Minyak Goreng Kelapa Sawit dari CPO

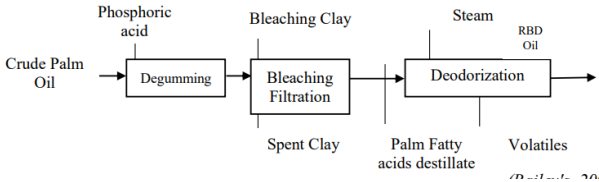
Proses pembuatan minyak goreng kelapa sawit dari CPO secara garis besar dapat digambarkan pada **Gambar 3.2** sebagai berikut



Gambar 3.2 Proses Pembuatan Minyak Goreng Kelapa Sawit dari CPO Secara Umum

III.1.2.1 *Refinery*

1. *Physical Refining Method*



(Bailey's, 2005)

Gambar 3.3 *Physical Refining Process*

Physical Refining merupakan proses pembuatan minyak goreng kelapa sawit yang dikenalkan sejak tahun 1973. *Physical Refining* dapat menyelesaikan beberapa proses seperti deasidifikasi, deodorasi, dan thermal dekomposisi dari karotenoid dalam satu proses di deodorizer dengan bantuan steam.

Proses *Physical Refining* dibagi menjadi beberapa tahapan yaitu *Pretreatment (Degumming), Bleaching Filtration,* dan *Deodorization.* Bahan yang digunakan pada proses *Physical Refining* adalah *Crude Palm Oil (CPO)* dan hasil produk yang dihasilkan adalah *Refined Bleached Deodorized (RBD) oil* dan *Palm Fatty Acid Distillate.* Secara garis besar, pada proses *Physical Refining* dapat dimulai dari proses *Pretreatment (Degumming),* Bahan berupa 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. Semakin tinggi konsentrasi asam fosfat maka konsentrasi *gum* sisa pada minyak akan semakin berkurang, hal ini dikarenakan asam fosfat akan bereaksi dengan *gum* dan terpisah dari minyak (Ristianingsih, Y. dkk, 2011) Menurut Madya dan Aziz (2006), penggunaan asam fosfat yang terlalu banyak dapat merusak minyak, karena sisa asam fosfat yang tidak bereaksi mengakibatkan kenaikan nilai FFA pada minyak, sehingga penggunaan asam fosfat untuk proses *degumming* ini harus diperhatikan.

Setelah proses *degumming*, kemudian CPO dipanaskan pada temperatur 65°C dengan *resident time* 15-30 menit sebelum dilanjutkan pada *bleacher* dengan penambahan *bleaching earth* sekitar 0.8 – 2 % (bergantung kualitas dari CPO). Penambahan *Bleaching Earth* bertujuan untuk:

1. Mengadsorbsi impurities seperti logam *(trace metal), moisture, insoluble,* dan bagian karotenoid dan pigmen lain
2. Mengurangi *oxidation product*;
3. Mengadsorbsi endapan fosfolipid oleh *phosporic acid*
4. Menghilangkan beberapa *phosphoric acid* yang berlebihan di minyak setelah proses *degumming.*

Proses *Bleaching* berlangsung dibawah tekanan vakum (0,066 atm) pada temperatur 95-120°C dengan waktu penyimpanan 30-45 menit. Kemudian dilanjutkan pada proses *Filtration*, minyak yang mengandung *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* untuk menangkap beberapa partikel *earth* dari penyaringan pertama. Hal ini penting mengingat keberadaan partikel *spenth 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.

Proses terakhir yaitu *Deodorization Process,* minyak yang telah diolah sebelumya kemudian deasidifikasi dan deodorasi. *Preated Oil* awalnya di daerasi dan diikuti dengan pemanasan 240-270 ^{o}C dengan heat exchanger sebelum dipompa ke deodorizer, kondisi dibawah vakum (0,003 atm). Untuk mengurangi resiko terbentuknya kontaminan pada proses pemurnian minyak dengan menggunakan fluida panas, *superheated high pressure steam* biasa digunakan. Temperatur diatas 270 ^{o}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 volatil dan produk oksidasi seperti aldehid dan keton yag 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 ^{o}C. Pendinginan lebih lanjut dilakukan dengan air hingga suhu 55-65 ^{o}C sebelum dilanjutkan ke *storage tank* (penyimpanan). Dilakukan penambahan antioksidan dan *citric acid* jika dibutuhkan di RBD oil.

By product pada proses *physical refning* 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)

Hal mendasar yang menjadi pembeda antara proses *Physical Refining* dan *Chemical Refining* adalah cara menghilangkan *Free Fatty Acid* (FFA). Proses *Physical Refining* kerap dipilih menjadi proses utama karena memiliki biaya yang efektif, efisien, dan sederhana *(Bailey's, 2005).*

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

Tabel 3.3 Kelebihan dan Kekurangan *Physical Refining*

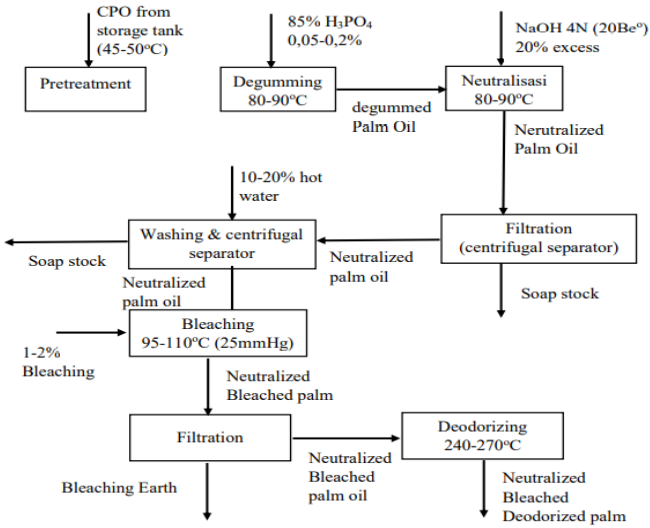
Kelebihan	Kekurangan
1. Energi yang dibutuhkan sedikit *2.* *By product* yang dihasilkan sedikit *3.* Lebih murah	1. Menghancurkan karoten 2. Dapat menghilangkan warna merah pada minyak 3. Bahaya oksidatif yang tinggi 4. Menghilangkan vitamin E 5. Mengurangi stabilitas *storage*

2. *Chemical Refining Method*

Proses *Chemical Refining* memiliki tahapan yang lebih panjang jika dibandingkan dengan proses *Physical Refining.* Proses ini biasa disebut *Caustic Refining.* Proses *Chemical Refining* dibagi menjadi 3 tahapan yaitu:

1. *Gum Conditioning (Degumming)* dan *Neutralization*
2. *Bleaching* dan *Filtration*
3. *Deodorization*

Tahap pertama yang dilalui pada proses *chemical refining* adalah *Gum Conditioning (Degumming)* dan *Neutralization. Crude oil* dipanaskan hingga suhu 80-90°C. Asam pospat dengan konsentrasi 80-85% ditambahkan dengan laju 0,05-0,2% dari laju *feed crude oil*. Proses penambahan asam pospat ini dimaksudkan untuk memisahkan phospolipid dari *crude oil*. Setelah itu *degumed oil* ditreatment dengan larutan NaOH dengan konsentrasi 4N (atau 20Be') dengan *excess* (berdasarkan kandungan FFA dalam *crude oil*) sekitar 20%. Reaksi antara NaOH dengan FFA membentuk *sodium soap,* yang kemudian dipisahkan menggunakan *centrifugal separator.* Fraksi ringan yang keluar berupa *neutralized oil* yang masih mengandung 500-1000 mg/kg *soap* dan *moisture,* sedangkan fraksi berat kandungan utamanya adalah *soap, insoluble impurities, gums, phosphatides, excess alkali,* dan sebagian kecil *oil loss.* Dengan penggunaan alkali yang berlebih kehilangan sejumlah *neutral oil* karena terjadinya proses saponifikasi tidak dapat dihindari. Proses flow diagram *refining process* dapat dilihat pada **Gambar 3.4**



Gambar 3.4 Flow Diagram Proses Chemical Refining

Neutralized palm oil (NPO) kemudian dicuci dengan 10-20% air panas untuk menghilangkan sisa *soap* yang masih ada. Setelah proses pencucian *washed oil* dipisahkan dengan *soap* hasil pencucian melalui proses sentrifugasi dan kemudian dikeringkan secara vakum hingga *moisture* levelnya kurang dari 0,05%.

Neutralized palm oil kemudian masuk kedalam tahap *bleaching and filtration*, dimana pada tahap ini *neutralized palm oil* ditreatment menggunakan *bleach earth* dengan perlakuan yang sama seperti pada *physical refining*. Pada kasus ini, *earth* juga berfungi untuk menghilangkan sisa *soap* yang masih ada.

Neutralized and bleached oil kemudian dialirkan menuju *deodorizer* dengan cara yang sama seperti pada *physical refinery*. Minyak kemudian didistilasi dengan suhu 240-260ºC dan tekanan vakum 2-5 mmHg dengan metode *direct steam injection*. Dalam kondisi ini, residual FFA, *volatil 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 60ºC dan dilewatkan ke *polishin filter bag* sebelum dipompakan ke tangki penyimpanan (Bailey's, Industrial Oil & Fat Product, 2005)

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

Tabel 3.4 Kelebihan dan Kekurangan *Chemical Refining*

Kelebihan	Kekurangan
1. Reduksi FFA tinggi	1. Dapat menghilangkan *neutral TAGs* 2. Membutuhkan energi yang besar 3. Membutuhkan waktu yang relative lama 4. Menghasilkan limbah polusi 5. Sangat mahal

III.1.2.2 *Fractionation*

Trigliserida *palm oil* terdiri dari campuran *fatty acid* dengan panjang rantai dan derajat kejenuhan yang berbeda. Proses kristalisasi minyak menggunakan pendingin kemudian diikuti proses pemisahan akan menghasilkan *low-melting liquis phase* (olein) dan *high- melting solid phase* (stearin). Faktor yang mempengaruhi proses kristalisasi diantaranya adalah: komposisi minyak, *polymorphism*, dan kondisi pendinginan.

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.

Trigliserida yang terkandung dalam *palm oil* memiliki sifat *polymorphic* yang dapat membentuk kristal dalam berbagai bentuk bentuk. Bentuk *polymorphic* kristal terdiri dari α, β ‘, dan β, dimana

bentuk bentuk tersebut memiliki stabilias dan *melting point* yang berurutan. Awal pendinginan *palm oil* mengalami kristalisasi dalam bentuk α, yang secara bertahap berubah bentuk menjadi β‘ kemudian menjadi β. bentuk β‘ adalah bentuk yang diinginkan, karena dalam bentuk ini proses pemisahan dapat berlangsung dengan baik, karena bentuk β‘ dapat beralgomerasi menjadi besar sehingga dapat dengan mudah dipisahkan.

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 selajutnya 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:

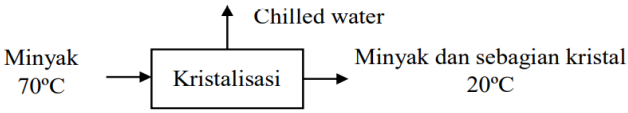
1. *Dry Process,*
2. *Detergent Process*
3. *Solvent Process*

1. *Dry Fractionation Method*

Fraksinasi Kering biasanya dilakukan secara semi kontinyu menggunakan hasil netralisasi *Palm Oil*, hasil netralisasi dan bleaching *Palm Oil*, atau *Refined Palm Oil*. Tidak membutuhkan penambahan *chemical* 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 temperature yang diinginkan (biasanya pada 20 ^{o}C), bergantung pada kualitas olein yang dibutuhkan, pendinginan akan dihentikan dan sebagaian

massa yang mengkristal siap untuk di filtrasi. Perbedaan filtrasi yang digunakan sekarang di industri yaitu dengan *drum rotary filter, stainless steel belt florentine filters,* dan *membrane filter.* Selama dekade terakhir, *membrane filter* yang sesungguhnya adalah *filter press* dilengkapi dengan membran plat. Semakin 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).*



Gambar 3.5 Flow Diagram Proses Fraksinasi Kering (PT. Wilmar Nabati Indonesia)

2. Detergent Fractionation Method

Detergent process juga dikenal sebagai proses lanza atau lipofrac, *detergent fractionation* biasanya digunakan pada *Crude Palm Oil*. Pertama-tama minyak didinginkan dalam kristalizer yang dilengkapi dengan air pendingin. Ketika telah mencapai suhu yang diinginkan (sekitar 20ºC), kristal yang telah terbentuk dicampur dengan larutan detergen yang mengandung sekitar 0,5% *sodium lauryl sulfate* dan magnesium *sulfate* sebagai elektrolit. Kristal stearin terbasahi oleh detergen dan membentuk suspensi dalam fasa larutan. Dalam proses sentrifugasi olein keluar sebagai fasa ringan dan stearin membentuk bagian dari fasa larutan. Olein kemudian dicuci dengan air panas untuk menghilangkan kelebihan detergen dan dikeringkan secara vakum sebelum disimpan. Fasa larutan dipanaskan hingga suhu 95-100ºC untuk memecah emulsi untuk merecover stearin. Yang kemudian dicuci dengan menggunakan air panas dan dikeringkan secara vakum sebelum disimpan. Olein yang dihasilkan sebesar 80% *(Bailey's, 2005).*

3. Solvent Fractionation Method

Proses ini adalah proses yang paling mahal karena terjadi kehilangan *solvent*, peralatan untuk me-*recovery solvent*,

dibutuhkan temperatur yang lebih rendah, dan dibutuhkan perlengkapan yang ketat. Proses ini membutuhkan penggunaan *solvent* seperti hexan atau aseton. Pertama-tama minyak dilarutkan kedalam *solvent* diikuti dengan pendinginan untuk mencapai temperatur yang diinginkan, proses ini disebut *Miscella* atau netralisasi dengan cara melarutkan minyak dengan pelarut menguap (*solvent*). Dari proses ini, dihasilkan *Miscella* mengandung sebagian kristal minyak dan *solvent* kemudian disaring dalam kondisi vakum dalam drum filter. *Olein miscella* dan *Stearin miscella* kemudian didistilasi terpisah untuk menghilangkan *solvent* dan me-*recover* fraksi. Yield olein yang dihasilkan 80%. Saat ini *solvent fractination process* hanya digunakan untuk produksi produk yang bernilai tinggi seperti *cocoa butter* atau *specialty fats (Bailey's, 2005)*

III.2 Pemilihan Proses

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

Tabel 3.5 Perbandingan Proses Pembuatan Minyak Kelapa Sawit (CPO)

Deskripsi	**Macam Proses**	
	Chemical Extraction	***Mechanical Extraction***
Kapasitas	Kapasitas kecil ± 10 ton	Kapasitas besar > 30 ton
Kebutuhan energi	Besar	Kecil
Biaya operasi	Mahal	Murah
Kebutuhan lahan	Kecil	Besar

Dari pertimbangan di atas akan dipilih metode *mechanical extraction* atau *mechanical pressing* karena kapasitas lebih besar, kebutuhan energi kecil, lahan tersedia luas, prosesnya mudah, limbah mudah di *treatment*, dan peralatan sederhana.

III.2.1 Proses Pembuatan Minyak Goreng Kelapa Sawit dari CPO

Tabel 3.6 Perbandingan Proses Pembuatan Minyak Goreng Kelapa Sawit

Parameter	**Macam Proses**				
	Refinery Process		***Fractination Process***		
	Physical	***Chemical***	***Dry***	***Detergent***	***Solvent***
Bahan Baku Utama	*Crude Palm Oil (CPO)*	*Crude Palm Oil (CPO)*	*Refined Palm Oil (RPO)*	*Crude Palm Oil (CPO)*	*Refined Palm Oil (RPO)*
Bahan Baku Pembantu	*Asam fosfat, Bleaching Clay*	*Asam fosfat, Caustic Solution, Bleaching Clay*	-	*Sodium lauryl* sulfate dan *magnesium sulfate*	*Hexan dan Aceton*
Tahapan Proses	DegummingBleaching Filtrasi Deodorasi	*Degumming* Netralisasi *Bleaching* Filtrasi Deodorasi	- Kristalisasi (pendinginan *chilled water*) -Filtrasi (*filter press)*	- Kristalisasi (pendinginan, penambahan larutan) - Pencucian	- Kristalisasi (penambahan solven) - Filtrasi (*drum filter)*

				- Pengeringan	- Distilasi
Hasil Produk	*RBD Oil*	*NBD Oil*	Olein dan Stearin	Olein dan Stearin	Olein dan Stearin
By Produk	PFAD, *Spent earth*	Soap, *spent earth, Palm Acid Oil*	-	-	-
Yield	Lebih tinggi (tidak ada sabun)	Lebih ren-dah (terben-tuk sabun)	75% (Olein)	80% (Olein)	80% (Olein)
Biaya	Lebih Ekonomis	Lebih Mahal	Lebih Ekonomis	Lebih Mahal	Lebih Mahal

(Bayley's, 2005)

Dari uraian diatas terlihat bahwa dengan proses *Physical Refining* dan *Dry Fractination* lebih menguntungkan dibandingkan proses yang lain. 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 phosphatida di Kelapa Sawit kecil, sehingga lebih *feasible* menggunakan proses *Physical Refining.* Sementara pada *Fractination Process* menggunakan metode *Dry Fractination,* keuntungannya 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.

III.3 *Uraian Proses*

III.3.1 Proses Pembuatan Minyak Kelapa Sawit (CPO)

Proses pengolahan buah kelapa sawit sampai menjadi minyak kelapa sawit (CPO) terdiri dari beberapa tahapan yaitu:

1. Stasiun Penerimaan buah **(*Fruit Reception Station*)**
2. Stasiun Rebusan **(*Sterilizer Station*)**
3. Stasiun Penebah **(*Treshing Station*)**
4. Stasiun Tempa **(*Pressing Station*)**
5. Stasiun Pemurnian **(*Clarification Station*)**

III.3.1.1 Stasiun Penerimaan Buah

1. Jembatan Timbang

Pengangkatan tandan buah segar (TBS) dari kebun ke pabrik biasanya dilakukan menggunakan truk dan trailer yang ditarik dengan *wheel tractor*. Pengangkatan harus segera mungkin dilakukan karena kelapa sawit harus diolah dalam waktu 24-48 jam sejak dipanen agar tidak mengalami penurunan kualitas. Setiap truk dan trailer yang sampai di pabrik harus ditimbang di timbangan pada saat berisi (bruto) dan sesudah dibongkar (tarra). Selisih timbangan berisi dan kosong merupakan berat TBS yang akan diolah.

Pada pabrik kelapa sawit jembatan timbang yang dipakai menggunakan sistem komputer untuk meliputi berat. Prinsip kerja dari jembatan timbang yaitu truk yang melewati jembatan timbang berhenti ± 5 menit.

2. Penyortiran

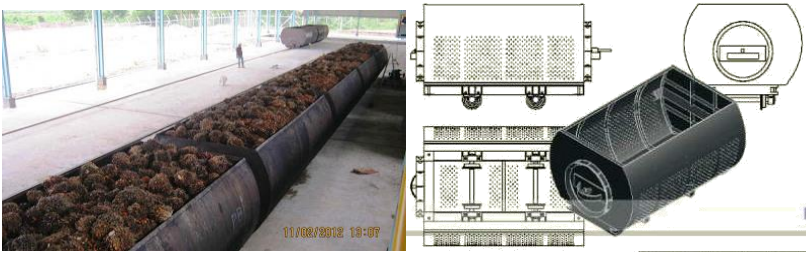
Untuk perhitungan rendemen dan penilaian mutu perlu diketahui keadaan tandan buah segar yang masuk ke dalam pabrik, oleh karena itu perlu dilakukan sortasi. Sortasi dilakukan pada setiap kebun dengan menentukan truk yang dianggap mewakili seluruh kebun asal, baik dari kebun sendiri maupun dari kebun pihak ketiga. Kualitas buah yang diterima pabrik harus diperiksa tingkat kematangannya.

Sortasi dilakukan berdasarkan kriteria panen yang dibagi berdasarkan fraksi buahnya. Fraksi yang diinginkan pada proses pengolahan adalah Fraksi I, II, dan III, sedangkan fraksi-fraksi yang lain (00, 0, IV dan V) diharapkan sedikit mungkin masuk dalam proses pengolahan. Adapun kriteria-kriteria panen dan syarat mutu Tandan Buah Segar dapat dilihat pada **Tabel 2.8.**

Setelah disortir TBS tersebut dimasukkan ke dalam lori-lori yaitu tempat meletakkan buah kelapa sawit untuk proses. Tandan buah segar dimasukkan ke dalam lori dengan membuka dan menutup pintu *loading ramp* yang diatur dengan sistem hidrolik. Lori yang diisi penuh dengan tandan buah segar dimasukkan ke dalam *Sterilizer*, dengan menggunakan *Capstand* yang berfungsi untuk menarik lori masuk dan keluar dari *Sterilizer*.

III.3.1.2 Stasiun Rebusan *(Sterilizer Station)*

Tandan buah segar yang telah disortasi dan dimasukkan ke dalam lori diangkut menuju tempat perebusan (*Sterilizer*). Setelah lori-lori masuk, pintu ketel ditutup rapat. Tandan buah segar (TBS) dipanaskan menggunakan uap air.



Gambar 3.6 Lori

Dalam tahap ini, perebusan menggunakan sistem tiga puncak. Jadi dalam prinsipnya dilakukan tiga kali pemasukan uap ke dalam *Sterilizer* dan tiga kali pembuangan uap (*blow down*).

Sebelum dimasukkan uap untuk mencapai puncak I, terlebih dahulu dilakukan deaerasi (pembuangan udara) selama ± 5 menit. Kemudian dimasukan uap untuk mencapai puncak I dengan membuka pipa *steam* masuk selama 12-15 menit sehingga dicapai tekanan sebesar 2 atm. Setelah itu, pipa *steam* ditutup, sedangkan pipa kondensat dan *exhaust* pipa dibuka dengan tiba-tiba. Setelah tekanan turun sampai sebesar 1 atm pipa-pipa tersebut ditutup. Pipa *steam* masuk kemudian dibuka kembali selama 15 menit atau sampai dicapai puncak II. Lalu pipa *steam* masuk ditutup, sedangkan pipa kondensat dan *exhaust* pipa dibuka dengan tiba-tiba, tekanan turun sampai sebesar 1 atm (± 5 menit) pipa-pipa tersebut ditutup. Melalui dua puncak awal, perebusan dilanjutkan dengan membuka steam masuk sampai dicapai puncak III bertekanan 3 atm, lalu tekanan ini dipertahankan sampai sebelum dilakukan pembuangan *steam* terakhir. Setelah pertahanan *steam* tekanan selesai, maka *steam* berada didalam *Sterilizer* dibuang secara tiba-tiba. Pemasukan steam secara tiba-tiba pada pencapaian puncak I dan II sehingga buah yang semula kaku menempel pada tandan akan lunak dan lebih mudah lepas pada tandan saat ditebah dalam *Thresher*, sedangkan penahan tekanan pada puncak III bertujuan untuk mematikan aktivitas enzim lipase. (Sitepu, T, 2011)

Adapun tujuan dalam unit perebusan diantaranya:

1. Mengurangi keaktifan (aktivitas) enzim asam lemak bebas
2. Mempermudah proses pembrodolan pada *threser*.
3. Mengurangi kadar air dalam TBS.
4. Melunakan daging buah, sehingga daging buah mudah lepas dari biji.
5. Memudahkan ekstraksi minyak pada proses pengempaan

Gambar 3.7 *Horizontal Sterilizer*

III.3.1.3 Stasiun Penebah *(Treshing Station)*

Tahapan selanjutnya adalah proses pelepasan buah dari tandan. Pada proses ini, buah yang telah direbus diangkut dengan menggunakan *tippler* dan dituang ke dalam *thresher* melalui *hooper* yang berfungsi untuk menampung buah rebus. Pada proses ini tandan buah segar yang telah direbus kemudian dirontokkan atau dipisahkan dari janjangnya. Pemipilan dilakukan dengan membanting buah dalam drum putar dengan kecepatan putaran 23-25 rpm. Buah yang terpisah akan jatuh melalui kisi-kisi dan ditampung oleh *Fruit elevator* dan dibawa dengan *Distributing Conveyor* untuk didistribusikan keunit-unit Digester. (Inyang, John, 2018)

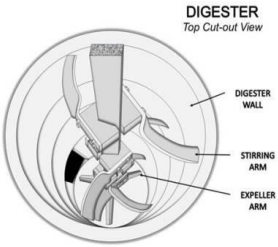
Gambar 3.8 *Rotary Thresser Drum*

III.3.1.4 Stasiun Tempa *(Pressing Station)*

Dalam proses ini buah kelapa sawit akan diambil minyaknya dengan cara pelumatan dan pengempaan. Baik buruknya pengoperasian peralatan mempengaruhi efisiensi pengutipan minyak. Proses ini terdiri dari:

1. **Digester**

Didalam digester buah diaduk dan dilumat untuk memudahkan daging buah terpisah dari biji. Digester terdiri dari tabung silinder yang berdiri tegak yang di dalamnya dipasang pisau-pisau pengaduk yang bertingkat sebanyak 6 tingkat yang diikatkan pada poros dan digerakkan oleh motor listrik. Didalam digester tersebut buah atau berondolan yang sudah terisi penuh diputar atau diaduk dengan menggunakan pisau pengaduk yang terpasang pada bagian poros II, sedangkan pisau bagian dasar sebagai pelempar atau mengeluarkan buah dari digester ke *screw press*.



Gambar 3.9 *Digester*

Fungsi *Digester*:

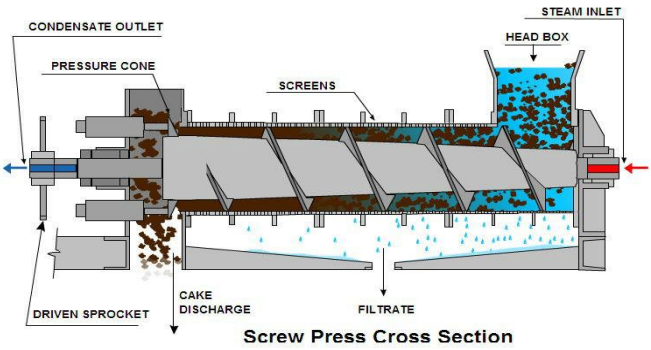
1. Melumatkan daging buah.
2. Memisahkan daging buah dengan biji.
3. Mempersiapkan *Feeding Press*.
4. Mempermudah proses di Press.
5. Menaikkan Temperatur.
6. Meniriskan minyak
7. Mengurangi minyak dan untuk menghomogenkan

Faktor – faktor yang mempengaruhi kerja *Digester*, antara lain adalah:

- Kondisi pisau dalam *digester*
- Level volume buah dalam *digester*, minimal berisi ¾ dari volume *digester*
- Temperature, dijaga pada suhu 85-95°C untuk mempermudahkan proses pemisahan minyak dengan air.
- Kebersihan *Bottom Plate*
- Kematangan buah yang sudah direbus
- Kecepatan pengadukan, yaitu sebesar 25-26 rpm
- Kondisi plat siku penahan pada dinding *digester*
- Waktu pengadukan ± 15 menit.

2. Screw Press (Pengempaan)

Fungsi dari *Screw Press* adalah untuk memeras berondolan yang telah dicincang, dilumat dari digester untuk mendapatkan CPO kasar. Buah yang telah diaduk secara bertahap dengan bantuan pisau – pisau pelempar dimasukkan kedalam *feed screw conveyor* dan mendorongnya masuk kedalam mesin pengempa (*twin screw press*). Oleh adanya tekanan *screw* yang ditahan oleh *cone*, massa tersebut diperas sehingga melalui lubang – lubang *press cage* dan minyak akan terpisah dari serabut dan biji. Selanjutnya minyak menuju stasiun pemurnian.



Gambar 3.10 *Screw Press*

III.3.1.5 Stasiun Pemurnian *(Clarification Station)*

Proses Pemurnian adalah tahapan pemisahan untuk pengambilan minyak dari kotoran yang terikut seperti padatan, lumpur dan air. Proses ini terdiri dari :

1. ***Vibrating screen***

Minyak kasar (crude oil) yang dihasilkan disaring menggunakan *Vibrating screen*. Penyaringan bertujuan untuk memisahkan beberapa bahan asing seperti pasir, serabut dan bahan-bahan lain yang masih mengandung minyak dan dapat dikembalikan ke digester. *Vibrating screen* terdiri dari 2 tingkat saringan dengan luas permukaan 2 m^2 . Tingkat atas memakai saringan ukuran 20 mesh, sedangkan tingkat bawah memakai saringan 40 mesh. Minyak yang telah disaring kemudian ditampung kedalam *Crude Oil Tank*. Di dalam *Crude Oil Tank* suhu dipertahankan 90-95°C dengan menggunakan *steam coil* agar kualitas minyak yang terbentuk tetap baik.

2. ***Cylindrical Settling Tank***

Tahap selanjutnya minyak dimasukkan kedalam *Clarifier Tank*. Pemisahan bahan dilakukan berdasarkan berat jenis bahan sehingga campuran minyak kasar dapat terpisah dari air. Pada tahapan ini dihasilkan dua jenis bahan yaitu *crude oil* dan *sludge*. Minyak kasar yang dihasilkan kemudian

ditampung sementara kedalam Oil Tank. Di dalam oil tank juga terjadi pemanasan (95-98°C) dengan tujuan untuk mengurangi kadar air dan mempermudah pemisahan minyak dengan air dan kotoran ringan dengan cara pengendapan, sistem pemanasan pada *oil tank* menggunakan pipa spiral yang dialiri uap *(steam coil).*

Gambar 3.11 *Countinous Settling Tank*

3. Oil Purifier

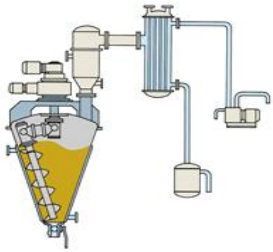
Oil purifier berfungsi untuk memisahkan air dan kotoran yang berasal dari *oil tank* dengan cara sentrifugal dengan kecepatan putaran 7500 rpm. Akibat putaran tersebut maka akan terjadi gaya sentrifugal dengan perbedaan berat jenis, berat jenis yang lebih besar akan ditampung dalam pipa, sedangkan berat jenis yang ringan akan terlempar mendekati pusat pusaran, dan minyak akan mengumpul ditengah yang kemudian akan dipompakan langsung ke *vacuum dryer*.

Gambar 3.12 ***Oil Purifier***

4. Vacum Oil Dryer

Minyak yang keluar dari *purifier* masih mengandung air, maka untuk mengurangi kadar air tersebut, minyak

dipompakan ke *spray dryer*. Di sini minyak disemprot dengan menggunakan *nozzle* sehingga campuran minyak dan air tersebut akan pecah. Hal ini akan mempermudah pemisahan air dalam minyak, dimana minyak yang memiliki tekanan uap lebih rendah dari air akan turun ke bawah dan kemudian dialirkan ke *storage tank.* Crude Palm Oil yang dihasilkan kemudian dialirkan ke dalam *Storage tank* (tangki timbun). Suhu simpan dalam *Storage Tank* dipertahankan sntara 45-55°C agar kualitas CPO yang dihasilkan tetap terjamin.



Gambar 3.13 *Vacum Oil Dryer*

III.3.2 Proses Pembuatan Minyak Goreng Kelapa Sawit

Proses pembuatan Minyak Goreng dari *Crude Palm Oil (CPO)* ini dapat dibagi menjadi 2 tahapan proses yaitu *Refinery Process* dan *Fractination Process*. Secara lebih detail dapat dijelaskan sebagai berikut:

1. *Refinery Process (Physical Refining)*
   - *Pretreatment* dan *Degumming*
   - *Bleaching*
   - *Filtration*
   - *Deodorization*
2. *Fractination Process (Dry Fractination)*
   - *Crystallization*
   - *Filtration*

III.3.2.1 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 penyimpanan yang dijaga pada suhu 40 ^{o}C. CPO dipompa dari tangki penyimpanan menuju *Heat Exchanger* untuk dipanaskan hingga suhu 107°C (proses *Pretreatment*). Setelah CPO dilewatkan kedalam *Heat Exchanger*, dilanjutkan proses *Degumming*. Pada proses ini CPO ditambahkan *Phosphoric Acid* (85%) sebanyak 0,05% dari *rate* produk masuk. Tujuan penambahan *Phosphoric Acid* yaitu untuk mengikat *fosfolipid non hidrat* (menetralisir gum).

III.3.2.2 Tahap Pemurnian *(Bleaching, Filtration, dan Deodorization)*

CPO yang telah melalui proses *Pretreatment* dan *Degumming* selanjutnya dialirkan menuju tahap pemurnian. Pemurnian yang pertama dilakukan dengan cara menambahkan *Bleaching earth* untuk mengadsorbsi *impurities* dan *gum* dari proses *Degumming*. Hasil dari proses ini berupa *Bleached Palm Oil* (BPO) dan ditampung sementara di tangki penyimpanan.

Selanjutnya BPO dipompa menuju *Niagara Filter* untuk dilakukan proses filtrasi bertahap. Tujuan dari proses filtrasi ini adalah untuk memisahkan *bleaching earth* dengan BPO agar tidak mengganggu proses deodorizer. Setalah melalui tahap filtrasi filtrat yang berupa BPO dipompa untuk ditampung ditangki penampungan sementara sebelum dilajutkan ke proses deodorisasi.

Sebelum masuk kedalam *deodorizer* BPO dipanaskan terlebih dahulu hingga suhu 258°C dengan cara melewatkannya kedalam *Shell and Tube Heat Exchanger*. Pada *deodorizer* terjadi proses pemisahan antara minyak dengan FFA kecil dengan PFAD (*Palm Fatty Acid Distillate)*. PFAD selanjutnya ditampung pada tangki penampung. PFAD umumnya dimanfaatkan sebagai biodiesel. *Bottom product* kolom *Deodorizer* berupa RBDPO *(Refined Bleach Deodorize Palm Oil)* dengan FFA (maks.0,1%).

III.3.2.3 Tahap Pemisahan Produk *(Crystallization dan Filtration)*

Refined Bleach Deodorized Palm Oil (RBDPO) dari tangki penyimpanan kemudian dipompa menuju *Crystallizer*. 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 20°C. Kristal dari hasil kristalisasi pada *Crystallizer* kemudian disimpan dalam tangka dan dilanjutkan menuju proses filtrasi pada Filter Press. Filter Press bertujuan untuk memisahkan *olein* (cair) dengan *stearin* (padat) berdasarkan tekanan secara bertahap

(halaman ini sengaja dikosongkan)

BAB IV
NERACA MASSA DAN NERACA ENERGI

VI.1 Neraca Massa

Perhitungan neraca massa merupakan prinsip dasar dalam perancangan desain sebuah pabrik. Dari neraca massa dapat ditentukan kapasitas produksi, kebutuhan bahan baku, kebutuhan lain yang terkait dalam perhitungan. Dalam perhitungan ini berlaku teori Hukum Kekekalan Massa dengan asumsi aliran steady state. Maka rumus yang digunakan:

[Akumulasi] = [Aliran massa masuk] - [Aliran massa keluar] + [Reaksi]

Oleh karena tidak terjadi reaksi maka rumus di atas dapat ditulis:

[Akumulasi] = [Aliran massa masuk] - [Aliran massa keluar]

Asumsi aliran steady state, maka akumulasi massa sama dengan nol, neraca massa proses pembuatan minyak goreng dari kelapa sawit dapat dihitung sebagai berikut:

Kapasitas Minyak Goreng = 92070 ton/tahun
= 279 ton/jam
= 11625 kg/jam
Hari Kerja = 330 hari/tahun
Jam Kerja = 24 jam/hari
Basis = 1 jam operasi

Keterangan :

X = Fraksi Massa (%)
M = Massa (kg)

Untuk kapasitas 92070 kg olein/jam, dihasilkan Crude Palm Oil (CPO) dengan komposisi sebagai berikut :

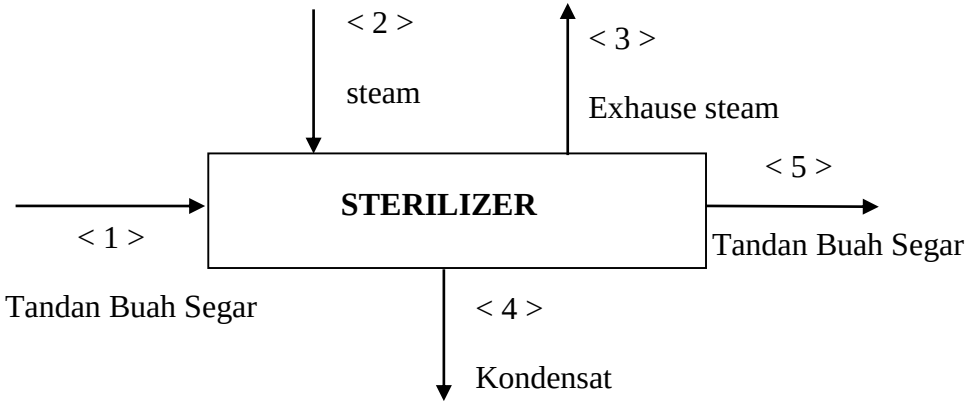
Tabel 4.1 Komposisi *Crude Palm Oil* (CPO)

Komponen	Satuan	Nilai
Trigliserida (TGA)	%	90,061
Digliserida (DGA)	%	5,182
Monogliserida (MGA)	%	0,1

FFA	%	4,33
Phosphorous	%	0,002
Karoten	%	0,055
M&I	%	0,2
Tochoperols	%	0,07
Total		**100**

(Bailey, 2005)

1. Sterilizer (B-110)



Gambar 4.1 Blok Diagram *Sterilizer* (B-110)

. **Tabel 4.2** Neraca Massa *Sterilizer*

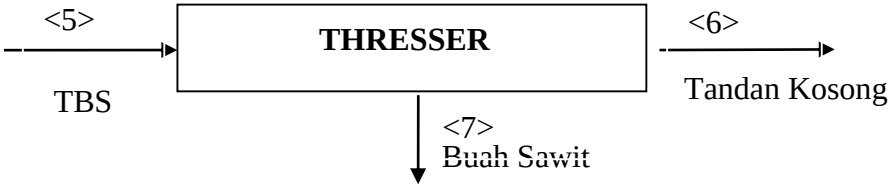
No.	Komponen	Masuk				Keluar					
		Aliran <1>		Aliran <2>		Aliran <3>		Aliran <4>		Aliran <5>	
		X	M	X	M	X	M	X	M	X	M
1	Buah sawit	71	37230,69	0	0	0	0	0	0	72	34929,27
2	Tandan kosong	29	15206,9	0	0	0	0	0	0	28	13686,21
3	Steam	0	0	100	2298,3	0	0	0	0	0	0
4	Exhause steam	0	0	0	0	100	29,65	0	0	0	0
5	Kondensat	0	0	0	0	0	0	100	6090,76	0	0
TOTAL		**100**	**52437,59**	**100**	**2298,3**	**100**	**29,65**	**100**	**6090,76**	**100**	**48615,48**
		54735,89 kg				**54735,89 kg**					

Keterangan:

a. X dalam % dan M dalam kg. Massa steam diperoleh dari perhitungan neraca energi, dari steam yang masuk 1,29% steamnya keluar melalui exhaust valve dan sisanya keluar melalui kondensat (Hidayati, D. 2016)

b. Besar total air yang keluar dari dalam buah sawit sebesar 13% dimana 15% dari kernel dan sisanya dari mesokarp (Sitepu, Tekad. 2011)

2. Thresser (H-120)



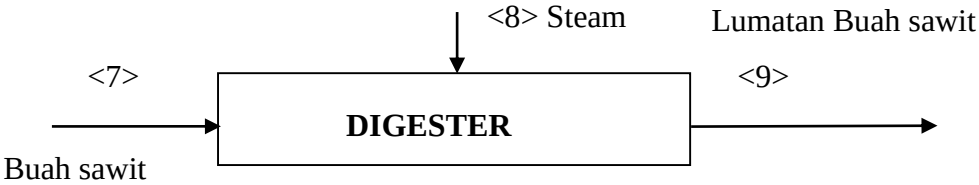
Gambar 4.2 Blok Diagram *Thresser* (H-120)

Tabel 4..3 Neraca Massa *Thresser* (H-120)

No.	Komponen	Masuk		Keluar			
		Aliran <5>		Aliran <6>		Aliran <7>	
		X	M	X	M	X	M
1	Buah sawit	72	34929,27	0	0	100	34929,27
2	Tandan kosong	28	13686,21	100,00	13686,21	0	0
TOTAL		**100**	**48615,48**	**100,00**	**13686,21**	**100**	**34929,27**
		48615,48 kg		**48615,48 kg**			

Keterangan: X dalam % dan M dalam kg

3. Digester (M-130)



Gambar 4.3 Blok Diagram *Digester* (M-130)

Tabel 4..4 Neraca Massa *Digester* (M-130)

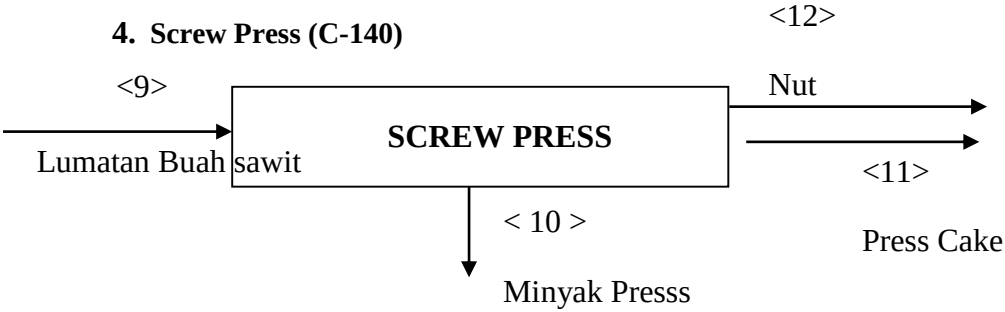
No.	**Komponen**	**Masuk**				**Keluar**	
		Aliran <7>		**Aliran <8>**		**Aliran <9>**	
		X	**M**	**X**	**M**	**X**	**M**
1	Mesocarp	83,5	29166,15	0	0	83,5	31167,55
2	Nut	16,5	5763,11	0	0	16,5	6158,58
3	Steam	0	0	100	2396,87	0	0
TOTAL		**100**	**17936,09**	**100**	**2396,87**	**100**	**18761,93**
		37326,13 kg				**37326,13 kg**	

Keterangan:

a. Keterangan: X dalam % dan M dalam kg

b. Massa steam diperoleh dari perhitungan neraca energi

4. Screw Press (C-140)



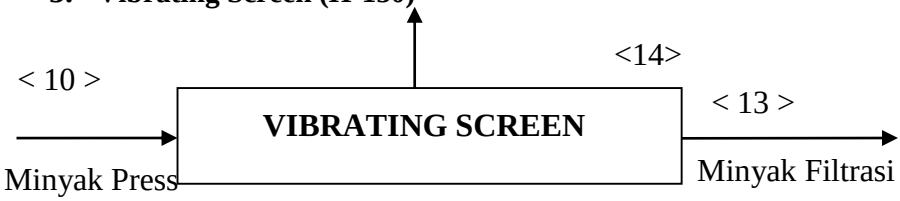
Gambar 4.4 Blok Diagram *Screw Press* (C-140)
Tabel 4..5 Neraca Massa *Screw Press* (C-140)

No	Komponen	Masuk		Keluar					
		Aliran <9>		Aliran <10>		Aliran <11>		Aliran <12>	
		X	M	X	M	X	M	X	M
1	Nut	16,5	6158,58	0	0	0	0	100	6158,58
2	Minyak	64,47	24605	66	17176,57	60,97	6888,44	0	0
3	Air	1,01	378,24	24	90,78	2,54	287,46	0	0
4	Serat	18,02	6724,31	11	2602,51	36,48	4121,8	0	0
TOTAL		**100**	**37326,13**	**100**	**19869,86**	**100**	**11297,7**	**100**	**6158,58**
		37326,13 kg		**37326,13 kg**					

Keterangan:

a. X dalam % dan M dalam kg. Crude Oil yang dihasilkan dari Screw Press memiliki komposisi 66% minyak, 24% air, dan 10% serat (Bailey)

5. Vibrating Screen (H-150)



Gambar 4.5 Blok Diagram *Vibrating Screen* (H-150)

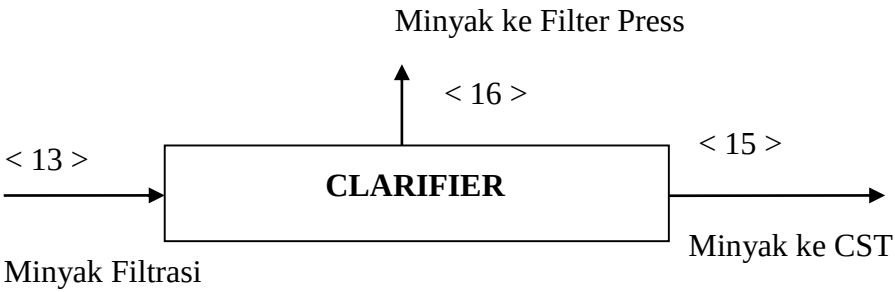
Tabel 4..6 Neraca Massa *Vibrating Screen* (H-150)

No.	Komponen	Masuk		Keluar			
		Aliran <10>		Aliran <13>		Aliran <14>	
		X	M	X	M	X	M
1	Minyak	66	17176,57	87,54	17090,68	24,75	85,88
2	Air	24	90,78	0,46	89,87	0,26	0,91
3	Serat	11	2602,51	12,00	2342,26	74,99	260,25
TOTAL		**100**	**19869,86**	**100**	**19522,81**	**100**	**347,04**
		19869,86 kg		**19869,86 kg**			

Keterangan:

a. X dalam % dan M dalam kg. Serat yang dipindahkan sebanyak 10%, dan minyak serta air yang terikut sebesar 0,5% dan 1%

6. Clarifier (H-160)



Gambar 4.6 Blok Diagram *Clarifier* (H-160)

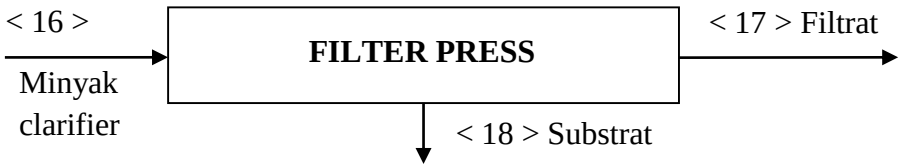
Tabel 4.7 Neraca Massa *Clarifier* (H-160)

No.	Komponen	Masuk		Keluar			
		Aliran <13>		Aliran <15>		Aliran <16>	
		X	M	X	M	X	M
1	Minyak	87,54	17090,68	99,95	16748,87	12,36	341,81
2	Air	0,46	89,87	0,05	8,99	2,93	80,88
3	Serat	12,00	2342,26	0	0	84,71	2342,26
TOTAL		**100**	**19522,81**	**100**	**16757,86**	**100**	**2764,96**
		19522,81 kg		**19522,81 kg**			

Keterangan:

a. X dalam % dan M dalam kg. Minyak yang diperoleh dari clarifier sebanyak 98% dan air yang terikut sebesar 10%

7. Filter Press (H-170)



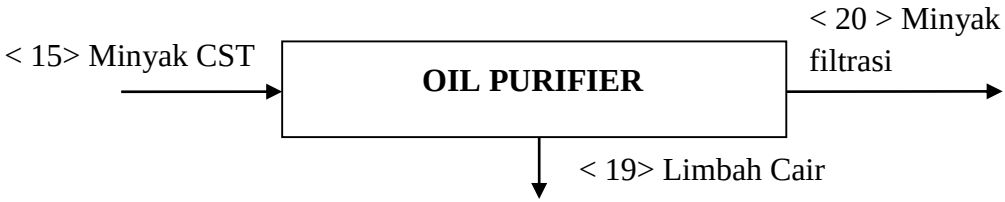
Gambar 4.7 Blok Diagram *Filter Press* (H-170)

Tabel 4.8 Neraca Massa *Filter Press* (H-170)

No.	Komponen	Masuk		Keluar			
		Aliran <16>		Aliran <17>		Aliran <18>	
		X	M	X	M	X	M
1	Minyak	12,36	341,81	81	341,81	0	0
2	Air	2,93	80,88	19	80,88	0	0
3	Serat	84,71	2342,26	0	0	100	2342,26
TOTAL		**100**	**2764,96**	**100**	**422,70**	**100**	**2342,26**
		2764,96 kg		**2764,96 kg**			

Keterangan: X dalam % dan M dalam kg

8. Oil Purifier (H-180)



Gambar 4.8 Blok Diagram *Oil Purifier* (H-180)

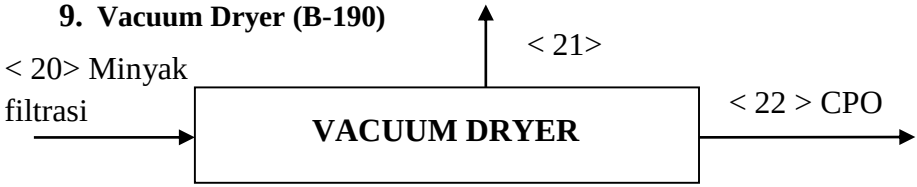
Tabel 4..9 Neraca Massa *Oil Purifier* (H-180)

No.	Komponen	Masuk		Keluar			
		Aliran <15>		Aliran <19>		Aliran <20>	
		X	M	X	M	X	M
1	Minyak	99,95	16748,87	98,16	334,98	99,98	16413,89
2	Air	0,05	8,99	1,84	6,29	0,02	2,70
TOTAL		**100**	**16757,86**	**100**	**341,27**	**100**	**16416,59**
		16757,86 kg		**16757,86 kg**			

Keterangan:

a. X dalam % dan M dalam kg. Oil Purifier memisahkan air sebesar 70%

9. Vacuum Dryer (B-190)



Gambar 4.9 Blok Diagram *Vacuum Dryer* (B-190)

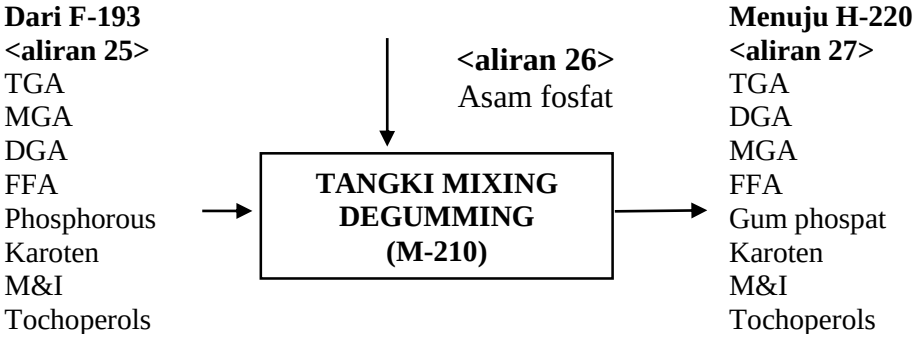
Tabel 4.10 Neraca Massa *Vacuum Dryer* (B-190)

No.	Komponen	Masuk		Keluar			
		Aliran <20>		Aliran <21>		Aliran <22>	
		X	M	X	M	X	M
1	Minyak	99,98	16413,89	0	0	99,998	16413,89
2	Air	0,02	2,70	100	2,43	0,002	0,270
TOTAL		**100**	**16416,59**	**100**	**2,43**	**100**	**16414,16**
		16416,59 kg		**16416,59 kg**			

Keterangan:

a. X dalam % dan M dalam kg. Minyak yang akan masuk storage mempunyai kandungan air 0,1-0,12% (Bailey)

10. Tangki *Mixing Degumming* (M-210)



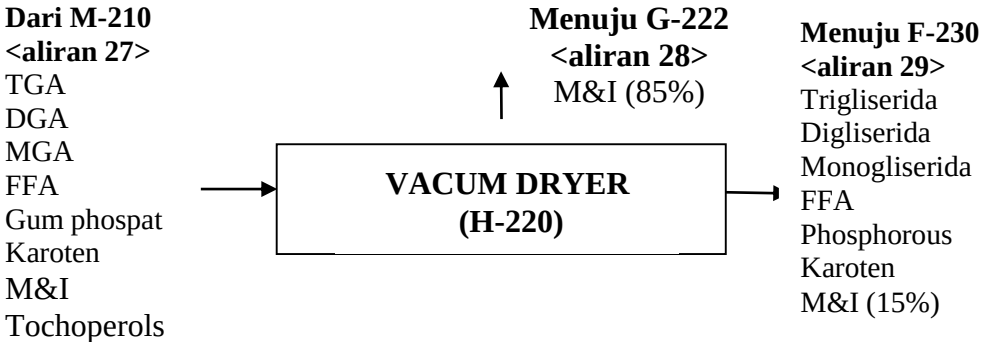
Gambar 4.10 Blok Diagram *Mixing Degumming* (M-120)

Tabel 4.11 Neraca Massa Tangki *Mixing Degumming* (M-210)

Aliran Masuk			**Aliran Keluar**		
Komponen	**Fraksi (%)**	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi (%)**	**Massa (kg)**
Aliran <25>			**Aliran <27>**		
TGA	90,061	14782,74	TGA	90,02	14782,74
DGA	5,182	850,58	DGA	5,18	850,58
MGA	0,1	16,41	MGA	0,10	16,41
FFA	4,33	710,73	FFA	4,33	710,73
Phosphorous	0,002	0,33	Gum Phospat	0,04	7,30
Karoten	0,055	9,03	Karoten	0,05	9,03
M&I	0,2	32,83	M&I	0,21	34,06
Tochoperols	0,07	11,49	Tochoperols	0,07	11,49
Total	**100**	**16414,14**	**Total**	**100**	**16422,35**

Aliran <26>					
Asam phospat	85	6,98			
Air	15	1,23			
Total	**100**	**8,21**			
Total Masuk		**16422, 35**	**Total Keluar**		**16422, 35**

11. *Vacuum Dryer* (H-220)

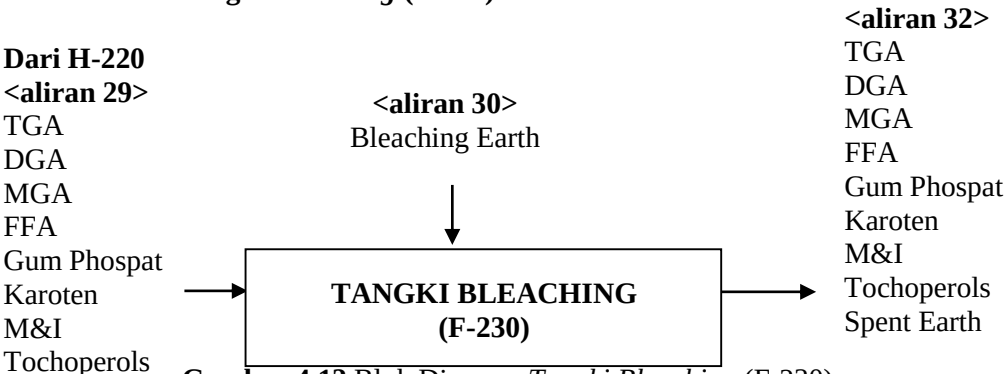


Gambar 4.11 Blok Diagram *Vacuum Dryer* (H-220)

Tabel 4.12 Neraca Massa Tangki *Vacuum Dryer* (H-220)

Aliran Masuk			**Aliran Keluar**		
Komponen	**Fraksi (%)**	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi (%)**	**Massa (kg)**
Aliran <27>			**Aliran <28>**		
TGA	90,02	14782,74	M&I	100	28,95
DGA	5,18	850,58	**Total**	**100**	**28,95**
MGA	0,10	16,41	**Aliran <29>**		
FFA	4,33	710,73	TGA	90,17	14782,74
Gum Phospat	0,04	7,30	DGA	5,19	850,58
Karoten	0,05	9,03	MGA	0,10	16,41
M&I	0,21	34,06	FFA	4,34	710,73
Tochoperols	0,07	11,49	Gum Phospat	0,04	7,30
Total	**100**	**16422,35**	Karoten	0,06	9,03
			M&I	0,03	5,11
			Tochoperols	0,07	11,49
			Total	**100**	**16393,40**
Total Masuk		**16422,35**	**Total Keluar**		**16422,35**

12. Tangki *Bleaching* (F-230)



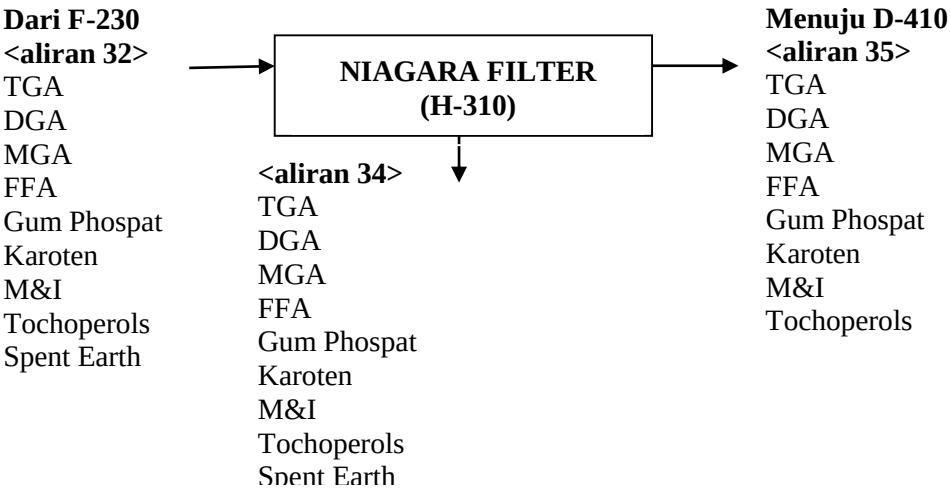
Gambar 4.12 Blok Diagram *Tangki Bleaching* (F-230)

Tabel 4..13 Neraca Massa *Tangki Bleaching* (F-230)

Aliran Masuk			**Aliran Keluar**		
Komponen	**Fraksi (%)**	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi (%)**	**Massa (kg)**
Aliran <29>			**Aliran <32>**		
TGA	90,17	14782,74	TGA	88,93	14782,74
DGA	5,19	850,58	DGA	5,12	850,58
MGA	0,10	16,41	MGA	0,10	16,41
FFA	4,34	710,73	FFA	4,28	710,73
Gum Phospat	0,04	7,30	Gum Phospat	0,002	0,41
Karoten	0,06	9,03	Karoten	0,01	1,21
M&I	0,03	5,11	M&I	0,03	5,11
Tochoperols	0,07	11,49	Tochoperols	0,07	11,49

Total	**100**	**16393, 40**	Spent earth	1,47	244,07
Aliran <30>			**Total**	**100**	**16622, 75**
Bleaching Earth	100	229,51	**<Aliran 31>**		
Total	**100**	**229,51**	Spurging Steam	100	91,08
<Steam Masuk>			**Total**	**100**	**91,08**
Spurging Steam	100	91,08			
Total	**100**	**91,08**			
Total Masuk		**16713, 98**	**Total Keluar**		**16713, 83**

13. Niagara *Filter* (H-310)



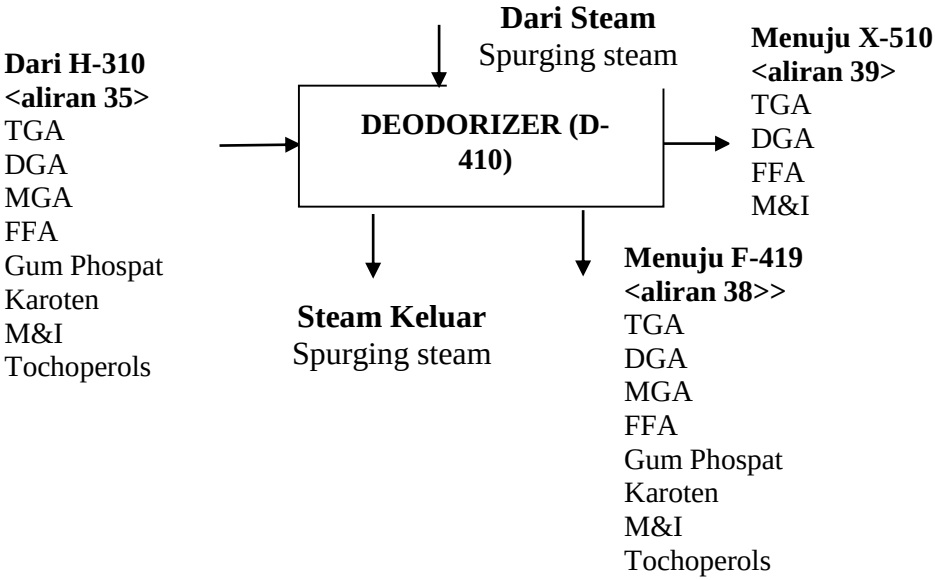
Gambar 4.13 Blok Diagram *Niagara Filter* (H-310)

Tabel 4.14 Neraca Massa *Niagara Filter* (H-310)

Aliran Masuk			**Aliran Keluar**		
Komponen	**Fraksi (%)**	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi (%)**	**Massa (kg)**
Aliran <32>			**Aliran <34>**		
TGA	88,93	14782,74	TGA	18,05	55,07
DGA	5,12	850,58	DGA	1,04	3,17
MGA	0,10	16,41	MGA	0,02	0,06
FFA	4,28	710,73	FFA	0,87	2,65
Gum Phospat	0,002	0,41	Gum Phospat	0,00	0,002
Karoten	0,01	1,21	Karoten	0,00	0,00
M&I	0,03	5,11	M&I	0,01	0,02
Tochoperols	0,07	11,49	Tochoperols	0,01	0,04
Spent earth	1,47	244,07	Spent earth	80,00	244,07
Total	**100,00**	**16622,75**	**Total**	**100,00**	**305,08**
			Aliran <35>		
			TGA	90,26	14727,67
			DGA	5,19	847,41
			MGA	0,10	16,35
			FFA	4,34	708,08
			Gum Phospat	0,002	0,41
			Karoten	0,01	1,21
			M&I	0,03	5,09

			Tochoperols	0,07	11,45
			Total	**100,00**	**16317,67**
Total Masuk		**16622,75**	**Total Keluar**		**16622,75**

14. *Deodorizer* (D-410)



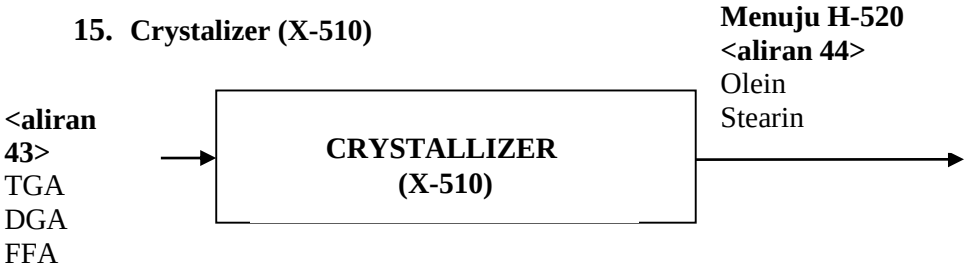
Gambar 4.14 Blok Diagram *Deodorizer* (D-410)

Tabel 4.15 Neraca Massa *Deodorizer* (D-410)

Aliran Masuk			**Aliran Keluar**		
Komponen	**Fraksi (%)**	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi (%)**	**Massa (kg)**
Aliran <35>			**Aliran <38>**		
TGA	90,26	14727,67	TGA	9,00	73,59
DGA	5,19	847,41	DGA	1,52	12,43
MGA	0,10	16,35	MGA	2,00	16,35
FFA	4,34	708,08	FFA	85,65	700,32
Gum Phospat	0,002	0,41	Gum Phospat	0,05	0,41
Karoten	0,01	1,21	Karoten	0,15	1,21
M&I	0,03	5,09	M&I	0,23	1,90
Tochoperols	0,07	11,45	Tochoperols	1,40	11,45
Total	**100,00**	**16317,67**	**Total**	**100,00**	**817,65**
<Steam Masuk>			**Aliran <39>**		
Spurging Steam	100	127,4	TGA	94,54	14654,08
Total	**100**	**127,4**	DGA	5,39	834,98
			MGA	0,00	0
			FFA	0,050	7,77
			Gum Phospat	0,00	0
			Karoten	0,00	0
			M&I	0,021	3,19
			Tocoperols	0,00	0
			Total	**100,000**	**15500,02**

			<Steam Keluar>		
			Spurging Steam	100	127,4
			Total	**100**	**127,4**
Total Masuk		**16445, 07**	**Total Keluar**		**16445, 07**

15. Crystalizer (X-510)



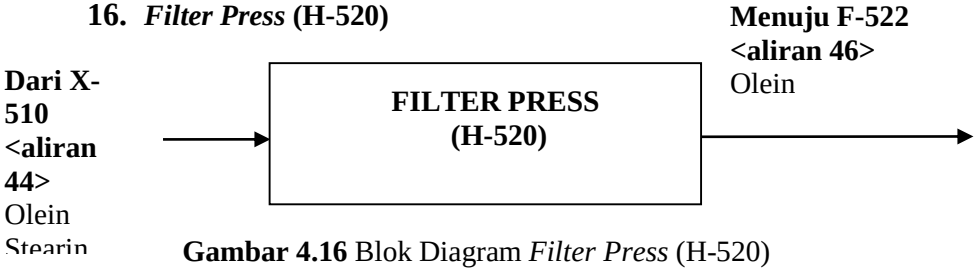
Gambar 4.15 Blok Diagram *Crystallizer* (X-510)

Tabel 4.16 Neraca Massa *Crystalizer* (X-510)

Aliran Masuk			**Aliran Keluar**		
Komponen	**Fraksi (%)**	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi (%)**	**Massa (kg)**
Aliran <43>			**Aliran <44>**		
TGA	94,54	14654, 08	Olein	75,00	11625, 01
DGA	5,39	834,98	Stearin	25,00	3875,0 0
FFA	0,05	7,77	**Total**	**100,0 0**	**15500, 02**
M&I	0,02	3,19			
Total	**100,0 0**	**15500, 02**			

Total Masuk		**15500, 02**	**Total Keluar**		**15500, 02**

16. ***Filter Press*** **(H-520)**



Gambar 4.16 Blok Diagram *Filter Press* (H-520)

Tabel 4.17 Neraca Massa *Filter Press* (H-520)

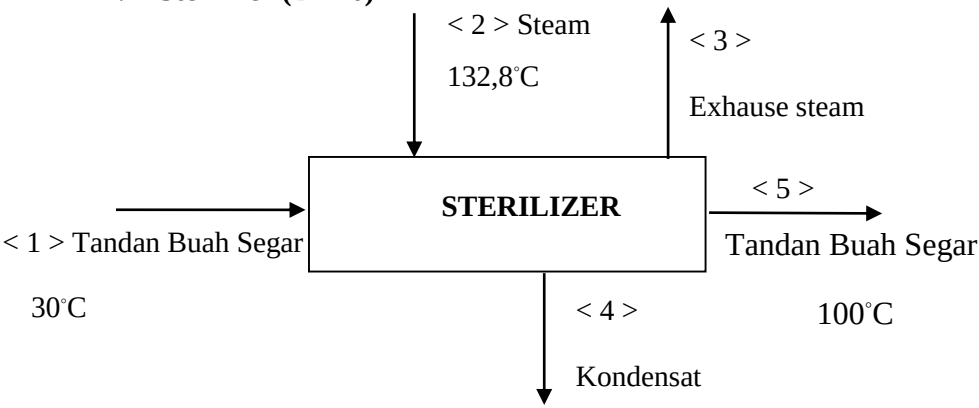
Aliran Masuk			**Aliran Keluar**		
Komponen	**Fraksi (%)**	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi (%)**	**Massa (kg)**
Aliran <44>			**Aliran <46>**		
Olein	75,00	11625, 01	Olein	100,00	11625, 01
Stearin	25,00	3875,00	**Total**	**100,00**	**11625, 01**
Total	**100,00**	**15500, 02**	**Aliran <45>**		
			Stearin	100,00	3875,00
			Total	**100,00**	**3875,00**
Total Masuk		**15500, 02**	**Total Keluar**		**15500, 02**

VI.2 Neraca Energi

Perhitungan neraca energi merupakan prinsip dasar dalam perancangan desain sebuah pabrik. Perhitungan neraca energi menggunakan neraca energi komponen dan neraca energi *overall*. Dalam teori ini, berlaku hukum kekekalan energi dengan asumsi aliran *steady state*, dan satuan yang digunakan adalah kJ, maka rumus yang digunakan :

[Akumulasi energi] = [Aliran energi masuk] - [Aliran energi keluar]

1. Sterilizer (B-110)



Gambar 4.17 Blok Diagram Energi *Sterilizer* (B-110)

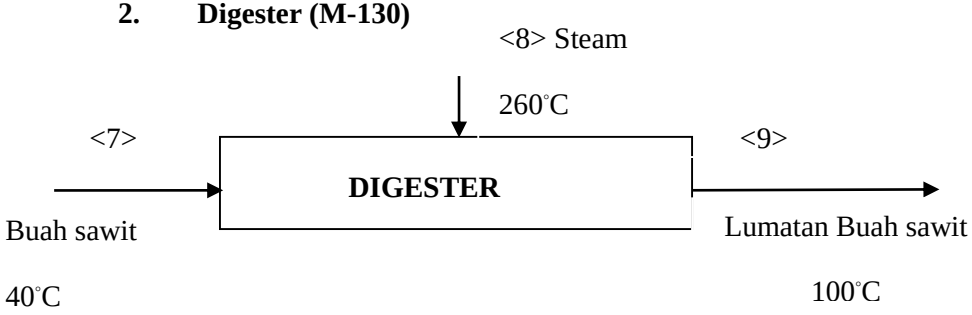
Tabel 4.18 Neraca Energi *Sterilizer* (B-110)

	Aliran Masuk		**Aliran Keluar**		
Q (kJ)	**<1>**	**<2>**	**<3>**	**<4>**	**<5>**
	5979162,03	6234469	15518	1187395	11010719
Total	**12213630,85**		**12213630,85**		

Keterangan:

a. Kalor laten steam yang keluar melalui exhaust valve sebesar 1,29% dan sisanya sebagai kalor kondensat

2. Digester (M-130)

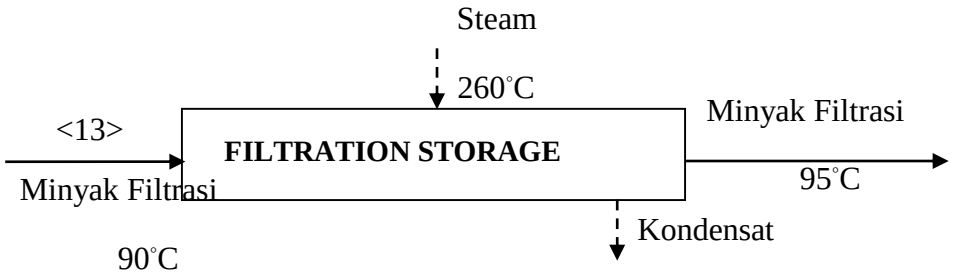


Gambar 4.18 Blok Diagram Energi *Digester* (M-130)

Tabel 4.19 Neraca Energi *Digester* (M-130)

	Aliran Masuk		**Aliran Keluar**
Q (kJ)	**<7>**	**<8>**	**<9>**
	1007256,07	3981990,38	4989246,45
Total	**4989246,45**		**4989246,45**

3. Filtration Storage Tank (F-151)

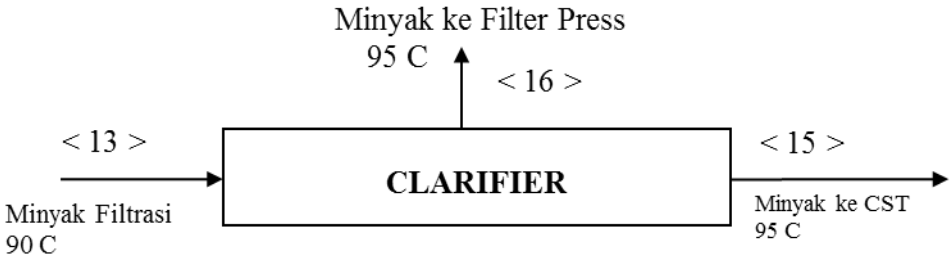


Gambar 4.19 Blok Diagram Energi *Filtration Storage Tank* (F-151)

Tabel 4.20 Neraca Energi *Filtration Storage Tank* (F-151)

	Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Q (kJ)	**<13>**	**Steam**	**<13>**	**Kondensat**
	2484584,87	321927,99	2675750,82	130762,04
Total	**2806512,86**		**2806512,86**	

4. Clarifier (H-160)

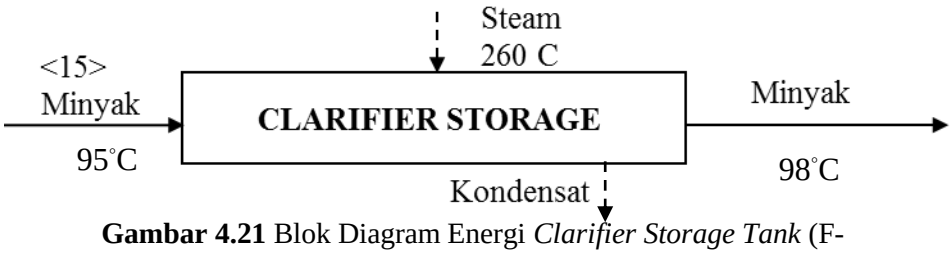


Gambar 4.20 Blok Diagram Energi *Clarifier* (H-160)

Tabel 4.21 Neraca Energi *Clarifier* (H-160)

	Aliran Masuk		Aliran Keluar		
Q (kJ)	**<13>**	**Steam**	**<15>**	**<16>**	**Kondensat**
	2484584,87	321927,9859	2409326,82	266424,00	130762,04
Total	**2806512,86**		**2806512,86**		

5. Clarifier Storage Tank (F-162)

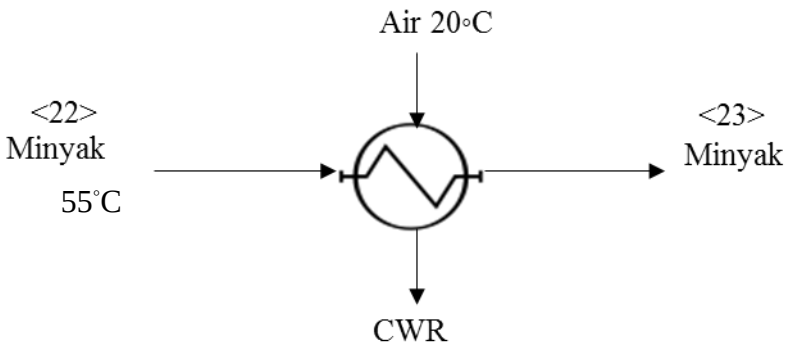


Gambar 4.21 Blok Diagram Energi *Clarifier Storage Tank* (F-162)

Tabel 4.22 Neraca Energi *Clarifier Storage Tank* (F-162)

	Aliran Masuk		**Aliran Keluar**	
Q (kJ)	**<15>**	**Steam**	**<15>**	**Kondensat**
	2409326,82	173892,31	2512586,83	70632,29
Total	**2583219,13**		**2583219,13**	

6. Cooler (E-193)

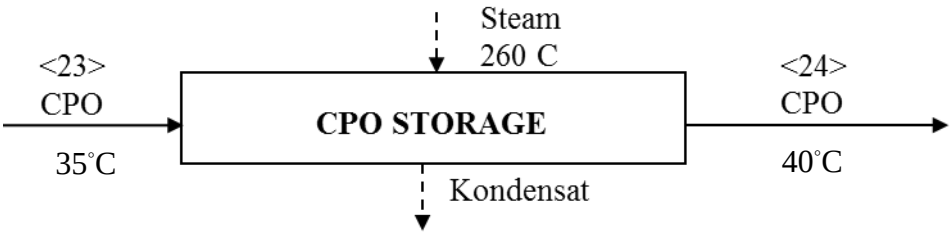


Gambar 4.22 Blok Diagram Energi *Cooler* (E-193)

Tabel 4.23 Neraca Energi *Cooler* (E-193)

	Aliran Masuk		**Aliran Keluar**
Q (kJ)	**<22>**	**Air**	**<23>**
	2358610,82	101083,26	2459694,08
Total	**2459694,08**		**2459694,08**

7. CPO Storage Tank (F-194)

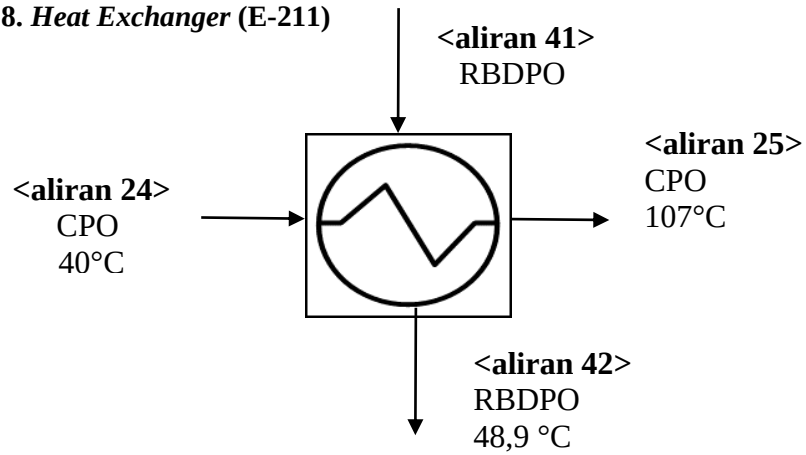


Gambar 4.23 Blok Diagram Energi *CPO Storage Tank* (F-194)

Tabel 4.24 Neraca Energi *CPO Storage Tank* (F-194)

	Aliran Masuk		**Aliran Keluar**	
Q (kJ)	**<23>**	**Steam**	**<24>**	**Kondensat**
	336944,39	283711,17	505416,59	115238,97
Total	**620655,56**		**620655,56**	

8. *Heat Exchanger* (E-211)

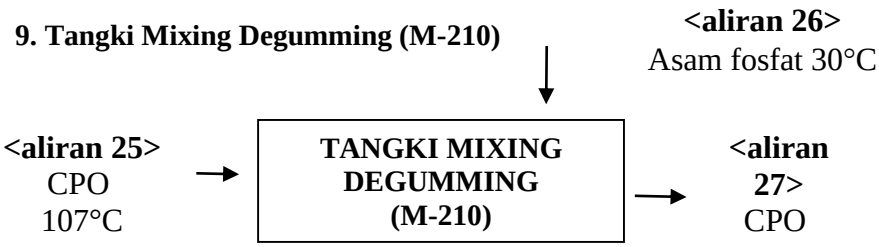


Gambar 4.24 Blok Diagram Energi *Heat Exchanger* (E-212)

Tabel 4.25 Neraca Energi *Heat Exchanger* (E-212)

Komponen	ΔH (kJ)	
	Masuk	Keluar
CPO	514136,83	2811336,70
RBDPO	3070831,21	773631,35
Total	3584968,05	3584968,05

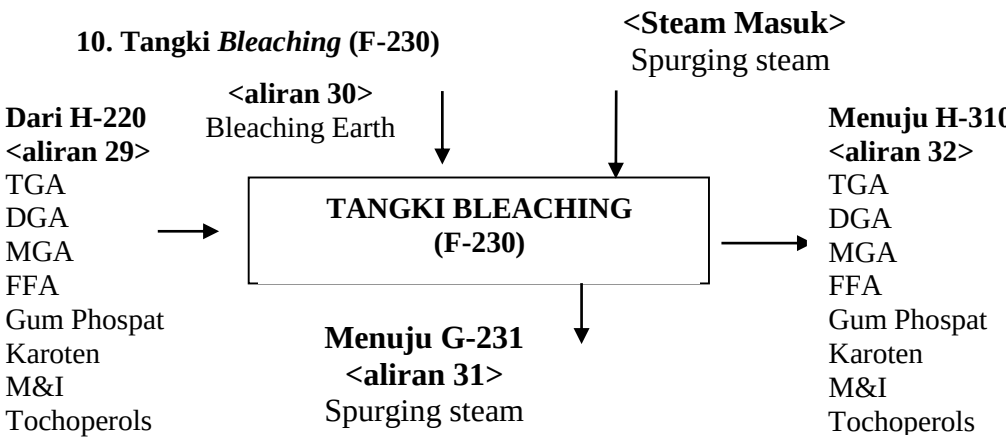
9. Tangki Mixing Degumming (M-210)



Gambar 4.25 Blok Diagram Energi Tangki *Mixing Degumming* (M-210)

Tabel 4.26 Neraca Energi Tangki *Mixing Degumming* (M-210)

Komponen	ΔH (kJ)	
	Masuk	Keluar
CPO	2810639,91	2811887,32
Qsupply	1313,06	-
Qloss	-	65,65
Total	2811952,97	2811952,97

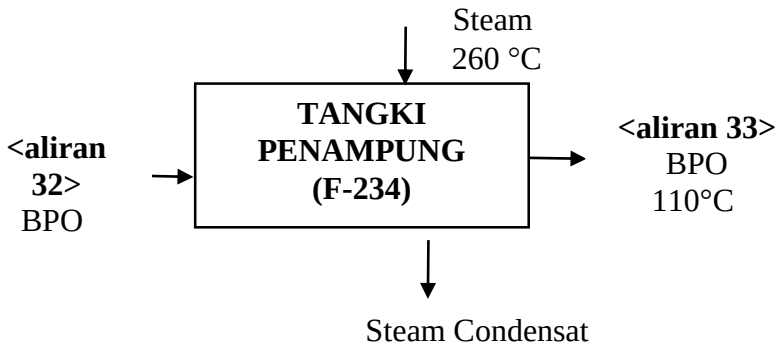


Gambar 4.26 Blok Diagram Energi Tangki *Bleaching* (F-230)

Tabel 4.27 Neraca Energi Tangki *Bleaching* (F-230)

Komponen	**ΔH (kJ)**	
	Masuk	**Keluar**
TGA	2527424,51	2619891,26
DGA	145424,92	150700,93
MGA	2806,35	2938,55
FFA	121728,77	126182,26
Gum Phospat	963,38	55,72
Karoten	1156,82	160,69
M&I	1735,46	1806,77
Tochoperols	1601,47	1660,06
Bleaching Earth	963,53	-
Spent Earth	-	17419,0602
Q supply	123168,52	-
Q loss	-	6158,4259
Total	**2926973,72**	**2926973,72**

11. Tangki Penampung Hasil *Bleaching* (F-234)

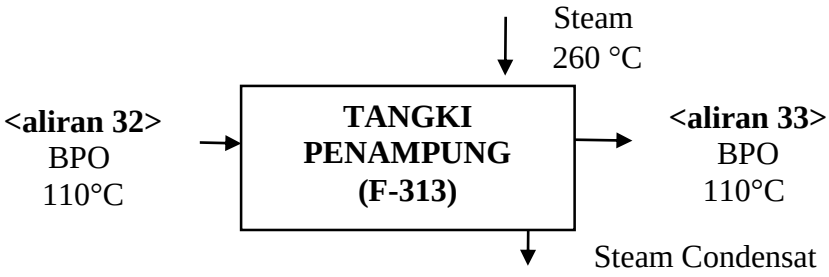


Gambar 4.27 Blok Diagram Energi Tangki Penampung Hasil *Bleaching* (F-234)

Tabel 4.28 Neraca Energi Tangki Penampung Hasil *Bleaching* (F-234)

Komponen	**ΔH (kJ)**	
	Masuk	**Keluar**
RBPO	2920815,298	2920815,298
Q_{steam}	83,075	-
Q_{loss}	-	83,075
Total	**2920898,373**	**2920898,373**

12. Tangki Penampung Hasil Filtrasi (F-313)

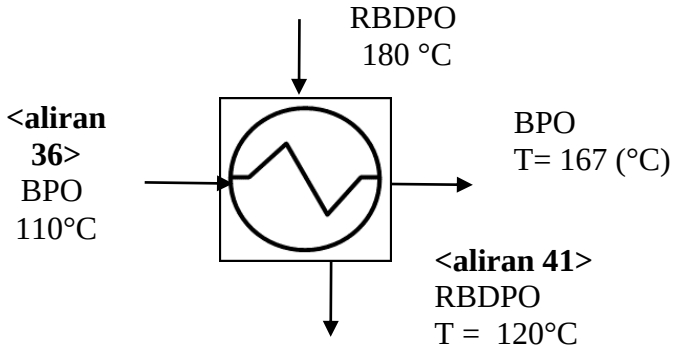


Gambar 4.28 Blok Diagram Energi Tangki Penampung Hasil Filtrasi (F-313)

Tabel 4.29 Neraca Energi Tangki Penampung Hasil Filtrasi (F-313)

Komponen	**ΔH (kJ)**	
	Masuk	**Keluar**
BPO	8174347,7439	2314103,0948
Q_{steam}	83,075	-
Q_{loss}	-	83,075
Total	**2892662,861**	**2892662,861**

13. Heat Exchanger (E-412)

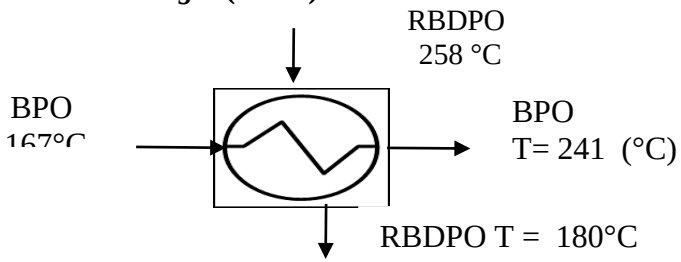


Gambar 4.29 Blok Diagram Energi *Heat Exchanger* (E-412)

Tabel 4.30 Neraca Energi *Heat Exchanger* (E-412)

Komponen	**ΔH (kJ)**	
	Masuk	**Keluar**
BPO	2892594,60	4832125,26
RBDPO	5010362,61	3070831,95
Total	**7902957,21**	**7902957,21**

14. *Heat Exchanger* (E-413)

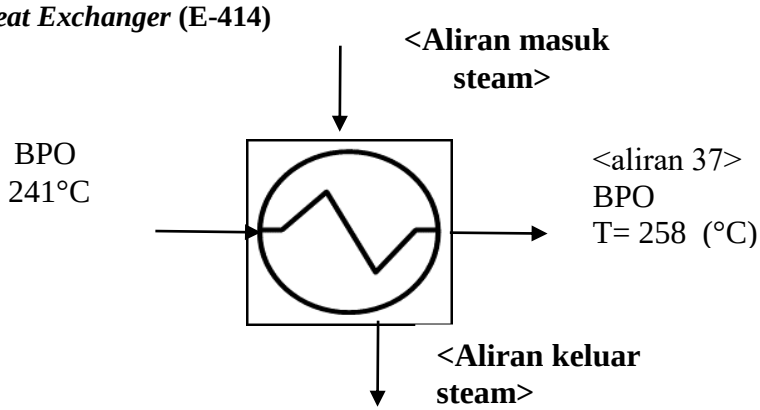


Gambar 4.30 Blok Diagram Energi *Heat Exchanger* (E-413)

Tabel 4.31 Neraca Energi *Heat Exchanger* (E-413)

Komponen	**ΔH (kJ)**	
	Masuk	**Keluar**
BPO	4832125,26	7353972,86
RBDPO	7532254,90	5010407,30
Total	**12364380,16**	**12364380,16**

15. *Heat Exchanger* (E-414)

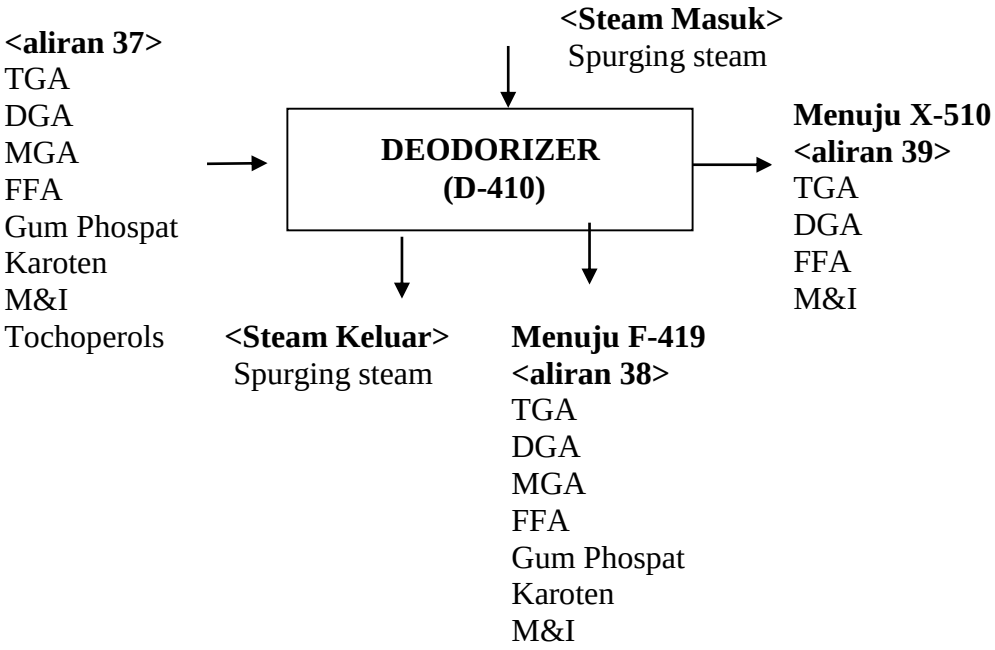


Gambar 4.31 Blok Diagram Energi *Heat Exchanger* (E-414)

Tabel 4.32 Neraca Energi *Heat Exchanger* (E-414)

Komponen	**ΔH (kJ)**	
	Masuk	**Keluar**
BPO	7351404,70	7930168,93
Q supply	609225,50	-
Q loss	-	30461,28
Total	**7960630,21**	**7960630,21**

16. *Deodorizer* (D-410)

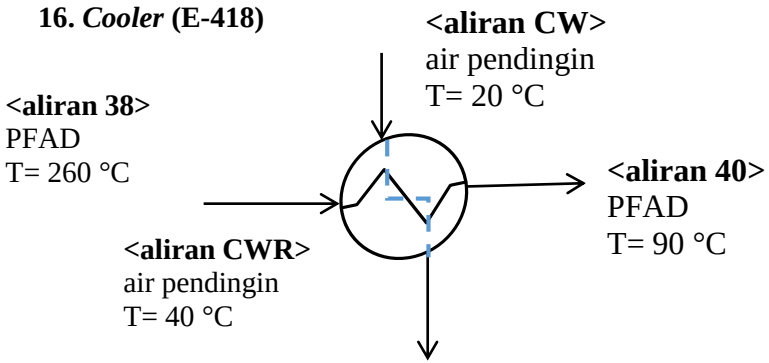


Gambar 4.32 Blok Diagram Energi *Deodorizer* (D-410)

Tabel 4.33 Neraca Energi *Deodorizer* (D-410)

Komponen	**ΔH (kJ)**	
	Masuk	**Keluar**
TGA	7154830,84	7216245,88
DGA	411679,19	415214,78
MGA	7942,97	8010,91
FFA	344597,05	347558,73
Gum Phospat	152,18	154,97
Karoten	438,83	444,35
Tochoperols	6014,59	6112,12
Spent Earth	4534,72	4573,65
Q supply	71710,56	-
Q loss	-	3585,53
Total	**8001900,92**	**8001900,92**

16. *Cooler* (E-418)

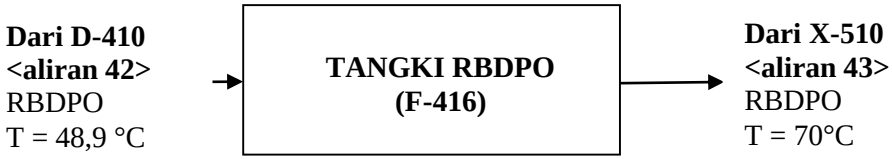


Gambar 4.33 Blok Diagram Energi *Cooler* (E-418)

Tabel 4.34 Neraca Energi *Cooler* (E-418)

Komponen	**ΔH (kJ)**	
	Masuk	**Keluar**
TGA	36049,10	9971,03
DGA	6088,29	1684,00
MGA	8010,91	2215,78
FFA	343671,21	95058,00
Gum Phospat	171,44	47,42
Karoten	515,15	142,49
M&I	1993,59	437,89
Tochoperols	4571,51	1264,46
Q diterima Air	-	290250,1
Total	**401071,21**	**401071,21**

16. Tangki RBDPO (E-416)

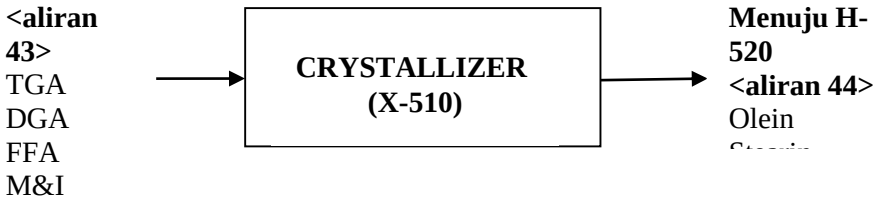


Gambar 4.34 Blok Diagram Energi Tangki RBDPO (E-416)

Tabel 4.35 Neraca Energi Tangki RBDPO (F-416)

Komponen	**ΔH (kJ)**	
	Masuk	**Keluar**
TGA	1374929,5645	1374929,5645
DGA	78342,9529	78342,9529
FFA	730,0904	730,0904
M&I	579,5948	581,7879
Q supply	2,31	-
Q loss	-	0,12
Total	**1454584,51**	**1454584,51**

17. *Crystallizer* (X-510)



Gambar 4.35 Blok Diagram Energi *Crystallizer* (X-510)

Tabel 4.37 Neraca Energi *Crystallizer* (X-510)

Komponen	**ΔH (kJ)**	
	Masuk	**Keluar**
TGA	1374929,5645	
DGA	78342,9529	
FFA	730,0904	
M&I	582,1749	

Olein		121155,95
Stearin		40807,30
Qditerima air		1292621,53
Total	**1454584,78**	**1454584,78**

BAB V
DAFTAR DAN HARGA PERALATAN

Daftar dan harga peralatan yang digunakan dalam Pra-desain Pabrik Minyak Goreng dari Buah Kelapa Sawit sebagai berikut :

Tabel 5.1 Spesifikasi Alat Lori

Spesifikasi		Keterangan			
Nama		Lori (F-112)			
Fungsi		Untuk menampung Tandan Buah Segar			
Harga		4700 US$			
Kapasitas		1,44	m^3		
Bentuk		Silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk			
		standart dished head			
Pengelasan		Double welded butt joint			
Bahan		Carbon Steel, SA-283, Grade C			
Jumlah		20	buah		
P_{design}		43,21	psi		
Diameter dalam lori	Di	47,625	in	3,96875	ft
Diameter luar lori	Do	48	in	4	ft
Tinggi bahan dalam lori	L_{Total}	21,677	in	1,8063778	ft
Tinggi silinder	Ls	71,438	in	5,953125	ft
Tinggi tutup	h_a	10,04	in	0,836636	ft

Tinggi tangki	L_T	81,477	in	6,789761	ft
Tebal silinder	ts	0,1875	in	0,015625	ft
Tebal tutup atas	tha	0,1875	in	0,015625	ft

Tabel 5.2 Spesifikasi Alat *Sterilizer*

Spesifikasi		Keterangan			
Nama		Sterilizer (B-110)			
Fungsi		Untuk merebus TBS agar buah sawit mudah terlepas dari tandannya dan untuk menghentikan aktivitas enzim			
Kapasitas		14,40	m^3		
Harga		24000 US$			
Bentuk		Silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk torispherical			
Pengelasan		Double welded butt joint			
Bahan		Carbon Steel, SA-283, Grade C			
Jumlah		3	buah		
P_{design}		43,21	psi		
Diameter dalam tangki	Di	53,500	in	4,458333	ft
Diameter luar tangki	Do	54	in	4,5	ft
Tinggi silinder	Ls	502,413	in	41,86778	ft
Tinggi tutup	H	11,83	in	0,985937	ft

Tinggi tangki	L_T	526,076	in	43,83966	ft
Tebal silinder	ts	0,3125	in	0,026041	ft
Tebal tutup atas	tha	0,3125	in	0,026041	ft

Tabel 5.3 Spesifikasi Alat *Thresher*

Spesifikasi		Keterangan			
Nama		Thresher (H-120)			
Fungsi		Untuk memisahkan buah kelapa sawit dari tandan			
		kosong			
Kapasitas		23,54	m^3		
Harga		2500 US$			
Bentuk		Silinder tanpa tutup			
Pengelasan		Double welded butt joint			
Bahan		Carbon Steel, SA-283, Grade C			
Jumlah		3	buah		
Kecepatan putar		20	rpm		
Diameter dalam tangki	Di	2,448	m	8,0317381	ft

Tabel 5.4 Spesifikasi Alat *Belt Conveyor*

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	J-131
Fungsi	Untuk mengangkut brondolan kelapa sawit menuju digester
Harga	18600 US$
Kapasitas	35071,02 kg/jam
Tipe	*Throughed Antifriction Idlers*
Belt width Belt speed	16 in 200 ft/min

Maksimum lump size	4 in
Maksimum capacity	44.000 kg/jam
Power	2,5 hp

Tabel 5.5 Spesifikasi *Alat Digester*

Spesifikasi		Keterangan			
Nama		Sterilizer (B-110)			
Fungsi		Untuk merebus TBS agar buah sawit mudah terlepas			
		dari tandannya dan untuk menghentikan aktivitas enzim			
Kapasitas		3,39	m^3		
Harga		65000 US$			
Bentuk		Silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk			
		standart dished head			
Pengelasan		Double welded butt joint			
Bahan		Carbon Steel, SA-283, Grade C			
Jumlah		4	buah		
P_{design}		699,62	psi		
Diameter dalam tangki	Di	25,500	in	2,125	ft
Diameter luar tangki	Do	28	in	2,3333333	ft
Tinggi silinder	Ls	38,250	in	3,1875	ft
Tinggi tutup	h_a	11,48	in	0,9570767	ft
	hb	43,74	in	3,6453732	ft

Tinggi tangki	L_T	49,735	in	4,1445767	ft
Tebal silinder	ts	1,625	in	0,1354167	ft
Tebal tutup atas	tha	1,625	in	0,1354167	ft
Tebal tutup bawah	thb	1,625	in	0,1354167	ft

Tabel 5.6 Spesifikasi Alat *Screw Press*

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	C-140
Fungsi	Untuk memisahkan minyak dari ampas dan biji.
Kapasitas	15000 Kg/jam
Harga	10000 US$
Tipe	TEFC
Bahan konstruksi	Stainless Steel 304
Dimensi Panjang Lebar Diameter Ulir Panjang Ulir Putaran ulir	 384 in 116 in 22 in 77 in 28 rpm
Kondisi Operasi Tekanan Suhu	 1 bar $90^{O}C$
Jumlah (unit)	1
Elektro Motor Tipe Daya voltase	 TEFC 30 Hp 38 Volt

Tabel 5.7 Spesifikasi Alat *Vibrating Screen*

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	H-150
Fungsi	Untuk memisahkan serat-serat kasar dan kotoran-kotoran kasar yang terikut dengan minyak
Harga	3642,68 US$
Bahan Konstruksi	Stainless Steel SA-283
Dimensi Laju alir Ukuran bahan Dimensi buka(a) Ukuran tebal	 37326,68 kg/jam 30 mesh 1 1/2 in 3/16 in

Tabel 5.8 Spesifikasi Alat *Filtration Storage Tank*

Spesifikasi	**Keterangan**	
Nama	Filtration Storage Tank (F-151)	
Fungsi	Untuk menyimpan sementara minyak hasil filtrasi dari	
	vibrating screen dan menjaga suhu 90-95°C	
Kapasitas	5,80	m^3
Harga	14500 US$	
Bentuk	Silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk	
	standart dished head	
Pengelasan	Double welded butt joint	
Bahan	Carbon Steel, SA-283, Grade C	
Jumlah	2	buah
P_{design}	706,81	psi

Diameter dalam tangki	Di	67,000	in	5,5833333	ft
Diameter luar tangki	Do	72	in	6	ft
Tinggi silinder	Ls	100,500	in	8,375	ft
Tinggi tutup	h_a	19,85	in	1,6537771	ft
Tinggi tangki	L_T	140,191	in	11,682554	ft
Tebal silinder	ts	2,500	in	0,2083333	ft
Tebal tutup	tha	2,500	in	0,2083333	ft

Tabel 5.9 Spesifikasi Alat Pompa

Spesifikasi	**Keterangan**
Nama	Pompa (L-161)
Fungsi	Untuk mengalirkan minyak hasil fitrasi Vibrating Screen dari tangki penyimpanan (F-151) menuju Clarifier
Kapasitas	0,0065 m^3/s
Harga	8000 US$
Tipe Alat	Centrifugal Pump
Power Pompa	0,8 Hp
Ukuran pipa	
D Nominal	3,5 in
ID	3,548 in
OD	4 in
Schedule No.	40

Bahan	Commercial Steel
Jumlah	1 unit

Tabel 5.10 Spesifikasi Alat *Clarifier*

Spesifikasi		Keterangan			
Nama		Clarifier (H-160)			
Fungsi		Untuk memisahkan hasil perasan dan padatan yang terikut			
Kapasitas		23,20 m^3			
Harga		65000 US$			
Bentuk		Silinder dengan tutup atas standart dished head dan tutup bawah conical dished head			
Pengelasan		Double welded butt joint			
Bahan		Carbon Steel, SA-283, Grade C			
Jumlah		1	buah		
P_{design}		23,62	psi		
Diameter dalam tangki	Di	125,625	in	10,46875	ft
Diameter luar tangki	Do	126	in	10,5	ft
Tinggi silinder	Ls	188,438	in	15,703125	ft
Tinggi tutup	h_a	19,04	in	1,5863459	ft

	hb	36,42	in	3,0348062	ft
Tinggi tangki	L_T	243,891	in	20,324277	ft
Tebal silinder	ts	0,188	in	0,015625	ft
Tebal tutup atas	tha	0,188	in	0,015625	ft
Tebal tutup bawah	thb	0,188	in	0,015625	ft

Tabel 5.11 Spesifikasi Alat *Clarifier Storage*

Spesifikasi		**Keterangan**			
Nama		Clarifier Storage Tank (F-162)			
Fungsi		Untuk menampung minyak hasil filtrasi dari clarifier dan menjaga suhu 95-98°C			
Kapasitas		7,86 m^3			
Harga		17700 US$			
Bentuk		Silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head			
Pengelasan		Double welded butt joint			
Bahan		Carbon Steel, SA-283, Grade C			
Jumlah		1	buah		
P_{design}		706,91	psi		
Diameter dalam tangki	Di	78,000	in	6,5	ft

Diameter luar tangki	D_o	84	in	7	ft
Tinggi silinder	L_s	117,000	in	9,75	ft
Tinggi tutup	h_a	22,61	in	1,8844212	ft
Tinggi tangki	L_T	162,226	in	13,518842	ft
Tebal silinder	ts	3	in	0,25	ft
Tebal tutup	t_ha	3	in	0,25	ft

Tabel 5.12 Spesifikasi Alat *Filter Press*

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	H-170
Fungsi	Untuk Memisahkan Olein dan Stearin
Tipe	Vertikal drum
Harga	16000 US$
Kapasitas	0,570 m^3
Bahan konstruksi	Carbon Steel
Luas Plate	0,35 m^2
Jumlah Plate	8 Buah
Power	0,586 hp
Jumlah	1 buah

Tabel 5.13 Spesifikasi Alat Pompa

Spesifikasi	Keterangan
Nama	Pompa (L-181)

Fungsi	Untuk mengalirkan minyak hasil fitrasi clarifier dari tangki penyimpanan (F-162) menuju Oil Purifier
Kapasitas	0,0055 m^3/s
Harga	8000 US$
Tipe Alat	Centrifugal Pump
Power Pompa	0,8 Hp
Ukuran pipa	
D Nominal	3,5 in
ID	3,548 in
OD	4 in
Schedule No.	40
Bahan	Commercial Steel
Jumlah	1 unit

Tabel 5.14 Spesifikasi Alat *Oil Purifier*

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	H-180
Fungsi	Untuk memurnikan minyak yang berasal dari Clarifier dan mengurangi kadar air pada minyak
Harga	15000 US$
Kapasitas	16757,86 kg/jam
Tipe	*Vertikal Tank*
Bahan konstruksi	Stainles Steel 304

Volume	694,127ft^3
Volume basket	385,11ft^3
Dimensi D H Tebal basket Banyak Basket Banyak putaran	 48 in 30 in 1/4 in 51 buah 1400 rpm
Kondisi Operasi Tekanan Suhu Waktu cycle / jam	 1 bar 90°C 4
Jumlah (unit)	1

Tabel 5.15 Spesifikasi Alat *Vacuum Oil Dryer*

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	H-190
Fungsi	Untuk mengeringkan minyak yang keluar dari oil purifier
Harga	42300 US$
Tipe	Single fluid pneumatic nozzles spray drayer dengan sistem vacuum
Kapasitas	16416,59 kg/jam
Bahan konstruksi	Stainless Steel
Tinggi Tangki	170,44 in
Dimensi	

ID OD Tebal silinder Tebal tutup atas Tebal tutup bawah	113,625 in 114 in 1/4 in 1/4 in 1/4 in
Kondisi Operasi Tekanan Suhu	 2,27 psia 55^0C
Jumlah (unit)	1

Tabel 5.16 Spesifikasi Alat Pompa

Spesifikasi	**Keterangan**	
Nama	Pompa (L-192)	
Fungsi	Untuk mengalirkan minyakdari tangki vacuum dryer menuju CPO storage tank	
Kapasitas	0,0052	m^3/s
Harga	8000 US$	
Tipe Alat	Centrifugal Pump	
Power Pompa	0,8	Hp
Ukuran pipa		
D Nominal	3,5	in
ID	1,548	in
OD	2	in
Schedule No.	40	
Bahan	Commercial Steel	

Jumlah	1	unit

Tabel 5.17 Spesifikasi Alat *Cooler*

Spesifikasi	Keterangan	
Kode Alat	E-193	
Fungsi	Menurunkan Suhu CPO	
Harga	6000 US$	
Jenis	DPHE	
Jumlah	1	
Bahan Konstruksi	*Carbon Steel SA-283 Grade C*	
Luas Area	582,0800403	ft^2
Outer pipe	2	IPS
Inner pipe	1,25	IPS
Length	12	ft
Jumlah *hairpin*	39	
Fouling factor	0,002501567	$jam.ft^2.^oF/Btu$

Tabel 5.18 Spesifikasi Alat *CPO Storage*

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	F-194
Fungsi	Untuk menampung Crude Palm Oil (CPO) dan menjaga agar CPO tidak tengik
Harga	50000 US$
Kapasitas	18,62 m^3

Bentuk		Silinder dengan tutup atas berbentuk standart dished head dan tutup bawah flat bottom dengan coil pemanas			
Pengelasan		Double welded butt joint			
Bahan		Carbon Steel, SA-240, grade A			
Jumlah		2 buah			
P_{design}		19,31 psi			
Diameter dalam tangki	Di	83,500	in	6,9583	ft
Diameter luar tangki	Do	84	in	7	ft
Tinggi liq dalam tangki	L_{Ltotal}	128,204	in	10,684	ft
Tinggi silinder	Ls	123,830	in	10,319	ft
Tinggi tutup atas	Lha	13,96	in	1,1631	ft
Tinggi tangki	L_T	137,787	in	11,482	ft

Tebal silinder	ts	0,25	in	0,0208	ft
Tebal tutup atas	tha	0,25	in	0,0208	ft
Coil					
Heat transfer Coefficient (Clean)		717,071	Btu/ft^2.hr.^{o}F		
Heat transfer Coefficient (Dirt)		156,383	Btu/ft^2.hr.^{o}F		
Heat transfer surface Area		9,393	ft^2		

Tabel 5.19 Spesifikasi Alat Pompa

Spesifikasi	**Keterangan**
No. Kode	L-211
Fungsi	Untuk mengalirkan bahan baku CPO dari tangki penyimpanan F-193 menuju Tangki Degumming M-210
Harga	8000 US$
Tipe Alat	Centrifugal Pump

Kapasitas Pompa	0,005172	m^3/s	=	0,1826298	ft^3/s
Power Pompa	0,7	Hp			
Ukuran pipa					
D Nominal	3,5	in			
ID	3,548	in			
OD	4	in			
Schedule No.	40				
Bahan	Commercial Steel				
Jumlah	2	unit			

Tabel 5.20 Spesifikasi Alat *Heat Exchanger*

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	E-212
Fungsi	Untuk memanaskan CPO dari tangki penyimpanan sebelum menuju proses degumming
Tipe	4-8 Shell and Tube Heat Exchanger
Harga	30000 US$
Bahan Kontruksi	SA-240 grade M tipe 316
a) Bagian Shell	SA-240 grade M tipe 316
ID	33 in

Passes	3,25
Baffle spacing	6,6 in
b) Bagian Tube	
Number and length	830 & 16 in
OD	1
BWG	16 BWG
Pitch	1,25 in square
Passes	2
Jumlah	2 unit

Tabel 5.21 Spesifikasi Alat Tangki *Mixing Degumming*

Spesifikasi	Keterangan
Kode	M-210
Fungsi	Untuk mencampurkan Crude Palm Oil (CPO) dan H_3PO_4
Kapasitas	19,3580 m^3/jam
Harga	33000 US$
Bentuk	Silinder dengan tutup atas berbentuk standart dished head dan tutup bawah berbentuk conical (α=120°) dengan jaket pemanas
Pengelasan	Double welded butt joint
Bahan	Carbon Steel, SA-240, grade A
Jumlah	2 buah
P_{design}	15,444 psi
Diameter dalam tangki	53,990475 in = 4,499 ft

Diameter luar tangki	54	in =	4,5	ft
Tinggi liq dlm tangki	171,249	in =	14,27	ft
Tinggi silinder	106,647	in =	8,89	ft
Tinggi tutup atas	10,167	in =	0,847	ft
Tinggi tangki	201,178	in =	16,76	ft
Tebal silinder	0,1875	in =	0,016	ft
Tebal tutup atas	0,1875	in =	0,016	ft
Pengaduk :				
Jenis pengaduk	Flat six-blade open turbine			
Power motor	266,279	hp		
Jaket pemanas :				
Diameter dalam jaket	59	in	4,92	ft
Diameter luar jaket	59,007	in	5	ft
Volume jaket	1,037	ft^3		
P_{desain}	17,776	psi		

Tabel 5.22 Spesifikasi Alat Pompa

Spesifikasi	**Keterangan**
No. Kode	L-221
Fungsi	Untuk mengalirkan bahan baku CPO dari tangki Degumming M-210 menuju Vacuum Dryer H-220

Harga	8000 US$
Tipe Alat	Centrifugal Pump
Kapasitas Pompa	0,0054 m^3/s
Power Pompa	1,5 Hp
Ukuran pipa	
D Nominal	3,5 in
ID	3,548 in
OD	4 in
Schedule No.	40
Bahan	Commercial Steel
Jumlah	1 unit

Tabel 5.23 Spesifikasi Alat *Vacuum Dryer*

Spesifikasi	**Keterangan**
No. kode	H-220
Fungsi	Untuk menghilangkan moisture dan impurities yang masih terkandung didalam Crude Palm Oil (CPO)
Harga	42300 US$

Tipe	Vertikal drum	
Kapasitas	24,23	m^3
Bahan konstruksi	Low -alloy steel SA - 302 Grade B	
Tipe sambungan	Double welded but joint	
Jenis tutup	Standard Dishead	
Diameter Tangki	96	in
Tinggi Reaktor	4,948	m
Tebal Tangki	0,5	in
Tebal Tangki	0,313	in
Jumlah	1 buah	

Tabel 5.24 Spesifikasi Alat Pompa

Spesifikasi	**Keterangan**
No. Kode	L-231
Fungsi	Untuk mengalirkan bahan baku CPO dari Vacuum Dryer H-220 menuju Tangki Bleaching F-230
Harga	8000 US$

Tipe Alat	Centrifugal Pump
Kapasitas Pompa	0,005359 m^3/s
Power Pompa	1,1 Hp
Ukuran pipa	
D Nominal	3,5 in
ID	3,548 in
OD	4 in
Schedule No.	40
Bahan	Commercial Steel
Jumlah	1 unit

Tabel 5.25 Spesifikasi Alat *Steam Jet Ejector*

Spesifikasi	**Keterangan**
No. kode	G-222
Fungsi	Untuk Menarik Uap air dan impurities yang terdapat dalam Vacuum Dryer H-220

Harga	1500 US$
Tipe	Steam Jet Ejector
Kapasitas	35 m^3
Bahan konstruksi	Carbon Steal
Diameter	2 in M
Jumlah	1 buah

Tabel 5.26 Spesifikasi Alat Tangki *Bleaching*

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	F-230
Fungsi	Untuk mengadsorbsi impurities dan gum dari proses Degumming dengan dosing bleaching earth
Tipe	Vertikal drum
Kapasitas	24,19 m^3
Harga	47000 US$
Bahan konstruksi	Low -alloy steel SA - 302 Grade B
Tipe sambungan	Double welded but joint
Jenis tutup	Standard dishead

Diameter Tangki	96 in
Tinggi Tangki	4,945 m
Tebal Tangki	0,5 in
Tebal Tutup	0,313 in
Jumlah	1 buah

Tabel 5.27 Spesifikasi Alat Pompa

Spesifikasi	**Keterangan**
No. Kode	L-233
Fungsi	Untuk mengalirkan bahan BPO dari Tangki Bleaching F-230 menuju Tangki Sementara BPO F-234
Harga	8000 US$
Tipe Alat	Centrifugal Pump
Kapasitas Pompa	0,00544 m^3/s
Power Pompa	0,2 Hp
D Nominal	3,5 in
ID	3,548 in
OD	4 in

Schedule No.	40
Bahan	Commercial Steel
Jumlah	1 unit

Tabel 5.28 Spesifikasi Alat Tangki Hasil *Bleaching*

Spesifikasi	Keterangan				
Kode	F-314				
Fungsi	Penampungan sementara hasil bleaching dan menjaga agar tidak tengik				
Kapasitas	19,422	m^3/jam			
Harga	38000 US$				
Bentuk	Silinder dengan tutup atas berbentuk standart dished head dan tutup bawah berbentuk conical (α=120°) dengan jaket pemanas				
Pengelasan	Double welded butt joint				
Bahan	Carbon Steel, SA-240, grade A				
Jumlah	1	buah			
P_{design}	20,766	psi			
Diameter dalam tangki	95,5	in	=	7,958	ft
Diameter luar tangki	96	in	=	8	ft
Tinggi liq dlm tangki	180,87	in	=	15,07	ft
Tinggi silinder	139,02	in	=	11,58	ft
Tinggi tutup atas	17,3	in	=	1,442	ft
Tinggi tangki	306,3	in	=	25,52	ft

Tebal silinder	0,25	in	=	0,021	ft
Tebal tutup atas	0,25	in	=	0,021	ft
Pengaduk :					
Jenis pengaduk	Flat six-blade open turbine				
Power motor	0,0593	hp			
Jaket pemanas :					
Diameter dalam jaket	97,25	in		8,104	ft
Diameter luar jaket	97,658	in		8,138	ft
Volume jaket	2,8001	ft^3			
P_{desain}	16,48	psi			

Tabel 5.29 Spesifikasi Alat Pompa

Spesifikasi	**Keterangan**
No. Kode	L-311
Fungsi	Untuk mengalirkan bahan BPO dari Tangki Sementara BPO F-234 menuju Niagara Filter H-310
Harga	8000 US$
Tipe Alat	Centrifugal Pump
Kapasitas Pompa	0,00544 m^3/s
Power Pompa	0,1 Hp
Ukuran pipa	

D Nominal	3,5 in
ID	3,548 in
OD	4 in
Schedule No.	40
Bahan	Commercial Steel
Jumlah	2 unit

Tabel 5.30 Spesifikasi Alat *Steam Ejector*

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	G-231
Fungsi	Untuk Menarik Uap air dan impurities yang terdapat dalam Tangki Bleaching F-230
Harga	5000 US$
Tipe	Steam Jet Ejector
Kapasitas	35 m^3
Bahan konstruksi	Carbon Steal
Diameter	2 in M

Jumlah	1 buah

Tabel 5.31 Spesifikasi Alat *Niagara Filter*

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	H-310
Fungsi	Untuk menyaring bleaching earth dan impurities
	lain dari proses sebelumnya dengan Niagara Filter
Leaf area digunakan	320 ft^2
Harga	84000 US$
Tank Diameter	48 in
Jumlah Leaf	15 buah
Jarak antar Leaf	3 in
Max. cake	30 ft^3
Approx. Overall Height	6,8 ft

Tabel 5.32 Spesifikasi Alat Pompa

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	L-312
Fungsi	Untuk mengalirkan bahan BPO dari Niagara Filter H-310 menuju Tangki Sementara F-313
Harga	8000 US$

Tipe Alat	Centrifugal Pump
Kapasitas Pompa	0,005341 m^3/s
Power Pompa	0,2 Hp
Ukuran pipa	
D Nominal	3,5 in
ID	3,548 in
OD	4 in
Schedule No.	40
Bahan	Commercial Steel
Jumlah	2 unit

Tabel 5.33 Spesifikasi Alat Tangki Hasil Filtrasi

Spesifikasi	Keterangan			
No. Kode	F-313			
Fungsi	Untuk penampungan sementara hasil filtrasi dan menjaga agar tidak tengik			
Kapasitas	19,26	m^3/ jam		
Harga	38000	US$		
Bentuk	Silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head			
Pengelasan	Double welded butt joint			
Bahan	Carbon Steel, SA-240, grade A			
Jumlah	1	buah		
P_{design}	20,67	psi		
Diameter dalam tangki	95,5	in	7,958	ft
Diameter luar tangki	96	in	8	ft
Tinggi liq di tangki	181,7	in	15,14	ft
Tinggi silinder	143,3	in	11,95	ft
Tinggi tutup atas	19,44	in	1,62	ft
Tinggi tangki	182,2	in	15,19	ft
Tebal silinder	0,25	in	0,021	ft
Tebal tutup atas	0,25	in	0,021	ft
Pengaduk :				
Jenis pengaduk	Flat six-blade open turbine			
Power motor	0,091	hp		
Jaket pemanas :				
Diameter dalam jaket	97,25	in	8,104	ft
Diameter luar jaket	97,62	in	8,135	ft
Volume jaket	2,8	ft^3		
P_{desain}	16,47	psig		

Tabel 5.34 Spesifikasi Alat Pompa

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	L-411

Fungsi	Untuk mengalirkan bahan BPO dari Tangki Sementara F-313 menuju Deodorizer D-410
Harga	8000 US$
Tipe Alat	Centrifugal Pump
Kapasitas Pompa	0,005349 m^3/s
Power Pompa	2,8 Hp
Ukuran pipa	
D Nominal	3,5 in
ID	3,548 in
OD	4 in
Schedule No.	40
Bahan	Commercial Steel
Jumlah	1 unit

Tabel 5.35 Spesifikasi Alat *Heat Exchanger*

Spesifikasi	**Keterangan**
No. Kode	E-412
Fungsi	Untuk memanaskan BPO dari tangki penyimpanan sebelum menuju proses degumming
Harga	55000 US$

Tipe	3-6 Shell and Tube Heat Exchanger
Bahan Konstruksi	SA-240 grade M tipe 316
a) Bagian Shell	
ID	33 in
Passes	1,25
Baffle spacing	6,6 in
b) Bagian Tube	
Number and length	454 & 16 in
OD	1
BWG	18 BWG
Pitch	1,25 in square
Passes	8
Jumlah	3 unit

Tabel 5.36 Spesifikasi Alat *Heat Exchanger*

Spesifikasi	**Keterangan**
No. Kode	E-413
Fungsi	Untuk memanaskan BPO dari tangki penyimpanan sebelum menuju proses degumming

Harga	50000 US$
Tipe	3-6 Shell and Tube Heat Exchanger
Bahan Konstruksi	SA-240 grade M tipe 316
a) Bagian Shell	
ID	21,25 in
Passes	1
Baffle spacing	4,25 in
b) Bagian Tube	
Number and length	302 & 16 in
OD	1,25
BWG	18 BWG
Pitch	1,563 in square
Passes	2
Jumlah	3 unit

Tabel 5.37 Spesifikasi Alat *Heat Exchanger*

Spesifikasi	Keterangan
Kode Alat	E-414
Fungsi	Menaikan Suhu CPO

Jenis	DPHE	
Harga	23000 US$	
Jumlah	1	
Bahan Konstruksi	*Carbon Steel SA-283 Grade C*	
Luas Area	211,827	ft^2
Outer pipe	3	IPS
Inner pipe	2	IPS
Length	20	ft
Jumlah *hairpin*	6	
Fouling factor	0,0025	$jam.ft^2.^oF/Btu$

Tabel 5.38 Spesifikasi Alat *Deodorizer*

Spesifikasi	**Keterangan**
No. Kode	D-410
Fungsi	Untuk menghilangkan bau dan warna, serta menurunkan kadar FFA pada BPO dengan menggunakan distilasi tray.
Harga	350000 US$
Jenis Kolom	Tray Distillation Column
Jenis Tray	Sieve Tray
Jumlah Tray	7 tray
Tray Spacing	24 in

Tinggi Kolom	28	ft
Diameter Kolom	4	ft
Jumlah	1	unit

Tabel 5.39 Spesifikasi Alat *Steam Ejector*

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	G-417
Fungsi	Untuk memberikan kondisi vakum dan menarik uap PFAD dari kolom Deodorizer D-410
Harga	5000 US$
Tipe	Steam Jet Ejector
Kapasitas	500 ft^3
Bahan konstruksi	Carbon Steal
Diameter	6 in
Jumlah	1 buah

Tabel 5.40 Spesifikasi Alat *Cooler*

Spesifikasi	Keterangan
Kode Alat	E-418
Fungsi	Menurunkan Suhu PFAD
Jenis	DPHE
Harga	6000 US$
Jumlah	1
Bahan Konstruksi	*Carbon Steel SA-283 Grade C*
Luas Area	44,162 ft^2
Outer pipe	2 IPS
Inner pipe	1,25 IPS
Length	12 ft
Jumlah *hairpin*	3
Fouling factor	0,00275 $jam.ft^2.^oF/Btu$

Tabel 5.41 Spesifikasi Alat Tangki PFAD

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	F-419
Fungsi	Penampungan PFAD
Kapasitas	160,11 m^3/jam
Harga	39500 US$
Bentuk	Silinder dengan tutup atas dan bawah standart dishead
Pengelasan	Double welded butt joint

Bahan	Carbon Steel, SA-283 Grade C			
Jumlah	1	buah		
P_{design}	15,442	psi		
Diameter dalam tangki	216	in =	18	ft
Diameter luar tangki	216	in =	18	ft
Tinggi liq dlm tangki	378,21	in =	31,52	ft
Tinggi silinder	312,79	in =	26,07	ft
Tinggi tutup atas	45	in =	3,75	ft
Tinggi tutup bawah	45	in =	3,75	ft
Tinggi tangki total	402,79	in =	33,57	ft
Tebal silinder	0,3125	in =	0,026	ft
Tebal tutup atas	0,25	in =	0,021	ft

Tabel 5.42 Spesifikasi Alat Pompa

Spesifikasi	**Keterangan**
No. Kode	L-415
Fungsi	Untuk mengalirkan bahan baku RBDPO dari Deodorizer D-410 menuju Tangki Sementara F-416

Harga	8000 US$
Tipe Alat	Centrifugal Pump
Kapasitas Pompa	0,005453 m³/s
Power Pompa	0,7 Hp
Ukuran pipa	
D Nominal	3,5 in
ID	3,54 in
OD	4 in
Schedule No.	40
Bahan	Commercial Steel
Jumlah	1 unit

Tabel 5.43 Spesifikasi Alat Tangki Penyimpanan RBDPO

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	F-416
Fungsi	Untuk menampung RBDPO dan dan menjaga agar CPO tidak tengik
Kapasitas	11,10 m^3
Harga	120000 US$

Bentuk	Silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk berbentuk dished head dengan coil pemanas			
Pengelasan	Double welded butt joint			
Bahan	Carbon Steel, SA-240, grade A			
Jumlah	2	buah		
P_{design}	15,66	psi		
Diameter dalam tangki	84,000	in	7	ft
Diameter luar tangki	84	in	7	ft
Tinggi liq dalam tangki	135,639	in	11,303	ft
Tinggi silinder	121,895	in	10,158	ft
Tinggi tutup atas	13,54	in	1,1282	ft
Tinggi tangki	135,433	in	11,286	ft
Tebal silinder	0,188	in	0,0156	ft
Tebal tutup atas	0,188	in	0,0156	ft
Coil				
Heat transfer Coefficient (Clean)	568,6633	Btu/ft^2.hr.^{o}F		
Heat transfer Coefficient (Dirt)	147,962	Btu/ft^2.hr.^{o}F		
Heat transfer surface Area	25,836	ft^2		

Tabel 5.44 Spesifikasi Alat Pompa

Spesifikasi	**Keterangan**

No. Kode	L-511
Fungsi	Untuk mengalirkan bahan baku RBDPO dari Tangki Sementara F-416 menuju Crystalllizer X-510
Harga	8000 US$
Tipe Alat	Centrifugal Pump
Kapasitas Pompa	0,004974 m^3/s
Power Pompa	0,2 Hp
Ukuran pipa	
D Nominal	3,5 in
ID	3,548 in
OD	4 in
Schedule No.	40
Bahan	Commercial Steel
Jumlah	1 unit

Tabel 5.45 Spesifikasi Alat Tangki *Crystallizer*

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	X-510

Fungsi	Untuk memisahkan antara olein (cair) dan stearin (padat) berdasarkan titik bekunya (freezing point)
Harga	16700 US$
Tipe Alat	Tangki silinder berpengaduk dengan coil pendingin
Kapasitas	5,60 m³
Bahan Kontruksi	Carbon Steel SA-283 Grade C
P_{design}	18,72 psi
Diameter dalam tangki	65,63 in = 5,469 ft
Diameter luar tangki	78 in = 6,5 ft
Tinggi liq dlm tangki	112,4 in = 9,364 ft
Tinggi silinder	91,82 in = 7,652 ft
Tinggi tutup atas	12,69 in = 1,057 ft
Tinggi tangki	207,6 in = 17,3 ft
Tebal silinder	0,188 in = 0,016 ft
Tebal tutup atas	0,188 in = 0,016 ft
Tipe head	Standard dishead (atap) & conical (bawah)
Dimensi Agitator	
Tipe	Flat six blade agitator open turbine
Power motor	0,03 hp
Dimensi Coil	

Ukuran coil	0,75	in	(sch 40)
Tinggi coil	48	in	(dengan = 25 lilitan)
Jumlah	4	unit	

Tabel 5.46 Spesifikasi Alat Pompa

Spesifikasi	**Keterangan**
No. Kode	L-512
Fungsi	Untuk mengalirkan bahan baku Olein dan Staerin dari Crystalllizer X-510 menuju Filter Press H-520
Harga	8000 US$
Tipe Alat	Centrifugal Pump
Kapasitas Pompa	0,004713 m^3/s
Power Pompa	0,2 Hp
Ukuran pipa	
D Nominal	3,5 in
ID	3,548 in
OD	4 in
Schedule No.	40

Bahan	Commercial Steel
Jumlah	4 unit

Tabel 5.47 Spesifikasi Alat Pompa

Spesifikasi	**Keterangan**
No. Kode	L-521
Fungsi	Untuk mengalirkan produk Olein dari Filter Press H-520 menuju Tangki Penyimpanan Olein F-522
Harga	8000 US$
Tipe Alat	Centrifugal Pump
Kapasitas Pompa	0,003634 m^3/s
Power Pompa	0,2 Hp
Ukuran pipa	
D Nominal	3,5 in
ID	3,548 in
OD	3,5 in
Schedule No.	40
Bahan	Commercial Steel

Jumlah	2	unit

Tabel 5.48 Spesifikasi Alat Tangki Penyimpanan Olein

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	F-522
Fungsi	Untuk menyimpan produk olein
Harga	200000 US$
Tipe Tangki	Tangki silinder tegak atap standard dishead & bawah datar
Bahan Kontruksi	Carbon Steel SA 283 Grade C
Kapasitas tangki	2200,16 m^3
Tinggi tangki	54 ft
Diameter tangki	45 ft
Tebal Shell/course	
Course 1	0,669175 in
Course 2	0,60757 in
Course 3	0,545965 in
Course 4	0,484361 in
Course 5	0,422756 in

Course 6	0,361151	in
Course 7	0,299547	in
Course 8	0,237942	in
Course 9	0,176337	in
Tebal Head (atas)	0,556758	in
Tebal Head (bawah)	8,687924	in
Tinggi Head tangki	76,01915	in
Jumlah	1	unit

(halaman ini sengaja dikosongkan)

BAB VI
ANALISA EKONOMI

Analisa ekonomi merupakan salah satu parameter apakah suatu pabrik tersebut layak didirikan atau tidak. Untuk menentukan kelayakan suatu pabrik secara ekonomi, diperlukan perhitungan bahan baku yang dibutuhkan dan produk yang dihasilkan menurut neraca massa yang telah tercantum dalam Bab 4. Harga peralatan untuk proses berdasarkan spesifikasi peralatan yang dibutuhkan seperti yang tercantum dalam appendiks C dihitung berdasarkan pada neraca massa dan energi. Selain yang tersebut diatas, juga diperlukan analisa biaya yang diperlukan untuk beroperasi dan utilitas, jumlah dan gaji karyawan serta pengadaan lahan untuk pabrik

VI.1 Pengelolaan Sumber Daya Manusia

VI.1.1 Bentuk Badan Perusahaan

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

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

VI.1.2 Sistem Organisasi Perusahaan

Sistem organisasi perusahaan ini adalah garis dan staf. Alasan pemakaian sistem ini adalah:

- Biasa digunakan untuk organisasi yang cukup besar dengan produksi yang terus menerus
- Terdapat kesatuan pimpinan dan perintah, sehingga disiplin kerja lebih baik
- Masing-masing kepala bagian/manager secara langsung bertanggung jawab atas aktivitas yang dilakukan untuk mencapai tujuan
- Modal perusahaan dapat lebih mudah diperoleh yaitu dari penjualan saham maupun dari pinjaman
- Kekayaan pemegang saham terpisah dari kekayaan perusahaan, sehingga kekayaan pemegang saham tidak menentukan modal perusahaan

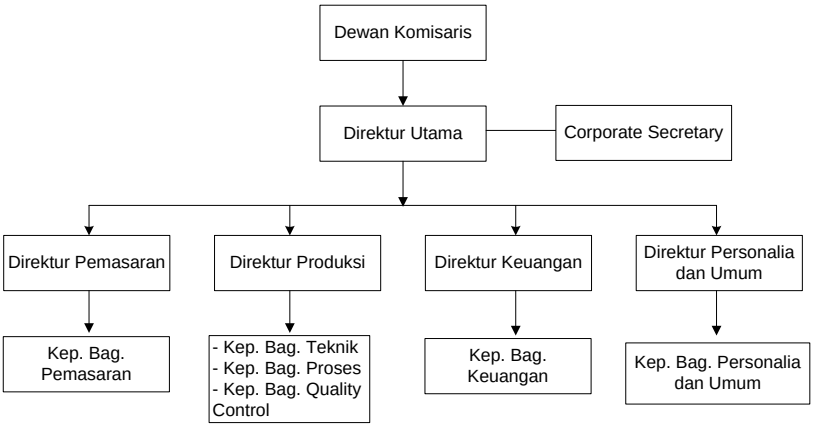
Terdapat dua komponen utama dalam organisasi garis dan staf, yaitu:

- Pimpinan

  Tugas pimpinan secara garis besar adalah :

  a. Membuat rencana kerja yang terperinci dengan koordinasi para staff.
  b. Melakukan pengawasan pelaksanaan kerja dari berbagai bagian dalam pabrik.
  c. Meninjau secara teratur pelaksanaan pekerjaan di tiap–tiap bagian dan memberikan bimbingan serta petunjuk di dalam pelaksanaan pekerjaan.
  d. Melaporkan kepada direksi tentang hal–hal yang terkait dengan pengelolaan pabrik.
  e. Mewakili pabrik dalam perundingan dengan pihak lain.

- Staf (Pembantu Pimpinan)
  - Suatu badan yang terdiri dari para tenaga ahli yang membantu pemimpin dan yang menjalankan kebijaksanaan perusahaan.
  - Staf merupakan suatu tim yang utuh dan saling membantu dan saling membutuhkan, setiap permasalahan yang ada dipecahkan secara bersama.



Gambar 6.1 Struktur Organisasi Perusahaan

VI.1.3 Struktur Organisasi Perusahaan

Pembagian kerja dalam organisasi ini adalah :

1. Dewan Komisaris

   Dewan Komisaris bertindak sebagai wakil dari pemegang saham.

   Tugas dewan komisaris :

   - Mengawasi direktur dan berusaha agar tindakan direktur tidak merugikan perseroan

- Menetapkan kebijaksanaan perusahaan
- Mengadakan evaluasi/pengawasan tentang hasil yang diperoleh perusahaan
- Memberikan nasehat kepada direktur bila direktur ingin mengadakan perubahan dalam perusahaan.

2. Direktur Utama

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

   Tugas direktur:

   - 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
   - Mempertanggung jawabkan kepada dewan komisaris, segala pelaksanaan dari anggaran belanja dan pendapatan perusahaan
   - Menentukan kebijakan keuangan

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

3. Direktur Pemasaran

   Direktur pemasaran bertugas membantu direktur utama dalam pelaksanaan tugasnya yang berhubungan dengan pemasaran.

Tugas Direktur Pemasaran:

- Membantu direktur utama 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 bawahannyauntuk mengadakan tugas masing-masing.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Utama.

4. Direktur Produksi

   Direktur produksi bertugas membantu direktur utama dalam pelaksanaan tugasnya yang berhubungan dengan operasi produksi pabrik.

   Tugas Direktur Produksi:

   - Membantu direktur utam 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.

5. Direktur Keuangan
   Direktur keuangan yang bertugas membantu direktur utama dalam pelaksanaan tugasnya,yang berhubungan dengan hal keuangan dan pembukuan perusahaan.
   Tugas Direktur Keuangan:
   - Membantu direktur utama 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.

6. Direktur Personalia dan Umum
   Direktur Personalia dan Umum yang bertugas membantu direktur utama dalam pelaksanaan tugasnya yang berhubungan dengan personalia dan umum.
   Tugas Direktur Personalia dan Umum:
   - Membantu direktur utama 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 bawahannyauntuk mengadakan tugas masing-masing.
   - Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Utama.

7. Kepala Bagian Pemasaran
   Bagian ini bertugas mengusahakan agar hasil-hasil produksi dapat disalurkan dan didistribusikan secara tepat agar harga jual terjangkau dan mendapat keuntungan optimum. Bagian ini meliputi pemasaran dan iklan.

8. Kepala Bagian Proses
   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.

9. Kepala Bagian Teknik
   Direktur teknik yang bertugas membantu direktur dalam pelaksanaan tugasnya, yang berhubungan dengan operasi pabrik dalam hal operasi peralatan, pemeliharaan peralatan, dan pengadaan logistik untuk operasi pabrik.

10. Kepala Bagian Quality Control
    Bagian Quality Control bertugas mengontrol kualitas produk, bagian ini juga bertugas meneliti dan mengembangkan penggunaan bahan baku serta produksi yang lebih baik dan lebih ekonomis.

11. Kepala Bagian Keuangan
    Bagian keuangan bertugas atas keuangan dan transaksi perusahaan. Bagian pembukuan bertugas atas pemeliharaan administrasi keuangan, penghitungan pajak dan pembukuan perusahaan.

12. Kepala Bagian Personalia dan Umum

Bagian ini bertugas bidang kepegawaian, fasilitas bagi karyawan, peningkatan mutu karyawan, pelayanan terhadap masyarakat maupun karyawan serta keamanan pabrik.

VI.1.4 Perincian Jumlah Tenaga Kerja

Jumlah karyawan yang dibutuhkan untuk proses produksi Pabrik CPO dan PKO dari kelapa sawit diuraikan sebagai berikut:
Penentuan Jumlah Karyawan Operasional
Kapasitas produksi CPO dan PKO = 279 ton/jam
Berdasarkan *Figure VI.35 Vilbrandt*, hal 235 diperoleh:

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

dimana:

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

P = Kapasitas produk (ton/hari)

Maka,

$M = 15{,}2 \times (279)^{0{,}25} = 62{,}12$ pekerja-jam/(hari)(tahapan proses)

Dalam pabrik ini ada 4 tahapan proses. Setiap karyawan operasi bekerja selama 8 jam per hari dan ada 3 shift setiap harinya. Maka jumlah karyawan operasi yang dibutuhkan sebanyak 99 pekerja/hari.

VI.1.5 Status Karyawan dan Pengupahan

Sistem pengupahan karyawan dibedakan menurut status karyawan, tingkatan pendidikan dan besar kecilnya tanggung jawab/kedudukannya serta keahlian dan masa kerja. Menurut statusnya karyawan pabrik dapat digolongkan menjadi tiga golongan sebagai berikut .

a. Karyawan Tetap

   Karyawan tetap adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan surat keputusan (SK) direksi dan

mendapat gaji bulanan berdasarkan kedudukan, keahlian dan masa kerja.

b. Karyawan Harian

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

c. Pekerja Borongan

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

Tabel 6.1 Perincian Jumlah dan Gaji Karyawan

No	**Jabatan**	**Pendi-dikan**	**Gaji/bulan (Rp)**	**Jumlah karyawan**	**Total gaji/bulan (Rp)**
1	Dewan Komisaris	S2	35.000.000	1	35.000.000
2	Direktur utama	S1	55.000.000	1	55.000.000
3	Sekretaris	S1	5.000.000	1	5.000.000
4	Direktur Produksi	S1	30.000.000	1	30.000.000
5	Direktur Pemasaran	S1	30.000.000	1	30.000.000
6	Direktur Keuangan	S1	30.000.000	1	30.000.000
7	Direktur SDM	S1	30.000.000	1	30.000.000

8	Kepala Bagian				
	a. Kabag Proses	S1	15.000.000	1	15.000.000
	b. Kabag Q. Control	S1	15.000.000	1	15.000.000
	c. Kabag Promosi	S1	15.000.000	1	15.000.000
	d. Kabag Penjualan	S1	15.000.000	1	15.000.000
	e. Kabag Pembukuan	S1	15.000.000	1	15.000.000
	f. Kabag Keuangan	S1	15.000.000	1	15.000.000
	g. Kabag Kepegawaian	S1	15.000.000	1	15.000.000
	h. Kabag R & D	S1	15.000.000	1	15.000.000
9	Dokter	S1	5.000.000	2	10.000.000
10	Perawat	D3	3.800.000	2	7.600.000
11	Karyawan Proses	S1	4.500.000	30	135.000.000
12	Karyawan Proses	D3	3.500.000	50	175.000.000
13	Karyawan Q. Control	S1	4.500.000	6	27.000.000
14	Karyawan Q. Control	D3	3.500.000	5	17.500.000

15	Karyawan Penjualan	S1	4.500.000	9	40.500.000
16	Karyawan Penjualan	D3	3.500.000	7	24.500.000
19	Karyawan Pembukuan	S1	4.500.000	4	18.000.000
20	Karyawan Pembukuan	D3	3.500.000	2	7.000.000
21	Karyawan Keuangan	S1	4.500.000	4	18.000.000
22	Karyawan Keuangan	D3	3.500.000	3	10.500.000
23	Karyawan Kepegawaian	S1	4.500.000	5	22.500.000
24	Karyawan Kepegawaian	D3	3.500.000	2	7.000.000
25	Karyawan R & D	S1	4.500.000	5	22.500.000
26	Satpam	SMA	2.500.000	5	12.500.000
27	Office Boy	SMA	2.500.000	4	10.000.000

29	IT	S1	4.500.000	2	9.000.000
	Total			**162**	**909.100.000**

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 CPO dan PKO dari Kelapa Sawitini meliputi,

1. Air, berfungsi sebagai sanitasi, air pendingin, dan air untuk feed boiler.
2. Steam, digunakan untuk keperluan turbin sebagai pembangkit listrik dan pemanas heater.
3. Listrik, berfungsi sebagai tenaga penggerak dari peralatan proses maupun penerangan.
4. Bahan bakar, berfungsi untuk bahan bakar boiler dan generator.

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

VI.2.1 Unit Pengolahan Air

Kebutuhan air untuk pabrik diambil dari air sungai, dimana sebelum digunakan air sungai perlu diolah lebih dulu, agar tidak mengandung zat-zat pengotor, dan zat-zat lainnya yang tidak layak untuk kelancaran operasi. Air pada pabrik CPO dari Tandan Buah Segar ini digunakan untuk kepentingan :

- Air sanitasi, meliputi laboratorium dan karyawan
  Untuk unit penghasil air sanitasi diperlukan peralatan sebagai berikut : pompa air sungai, bak pra sedimentasi, bak koagulasi, dan flokulasi, tangki tawas, bak pengendap, bak penampung, pompa sand filter, tangki, bak

penampung air bersih, bak penampung air sanitasi, tangki desinfektan, dan pompa air untuk sanitasi.

- Air proses, meliputi : air proses, air pendingin dan air umpan boiler

  Pada unit pengolahan air ini, peralatan yang digunakan meliputi : pompa air boiler, bak pendingin, kation-anion exchanger.

VI.2.2 Unit Penyediaan Steam

Steam yang dibutuhkan untuk proses dihasilkan dari boiler. Kebutuhan steam digunakan sebagai pemanas di reboiler dan sebagian besar dipakai untuk menggerakkan turbin untuk menghasilkan listrik, karena kebutuhan *back-up* jika sewaktu-waktu *supply* listrik dari PLN terhambat. Peralatan yang dibutuhkan untuk pembangkit steam yaitu boiler.

VI.2.3 Unit Pendingin

Unit penyediaan air bertugas untuk memenuhi kebutuhan air ditinjau dari segi panas. Penggunaan air sebagai media pendingin pada alat perpindahan panas dikarenakan faktor berikut.

- Air dapat menyerap jumlah panas yang tinggi per satuan volume
- Air merupakan materi yang mudah didapat dan relatif murah
- Tidak mudah mengembang atau menyusut dengan adanya perubahan suhu
- Mudah dikendalikan dan dikerjakan
- Tidak mudah terdekomposisi

Syarat air pendingin adalah tidak boleh mengandung :

a. Hardness : yang memberikan efek pada pembentukan kerak
b. Besi : penyebab korosi

c. Silika : penyebab kerak
d. Minyak : dapat menyebabkan turunnya heat transfer

Pada air pendingin ditambahkan zat kimia yang bersifat menghilangkan kerak, lumut, jamur, dan korosi.

VI.3 Analisa Ekonomi

Analisa Ekonomi dimaksudkan untuk dapat mengetahui apakah suatu pabrik yang direncanakan layak didirikan atau tidak. Uutuk itu 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 Even Point* / BEP)

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

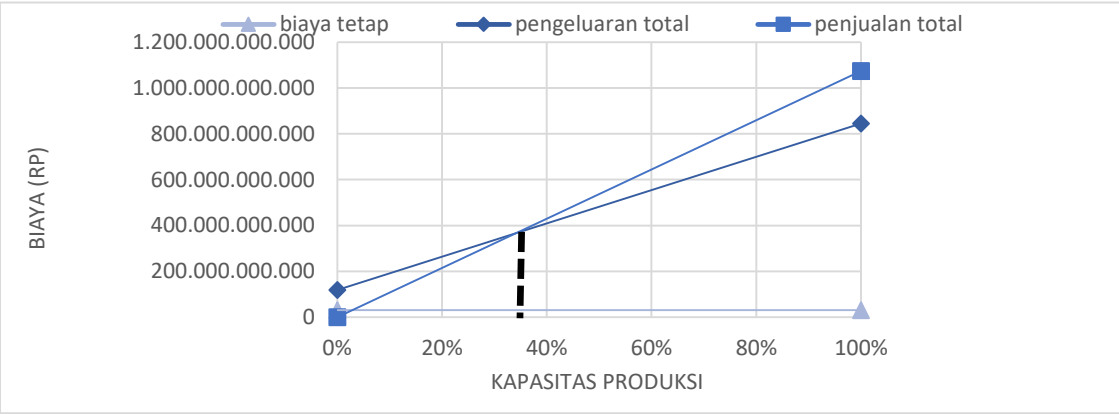
Dari hasil perhitungan pada Appendiks D, didapatkan harga IRR= 30,5%.Harga i yang diperoleh lebih besar dari harga i untuk bunga pinjaman yaitu 9,75% per tahun. Dengan harga IRR= 30,5% yang didapatkan dari perhitungan menunjukkan bahwa pabrik ini layak didirikan dengan kondisi tingkat bunga pinjaman 9,75% per tahun.

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

Dari perhitungan yang dilakukan pada Appendiks D didapatkan bahwa waktu pengembalian modal minimum adalah 3,98 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 Even Point / BEP)

Analisa titik impas digunakan untuk mengetahui besarnya kapasitas produksi dimana biaya produksi total sama dengan hasil penjualan. Biaya tetap (FC) dan Biaya variabel (VC), Biaya semi variabel (SVC) dan biaya total tidak dipengaruhi oleh kapasitas produksi. Dari perhitungan yang dilakukan pada Appendiks D didapatkan bahwa Titik Impas (BEP) = 32,83%.



Gambar 6.2 Grafik Break Event Point pada Pabrik CPO dan PKO

(halaman ini sengaja dikosongkan)

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 : 92.070 Ton/Tahun
3. Bahan baku : 415.305.729 kg Tandan Buah Segar/Tahun
   : 415.305,729 Ton/Tahun
4. Masa konstruksi : 2 Tahun
5. Analisa Ekonomi :

IRR (Internal Rate of Return)	30,5%
POT (Pay Out Time)	3,98 Tahun
BEP(Break Even Point)	32,83 %

Dari hasil uraian diatas, dari segi teknis dan ekonomis, maka Pabrik Minyak Goreng dari Buah Kelapa Sawit layak untuk didirikan.

DAFTAR PUSTAKA

Alibaba. 2016. “Harga Barang Jual Beli”.www.alibaba.com/product-gs. Diakses 3 Januari 2018.

Anonim. 2019. “Program Pembangunan Perkebunan Provinsi Jambi 2019”. Jambi: Dinas Perkebunan Provinsi Jambi.

Browneel,L,e. Young, EH. 1959. “Process Equiepment Design”. New Delhi: Wiley Eastern Limited.

Christie J. Geankoplis. 1978.” Transport Process and Unit Operations “, 3-ed, Boston: Allyn and Bacon, Inc

Davies, R.M. 2015. “Physical and Mechanical Properties of Palm Fruit, Kernel and Nut”. Nigeria: Department of Agricultural and Environmental Engineering, Niger Delta University, Wilberforce Island, Amassoma, Bayelsa State, Nigeria.

Gapki. 2014. “Buku Mengenal Minyak Sawit Dengan Beberapa Karakter Unggulnya”. Indonesian Palm Oil Association.

Hidayati, Dian. 2016. “Analisis Termal Pada Sterilizer Crude Palm Oil di PT. BOMA BISMA INDRA”. Surabaya : Jurusan Teknik Mesin, Institut Teknologi Sepuluh Nopember.

Hui, Y. H.1996. “BAILEY’S Industrial Oil and Fat Producat, Volume 1, 2, 4”. Canada: John Wiley and Sons.

J. S. Alakali, dkk. 2010. “Specific Heat Capacity of Crude Palm Oil”. Canada: University of Agriculture Makurdi.

John Inyang, dkk. 2018. “A Model to Manage Crude Palm Oil Production System”. Malaysia: Department of Mechanical and Manufacturing Engineering, Faculty of Mechanical Engineering, Universiti Malaysia Sarawak, 94300 Kota Samarahan, Sarawak , Malaysia.

Kern, Donald. 1950. “Process Heat Transfer”. New York: McGraw-Hill Book Company.

Kusnarjo. 2010. “Desain Bejana Bertekanan “. Surabaya: ITS press.

Ludwig, E. 1969. “Applied Process Designfor Chemical and Petrochemical Plant, volume 1”. Texas: Gulg Publishing Company.

Peters, Max S. and Timmerhaus, Klaus D., 1991 “Plant Design and Economic for Chemical Engineering 4-ed”, International Edition. Singapore: McGraw-Hill Book Co. Singapore

Perry, H. Robert. 1997. “Chemical Engineering Handbook 7th”. New York: McGraw-Hill

Naibaho, P.M. 1996. “Teknologi Pengolahan Kelapa Sawit”. PusatPenelitianKelapaSawit. Medan.

Nasution, M. A, dkk. 2014. “Analysis of Palm Biomass as Electricity from Palm Oil Mills in North Sumatera”. Medan: Elsevier Ltd

Ropandi, Mamat. 2019. “Palm Oil Engineering Bulletin”. Malaysia: Malaysian Palm Oil Board

Sibuea, Ishman L. 2013. “Buku Saku Panduan Pengolahan Kelapa Sawit PT Perkebunan Nusantara II”. Tanjung Morawa: PT Perkebunan Nusantara II

Sitepu, Tekad. 2011. “Analisa Kebutuhan Uap Pada Sterilizer Pabrik Kelapa Sawit Dengan Lama Perebusan 90 Menit”. Sumatera Utara: Departemen Teknik Mesin Fakultas Teknik Universitas Sumatera Utara.

Ulrich, G. D. 1984. ” *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economic”*. New York: John Wiley and Sons.

Sumber informasi lain:

Badan Pusat Statistik

https://www.chempro.in/

Setjen Pertanian