

INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA



PRA DESAIN PABRIK
“CRUDE PALM OIL (CPO) DAN PALM KERNEL OIL (PKO) DARI BUAH KELAPA SAWIT”

Disusun Oleh :

Aryo Afdiwibowo
NRP. 0221154000054

Akhmad Zuhdy Rizaldy
NRP. 02211540000103

Pembimbing :

Dr. Tantular Nurtono, ST., M.Eng

NIP. 1972 05 20 1997 02 1001

Prof. Dr. Ir. Sugeng Winardi, M.Eng

NIP. 1952 09 16 1980 03 1002

**LABORATORIUM TEKNOLOGI MEKANIKA FLUIDA DAN
PENCAMPURAN
SURABAYA**

2019

LEMBAR PENGESAHAN

Pra Desain Pabrik dengan Judul :

“PRA-DESAIN PABRIK CRUDE PALM OIL (CPO) DAN PALM KERNEL OIL (PKO) 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 :

Aryo Afdiwibowo
Akhmad Zuhdy Rizaldy

NRP. 0221154000054
NRP. 02211540000103

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Penelitian :

1. Dr. Tamtular Nurtono, ST, M.Eng
(Pembimbing I)
2. Prof. Dr. Ir. Sugeng Winardi, M.Eng
(Pembimbing II)
3. Dr. Ir. Susianto, DEA
(Penguji I)
4. Dr. Firman Kurniawansyah, ST, M.Eng
(Penguji II)
5. Dr. Siti Machmudah, ST., M.Eng
(Penguji III)


.....

.....

.....

.....

.....



RINGKASAN

Kelapa sawit (*Elaeis guineensis*) adalah tanaman yang berasal dari Nigeria, Afrika Barat. Tanaman ini berkeping satu yang termasuk famili *Palmae*, genus *Elaeis* berasal dari bahasa Yunani, sedangkan nama spesies *guineensis* berasal dari kata *Guinea*, yaitu tempat dimana seorang ahli bernama Jacquin menanam tanaman kelapa sawit pertama kali di pantai Guinea. Kelapa sawit dapat tumbuh dengan baik pada daerah beriklim tropis dengan curah hujan 2000 mm/tahun dan kisaran suhu 22–32°C. Saat ini, minyak sawit tumbuh sebagai hibrida di banyak belahan dunia, termasuk Asia Tenggara dan Amerika Tengah.

Komoditi minyak sawit merupakan salah satu dari 13 jenis minyak nabati dunia dan menurut World Oil (1995) secara keseluruhan produksi dan konsumsi minyak nabati dunia pada abad 21 perlu harus dikaji dan dikembangkan untuk upaya peningkatan efisiensi pada setiap sub sistem agribisnis pengolahan Tandan Buah Segar (TBS) menjadi minyak sawit *Crude Palm Oil* (CPO) dan *Palm Kernel Oil* (PKO) yang merupakan salah satu agribisnis yang sangat menentukan kemampuan daya saing pemasaran minyak dan kernel sawit. Kebijakan pemerintah dalam hal menggunakan pembangunan Perkebunan Rakyat atau Perkebunan Inti Rakyat (PIR) sehingga di dukung dan ditunjang oleh perkebunan besar.

Pabrik Kelapa Sawit ini mengacu pada salah satu pabrik kelapa sawit yang ada di Indonesia yaitu PT. Siringo-Ringo. Pabrik tersebut berlokasi di Desa Bandar Kumbang Kecamatan Bilah Barat, Kab. Labuhanbatu, Sumatera Utara. Pabrik ini mempunyai luas perkebunan sebesar 8 ha. Dengan kapasitas produksi sebesar 60 ton/jam. Sehingga pabrik kelapa sawit tersebut menjadi *refrensi* dalam pembangunan pabrik kelapa sawit baru. Pabrik Kelapa sawit ini telah beroperasi sejak tahun 1991. Pemilihan lokasi pabrik ini berkaitan dengan ketersediaan bahan baku utama yang mudah diperoleh karena menurut data BPS provinsi Sumatera Utara merupakan salah satu provinsi dengan areal perkebunan kelapa sawit yang luas di Indonesia Luas tanaman kebun kelapa sawit rakyat di Sumatera Utara pada tahun 2017 sebesar 4.756.272 ha. Kabupaten Asahan merupakan pusat perkebunan kelapa sawit rakyat di Sumatera Utara. Di daerah ini terdapat 856,129 ha kebun sawit rakyat atau 18 persen dari seluruh perkebunan kelapa sawit rakyat Sumatera Utara.

Bahan baku Tandan Buah Segar (TBS) yang digunakan memiliki komposisi buah sawit sebesar 77%, dan tandan kosong 23%. Buah sawit memiliki komponen mesocarp sebesar 78,4% yang terdiri dari minyak 77,4%, air 10%, dan serat 12,6%. Selain itu buah sawit juga mengandung cangkang sebesar 12,6% dan inti buah sebesar 9%. Untuk tandan

kosong itu sendiri mempunyai komposisi tandan kosong sebesar 70% dan lumpur sebesar 30

Kapasitas produksi kelapa sawit direncanakan sebesar 158.400 Ton/tahun. Perencanaan ini berdasarkan jumlah lahan yang dimiliki oleh pabrik. Dalam pemenuhan kapasitas tahunan, pabrik akan beroperasi kontinyu 8 jam per hari selama 330 hari. Untuk memproduksi CPO sebesar 72.179 ton/tahun diperlukan bahan baku TBS 158.400 ton/tahun. Selain CPO, pabrik ini juga menghasilkan produk berupa *Palm Kernel Oil* (PKO) yang dihasilkan sebanyak 7.923 ton/tahun.

Proses pembuatan CPO dapat diuraikan menjadi 7 tahapan proses, yaitu Penyiapan bahan baku, pengepresan buah kelapa sawit menjadi CPO, pemurnian produk CPO, pengepresan biji kelapa sawit menjadi PKO, pemurnian PKO, dan penyimpanan produk.

Proses awal dimulai dengan penyiapan bahan baku TBS yang diambil dari perkebunan sawit. TBS yang sudah diangkut oleh truck ditempatkan di *loading ramp*. Tandan Buah Segar dari *loading ramp* ini kemudian dimasukkan kedalam lori-lori yaitu tempat meletakkan buah kelapa sawit untuk proses perebusan yang berkapasitas 3,75 ton Tandan Buah Segar pada setiap lorinya. Tandan Buah Segar yang dimasukkan kedalam lori dengan membuka pintu *loading ramp* yang diatur dengan sistem hidrolis. Pengolahan kelapa sawit menjadi CPO diawali dengan proses perebusan TBS ke dalam *sterilizer* bertipe *horizontal tank*. Dalam *sterilizer* TBS diberikan panas oleh *steam*. Pada proses pemanasan TBS di alat *sterilizer* dihasilkan limbah *pome*. Dimana limbah *pome* tersebut akan dimanfaatkan untuk pabrik biogas. Kemudian buah yang telah masak dimasukkan ke dalam *thresher* untuk proses pemisahan antara tandan kosong dan daging buah sawit. Dari tempat tersebut buah sawit yang terpisah dari tandan kosong dimasukkan ke *digester* dan diaduk sedemikian rupa sehingga sebagian besar daging buah sudah terlepas dari biji.

Selanjutnya proses pengadukan dan pelumatan buah lebih lanjut akan menghasilkan bubur buah yang mengandung minyak. Minyak bebas dibiarkan keluar secara kontinu melalui lubang dasar *digester*. Massa yang keluar dari *digester* diperas dalam *screw press* pada tekanan 30-50 Bar dengan kondisi *screw press* bersuhu 90-95°C. Setelah proses pengepresan untuk selanjutnya adalah proses penyaringan memakai *vibrating screen I* bertujuan untuk memisahkan *Non-oil Solid* (NOS) yang berukuran besar seperti serabut, pasir, tanah, kotoran-kotoran lain yang terbawa dengan minyak.

Minyak yang keluar dari *vibrating screen I* ke *crude oil tank* untuk ditampung sementara sebelum dipompakan ke stasiun pemurnian. Sedangkan kotoran kasar berupa fiber dibawa menuju *depricarper*. Dari sini minyak dipompakan ke *cylinder setting tank* untuk

mengendapkan lumpur, pasir, dengan perbedaan berat jenisnya dan waktu pengendapannya, maka minyak yang mempunyai densitasnya lebih ringan, maka akan terapung ke permukaan bagian atas CST. Minyak dari CST menuju ke *pure oil tank* untuk ditampung sementara waktu, sebelum dialirkan ke *oil purifier*. Minyak yang keluar dari *oil purifier* masih mengandung air, maka untuk mengurangi kadar air tersebut, minyak melalui pompa *oil purifier* dipompakan ke *vacum dryer* dengan tipe *spray dryer*. *Sludge* yang masih mengandung minyak pada bagian CST di alirkan ke *sludge oil tank* untuk pengendapan lumpur, *sludge* kembali dan dipanaskan dengan suhu 80-90 °C. Dengan menggunakan sistem *coil* untuk memudahkan pemisahan lumpur, air dan minyak. Kotoran minyak yang berasal dari *sludge oil tank* dimasukkan ke *vibrating screen II* untuk disaring pengotor kasar (*solid*) dengan *liquid*. Untuk pengotor kasar akan dibawa menuju aliran *depricarper*. Sedangkan pengotor *liquid* akan dibawa ke bak penampung limbah *pome*.

Minyak setelah melalui alat pengering (*vacum dryer*) dengan mutu standar melalui pompa *oil transfer pump*, kemudian dipompakan ke *storage tank*, dengan suhu sampai 45-60° C. Setiap hari dilakukan pengujian mutu minyak sawit. Minyak yang dihasilkan dari daging buah ini berupa minyak kasar atau disebut juga *Crude Palm Oil (CPO)*

Selanjutnya pengolahan minyak inti sawit atau biasa disebut *Palm Kernel Oil (PKO)* melalui beberapa tahapan, tahap awal adalah ampas dari *screw press* yang terdiri dari serat dan biji yang masih menggempal masuk ke *screw conveyor*. Alat ini berfungsi memindahkan fiber dan kernel menuju ke alat pemisahan yang disebut *depericarper*. *Depericarper* adalah alat untuk memisahkan ampas dengan biji serta memisahkan biji dari sisa-sisa serabut yang masih melekat pada biji dengan bantuan 2 buah *blower* untuk mendorong atau menghempaskan serat ke atas yang kemudian akan masuk ke dalam *cyclone*. Serat (ampas) akan dipisahkan dari debu dan kotoran lain maupun mengurangi kadar air yang terdapat dalam ampas/serat dengan menggunakan *cyclone* untuk kemudian ampas/fiber yang diperoleh diproses untuk dijadikan *Pabrik Energi*.

Proses selanjutnya inti yang berasal dari *depricarper* dibawa oleh *belt conveyor* menuju ke *nut silo*, fungsi dari *nut silo* adalah untuk tempat pemeraman biji. Hal ini dilakukan untuk mengurangi kadar air sehingga lebih mudah dipecah dan inti lekang dari cangkangnya. *nut silo* juga berfungsi untuk menurunkan pengaruh *pectin* (yang berfungsi sebagai lem perekat) yang terdapat antara cangkang dan inti. Dari *nut silo* inti menuju ke *nut cracker* yakni dengan tipe *hammer mill* untuk memecah inti kernel sehingga inti terpisah dari cangkang. Biji yang masuk melalui bagian atas rotor akan mengalami gaya sentrifugal sehingga biji keluar dari rotor dan terbanting kuat yang menyebabkan inti pecah.

Selanjutnya ditampung pada *storage* untuk dicampur dengan air sebelum masuk ke dalam *hydro cyclone*, berfungsi sebagai alat pemisah inti dengan cangkang dengan menggunakan media air. Proses pemisahan ini secara basah dengan memanfaatkan berat jenis dari bahan yang dipisahkan diantara kedua bahan tersebut. Bagian yang ringan akan mengapung dan bagian yang berat akan tenggelam. Inti yang merupakan fraksi ringan akan dibawa ke *silo dryer* untuk mengurangi kadar air. Inti yang telah melalui proses pengeringan selanjutnya di press dalam *screw press* dengan tipe press roller mill. Cara kerjanya adalah bahan masuk melalui bagian tengah lalu kemudian 2 buah roller akan bergerak berlawanan arah sehingga menjepit bahan dan menjadi bahan hancur. Setelah didapat minyak PKO kemudian di murnikan dalam proses purifikasi.

Produk PKO setelah melalui alat *palm kernel oil purifier* dengan mutu standar melalui pompa oil transfer pump, kemudian dipompakan ke *storage Tank*.

Dari perhitungan analisa ekonomi, dengan harga jual CPO sebesar \$430.8 per ton dan harga PKO sebesar \$292.6 diperoleh *Internal Rate Return (IRR)* sebesar 35%. Dengan IRR tersebut mengindikasikan bahwa pabrik layak untuk didirikan dengan suku bunga 12% dan waktu pengembalian modal (*pay out period*) selama 2.9 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. 232.867.771.174 dan laba bersih yaitu sebesar Rp. 99.948.933.078. Sedangkan *Break Event Point (BEP)* yang diperoleh adalah sebesar 47.837%.

KATA PENGANTAR

Alhamdulillah Puji syukur kami panjatkan kepada Allah SWT yang atas rahmat dan kasih sayang-Nya, kami dapat menyelesaikan ” PRA DESAIN PABRIK CPO (*CRUDE PALM OIL*) DAN PKO (*PALM KERNEL OIL*) DARI BUAH KELAPA SAWIT”.

Tugas desain pabrik merupakan salah satu persyaratan yang harus dilalui mahasiswa Teknik Kimia ITS guna memperoleh gelar kesarjanaan. Tugas pra desain pabrik ini kami susun berdasarkan aplikasi ilmu pengetahuan yang terdapat dalam literatur buku maupun data internet, khususnya di Laboratorium Mekanika Fluida dan Pencampuran Teknik Kimia FTI-ITS. Selama penyusunan laporan ini, kami banyak sekali mendapat bimbingan, dorongan, serta bantuan dari banyak pihak. Untuk itu, kami ingin mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada :

1. Bapak Prof. Dr. Ir. Sugeng Winardi, M.Eng, selaku Dosen Pembimbing dan Kepala Laboratorium Mekanika Fluida dan Pencampuran, atas bimbingan dan saran yang telah diberikan.
2. Bapak Dr. Tantular Nurtono, ST. M.Eng, selaku Dosen Pembimbing atas bimbingan dan saran yang telah diberikan.
3. Bapak Kusdianto, ST., M.Sc.Eng. selaku dosen di Laboratorium Mekanika Fluida dan Pencampuran.
4. Ibu Dr. Lailatul Qadariah S.T., M.T., selaku koordinator Tugas Akhir dan Skripsi Departemen Teknik Kimia FTI-ITS Surabaya.
5. Bapak dan Ibu Dosen Pengajar serta seluruh karyawan Departemen Teknik Kimia FTI-ITS Surabaya.
6. Kedua orang tua kami yang selalu memberikan dukungan dan do'a.
7. Teman-teman di Laboratorium Mekanika Fluida dan Pencampuran yang telah memberikan saran dan turut membantu kami.
8. Seluruh pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu persatu, yang turut membantu kami.

Kami menyadari masih banyak hal yang perlu diperbaiki dalam Tugas Pra Desain Pabrik ini. Saran dan kritik yang membangun sangat kami harapkan.

Surabaya, 16 Januari 2019

Penyusun

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL	
LEMBAR PENGESAHAN	
RINGKASAN	i
KATA PENGANTAR.....	v
DAFTAR ISI	vi
DAFTAR GAMBAR.....	viii
DAFTAR TABEL	x
BAB I PENDAHULUAN	
I.1 Latar Belakang	I-1
I.2 Produksi Bahan Baku.....	I-4
I.3 Marketing Aspek.....	I-8
I.4 Prospek.....	I-10
I.5 Penggunaan Produk	I-11
I.6 Konsumsi	I-13
BAB II SELEKSI DAN URAIAN PROSES	
II.1 Tipe-Tipe Proses.....	II-1
II.2 Seleksi Proses.....	II-1
II.3Potensi dan Spesifikasi Bahan Baku.....	II-2
II.4 Uraian Proses	II-2
II.5 Target Produksi.....	II-13
BAB III NERACA MASSA.....	III-1
BAB IV NERACA ENERGI.....	IV-1
BAB V SPESIFIKASI ALAT	V-1
BAB VI ANALISA EKONOMI	VI-1
VI.1 Pengelolaan Sumber Daya	VI-1
VI.1.1 Bentuk Badan Perusahaan.....	VI-1
VI.1.2 Sistem Organisasi Perusahaan	VI-1
VI.1.3 Struktur Organisasi Perusahaan	VI-3
VI.1.4 Perincian Jumlah Tenaga Kerja	VI-7
VI.1.5 Status Karyawan dan Pengupahan	VI-8
VI.2 Utilitas	VI-9

VI.2.1 Unit Pengolahan Air	VI-9
VI.2.2 Unit Penyediaan Tenaga Listrik.....	VI-9
VI.2.3 Pendingin	VI-10
VI.3 Analisa Ekonomi.....	VI-10
VI.3.1 Laju Pengembalian Modal (<i>Internal Rate of Return / IRR</i>)	VI-10
VI.3.2 Waktu pengembalian modal minimum (<i>Pay Out Time / POT</i>) ...	VI-11
VI.3.3 Titik impas (<i>Break Even Point / BEP</i>).....	VI-11
BAB VII KESIMPULAN	VII-1
DAFTAR PUSTAKA	
APPENDIKS A PERHITUNGAN NERACA MASSA.....	A-1
APPENDIKS B PERHITUNGAN NERACA ENERGI.....	B-1
APPENDIKS C PERHITUNGAN SPESIFIKASI ALAT	C-1
APPENDIKS D ANALISA EKONOMI.....	D-1
LAMPIRAN	

DAFTAR GAMBAR

Gambar I.1	Data Penggunaan CPO untuk Industri di Dunia.....	I-3
Gambar I.2	Bagian Buah dan Jenis Buah Kelapa Sawit.....	I-5
Gambar I.3	Peta Wilayah Persebaran Kelapa Sawit di Indonesia.....	I-6
Gambar I.4	Peta Persebaran Luas Lahan dan Produski Kelapa Sawit di Indonesia	I-6
Gambar I.5	Peta Lokasi Provinsi Sumatera Utara	I-12
Gambar II.1	Diagram Blok Proses Minyak CPO dan PKO	II-1
Gambar II.2	Lori	II-4
Gambar II.3	Horizontal Sterilizer	II-5
Gambar II.4	Rotary Thresher Drum	II-5
Gambar II.5	<i>Digester</i>	II-6
Gambar II.6	<i>Screw Press Unit</i>	II-7
Gambar II.7	<i>Vibrating Screen</i>	II-8
Gambar II.8	<i>Oil Purifier</i>	II-9
Gambar II.9	<i>Depricarper</i>	II-10
Gambar II.10	<i>Nut Silo</i>	II-10
Gambar II.11	<i>Nut Crackerl</i>	II-11
Gambar II.12	<i>Hydrocylcone</i>	II-11
Gambar II.13	<i>Silo Dryer</i>	II-12
Gambar VI.1	Struktur Organisasi Perusahaan.....	VI-3
Gambar VI.2	<i>Break Event Point</i> pada Pabrik CPO dan PK.....	VI-11

DAFTAR TABEL

Tabel I.1	Luas Area Kelapa Sawit dan Produksi CPO Tahun 2010-2017	I-2
Tabel I.2	Daftar Negara Tujuan Ekspor Terbesar Minyak Kelapa Sawit tahun 2010-2014.....	I-4
Tabel I.3	Karakteristik Buah Kelapa Sawit	I-5
Tabel I.4	Volume dan Nilai Ekspor Minyak Sawit (CPO) 2010-2016	I-7
Tabel I.5	Proyeksi Luas Area Perkebunan Kelapa Sawit 2006-2025.....	I-8
Tabel II.1	Perbandingan Proses Pemisahan Minyak Kelapa Sawit	II-2
Tabel II.2	Pengaruh Kematangan Buah Terhadap Rendemen Minyak dan ALB	II-3
Tabel II.3	Standar Mutu Special Prime Bleach (SPB) dan Ordinary	II-13
Tabel III.1	Neraca Massa pada <i>Sterilizer</i>	III-1
Tabel III.2	Neraca Massa pada <i>Thresher</i>	III-2
Tabel III.3	Neraca Massa pada <i>Digester</i>	III-2
Tabel III.4	Neraca Massa pada <i>Screw Press</i>	III-3
Tabel III.5	Neraca Massa pada <i>Vibrating Screen</i>	III-4
Tabel III.6	Neraca Massa pada CST.....	III-4
Tabel III.7	Neraca Massa pada <i>Sludge Tank</i>	III-5
Tabel III.8	Neraca Massa pada <i>Vibrating Screen II</i>	III-5
Tabel III.9	Neraca Massa pada <i>Depricarper</i>	III-6
Tabel III.10	Neraca Massa pada <i>Cyclone</i>	III-6
Tabel III.11	Neraca Massa pada <i>oil purifier</i>	III-7
Tabel III.12	Neraca Massa pada <i>Vacuum Dryer</i>	III-8
Tabel III.13	Neraca Massa pada <i>Nut Silo</i>	III-8
Tabel III.14	Neraca Massa pada <i>Nut Cracker</i>	III-9
Tabel III.15	Neraca Massa Pada <i>Hydrocyclone Inlet Storage</i>	III-9
Tabel III. 16	Neraca Massa pada <i>Hydrocyclone</i>	III-10
Tabel III.17	Neraca Massa pada <i>Silo Dryer</i>	III-10
Tabel III.18	Neraca Massa pada <i>Screw Press</i>	III-11
Tabel III.19	Neraca Massa pada <i>Vibrating Screen III</i>	III-11
Tabel III.20	Neraca Massa pada <i>Oil Purifier</i>	III-12
Tabel IV.1	Neraca Energi pada Sterilizer.....	IV-1
Tabel IV.2	Neraca Energi Pada Digester.....	IV-2
Tabel IV.3	Neraca Energi pada <i>Cylindrical Setting Tank</i>	IV-2

Tabel IV.4	Neraca Energi pada <i>Sludge Tank</i>	IV-2
Tabel IV.5	Neraca Energi Pada <i>Oil Purifier</i>	IV-3
Tabel IV.6	Neraca Energi Pada <i>Nut Silo</i>	IV-3
Tabel IV.7	Neraca Energi Pada <i>Slurry Tank</i>	IV-3
Tabel IV.8	Neraca Energi pada <i>Cylindrical Settling Tank</i>	IV-4
Tabel IV.9	Neraca Energi Pada <i>Sludge Tank</i>	IV-4
Tabel IV.10	Neraca Energi pada <i>Silo Dryer</i>	IV-4
Tabel IV.11	Neraca Energi pada Barometrik Kondensor	IV-4
Tabel IV.12	Neraca Energi pada <i>Steam Jet Ejector</i>	IV-5
Tabel IV.13	Neraca Energi pada <i>CPO Storage</i>	IV-5
Tabel IV.14	Neraca Energi pada <i>KPO Storage</i>	IV-5
Tabel V.1	Spesifikasi Alat <i>Loading Ramp</i>	V-1
Tabel V.2	Spesifikasi Alat Lori	V-1
Tabel V.3	Spesifikasi Alat <i>Sterilizer</i>	V-2
Tabel V.4	Spesifikasi Alat <i>Hoisting Crane</i>	V-2
Tabel V.5	Spesifikasi Alat <i>Thresher</i>	V-3
Tabel V.6	Spesifikasi Alat <i>Belt Conveyor</i>	V-3
Tabel V.7	Spesifikasi Alat <i>Digester</i>	V-3
Tabel V.8	Spesifikasi Alat <i>Screw Press</i>	V-4
Tabel V.9	Spesifikasi Alat <i>Vibrating Screen I</i>	V-5
Tabel V.10	Spesifikasi Alat <i>Slurry Storage</i>	V-5
Tabel V.11	Spesifikasi Alat CST	V-6
Tabel V.12	Spesifikasi Alat <i>CST Storage</i>	V-7
Tabel V.13	Spesifikasi Alat Pompa CST	V-8
Tabel V.14	Spesifikasi Alat <i>Sludge Tank</i>	V-8
Tabel V.15	Spesifikasi Alat <i>Vibrating Screen II</i>	V-9
Tabel V.16	Spesifikasi Alat <i>Sludge Tank Storage</i>	V-9
Tabel V.17	Spesifikasi Alat Pompa <i>Storage Sludge Tank</i>	V-10
Tabel V.18	Spesifikasi Alat <i>Oil Purifier</i>	V-10
Tabel V.19	Spesifikasi Alat <i>Vacuum Dryer</i>	V-11
Tabel V.20	Spesifikasi <i>Steam Jet Ejector</i>	V-12
Tabel V.21	Spesifikasi Alat <i>Barometric Condensor</i>	V-12
Tabel V.22	Spesifikasi Alat Pompa <i>CPO Storage</i>	V-13
Tabel V.23	Spesifikasi Alat <i>CPO Storage</i>	V-13

Tabel V.24	Spesifikasi Alat <i>Screw Conveyor</i>	V-14
Tabel V.25	Spesifikasi Alat <i>Depricarper</i>	V-14
Tabel V.26	Spesifikasi Alat <i>Blower Depericarper</i>	V-15
Tabel V.27	Spesifikasi Alat <i>Fiber Cyclone</i>	V-15
Tabel V.28	Spesifikasi Alat <i>Belt Conveyor</i>	V-16
Tabel V.29	Spesifikasi Alat <i>Nut Silo</i>	V-16
Tabel V.30	Spesifikasi Alat <i>Heater Nut Silo</i>	V-17
Tabel V.31	Spesifikasi Alat <i>Blower Nut Silo</i>	V-17
Tabel V.32	Spesifikasi Alat <i>Nut Cracker</i>	V-18
Tabel V.33	Spesifikasi Alat <i>Belt Conveyor</i>	V-18
Tabel V.34	Spesifikasi Alat <i>Hydrocyclone inlet Storage</i>	V-18
Tabel V.35	Spesifikasi Alat <i>Hydrocyclone</i>	V-19
Tabel V.36	Spesifikasi Alat <i>Pompa Hydrocyclone</i>	V-19
Tabel V.37	Spesifikasi Alat <i>Silo Dryer</i>	V-20
Tabel V.38	Spesifikasi Alat <i>Blower Silo Dryer</i>	V-20
Tabel V.39	Spesifikasi Alat <i>Screw Press</i>	V-21
Tabel V.40	Spesifikasi Alat <i>Vibratng Screen III</i>	V-22
Tabel V.41	Spesifikasi Alat <i>PKO Purifier</i>	V-22
Tabel V.42	Spesifikasi Alat <i>PKO Storage</i>	V-22
Tabel VI.1	Perincian Jumlah dan Gaji Karyawan	VI-8

BAB I

PENDAHULUAN

I.1 Latar Belakang

Kelapa sawit (*Elaeis guineensis*) adalah tanaman yang berasal dari Nigeria, Afrika Barat. Tanaman ini berkeping satu yang termasuk famili *Palmae*, genus *Elaeis* berasal dari bahasa Yunani, sedangkan nama spesies *guineensis* berasal dari kata *Guinea*, yaitu tempat dimana seorang ahli bernama Jacquin menanam tanaman kelapa sawit pertama kali di pantai Guinea. Kelapa sawit dapat tumbuh dengan baik pada daerah beriklim tropis dengan curah hujan 2000 mm/tahun dan kisaran suhu 22–32°C. Saat ini, minyak sawit tumbuh sebagai hibrida di banyak belahan dunia, termasuk Asia Tenggara dan Amerika Tengah.

Buah sawit adalah sumber bahan baku CPO (*Crude Palm Oil*). CPO dihasilkan dari daging buah sawit (*Mesocarp*). Sedangkan PKO berasal dari *kernel* sawit. Sebuah alternatif sumber bahan baku potensial yang cukup banyak tersedia telah muncul, yaitu produk samping biomassa non-kelas pangan buah kelapa sawit dan produksi minyak sawit. Ini bukan sekedar menggunakan minyak dari buah kelapa sawit, melainkan mengkonversi seluruh biomassa yang diambil dari perkebunan kelapa sawit menjadi sumber energi terbarukan. Dengan menggunakan biomassa dari perkebunan maupun sisa pengolahan dari produksi minyak sawit (serat, kulit, efluen pabrik minyak sawit, minyak sisa, dsb).

.Minyak sawit atau minyak kelapa sawit adalah minyak yang didapatkan dari *mesocarp* buah pohon kelapa sawit, umumnya dari spesies *Elaeis guineensis*, dan sedikit dari spesies *Elaeis oleifera* dan *Attalea maripa*. Minyak sawit secara alami berwarna merah karena kandungan beta-karoten yang tinggi. *Crude Palm Oil* berbeda dengan *Palm Kernel Oil* yang dihasilkan dari inti buah yang sama. Minyak kelapa sawit juga berbeda dengan minyak kelapa yang dihasilkan dari inti buah kelapa (*Cocos nucifera*). Minyak sawit mengandung 41% lemak jenuh, minyak inti sawit 81% lemak jenuh, dan minyak kelapa 86% lemak jenuh.

Indonesia merupakan negara penghasil minyak kelapa sawit (CPO) terbesar di dunia. Sejauh ini, pemanfaatan kelapa sawit terbatas pada industri minyak goreng, ataupun diekspor secara langsung dalam bentuk CPO. Minyak kelapa sawit bisa digunakan sebagai bahan baku dalam pembuatan biodiesel. Dimana biodiesel itu sendiri merupakan bahan bakar alternatif pengganti solar yang dapat diperbaharui. Pertambahan jumlah populasi di dunia dan meningkatnya jenis kebutuhan manusia, mengakibatkan kebutuhan akan energipun semakin meningkat sehingga persediaan energi khususnya energi yang tidak dapat diperbaharui, *Unrenewable Energy*, semakin menipis, bahkan lama-kelamaan akan habis.

Tercatat dari tahun ke tahun perkembangan perkebunan kelapa sawit terus meningkat, seringin dengan peningkatan kebutuhan CPO (*Crude Palm Oil*) bagi industri di dalam maupun di luar negeri. Hal tersebut sesuai dengan **Tabel 1,1**, dimana pada tabel tersebut produksi CPO dan luas tanaman (Ha) untuk tiap tahunnya meningkat. Peningkatan luas lahan pengusaha kelapa sawit menjadi indikator bahwa kelapa sawit sangat menarik untuk diusahakan secara komersial, baik oleh perkebunan yang dikelola oleh negara maupun swasta, bahkan juga perkebunan rakyat. Peningkatan luasan kelapa sawit tertinggi dilakukan oleh perkebunan rakyat karena adanya dukungan pemerintah terhadap pengembangan kelapa sawit cukup baik.

Tabel I.1 Luas Area Kelapa Sawit dan Produksi CPO Tahun 2010-2017

Tahun	Luas Tanaman (Ha)				Produksi (Ton)
	PR	PBN	PBS	Jumlah	CPO
2010	3.387.257	631.520	4.366.617	8.385.394	21.958.120
2011	3.752.480	678.378	4.561.966	8.992.824	23.096.541
2012	4.137.620	683.227	4.751.868	9.572.715	26.015.518
2013	4.356.087	727.767	5.381.166	10.465.020	27.782.004
2014	4.422.365	729.022	5.603.414	10.754.801	29.278.189
2015	4.535.400	743.894	5.980.982	11.260.277	31.070.015
2016^{*)}	4.656.648	747.948	6.509.903	11.914.499	33.229.381
2017^{**)}	4.756.272	752.585	6.798.820	12.307.677	35.359.384

^{*)} : Sementara PR : Perkebunan Rakyat

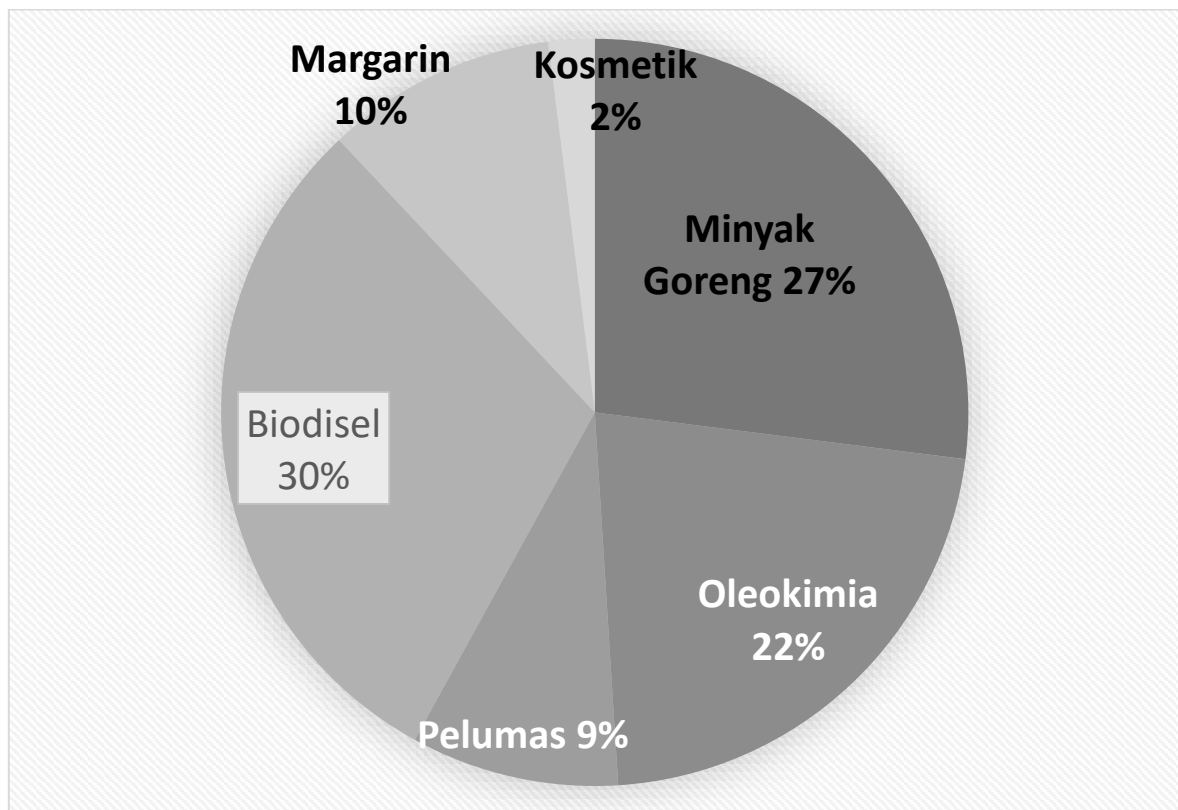
^{**)} : Estimasi PBN : Perkebunan Negara

PBS : Perkebunan Swasta

(Direktorat Jendral Perkebunan, 2017)

Hanya beberapa industri di Indonesia yang menunjukkan perkembangan secepat industri minyak kelapa sawit dalam 15 tahun terakhir. Pertumbuhan ini tampak dalam jumlah produksi dan ekspor dari Indonesia dan juga pertumbuhan luas area perkebunan sawit. Didorong oleh permintaan global yang terus meningkat dan keuntungan yang juga naik, budidaya kelapa sawit telah ditingkatkan secara signifikan baik oleh petani kecil maupun para pengusaha besar di Indonesia (dengan imbas negatif pada lingkungan hidup dan

penurunan jumlah produksi hasil-hasil pertanian lain karena banyak petani beralih ke budidaya kelapa sawit). Dalam segi penggunaan CPO saat ini digunakan sebagai bahan baku industri minyak goreng (27%), oleo kimia (22%), margarine (10%), produksi biodiesel (30%), pelumas (9%) dan kosmetik (2%) seperti yang ada pada **Gambar 1.1.** (*Europe Economic*, 2014)



Gambar I.1 Data Penggunaan CPO untuk industri di Dunia

(*Europe Economic*, 2014)

Ekspor minyak kelapa sawit adalah penghasil devisa yang penting dan industri ini memberikan kesempatan kerja bagi jutaan orang Indonesia. Hampir 48,29% perkebunan kelapa sawit terletak di Sumatera, tempat industri ini dimulai sejak masa kolonial Belanda. Sebagian besar dari sisanya sekitar 47,6% berada di pulau Kalimantan (Direktorat Jendral Perkebunan, 2017).

Trend penggunaan komoditi berbasis minyak kelapa sawit di pasar global terus meningkat dari waktu ke waktu mengalahkan industri berbasis komoditas *vegetable oil* lainnya seperti minyak gandum, minyak jagung, minyak kelapa. Berdasarkan data diatas maka akan direncanakan pembangunan pabrik minyak kelapa sawit berada di provinsi Riau, dikarenakan perkebunan rakyat yang melimpah dibandingkan dengan provinsi yang lain di Indonesia. Sebesar 6384 ribu ton kelapa sawit diproduksi di provinsi Riau pada tahun 2013.

Pembangunan pabrik direncanakan dibangun di kabupaten Bengkalis, Riau seluas 144 ribu hektar perkebunan kelapa sawit.

Negara-negara tujuan ekspor CPO Indonesia terus meningkatkan permintaannya. Terbukti lebih dari 68,32% hasil produksi dialokasikan untuk ekspor (Pusat Penelitian Kelapa Sawit, 2016). Ekspor terbesar CPO adalah ke negara India, seperti diketahui jumlah penduduk yang besar dan banyaknya industri dengan bahan baku CPO membuat India menempati urutan pengimpor nomor satu CPO Indonesia. Kemudian menempati urutan kedua adalah Cina, setelah itu negara-negara seperti Belanda, Malaysia, Singapura, Bangladesh, Pakistan, Mesir, Jerman, dan Sri Lanka. Sebagaimana diketahui, selain Malaysia, negara-negara tersebut tidak mampu menyediakan CPO secara mandiri sehingga mengandalkan ekspor dari negara-negara produsen CPO seperti Indonesia yang dimana telah sesuai dengan **Tabel 1.2** (Direktorat Jenderal Perkebunan, 2014).

Tabel I.2 Daftar Negara Tujuan Ekspor Terbesar Minyak Kelapa Sawit Tahun 2010-2014

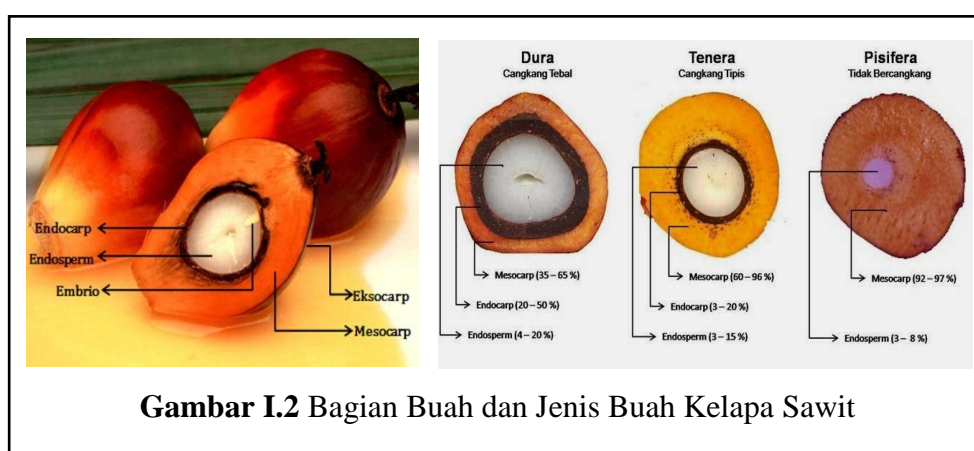
Negara Tujuan	Berat Bersih (Ribu Ton)				
	2010	2011	2012	2013	2014
India	5.290,9	4.980,0	5.253,8	5.634,1	4.867,8
China	2.174,4	2.032,8	2.842,1	2.343,4	2.357,3
Pakistan	90,3	279,2	749,1	1.080,3	1.814,8
Belanda	1.197,3	873,0	1.358,3	1.361,4	1.218,9
Bangladesh	771,2	804,9	743,5	655,4	1.043,3
Mesir	488,7	790,7	494,1	735,5	1.010,3
Singapura	696,8	737,2	952,1	844,0	789,1
Malaysia	1.489,7	1.532,6	1.412,3	514,3	566,1
Jerman	379,3	263,6	219,5	283,1	186,5
Sri Lanka	12,7	25,4	10,8	29,4	38,9

(Badan Pusat Statistik, 2016)

I.2 Produksi Bahan Baku

Tanaman kelapa sawit memiliki usia produktif 20-25 tahun, setelah usia tersebut tanaman kelapa sawit sudah tidak dianggap menguntungkan secara ekonomis. Pada tiga tahun pertama kelapa sawit disebut pohon muda karena belum menghasilkan buah yang sempurna atau disebut buah pasir (Semangun et all, 2005). Kelapa sawit sudah mampu berbuah secara

sempurna pada usia 3,5-4 tahun, di masa ini kelapa sawit sudah mampu menghasilkan tandan buah segar (TBS) dengan potensi 25-30 ton/ha/tahun. Kelapa sawit memproduksi secara optimal pada usia 8-14 tahun setelah itu kelapa sawit akan mengalami penurunan jumlah produksi (PPKS, 2008). Karena sebagian besar perkebunan kelapa sawit berkembang pada tahun 1970-an, maka pada saat ini banyak tanaman yang potensial untuk dilakukan peremajaan lahan (Susila, 2007). Berikut pada **Gambar 1.2** bagian buah kelapa sawit dan bagian buah kelapa sawit. Pada umumnya perusahaan kelapa sawit yang ada di Indonesia memilih *varietas* Tenera untuk diolah menjadi CPO dan PKO. Dimana CPO berasal dari daging buah (*mesocarp*). Sedangkan PKO berasal dari inti (*kernel*) sawit.



Gambar 1.2 Bagian Buah dan Jenis Buah Kelapa Sawit

Salah satu sifat ekonomi yang penting dari kelapa sawit yaitu ketebalan daging buah. Perbedaan ketebalan daging buah kelapa sawit menyebabkan perbedaan jumlah rendemen minyak kelapa sawit yang dikandungnya. Sesuai dengan **Tabel 1.3** rendemen minyak paling tinggi terdapat pada varietas Tenera yaitu mencapai 22-24%, sedangkan pada varietas Dura hanya 16-18%. Berdasarkan ketebalan tempurung dan daging buah, beberapa varietas kelapa sawit yang banyak digunakan para petani dan perkebunan kelapa sawit di Indonesia diantaranya Dura, Psifera, Tenera (Ir. Yan Fauzi,2002). Berikut tabel perbedaan antara ketiga jenis kelapa sawit tersebut :

Tabel 1.3 Karakteristik Buah Kelapa Sawit

Tipe	Cangkang (mm)	Mesocarp/buah (%)	Inti buah (%)
Dura	2 – 5	20 – 65	4 – 20
Tenera	1 - 2,5	60 – 90	3 – 15
Pisifera	Tidak ada	92 – 97	3 – 8

(Ketaren, 1986)

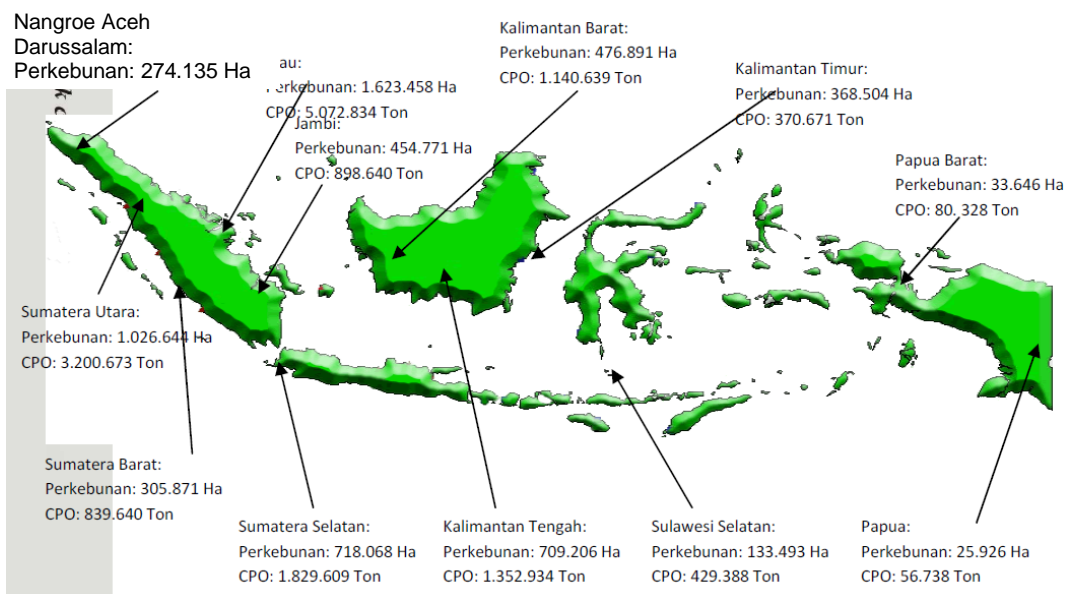
Industri pengolahan minyak kelapa sawit berkembang selaras dengan pertumbuhan luas areal perkebunan dan produksi minyak kelapa sawit di Indonesia. Perkebunan kelapa sawit menghasilkan Tandan Buah Segar (TBS) dengan masa panen tiga sampai dua puluh lima tahun yang menjadi bahan baku Pabrik Kelapa Sawit (PKS) untuk menghasilkan minyak sawit mentah (CPO). Penyebaran kelapa sawit secara komersial dimulai sejak awal abad ke-20 yang terpusat di Kongo, Malaysia dan Indonesia. Dengan meningkatnya ekspansi sejak tahun 1960an kini kelapa sawit sudah diolah dan tersebar disekitar 43 negara di dunia.

Di Indonesia penyebaran perkebunan kelapa sawit sangat signifikan. Berdasarkan data Badan Koordinasi Penanaman Modal (BKPM) yang diambil dari Kementerian Perindustrian, persebaran kelapa sawit di Indonesia sangat merata hampir di semua daerah seperti yang terlihat pada **Gambar 1.3** dan **Gambar 1.4**.



(www.kemenperin.go.id)

Gambar 1.3 Peta Wilayah Persebaran Kelapa Sawit di Indonesia



(www.pertanian.go.id)

Gambar 1.4 Peta Persebaran Luas Lahan dan Produkasi Kelapa Sawit di Indonesia

Di sektor agribisnis perkebunan kelapa sawit telah mendominasi 63.5% total produksi perkebunan Nasional. Pertumbuhan angka produksi minyak kelapa sawit di tahun 1998 mampu mencapai 10.09% dengan pertumbuhan luas lahan mencapai 26.58%. Sejak tahun 1980 sampai dengan tahun 2005 luas areal tanaman kelapa sawit meningkat 20 kali lipat dari 290 ribu Ha menjadi 5.4 juta Ha, sedangkan produksi meningkat dari 0.7 juta ton menjadi 11.8 juta ton (2005). Selanjutnya pada **Tabel 1.4** menunjukkan volume dan nilai ekspor minyak sawit (CPO) tahun 2010 sampai dengan 2016. Terlihat pada **Tabel 1.4** setiap tahunnya hampir mengalami peningkatan jumlah ekspor dan nilai ekspor. Hanya saja jumlah ekspor dan nilai ekspor mengalami penurunan pada tahun 2016. Secara berkesinambungan perkebunan kelapa sawit Indonesia akan terus mengalami pertumbuhan, hal tersebut sejalan dengan program Pemerintah untuk mencapai visi perkebunan 2020. Peluang kebijakan tersebut memungkinkan pembukaan lahan baru bagi perkebunan kelapa sawit dengan proyeksi pertumbuhan rata-rata 2.20% setiap tahunnya, sebagaimana **Tabel 1.5** menunjukkan proyeksi pertumbuhan luas areal perkebunan sampai dengan 2025.

Tabel I.4 Volume dan nilai Ekspor minyak sawit (CPO) Tahun 2010-2016

Tahun	Volume (Ton)	Nilai (000 US\$)
2010	16.291.856	13.468.966
2011	16.436.202	17.261.247
2012	18.850.836	17.602.180
2013	20.577.976	15.838.850
2014	22.892.387	17.464.905
2015	26.467.564	15.385.275
2016^{*)}	24.159.232	14.744.451

^{*)} : Sampai bulan September 2016

(Direktorat Jendral Perkebunan, 2017)

Tabel I.5 Proyeksi Luas Area Perkebunan Kelapa Sawit 2006-2025

Tahun	Luas Area (10 ³ ha)			
	Perkebunan Rakyat	Perkebunan Besar Negara	Perkebunan Besar Swasta	Nasional
2006	2017	702	3254	5973
2007	2337	727	3449	6513
2008	2657	752	3644	7053
2009	2977	777	3839	7593
2010	3292	802	3929	8023
2015	3792	927	4289	9008
2020	3792	927	4289	9008
2025	3792	927	4289	9008
Pertumbuhan (% tahun)	3,4	1,5	1,5	2,2

Sumber: Kemen Dag (2010)

Berdasarkan data diatas maka akan direncanakan pembangunan pabrik minyak kelapa sawit berada di Medan , dikarenakan perkebunan kelapa sawit yang luas. Sesuai dengan **Gambar 1.3** dan **Gambar 1.4** bahwasannya Medan memiliki lahan perkebunan kelapa sawit yang cukup luas dan memungkinkan untuk didirikan pabrik kelapa sawit pada lokasi tersebut. Serta mengacu dan melakukan *study location* pada salah satu pabrik kelapa sawit yang berada di medan yaitu PT. Singo Ringo yang berlokasi di Desa Bandar Kumbang Kecamatan Bilah Barat, Kab. Labuhanbatu. Pabrik ini mempunyai luas perkebunan sebesar 895 ha. Dengan kapasitas produksi sebesar 60 ton/jam. Sehingga pabrik kelapa sawit tersebut menjadi *refrensi* dalam pembangunan pabrik kelapa sawit baru.. Luas tanaman kebun kelapa sawit rakyat di Sumatera Utara pada tahun 2016 sebesar 417.809 ha dengan produksi 5.775.631,82 ton tandan buah segar (TBS). Kabupaten Asahan merupakan pusat perkebunan kelapa sawit rakyat di Sumatera Utara. Di daerah ini terdapat 72.935 ha kebun sawit rakyat atau 18 persen dari seluruh perkebunan kelapa sawit rakyat Sumatera Utara.

I.3 Marketing Aspek

Seiring dengan era globalisasi saat ini, aspek marketing dipengaruhi oleh beberapa hal, salah satu nya adalah isu lingkungan yang kerap menjadi salah satu topik hangat dimana pandangan masyarakat terhadap industri yang tidak memperhatikan lingkungan sangatlah

rendah. Sehingga pemerintah Indonesia sering dikritik oleh kelompok-kelompok pencinta lingkungan hidup karena terlalu banyak memberikan ruang untuk perkebunan kelapa sawit (berdampak pada penggundulan hutan dan penghancuran lahan bakau). Maka, sejalan dengan semakin banyaknya perusahaan internasional yang mencari minyak sawit ramah lingkungan sesuai dengan kriteria *Roundtable on Sustainable Palm Oil* (di Malaysia), perkebunan-perkebunan di Indonesia dan Pemerintah perlu mengembangkan kebijakan-kebijakan ramah lingkungan. Para pemerintah negara-negara Barat telah membuat aturan-aturan hukum yang lebih ketat mengenai produk-produk impor yang mengandung minyak sawit, dan karena itu mendorong produksi minyak sawit yang ramah lingkungan.

Pemerintah Indonesia telah sering dikritik kelompok-kelompok pecinta lingkungan hidup karena terlalu banyak memberikan ruang untuk perkebunan kelapa sawit (berdampak pada penggundulan hutan dan penghancuran lahan bakau). Maka, sejalan dengan semakin banyaknya perusahaan internasional yang mencari minyak sawit ramah lingkungan sesuai dengan kriteria *Roundtable on Sustainable Palm Oil* (di Malaysia), perkebunan-perkebunan di Indonesia dan Pemerintah perlu mengembangkan kebijakan-kebijakan ramah lingkungan. Para pemerintah negara-negara Barat telah membuat aturan-aturan hukum yang lebih ketat mengenai produk-produk impor yang mengandung minyak sawit, dan karena itu mendorong produksi minyak sawit yang ramah lingkungan.

Dalam beberapa tahun terakhir peranan minyak sawit mendominasi permintaan global terhadap kebutuhan minyak nabati. Saat ini dan kedepan produksi dan suplai *Crude Palm Oil* dan *Palm Kernel Oil* dunia bergantung pada apa yang akan terjadi di industri kelapa sawit yang ada di Indonesia dan Malaysia, dimana kedua negara tersebut merupakan produsen utama minyak sawit di dunia. Produksi *Crude Palm Oil* dan *Palm Kernel Oil* di Indonesia tahun 2013 mencapai 26 juta ton atau naik 1,9% dibanding 2012 sebanyak 26,5 juta ton. Sedangkan produksi 2014 jumlahnya di kisaran 27,5-28 juta ton. Sedangkan harga minyak sawit mentah (*Crude Palm Oil/CPO*) dan produk turunannya di pasar internasional mampu menembus US\$ 1.100 per ton. Hal itu berpotensi mendorong ekspor CPO hingga ke level US\$ 24,2 miliar.

Strategi yang diterapkan erat kaitannya dengan kegiatan pemasaran. Dalam hal ini pola dan strategi pemasaran selalu ditinjau ulang, sebaran penjualan produk diutamakan pada daerah yang memberikan margin laba usaha optimal melalui program optimasi distribusi sehingga daerah pemasaran dan pola angkutan disesuaikan. Untuk mendapatkan kinerja penjualan yang maksimal, fokus wilayah penjualan adalah di pasar domestik. Sesuai dengan keunggulan geografis, di mana pabrik direncanakan didirikan di daerah Riau. Untuk

mendapatkan harga dengan profit margin optimal maka manajemen harus menerapkan sinergi distribusi dan penjualan. Pihak manajemen melalui bagian distribusi juga mengelola pasokan ke setiap wilayah pasar baik domestik maupun ekspor agar memberikan nilai tambah yang paling besar, dengan memperhatikan pasokan dari pabrik sehingga menghasilkan efisiensi beban distribusi, peningkatan utilisasi kapasitas packing, alokasi ekspor apabila kapasitas pabrik memungkinkan.

I.4 Prospek

Industri kelapa sawit merupakan industri strategis dikarenakan volume produksi minyak sawit Indonesia yang mendominasi permintaan pasar dunia dan juga daur hidup kelapa sawit serta manfaat keekonomiannya tergolong panjang mencapai 25 tahun. Seiring perkembangan industri dan pemanfaatan teknologi maka pengembangan produk hilir minyak kelapa sawit menjadi bagian dari industri yang terus berkembang. Dengan menghasilkan nilai tambah, diversifikasi produk turunan minyak kelapa sawit terus dikembangkan dan diprioritaskan sejak 10 tahun terakhir. Selain itu diversifikasi penambahan nilai produk *Crude Palm Oil* menjadi langkah strategis bagi keberlanjutan industri dan keunggulan bersaing perusahaan minyak sawit. Di samping kesuksesan yang dicapai industri minyak kelapa sawit Indonesia di dunia, dalam hal diversifikasi pengembangan produk Indonesia masih mengalami ketertinggalan. Saat ini pertumbuhan sektor industri hilir tidak sepesat pertumbuhan sektor hulu sebagaimana perkebunan kelapa sawit dan pabrik pengolahan kelapa sawit penghasil *Crude Palm Oil*. Hasil produksi *Crude Palm Oil* Indonesia sebagian besar di ekspor dan hanya 25% yang diolah produsen hilir menjadi produk pangan ataupun non pangan di Indonesia. Kementerian Perindustrian mendukung hilirisasi dengan berbagai kebijakan untuk menggeser trend ekspor *Crude Palm Oil* menjadi produk oleofood dan oleochemical. (Sawit-center,2013)

Minyak goreng sawit merupakan produk hilir industri kelapa sawit yang menjadi salah satu komoditas pokok konsumsi dari sembilan bahan kebutuhan pokok sehari-hari. Kebutuhan minyak goreng sawit terus meningkat setiap tahun seiring pertumbuhan jumlah penduduk, meningkatnya konsumsi dan perkembangan industri makanan. Dengan mayoritas jumlah *Crude Palm Oil* Indonesia diekspor maka para produsen minyak goreng sawit menghadapi tantangan untuk mencapai keunggulan kompetitif dan mengupayakan keberlanjutan. Oleh karena itu keberadaan sumber daya para produsen minyak sawit sangat berpengaruh untuk menghadapi persaingan industri.

Prospek industri kelapa sawit Indonesia semakin cerah di pasar minyak nabati dunia. Prestasi yang membanggakan sebagai negara perintis budidaya kelapa sawit, Indonesia saat ini menjadi negara nomor satu penghasil minyak sawit mentah (*Crude Palm Oil*) di dunia. Keberhasilan tersebut tercermin dari angka pertumbuhan luas areal, tingkat produksi dan kontribusi industri sawit terhadap perekonomian nasional. Dalam beberapa tahun ke depan pemerintah berencana untuk memperluas perkebunan kelapa sawit dengan target produksi pada 2020 mencapai 52 juta ton per tahun. Indonesia diperkirakan akan menambah pasokan konsumsi *Crude Palm Oil* sebesar 3,3 juta ton untuk produksi biofuel. Usaha intensifikasi dilakukan dengan berbagai penelitian genetik bahan tanaman dan kultur teknis, sedangkan usaha ekstensifikasi dilakukan dengan berbagai program perluasan areal penanaman baru. Usaha tersebut dimaksudkan untuk memenuhi kebutuhan pasar global, dikarenakan Indonesia merupakan produsen utama minyak mentah *Crude Palm Oil*.

I.5 Penggunaan Produk

Tanaman kelapa sawit menghasilkan buah yang disebut tandan buah segar (TBS), setelah diolah tandan buah segar akan menghasilkan minyak yang terdiri atas 2 macam yaitu *Crude Palm Oil* dan *Palm Kernel Oil*. Minyak yang pertama adalah *Crude Palm Oil* yang berasal dari daging buah (*mesocarp*) yang dihasilkan melalui perebusan dan pemerasan (*press*). Minyak yang kedua adalah *Palm Kernel Oil* yang berasal dari inti buah sawit. *Crude Palm Oil* dan *Palm Kernel Oil* dapat dibuat menjadi berbagai produk, sehingga pabrik *Crude Palm Oil* dan *Palm Kernel Oil* disebut sebagai refinari dan ekstraksi yang menghasilkan beberapa jenis minyak siap pakai seperti minyak goreng dan berbagai jenis minyak yang harus diproses lebih lanjut untuk menghasilkan produk lain.

Industri Kelapa Sawit terdiri dari 3 bagian utama. Industri Hulu, Industri tengah, dan Industri Hilir. Kontribusi utama pertumbuhan industri hulu kelapa sawit di Indonesia adalah sebagai pos penghasilan devisa negara (ekspor) dan penyerapan tenaga kerja. Industri antara terdiri dari perusahaan pengolahan kelapa sawit (PKS) yang mengolah Tandan Buah Segar (TBS) menjadi minyak sawit mentah. Proses pengolahan TBS menjadi *Crude Palm Oil* (CPO) melalui beberapa tahapan pengolahan yaitu perebusan tandan buah segar, perontokan dan pengepresan mesokarp sawit. CPO sebagai hasil pengolahan TBS merupakan produk turunan pertama dengan nilai tambah sekitar 30% dari tandan buah segar. Mayoritas kegunaan *Crude Palm Oil* (CPO) saat ini menjadi bahan baku industri minyak goreng (79%), industri oleo kimia (14%) dan industri *margarine* (7%). Secara keseluruhan proses produksi minyak sawit dapat menghasilkan 73% Olein, 21% Stearin, 5% *Palm Fatty Acid Distillate*

(PFAD) dan 0.5% buangan. Untuk industry hilir minyak sawit menjadi bahan baku utama untuk berbagai macam produk yang digunakan langsung oleh masyarakat. Produk ini biasanya disebut dengan *consumer goods*. Hasil akhir minyak kelapa sawit diolah menjadi produk konsumsi ataupun kimia dasar dengan nilai tambah produk yang tinggi. Dari industri hilir minyak kelapa sawit dapat menghasilkan lebih dari 100 jenis produk turunan namun di Indonesia baru 23 jenis produk hilir yang sudah diproduksi secara komersial. (Kemenperin, 2009). Produk jadi *Finished Goods* minyak sawit untuk kategori 8 pangan antara lain: minyak goreng, minyak salad, *shortening*, *margarine*, *Cocoa Butter Substitute* (CBS), *vanaspati*, *vegetable ghee*, *food emulsifier*, *fat powder*, dan es krim. Sedangkan untuk kategori non pangan diantaranya: surfaktan, biodiesel dan oleokimia sebagai sumber energi alternatif. Pada **Gambar 1.5** peta lokasi dimana pabrik kelapa sawit rencana didirikan. Pada lokasi tersebut mendukung produk CPO dan PKO untuk di ekspor.



Gambar I.5 Peta Lokasi Provinsi Sumatera Utara

I.6 Konsumsi

Kebutuhan CPO (*Crude Palm Oil*) dan PKO (*Palm Kernel Oil*) di Indonesia tiap tahunnya selalu meningkat. Terlihat pada **Tabel 1.4** menunjukkan bahwa volume produksi CPO tiap tahunnya meningkat. Hal tersebut menandakan pengguna CPO untuk tiap tahunnya semakin meningkat.

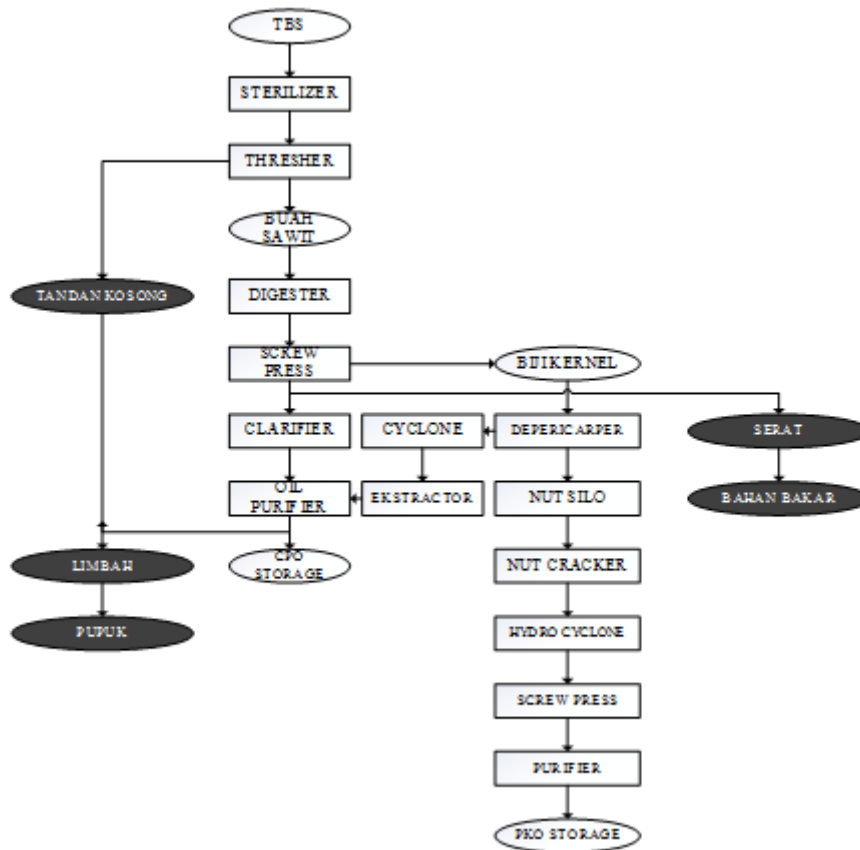
Sepanjang Juli 2018, volume ekspor minyak sawit Indonesia (CPO dan PKO), oleochemical membukukan rekor tertinggi sepanjang sejarah ekspor bulanan Indonesia yaitu 3,22 juta ton atau naik 27% dibandingkan dengan ekspor Juli 2017 sebesar 2,54 juta ton. Khusus untuk minyak sawit (CPO dan PKO) juga merupakan ekspor tertinggi sepanjang tahun 2018.

BAB II

SELEKSI DAN URAIAN PROSES

II.1 Tipe-tipe Proses

Minyak kelapa sawit diperoleh dari daging buah kelapa sawit (*mesocarp*). Minyak sawit secara alami berwarna merah karena kandungan β -karoten yang tinggi. *Crude Palm Oil* berbeda dengan *Palm Kernel Oil* yang dihasilkan dari inti buah yang sama. Berikut ini proses pengolahan minyak kelapa sawit sampai menjadi minyak sawit (*Crude Palm Oil*) dan pengolahan biji kernel PKO (*Palm kernel*) digambarkan pada gambar di bawah ini :



Gambar II.1 Diagram Blok proses minyak CPO dan PKO

II.2 Seleksi Proses

Penentuan proses yang akan digunakan harus memperhatikan aspek teknis yang meliputi kondisi proses dan kondisi operasi serta aspek ekonomis. Berdasarkan kedua proses yang telah dijelaskan di atas, perbandingan kedua proses kering dan basah ditunjukkan pada Tabel II.1 berikut :

Tabel II.1 Perbandingan proses pemisahan Minyak Kelapa Sawit

Deskripsi	Macam Proses	
	Proses Kering	Proses Basah
Kapasitas	Kapasitas kecil sekitar 10 ton	Kapasitas lebih besar sekitar 30 ton
Kebutuhan energi listrik	Besar	Kecil
Biaya operasi	Mahal	Murah
Kebutuhan lahan	Kecil	Besar

Dari pertimbangan diatas, akan dipilih metode basah karena kapasitas produksi lebih besar. Pertimbangan lebih lanjut pemilihan proses ini adalah sebagai berikut :

1. Lahan tersedia luas
2. Prosesnya mudah
3. *Waste* dari proses ini mudah di treatment
4. Peralatan sederhana

II.3 Potensi dan Spesifikasi Bahan Baku

Spesifikasi Kelapa sawit :

Komposisi :

1. Buah sawit : 60,46%
 - Mesocarp : 73%
 - Minyak : 77,43%
 - Air : 10%
 - Serat : 12,57%
 - Cangkang : 15%
 - Inti : 12%
2. Tandan kosong : 39,54%
 - Tandan kosong : 70%
 - Lumpur : 30%

II.4 Uraian Proses

Proses pengolahan kelapa sawit sampai menjadi minyak kelapa sawit CPO (*Crude Palm Oil*) dan minyak inti kelapa sawit PKO (*Palm Kernel Oil*) terdiri dari beberapa tahapan yaitu:

II.4.1 Pengolahan *Crude Palm Oil* (CPO)

II.4.1.1 Unit Penerimaan Tandan Buah Segar

1. Jembatan Timbang

Tandan buah segar (TBS) kelapa sawit harus diolah dalam waktu 24-48 jam sejak dipanen agar tidak mengalami penurunan kualitas. Jika pengolahan tidak berjalan secara tepat waktu, maka produknya tidak lagi memenuhi persyaratan kelas pangan yaitu kandungan Asam Lemak Bebas (FFA) sekitar 5-6%. Pengangkutan tandan buah segar dari kebun ke pabrik biasanya dilakukan menggunakan truk dan trailer yang ditarik dengan *wheel tractor*. Setiap truk dan trailer yang sampai di pabrik harus ditimbang di timbangan pada saat berisi. Selisih timbangan berisi dan kosong merupakan berat tandan buah segar yang akan diolah.

Jembatan timbang yang dipakai menggunakan sistem komputer untuk meliputi berat. Prinsip kerja dari jembatan timbang yaitu truk yang melewati jembatan timbang berhenti \pm 5 menit, kemudian dicatat berat truk awal sebelum tandan buah segar dibongkar dan sortir, kemudian setelah dibongkar truk kembali ditimbang, selisih berat awal dan akhir adalah berat tandan buah segar yang diterima di pabrik.

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. Sortasi juga dilakukan dengan memperhatikan fraksi-fraksi tandan buah segar yang telah disebutkan sebelumnya.

Kualitas buah yang diterima pabrik harus diperiksa tingkat kematangannya. Jenis buah yang masuk ke pabrik kelapa sawit pada umumnya jenis Tenera dan jenis Dura. Kriteria matang panen merupakan faktor penting dalam pemeriksaan kualitas buah distasiun penerimaan tandan buah segar. Pematangan buah mempengaruhi terhadap rendemen minyak dan ALB (Asam Lemak Buah) yang dapat dilihat pada tabel berikut :

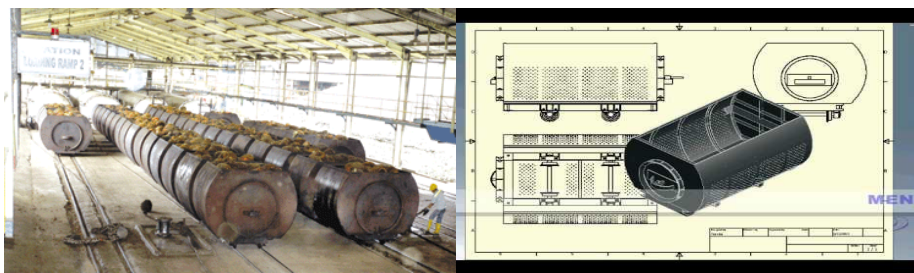
Tabel II.2 Pengaruh kematangan buah terhadap rendemen minyak dan ALB

Kematangan Buah	Rendemen minyak (%)	Kadar ALB (%)
Buah Mentah	14 – 18	1,6 – 2,8
Setengah matang	19 – 25	1,7 – 3,3
Buah matang	24 – 30	1,8 – 4,4
Buah lewat matang	28 – 31	3,8 – 6,1

Setelah disortir tandan buah segar tersebut dimasukkan *Loding ramp* dan selanjutnya diteruskan *sterilizer*.

II.4.1.2 *Sterilizer Unit (D-110)*

Proses selanjutnya tandan buah segar yang telah disortasi kemudian diangkat menggunakan lori menuju tempat perebusan (*Sterilizer*). Lori-lori berisi TBS dimasukkan ke dalam ketel rebusan dengan bantuan loko. Setiap ketel dapat diisi sekitar 10 lori. Setelah lori-lori masuk, pintu ketel ditutup rapat. Tandan buah segar (TBS) dipanaskan menggunakan uap air dengan tekanan 2,8-3 atm, temperatur 119-132⁰C, dan minyak yang terbuang sebanyak 0,5%.



Gambar II.2 Lori

Dalam prosesnya perebusan menggunakan sistem tiga puncak. Jumlah puncak dalam proses perebusan ini ditunjukkan dari jumlah pembukaan atau penutupan dari steam inlet atau *exhaust valve* selama perebusan berlangsung yang diatur secara manual atau secara otomatis. 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 lima ± 5 menit. Kemudian baru dimasukkan 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 (tekanan 3 atm), lalu tekanan ini dipertahankan, sebelum dilakukan pembuangan steam terakhir. Setelah penahanan tekanan steam 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.

Adapun tujuan dalam unit perebusan diantaranya:

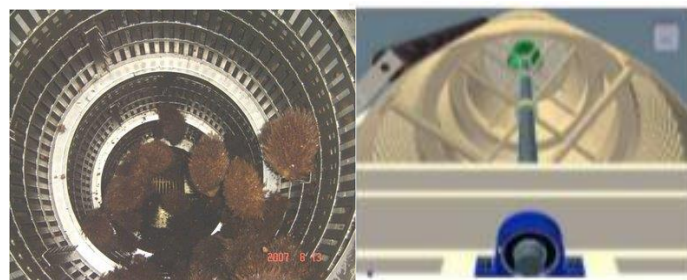
1. Mengurangi keaktifan (aktivitas) enzim asam lemak bebas
2. Mempermudah proses pembrodolan pada *thresher*.
3. Mengurangi kadar air dalam TBS.
4. Melunakan daging buah, sehingga daging buah mudah lepas dari biji.
5. Memudahkan ekstraksi minyak pada proses pengempaan



Gambar II.3 Horizontal *Sterilizer*

II.4.1.3 Stasiun Penebang (*Threshing Station*)

Tahapan selanjutnya adalah proses pelepasan buah dari tandan. Pada proses ini, buah yang telah direbus di angkut dengan menggunakan *Hoisting crane* dan di tuang 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 jangannya. 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 ke unit *Digester*.



Gambar II.4 Rotary *Thresher Drum*

II.4.1.4 *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*.

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.



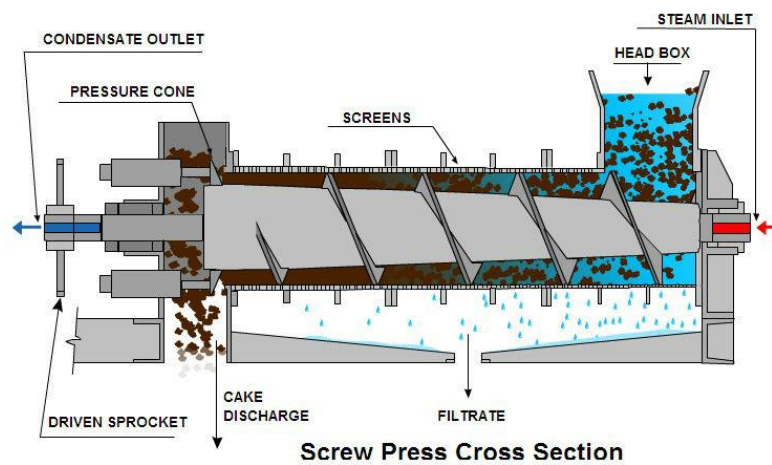
Gambar II.5 *Digester*

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

- Kondisi pisau dalam *digester*
- Level volume buah dalam *digester*, minimal berisi $\frac{3}{4}$ dari volume *digester*
- *Temperature*, dijaga pada suhu 85-95oC untuk mempermudah 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 \pm 15 menit.

II.4.1.5 Screw Press

Fungsi dari *screw press* adalah untuk memeras berondolan yang telah dicincang, dilumat dari *digester* untuk mendapatkan minyak sawit (*Crude Palm Oil*) kasar. Buah – 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* minyak dipisahkan dari serabut dan biji. Selanjutnya minyak menuju proses pemurnian, sedangkan ampas dan biji masuk ke dalam proses pengolahan biji sawit (kernel).



Gambar II.6 *Screw Press Unit*

II.4.1.6 Stasiun Pemesanan

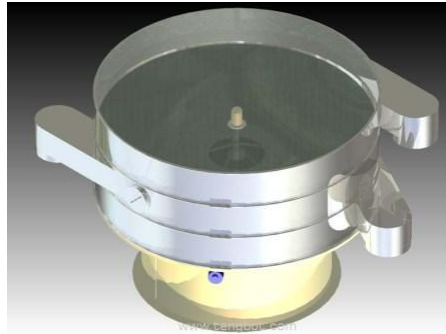
Proses Pemurnian adalah tahapan pemisahan untuk pengambilan minyak dari kotoran yang terikut seperti padatan, lumpur dan air. Baik buruknya pengoperasian peralatan mempengaruhi efisiensi pengutipan minyak. Proses ini terdiri dari :

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 m².

Tingkat atas memakai saringan ukuran 20 mesh, sedangkan tingkat bawah memakai saringan 40 mesh. Minyak yang telah disaring kemudian ditampung *kedalam Crude Oil Tank*

(COT). Di dalam COT (bak RO) suhu dipertahankan 90-95°C agar kualitas minyak yang terbentuk tetap baik.



Gambar II.7 *Vibrating Screen*

2. *Crude Oil Tank (Bak RO)*

Crude oil tank adalah tangki penampungan minyak kasar berfungsi untuk mengendapkan partikel – partikel yang tidak larut dan lolos dari ayakan getar atau separator dan meningkatkan temperature sebelum minyak kasar dipompakan ke CST. Pemanasan pada COT menggunakan *steam coil* untuk membantu pengendapan kotoran dalam minyak kasar, pengendapan minyak lebih sempurna jika panas dipertahankan 95-98°C, oleh sebab itu didalam COT dipasang alat *steam coil*. Cara kerja COT adalah dengan menggunakan sistem flow yaitu minyak mentah setelah melalui *vibrating screen* masuk ke tangki, didalam tangki terdapat sekat sehingga minyak akan over flow melewati sekat dan selanjutnya akan dipompakan ke CST.

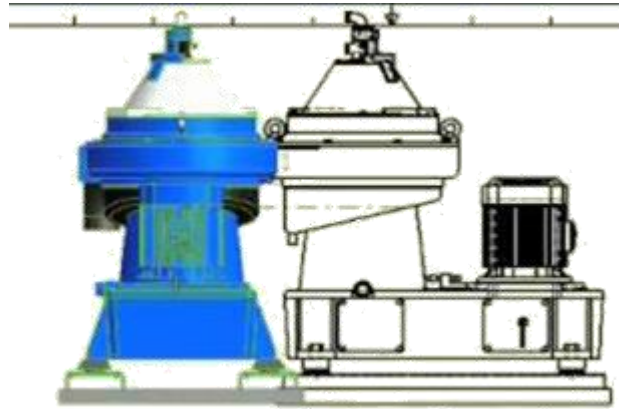
3. *Cylindrical Settling Tank*

Tahap selanjutnya minyak dimasukkan kedalam Tangki Klarifikasi (*Clarifier Tank*). Prinsip dari proses pemurnian minyak di dalam tangki pemisah adalah melakukan pemisahan bahan 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, mempermudah pemisahan minyak dengan air dan kotoran ringan dengan cara pengendapan, sistem pemanasan pada *oil tank* menggunakan pipa *spiral* yang dialiri uap (*steam coil*).

4. *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 akan terlempar dan

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 II.8 Oil Purifier

5. Vacuum 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 antara 45-55°C. Hal ini bertujuan agar kualitas CPO yang dihasilkan tetap terjamin sampai tiba waktunya pengiriman.

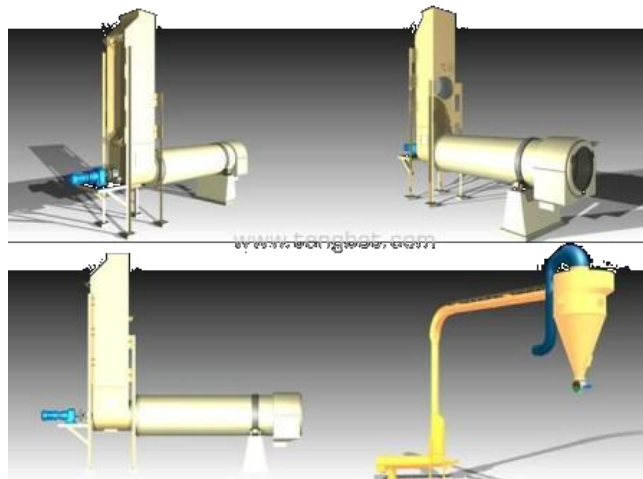
II.4.2 Stasiun Pengolahan Biji (Kernel Plant Station)

Stasiun pengolahan biji adalah stasiun akhir untuk memperoleh inti sawit. Biji dari pemisahan biji dan ampas (*depericarper*) dikirim ke stasiun pengolahan biji untuk diperam, dipecahkan, dipisahkan antara inti dan cangkang. Inti dikeringkan sampai batas yang ditentukan dan cangkang dikirim ke pusat pembangkit tenaga uap sebagai bahan bakar. PKO adalah minyak yang dihasilkan dari inti sawit. Proses awalnya sama dengan pengolahan kelapa sawit menjadi CPO. Pada pengolahan kelapa sawit menjadi PKO setelah proses *Pressing* maka terjadi pemisahan antara minyak sawit dengan kernel, sabut, dan ampasnya.

II.4.2.1 Depericarper

Depericarper adalah alat untuk memisahkan ampas dan biji serta membersihkan biji dari sisa-sisa serabut yang masih melekat pada biji. Alat ini terdiri dari kolom pemisah (*separating colom*) dan drum pemolis (*polising drum*). Ampas dan biji dari conveyor

pemecah ampas (*Cake breaker conveyor*) masuk ke dalam kolom pemisah yang disebabkan oleh isapan *blower*. Ampas kering terisap ke dalam siklon ampas (*fibre cyclone*) dan melalui *air lock* masuk ke dalam conveyor bahan bakar, sedangkan biji yang berat jenisnya lebih besar jatuh ke bawah dan diantar oleh conveyor ke dalam drum pemolis. Drum pemolis berputar dengan kecepatan 24-25 rpm. Akibat adanya putaran ini terjadi gesekan yang menyebabkan serabut lepas dari biji.



Gambar II.9 *Depricarper*

II.4.2.2 Nut Silo

Sebelum melewati *Nut Silo*, biji dihisap dengan *blower*. *Nut silo* adalah alat yang dipakai untuk tempat penampungan biji sebelum dipecah di *Ripple mill*. *Nut silo* dilengkapi dengan heater dan *blower* untuk mengeringkan / memeram biji sebelum dipecah di *Nut Cracker*. Dengan kadar air biji 15%. Suhu silo berkisar antara 40-60⁰C.



Gambar II.10 *Nut Silo*

II.4.2.3 Nut Cracker

Biji yang telah diperam dalam *nut silo* akan dipecah dalam *nut cracker*. Sebelum pemecahan biji, perlu dilakukan seleksi berdasarkan ukuran biji menggunakan *nut grading* yaitu drum berputar terdiri dari lubang yang berukuran beragam. Biji dibagi ke dalam 3

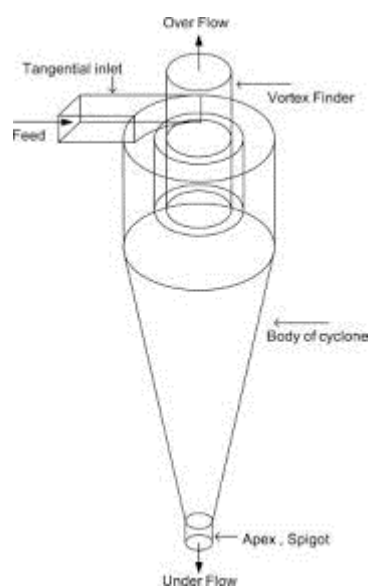
fraksi, yaitu: kecil (8-14 mm), sedang (15-17 mm), dan besar (18 mm). alat ini berfungsi untuk memecahkan biji dengan melempar biji ke dinding yang keras. Mekanisme pemecahan ini berdasarkan pada kecepatan putar, radius, dan massa biji yang dipecahkan.



Gambar II.11 *Nut Cracker*

II.4.2.4 *Hydrocyclone*

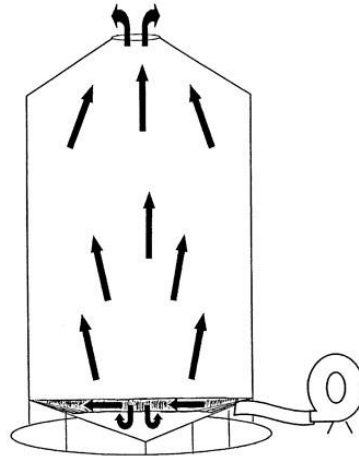
Hasil olahan *nut cracker* masih bercampur antara biji dan cangkang sehingga perlu dipisahkan dengan *Hydrocyclone*. Sampah halus akan terpisah and fraksi berat akan dicampur dengan air yang kemudian inti dipisahkan dari tempurung berdasarkan berat jenis. Sehingga inti akan keluar dari bawah *cyclone* dan cangkang dari bagian atas yang kemudian masing-masing fraksi diangkut ke pengolahan yang lebih lanjut. Keberhasilan pemisah inti dengan *hydrocyclone* dapat diketahui dari jumlah kandungan kotoran(cangkang) dalam inti sawit. Kadar cangkang <6.0% dan kadar inti dalam tumpukan cangkang tidak lebih dari 2%.



Gambar II.12 *Hydrocyclone*

II.4.2.5 Silo Dryer

Alat ini berfungsi untuk mengeringkan inti dengan cara mengalirkan uap panas ke kernel silo dengan kapasitas 30 ton kernel yang masih mengandung air di keringkan sampai kadar airnya 7%. Pengeringan ini dilakukan selama 5-7 jam dengan suhu $50^{\circ}\text{C} - 70^{\circ}\text{C}$ dengan menggunakan steam sebagai bahan pemanas dalam membantu proses pengeringan.



Gambar II.13 Silo Dryer

II.4.2.6 Screw Press

Fungsi dari *Screw Press* adalah memeras biji (inti kernel) dengan mekanisme inti kernel dimasukkan kedalam mesin pengempa (*roll mill*). Dan diperoleh kandungan minyak kurang lebih 50% dari pemerasan ini.

II.4.2.7 Vibrating Screen

Minyak kasar (*kernel oil*) yang dihasilkan kemudian disaring menggunakan *vibrating screen*. Diharapkan untuk memperoleh minyak yang benar tidak terikut kotoran didalamnya dan dapat meningkatkan kualitas minyak itu sendiri. Adapun kotoran yang dimaksud adalah berupa ampas yang halus yang nantinya akan dikembalikan menuju unit superkritis.

II.4.2.8 Vacuum Oil Dryer

Minyak yang keluar dari *screw press* 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 (F-

350).PKO yang dihasilkan kemudian dialirkan ke dalam Storage tank (tangki timbun). Suhu simpan dalam Storage Tank dipertahankan antara 45-55°C.Hal ini bertujuan agar kualitas PKO yang dihasilkan tetap terjamin sampai tiba waktunya pengiriman.

II.4.3 Stasiun Pendukung

Selain stasiun utama sebagai inti proses pengolahan, sebuah PKS memerlukan dukungan stasiun penunjang demi kelancaran operasional.

Stasiun Pendukung terdiri dari:

- a. Ketel Uap
- b. Pengolahan Air Pengisian Ketel
- c. Proses Pemurnian Air Pada Bagian Water Treatment
- d. Air Umpan Ketel(Demineralizer)
- e. Kamar Mesin
- f. Laboratorium

II.5 Target Produksi (Kualitas)

Untuk memperkuat daya saing minyak sawit di pasaran internasional, produsen melakukan peningkatan produktivitas dan kualitas serta meningkatkan efisiensi pengolahan. Selain itu dapat juga dipengaruhi oleh derajat kematangan buah yang dapat diketahui dengan melalui sortir buah sebelum diolah,sehingga mendapatkan mutu minyak kelapa sawit menurut standar mutu Special Prime Bleach (SPB).

(Iyung P,2008)

Syarat mutu inti kelapa sawit adalah sebagai berikut:

- a. Kadar minyak minimum : 48 %
- b. Kadar air maksimum :8,5%
- c. Kontaminasi maksimum : 4,0%
- d. Kadar inti pecah maksimum : 15 %

*) Cara pengujian melalui SP-SMP-31-1975

Standar mutu Special Prime Bleach (SPB) dibandingkam dengan mutu Ordinary dapat dilihat pada table berikut:

Tabel II.3 Standar mutu Special Prime Bleach (SPB) dan Ordinary

No.	Kandungan	SPB	Ordinary
1	Asam lemak bebas (%)	1-2	3-5

2	Kadar air (%)	<0,1	<0,1
3	Kadar kotoran (%)	< 0,02	<0,01
4	Besi (ppm)	<10	<10
5	Tembaga (ppm)	0,5	0,5
6	Bilangan iod	53+/- 1,5	45-56
7	Karotene (ppm)	500	500-700
8	Tokoferol (ppm)	800	400-600

BAB III 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:

$$[\text{Akumulasi}] = [\text{Aliran massa masuk}] - [\text{Aliran massa keluar}] + [\text{Reaksi}]$$

Asumsi aliran steady state, maka akumulasi massa sama dengan nol, neraca massa proses pembuatan CPO dan PKO dapat dihitung sebagai berikut:

Kapasitas CPO = 60000Kg/jam

Waktu operasi = 330 hari/tahun = 24 jam/hari

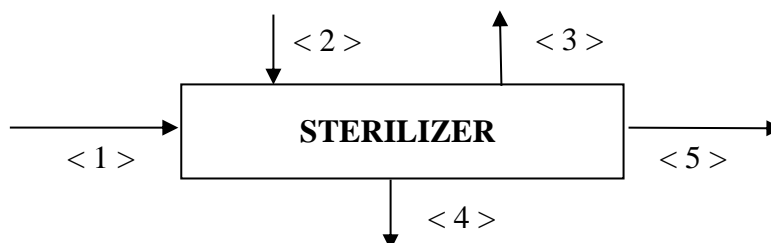
Basis = 1 jam operasi

Keterangan :

X = Fraksi Massa (%)

M = Massa (kg)

1. STERILIZER (D-110)



Tabel III.1 Neraca Sterilizer

No.	Komponen	Masuk				Keluar					
		Aliran <1>		Aliran <2>		Aliran <3>		Aliran <4>		Aliran <5>	
		X (%)	M (kg)	X (%)	M (kg)	X (%)	M (kg)	X (%)	M (kg)	X (%)	M (kg)
1	Buah sawit	77	46200	0	0	0	0	0	0	78.09	44266.85
2	Tandan kosong	23	13800	0	0	0	0	0	0	21.91	12420
3	Steam	0	0	100,0	18049.87	0	0	0	0	0	0
4	Exhause steam	0	0	0	0	100,0	16564.02	0	0	0	0
5	Kondensat	0	0	0	0	0	0	100,0	4800	0	0
TOTAL		100,0	60000	100,0	18049.87	100,0	16564.02	100,0	4800	100,0	56686.85
		78049.87				78049.87					

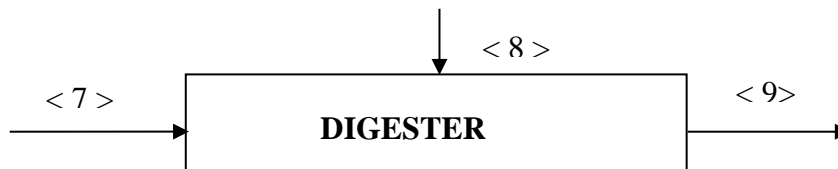
2. THRESSER (H-120)



Tabel III.2 Neraca Thresher

No.	Komponen	Masuk		Keluar			
		Aliran <5>		Aliran <6>		Aliran <7>	
		X (%)	M (kg)	X (%)	M (kg)	X (%)	M (kg)
1	Buah sawit	78.09	44266.85	0	0	100,00	44266.85
2	Tandan kosong	21.91	12420	100,00	12420	0	0
TOTAL		100,00	56686.85	100,00	12420	100,00	44266.85
		56686.85		56686.85			

3. DIGESTER (M-130)

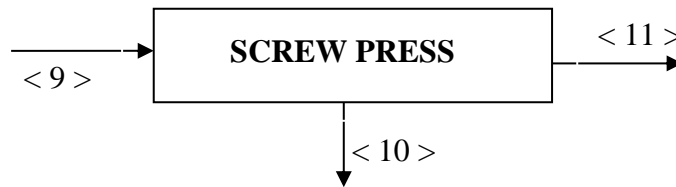


Tabel III.3 Neraca Digester

No.	Komponen	Masuk				Keluar	
		Aliran <7>		Aliran <8>		Aliran <9>	
		X (%)	M (kg)	X (%)	M (kg)	X (%)	M (kg)
1	Mesocarp	77.46	34286.7	0	0	56.83	29742.51
2	Cangkang	13.15	5821.2	0	0	11.12	5821.20
3	Inti	9.39	4158	0	0	7.94	4158.00
4	Steam	0	0	100,00	8074.06	0	0
5	Minyak	0	0	0	0	8,03	4201.27
6	Air	0	0	0	0	16.08	8416.92

TOTAL	100,00	44266.85	100,00	8074.06	100,00	52339.91
	52339.91				52339.91	

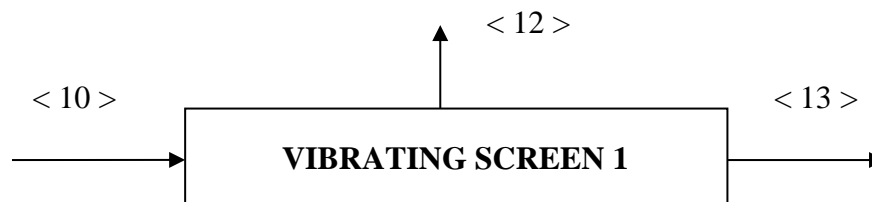
4. SCREW PRESS (H-140)



Tabel III.4 Neraca Screw Press

No	Komponen	Masuk		Keluar			
		Aliran <9>		Aliran <10>		Aliran <11>	
		X (%)	M (kg)	X (%)	M (kg)	X (%)	M (kg)
1	Mesocarp	56.83	29742.51	0	0	0	0
2	Cangkang	11.12	5821.20	3.93	1629.94	38.76	4191.26
3	Inti	7.94	4158.00	3.40	1413.72	25.38	2744.28
4	Minyak	8,03	4201.27	66.59	27651.39	0	0
5	Air	16.08	8416.92	23.34	9690.51	0	0
6	Serat	0	0	2.75	1140.96	35.86	3877.86
TOTAL		100,00	52339.91	100	41526.51	100,00	10813.40
		52339.91		52339.91			

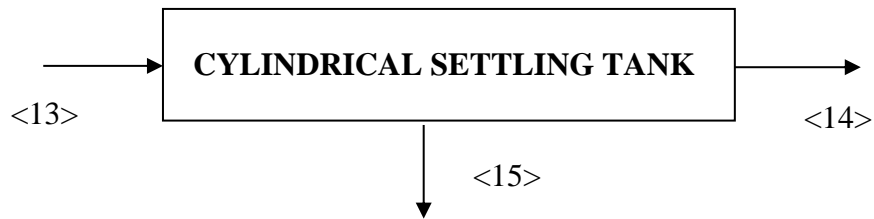
5. VIBRATING SCREEN I (H-150)



Tabel III.5 Neraca Vibrating Screen I

No.	Komponen	Masuk		Keluar			
		Aliran <10>		Aliran <12>		Aliran <13>	
		X (%)	M (kg)	X (%)	M (kg)	X (%)	M (kg)
1	Minyak	66.59	27651.39	0.81	27.65	72.45	27623.74
2	Air	23.34	9690.51	0	0	25.16	9593.60
3	Serat	2.75	1140.96	9.57	325.10	2.39	912.76
4	Cangkang	3.93	1629.94	48.0	1629.94	0	0
5	Inti	3.40	1413.72	41.62	1413.72	0	0
TOTAL		100	41526.51	100	3396.40	100,00	38130.10
		41526.51		41526.51			

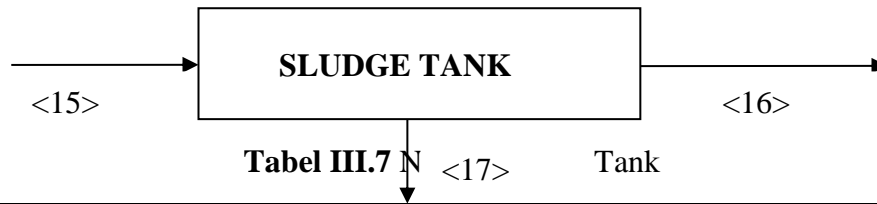
6. CYLINDRICAL SETTLING TANK (H-170)



Tabel III.6 Neraca Cylindrical Settling Tank

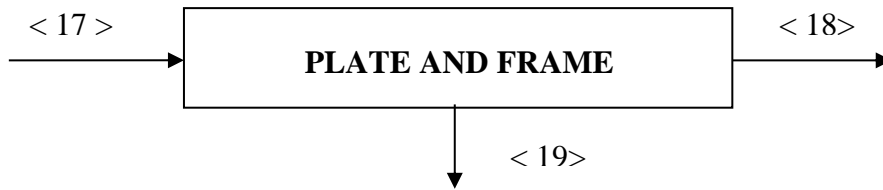
No.	Komponen	Masuk		Keluar			
		Aliran <13>		Aliran <14>		Aliran <15>	
		X (%)	M (kg)	X (%)	M (kg)	X (%)	M (kg)
1	Minyak	72.45	27623.74	96.58	27071.26	5.47	552.47
2	Air	25.16	9593.60	3.42	959.36	85.49	8634.24
3	Serat	2.39	912.76	0	0	9.04	912.76
TOTAL		100,00	38130.10	100,00	28030.62	100,00	10099.48
		38130.10		38130.10			

7. SLUDGE TANK (H-180)



No	Komponen	Masuk		Keluar			
		Aliran <15>		Aliran <16>		Aliran <17>	
		X (%)	M (kg)	X (%)	M (kg)	X (%)	M (kg)
1	Minyak	5.47	552.47	85.87	524.85	0,29	27.62
2	Air	85.49	8634.24	14.13	86.34	90.09	8547.90
3	Serat	9.04	912.76	0	0	9.62	912.76
TOTAL		100,00	10099.48	100,00	611.19	100,00	9488.29
		10099.48		10099.48			

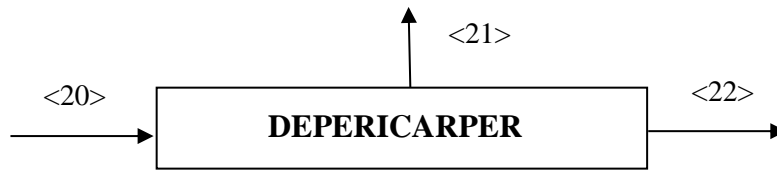
8. PLATE AND FRAME (H-190)



Tabel III.8 Neraca Vibrating Screen II

No.	Komponen	Masuk		Keluar			
		Aliran <17>		Aliran <18>		Aliran <19>	
		X (%)	M (kg)	X (%)	M (kg)	X (%)	M (kg)
1	Minyak	0,29	27.62	0	0	0.33	27.65
2	Air	90.09	8547.90	8.56	85.48	99,67	8462.42
3	Serat	9.62	912.76	91.44	912.76	0	0
TOTAL		100,00	9488.29	100,00	998.24	100,00	8490.04
		9488.29		9488.29			

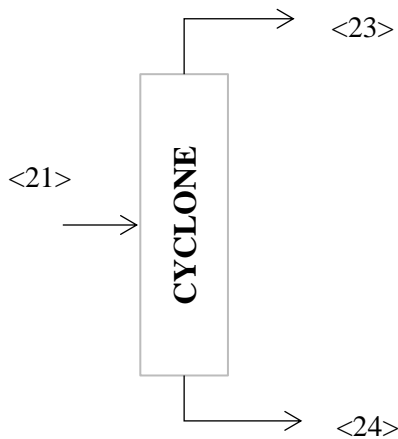
9. DEPERICARPER (H-230)



Tabel III.9 Neraca Depericarper

No	Komponen	Masuk		Keluar			
		Aliran <20>		Aliran <21>		Aliran <22>	
		X (%)	M (kg)	X (%)	M (kg)	X (%)	M (kg)
1	Minyak	0.26	27.65	0,57	27.65	0	0
2	Air	1.71	182.38	3.75	182.38	0	0
3	Serat	43.70	4655.3	95.68	4655.3	0	0
4	Cangkang	15.30	1629.94	0	0	28,16	1629.94
5	Inti	39.04	4158.0	0	0	71,84	4158.00
TOTAL		100,00	10653.27	100,00	4865.33	100,00	5787.94
		10653.27		10653.27			

10. CYCLONE (H-240)

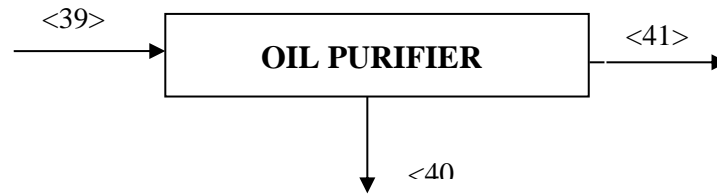


Tabel III.10 Neraca Cyclone

No	Komponen	Masuk		Keluar			
		Aliran <21>		Aliran <23>		Aliran <24>	
		X (%)	M (kg)	X (%)	M (kg)	X (%)	M (kg)

1	Minyak	0.57	27.65	0	0	0.57	27.65
2	Air	3.75	182.38	0	0	3.75	182.38
3	Serat	95.68	4655.3	100	2.94	95.68	4652.36
TOTAL		100	4865.33	100	2.94	100	4862.40
		4865.33		4865.33			

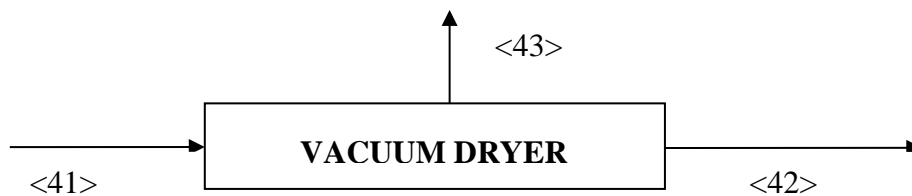
11. OIL PURIFIER (H-200)



Tabel III.11 Neraca Oil Purifier

No	Komponen	Masuk		Keluar			
		Aliran <39>		Aliran <40>		Aliran <41>	
		X (%)	M (kg)	X (%)	M (kg)	X (%)	M (kg)
1	Minyak	96.35	27596.12	63.76	551.92	97.36	27044.19
2	Air	3.65	1045.70	36.24	313.71	2.64	731.99
TOTAL		100,00	28641.818	100,00	865.63	100,00	27776.19
		28641.818		28641.818			

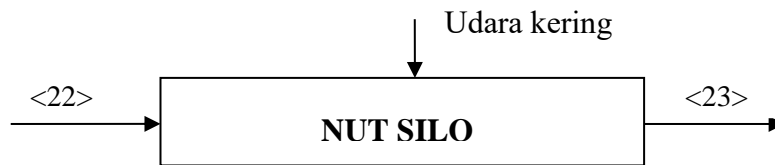
12. VACUUM DRYER (H-210)



Tabel III.12 Neraca Vacum Dryer

No	Komponen	Masuk		Keluar			
		Aliran <41>		Aliran <42>		Aliran <43>	
		X (%)	M (kg)	X (%)	M (kg)	X (%)	M (kg)
1	Minyak	97.36	27776.19	99.01	27044.19	0	0
2	Air	2.64	731.99	0.99	270.44	100	461.55
TOTAL		100,00	27776.19	27776.19	27314.64	100,00	461.55
		27776.19		27776.19			

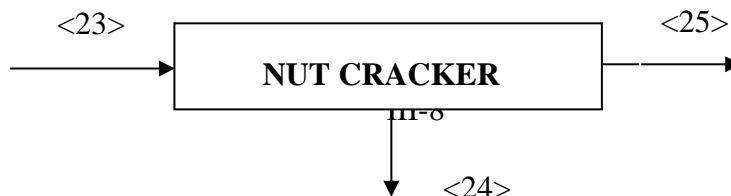
13. NUT SILO (H-250)



Tabel III.13 Neraca Nut Silo

No.	Komponen	Masuk		Keluar	
		Aliran <22>		Aliran <23>	
		X (%)	M (kg)	X (%)	M (kg)
1	Cangkang	28,16	1629.94	28,16	1629.93
2	Inti	71,84	4158.00	65,17	3771.72
3	Air	0	0	6,11	353.43
4	Minyak	0	0	0,57	32.85
TOTAL		100,00	5787.94	100,00	5787.94
		5787.94		5787.94	

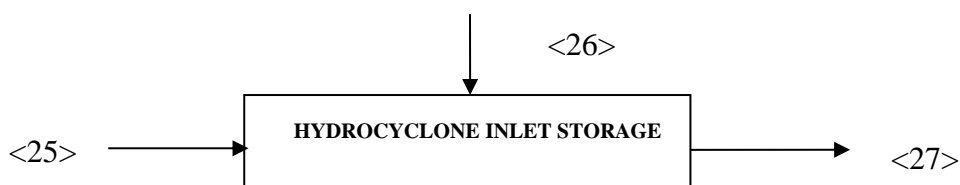
14. NUT CRACKER (C-260)



Tabel III.14 Neraca Nut Cracker

No.	Komponen	Masuk		Keluar			
		Aliran <23>		Aliran <24>		Aliran <25>	
		X (%)	M (kg)	X (%)	M (kg)	X (%)	M (kg)
1	Air	6,11	353.43	91,5	353.43	0	0
2	Minyak	0,57	32.85	8,5	32.85	0	0
3	Cangkang	28,16	1629.93	0	0	30.17	1629.94
4	Inti	65,17	3771.72	0	0	69.83	3771.97
TOTAL		100,00	5787.94	100,00	386.28	100,00	5401.66
		5787.94		5787.94			

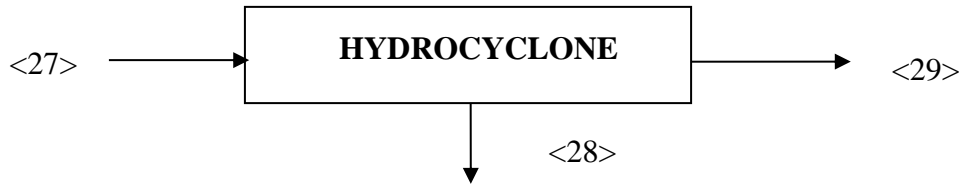
15. HYDROCYCLONE INLET STORAGE (F-270)



Tabel III.15 Neraca Hydrocyclone Inlet Storage

No.	Komponen	Masuk				Keluar	
		Aliran <25>		Aliran <26>		Aliran <27>	
		X (%)	M (kg)	X (%)	M (kg)	X (%)	M (kg)
1	Cangkang	30.18	1629.94	0	0	10.06	1629.94
2	Inti	69.83	3771.72	0	0	23.28	3771.72
3	Air	0	0	100	10803.32	66.67	10803.32
TOTAL		100,00	5401.66	100,00	10803.32	100,00	16204.97
		16204.97				16204.97	

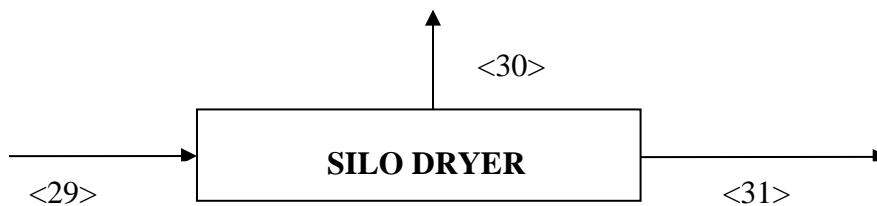
16. HYDROCYCLONE (H-280)



Tabel III.16 Neraca Hydrocyclone

No.	Komponen	Masuk		Keluar			
		Aliran <27>		Aliran <28>		Aliran <29>	
		X (%)	M (kg)	X (%)	M (kg)	X (%)	M (kg)
1	Cangkang	10.06	1629.94	13.22	1629.94	0	0
2	Inti	23.28	3771.72	0	0	97.22	3771.72
3	Air	66.67	10803.32	86.78	10695.28	2.78	108.03
TOTAL		100,00	16204.97	100,00	12325.22	100,00	3879.75
		16204.97		16204.97			

17. SILO DRYER (E-290)

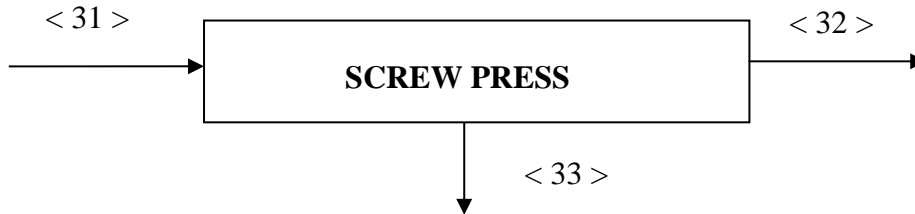


Tabel III.17 Neraca Silo Dryer

No.	Komponen	Masuk		Keluar			
		Aliran <29>		Aliran <30>		Aliran <31>	
		X (%)	M (kg)	X (%)	M (kg)	X (%)	M (kg)
2	Inti	97,22	3771.72	0	0	100,00	3771.72
3	Air	2.78	108.03	100,00	108.03	0	0

TOTAL	100,00	3879.75	100,00	108.03	100,00	3771.72
	3879.75		3879.75			

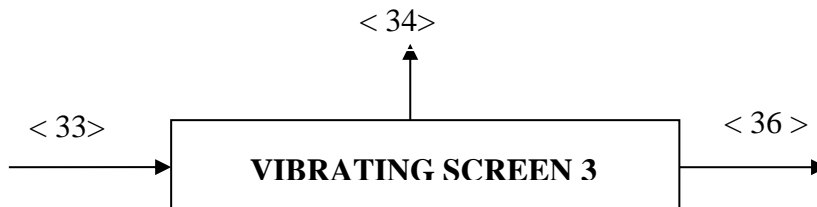
18. SCREW PRESS (H-300)



Tabel III.18 Neraca Screw Press

No.	Komponen	Masuk		Keluar			
		Aliran <31>		Aliran <32>		Aliran <33>	
		X (%)	M (kg)	X (%)	M (kg)	X (%)	M (kg)
1	Minyak	86,22	3251.97	30,59	162.60	95.35	3089.37
2	Air	1.65	62.37	0,59	3.12	1.83	59.25
3	Daging	12.13	457.38	68,83	365.90	2.82	91.48
TOTAL		100,00	3771.72	100,00	531.62	100,00	3240.10
		3771.72		3771.72			

19. VIBRATING SCREEN II (H-310)

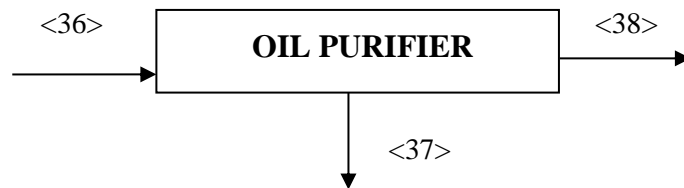


Tabel III.19 Neraca Vibrating Screen

No.	Komponen	Masuk		Keluar			
		Aliran <33>		Aliran <34>		Aliran <36>	
		X	M	X	M	X	M

		(%)	(kg)	(%)	(kg)	(%)	(kg)
1	Minyak	95,35	3089.37	0	0	98,12	3089.37
2	Air	1.83	59.25	0	0	1,88	59.25
3	Daging	2,82	91.48	100,00	91.48	0	0
TOTAL		100,00	3240.10	100,00	91.48	100,00	3148.62
		3240.10		3240.10			

20. **OIL PURIFIER (H-320)**



Tabel III.20 Neraca Oil Purifier

No.	Komponen	Masuk		Keluar			
		Aliran <36>		Aliran <37>		Aliran <38>	
		X (%)	M (kg)	X (%)	M (kg)	X (%)	M (kg)
1	Minyak	98,12	3089.37	67.59	61.79	99,03	3027.59
2	Air	1.88	59.25	32.41	29.63	0.97	29.63
TOTAL		100,00	3148.62	100,00	91.41	100,00	3027.59
		3148.62		3057.21			

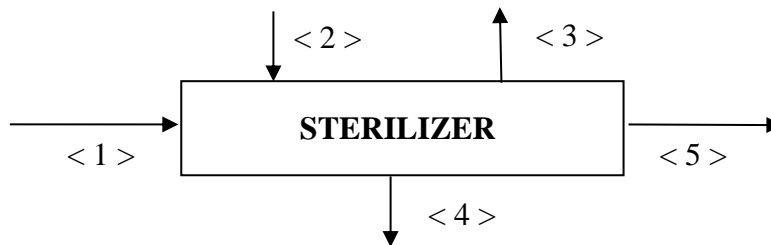
BAB IV

NERACA ENERGI

Perhitungan neraca massa dan neraca energi merupakan prinsip dasar dalam perancangan desain sebuah pabrik. Dari neraca massa dapat ditentukan kapasitas produksi, kebutuhan bahan baku, kebutuhan lain yang terkait dalam perhitungan. 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 :

$$[\text{Akumulasi energi}] = [\text{Aliran energi masuk}] - [\text{Aliran energi keluar}]$$

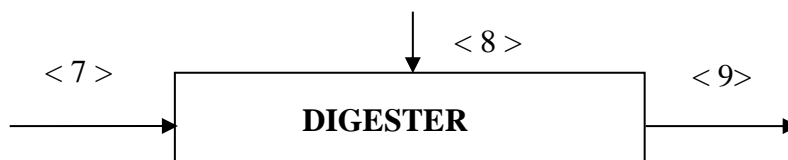
1. STERILIZER (D-110)



Tabel IV.1 Neraca Sterilizer

Masuk		Keluar	
Aliran	kJ	Aliran	kJ
< 1 >	8189204.475	< 3 >	22033048.984
< 2 >	39060430.804	<4>	10387334.400
		<5>	14506072.865
		Kond. Alat	7335.612
		Q loss	315843.419
TOTAL	47249635.280	TOTAL	47249635.280

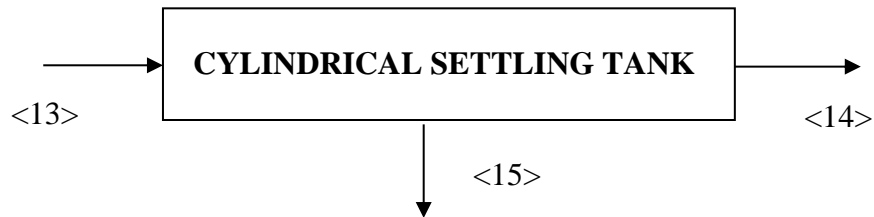
2. DIGESTER (M-130)



Tabel IV.2 Neraca Digester

Masuk		Keluar	
Aliran	kJ	Aliran	kJ
< 7 >	1300549.331	< 9 >	9417629.396
< 8 >	17472484.12	Kond. Alat	9355404.051
		Q loss	405854.0032
TOTAL	18773033.45	TOTAL	18773033.45

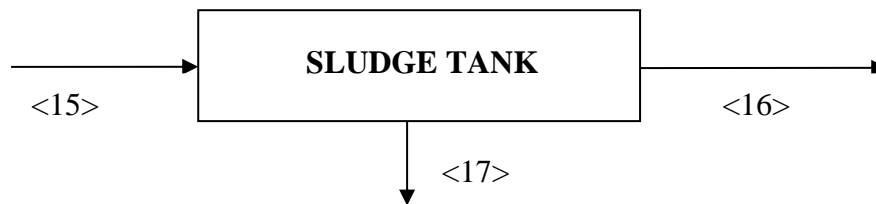
3. CYLINDRICAL SETTLING TANK (H-170)



Tabel IV.3 Neraca Cylindrical Settling Tank

Masuk		Keluar	
Aliran	kJ	Aliran	kJ
< 13 >	5950984.0	< 14 >	3942987.6
Steam	731147.4	< 15 >	2506717.8
		Kond. Alat	207489.9
		Q loss	24936.1
TOTAL	6682131.3	TOTAL	6682131.3

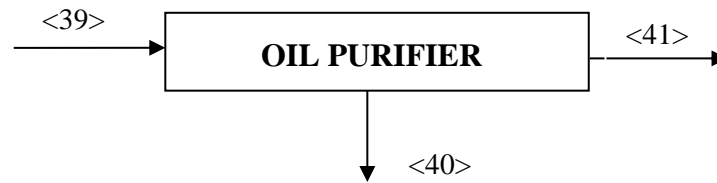
4. SLUDGE TANK (H-180)



Tabel IV.4 Neraca Sludge Tank

Masuk		Keluar	
Aliran	kJ	Aliran	kJ
< 15 >	2311562.1	<16 >	94974.6
Steam	207525.5	< 17 >	2411743.2
		Kond. Alat	2612.0
		Q loss	9757.8
TOTAL	2519087.6	TOTAL	2519087.6

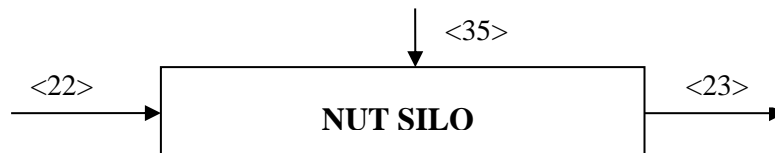
5. OIL PURIFIER (H-200)



Tabel IV.5 Neraca Oil Purifier

Masuk		Keluar	
Aliran	kJ	Aliran	kJ
< 39 >	3727067.4	< 41 >	3877117.2
Steam	351866.5	< 40 >	160845.0
		Kond. Alat	25427.0
		Q loss	15544.7
TOTAL	4078934.0	TOTAL	4078934.0

6. NUT SILO (H-250)



Tabel IV.6 Neraca Nut Silo

Masuk		Keluar	
Aliran	kJ	Aliran	kJ
< 22 >	47801,5	< 23 >	621453,1
< 35 >	2001844,3	Kond. Alat	1399510,2
		Q loss	28682,6
TOTAL	2049645,8	TOTAL	2049645,8

7. SLURRY STORAGE (F-160)

Tabel IV.7 Neraca Slurry Storage

Masuk		Keluar	
Aliran	kJ	Aliran	kJ
< 13 a >	5452694.2	< 13 b >	6446899.3
Steam	1108013.9	Kond. Alat	64098.6
		Q loss	49710.3
TOTAL	6560708.2	TOTAL	6560708.2

8. CYLINDRICAL SETTLING TANK STORAGE (F-172)

Tabel IV.8 Neraca Cylindrical Settling Tank Storage

Masuk		Keluar	
Aliran	kJ	Aliran	kJ
< 14 a >	3335899.2	< 14 b >	3942707.0
Steam	668866.9	Kond. Alat	31718.8
		Q loss	30340.4
TOTAL	4004766.2	TOTAL	4004766.2

9. SLUDGE TANK STORAGE (F-181)

Tabel IV.9 Neraca Sludge Tank Storage

Masuk		Keluar	
Aliran	kJ	Aliran	kJ
< 14 a >	80320.4	< 14 b >	94949.4
Steam	25277.7	Kond. Alat	9917.3
		Q loss	731.4
TOTAL	105598.1	TOTAL	105598.1

10. SILO DRYER (H-290)

Tabel IV.10 Neraca Silo Dryer

Masuk		Keluar	
Aliran	kJ	Aliran	kJ
< 29 >	453658.0	< 31 >	453658.0
TOTAL	453658.0	TOTAL	453658.0

11. BAROMETRIK KONDENSOR (E-211)

Tabel IV.11 Neraca Barometrik Kondensor

Masuk (kcal)		Keluar (kcal)	
$H_{U_{ap} \text{ Air}}$	247961.0651	$H_{K_e \text{ Jet Ejector}}$	11779.41
$H_{C_{ooling \text{ Water}}}$	50140.10506	$H_{K_{ondensat}}$	273919.49
		Q_{loss}	12398.05
Total	298101.1702	Total	298096.95

12. STEAM JET EJECTOR (G-222)

Tabel IV.12 Neraca Steam Jet Ejector

Masuk (kcal)		Keluar (kcal)	
H dari Barometric Condensor	9883890,491	H kondensat	96640015,15
Q Steam	98827125,51	Q Loss	12071000.84
Total	108711016	Total	108711016

13. CPO STORAGE (F-220)

Tabel IV.13 Neraca CPO Storage

Masuk		Keluar	
Aliran	kJ	Aliran	kJ
< 14 a >	1443848,0	< 14 b >	1732617,7
Steam	39386316,0	Kond. Alat	39083107,9
		Q loss	14438,5
TOTAL	40830164,0	TOTAL	40830164,0

14. PKO STORAGE (F-330)

Tabel IV.14 Neraca PKO Storage

Masuk		Keluar	
Aliran	kJ	Aliran	kJ
< 14 a >	161435.0	< 14 b >	193722.0
Steam	1606514.5	Kond. Alat	1572613.1
		Q loss	1614.3
TOTAL	1767949.4	TOTAL	1767949.4

BAB V
SPESIFIKASI ALAT

Spesifikasi peralatan yang digunakan dalam Pra-desain Pabrik Kimia – *Crude Palm Oil* (CPO) dan *Palm Kernel Oil* (PKO) sebagai berikut :

Tabel V.1 Spesifikasi Alat Loading Ramp

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	A-111
Fungsi	Tempat penimbunan sementara dan untuk pemuatan TBS ke dalam lori
Tipe	Bidang luncur dengan kemiringan ideal 25°
Jumlah pintu	12
Kapasitas	180 Ton
Bahan Konstruksi	Carbon Steel
Dimensi	
Panjang	1750 in
Lebar	870 in
Tebal	1,2 in
Spesifikasi Penggerak	
Merk	Electrim
Daya	5,5 kW
Voltase	380 Volt

Tabel V.2 Spesifikasi Alat Lori

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	F-112
Fungsi	Sebagai penampung TBS dari loading ramp ke sterilizer
Tipe	Lori berbentuk tangki horizontal dengan bagian terbuka di atasnya
Dimensi	
ID	60 in

OD	62 in
Tinggi Silinder	90 in
Tebal silinder	3/16 in
Tebal tutup	3/16 in
Panjang lori	115 in
Jumlah (unit)	16

Tabel V.3 Spesifikasi Alat Sterilizer

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	D-110
Fungsi	Untuk merebus TBS agar buah sawit mudah terlepas
Kapasitas	60 ton/jam
Tipe	<i>Horisontal Tank</i>
Bahan konstruksi	Stainless Steel 304
Dimensi	
ID	66 in
OD	68 in
Panjang silinder	1065 in
Tebal silinder	3/16 in
Tebal tutup	5/16 in
Panjang Sterilizer	1090 in
Kondisi Operasi	
Tekanan	3 Bar
Suhu	90°C
Waktu Tinggal	90 menit
Jumlah (unit)	2

Tabel V.4 Spesifikasi Alat Hoisting Crane

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	A-117
Fungsi	Mengangkat lori rebusan berisi buah ke thresher
Kapasitas	5 ton
Panjang rantai	6 m

Jumlah	2 unit
--------	--------

Tabel V.5 Spesifikasi Alat Thresher

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	H-120
Fungsi	Untuk memisahkan antara tandan dan buah dengan membanting buah dalam drum
Kapasitas	28500 Kg/jam
Tipe	<i>Rotary Drum Stripper</i>
Bahan konstruksi	Stainless Steel 304
Volume	25 m ³
Panjang	6 m
Kondisi Operasi	
Tekanan	1 bar
Suhu	30°C
Jumlah (unit)	1
Kecepatan Putar	20 rpm

Tabel V.6 Spesifikasi Alat Belt Conveyor

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	J-118
Fungsi	Mengangkut berondolan kelapa sawit menuju digester
Bahan Konstruksi	<i>Rubber and Steel</i>
Kapasitas Berondolan	45.000 ton/jam
Tipe	<i>Throughed antifriction idlers</i>
Panjang	10 m

Tabel V.7 Spesifikasi Alat Digester

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	M-130
Fungsi	Melumatkan buah sawit agar mudah dipress
Kapasitas	10000 Kg/jam

Tipe	<i>Vertikal Tank</i>
Bahan konstruksi	Stainless Steel 304
Volume	420 ft ³
Dimensi	
ID	85 in
OD	87,5 in
Tinggi silinder	125,25 in
Tebal silinder	0,25 in
Tebal tutup atas	18 in
Tebal tutup bawah	25 in
Panjang digester	142,5 in
Ukuran diameter pipa jaket	3/4 in
Rpm Agitator	27,5 rpm
Power	60,5 HP
Kondisi Operasi	
Tekanan	3 Bar
Suhu	90°C
Jumlah (unit)	6
Kecepatan Putar	27,5 rpm

Tabel V.8 Spesifikasi Alat Screw Press

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	H-140
Fungsi	Untuk memisahkan minyak dari ampas dan biji.
Kapasitas	15000 Kg/jam
Tipe	TEFC
Bahan konstruksi	Stainles Steel 304
Dimensi	
Panjang	800 cm
Lebar	175 cm
Diameter Ulir	54 cm
Panjang Ulir	550 cm

Putaran ulir	20 rpm
Kondisi Operasi	
Tekanan	1 bar
Suhu	30°C
Jumlah (unit)	1
Tekanan Kerja	120 Bar
Elektro Motor	
Tipe	TEFC
Daya	30 Hp
voltase	40 Volt

Tabel V.9 Spesifikasi Alat Vibrating Screen I

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	H-150
Fungsi	Untuk memisahkan serat-serat kasar dan kotoran-kotoran kasar yang terikut dengan minyak
Bahan Konstruksi	Stainless Steel 304
Dimensi	
Laju alir	42000 kg/jam
Ukuran bahan	30 mesh
Dimensi buka(a)	1 in
Ukuran tebal	0,25 in
Kapasitas unit (Cu)	0.25

Tabel V.10 Spesifikasi Alat Slurry Storage

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	F-160
Fungsi	Untuk menampung minyak kasar yang keluar dari vibrating screen
Kapasitas	17500 kg
Tipe	<i>Vertikal Tank</i>
Bahan konstruksi	Stainless Steel 304

Volume	837,5 ft ³
Tinggi Tangki	225 in
Dimensi	
ID	145 in
OD	145,25 in
Tebal silinder	3/16 in
Tebal tutup atas	3/16 in
Tebal tutup bawah	3/16 in
Kondisi Operasi	
Tekanan	1 bar
Suhu	90°C
Jumlah (unit)	1

Tabel V.11 Spesifikasi Alat CST

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	H-170
Fungsi	untuk memisahkan hasil perasan dan padatan yang terikut
Kapasitas	38200 Kg/jam
Tipe	<i>Horizontal Tank</i>
Bahan konstruksi	Stainles Steel 304
Volume	1925 ft ³
Tinggi Tangki	275 in
Dimensi	
ID	137,75 in
OD	138 in
Tinggi silinder	207,5 in
Tebal silinder	0,2 in
Tebal tutup atas	0,2 in
Tebal tutup bawah	0,2 in
Dimensi coil	
Diameter	10 ft

Jumlah lilitan	19 lilitan
Rpm Agitator	3 rpm
Power	0,464 HP
Kondisi Operasi	
Tekanan	1 bar
Suhu	90°C
Jumlah (unit)	1

Tabel V.12 Spesifikasi Alat CST Storage

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	F-172
Fungsi	Untuk menampung keluaran CST sebelum ke oil purifier
Kapasitas	28000 Kg
Tipe	<i>Vertikal Tank</i>
Bahan konstruksi	Stainless Steel 304
Volume	1440 ft ³
Tinggi Tangki	237,5 in
Dimensi	
ID	125,75 in
OD	126 in
Tebal silinder	3/16 in
Tebal tutup atas	3/16 in
Tebal tutup bawah	3/16 in
Diameter coil	8 ft
Jumlah lilitan	1379 lilitan
Kondisi Operasi	
Tekanan	1 bar
Suhu	90°C
Jumlah (unit)	1

Tabel V.13 Spesifikasi Alat Pompa CST

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	L-201
Fungsi	Untuk mengalirkan CPO dari bak penampung CST menuju Oil Purifier
Tipe	<i>Centrifugal pump</i>
Bahan Konstruksi	Stainless Steel 304
Bahan pipa	<i>Commercial steel</i>
Daya pompa	3,25 kW
Power motor	3,325 kW
Jumlah (unit)	1unit

Tabel V.14 Spesifikasi Alat Sludge Tank

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	H-180
Fungsi	Untuk memisahkan padatan yang masih terikut dari CST
Kapasitas	10500 Kg/jam
Tipe	<i>Vertikal Tank</i>
Bahan konstruksi	Stainles Steel 304
Volume	475,75 ft ³
Tinggi Tangki	180 in
Dimensi	
ID	89,75 in
OD	90 in
Tinggi silinder	134,5 in
Tebal silinder	0,2 in
Tebal tutup atas	0,2 in
Tebal tutup bawah	0,2 in
Diameter Coil	8 ft

Luas Penampang coil	28,25 ft ²
Rpm Agitator	10 rpm
Power	2,5 HP
Kondisi Operasi	
Tekanan	1 bar
Suhu	90 ⁰ C
Jumlah (unit)	1

Tabel V.15 Spesifikasi Alat Plate and Frame

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	H-190
Fungsi	Untuk memisahkan serat-serat kasar dan kotoran-kotoran kasar yang terikuk dengan minyak setelah keluar dari sludge tank
Bahan Konstruksi	Stainless Steel 304
Dimensi	
Luas filter	4 m ²
Jumlah Frame	2 Buah
Jumlah Plate	3 Buah
Jumlah Cake Tiap Siklus	1000 Kg
Waktu Tinggal	60 Menit
Jumlah	1 Unit

Tabel V.16 Spesifikasi Alat Sludge Tank Storage

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	F-181
Fungsi	Untuk menampung keluaran sludge tank sebelum ke oil purifier
Kapasitas	625 kg
Tipe	<i>Vertikal Tank</i>
Bahan konstruksi	Stainless Steel 304
Volume	28,5 ft ³
Tinggi Tangki	60 in

Dimensi	
ID	33,75 in
OD	34 in
Tebal silinder	3/16 in
Tebal tutup atas	3/16 in
Tebal tutup bawah	3/16 in
Kondisi Operasi	
Tekanan	1 atm
Suhu	90°C
Jumlah (unit)	1

Tabel V.17 Spesifikasi Alat Pompa Storage Sludge Tank

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	L-202
Fungsi	Untuk mengalirkan CPO dari bak penampung sludge tank menuju Oil Purifier
Tipe	<i>Centrifugal pump</i>
Bahan Konstruksi	Stainless Steel 304
Bahan pipa	<i>Commercial steel</i>
Daya pompa	2,5 kW
Power motor	3.5 hp
Jumlah (unit)	1 unit

Tabel V.18 Spesifikasi Alat Oil Purifier

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	H-200
Fungsi	Untuk memurnikan minyak yang berasal dari CST dan diharapkan kadar airnya sekitar 1%
Kapasitas	28750kg/jam
Tipe	<i>Vertikal Tank</i>
Bahan konstruksi	Stainles Steel 304

Volume	3150 ft ³
Volume basket	780 ft ³
Dimensi	
D	54 in
H	48 in
Tebal basket	1/4 in
Diameter coil	8 ft
Jumlah lilitan	3 lilitan
Luas penampang	48,77 ft ²
Kondisi Operasi	
Tekanan	1 bar
Suhu	90°C
Waktu cycle / jam	4
Jumlah (unit)	1

Tabel V.19 Spesifikasi Alat Vacuum Dryer

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	H-210
Fungsi	Untuk mengeringkan minyak yang keluar dari oil purifier
Tipe	Single fluid pneumatic nozzles spray drayer dengan sistem vacuum
Bahan konstruksi	Stainless Steel
Tinggi Tangki	27,5 in
Dimensi	
ID	11.75 in
OD	12 in
Tebal silinder	3/16 in
Tebal tutup atas	3/16 in
Tebal tutup bawah	3/16 in
Kondisi Operasi	
Tekanan	1 atm

Suhu	90°C
Jumlah (unit)	1

Tabel V.20 Spesifikasi Alat Steam Jet Ejector

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	G-222
Fungsi	Menarik gas-gas yang tidak terkondensasi pada Barometric Condensor
Tipe	Single stage jet
Bahan konstruksi	Carbon Steel SA 334 Grade C
Kebutuhan Steam	37000 lb/jam
Waktu evakuasi	0.1 menit
Dimensi: Panjang	4 in
Kondisi operasi: Tekanan vacuum	7 inHg abs

Tabel V.21 Spesifikasi Alat Barometric Condensor

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	E-211
Fungsi	Untuk mengondensasi uap air yang keluar dari vacuum dryer
Tipe	Counter-current dry air condenser
Bahan konstruksi	Carbin Steel SA 283 Grade C
Air pendingin	11000 kg/jam
Dimensi Pipa uap Cross section (S) Diameter pipa uap (d)	0.15 ft ² 5 in
Barometric leg: H (tinggi)	10.5 m
Kondisi Operasi (uap air): Tekanan Suhu	17,5 kPa 55°C

Jumlah (unit)	1
---------------	---

Tabel V.22 Spesifikasi Alat Pompa CPO Storage

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	L-221
Fungsi	Untuk mengalirkan CPO ke CPO Storage
Tipe	<i>Centrifugal pump</i>
Bahan Konstruksi	Stainless Steel 304
Bahan pipa	<i>Commercial steel</i>
Daya pompa	3.5 kW
Power motor	4.75 hP
Jumlah (unit)	1 unit

Tabel V.23 Spesifikasi Alat CPO Storage

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	F-220
Fungsi	Untuk menampung hasil CPO
Kapasitas	27500 kg
Tipe	<i>Vertikal Tank</i>
Bahan konstruksi	Stainless Steel 304
Volume	14250 ft ³
Tinggi Tangki	212,5 in
Dimensi	
ID	124,75 in
OD	125 in
Tebal silinder	0,75 in
Tebal tutup atas	0,5 in
Tebal tutup bawah	0,5 in

Kondisi Operasi	
Tekanan	1 atm
Suhu	90°C
Jumlah (unit)	1

Tabel V.24 Spesifikasi Alat Screw Conveyor

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	J-131
Fungsi	Mengalirkan bahan slurry dari screw press menuju depericarper
Material	H 36
Kapasitas	10815 kg/jam

Tabel V.25 Spesifikasi Alat Depericarper

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	H-250
Fungsi	Untuk memisahkan serat dan biji
Kapasitas	10750 Kg/jam
Tipe	<i>induced draught depericarper</i>
Bahan konstruksi	Carbon Steel SA-283
Volume	510 ft ³
Tinggi Tangki	178 in
Dimensi	
ID	89,5 in
OD	90 in
Tinggi silinder	134,25 in
Tebal silinder	1/4 in
Tebal tutup atas	1/4 in
Tebal tutup bawah	1/4 in
Kondisi Operasi	
Tekanan	1 bar
Suhu	30°C
Jumlah (unit)	1

Tabel V.26 Spesifikasi Alat Blower Depericarper

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	G-132
Fungsi	Memisahkan serabut – serabut ringan dengan menghembuskan udara luar menuju ke cyclone
Tipe	<i>Centrifugal</i>
Bahan Konstruksi	Stainless Steel SA-283
Volumetrik rate	25 m ³ /s
Power Blower 1	1 kW
Power Blower 2	1 kW
Jumlah (unit)	2unit

Tabel V.27 Spesifikasi Alat Fiber Cyclone

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	H-240
Fungsi	memisahkan serat yang akan diolah menggunakan SCFE dan udara
Kapasitas	1 m ³ /jam
Tipe	<i>Cyclone</i>
Bahan konstruksi	Carbon Steel SA-283
Kecepatan gas masuk	98 ft/s
Tinggi Cyclone	9,5 ft
Kondisi Operasi	
Tekanan	1 bar
Suhu	30°C

Jumlah (unit)	1
---------------	---

Tabel V.28 Spesifikasi Alat Belt Conveyor

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	J-134
Fungsi	Mengangkut biji kelapa sawit menuju nut silo
Bahan Konstruksi	<i>Rubber and Steel</i>
Kapasitas Kernel	6000 ton/jam
Tipe	<i>Throughed antifriction idlers</i>
Panjang	10 m

Tabel V.29 Spesifikasi Alat Nut Silo

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	H-260
Fungsi	melumatkan biji sawit agar mudah dipress
Kapasitas	6000 Kg/jam
Tipe	<i>Vertikal Tank</i>
Bahan konstruksi	Stainless Steel 304
Volume	235 ft ³
Tinggi Tangki	92,5 in
Dimensi	
ID	71,5 in
OD	72 in
Tebal silinder	1/4 in
Tebal tutup atas	0,5 in
Tebal tutup bawah	0,2 in
Kondisi Operasi	
Tekanan	3 bar
Suhu	70°C
Jumlah (unit)	1

Tabel V.30 Spesifikasi Heater Nut Silo

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	E-254
Fungsi	Menaikkan temperature Nut Silo dari 30 ^o C menjadi 60 ^o C)
Bahan Konstruksi	Stainless Steel
Bagian Shell :	
ID	8 in
Passes	1
Baffle spacing	8 in
Bagian Tube :	
ID	0,652 in
Panjang	10 ft
Passes	2
Jumlah	30
Jumlah unit	1

Tabel V.31 Spesifikasi Alat Blower Nut Silo

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	G-253
Fungsi	Untuk mengeringkan inti kernel di dalam bin
Tipe	<i>Centrifugal</i>
Bahan Konstruksi	Stainless Steel SA-283
Volumetrik rate	0.5 m ³ /s
Power Blower 1	7,5 kW

Power Blower 2	15 kW
Jumlah (unit)	2unit

Tabel V.32 Spesifikasi Alat Nut Cracker

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	C-260
Fungsi	Untuk memisahkan inti dan cangkang biji kelapa sawit
Kapasitas	5800 Kg/jam
Tipe	<i>Hammer Mill</i>
Bahan konstruksi	<i>Commersial Steel</i>
Dimensi	
Diameter	30 in
Panjang	30 in
Jumlah (unit)	1
Ukuran feed (maks)	2,5 in
Kecepatan (maks)	1200 rpm
Daya	100 hp

Tabel V.33 Spesifikasi Alat Belt Conveyor

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	J-271
Fungsi	Mengangkut biji kelapa sawit menuju hydrocyclone
Bahan Konstruksi	<i>Rubber and Steel</i>
Kapasitas Berondolan	3,75 ton/jam
Tipe	<i>Throughed antifriction idlers</i>
Panjang	10 m

Tabel V.34 Spesifikasi Alat Hydrocyclone Inlet Storage

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	F-270

Fungsi	Untuk menampung campuran cangkang inti dan air sebelum masuk hydrocyclone
Kapasitas	16500 kg
Tipe	<i>Vertikal Tank</i>
Bahan konstruksi	Stainless Steel 304
Volume	680 ft ³
Tinggi Tangki	200 in
Dimensi	
ID	101.75 in
OD	102 in
Tebal silinder	7/16 in
Tebal tutup atas	7/16 in
Tebal tutup bawah	3/8 in
Kondisi Operasi	
Tekanan	1 atm
Suhu	90°C
Jumlah (unit)	1

Tabel V.35 Spesifikasi Alat Hydrocyclone

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	H-280
Fungsi	Untuk memisahkan cangkang dan biji yang telah terpisah
Kapasitas	16500 Kg/jam
Tipe	<i>Cyclone</i>
Bahan konstruksi	Carbon Steel SA-283
Kecepatan gas masuk	98 ft/s
Tinggi Cyclone	1.6 ft
Jumlah (unit)	1

Tabel V.36 Spesifikasi Alat Pompa Hydrocyclone

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	L-281

Fungsi	Untuk mengalirkan air dari bak penampung air menuju hydrocyclone
Tipe	<i>Centrifugal pump</i>
Bahan Konstruksi	Stainless Steel 304
Bahan pipa	<i>Commercial steel</i>
Daya pompa	2 kW
Power motor	2.5 kW
Jumlah (unit)	1unit

Tabel V.37 Spesifikasi Alat Silo Dryer

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	H-290
Fungsi	Mengeringkan inti kelapa sawit sebelum dibawa ke screw press
Kapasitas	3885 Kg/jam
Tipe	<i>Vertical Tank</i>
Bahan konstruksi	Stainless Steel 304
Volume	125 ft ³
Panjang Silo Dryer	105 in
Dimensi	
ID	59,75 in
OD	60 in
Tebal silinder	3/16 in
Tebal tutup atas	4/16 in
Tebal tutup bawah	3/16 in
Kondisi Operasi	
Tekanan	1,5 atm
Suhu	40°C
Jumlah (unit)	1

Tabel V.38 Spesifikasi Alat Blower Silo Dryer

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	G-271
Fungsi	Untuk mengeringkan inti kernel di dalam bin
Tipe	<i>Centrifugal</i>
Bahan Konstruksi	Stainless Steel SA-283
Volumetrik rate	1.01 m ³ /s
Power Blower 1	0.029 kW
Power Blower 2	0.057 kW
Jumlah (unit)	2unit

Tabel V.39 Spesifikasi Alat Screw Press

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	H-300
Fungsi	Untuk memisahkan minyak dari ampas dan biji.
Kapasitas	20000 Kg/jam
Tipe	Horizontal Mono Screw
Bahan konstruksi	Stainles Steel 304
Dimensi	
Panjang	9750cm
Lebar	300 cm
Diameter Ulir	54 cm
Panjang Ulir	200 cm
Putaran ulir	20 rpm
Kondisi Operasi	
Tekanan	1 bar
Suhu	30°C
Jumlah (unit)	1
Tekanan Kerja	120 Bar
Elektro Motor	
Tipe	Horizontal Mono Screw
Daya	30 Hp

voltase	40 Volt
---------	---------

Tabel V.40 Spesifikasi Alat Vibrating Screen II

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	H-310
Fungsi	Untuk memisahkan antara inti kernel dengan air keluaran hydrocyclone
Bahan Konstruksi	Stainless Steel 304
Dimensi	
Laju alir	3250 kg/jam
Ukuran bahan	30 mesh
Dimensi buka(a)	1in
Ukuran screen	2,23 in x 2,2 in

Tabel V.41 Spesifikasi Alat PKO Purifier

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	H-320
Fungsi	Untuk memurnikan minyak yang berasal dari CST dan diharapkan kadar airnya sekitar 1%
Bahan Konstruksi	Stainless Steel 304
Kapasitas	3150 Kg
Diameter	50 in
Tinggi	30 in
Power	0,5 kW

Tabel V.42 Spesifikasi Alat PKO Storage

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	F-330

Fungsi	Untuk menampung hasil PKO
Kapasitas	3200 kg
Tipe	<i>Vertikal Tank</i>
Bahan konstruksi	Stainless Steel 304
Volume	160 ft ³
Tinggi Tangki	120 in
Dimensi	
ID	59,75 in
OD	60 in
Tebal silinder	3/16 in
Tebal tutup atas	3/16 in
Tebal tutup bawah	3/16 in
Kondisi Operasi	
Tekanan	1 atm
Suhu	90°C
Jumlah (unit)	1

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 3. Harga peralatan untuk proses berdasarkan spesifikasi peralatan yang dibutuhkan seperti yang tercantum dalam appendix 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 pelaksanaannya 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:

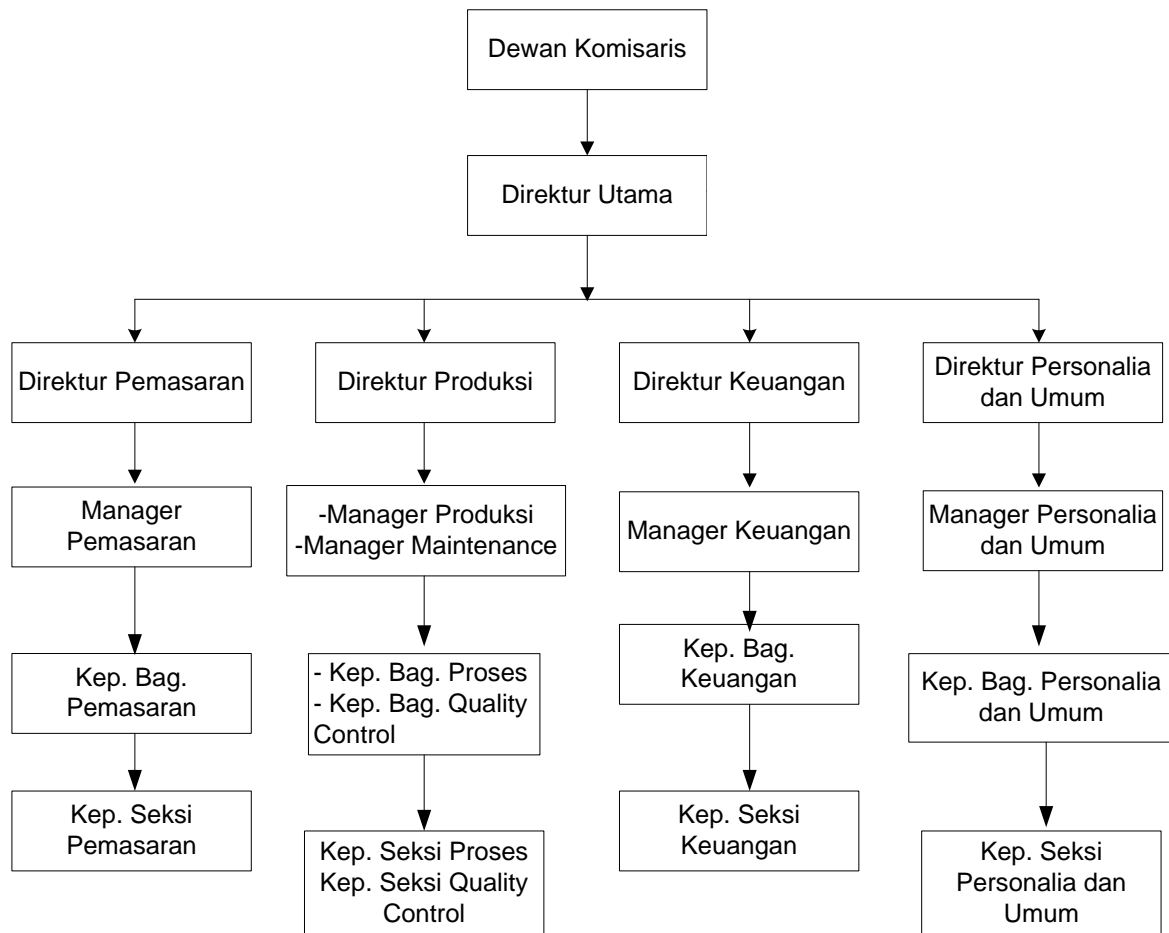
- Pimpinan

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 VI.1 Struktur Organisasi Perusahaan

VI.1.3 Struktur Organisasi Perusahaan

Pembagian kerja dalam organisasi ini adalah :

1. Pemegang Saham

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

2. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris bertindak sebagai wakil dari pemegang saham.

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.

3. 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
- Mempertanggungjawabkan 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 di segala hal dan kejadian yang berhubungan dengan kepentingan perusahaan.

4. Direktur Pemasaran

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

Tugas Direktur Pemasaran:

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

5. Direktur Produksi

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

Tugas Direktur Produksi:

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

6. Direktur Keuangan

Direktur keuangan yang bertugas membantu direktur dalam pelaksanaan tugasnya, yang berhubungan dengan hal keuangan dan pembukuan perusahaan.

Tugas Direktur Keuangan:

- Membantu direktur dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok bidang keuangan dan pembukuan perusahaan.
- Menentukan kebijakan keuangan pabrik agar dapat memperoleh keuntungan maksimal.
- Mengadakan koordinasi yang tepat dari bagian keuangan.

- Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk mengadakan tugas masing-masing.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Utama.

7. 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 dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok dalam bidang kepegawaian, fasilitas bagi karyawan, peningkatan mutu karyawan, pelayanan terhadap masyarakat maupun karyawan serta keamanan pabrik.
- Mengadakan koordinasi yang tepat dari bagian personalia dan umum
- Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk mengadakan tugas masing-masing.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Utama.

8. 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.

9. 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.

10. 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.

11. 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.

12. Kepala Bagian Keuangan

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

13. 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 = 1440 ton/hari

Berdasarkan *Figure VI.35 Vilbrandt*, hal 235 diperoleh:

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

dimana:

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

P = Kapasitas produk (ton/hari)

Maka,

$$M = 15,2 \times (1440)^{0,25} = 211 \text{ pekerja-jam/(hari)(tahap proses)}$$

Dalam pabrik ini ada tiga tahapan proses. Setiap karyawan operasi bekerja selama 8 jam per hari dan ada 3 shift setiap harinya. Maka jumlah karyawan operasi yang dibutuhkan sebanyak 211 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 VI.1 Perincian Jumlah dan Gaji Karyawan

No.	Jabatan	Gaji per bulan (Rp)	Jumlah Karyawan	Total Gaji (Rp)
1	Dewan Komisaris	30.000.000	3	90.000.000
2	Direktur Utama	60.000.000	1	60.000.000
3	Dewan Direksi	40.000.000	4	160.000.000
4	Manager	28.000.000	5	140.000.000
5	Kepala Bagian	15.000.000	5	75.000.000
6	Kepala Seksi	10.000.000	5	50.000.000
7	Tim Sekretaris	5.000.000	10	50.000.000
8	Karyawan			
	a. Lulusan S-1	7.000.000	35	245.000.000
	b. Lulusan D-3	4.000.000	45	180.000.000
	c. Lulusan SMU / SMK	2.500.000	55	137.500.000
9	Tim Dokter	8.000.000	9	72.000.000
10	Tim Perawat	5.000.000	9	45.000.000
11	Tim Petugas kebersihan	2.500.000	15	37.500.000
12	Tim Sopir	3.000.000	10	30.000.000
Total			211	1.372.000.000

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 Sawit ini 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 etanol dari bagasse 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 Pembangkit Tenaga Listrik

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

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

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. Untuk 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*)

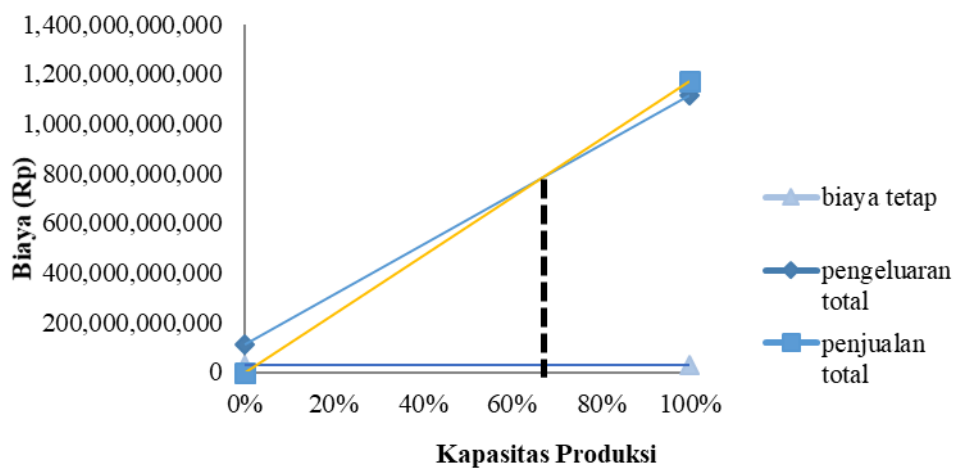
Dari hasil perhitungan pada Appendix D, didapatkan harga $IRR = 14\%$. Harga i yang diperoleh lebih besar dari harga i untuk bunga pinjaman yaitu 12% per tahun. Dengan harga $IRR = 14\%$ yang didapatkan dari perhitungan menunjukkan bahwa pabrik ini layak didirikan dengan kondisi tingkat bunga pinjaman 12% 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 5.4 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) = 60.36%.



Gambar VI.2 *Break Event Point* pada Pabrik CPO dan PKO

BAB VII

KESIMPULAN

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

1. Perencanaan operasi : Semi Batch, 24 jam/hari, selama 330 hari
2. Kapasitas Produksi :
 - Crude Palm Oil (CPO) : 214190011.66 Ton/Tahun
 - Palm Kernel Oil (PKO) : 23978479.11 Ton/Tahun
3. Bahan baku : 475200.00 Ton TBS/Tahun
4. Masa konstruksi : 2 Tahun
5. Analisa Ekonomi :

IRR (Internal Rate of Return)	35%
POT (Pay Out Time)	2.9 Tahun
BEP(Break Even Point)	47.837%

Dari hasil uraian diatas, segi teknis dan ekonomis Pabrik Crude Palm Oil (CPO) dan Palm Kernel Oil (PKO) dari kelapa sawit layak untuk didirikan

DAFTAR PUSTAKA

- Brownell, L. E. and Young, E. H., 1959. "Process Equipment Design". New Delhi: Wiley Eastern Limited
- Christie J. Geankoplis. 1978. "Transport Process and Unit Operations", 3-ed, Boston: Allyn and Bacon, Inc
- Coulson, J. M., and Richardson, J. F., 1993. "Chemical Engineering", Vol 6, New York: Pergamon Press.
- Department of Standards Malaysia, 2007. "Malaysia Standard Edition Palm Oil Specification". Malaysia:
- Direktorat Jenderal Perkebunan, 2017. "Statistik Perkebunan Indonesia Kelapa Sawit 2015-2017", Jakarta: Sekretariat Direktorat Jenderal Perkebunan.
- Hugot, E., 1986. "Handbook OF Sugar Cane Engineering", New York: Elsevier Science Publishing Company Inc.
- Kern, Donald. 1950. "Process Heat Transfer". New York: McGraw-Hill Book Company.
- Ketaren, S. 2008 Pengantar Teknologi Minyak dan Lemak Pangan. Cetakan Pertama. Universitas Indonesia Press. Jakarta
- Kusnarjo. 2010. "Desain Alat Industri Kimia". Surabaya: ITS press
- Kusnarjo. 2010. "Ekonomi Teknik". Surabaya: ITS press
- Ludwig. Ernest. 2011. "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants". San Fransisco : Elsevier
- McCabe, W.L., Julian Smith, Peter Hariot. 1993. "Unit Operation of Chemical Engineering 6th edition". Singapore: McGraw-Hill. Inc
- Naibaho, P.M. 1996. Teknologi Pengolahan Kelapa Sawit. Pusat Penelitian Kelapa Sawit. Medan.
- Pahan, I. 2002. "Kelapa Sawit". Jakarta: Penebar Swadaya

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

PT.Patramas Global Techindo

www.matche.com/Equipcost/index/htm

www.bi.go.id/id/moneter/inflasi/data/Default.aspx

www.chemengonline.com/economic-indicators-cepci/?printmode=1

www.indexmundi.com/agriculture/?commodity=palm-oil

www.sisni.bsn.go.id/index.php/sni_main/sni/detail_sni/7338

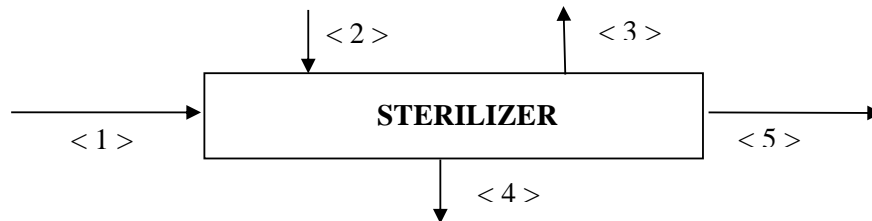
www.perkebunannews.com/hargaCPO

**APPENDIKS A
NERACA MASSA**

Kapasitas olah = 60000 kg/ jam
Fraksi massa = %
Massa = kg/jam

A. PROSES PENGOLAHAN KELAPA SAWIT MENJADI CPO

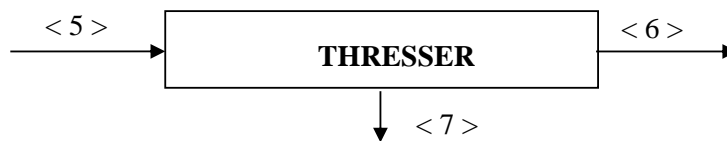
1. STERILIZER



Komponen	Fraksi (%)	Massa (kg)
Tandan Buah Segar <1>		60000
Buah sawit	77.00	= (77/100)*60000 = 46200.00
Mesocarp	78.40	= (78,4/100)*46200 = 36220.80
Minyak	77.40	= (77,4/100)*36220.8 = 28034.90
Air	10.00	= (10,0/100)*36220.8 = 3622.08
Serat	12.60	= (12,6/100)*36220.8 = 4563.82
Cangkang	12.60	= (12,6/100)*46200 = 5821.20
Inti	9.00	= (9,0/100)*46200 = 4158.00
Minyak Inti	79.00	= (79,0/100)*4158 = 3284.82
Air	10.00	= (10,0/100)*4158 = 415.80
Daging Inti	11.00	= (11,0/100)*4158 = 457.38
Tandan kosong	(Naibaho,7 23.00	= (23/100)*60000 = 13800.00
Tandan kosong	Tabel 2.1) 90.00	= (90,0/100)*13800 = 12420.00
Lumpur	10.00	= (10,0/100)*13800 = 1380.00
STEAM <2>	Fraksi (%)	Massa (kg)
	= Didapatkan dari Perhitungan Neraca Energi = 18049.87	
EXHAUSE STEAM <3>	Fraksi (%)	Massa (kg)
	= Massa steam - Massa Steam terkondensasi = 16564.02	
	= Massa steam - (Massa Air kondensat - Massa air yang hilang)	
Komponen	Fraksi (%)	Massa (kg)
KONDENSAT <4>		
Slurry		= (8/100)*60000 = 4800
Minyak	(Naibaho, 48) 0.55	= (0,55/100)*2400 = 26.40
Air	97.16	= (97,16/100)*2400 = 3393.6
Impurities	2.29	= (2,29/100)*2400 = 1380.00

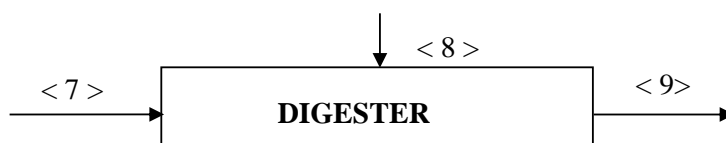
Komponen	Fraksi (%)	Massa (kg)
TBS MASAK <5>		56685.85
TBS masak		
Buah sawit	= Massa TBS masak- tandan kosong	= 44265.85
	(44266/56686)*100= 78.09	
	78.09	44266
Mesocarp	(Naibaho,7 77.46	= (77.57/100)*44266 = 34286.7
Minyak	Tabel 2.1) 81.69	= (81.7/100)*34286.7 = 28008.50
Air	5.00	= (5,00/100)*34286.7 = 1714.33
Serat	13.31	= (13.30/100)*34286.7 = 4563.82
Cangkang	13.15	= (13.14/100)*44266 = 5821.2
Inti	9.39	= (9.39/100)*44266 = 4158.0
Minyak Inti	79.00	= (79,00/100)*4158 = 3284.82
Air	5.00	= (5.00/100)*4158 = 207.90
Daging Inti	16.00	= (16,00/100)*4158 = 457.38
Tandan kosong	= (100-78.09) = 21.91	= Dari Arus <1> = 12420

2. THRESSER



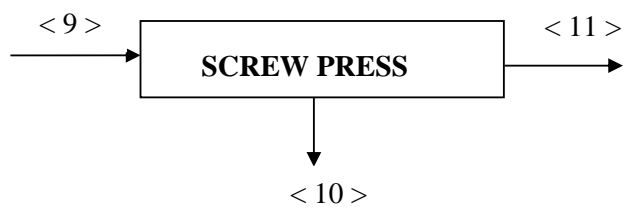
Komponen	Fraksi (%)	Massa (kg)
TBS MASAK <5>		56686
TBS masak		
Buah sawit	78.09	44266
Mesocarp	77.46	34286.7
Minyak	81.69	28008.50
Air	5.00	1714.33
Serat	13.31	4563.82
Cangkang	13.15	5821.2
Inti	9.39	4158.0
Minyak Inti	79.00	3284.82
Air	5.00	207.90
Daging Inti	16.00	457.38
Tandan kosong	21.91	12420
TANDAN KOSONG (To Boiler) <6>		12420
BUAH SAWIT <7>	73.78	44266
Mesocarp	77.46	34286.7
Minyak	81.69	28008.50
Air	5.00	1714.33
Serat	13.31	4563.82
Cangkang	13.15	5821.2
Inti	9.39	4158.0
Minyak Inti	79.00	3284.82
Air	5.00	207.90
Daging Inti	16.00	457.38

3. DIGESTER



Komponen	Fraksi (%)	Massa (kg)
BUAH SAWIT <7>		44265.85
Mesocarp	77.46	34286.65
Minyak	81.69	28008.50
Air	5.00	1714.33
Serat	13.31	4563.82
Cangkang	13.15	5821.20
Inti	9.39	4158.00
Minyak Inti	79.00	3284.82
Air	5.00	207.90
Daging Inti	16.00	457.38
STEAM <8>		8074.06
LUMATAN BUAH SAWIT <9>		52339.91
Minyak	8.03	4201.27
Air	16.08	8416.92
Mesocarp	56.83	29742.51
Minyak	80.04	23807.22
Air	4.61	1371.47
Serat	15.34	4563.82
Cangkang	11.12	5821.20
Inti	7.94	4158.00
Minyak Inti	79.00	3284.82
Air	5.00	207.90
Daging Inti	16.00	457.38

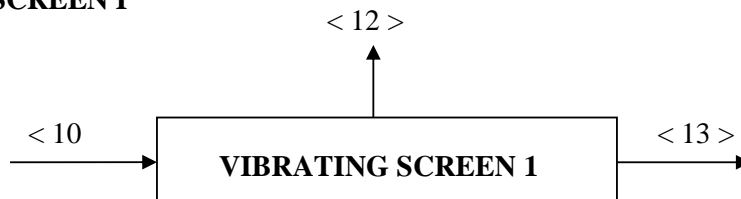
4. SCREW PRESS



Komponen	Fraksi (%)	Massa (kg)
LUMATAN BUAH SAWIT <9>		52339.91
Minyak	8.03	4201.27
Air	16.08	8416.92
Mesocarp	56.83	29742.51
Minyak	80.0	23807.22
Air	4.6	1371.47
Serat	15.3	4563.82

Cangkang	11.12	5821.20
Inti	7.94	4158.00
Minyak Inti	79.0	3284.82
Air	5.0	207.90
Daging Inti	16.0	457.38
HASIL PERASAN <10>		41526.51
Minyak	66.59	27651.39
Air	23.34	9690.51
Serat	2.75	1140.96
Cangkang	3.93	1629.94
Inti	3.40	1413.72
Minyak Inti	79.0	1116.84
Air	5.0	70.69
Daging Inti	16.0	226.20
AMPAS KE DEPERICARPER <11>		10813.40
Serat	35.86	3877.86
Minyak	9.2	357.11
Air	2.5	97.88
Serat	88.3	3422.87
Cangkang	38.76	4191.26
Inti	25.38	2744.28
Minyak Inti	79.0	2167.98
Air	5.0	137.21
Daging Inti	16.0	439.08

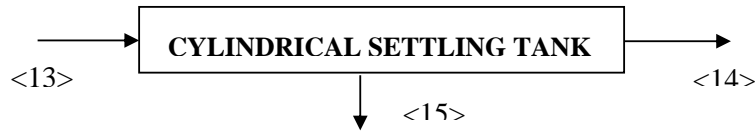
5. VIBRATING SCREEN I



Komponen	Fraksi (%)	Massa (kg)
HASIL PERASAN <10>		41526.51
Minyak	66.59	27651.39
Air	23.34	9690.51
Serat	2.75	1140.96
Cangkang	3.93	1629.94
Inti	3.40	1413.72
KE DEPERICARPER <12>		3396.40
Serat	9.57	325.10
Serat	70.2	228.19
Air	29.8	96.91
Cangkang	48.0	1629.94
Inti	41.62	1413.72
Minyak	0.81	27.65
KE CST <13>		38130.10
Serat	2.39	912.76

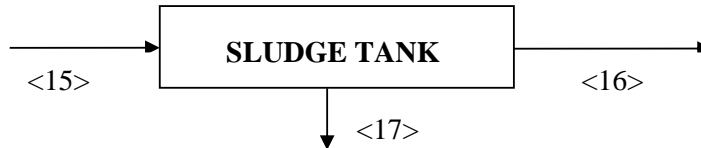
Air	25.16	9593.60
Minyak	72.45	27623.74

6. CYLINDRICAL SETTLING TANK



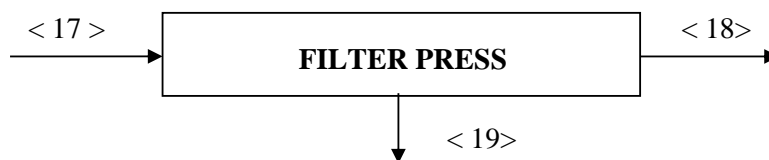
Komponen	Fraksi (%)	Massa (kg)
KE CST <13>		38130.10
Serat	2.39	912.76
Air	25.16	9593.60
Minyak	72.45	27623.74
KE OIL PURIFIER <14>		28030.62
Air	3.42	959.36
Minyak	96.58	27071.26
KE SLUDGE TANK <15>		10099.48
Serat	9.04	912.76
Air	85.49	8634.24
Minyak	5.47	552.47

7. SLUDGE TANK



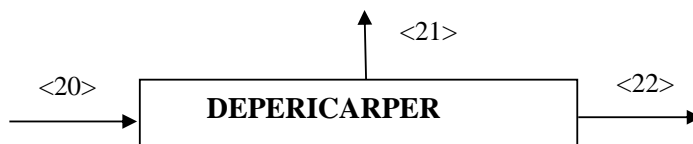
Komponen	Fraksi (%)	Massa (kg)
KE SLUDGE TANK <15>		10099.48
Serat	9.04	912.76
Air	85.49	8634.24
Minyak	5.47	552.47
KE OIL PURIFIER <16>		611.19
Air	14.13	86.34
Minyak	85.87	524.85
KE FILTER PRESS <17>		9488.29
Serat	9.62	912.76
Air	90.09	8547.90
Minyak	0.29	27.62

8. FILTER PRESS



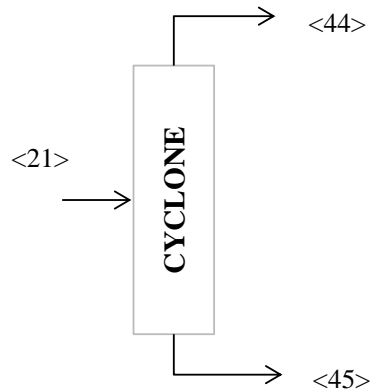
Komponen	Fraksi (%)	Massa (kg)
KE FILTER PRESS <17>		9488.29
Serat	9.62	912.76
Air	90.09	8547.90
Minyak	0.29	27.62
KE DEPERICARPER<18>		998.24
Air	8.56	85.48
Serat	91.44	912.76
KE WWTP <19>		8490.04
Minyak	0.33	27.62
Air	99.67	8462.42

9. DEPERICARPER



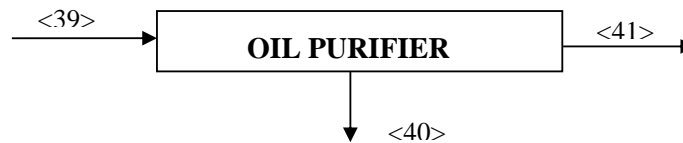
Komponen	Fraksi (%)	Massa (kg)
MASUK DEPERICARPER <20>		10653.27
Minyak	0.26	27.65
Air	1.71	182.38
Serat	43.70	4655.30
Cangkang	15.30	1629.94
Inti	39.03	4158.00
KE CYCLONE <21>		4865.33
Minyak	0.57	27.65
Air	3.75	182.38
Serat	95.68	4655.30
KE NUT SILO <22>		5787.94
Cangkang	28.16	1629.94
Inti	71.84	4158.00

10. CYCLONE



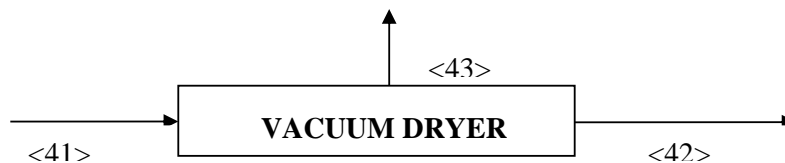
Komponen	Fraksi (%)	Massa (kg)
KE CYCLONE		4865.33
Minyak	0.57	27.65
Air	3.75	182.38
Serat	95.68	4655.30
SERAT KELUAR CYCLONE <44>		2.94
SERAT KE BOILER <45>		4862.40
Minyak	0.57	27.65
Air	3.75	182.38
Serat	95.68	4652.36

11. OIL PURIFIER



Komponen	Fraksi (%)	Massa (kg)
KE OIL PURIFIER <39>		28641.82
Minyak	96.35	27596.12
Air	3.65	1045.70
CPO KE DRYER <41>		27776.19
Minyak	97.36	27044.19
Air	2.64	731.99
KE WWTP <40>		865.63
Minyak	63.76	551.92
Air	36.24	313.71

12. VACUUM DRYER

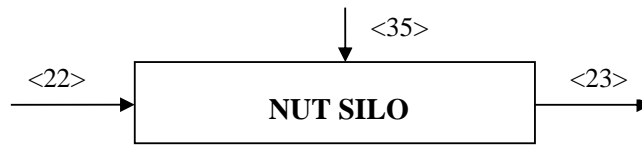


Komponen	Fraksi (%)	Massa (kg)
CPO KE DRYER <41>		27776.19
Minyak	97.36	27044.19
Air	2.71	731.99
AIR <43>	100.00	461.55
PRODUK CPO KE STORAGE <42>		27314.64
Minyak	99.01	27044.19
Air	0.99	270.44

YIELD MINYAK = 45.07 %

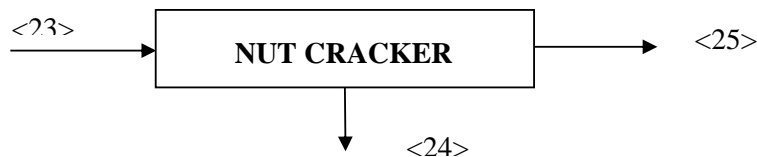
B. PROSES PENGOLAHAN KERNEL MENJADI PKO

13. NUT SILO



Komponen	Fraksi (%)	Massa (kg)
BIJI <22>		5787.94
Cangkang	28.16	1629.94
Inti	71.84	4158.00
Minyak	79.0	3284.82
Air	10.0	415.80
Daging inti	11.0	457.38
BIJI MATANG <23>		5787.94
Air	6.11	353.43
Minyak	0.57	32.85
Cangkang	28.16	1629.94
Inti	65.17	3771.72
Minyak Inti	86.22	3251.97
Air	1.65	62.37
Daging Inti	12.13	457.38

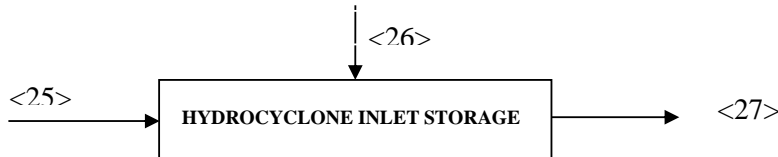
14. NUT CRACKER



Komponen	Fraksi (%)	Massa (kg)
BIJI MATANG DARI NUT SILO <23>		5787.94
Air	6.11	353.43
Minyak	0.57	32.85
Cangkang	28.16	1629.94
Inti	65.17	3771.72

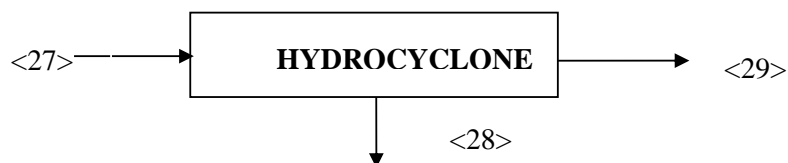
Minyak Inti	86.2	3251.97
Air	1.7	62.37
Daging Inti	12.1	457.38
SLURRY TO WWTP <24>		386.28
Air	91.5	353.43
Minyak	8.50	32.85
CANGKANG DAN INTI <25>		5401.66
Cangkang	30.17	1629.94
Inti	69.83	3771.72
Minyak Inti	86.2	3251.97
Air	1.7	62.37
Daging Inti	12.1	457.38

15. HYDROCYCLONE INLET STORAGE



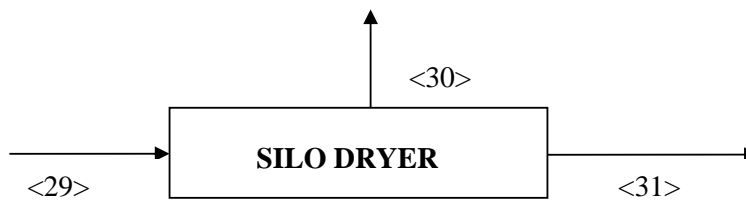
Komponen	Fraksi (%)	Massa (kg)
CANGKANG DAN INTI<25>		5401.66
Cangkang	30.17	1629.94
Inti	69.83	3771.72
Minyak	86.22	3251.97
Air	1.65	62.37
Daging	12.13	457.38
AIR<26>	100.00	10803.32
CAMPURAN<27>		16204.97
Cangkang	10.06	1629.94
Inti	23.28	3771.72
Minyak	86.22	3251.97
Air	1.65	62.37
Daging	12.13	457.38
Air	66.67	10803.32

16. HYDROCYCLONE



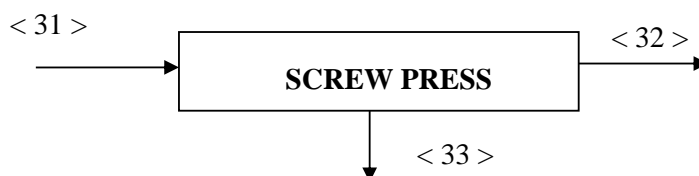
Komponen	Fraksi (%)	Massa (kg)
CAMPURAN <27>		16204.97
Cangkang	10.06	1629.94
Inti	23.28	3771.72
Minyak	86.22	3251.97
Air	1.65	62.37
Daging	12.13	457.38
Air	66.67	10803.32
CANGKANG <28>		12325.22
Cangkang	13.22	1629.94
Air	86.78	10695.28
INTI <29>		3879.75
Air	2.78	108.03
Inti	97.22	3771.72
Minyak	86.22	3251.97
Air	1.65	62.37
Daging	12.13	457.38

17. SILO DYER



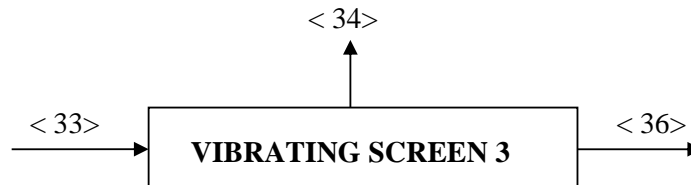
Komponen	Fraksi (%)	Massa (kg)
INTI <29>		3879.75
Air	2.78	108.03
Inti	97.22	3771.72
Minyak	86.22	3251.97
Air	1.65	62.37
Daging	12.13	457.38
AIR <30>		108.03
INTI KE SCREW PRESS <31>		3771.72
Inti	100.00	3771.72
Minyak	86.22	3251.97
Air	1.65	62.37
Daging	12.13	457.38

18. SCREW PRESS



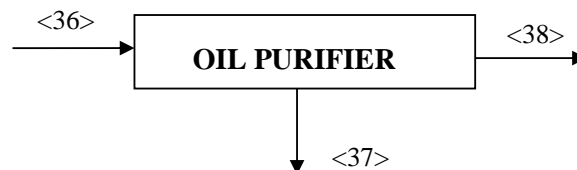
Komponen	Fraksi (%)	Massa (kg)
INTI KE SCREW PRESS <31>		3771.72
Inti	100.00	3771.72
Minyak	86.22	3251.97
Air	1.65	62.37
Daging	12.13	457.38
HASIL PERASAN <33>		3240.10
Minyak	95.35	3089.37
Air	1.83	59.25
Daging	2.82	91.48
AMPAS KERNEL <32>		531.62
Daging	68.83	365.90
Minyak	30.59	162.60
Air	0.59	3.12

19. VIBRATING SCREEN III



Komponen	Fraksi (%)	Massa (kg)
HASIL PERASAN <33>		3240.10
Minyak	95.35	3089.37
Air	1.83	59.25
Daging	2.82	91.48
DAGING <34>		91.48
MINYAK KE OIL PURIFIER <36>		3148.62
Minyak	98.12	3089.37
Air	1.88	59.25

20. OIL PURIFIER



Komponen	Fraksi (%)	Massa (kg)
MINYAK KE OIL PURIFIER <36>		3148.62
Minyak	98.12	3089.37
Air	1.88	59.25
KE WWTP <37>	2.90	91.41
Minyak	67.59	61.79
Air	32.41	29.63

KE STORAGE <38>	97.10	3057.21
Minyak	99.03	3027.59
Air	0.97	29.63

YIELD MINYAK PKC = 5.10 %

TRUE

#REF!

#REF!

TRUE

APPENDIKS B
NERACA ENERGI

Tabel B-1. Komposisi Asam Lemak Minyak Kelapa Sawit dan Minyak Inti Sawit (Ketaren, 1986)

Asam Lemak	Minyak Kelapa Sawit	Minyak Inti Sawit
Asam kaprilat	-	4
Asam kaproat	-	5
Asam laurat	-	50
Asam miristat	2.5	15
Asam palmitat	43	7
Asam stearat	4	2.5
Asam oleat	43	15
Asam linoleat	7.5	1.5

Tabel B-2. Cp zat cair untuk ikatan (J/molK) (Perry, 1997)

Ikatan	Cp
CH ₃	36.82
CH ₂	30.38
CH	21.34
CO ₂	60.67
CH (iso)	20.92
COOH	79.91

Berat molekul :

C = 12 kg/kgmol

H = 1 kg/kgmol

O = 16 kg/kgmol

$$\begin{aligned}
 \text{Cp Asam kaprilat (C8H16O2)} &= 1(\text{CH}_3) + 6(\text{CH}_2) + \text{COOH} \\
 \text{BM} = 144 &= 36.82 + 182.28 + 79.91 \\
 &= 299.01 \text{ J/molK} \\
 &= 2.076 \text{ kJ/kgK}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Cp Asam kaproat (C6H12O2)} &= 1(\text{CH}_3) + 4(\text{CH}_2) + \text{COOH} \\
 \text{BM} = 116 &= 36.82 + 121.52 + 79.91 \\
 &= 238.25 \text{ J/molK} \\
 &= 2.054 \text{ kJ/kgK}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Cp Asam Laurat (C12H24O2)} &= 1(\text{CH}_3) + 10(\text{CH}_2) + \text{COOH} \\
 \text{BM} = 200 &= 36.82 + 303.8 + 79.91 \\
 &= 420.53 \text{ J/molK} \\
 &= 2.103 \text{ kJ/kgK}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Cp Asam miristat (C14H28O2)} &= 1(\text{CH3}) + 12(\text{CH2}) + \text{COOH} \\
 \text{BM} = 228 &= 36.82 + 364.56 + 79.91 \\
 &= 481.29 \text{ J/molK} \\
 &= 2.111 \text{ kJ/kgK}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Cp Asam palmitat (C16H32O2)} &= 1(\text{CH3}) + 14(\text{CH2}) + \text{COOH} \\
 \text{BM} = 256 &= 36.82 + 425.32 + 79.91 \\
 &= 542.05 \text{ J/molK} \\
 &= 2.117 \text{ kJ/kgK}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Cp Asam stearat (C18H32O2)} &= 1(\text{CH3}) + 16(\text{CH2}) + \text{COOH} \\
 \text{BM} = 280 &= 36.82 + 486.08 + 79.91 \\
 &= 602.81 \text{ J/molK} \\
 &= 2.153 \text{ kJ/kgK}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Cp Asam oleat (C18H34O2)} &= 1(\text{CH3}) + 14(\text{CH2}) + 2(\text{CH}) + \text{COOH} \\
 \text{BM} = 282 &= 36.82 + 425.3 + 42.68 + 79.91 \\
 &= 584.73 \text{ J/molK} \\
 &= 2.074 \text{ kJ/kgK}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Cp Asam linoleat (C18H34O2)} &= 1(\text{CH3}) + 12(\text{CH2}) + 4(\text{CH}) + \text{COOH} \\
 \text{BM} = 282 &= 36.82 + 364.6 + 85.36 + 79.91 \\
 &= 566.65 \text{ J/molK} \\
 &= 2.009 \text{ kJ/kgK}
 \end{aligned}$$

Tabel B-3. Komponen penyusun tandan kosong, cangkang, serat, inti (Johari, 2013)

Komponen	Hemiselulosa	Selulosa	Lignin
Tandan kosong	35.3	38.3	22.1
Cangkang	22.7	20.8	50.7
Serat	31.8	34.5	25.7
Inti	20.5	50.77	22

Tabel B-4. Cp zat padat (J/molK)(Perry,1997)

Atomil Elemen	ΔE
C	10.89
H	7.56
O	13.42
N	18.74

$$\begin{aligned}
 \text{Cp Selulosa (C6H10O5)} &= 6(\text{C}) + 10(\text{H}) + 5(\text{O}) \\
 \text{BM} = 162 &= 208.04 \text{ J/molK} \\
 &= 1.284 \text{ kJ/kgK}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Cp Pentosan (C5H8O4)} &= 5(\text{C}) + 8(\text{H}) + 4(\text{O}) \\
 \text{BM} = 132 &= 168.61 \text{ J/molK}
 \end{aligned}$$

$$= 1.277 \text{ kJ/kgK}$$

Cp Lignin (C₆H₇O₂(OH)₃) = 6 (C) + 10(H) + 5(O)
 BM = 162 = 208.04 J/molK
 = 1.284 kJ/kgK

Cp tandan kosong = 1.227 kJ/kgK
Cp cangkang = 1.208 kJ/kgK
Cp serat = 1.179 kJ/kgK
Cp daging inti = 1.196 kJ/kgK
Cp minyak kelapa sawit = 2.092 kJ/kgK
Cp minyak inti sawit = 2.097 kJ/kgK
Cp lumpur = 0.882 kJ/kgK

Cp Air

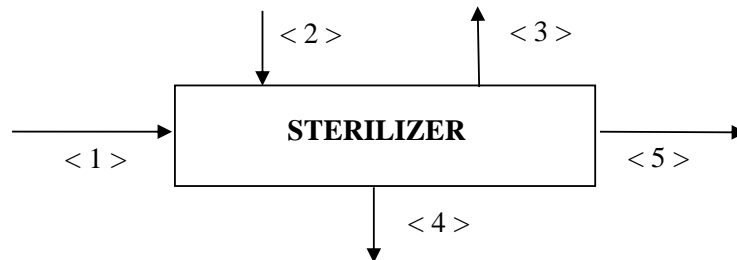
T	Cp (kJ/kgK)
0	4.22
10	4.195
20	4.185
25	4.182
30	4.181
40	4.181
50	4.183
60	4.187
70	4.192
80	4.199
90	4.208
100	4.219

Geankoplis,162

T	λ (kJ/kg)
133.48	2164.028

Geankoplis,962

1. STERILIZER



Tandan Buah Segar <1>

Peak I

P = 1.5 bar ,

T = 111.3

Bahan masuk

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

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Komponen	m	Cp (kJ/kgK)	mCp
Buah sawit	46200	2.064	95355.3
Tandan kosong	13800	1.192	16451.0
TOTAL	60000		111806.3

$$\begin{aligned} \text{Cp campuran} &= \frac{111806.3 \text{ kJ/K}}{60000 \text{ kg}} \\ &= 1.863 \text{ kJ/kgK} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q &= \text{massa TBS} \times \text{Cp campuran} \times (T - T_{\text{ref}}) \\ &= 60000 \times 1.863 \times 5 \\ &= 559031.66 \text{ kJ} \end{aligned}$$

Bahan keluar

$$T = 50 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Komponen	m	Cp (kJ/kgK)	mCp
Buah sawit	46200	1.959	90495.7
Tandan kosong	13800	1.227	16926.5
TOTAL	60000		107422.2

$$\begin{aligned} \text{Cp campuran} &= \frac{107422.2 \text{ kJ/K}}{60000 \text{ kg}} \\ &= 1.790 \text{ kJ/kgK} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q &= \text{massa TBS} \times \text{Cp campuran} \times (T - T_{\text{ref}}) \\ &= 60000 \times 1.790 \times 25 \\ &= 2685555.6 \text{ kJ} \end{aligned}$$

$$Q \text{ yang dibutuhkan} = 2126523.9 \text{ kJ}$$

$$Q_{\text{loss}} = 5\%$$

$$Q = 2020197.7 \text{ kJ}$$

Konduksi Alat

$$\text{Panjang alat} = 27.69 \text{ m}$$

$$\text{Cp steam } T=111,3 = 1.89 \text{ kJ/kgK}$$

$$r_o = 0.76 \text{ m}$$

$$r_i = 0.75 \text{ m}$$

$$k = 21.6 \text{ W/mK}$$

$$\begin{aligned} S &= \frac{2\pi L}{\ln(r_o/r_i)} \\ &= \frac{173.906}{0.013} \end{aligned}$$

$$= 13129.70$$

$$Q = k \times S \times \Delta T$$

$$= 11344056.951 \text{ kJ}$$

$$Q \text{ total yang dibutuhkan} = 2020197.738 + 11344056.951$$

$$= 13364254.69 \text{ kJ}$$

$$m \text{ steam untuk peak I} = 5766.21 \text{ kg}$$

Peak II

$$P = 2.6 \text{ bar}$$

$$T = 126.9 \text{ }^\circ\text{C}$$

Bahan masuk

$$T = 50 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ }^\circ\text{C}$$

Komponen	m	Cp (kJ/kgK)	mCp
Buah sawit	46200	2.064	95363.382
Tandan kosong	13800	1.192	16451.027
TOTAL	60000		111814.409

$$Cp \text{ campuran} = \frac{111814.409 \text{ kJ/K}}{60000 \text{ kg}}$$

$$= 1.864 \text{ kJ/kgK}$$

$$Q = \text{massa TBS} \times Cp \text{ campuran} \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$= 60000 \times 1.864 \times 25$$

$$= 2795360.213 \text{ kJ}$$

Bahan keluar

$$T = 70 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ }^\circ\text{C}$$

Komponen	m	Cp (kJ/kgK)	mCp
Buah sawit	46200	1.959	90513.761
Tandan kosong	13800	1.227	16926.519
TOTAL	60000		107440.280

$$Cp \text{ campuran} = \frac{107440.280 \text{ kJ/K}}{60000 \text{ kg}}$$

$$= 1.791 \text{ kJ/kgK}$$

$$Q = \text{massa TBS} \times Cp \text{ campuran} \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$= 60000 \times 1.791 \times 45$$

$$= 4834812.598 \text{ kJ}$$

$$\begin{aligned}
 Q \text{ yang dibutuhkan} &= 2039452.384 \text{ kJ} \\
 Q \text{ loss} &= 5\% \\
 Q &= 1937479.765 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Konduksi Alat

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang alat} &= 27.69 \text{ m} \\
 C_p \text{ steam } T=126,87 \text{ }^\circ\text{C} &= 1.9 \text{ kJ/kgK} \\
 r_o &= 0.76 \text{ m} \\
 r_i &= 0.75 \text{ m} \\
 k &= 21.6 \text{ W/mK} \\
 S &= \frac{2\pi L}{\ln(r_o/r_i)} \\
 &= \frac{173.906}{0.013} \\
 &= 13129.70 \\
 Q &= k \times S \times \Delta T \\
 &= 11344056.95 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q \text{ total yang dibutuhkan} &= 1937479.765 + 11344056.95 \\
 &= 13281536.72 \text{ kJ} \\
 m \text{ steam untuk peak II} &= 6054.645384 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Peak III

$$\begin{aligned}
 P &= 3 \text{ bar} \\
 T &= 133.5 \text{ }^\circ\text{C}
 \end{aligned}$$

Bahan masuk

$$\begin{aligned}
 T &= 70 \text{ }^\circ\text{C} \\
 T_{\text{ref}} &= 25 \text{ }^\circ\text{C}
 \end{aligned}$$

Komponen	m	Cp (kJ/kgK)	mCp
Buah sawit	46200.00	2.172	90513.761
Tandan kosong	13800.00	1.192	16926.519
TOTAL	60000		107440.280

$$\begin{aligned}
 C_p \text{ campuran} &= \frac{107440.280 \text{ kJ/K}}{60000 \text{ kg}} \\
 &= 1.791 \text{ kJ/kgK}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q &= \text{massa TBS} \times C_p \text{ campuran} \times (T - T_{\text{ref}}) \\
 &= 60000 \times 1.791 \times 45 \\
 &= 4834812.598 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Bahan keluar

$$T = 90 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Komponen	m	Cp (kJ/kgK)	mCp
Buah sawit	46200.00	1.960	90545.861
Tandan kosong	13800.00	1.227	16926.519
TOTAL	60000		107472.380

$$\begin{aligned} \text{Cp campuran} &= \frac{107472.380 \text{ kJ/K}}{60000 \text{ kg}} \\ &= 1.791 \text{ kJ/kgK} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q &= \text{massa TBS} \times \text{Cp campuran} \times (T - T_{ref}) \\ &= 60000 \times 1.791 \times 65 \\ &= 6985704.668 \text{ kJ} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ yang dibutuhkan} &= 2150892.07 \text{ kJ} \\ Q \text{ loss} &= 5\% \\ Q &= 2043347.467 \text{ kJ} \end{aligned}$$

Konduksi Alat

$$\begin{aligned} \text{Panjang alat} &= 27.69 \text{ m} \\ \text{Cp steam } T=133,48 \text{ } ^\circ\text{C} &= 1.9 \text{ kJ/kgK} \\ r_o &= 0.76 \text{ m} \\ r_i &= 0.75 \text{ m} \\ k &= 21.6 \text{ W/mK} \\ S &= \frac{2\pi L}{\ln(r_o/r_i)} \\ &= \frac{173.906}{0.013} \\ &= 13129.7 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q &= k \times S \times \Delta T \\ &= 11344056.95 \text{ kJ} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ total yang dibutuhkan} &= 2043347.467 + 11344056.95 \\ &= 13387404.418 \text{ kJ} \end{aligned}$$

$$\text{m steam untuk peak III} = 6150.641 \text{ kg}$$

Konduksi Alat Lori

$$\begin{aligned} \text{Panjang alat} &= 2.907 \text{ m} \\ \text{Cp steam } T=111,3 \text{ } ^\circ\text{C} &= 1.89 \text{ kJ/kgK} \\ r_o &= 1.524 \text{ m} \\ r_i &= 0.52 \text{ m} \\ k &= 21.6 \text{ W/mK} \end{aligned}$$

$$S = \frac{2\pi L}{\ln(r_0/r_1)}$$

$$= \frac{18.25865858}{1.075266925}$$

$$= 16.98058$$

$$Q = k \times S \times \Delta T$$

$$= 7335.612 \text{ kJ}$$

$$m \text{ steam diserap lori} = 78.379 \text{ kg}$$

$$\text{Jumlah steam yang dibutuhkan} = 18049.87 \text{ kg}$$

KONDENSAT <4>

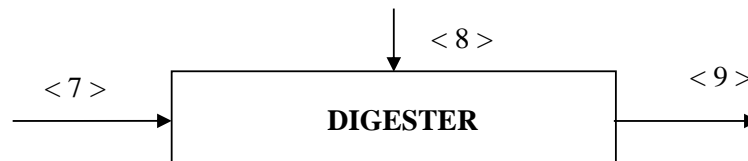
$$Q = m \text{ kondensat} \times \lambda$$

$$= 4800.00 \times 2164.028$$

$$= 10387334.4 \text{ kJ}$$

Masuk		Keluar	
Aliran	kJ	Aliran	kJ
< 1 >	8189204.475	< 3 >	22033048.984
< 2 >	39060430.804	<4>	10387334.400
		<5>	14506072.865
		Kond. Alat	7335.612
		Q loss	315843.419
TOTAL	47249635.280	TOTAL	47249635.280

DIGESTER



$$P = 3 \text{ bar ,}$$

$$T = 133.5 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Bahan masuk

$$T = 40 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Komponen	m	Cp (kJ/kgK)	mCp
Buah sawit	44266	1.959	86703.3
TOTAL	44265.85263		86703.3

$$C_p \text{ campuran} = \frac{86703.289}{44265.85263} \text{ kJ/K}$$

$$= 1.959 \text{ kJ/kgK}$$

$$\begin{aligned} Q &= \text{massa TBS} \times C_p \text{ campuran} \times (T - T_{\text{ref}}) \\ &= 44265.85263 \times 1.959 \times 15 \\ &= 1300549.33 \text{ kJ} \end{aligned}$$

Bahan keluar

$$T = 90 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Komponen	m	Cp (kJ/kgK)	mCp
Buah sawit	34286.7	2.307	79087.9
Minyak	28008.5	2.092	58584.8
Air	1714.3	4.208	7213.9
TOTAL	64009.5		144886.6

$$\begin{aligned} C_p \text{ campuran} &= \frac{144886.606 \text{ kJ/K}}{64009.484 \text{ kg}} \\ &= 2.264 \text{ kJ/kgK} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q &= \text{massa TBS} \times C_p \text{ campuran} \times (T - T_{\text{ref}}) \\ &= 64009.48 \times 2.264 \times 65 \\ &= 9417629.40 \text{ kJ} \end{aligned}$$

$$Q \text{ yang dibutuhkan} = 8117080.065 \text{ kJ}$$

$$Q_{\text{loss}} = 5\%$$

$$Q = 7711226.062 \text{ kJ}$$

Konduksi Alat

$$\text{Panjang alat} = 18.27 \text{ m}$$

$$C_p \text{ steam } T=133,48 \text{ } ^\circ\text{C} = 1.9 \text{ kJ/kgK}$$

$$r_o = 0.76 \text{ m}$$

$$r_i = 0.75 \text{ m}$$

$$k = 21.6 \text{ W/mK}$$

$$S = \frac{2\pi L}{\ln(r_o/r_i)}$$

$$= \frac{114.736}{0.013}$$

$$= 8662.411$$

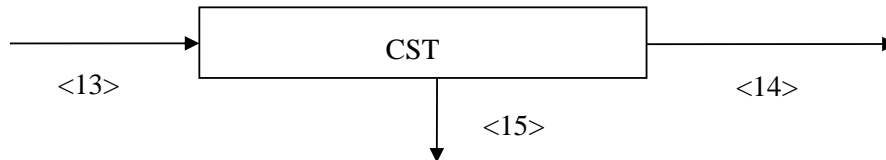
$$\begin{aligned} Q &= k \times S \times \Delta T \\ &= 9355404.051 \text{ kJ} \end{aligned}$$

$$Q \text{ total yang dibutuhkan} = 17472484 \text{ kJ}$$

$$m \text{ steam yang dibutuhkan} = 8074.056 \text{ kg}$$

Masuk		Keluar	
Aliran	kJ	Aliran	kJ
< 7 >	1300549.331	< 9 >	9417629.396
< 8 >	17472484.12	Kond. Alat	9355404.051
		Q loss	405854.0032
TOTAL	18773033.45	TOTAL	18773033.45

CONTINUOUS SETTLING TANK



Bahan masuk

$$T = 85 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Komponen	m	Cp (kJ/kgK)	mCp
Serat	912.76	1.179	1076.41
Minyak	27623.74	2.092	57779.96
Air	9593.60	4.204	40326.70
TOTAL	38130.10		99183.07

$$\begin{aligned} C_p \text{ campuran} &= \frac{99183.07 \text{ kJ/K}}{38130.10 \text{ kg}} \\ &= 2.601 \text{ kJ/kgK} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q &= \text{massa TBS} \times C_p \text{ campuran} \times (T - T_{\text{ref}}) \\ &= 38130.1 \times 2.601 \times 60 \\ &= 5950984.0 \text{ kJ} \end{aligned}$$

Bahan keluar

Aliran 14

$$T = 90 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Komponen	m	Cp (kJ/kgK)	mCp
Air	959.36	4.21	4036.99
Minyak	27071.26	2.09	56624.36
TOTAL	28030.62		60661.35

$$\begin{aligned} C_p \text{ campuran} &= \frac{60661.35 \text{ kJ/K}}{28030.62 \text{ kg}} \\ &= 2.16 \text{ kJ/kgK} \end{aligned}$$

$$Q = \text{massa TBS} \times C_p \text{ campuran} \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$= 28030.62 \times 2.164 \times 65$$

$$= 3942987.61 \text{ kJ}$$

Aliran 15

$$T = 90 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ }^\circ\text{C}$$

Komponen	m	Cp (kJ/kgK)	mCp
Serat	912.764	1.179	1076.408
Minyak	552.475	2.092	1155.599
Air	8634.240	4.208	36332.882
TOTAL	10099.479		38564.889

$$C_p \text{ campuran} = \frac{38564.889 \text{ kJ/K}}{10099.479 \text{ kg}}$$

$$= 3.819 \text{ kJ/kgK}$$

$$Q = \text{massa TBS} \times C_p \text{ campuran} \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$= 10099.479 \times 3.819 \times 65$$

$$= 2506717.809 \text{ kJ}$$

$$Q \text{ yang dibutuhkan} = 498721.5 \text{ kJ}$$

$$Q_{\text{loss}} = 5\%$$

$$Q = 523657.5 \text{ kJ}$$

Konduksi Alat

$$\text{Panjang alat} = 3.5 \text{ m}$$

$$r_o = 1.143 \text{ m}$$

$$r_i = 1.13 \text{ m}$$

$$k = 21.6 \text{ W/mK}$$

$$S = \frac{2\pi L}{\ln(r_o/r_i)}$$

$$= \frac{21.98}{0.0114}$$

$$= 1921.2$$

$$Q = k \times S \times \Delta T$$

$$= 207489.9 \text{ kJ}$$

$$Q \text{ total yang dibutuhkan} = 523657.5 + 207489.9$$

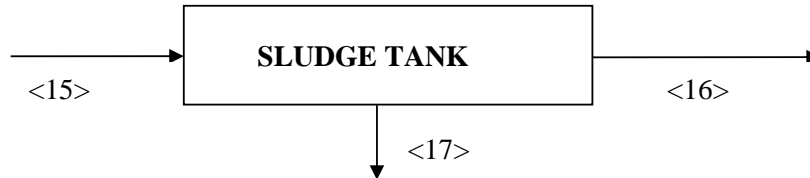
$$= 731147.4 \text{ kJ}$$

$$C_p \text{ steam} = 1.9 \text{ kJ/kgK}$$

$$m \text{ steam} = 325.4404 \text{ kg}$$

Masuk		Keluar	
Aliran	kJ	Aliran	kJ
< 13 >	5950984.0	< 14 >	3942987.6
Steam	731147.4	< 15 >	2506717.8
		Kond. Alat	207489.9
		Q loss	24936.1
TOTAL	6682131.3	TOTAL	6682131.3

SLUDGE TANK



Bahan masuk

$$T = 85$$

$$T_{ref} = 25 \text{ C}$$

Komponen	m	Cp (kJ/kgK)	mCp
Serat	912.76	1.179	1076.41
Minyak	552.47	2.092	1155.60
Air	8634.24	4.204	36294.03
TOTAL	10099.48		38526.04

$$\begin{aligned} C_p \text{ campuran} &= \frac{38526.035 \text{ kJ/K}}{10099.479 \text{ kg}} \\ &= 3.815 \text{ kJ/kgK} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q &= \text{massa TBS} \times C_p \text{ campuran} \times (T - T_{ref}) \\ &= 10099.479 \times 3.815 \times 60 \\ &= 2311562.118 \text{ kJ} \end{aligned}$$

Bahan keluar

Aliran 16

$$T = 90 \text{ C}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ C}$$

Komponen	m	Cp (kJ/kgK)	mCp
Air	86.342	4.208	363.329
Minyak	524.851	2.092	1097.819
TOTAL	611.193		1461.148

$$\begin{aligned} C_p \text{ campuran} &= \frac{1461.15 \text{ kJ/K}}{611.19 \text{ kg}} \\ &= 2.391 \text{ kJ/kgK} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q &= \text{massa TBS} \times \text{Cp campuran} \times (T - T_{\text{ref}}) \\
 &= 611.193 \times 2.391 \times 65 \\
 &= 94974.624 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Aliran 17

$$T = 90 \text{ C}$$

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ C}$$

Komponen	m	Cp (kJ/kgK)	mCp
Serat	912.76	1.18	1076.41
Minyak	27.62	2.09	57.78
Air	8547.90	4.21	35969.55
TOTAL	9488.29		37103.74

$$\begin{aligned}
 \text{Cp campuran} &= \frac{37103.741 \text{ kJ/K}}{9488.286 \text{ kg}} \\
 &= 3.910 \text{ kJ/kgK}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q &= \text{massa TBS} \times \text{Cp campuran} \times (T - T_{\text{ref}}) \\
 &= 9488.286 \times 3.910 \times 65 \\
 &= 2411743.185 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

$$Q \text{ yang dibutuhkan} = 195155.69 \text{ kJ}$$

$$Q_{\text{loss}} = 5\%$$

$$Q = 204913.48 \text{ kJ}$$

Konduksi Alat

$$\text{Panjang alat} = 2 \text{ m}$$

$$r_o = 1.143 \text{ m}$$

$$r_i = 0.68 \text{ m}$$

$$k = 21.6 \text{ W/mK}$$

$$S = \frac{2\pi L}{\ln(r_o/r_i)}$$

$$= \frac{12.56}{0.519}$$

$$= 24.185$$

$$\begin{aligned}
 Q &= k \times S \times \Delta T \\
 &= 2612.03 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

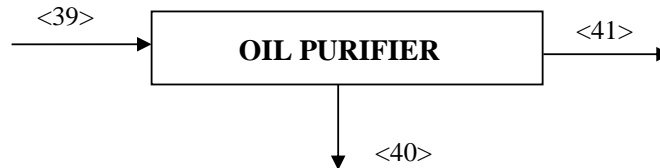
$$\begin{aligned}
 Q \text{ total yang dibutuhkan} &= 204913.48 + 2612.03 \\
 &= 207525.50 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

$$\text{Cp steam} = 1.9 \text{ kJ/kgK}$$

$$\text{m steam} = 92.37 \text{ kg}$$

Masuk		Keluar	
Aliran	kJ	Aliran	kJ
< 15 >	2311562.1	<16 >	94974.6
Steam	207525.5	< 17 >	2411743.2
		Kond. Alat	2612.0
		Q loss	9757.8
TOTAL	2519087.6	TOTAL	2519087.6

OIL PURIFIER



Bahan masuk

$$T = 85 \text{ C}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ C}$$

Komponen	m	Cp (kJ/kgK)	mCp
Air	1045.70	4.20	4395.61
Minyak	27596.12	2.09	57722.18
TOTAL	28641.82		62117.79

$$Cp \text{ campuran} = \frac{62117.790 \text{ kJ/K}}{28641.818 \text{ kg}} = 2.169 \text{ kJ/kgK}$$

$$Q = \text{massa TBS} \times Cp \text{ campuran} \times (T - T_{ref})$$

$$= 28641.818 \times 2.169 \times 60$$

$$= 3727067.414 \text{ kJ}$$

Bahan keluar

Aliran 31

$$T = 90 \text{ C}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ C}$$

Komponen	m	Cp (kJ/kgK)	mCp
Air	731.992	4.208	3080.221
Minyak	27044.193	2.092	56567.737
TOTAL	27776.185		59647.958

$$Cp \text{ campuran} = \frac{59647.958 \text{ kJ/K}}{27776.185 \text{ kg}} = 2.147 \text{ kJ/kgK}$$

$$Q = \text{massa TBS} \times Cp \text{ campuran} \times (T - T_{ref})$$

$$= 27776.185 \times 2.147 \times 65$$

$$= 3877117.242 \text{ kJ}$$

Aliran 32

$$T = 90 \text{ C}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ C}$$

Komponen	m	Cp (kJ/kgK)	mCp
Air	313.711	4.208	1320.095
Minyak	551.922	2.092	1154.444
TOTAL	865.633		2474.538

$$\begin{aligned} \text{Cp campuran} &= \frac{2474.538 \text{ kJ/K}}{865.633 \text{ kg}} \\ &= 2.859 \text{ kJ/kgK} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q &= \text{massa TBS} \times \text{Cp campuran} \times (T - T_{ref}) \\ &= 865.633 \times 2.859 \times 65 \\ &= 160844.991 \text{ kJ} \end{aligned}$$

$$Q \text{ yang dibutuhkan} = 310894.82 \text{ kJ}$$

$$Q_{\text{loss}} = 5\%$$

$$Q = 326439.56 \text{ kJ}$$

Konduksi Alat

$$\text{Panjang alat} = 0.61 \text{ m}$$

$$r_o = 0.62 \text{ m}$$

$$r_i = 0.61 \text{ m}$$

$$k = 21.6 \text{ W/mK}$$

$$\begin{aligned} S &= \frac{2\pi L}{\ln(r_o/r_i)} \\ &= \frac{3.828}{0.016} \\ &= 235.435 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q &= k \times S \times \Delta T \\ &= 25426.98 \text{ kJ} \end{aligned}$$

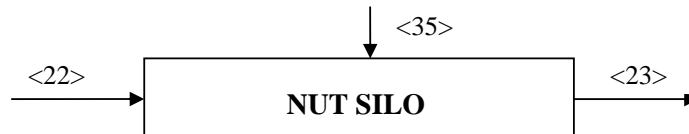
$$\begin{aligned} Q \text{ total yang dibutuhkan} &= 326439.56 + 25426.98 \\ &= 351866.54 \text{ kJ} \end{aligned}$$

$$\text{Cp steam} = 1.9 \text{ kJ/kgK}$$

$$\text{m steam} = 156.62 \text{ kg}$$

Masuk		Keluar	
Aliran	kJ	Aliran	kJ
< 39 >	3727067.4	< 41 >	3877117.2
Steam	351866.5	< 40 >	160845.0
		Kond. Alat	25427.0
		Q loss	15544.7
TOTAL	4078934.0	TOTAL	4078934.0

NUT SILO



$$P = 1.5 \text{ bar ,}$$

$$T = 111.3 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Bahan masuk

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

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ C}$$

Komponen	m	Cp (kJ/kgK)	mCp
Biji	5787.94	1.65	9560.30
TOTAL	5787.94		9560.30

$$\begin{aligned} \text{Cp campuran} &= \frac{9560.302 \text{ kJ/K}}{5787.936 \text{ kg}} \\ &= 1.652 \text{ kJ/kgK} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q &= \text{massa TBS} \times \text{Cp campuran} \times (T - T_{\text{ref}}) \\ &= 5787.936 \times 1.652 \times 5 \\ &= 47801.509 \text{ kJ} \end{aligned}$$

Bahan keluar

$$T = 90 \text{ C}$$

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ C}$$

Komponen	m	Cp (kJ/kgK)	mCp
Biji matang	5787.936	1.652	9560.816
TOTAL	5787.936		9560.816

$$\begin{aligned} \text{Cp campuran} &= \frac{9560.82 \text{ kJ/K}}{5787.94 \text{ kg}} \\ &= 1.65 \text{ kJ/kgK} \end{aligned}$$

$$Q = \text{massa TBS} \times \text{Cp campuran} \times (T - T_{\text{ref}})$$

$$= 5787.936 \times 1.652 \times 65$$

$$= 621453.059 \text{ kJ}$$

$$Q \text{ yang dibutuhkan} = 573651.55 \text{ kJ}$$

$$Q \text{ loss} = 5\%$$

$$Q = 602334.13 \text{ kJ}$$

Konduksi Alat

$$\text{Panjang alat} = 2.059 \text{ m} \quad C_p \text{ udara } T=111,3 = 1.011 \text{ kJ/kgK}$$

$$r_o = 0.84 \text{ m}$$

$$r_i = 0.83 \text{ m}$$

$$k = 21.6 \text{ W/mK}$$

$$S = \frac{2\pi L}{\ln(r_o/r_i)}$$

$$= \frac{12.933}{0.012}$$

$$= 1079.869$$

$$Q = k \times S \times \Delta T$$

$$= 1399510.2 \text{ kJ}$$

$$Q \text{ total yang dibutuhkan} = 602334.1 + 1399510.2$$

$$= 2001844.3 \text{ kJ}$$

$$m \text{ udara panas} = 24355.0 \text{ kg}$$

Masuk		Keluar	
Aliran	kJ	Aliran	kJ
< 22 >	47801.5	< 36 >	621453.1
< 35 >	2001844.3	Kond. Alat	1399510.2
		Q loss	28682.6
TOTAL	2049645.8	TOTAL	2049645.8

SLURRY STORAGE

Bahan masuk

$$T = 80$$

$$T_{ref} = 25 \text{ C}$$

Komponen	m	Cp (kJ/kgK)	mCp
Serat	912.764	1.179	1076.408
Minyak	27623.739	2.092	57779.960
Air	9593.600	4.199	40283.527
TOTAL	38130.104		99139.895

$$C_p \text{ campuran} = \frac{99139.895 \text{ kJ/K}}{38130.104 \text{ kg}}$$

$$= 2.600 \text{ kJ/kgK}$$

$$\begin{aligned}
 Q &= \text{massa TBS} \times \text{Cp campuran} \times (T - T_{\text{ref}}) \\
 &= 38130.104 \times 2.600 \times 55 \\
 &= 5452694.214 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Bahan keluar

$$T = 90$$

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ C}$$

Komponen	m	Cp (kJ/kgK)	mCp
Serat	912.764	1.179	1076.408
Minyak	27623.739	2.092	57779.960
Air	9593.600	4.204	40326.698
TOTAL	38130.104		99183.066

$$\begin{aligned}
 \text{Cp campuran} &= \frac{99183.066 \text{ kJ/K}}{38130.104 \text{ kg}} \\
 &= 2.601 \text{ kJ/kgK}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q &= \text{massa TBS} \times \text{Cp campuran} \times (T - T_{\text{ref}}) \\
 &= 38130.104 \times 2.601 \times 65 \\
 &= 6446899.290 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

$$Q \text{ yang dibutuhkan} = 994205.1 \text{ kJ}$$

$$Q_{\text{loss}} = 5\%$$

$$Q = 1043915.3 \text{ kJ}$$

Konduksi Alat

$$\text{Panjang alat} = 3.5 \text{ m}$$

$$r_o = 1.829 \text{ m}$$

$$r_i = 1.13 \text{ m}$$

$$k = 21.6 \text{ W/mK}$$

$$S = \frac{2\pi L}{\ln(r_o/r_i)}$$

$$= \frac{21.98}{0.48}$$

$$= 45.65$$

$$Q = k \times S \times \Delta T$$

$$= 64098.61906 \text{ kJ}$$

$$\begin{aligned}
 Q \text{ total yang dibutuhkan} &= 1043915.33 + 64098.62 \\
 &= 1108013.95 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

$$\text{Cp steam} = 1.9 \text{ kJ/kgK}$$

$$\text{m steam} = 493.19 \text{ kg}$$

Masuk		Keluar	
Aliran	kJ	Aliran	kJ
< 13 a >	5452694.2	< 13 b >	6446899.3
Steam	1108013.9	Kond. Alat	64098.6
		Q loss	49710.3
TOTAL	6560708.2	TOTAL	6560708.2

CST STORAGE

Bahan Masuk

$$T = 80$$

$$T_{ref} = 25 \text{ C}$$

Komponen	m	Cp (kJ/kgK)	mCp
Air	959.360	4.199	4028.353
Minyak	27071.265	2.092	56624.361
TOTAL	28030.625		60652.714

$$\begin{aligned} \text{Cp campuran} &= \frac{60652.71 \text{ kJ/K}}{28030.62 \text{ kg}} \\ &= 2.16 \text{ kJ/kgK} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q &= \text{massa TBS} \times \text{Cp campuran} \times (T - T_{ref}) \\ &= 28030.62 \times 2.16 \times 55 \\ &= 3335899.25 \text{ kJ} \end{aligned}$$

Bahan keluar

$$T = 90$$

$$T_{ref} = 25 \text{ C}$$

Komponen	m	Cp (kJ/kgK)	mCp
Air	959.360	4.204	4032.670
Minyak	27071.265	2.092	56624.361
TOTAL	28030.625		60657.031

$$\begin{aligned} \text{Cp campuran} &= \frac{60657.031 \text{ kJ/K}}{28030.625 \text{ kg}} \\ &= 2.164 \text{ kJ/kgK} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q &= \text{massa TBS} \times \text{Cp campuran} \times (T - T_{ref}) \\ &= 28030.625 \times 2.164 \times 65 \\ &= 3942706.996 \text{ kJ} \end{aligned}$$

$$Q \text{ yang dibutuhkan} = 606807.7 \text{ kJ}$$

$$Q_{loss} = 5\%$$

$$Q = 637148.1 \text{ kJ}$$

Konduksi Alat

$$\text{Panjang alat} = 3.941 \text{ m}$$

$$r_o = 1.6 \text{ m}$$

$$r_i = 1.05 \text{ m}$$

$$k = 21.6 \text{ W/mK}$$

$$S = \frac{2\pi L}{\ln(r_o/r_i)}$$
$$= \frac{24.75}{0.42}$$
$$= 58.74$$

$$Q = k \times S \times \Delta T$$
$$= 31718.8 \text{ kJ}$$

$$Q \text{ total yang dibutuhkan} = 637148.1 + 31718.8$$
$$= 668866.9 \text{ kJ}$$

$$C_p \text{ steam} = 1.9 \text{ kJ/kgK}$$

$$m \text{ steam} = 297.7 \text{ kg}$$

Masuk		Keluar	
Aliran	kJ	Aliran	kJ
< 14 a >	3335899.2	< 14 b >	3942707.0
Steam	668866.9	Kond. Alat	31718.8
		Q loss	30340.4
TOTAL	4004766.2	TOTAL	4004766.2

SLUDGE TANK STORAGE

Bahan masuk

$$T = 80$$

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ C}$$

Komponen	m	Cp (kJ/kgK)	mCp
Air	86.342	4.199	362.552
Minyak	524.851	2.092	1097.819
TOTAL	611.193		1460.371

$$C_p \text{ campuran} = \frac{1460.371 \text{ kJ/K}}{611.193 \text{ kg}}$$
$$= 2.389 \text{ kJ/kgK}$$

$$Q = \text{massa TBS} \times C_p \text{ campuran} \times (T - T_{\text{ref}})$$
$$= 611.193 \times 2.389 \times 55$$
$$= 80320.4 \text{ kJ}$$

Bahan keluar

$$T = 90$$

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ C}$$

Komponen	m	Cp (kJ/kgK)	mCp
Air	86.34	4.20	362.94
Minyak	524.85	2.09	1097.82
TOTAL	611.19		1460.76

$$\begin{aligned} \text{Cp campuran} &= \frac{1460.760 \text{ kJ/K}}{611.193 \text{ kg}} \\ &= 2.390 \text{ kJ/kgK} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q &= \text{massa TBS} \times \text{Cp campuran} \times (T - T_{ref}) \\ &= 611.193 \times 2.390 \times 65 \\ &= 94949.369 \text{ kJ} \end{aligned}$$

$$Q \text{ yang dibutuhkan} = 14629.0 \text{ kJ}$$

$$Q \text{ loss} = 5\%$$

$$Q = 15360.4 \text{ kJ}$$

Konduksi Alat

$$\text{Panjang alat} = 1.065 \text{ m}$$

$$r_o = 0.864 \text{ m}$$

$$r_i = 0.6 \text{ m}$$

$$k = 21.6 \text{ W/mK}$$

$$\begin{aligned} S &= \frac{2\pi L}{\ln(r_o/r_i)} \\ &= \frac{6.688}{0.364} \end{aligned}$$

$$= 18.365$$

$$Q = k \times S \times \Delta T$$

$$= 9917.3 \text{ kJ}$$

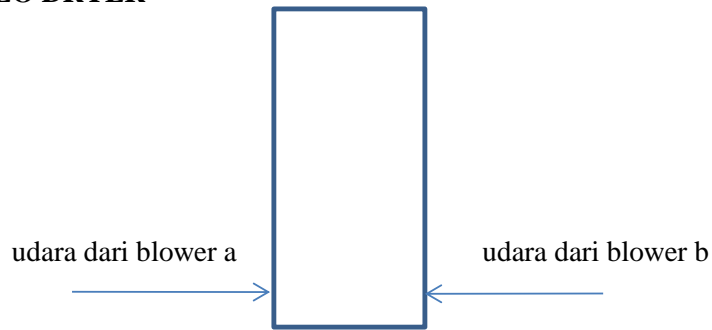
$$\begin{aligned} Q \text{ total yang dibutuhkan} &= 15360.4 + 9917.3 \\ &= 25277.7 \text{ kJ} \end{aligned}$$

$$\text{Cp steam} = 1.9 \text{ kJ/kgK}$$

$$\text{m steam} = 11.3 \text{ kg}$$

Masuk		Keluar	
Aliran	kJ	Aliran	kJ
< 14 a >	80320.4	< 14 b >	94949.4
Steam	25277.7	Kond. Alat	9917.3
		Q loss	731.4
TOTAL	105598.1	TOTAL	105598.1

SILO DRYER



Material masuk

Rate solid masuk (Ls)	=	3879.755 kg
Suhu solid masuk (Ts1)	=	90 C
Suhu solid keluar (Ts2)	=	100 C
Suhu udara masuk (TG2)	=	130 C
Suhu udara keluar (TG1)	=	60 C
Kapasitas panas solid (Cps)	=	1.652 kJ/kgK
Kapasitas panas air	=	4.208 kJ/kgK
T ref	=	25 C
Panas laten pada T=25C	=	2442 kJ/kg

Rumus :

$$NT = (Tg2 - Tg1) / LMTD$$

$$NT = (Tg2 - Tg1) / ((\Delta t1 - \Delta t2) / \ln(\Delta t1 / \Delta t2))$$

$$NT = (Tg2 - Tg1) / ((Tg2 - ts1) - (ts2 - Tg1) / \ln((Tg2 - ts1) / (ts2 - Tg1)))$$

$$NT = \ln((Tg2 - Tw) / (Tg1 - Tw))$$

Nilai NT berkisar antara 1.5 - 2.5 (Mc.Cabe, 4th edition, hal 734)

Nilai NT : 2,25 (ditetapkan terlebih dahulu)

$$\text{Trial } Tw = 51.75 \text{ C}$$

$$NT = \ln((Tg2 - Tw) / (Tg1 - Tw))$$

$$NT = 2.25$$

sehingga :

udara panas masuk pada temperatur 130oC , Tw 40, diperoleh :

humidity 0.015 kg uap air/ kg udara kering

$$\text{Jumlah air yang ingi diuapkan} = 108 \text{ kg}$$

maka,

$$GH1 = 0.015 G + 108.0332$$

Komponen Masuk

Enthalpi udara panas masuk (130 C)

$$H'g_2 = C_s (T_{g2} - T_{ref}) + H_2 \lambda_0$$

(Pers. 9.10-24 Geankoplis 3rd edition, hal 562)

$$H'g_2 = (1.005 + 1.88 H_2)(T_{g2} - 25) + (H_2 \times \lambda_0)$$

$$H'g_2 = 145.1 \text{ kJ/kg udara kering}$$

Enthalpi feed masuk

$$H's_1 = C_p A (T_{s1} - T_{ref}) + X_1 C_p A (T_{s1} - T_0)$$

(Pers. 9.10-25 Geankoplis 3rd edition, hal 562)

$$H's_1 = 119.4 \text{ kJ/kg udara kering}$$

Komponen Keluar

Enthalpi udara panas keluar

$$H'g_1 = C_s (T_{g1} - T_{ref}) + H_1 \lambda_0$$

$$H'g_1 = (1.005 + 1.88 H_1)(T_{g1} - 25) + (H_1 \times \lambda_0)$$

$$H'g_1 = 34.88 + 65.8 H_1 + 2442 H_1$$

$$H'g_1 = 34.88 + 2508.11 H_1$$

Enthalpi produk keluar

$$H's_2 = C_p S (T_{s2} - T_0) + X_2 C_p A (T_{s2} - T_0)$$

$$H's_2 = 129.1$$

Neraca Panas

$$G H'g_2 + L_s H's_1 = G H'g_1 + L_s H's_2 \quad (\text{Pers. 9.10-26 Geankoplis 3rd ed, p. 562})$$

$$145.1 G + 463157.1 = 34.88 G + 2508.11 G H_1 + 500880.6$$

$$145.1 G + 463157.1 = 34.88 G + 37.62165 G + 771839.7$$

$$308682.5251 = 72.624 G$$

$$G = 4250.42$$

Kebutuhan steam untuk memanaskan udara pengering

$$m \text{ udara} = 4250.42$$

$$C_p \text{ udara masuk} = 1.0048 \text{ kJ/kgK}$$

$$C_p \text{ udara keluar} = 1.0165 \text{ kJ/kgK}$$

$$T \text{ udara masuk} = 25 \text{ C}$$

$$T \text{ udara keluar} = 130 \text{ C}$$

$$T \text{ steam masuk} = 133.48 \text{ C}$$

$$T \text{ steam keluar} = 50 \text{ C}$$

$$\lambda \text{ steam} = 2164.028 \text{ kJ/kg}$$

$$C_p \text{ steam} = 1.9 \text{ kJ/kgK}$$

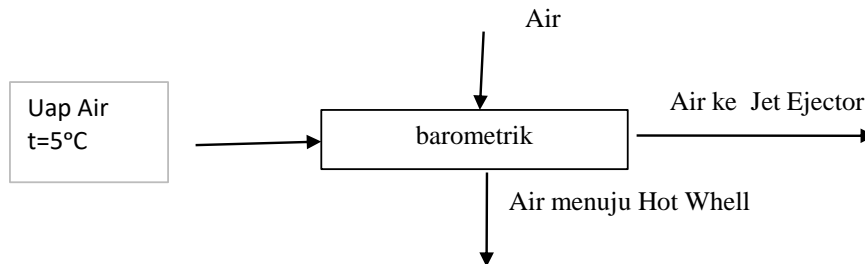
$$Q \text{ serap (udara)} = Q \text{ lepas (steam)}$$

$$453658 \text{ kJ} = m \times 2322.64$$

$$m \text{ stean} = 195.3 \text{ kg}$$

Masuk		Keluar	
Aliran	kJ	Aliran	kJ
< 29 >	453658.0	< 31 >	453658.0
TOTAL	453658.0	TOTAL	453658.0

BAROMETRIK KONDENSOR



Data Steam (*Geankoplis A.2-9*)

P	T (oC)	H _v	H _L	λ	C _p Air
kPa	°C	kJ/kg	kJ/kg	kJ/kg	kJ/kg°C
15.758	55	2600.9	230.23	2370.7	4.185

a) Entalpy Bahan Masuk (Uap Air) dari Evaporator

$$T_{\text{bahan}} = 55 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\begin{aligned} \Delta T &= T_{\text{bahan}} - T_{\text{referensi}} \\ &= 55 - 25 = 30 \text{ } ^\circ\text{C} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_{\text{laten}} &= m_{\text{uap air}} \times \lambda \\ &= 415.80 \times 2,371 \text{ kJ} \\ &= 235,490 \text{ kcal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_{\text{sensibel}} &= m \times C_p \times \Delta T \\ &= 415.80 \times 4.185 \times 30 \text{ kJ} \\ &= 12,471 \text{ kcal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_{\text{uap}} &= H_{\text{laten}} + H_{\text{Sensibel}} \\ &= 235,489.60 \text{ kcal} + 12,471 \text{ kcal} \\ &= 247,961.07 \text{ kcal} \end{aligned}$$

Perhitungan air pendingin (hugot eq 40.5)

$$w = \frac{607 + 0.3t_v - t_2}{t_2 - t_1} \quad \begin{array}{l} t_2 = \text{suhu air pendingin keluar} \\ t_1 = \text{suhu air pendingin masuk} \end{array}$$

t_v = suhu uap air masuk

$$t_v - t_2 = 0.1 + 0,02*a*(t_v-t_1)$$

Dimana a adalah perb udara dalam uap (%berat)

Dari tabel 40.16 Hugot, a=5-6 g per 1000 g uap yg terkondensasi

Ditetapkan a :

6 g/1000 g uap terkondensasi

Sehingga a = 0.006

Untuk menghitung suhu air pendingin keluar, persamaannya :

$$t_v - t_2 = (0,1 + 0,02a) \times (t_v - t_1)$$

$$55-t_2 = 0.1 + 0.00012 \times (55-30)$$

$$55-t_2 = 0.10012 \times 25$$

$$- t_2 = -52.50$$

$$t_2 = 52.50 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Kebutuhan air pendingin

$$w = \frac{607 + 0.3t_v - t_2}{t_2-t_1}$$

$$= \frac{607 + 0,3 (55) - (52,5)}{52,5-30}$$

$$= \frac{571}{22.5}$$

$$= 25.38 \text{ kg air pendingin/ kg uap terkondensasi}$$

Uap terkondensasi sebanyak 95% dari uap masuk

Uap terkondensasi = 95% x uap masuk

$$= 0.95 \times 415.8$$

$$= 395.01 \text{ kg}$$

Air yang dibutuhkan = uap terkondensasi x W

$$= 395.01 \times 25.38$$

$$= 10,026 \text{ kg}$$

$$H_{\text{air pendingin}} = m \times C_p \times \Delta T$$

$$= 10,026 \times 4.185 \times 5$$

$$= 209,791 \text{ kJ}$$

$$= 50,140 \text{ kcal}$$

$$\begin{aligned}
H_{\text{masuk total}} &= H_{\text{Vapor}} + H_{\text{Air pendingin}} \\
&= 247,961.065 + 50,140 \\
&= 298,101 \text{ kcal}
\end{aligned}$$

b) Aliran keluar ke steam jet ejector

$$\begin{aligned}
\text{Massa steam ke jet ejector} &= 5\% \times \text{massa steam masuk} \\
&= 5\% \times 415.800 \text{ kg} \\
&= 20.790 \text{ kg}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
H_{\text{Laten}} &= m_{\text{uap air}} \times \lambda \\
&= 20.790 \times 2,371 \\
&= 11,779 \text{ kcal}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
H_{\text{sensible}} &= m \times C_p \times \Delta T \\
&= 20.790 \times 4.19 \times 30 \\
&= 2,610 \text{ kJ} \\
&= 624 \text{ kcal}
\end{aligned}$$

H vapor keluar barometrik kondensor

$$\begin{aligned}
H_{\text{total ke jet ejector}} &= H_{\text{Laten}} + H_{\text{sensibel}} \\
&= 11,779 + 624 \\
&= 12,403 \text{ kcal}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
Q_{\text{loss}} &= 5\% \times H_{\text{vapor masuk}} \\
&= 5\% \times 247,961.065 \\
&= 12,398 \text{ kcal}
\end{aligned}$$

Aliran ke Hot Well (massa kondensat)

$$\begin{aligned}
m_{\text{kondensat}} &= m_{\text{vapor}} + m_{\text{air pendingin}} - m_{\text{jet ejector}} \\
&= 416 + 10,026 - 20.79 \\
&= 10,421 \text{ kg}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
H_{\text{kondensat}} &= m \times C_p \times \Delta T \\
&= 10,421 \times 4.185 \times (T-25) \\
&= 10,419 (T-25)
\end{aligned}$$

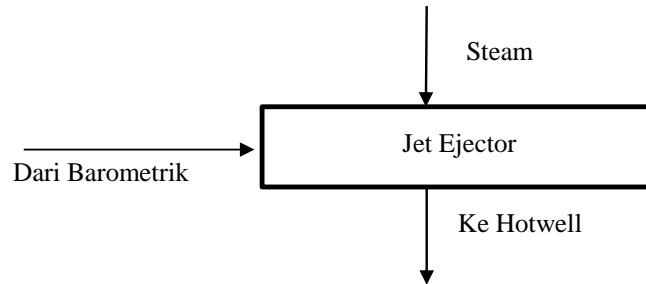
Neraca Panas Barometrik Kondensor

$$\begin{aligned}
Q_{\text{Masuk}} &= Q_{\text{Keluar}} \\
298,101 &= H_{\text{ke Jet Ejector}} + Q_{\text{loss}} + H_{\text{Kondensat}} \\
298,101 &= 12,403 + 12,398 + 10418.8 \quad (T-25)
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
298,101 &= 24,801 + 10,419 \quad (\text{T-25}) \\
T - 25 &= 27.497 \text{ } ^\circ\text{C} \\
T &= 52.50 \text{ } ^\circ\text{C} \\
H_{\text{kondensat}} &= m \times C_p \times \Delta T \\
&= 10420.87545 \times 4.185 \times 27.497 \\
&= 1,146,106.640 \text{ kJ} \\
&= 273,919 \text{ kcal}
\end{aligned}$$

Neraca Panas Barometrik Kondensor			
Masuk (kcal)		Keluar (kcal)	
$H_{\text{Uap Air}}$	247961	$H_{\text{Ke Jet Ejector}}$	11779.41
$H_{\text{Cooling Water}}$	50140.1	$H_{\text{Kondensat}}$	273919.49
		Q_{loss}	12398.05
Total	298101	Total	298096.95

JET EJECTOR



Steam jenuh yang digunakan = 120 °C

Dari Tabel 2.9 Geankoplis :

P	T (oC)	H_v	H_L	λ	C_p Air
kPa	°C	kJ/kg	kJ/kg	kJ/kg	kJ/kg°C
199	120	2706	504	2203	4.185

a) Aliran Masuk dari Barometetrik Kondensor

H aliran masuk

1. Aliran dari Barometric Condensor

$$H_{\text{uap air}} = 11,779 \text{ kcal}$$

2. Steam

$$\begin{aligned}
r \ H_{\text{laten}} &= M \times \lambda \\
&= M \times 2203 \\
&= 526 \text{ M kkal}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 r \quad H \text{ sensibel} &= M \times C_p \times \Delta T \\
 &= M \times 4.185 \times (120 - 55) \\
 &= 65.014 \quad M \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q \text{ steam} &= H \text{ laten} + H \text{ sensibel} \\
 &= 526.42 \quad M + 65.014 \quad M \\
 &= 591.433 \quad M \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

Menghitung steam yang digunakan :

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan air Barometric Condensor} &= 0,06 \times \text{kebutuhan steam} \\
 &\quad \text{(Ludwig, hal 208)}
 \end{aligned}$$

$$\text{Kebutuhan air Barometric Condensor} = 10,026 \text{ kg}$$

Maka kebutuhan steam =

$$M = \frac{10,026}{0,06} = 167098 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Sehingga } Q \text{ steam} &= 591.433 \quad M \\
 &= 591.433 \quad \times \quad 167,098 \\
 &= 98,827,126 \quad \text{kkal}
 \end{aligned}$$

$$H \text{ aliran masuk total} = H \text{ uap air} + H \text{ steam}$$

$$H \text{ aliran masuk total} = 11,779 + 98827126$$

$$H \text{ aliran masuk total} = 98,838,905 \text{ kkal}$$

H aliran keluar

Massa aliran menuju hot well (kondensat) :

$$\begin{aligned}
 M &= \text{massa aliran dari barometric condensor} + \text{massa steam} \\
 &= 0.05 + 167,098 \\
 &= 167,098 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H \text{ kondensat} &= M \times C_p \times \Delta T \\
 &= 167,098 \times 4.1850 \times (T - 25) \\
 &= 699,304 (T - 25) \text{ kJ} \\
 &= 167,134 (T - 25) \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q \text{ loss} &= 10\% \times H \text{ masuk} \\
 &= 10\% \times 98,838,905 \\
 &= 9,883,890 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

Neraca Energi :

$$\begin{aligned}
 \text{Energi masuk} &= \text{Energi keluar} \\
 98838904.91 &= Q \text{ loss} + H \text{ kondensat} \\
 98838904.91 &= 9883890.491 + 167134 (T - 25) \\
 167134 \quad T &= 9.3E+07 \\
 T &= 557 \text{ } ^\circ\text{C}
 \end{aligned}$$

$$H \text{ kondensat} = M \times C_p \times DT$$

$$\begin{aligned}
 &= 167,098 \times 4.19 \times (T - 25) \\
 &= 372,196,713 \text{ kJ} \\
 &= 96,640,015 \text{ kcal}
 \end{aligned}$$

NERACA ENERGI STEAM JET EJECTOR			
Masuk (kcal)		Keluar (kcal)	
barometric condensor	9,883,890	a. H kondens	96640015.2
b. Q Steam	98827125.5	b. Q Loss	12071000.8
Total	108711016	Total	108711016

CPO STORAGE

Bahan masuk

$$T = 50 \text{ C}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ C}$$

Komponen	m	Cp (kJ/kgK)	mCp
Air	270.442	4.185	1131.799
Minyak	27044.193	2.092	56567.737
TOTAL	27314.635		57699.536

$$\begin{aligned}
 \text{Cp campuran} &= \frac{57699.536 \text{ kJ/K}}{27314.635 \text{ kg}} \\
 &= 2.112 \text{ kJ/kgK}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q &= \text{massa TBS} \times \text{Cp campuran} \times (T - T_{ref}) \\
 &= 27314.635 \times 2.112 \times 25 \\
 &= 1442488.4 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Bahan keluar

$$T = 55$$

$$T_{ref} = 25 \text{ C}$$

Komponen	m	Cp (kJ/kgK)	mCp
Air	270.44	4.19	1131.80
Minyak	27044.19	2.09	56567.74
TOTAL	27314.64		57699.54

$$\begin{aligned}
 \text{Cp campuran} &= \frac{57699.54 \text{ kJ/K}}{27314.64 \text{ kg}} \\
 &= 2.11 \text{ kJ/kgK}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q &= \text{massa TBS} \times C_p \text{ campuran} \times (T - T_{\text{ref}}) \\
 &= 27314.64 \times 2.11 \times 30 \\
 &= 1730986.08 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

$$Q \text{ yang dibutuhkan} = 288497.68 \text{ kJ}$$

$$Q_{\text{loss}} = 5\%$$

$$Q = 302922.56 \text{ kJ}$$

Konduksi Alat

$$\text{Panjang alat} = 5.4 \text{ m}$$

$$r_o = 3.2 \text{ m}$$

$$r_i = 3.17 \text{ m}$$

$$k = 21.6 \text{ W/mK}$$

$$\begin{aligned}
 S &= \frac{2\pi L}{\ln(r_o/r_i)} \\
 &= \frac{33.89}{0.010} \\
 &= 3399.61
 \end{aligned}$$

$$Q = k \times S \times \Delta T$$

$$= 39083108 \text{ kJ}$$

$$Q \text{ total yang dibutuhkan} = 302922.6 + 39083107.9$$

$$= 39386030.4 \text{ kJ}$$

$$C_p \text{ steam} = 1.9 \text{ kJ/kgK}$$

$$m \text{ steam} = 17027.1 \text{ kg}$$

Masuk		Keluar	
Aliran	kJ	Aliran	kJ
< 14 a >	1442488.4	< 14 b >	1730986.1
Steam	39386030.4	Kond. Alat	39083107.9
		Q loss	14424.9
TOTAL	40828518.8	TOTAL	40828518.8

PKO STORAGE

Bahan masuk

$$T = 50 \text{ C}$$

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ C}$$

Komponen	m	Cp (kJ/kgK)	mCp
Air	29.626	4.208	124.665
Minyak	3027.586	2.092	6332.734
TOTAL	3057.211		6457.399

$$\begin{aligned} \text{Cp campuran} &= \frac{6457.399 \text{ kJ/K}}{3057.211 \text{ kg}} \\ &= 2.112 \text{ kJ/kgK} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q &= \text{massa TBS} \times \text{Cp campuran} \times (T - T_{\text{ref}}) \\ &= 3057.211 \times 2.112 \times 25 \\ &= 161434.970 \text{ kJ} \end{aligned}$$

Bahan keluar

$$\begin{aligned} T &= 55 \\ T_{\text{ref}} &= 25 \text{ C} \end{aligned}$$

Komponen	m	Cp (kJ/kgK)	mCp
Air	29.63	4.21	124.67
Minyak	3027.59	2.09	6332.73
TOTAL	3057.21		6457.40

$$\begin{aligned} \text{Cp campuran} &= \frac{6457.40 \text{ kJ/K}}{3057.21 \text{ kg}} \\ &= 2.11 \text{ kJ/kgK} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q &= \text{massa TBS} \times \text{Cp campuran} \times (T - T_{\text{ref}}) \\ &= 3057.21 \times 2.11 \times 30 \\ &= 193721.96 \text{ kJ} \end{aligned}$$

$$Q \text{ yang dibutuhkan} = 32286.99 \text{ kJ}$$

$$Q_{\text{loss}} = 5\%$$

$$Q = 33901.34 \text{ kJ}$$

Konduksi Alat

$$\text{Panjang alat} = 2.91 \text{ m}$$

$$r_o = 1.52 \text{ m}$$

$$r_i = 1.51 \text{ m}$$

$$k = 21.6 \text{ W/mK}$$

$$S = \frac{2\pi L}{\ln(r_0/r_1)}$$

$$= \frac{18.259}{0.006}$$

$$= 2912.2$$

$$Q = k \times S \times \Delta T$$

$$= 1572613.1 \text{ kJ}$$

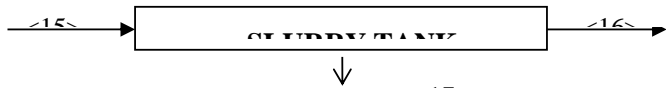
$$Q \text{ total yang dibutuhkan} = 33901.34 + 1572613.11$$

$$= 1606514.46 \text{ kJ}$$

$$C_p \text{ steam} = 1.9 \text{ kJ/kgK}$$

$$m \text{ steam} = 694.5 \text{ kg}$$

Masuk		Keluar	
Aliran	kJ	Aliran	kJ
< 14 a >	161435.0	< 14 b >	193722.0
Steam	1606514.5	Kond. Alat	1572613.1
		Q loss	1614.3
TOTAL	1767949.4	TOTAL	1767949.4



0

**APPENDIKS C
SPESIFIKASI ALAT**

Densitas air

T	ρ (kg/m ³)
0	999.87
10	999.73
20	998.23
25	997.08
30	995.68
40	992.25
50	988.07
60	983.24
70	977.81
80	971.83
90	965.34
100	958.38

1. LOADING RAMP (A-111)

Fungsi = Tempat penimbunan sementara dan pemuatan TBS ke dalam lori
Tipe = Bidang luncur dengan kemiringan ideal 25°

Komponen	%	ρ (kg/m ³)
Buah sawit	77.00	1060
Tandan kosong	23.00	1690

ρ campuran = (% massa buah sawit x ρ buah sawit) +
(% massa tandan kosong x ρ tandan kosong)
= 1205 kg/m³
= 75.22 lb/ft³

Jumlah pintu = 12 pintu
Kemiringan lantai = 25°
Kapasitas loading ramp = 12 x 15 ton/pintu
= 180 ton
= 149.39 m³
Volume 1 pintu = 12.449 m³/pintu
Faktor keamanan = 20 %
Volume loading ramp = 1.2 x 12.449
= 14.939 m³

Dasar perencanaan

Bahan konstruksi = Carbon Steel
Panjang = 44 m = 1732.3 in
Lebar = 22 m = 866.1 in
Jarak antar sekat = 45 cm = 1772 in
Tebal = 3 cm = 1.181 in

Spesifikasi penggerak loading ramp:

Merk = Electrim
Daya = 5.5 Hp
Voltase = 380 Volt

2. LORI (F-112)

Fungsi = Sebagai penampung TBS dari loading ramp ke sterilizer
Bahan konstruksi = Stainless steel
Jumlah isian per lori = 3750 kg
Banyak lori = 16

$$\begin{aligned}\text{Volume per lori} &= \frac{3750 \text{ kg}}{1204.9 \text{ kg/m}^3} \\ &= 3.112 \text{ m}^3 \\ &= 109.9 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume silinder utuh} &= \frac{100\%}{80\%} \times 109.9 \text{ ft}^3 \\ &= 137.4 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

Perhitungan dimensi lori

Asumsi Ls/D = 1.5
Bentuk tutup = Standard dished head
Volume tutup = 0.0847 ID³

$$\begin{aligned}V_t &= \text{volume silinder} + 2 \text{ volume tutup} \\ &= \frac{1}{4}\pi L_s ID^2 + 0.1694 \text{ ID}^3 \\ 137.4 &= 1.347 \text{ ID}^3 \\ ID &= 4.672 \text{ ft} \\ &= 1.424 \text{ m} \\ &= 56.07 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Perhitungan tinggi isian} &= 50\% \times ID \\ &= 28.03 \text{ in} \\ &= 2.336 \text{ ft}\end{aligned}$$

Perhitungan dimensi tangki

Bahan konstruksi = Stainless steel
Allowable pressure (F) = 18750 psia
Efisiensi sambungan (E) = 0.8
Corrosion allowance (C) = 0.0625
Tekanan operasi = 44.09 psia
Faktor keamanan = 20%
Tekanan desain = 52.91 psia

$$\begin{aligned}t_s &= \frac{P \times ID}{2 \times (FE - 0.6Pi)} + C \\ &= \frac{2966.314}{29936.51} + 0.0625 \\ &= 0.162 \text{ in}\end{aligned}$$

Dari tabel 5.7 (Brownell) didapatkan t_s standar = 0.1875 in

$$\begin{aligned}OD &= ID + 2t_s \\ &= 56.068 + 0.375\end{aligned}$$

$$= 56.443 \text{ in}$$

Dari tabel 5.7 (Brownell) didapatkan OD standar = 60 in

$$\begin{aligned} \text{ID koreksi} &= \text{OD} - 2t_s \\ &= 60 - 0.375 \\ &= 59.625 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L_s &= 1.5 \times \text{ID} \\ &= 89.4375 \text{ in} \end{aligned}$$

Perhitungan tebal tutup

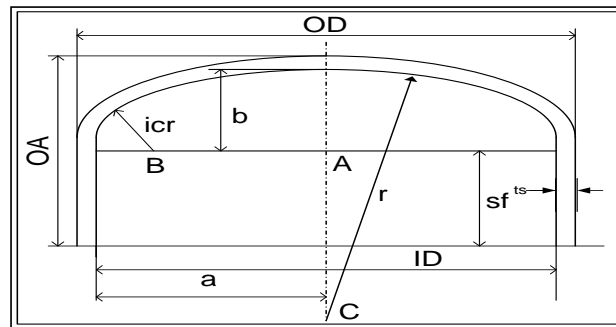
Tutup atas dan bawah berbentuk Standart dished head

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 60 \text{ in} \\ t_s &= 0.1875 \text{ in} \\ r &= 60 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_{ha} &= \frac{0,885 \times r \times P_i}{2 (F E - 0,1 P_i)} + C \\ t_{ha} &= \frac{2809.287}{29989.419} + 0.0625 \\ &= 0.156 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari tabel 5.8 (Brownell) didapatkan t_{ha} standar = 0.1875 in

Perhitungan tinggi tangki



Dari Tabel 5.7 dan 5.8 (Brownell), untuk tebal tutup = 3/16 Standard dished head

$$\begin{aligned} r &= 60 \text{ in} \\ icr &= 3.625 \text{ in} \\ sf &= 1.5 - 2.25 \text{ in} \text{ (diambil } sf = 2.25 \text{ in)} \end{aligned}$$

Sehingga, dari Figure 5.8 (Brownell), dapat dihitung

$$\begin{aligned} a &= \frac{1}{2} \times \text{ID} = 29.8125 \text{ in} \\ AB &= (\frac{1}{2} \times \text{ID}) - icr = 26.1875 \text{ in} \\ BC &= r - icr = 56.375 \text{ in} \\ b &= r - (BC^2 - AB^2)^{\frac{1}{2}} = 10.077 \text{ in} \\ OA &= t + b + sf = 12.514 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang lori} &= L_s + 2 \text{ OA} \\ &= 89.44 + 25.028 \\ &= 114.5 \text{ in} \end{aligned}$$

$$= 2.907 \text{ m}$$

3. STERILIZER (D-110)

Fungsi = Untuk merebus TBS agar buah sawit mudah terlepas dari tandannya

Bahan konstruksi	=	Stainless steel
Kapasitas olah	=	60000 kg
Jumlah isian per lori	=	3750 kg
Banyak lori	=	16
Banyak lori per sterilizer	=	8
Banyak sterilizer	=	2
Kapasitas 1 sterilizer	=	30000 kg

Komponen	%	ρ (kg/m ³)
Buah sawit	77	1060
Tandan kosong	23	1690

$$\begin{aligned} \rho \text{ campuran} &= (\% \text{ massa buah sawit} \times \rho \text{ buah sawit}) + \\ & \quad (\% \text{ massa tandan kosong} \times \rho \text{ tandan kosong}) \\ &= 1204.9 \text{ kg/m}^3 \\ &= 75.219278 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume isian} &= \frac{30000 \text{ kg}}{1204.900 \text{ kg/m}^3} \\ &= 24.9 \text{ m}^3 \\ &= 879.235 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume total lori} &= \frac{100\%}{50\%} \times 879.235 \text{ ft}^3 \\ &= 1758.470 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume sterilizer} &= \frac{100\%}{95\%} \times 1758.470 \text{ ft}^3 \\ &= 1851.021 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{ID sterilizer} &= \frac{100\%}{95\%} \times \text{OD lori} \\ &= \frac{100\%}{95\%} \times 60 \\ &= 63.16 \text{ in} \\ &= 1.604 \text{ m} \\ &= 5.263 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume sterilizer} &= \text{Volume silinder} + 2 \text{ Volume tutup} \\ 1851.021 &= \frac{1}{4}\pi L_s \text{ID}^2 + 0.000098 \text{ ID}^3 \\ 1851.021 &= 21.74 L_s + 0.014 \\ L_s &= 85.12 \text{ ft} \\ &= 25.95 \text{ m} \end{aligned}$$

Bahan Konstruksi	=	Plate Steels SA-240 Grade S type 306
Allowable pressure (F)	=	18750 psia
Efisiensi sambungan (E)	=	0.8
Corrosion allowance (C)	=	0.0625

Tekanan operasi = 44.088 psia
 Faktor keamanan = 20%
 Tekanan desain = 52.906 psia

$$\begin{aligned} ts &= \frac{P_i \times ID}{2 \times (fE - 0.6P_i)} + C \\ &= \frac{3341.406}{29936.51} + 0.0625 \\ &= 0.1741 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari tabel 5.8 (Brownell) didapatkan ts standar = 0.1875 in

$$\begin{aligned} OD &= ID + 2ts \\ &= 63.16 + 0.375 \\ &= 63.53 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari tabel 5.7 (Brownell) didapatkan OD standar = 66 in

$$\begin{aligned} ID &= OD - 2ts \\ &= 66 - 0.375 \\ &= 65.625 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Ls \text{ koreksi} &= 16.174 \times 65.625 \\ &= 1061.406 \text{ in} \end{aligned}$$

Perhitungan tebal tutup

Tutup atas dan bawah berbentuk torispherical dishead

$$\begin{aligned} OD &= 66 \text{ in} \\ ts &= 0.1875 \text{ in} \\ r &= 66 \text{ in} \end{aligned}$$

$$tha = \frac{P_i \times r \times W}{2 (fE - 0,1 P_i)} + C$$

$$\begin{aligned} W &= 0,25 \times (3 + (r/icr)^{1/2}) \\ icr &= 4 \text{ in} \end{aligned}$$

$$W = 1.766$$

$$\begin{aligned} tha &= \frac{6164.736}{29989.419} + 0.0625 \\ &= 0.268 \end{aligned}$$

Dari tabel 5.8 (Brownell) didapatkan tha standar = 0.3125 in

Perhitungan tinggi tangki

Dari Tabel 5.7 dan 5.8 (Brownell), untuk tebal tutup = 5/16 torispherical dishead

$$\begin{aligned} r &= 66 \text{ in} \\ icr &= 4 \text{ in} \\ sf &= 1.5 - 3 \text{ in (diambil sf = 3 in)} \end{aligned}$$

Sehingga, dari Fig. 5.8 (Brownell), dapat dihitung

$$\begin{aligned}
 a &= \frac{1}{2} \times ID &= 32.8125 &\text{ in} \\
 AB &= (\frac{1}{2} \times ID) - icr &= 28.8125 &\text{ in} \\
 BC &= r - icr &= 62 &\text{ in} \\
 b &= r - (BC^2 - AB^2)^{\frac{1}{2}} &= 11.102 &\text{ in} \\
 OA &= t + b + sf &= 14.414 &\text{ in} \\
 \text{Panjang Sterilizer} &= L_s + 2 OA \\
 &= 1061 + 28.828 \\
 &= 1090 &\text{ in} \\
 &= 27.69 &\text{ m}
 \end{aligned}$$

4. HOUSTING CRANE (A-117)

Fungsi = Mengangkut lori rebusan yang berisi buah ke thresher.
 Bahan konstruksi = Stainless steel
 Kapasitas = 5 ton
 Panjang rantai = 6 m
 Jumlah = 2 unit

5. THRESSER (H-120)

Kapasitas olah thresher = 28343 kg TBS masak
 Jumlah thresher = 2
 Interval waktu pengisian thresher = $\frac{3750}{56685.853} \times 60$ menit
 = 3.969 menit

Komponen	%	ρ (kg/m ³)
Buah sawit	78.09	1060
Tandan kosong	21.91	1690

(Naibaho,1998)

$$\begin{aligned}
 \rho \text{ campuran} &= (\% \text{ massa buah sawit} \times \rho \text{ buah sawit} + \\
 &(\% \text{ massa tandan kosong} \times \rho \text{ tandan kosong}) \\
 &= 1198.0344 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 75.219 \text{ lb/ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume isian} &= \frac{28342.926 \text{ kg}}{1198.0344 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 23.658 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang thresher} &= 6 \text{ m (Naibaho,1998)} \\
 V_s &= \frac{1}{4}\pi ID^2 L_s \\
 23.658 &= 4.71 ID^2 \\
 ID &= 2.241 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan putar} &= \frac{40 \times (D-d)}{2 \times (D-d)}, \quad \text{dimana } D = \text{diameter thresher} \\
 & & & d = \text{diameter TBS} \\
 & & & = 30 \text{ cm}
 \end{aligned}$$

$$\text{Kecepatan putar} = \frac{77.65}{3.882} = 20 \text{ rpm}$$

6. BELT CONVEYOR (J-131)

- Fungsi = Mengangkut berondolan kelapa sawit menuju digester
 Bahan konstruksi = Rubber and stell
 Tipe = *Throughed Antifriction Idlers*
 Kapasitas berondolan = 44265.853 kg/jam
 = 44.27 ton/jam
 Density = 1060 kg/m³
 = 66.17 lb/ft³
 Panjang = 10 m
 = 32.8 ft (Perry, table 21-7 page21-11)

Belt width in (cm)	Cross-sectional area of load ft ² (m ²)	Belt speed, ft/min (m/min)		Belt plies		Maximum lump size, in (mm)		Belt speed, ft/min (m/min)	Capacity and hp for 100-lb/ft ³ material			Add for tripper hp†
		Normal	Maximum	Minimum	Maximum	Sized material, 50% under	Unsized material, not over 20%		Capacity ton/h (metric ton/h)	hp/100-ft (30.48-m) lift	hp/100-ft (30.48-m) center	
14 (35)	0.11 (.010)	200 (61)	300 (91)	3	5	2.0 (51)	3.0 (76)	100 (30.5) 200 (61.0) 300 (91.5)	32 (29) 64 (58) 96 (87)	0.34 0.68 1.04	0.44 0.68 1.32	2.0
16 (40)	0.14 (.013)	200 (61)	300 (91)	3	5	2.5 (64)	4.0 (102)	100 (30.5) 200 (61.0) 300 (91.5)	44 (40) 88 (80) 132 (120)	0.46 0.90 1.36	0.56 1.12 1.68	2.5
18 (45)	0.18 (.017)	250 (76)	350 (107)	4	6	3.0 (76)	5.0 (127)	100 (30.5) 250 (76.2) 350 (106.7)	54 (49) 134 (122) 190 (172)	0.58 1.42 2.00	0.70 1.76 2.42	3.0
20 (50)	0.22 (.020)	250 (76)	350 (107)	4	6	3.5 (89)	6.0 (152)	100 (30.5) 250 (76.2) 350 (106.7)	66 (60) 164 (148) 230 (209)	0.70 1.72 2.44	0.84 2.06 2.90	3.20
24 (60)	0.33 (.030)	300 (91)	400 (122)	4	7	4.5 (114)	8.0 (203)	100 (30.5) 300 (91.5) 400 (121.9)	98 (89) 294 (267) 392 (356)	1.02 3.06 4.08	1.02 3.04 4.04	3.5
30 (75)	0.53 (.049)	300 (91)	450 (137)	4	8	7.0 (178)	12.0 (305)	100 (30.5) 300 (91.5) 450 (137.2)	156 (143) 474 (430) 710 (645)	1.60 4.80 7.20	1.50 4.50 6.74	5.0
36 (90)	0.78 (.072)	400 (122)	600 (183)	4	9	8.0 (203)	15.0 (381)	100 (30.5) 400 (121.9) 600 (182.9)	190 (172) 576 (523) 864 (781)	1.90 5.70 8.54	1.50 4.50 6.74	7.0
42 (105)	1.09 (.101)	400 (122)	600 (183)	4	10	10.0 (254)	18.0 (457)	100 (30.5) 400 (121.9) 600 (182.9)	330 (300) 1320 (1196) 1980 (1797)	3.50 14.00 21.00	3.50 9.12 13.68	9.5
48 (120)	1.46 (.136)	400 (122)	600 (183)	4	12	12.0 (305)	21.0 (533)	100 (30.5) 400 (121.9) 600 (182.9)	440 (399) 1760 (1596) 2640 (2397)	4.66 18.70 28.00	3.04 12.14 18.20	12.8
54 (135)	1.90 (.177)	450 (137)	600 (183)	6	14	14.0 (356)	24.0 (610)	100 (30.5) 450 (137.2) 600 (182.9)	570 (517) 2564 (2328) 3420 (3105)	6.04 17.20 23.60	3.94 11.70 16.00	20.0
60 (150)	2.40 (.223)	450 (137)	600 (183)	6	16	16.0 (406)	28.0 (711)	100 (30.5) 450 (137.2) 600 (182.9)	720 (654) 3240 (2941) 4320 (3921)	7.64 22.40 29.80	4.98 14.40 19.60	23

Data yang diperoleh:

- Belt width = 14 in = 0.356 m
 Cross sectional area of load = 0.11 ft² = 0.01 m²
 Belt speed (normal) = 200 ft/min = 1.016 m/s
 Belt plies (minimum) = 3
 Maksimum lump size = 3 in = 0.076 m
 Maksimum capacity = 64 ton/jam = 6400 kg/jam
 hp/100-ft(30.48m)centre = 0.68 HP
 Add for tripper = 2 HP

7. DIGESTER (M-130)

- Fungsi = Melumatkan buah sawit agar mudah dipress
 Kapasitas olah 1 digester = 10000 kg (Naibaho,1998)
 Banyak digester = 4.427 = 5 buah
 Bahan konstruksi = Plate Steels SA-240 Grade S type 304
 ρ kelapa sawit = 1060 kg/m³
 = 66.17 lb/ft³

$$\begin{aligned}
 \text{volume isian} &= \frac{10000 \text{ kg}}{1060 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 9.434 \text{ m}^3 \\
 &= 333.142 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{volume silinder utuh} &= \frac{100}{80} \times 333.142 \text{ ft}^3 \\
 &= 416.427 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

Perhitungan dimensi digester

$$\begin{aligned}
 \text{Asumsi} &= Ls/D &= 1.5 \\
 \text{Bentuk tutup atas} &= \text{Standard Dished Head} \\
 \text{Volume tutup atas} &= 0.0847 \text{ ID}^3 \\
 \text{Bentuk tutup bawah} &= \text{Conical dished head} \\
 \alpha &= 120 \\
 \text{Volume tutup bawah} &= 0.0756 \text{ ID}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 V_t &= \text{volume silinder} + \text{volume tutup atas} + \text{volume tutup bawah} \\
 &= 1/4\pi LsID^2 + 0.0847 \text{ ID}^3 + 0.0756 \text{ ID}^3 \\
 416.4 &= 1.178 \text{ ID}^3 + 0.0847 \text{ ID}^3 + 0.0756 \text{ ID}^3 \\
 \text{ID} &= 6.777 \text{ ft} \\
 &= 2.066 \text{ m} \\
 &= 81.33 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Perhitungan tinggi isian :

$$\begin{aligned}
 V_{\text{isian}} &= 1/4\pi LlsID^2 + 0.0756 \text{ ID}^3 \\
 333.1415 &= 36.0552 Lls + 23.5326 \\
 Lls &= 8.587 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Perhitungan dimensi tangki

$$\begin{aligned}
 \text{Bahan konstruksi} &= \text{Stainless steel} \\
 \text{Allowable pressure (F)} &= 18750 \text{ psia} \\
 \text{Efisiensi sambungan (E)} &= 0.8 \\
 \text{Corrosion allowance (C)} &= 0.0625 \\
 \text{Tekanan operasi} &= 44.088 \text{ psia} \\
 \text{Faktor keamanan} &= 30\% \\
 \text{Tekanan desain} &= 57.314 \text{ psia}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P_i \times ID}{2 \times (fE - 0.6P_i)} + C \\
 &= \frac{4661.209}{29931.22} + 0.0625 \\
 &= 0.218 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\text{Dari tabel 5.7 (Brownell) didapatkan } t_s \text{ standar} = 0.25 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= \text{ID} + 2t_s \\
 &= 81.327 + 0.5 \\
 &= 81.827 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
&\text{Dari tabel 5.7 (Brownell) didapatkan OD standar} &= & 84 \text{ in} \\
\text{ID koreksi} &= \text{OD} - 2ts \\
&= 84 - 0.5 \\
&= 83.5 \text{ in} \\
\text{Ls koreksi} &= 1.5 \times \text{ID koreksi} \\
&= 125.25 \text{ in}
\end{aligned}$$

Perhitungan tebal tutup

a. Tutup atas berbentuk Standard dished head

$$\begin{aligned}
\text{OD} &= 84 \text{ in} \\
ts &= 0.25 \text{ in} \\
r &= 84 \text{ in}
\end{aligned}$$

$$\text{tha} = \frac{\text{Pi} \times r \times W}{2 (\text{FE} - 0,1 \text{ Pi})} + C$$

$$W = 0,25 \times (3 + (r/icr)^{1/2})$$

$$icr = 5.13 \text{ in}$$

$$W = 1.762$$

$$\begin{aligned}
\text{tha} &= \frac{8483.575}{29988.537} + 0.0625 \\
&= 0.345
\end{aligned}$$

$$\text{Dari tabel 5.8 (Brownell) didapatkan tha standar} = 0.375 \text{ in}$$

b. Tutup bawah berbentuk conical dished head

$$\begin{aligned}
\text{thb} &= \frac{\text{Pi} \times \text{OD}}{4(\text{fE} - 0,1\text{Pi}) \cos 0,5\alpha} + C \\
&= \frac{4814.410}{30016.108} + 0.0625 \\
&= 0.223 \text{ in}
\end{aligned}$$

$$\text{Dari tabel 5.8 (Brownell) didapatkan tha standar} = 0.25 \text{ in}$$

Perhitungan tinggi tangki

a. Tebal tutup atas

Dari Tabel 5.7 dan 5.8 (Brownell), untuk tebal tutup = 3/16 Torispherical dished

$$r = 84 \text{ in}$$

$$icr = 5.125 \text{ in}$$

$$sf = 1.5 - 3 \text{ in} \text{ (diambil sf} = 3 \text{ in)}$$

Sehingga, dari Fig. 5.8 (Brownell), dapat dihitung

$$a = \frac{1}{2} \times \text{ID} = 41.75 \text{ in}$$

$$\text{AB} = (\frac{1}{2} \times \text{ID}) - icr = 36.625 \text{ in}$$

$$\text{BC} = r - icr = 78.875 \text{ in}$$

$$b = r - (\text{BC}^2 - \text{AB}^2)^{1/2} = 14.1439 \text{ in}$$

$$\text{OA} = t + b + sf = 17.5189 \text{ in}$$

b. Tebal tutup bawah

$$\begin{aligned} hb &= \frac{OD}{2 \tan 1/2 \alpha} \\ &= \frac{84}{3.460} \\ &= 24.278 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang digester} &= Ls + OA + hb \\ &= 125.3 + 17.519 + 24.28 \\ &= 142.8 \text{ in} \\ &= 3.626 \text{ m} \end{aligned}$$

TABLE 3.4-1. *Geometric Proportions for a "Standard" Agitation System*

$\frac{D_a}{D_t} = 0.3 \text{ to } 0.5$	$\frac{H}{D_t} = 1$	$\frac{C}{D_t} = \frac{1}{3}$
$\frac{W}{D_a} = \frac{1}{5}$	$\frac{D_d}{D_a} = \frac{2}{3}$	$\frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}$
		$\frac{J}{D_t} = \frac{1}{12}$

$$\begin{aligned} D_t &= 83.5 \text{ in} = 2.12 \text{ m} \\ D_a &= 25.05 \text{ in} = 0.64 \text{ m} \\ W &= 5.01 \text{ in} = 0.13 \text{ m} \\ D_d &= 16.7 \text{ in} = 0.42 \text{ m} \\ H &= 83.5 \text{ in} = 2.12 \text{ m} \\ L &= 6.2625 \text{ in} = 0.16 \text{ m} \\ C &= 27.83333 \text{ in} = 0.71 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diamabil } N &= 26 \text{ rpm (Naibaho, 1968)} \\ &= 0.43 \text{ rev/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \mu &= 0.81 \text{ cP} \\ &= 0.00081 \text{ Pa.s} \end{aligned}$$

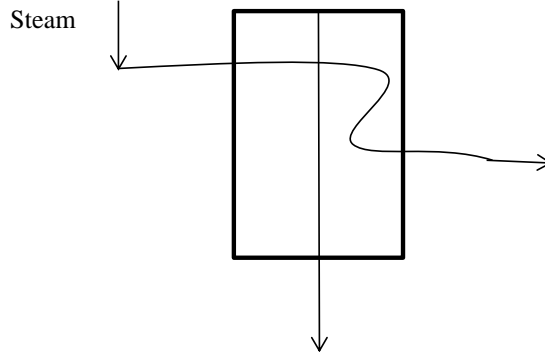
$$\begin{aligned} Nre &= \frac{Da^2 \times N \times \rho}{\mu} \\ &= \frac{185.957}{0.00081} \\ &= 229576.6 \end{aligned}$$

Setelah diplot di figure 3.4-5 Geankoplis, didapatkan $N_p = 5$

$$\begin{aligned} P &= N_p \times \rho \times N^3 \times Da^5 \\ &= 44.973 \text{ kW} \end{aligned}$$

$$= 60.310 \quad \text{HP}$$

Perencanaan Jacket Pemanas di Digester



Kondisi Temperatur pada jacket pemanas adalah:

$$\text{Temperature steam masuk } (T_1) = 133.48 \text{ } ^\circ\text{C} = 272.3 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Temperature steam keluar } (T_2) = 100 \text{ } ^\circ\text{C} = 212 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Temperatur minyak masuk } (t_1) = 40 \text{ } ^\circ\text{C} = 104 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Temperatur minyak keluar } (t_2) = 90 \text{ } ^\circ\text{C} = 194 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Berdasarkan neraca energi didapatkan m steam} = 8074.1 \text{ kg/jam}$$

$$= 64592 \text{ kg/hari}$$

$$\begin{aligned} \text{a. Neraca Panas} &= 1844791 \text{ Kkal/h} \times (1 \text{ Btu} / 0.252 \text{ Kkal}) \\ \text{Neraca Panas} &= 7315954 \text{ Btu/jam} \end{aligned}$$

b. LMTD

$$\begin{aligned} \Delta t_{\text{LMTD}} &= \frac{(\Delta t_1 - \Delta t_2)}{\ln(\Delta t_1 - \Delta t_2)} \\ &= \frac{168.3 - 18}{\ln 168.3 / 18} \\ &= 67.23 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

c. Perhitungan temperatur caloric

$$T_c = \frac{104 + 194}{2} = 149 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{272.3 + 212}{2} = 242.132 \text{ } ^\circ\text{F}$$

d. Trial ukuran pipa jacket

$$\begin{aligned} \text{Ditetapkan ukuran pipa jacket} &= 0.75 \text{ in OD BWG 16} \\ &\text{(Kern, Tabel 10 hal.843)} \end{aligned}$$

$$\text{ID} = 0.62 \text{ in} = 0.052 \text{ ft} = 0.016 \text{ m}$$

$$a'' = 0.1963 \text{ ft}^2/\text{in ft}$$

e Menghitung harga ho dan hio

Bagian Bejana	Bagian Jacket
$1. \text{ Nre} = \frac{(Da)^2 \times N \times \rho}{\mu}$ $= 229576.6$	

2. $J_H = 260$ (Fig. 20.2)	
3. $h_o = J_H \times (k/di) \times (C_p \times \mu/k)^{1/3} \times (\mu/\mu_w)^{0.14}$	$3' \cdot h_{oi} = 1500 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{F}$
dengan:	
$T_c = 149$ °F	
$c_p = 3.9$ btu/lb°F	
$k = 0.398$ btu/hr ft ² (°F/ft)	
$\mu = 0.81$ cp	
$= 1.96$ lb/ft.h	
$h_o = 4036$ btu/ft ² .hr.°F	

$$U_c = \frac{h_i \times h_{oi}}{h_i + h_{oi}}$$

$$U_c = 1093.56 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{F}$$

$$R_d = 0.005$$

$$h_d = \frac{1}{0.005} = 200$$

$$U_D = \frac{U_c \times h_d}{U_c + h_d}$$

$$= \frac{218712}{1293.560}$$

$$= 169.08 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{F}$$

Dengan adanya U_d maka harga A dan tinggi jaket dapat ditentukan

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta t \text{ LMTD}}$$

$$= 643.63$$

$$\text{Panjang pipa yang dibutuhkan} = A/a''$$

$$= 3278.83 \text{ ft}$$

8. SCREW PRESS (H-140)

Fungsi = Untuk memisahkan minyak dari serat

Bahan konstruksi = Stainless steel

Dengan perencanaan:

Kapasitas = 20 ton

Panjang = 780 cm

Lebar = 160 cm

Diameter ulir = 53.6 cm

Panjang ulir = 550 cm

Putaran ulir = 20 rpm

Spesifikasi =

Merk = LEBP-8

Tekanan kerja = 120 bar

Elektro motor =

Tipe = *Horizontal Mono Screw*

Daya = 30 Hp

Voltase = 38 Volt (PT. Sempurna Jaya Laju)

9. VIBRATING SCREEN I (H-150)

Fungsi = Untuk memisahkan serat-serat kasar dan kotoran

kasar yang terikut dengan minyak
 Bahan konstruksi = Stainless Steel SA-283
 Perhitungan kapasitas dari Vibrating screen

Perry, chap. 19-23

TABLE 19-7 Slotted-Opening Factors

Screen type	Length-to-width ratio
Square and slightly rectangular openings	Less than 2
Rectangular openings	Equal to or greater than 2 but less than 4
Slotted openings	Equal to or greater than 4 but less than 25
Parallel-rod decks	Equal to or greater than 25

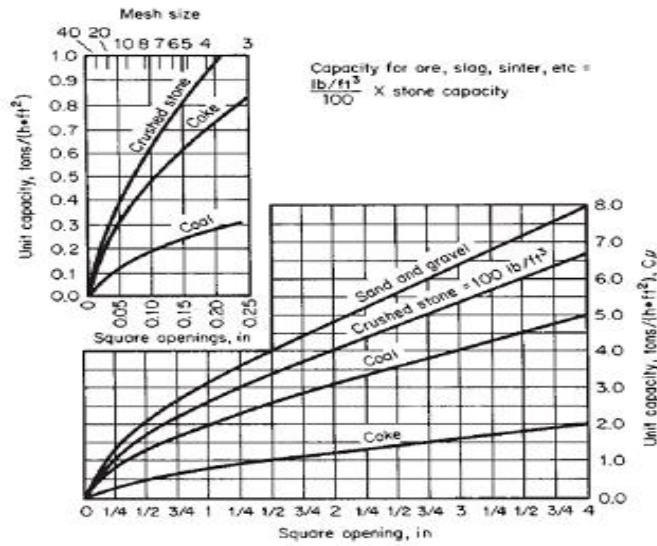
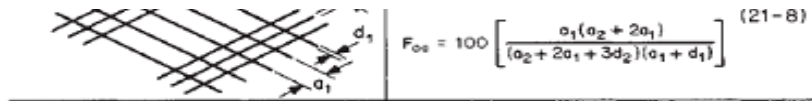


FIG. 19-21 Unit capacity (C_u) for square-opening screens. To convert inches to meters, multiply by 0.0254; to convert tons per hour-square foot to kilograms per second-square meter, multiply by 2.7182.

Aperture	Formula
Rectangular openings 	$F_{oa} = \frac{a_1 a_2}{(a_1 + d_1)(a_2 + d_2)} \times 100$ $F_{oa} \text{ is open area, \%}, d \text{ is diameter of wire, or horizontal width of bar (for plate), } a \text{ is clear opening dimension} \quad (21-4)$
Square openings Specified by opening size	$F_{oa} = 100 \left(\frac{a}{a+d} \right)^2 \quad \begin{matrix} a_1 = a_2 = a \\ d_1 = d_2 = d \end{matrix} \quad (21-5)$
Square openings Specified in mesh, m	$F_{oa} = 100 a^2 m^2 \quad m = \frac{1}{a+d} \quad (21-6)$
Parallel-rod decks 	$F_{oa} = \frac{100a}{(a+d)} \quad (21-7)$
Special weaves 	Assuming $a_3 = a_1$;



$$F_{0a} = 100 \left[\frac{a_1(a_2 + 2a_1)}{(a_2 + 2a_1 + 3d_2)(a_1 + d_1)} \right] \quad (21-8)$$

FIG. 19-22 Open-area factor (F_{0a}) for flow-through screen-capacity calculation.

Persamaan Matthews:

- $A = 0,4 \text{ Ct} / (\text{Cu} \cdot \text{Foa} \cdot \text{Fs})$
 A = screen area, ft²
 Ct = troughflow rate, Ton.hr
 Cu = unit capacity, Ton/(hr.ft²) Figure 19-21
 Foa = open-area factor; Fig. 19-22
 Fs = slotted-area factor, Table 19-7

Dengan perencanaan

- Laju alir = 41527 kg/jam = 41.52651 ton/jam
 Ukuran bahan = 30 mesh
 Dimensi buka (a) = 1 in = 0.083 ft
 Ukuran tebal (d) = 0.2 in = 0.017 ft
 Kapasitas unit (Cu) = 0.2

$$\begin{aligned}
 \text{Faktor luas buka, Foa} &= 100 \times a^2 \times m^2 \\
 &= 100 \times 0.083^2 \times 10^2 \\
 &= 69.4444
 \end{aligned}$$

$$\text{Faktor luas lubang (Fs)} = 1$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kapasitas} &= 0.4 \times \frac{F}{\text{Cu} \times \text{Foa} \times \text{Fs}} \\
 &= 0.4 \times \frac{41.53}{0.2 \times 69.44 \times 1} \\
 &= 1.196 \text{ ton/jam}
 \end{aligned}$$

10. SLURRY STORAGE (F-160)

- Fungsi = Menampung minyak kasar yang keluar dari vibrating screen I
 Bahan konstruksi = Stainless Steel
 Kapasitas = 38130.10 kg

Komponen	%	ρ (kg/m ³)
Minyak	72.45	856.1
Air	2.394	965.34
Serat	25.16	730

$$\begin{aligned}
 \rho \text{ campuran} &= (\% \text{minyak} \times \rho \text{ minyak}) + (\% \text{air} \times \rho \text{ air}) + (\% \text{serat} \times \rho \text{ serat}) \\
 &= 826.988 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 51.63 \text{ lb/ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\text{volume isian} = \frac{38130.1 \text{ kg}}{826.988 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 46.107 \text{ m}^3$$

$$= 1628.184 \text{ ft}^3$$

$$\text{volume silinder utuh} = \frac{100\%}{80\%} \times 1628.184 \text{ ft}^3$$

$$= 2035.2295 \text{ ft}^3$$

Perhitungan dimensi storage

Asumsi

$$\text{Ls/D} = 1.5$$

$$\text{Bentuk tutup atas dan bawah} = \text{Standar dished head}$$

$$\text{Volume tutup} = 0.0847 \text{ ID}^3$$

$$\begin{aligned} V_t &= \text{volume silinder} + (2 \times \text{volume tutup}) \\ &= \frac{1}{4}\pi L_s \text{ID}^2 + 0.1694 \text{ ID}^3 \\ 2035 &= 1.178 \text{ ID}^3 + 0.1694 \text{ ID}^3 \\ \text{ID} &= 11.48 \text{ ft} \\ &= 3.498 \text{ m} \\ &= 137.7 \text{ in} \end{aligned}$$

Perhitungan tinggi isian :

$$\begin{aligned} V_{\text{isian}} &= \frac{1}{4}\pi L_s \text{ID}^2 + 0.0847 \text{ ID}^3 \\ 1628.184 &= 103.369 L_s + 127.986 \\ L_s &= 14.513 \text{ ft} \end{aligned}$$

Perhitungan dimensi tangki

$$\begin{aligned} \text{Bahan konstruksi} &= \text{Plate Steels Sa-240 Grade S type 304} \\ \text{Allowable pressure (F)} &= 18750 \text{ psia} \\ \text{Efisiensi sambungan (E)} &= 0.8 \\ \text{Corrosion allowance (C)} &= 0.0625 \\ \text{Tekanan hidrostatik} &= 5.203 \text{ psia} \\ \text{Tekanan operasi} &= 19.899 \text{ psia} \\ \text{Faktor keamanan} &= 25\% \\ \text{Tekanan desain} &= 24.874 \text{ psia} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{P_i \times \text{ID}}{2 \times (fE - 0.6 P_i)} + C \\ &= \frac{3425.246}{29970.15} + 0.0625 \\ &= 0.177 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Dari tabel 5.7 (Brownell) didapatkan } t_s \text{ standar} = 0.1875 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{OD} &= \text{ID} + 2t_s \\ &= 137.7035 + 0.375 \\ &= 138.0785 \end{aligned}$$

$$\text{Dari tabel 5.7 (Brownell) didapatkan OD standar} = 144 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{ID koreksi} &= \text{OD} - 2t_s \\ &= 144 - 0.375 \end{aligned}$$

$$= 143.625 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} Ls \text{ koreksi} &= 1.5 \times \text{ID koreksi} \\ &= 215.4375 \text{ in} \end{aligned}$$

Perhitungan tebal tutup

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 144 \text{ in} \\ \text{ts} &= 0.1875 \text{ in} \\ r &= 132 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{tha} &= \frac{0.885 \times P \times r}{2(\text{fE} - 0.1\text{Pi})} + C \\ &= \frac{2905.789}{29995.03} + 0.0625 \\ &= 0.159 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Dari tabel 5.6 diambil tha standar} = 0.1875 \text{ in}$$

Perhitungan tinggi tangki

Dari Tabel 5.7 dan 5.8 (Brownell), untuk tebal tutup = 3/16 torispherical dishead

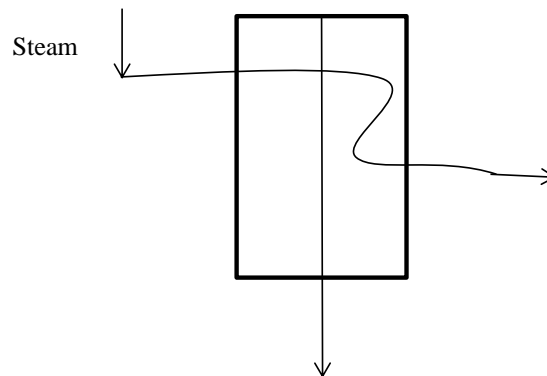
$$\begin{aligned} r &= 132 \text{ in} \\ \text{icr} &= 8.75 \text{ in} \\ \text{sf} &= 1.5 - 2.25 \text{ in (diambil sf} = 2.25 \text{ in)} \end{aligned}$$

Sehingga, dari Fig. 5.8 (Brownell), dapat dihitung

$$\begin{aligned} a &= \frac{1}{2} \times \text{ID} = 71.8125 \text{ in} \\ \text{AB} &= (\frac{1}{2} \times \text{ID}) - \text{icr} = 63.0625 \text{ in} \\ \text{BC} &= r - \text{icr} = 123.25 \text{ in} \\ b &= r - (\text{BC}^2 - \text{AB}^2)^{1/2} = 26.1053 \text{ in} \\ \text{OA} &= t + b + \text{sf} = 28.5428 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang storage} &= Ls + 2\text{OA} \\ &= 272.5231 \text{ in} \\ &= 6.9221 \text{ m} \end{aligned}$$

Perencanaan Coil Pemanas di Slurry Storage



Kondisi Temperatur pada Coil pemanas adalah:

Temperature steam masuk (T_1) = 133.48 °C = 272.3 °F
 Temperature steam keluar (T_2) = 100 °C = 212 °F
 Temperatur minyak masuk (t_1) = 80 °C = 176 °F
 Temperatur minyak keluar (t_2) = 90 °C = 194 °F
 Berdasarkan neraca energi didapatkan m steam = 493.2 kg/jam
 = 3945 kg/hari

a. Neraca Panas

Neraca Panas = 1043915.3 Kkal/jam x (1 Btu / 0,25216 Kkal)
 = 4139892.6 Btu/jam

b. LMTD

$$\Delta t_{LMTD} = \frac{(\Delta t_1 - \Delta t_2)}{\ln(\Delta t_1 - \Delta t_2)}$$

$$= \frac{96.26 - 18}{\ln 96.26 / 18}$$

$$= 46.677 \text{ °F}$$

c. perhitungan temperatur caloric

$$T_c = \frac{176 + 194}{2} = 185 \text{ °F}$$

$$t_c = \frac{272.3 + 212}{2} = 242.132 \text{ °F}$$

d. Trial ukuran pipa coil

Ukuran pipa coil = 0.75 in OD BWG 16
 (Kern, Tabel 10 hal.843)
 ID = 0.62 in = 0.052 ft = 0.016 m
 a" = 0.1963 ft²/1in ft

e. Menghitung harga hio dan hi

Dari tabel 2 (Peter Timmerhaus hal. 496) diketahui economic velocity untuk air atau fluida yang seperti air sebesar 3-10 ft/s (0,91-3,0 m/s). Dari hasil trial didapatkan nilai v sebesar 10 ft/s (3,05 m/s)

$$NRe = \frac{(\rho \times D \times v)}{\mu}$$

$$= \frac{(827 \times 0.016 \times 3.05)}{0.00081}$$

$$= 49038.85$$

Bagian Bejana	Bagian Coil
1. $Nre = \frac{(Da)^2 \times N \times \rho}{\mu}$ = 49038.85 2. $J_H = 800$ (Fig. 20.2) 3. $ho = J_H \times (k/di) \times (Cp \times \mu/k)^{1/3} \times (\mu/\mu_w)^{0.14}$ dengan: $T_c = 185 \text{ °F}$ $cp = 3.9 \text{ btu/lb°F}$ $k = 0.398 \text{ btu/hr ft}^2 \text{ (°F/ft)}$ $\mu = 0.81 \text{ cp} = 1.96 \text{ lb/ft.h}$	$3' \text{ hoi} = 1500 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{hr} \cdot \text{°F}$

$$h_o = 1731 \text{ btu/ft}^2\cdot\text{hr}\cdot^\circ\text{F}$$

$$U_c = \frac{h_i \times h_{oi}}{h_i + h_{oi}}$$

$$U_c = 803.71 \text{ Btu/ft}^2\cdot\text{hr}\cdot^\circ\text{F}$$

$$R_d = 0.005$$

$$h_d = \frac{1}{0.005} = 200.00$$

$$U_D = \frac{U_c \times h_d}{U_c + h_d}$$

$$= \frac{160741.9}{1003.709}$$

$$= 160.148 \text{ Btu/ft}^2\cdot\text{hr}\cdot^\circ\text{F}$$

Dengan adanya U_d maka harga A dan tinggi coil dapat ditentukan

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta t \text{ LMTD}}$$

$$= 553.82$$

$$L = A/a''$$

$$= 2821.3 \text{ ft}$$

Diambil $d_c = 8 \text{ ft}$

$$n_c = \frac{L}{\pi \times d_c}$$

$$= 112.312$$

$$= 113 \text{ lilitan}$$

11. POMPA VIBRATING SCREEN (L-171)

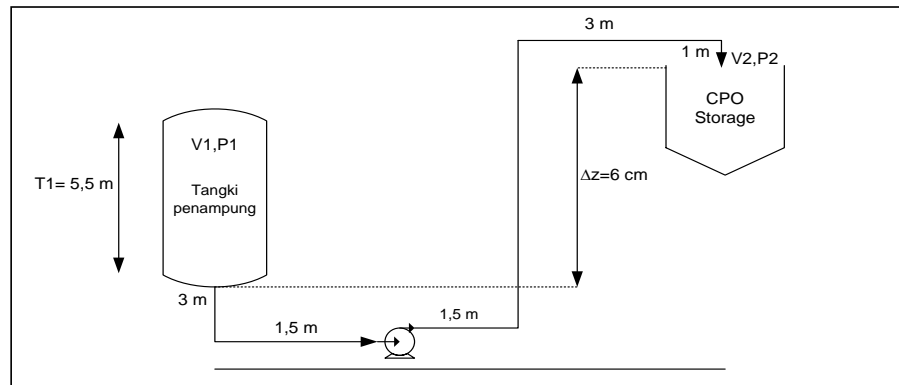
Fungsi = Untuk mengalirkan CPO dari Slurry Storage menuju Cylindrical Settling Tank

Dasar perencanaan

Tipe = Centrifugal Pump

Bahan = Stainless Steel

Skema =



Data :

$$1. \rho \text{ larutan CPO} = 827 \text{ kg/m}^3 = 51.60405 \text{ lb/ft}^3$$

2. μ larutan CPO, 90°C = 0.81 cp = 0.00081 kg/m.s
3. Laju alir massa yang akan dialirkan = 38130.10 kg/jam
= 838862.3 kg/hari
4. Persamaan kesetimbangan energi mekanis :

$$(1/(2\alpha g_c x(v_2^2/2v_1^2 - v_1^2/2v_2^2))) + ((g/g_c)x(z_2 - z_1)) + ((p_2 - p_1)/r) + \sum F + W_s = 0$$

g = Percepatan gravitasi, ft/s² atau m/s².

g_c = Faktor proporsionalitas (kesebandingan)
Newton, 32.2 ft-lb/lbf-s².

p = Tekanan, Pa

$\sum F$ = Gaya gesek total dalam sistem, J/kg

v = Kecepatan aliran dalam pipa, m/s

z = Tinggi fluida, m

W_s = Kerja pompa, j/kg atau ft.lbf/lbm

α = Faktor koreksi, 1 untuk aliran turbulen dan 1/2 untuk aliran laminar

ρ = Densitas fluida, kg/m³

(Geankoplis, C.J., "Transport Process and Units Operations" 3rd Ed, eq.2.7-28)

Langkah-langkah perhitungan :

1. Menghitung rate massa
2. Menghitung diameter optimum pipa
3. Menghitung Reynold Number
4. Menghitung total energi yang hilang dalam sistem pemompaan
5. Menghitung daya pompa

Perhitungan :

1. Menghitung rate massa :

Waktu kerja = 18 jam/hari

Diketahui

ρ CPO = 0.827 gr/cm³ = 827 kg/m³

μ CPO = 0.00081 kg/m.s = 51.63 lb/ft³

Rate = 38130 kg/jam / 827 kg/m³

Volumetrik (Q = 46.11 m³/jam

= 0.013 m³/s

= 0.005 ft³/s

Rate massa = Q x ρ

= 0.013 m³/s x 827 kg/m³

= 10.59 kg/s

2. Menghitung Inside Diameter (ID) Optimum Pipa

- a. Menentukan economic velocity untuk menghitung Reynold Number
Menentukan economic velocity untuk menghitung Reynold Number
Dari tabel 2 (Peter Timmerhaus hal. 496), diketahui economic velocity
untuk air atau fluida sebesar 3-10 ft/s (0,91-3,0 m/s). Dari hasil trial
didapatkan nilai v sebesar 10 ft/s (3.5 m/s)

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

$$3.05 = \frac{0.013 \text{ m}^3/\text{s}}{A}$$

$$A = 0.004 \text{ m}^2$$

Berdasarkan Timmer Peterhouse Pg. 496 eq.15 didapatkan persamaan berikut untuk menghitung ID Optimum Pipa untuk aliran turbulenta:

$$\begin{aligned} \text{ID Optimum Pipa} &= 3.9 \times 0.005^{0.45} \times 51.6^{0.13} \\ &= 0.579 \text{ in} \\ &= 0.017 \text{ m} \end{aligned}$$

Maka ditetapkan spesifikasi desain pipa yang digunakan sebagai berikut:

Spesifikasi pipa	Ukuran (Dalam in)	Ukuran (Dalam m)
Nominal Pipe Size (NPS)	0.50	0.015
Inside Diameter (ID)	0.579	0.0174
Outside Diameter (OD)	0.84	0.021
Ditetapkan design ID	0.622	0.017

Material yang digunakan = *Commercial steel*

Schedule Number = 40

(Sumber: http://www.engineersedge.com/fluid_flow/steel-pipe-schedule-40.htm)

3. Menghitung Reynold Number (NRe)

$$\begin{aligned} \text{NRe} &= \frac{(\rho \times D \times v)}{\mu} \\ &= \frac{826.99 \text{ kg/m}^3 \times 0.0174 \text{ m} \times 3.05 \text{ m/s}}{0.00081 \text{ kg/m.s}} \\ &= 54056.98 \end{aligned}$$

4. Menghitung Dishcharge Pressure Pompa

a. Tekanan suction (P1)

$$\begin{aligned} P_1 &= \rho g h + P_{\text{atm}} \\ &= 827.0 \text{ kg/m}^3 \times 9.807 \text{ m/s}^2 \times 4.426 \text{ m} + 1 \text{ atm} \\ &= 35898.8 \text{ N/m}^2 + 1 \text{ atm} \\ &= 269.3 \text{ mmHg} + 1 \text{ atm} \\ &= 1.354 \text{ atm} \\ &= 1.399 \text{ kg/cm}^2 \end{aligned}$$

b. Menghitung total energi hilang dalam sistem pemompaan Energi yang hilang dalam sistem pemompaan, berupa :

- 1 Kontraksi masukan pipa dari Tangki bak penampung
- 2 Friksi pada pipa lurus
- 3 Friksi pada elbow
- 4 Friksi pada valve
- 5 Ekspansi pada keluaran pipa menuju Tangki CST

Perhitungan pada kehilangan energi diatas adalah sebagai berikut :

- 1 Kontraksi pada masukan pipa dari Tangki penampung
Dengan persamaan untuk kontraksi dari permukaan A₁ ke A₂ (pipa)

Dimana perbandingan A_1 terhadap A_2 sangat besar:

$$\begin{aligned} K_c &= 0,55 (1 - A_2/A_1) \\ &= 0,55 \times (1 - 0) \\ &= 0,55 \\ H_c &= K_c \cdot v^2 / 2\alpha \\ &= (0,55 \times (3,05)^2) / (2 \times 1) \\ &= 2.558 \text{ N.m/kg} \end{aligned}$$

(Geankoplis, C.J, "Transport Process and Units Operations" 3rd Ed, p.93)

2 Friksi pada pipa lurus

$$\begin{aligned} \text{Untuk material Commercial steel } (\epsilon) &= 4,6 \times 10^{-5} \text{ m} \\ \text{Maka nilai } \epsilon/D &= 4,6 \times 10^{-5} \text{ m} / 0.8763 \text{ m} \\ &= 0.00265 \\ \text{Pada } N_{Re} &= 54056.98 \\ \text{Didapatkan } \textit{fanning friction factor} (f) &= 0.0085 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{panjang total pipa lurus adalah} & \\ \sim \text{ dari Tangki penampung ke elbow I} &= 3 \text{ m} \\ \sim \text{ dari elbow I ke pompa} &= 1.5 \text{ m} \\ \sim \text{ dari pompa ke elbow II} &= 1.5 \text{ m} \\ \sim \text{ dari elbow II ke elbow III} &= 9 \text{ m} + \\ \sim \text{ dari elbow III ke elbow IV} &= 3 \text{ m} \\ \sim \text{ dari elbow IV ke CST} &= \underline{1 \text{ m}} \\ \text{Total} &= 19 \text{ m} \end{aligned}$$

Maka friksi total pada pipa lurus adalah :

$$\begin{aligned} F_1 &= 4f \times (\sum L/D) \times (v^2/2) \\ &= (4 \times 0,0085) \times (19/0,013) \times (3,05^2/2) \\ &= 173.087 \text{ N.m/kg} \end{aligned}$$

3 Friksi pada elbow

Ditetapkan menggunakan elbow 90° sebanyak 4 buah, dari tabel 2.10-2,

$$\begin{aligned} K_f &= 0.75 \text{ maka persamaan 2.10-17 menjadi :} \\ h_f &= (4 \times K_f \times v^2) / 2 \\ &= (4 \times 0,75 \times 3,05^2) / 2 \\ &= 13.95 \text{ N.m/kg} \end{aligned}$$

4 Friksi dalam valve

Untuk Gate Valve diperoleh $K_f = 0.17$

$$\begin{aligned} h_f &= (K_f \cdot v^2) / 2 \\ &= (0,17 \times 3,05^2) / 2 \\ &= 0.791 \text{ N.m/kg} \end{aligned}$$

5 Ekspansi pada keluaran pipa ke CST :

Dengan persamaan 2.10-15 :

$$\begin{aligned} K_{ex} &= (1 - A_1/A_2)^2 = (1 - 0)^2 = 1 \\ h_{ex} &= (K_{ex} \cdot v^2) / 2 = (1 \times 3,5^2) / 2 \\ &= 4.651 \text{ N.m/kg} \end{aligned}$$

$$6 \text{ Dan total Frictional loss, } \Sigma F = 195.041 \text{ N.m/kg}$$

Dari Semua perhitungan *friction loss* pada pipa lurus, dapat diperoleh P_2 dengan perhitungan sebagai berikut:

$$\begin{aligned} P_2 &= \Sigma F \times \rho \\ &= 195.0 \text{ N.m/kg} \times 827.0 \text{ kg/m}^3 \\ &= 161,296 \text{ N/m}^2 \\ &= 1209.82 \text{ mmHg} \\ &= 1.59 \text{ atm} \\ &= 1.64 \text{ kg/cm}^2\text{g} \end{aligned}$$

Tekanan *at terminal point* (P_3)

$$\begin{aligned} \text{Tekanan pada } terminal \text{ point} &= 2 \text{ kg/cm}^2\text{g} \\ \text{Maka, } P_{Discharge \text{ Pump}} &= P_2 + P_3 - P_1 \\ &= 1.64 + 2 - 1.40 \\ &= 2.245 \text{ atm} \\ &= 2.32 \text{ kg/cm}^2\text{g} \end{aligned}$$

Menghitung daya pompa

Menggunakan persamaan kesetimbangan energi mekanis :

$$(1/2\alpha)(v_{2 \text{ av}}^2 - v_{1 \text{ av}}^2) + (gx(z_2 - z_1)) + ((p_2 - p_1)/\rho) + \Sigma F + W_s = 0,$$

$$\alpha \text{ (untuk aliran turbulen)} = 1$$

Dimana:

v_1 = kecepatan alir fluida yang masuk ke pompa (*suction*)

v_2 = kecepatan alir fluida yang keluar ke pompa (*discharge*)

karena diameter pipa yang digunakan sebagai aliran masuk pompa dan yang keluar pompa sama, maka v_1 dan v_2 konstan sehingga $v_2 - v_1 = 0$

$$\begin{aligned} 1/2\alpha (V_2^2 - V_1^2) &= 0 \\ (1/2\alpha)(v_{2 \text{ av}}^2 - v_{1 \text{ av}}^2) + (gx(z_2 - z_1)) + ((p_2 - p_1)/\rho) + \Sigma F + W_s &= 0 \\ 0 + 58.8 + 0.00030 + 195 + W_s &= 0 \\ 253.841 + W_s &= 0 \\ -253.84 &= W_s \end{aligned}$$

Menghitung W_s

Berdasarkan *pump manufactur*,

pompa sentrifugal kapasitas 14,2 m³/jam memiliki efisiensi sebesar 60%

$$\begin{aligned} W_s &= -\eta \times W_p \\ -253.84 &= -1 \times W_p \\ W_p &= 423.1 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Daya pompa} &= m \times W_p \\ &= 10.59 \text{ kg/s} \times 423.07 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
&= 4,481.01 \text{ J/s} \\
&= \frac{4,481.01}{1000} \\
&= 4.48 \text{ kW}
\end{aligned}$$

Berdasarkan *pump vendor*,

Diketahui power pompa yang diinginkan adalah 97%. Maka:

$$\begin{aligned}
\text{Power motor} &= \frac{\text{BHP}}{h} \\
&= \frac{4.481}{0.97} \\
&= 4.62 \text{ kW}
\end{aligned}$$

12. CYLINDRICAL SETTLING TANK (H-170)

Fungsi = Untuk memisahkan hasil perasan dan padatan yang terikut

Bahan = Stainless steel

Kapasitas olah = 38130.10 kg

Komponen	%	ρ (kg/m ³)
Minyak	72.45	856.1
Air	25.16	965.34
Serat	2.39	730

$$\begin{aligned}
\rho \text{ campuran} &= (\% \text{minyak} \times \rho \text{ minyak}) + (\% \text{air} \times \rho \text{ air}) + (\% \text{serat} \times \rho \text{ serat}) \\
&= 880.566 \text{ kg/m}^3 \\
&= 54.97 \text{ lb/ft}^3
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{volume isian} &= \frac{38130.1 \text{ kg}}{880.566 \text{ kg/m}^3} \\
&= 43.3018 \text{ m}^3 \\
&= 1529.116 \text{ ft}^3
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{volume silinder utuh} &= \frac{100\%}{80\%} \times 1529.116 \text{ ft}^3 \\
&= 1911.395 \text{ ft}^3
\end{aligned}$$

Perhitungan dimensi CST

$$\text{Asumsi} = Ls/D = 1.5$$

Bentuk tutup atas = Standar dished head

Volume tutup atas = 0.0847 ID³

Bentuk tutup bawah = Conical dished head

α = 120

Volume tutup bawah = 0.0756 ID³

$$\begin{aligned}
V_t &= \text{volume silinder} + \text{volume tutup atas} + \text{volume tutup bawah} \\
&= \frac{1}{4}\pi LsID^2 + 0.0847 ID^3 + 0.0756 ID^3 \\
1911 &= 1.178 ID^3 + 0.0847 ID^3 + 0.0756 ID^3 \\
ID &= 11.26 \text{ ft} \\
&= 3.433 \text{ m} \\
&= 135.2 \text{ in}
\end{aligned}$$

Perhitungan tinggi isian :

$$\begin{aligned}
 V_{\text{isian}} &= \frac{1}{4}\pi L_s ID^2 + 0.0756 ID^3 \\
 1529.116 &= 99.581 L_s + 108.014 \\
 L_s &= 14.271 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Perhitungan dimensi tangki

Bahan konstruksi	=	Plate Steels SA-240 grade S type 304
Allowable pressure (F)	=	18750 psia
Efisiensi sambungan (E)	=	0.8
Corrosion allowance (C)	=	0.0625
Tekanan hidrostatik	=	5.448 psia
Tekanan operasi	=	20.144 psia
Faktor keamanan	=	30%
Tekanan desain	=	26.187 psia

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P_i \times ID}{2 \times (fE - 0.6P_i)} + C \\
 &= \frac{3539.363}{29968.58} + 0.0625 \\
 &= 0.181 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari tabel 5.7 (Brownell) didapatkan t_s standar = 0.1875 in

$$\begin{aligned}
 OD &= ID + 2t_s \\
 &= 135.157 + 0.375 \\
 &= 135.532 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari tabel 5.7 (Brownell) didapatkan OD standar = 138 in

$$\begin{aligned}
 ID_{\text{koreksi}} &= OD - 2t_s \\
 &= 138 - 0.375 \\
 &= 137.625 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 L_s_{\text{koreksi}} &= 1.5 \times ID_{\text{koreksi}} \\
 &= 206.438 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Perhitungan tebal tutup

a. Tebal tutup atas (Standar dished head)

$$\begin{aligned}
 OD &= 138 \text{ in} \\
 t_s &= 0.1875 \text{ in} \\
 r &= 132 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_{ha} &= \frac{0.885 \times P \times r}{2(fE - 0.1P_i)} + C \\
 &= \frac{3059.169715}{29994.76259} + 0.0625 \\
 &= 0.164 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari tabel 5.6 diambil t_{ha} standar = 0.1875 in

b. Tebal tutup bawah (conis)

$$\begin{aligned}
 t_{hb} &= \frac{P_i \times OD}{4(fE - 0.1P_i) \cos 0.5\alpha} + C \\
 &= \frac{3613.8112}{} + 0.0625
 \end{aligned}$$

$$= \frac{29994.7626}{165000} = 0.1830 \text{ in}$$

Dari tabel 5.8 diambil thb standar = 0.1875 in

Perhitungan tinggi tangki

a. Tinggi tutup atas (Standard dished head)

Dari Tabel 5.7 dan 5.8 (Brownell), untuk tebal tutup = 3/16 standart dished head

r = 132 in

icr = 8.375 in

sf = 1.5 - 2,25 in (diambil sf = 2.25 in)

Sehingga, dari Fig. 5.8 (Brownell), dapat dihitung

a = 1/2 x ID = 68.8125 in

AB = (1/2 x ID) - icr = 60.4375 in

BC = r - icr = 123.625 in

b = r - (BC² - AB²)^{1/2} = 24.155 in

OA = t + b + sf = 26.593 in

b. Tebal tutup bawah

$$hb = \frac{OD}{2 \tan 1/2 \alpha}$$

$$= \frac{138}{3.460} = 39.886 \text{ in}$$

c. Tinggi total vessel = Ls + OA + Fhb
 = 272.916 in
 = 6.932 m

Perhitungan Agitator

TABLE 3.4-1. Geometric Proportions for a "Standard" Agitation System

$\frac{D_a}{D_t} = 0.3 \text{ to } 0.5$	$\frac{H}{D_t} = 1$	$\frac{C}{D_t} = \frac{1}{3}$
$\frac{W}{D_a} = \frac{1}{5}$	$\frac{D_d}{D_a} = \frac{2}{3}$	$\frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}$
		$\frac{J}{D_t} = \frac{1}{12}$

Dt = 137.625 in = 3.50 m
 Da = 41.2875 in = 1.05 ft
 W = 8.2575 in = 0.21 m
 Dd = 27.525 in = 0.70 m
 H = 137.625 in = 3.50 m
 L = 10.32188 in = 0.26 m
 C = 45.875 in = 1.17 m

Diamal = 3 rpm (Damanik, 2012)

$$= 0.05 \text{ rev/s}$$

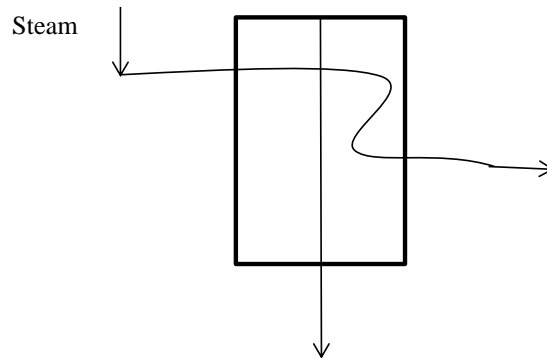
$$\begin{aligned} \mu &= 0.81 \text{ cP} \\ &= 0.00081 \text{ Pa.s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Nre &= \frac{Da^2 \times N \times \rho}{\mu} \\ &= \frac{48.422}{0.00081} \\ &= 59779.66 \end{aligned}$$

Setelah diplot di figure 3.4-5 Geankoplis, didapatkan $Np = 5$

$$\begin{aligned} P &= Np \times \rho \times N^3 \times Da^5 \\ &= 0.346 \text{ kW} \\ &= 0.464 \text{ HP} \end{aligned}$$

Perencanaan Coil Pemanas di CST



Kondisi Temperatur pada Coil pemanas adalah:

$$\text{Temperature steam masuk } (T_1) = 133.48 \text{ } ^\circ\text{C} = 272.3 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Temperature steam keluar } (T_2) = 100 \text{ } ^\circ\text{C} = 212 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Temperatur minyak masuk } (t_1) = 85 \text{ } ^\circ\text{C} = 185 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Temperatur minyak keluar } (t_2) = 90 \text{ } ^\circ\text{C} = 194 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} \text{Berdasarkan neraca energi didapatkan m steam} &= 325.4 \text{ kg/jam} \\ &= 2604 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{a. Neraca Panas} &= 125276.9 \text{ Kkal/h} \times (1 \text{ Btu} / 0.252 \text{ Kkal}) \\ \text{Neraca Panas} &= 496815.2 \text{ Btu/jam} \end{aligned}$$

b. LMTD

$$\begin{aligned} \Delta t_{LMTD} &= \frac{(\Delta t_1 - \Delta t_2)}{\ln(\Delta t_1 - \Delta t_2)} \\ &= \frac{87.26 - 18}{\ln 87.26 / 18} \\ &= 43.88 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

c. Perhitungan temperatur caloric

$$T_c = \frac{185 + 194}{2} = 189.5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{272.3 + 212}{2} = 242.132 \text{ } ^\circ\text{F}$$

- d. Trial ukuran pipa coil
 Ditetapkan ukuran pipa coil = 0.75 in OD BWG 16
 (Kern, Tabel 10 hal.843)
 ID = 0.62 in = 0.052 ft = 0.016 m
 a" = 0.1963 ft²/1in ft

e Menghitung harga ho dan hio

Bagian Bejana	Bagian Coil
1. $N_{re} = \frac{(Da)^2 \times N \times \rho}{\mu}$ $= 59779.66$ 2. $J_H = 180$ (Fig. 20.2) 3. $h_o = J_H \times (k/di) \times (C_p \times \mu/k)^{1/3} \times (\mu/\mu_w)^{0.14}$ dengan: $T_c = 189.5 \text{ } ^\circ\text{F}$ $c_p = 3.9 \text{ btu/lb}^\circ\text{F}$ $k = 0.398 \text{ btu/hr ft}^2 \text{ (}^\circ\text{F/ft)}$ $\mu = 0.8 \text{ cp} = 1.96 \text{ lb/ft.h}$ $h_o = 389.6 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{hr.}^\circ\text{F}$	 $3' \cdot h_{oi} = 1500 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{hr.}^\circ\text{F}$

$$U_c = \frac{h_i \times h_{oi}}{h_i + h_{oi}}$$

$$U_c = 309.25 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{hr.}^\circ\text{F}$$

$$R_d = 0.005$$

$$h_d = \frac{1}{0.005} = 200.00$$

$$U_D = \frac{U_c \times h_d}{U_c + h_d}$$

$$= \frac{61850.22}{509.251}$$

$$= 121.45 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{hr.}^\circ\text{F}$$

Dengan adanya Ud maka harga A dan tinggi coil dapat ditentukan

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta t \text{ LMTD}}$$

$$= 93.23$$

$$L = A/a''$$

$$= 474.92 \text{ ft}$$

Diambil dc = 8 ft

$$n_c = \frac{L}{\Pi \times d_c}$$

$$= 18.906$$

$$= 19 \text{ lilitan}$$

13. CYLINDRICAL SETTLING STORAGE (F-172)

Fungsi = Untuk menampung keluaran CST sebelum ke oil purifier
 Bahan konstruksi = Stainless Steel
 Kapasitas = 28030.62 kg

Komponen	%	ρ (kg/m ³)
Minyak	96.58	856.1
Air	3.423	965.34

$$\rho \text{ campuran} = (\% \text{minyak} \times \rho \text{ minyak}) + (\% \text{air} \times \rho \text{ air})$$

$$= 859.8388 \text{ kg/m}^3$$

$$= 53.68 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{volume isian} = \frac{28030.62 \text{ kg}}{859.8388 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 32.600 \text{ m}^3$$

$$= 1151.199 \text{ ft}^3$$

$$\text{volume silinder utuh} = \frac{100\%}{80\%} \times 1151.199 \text{ ft}^3$$

$$= 1438.9986 \text{ ft}^3$$

Perhitungan dimensi storage

Asumsi Ls/D = 1.5
 Bentuk tutup atas dan bawah = Standar dished head
 Volume tutup = 0.0847 ID³

$$V_t = \text{volume silinder} + (2 \times \text{volume tutup})$$

$$= \frac{1}{4}\pi L_s ID^2 + 0.1694 \text{ ID}^3$$

$$1439 = 1.178 \text{ ID}^3 + 0.1694 \text{ ID}^3$$

$$ID = 10.22 \text{ ft}$$

$$= 3.116 \text{ m}$$

$$= 122.7 \text{ in}$$

Perhitungan tinggi isian :

$$V \text{ isian} = \frac{1}{4}\pi L_s ID^2 + 0.0847 \text{ ID}^3$$

$$1151.199 = 82.039 L_s + 90.492$$

$$L_s = 12.929 \text{ ft}$$

Perhitungan dimensi tangki

Bahan konstruksi = Plate Steels SA-240 grade S type 304
 Allowable pressure (F) = 18750 psia
 Efisiensi sambungan (E) = 0.8
 Corrosion allowance (C) = 0.0625
 Tekanan hidrostatik = 4.8196 psia
 Tekanan operasi = 19.5156 psia
 Faktor keamanan = 25%

$$\text{Tekanan desain} = 24.3945 \text{ psia}$$

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{P_i \times ID}{2 \times (fE - 0,6 P_i)} + C \\ &= \frac{2992.623}{29970.73} + 0.0625 \\ &= 0.162 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Dari tabel 5.7 (Brownell) didapatkan } t_s \text{ standar} = 0.1875 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} OD &= ID + 2t_s \\ &= 122.6763 + 0.375 \\ &= 123.0513 \end{aligned}$$

$$\text{Dari tabel 5.7 (Brownell) didapatkan OD standar} = 126 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{ID koreksi} &= OD - 2t_s \\ &= 126 - 0.375 \\ &= 125.625 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L_s \text{ koreksi} &= 1.5 \times \text{ID koreksi} \\ &= 188.4375 \text{ in} \end{aligned}$$

Perhitungan tebal tutup

$$\begin{aligned} OD &= 126 \text{ in} \\ t_s &= 0.1875 \text{ in} \\ r &= 120 \text{ in} \\ t_h &= \frac{0.885 \times P \times r}{2(fE - 0,1P_i)} + C \\ &= \frac{2590.692}{29995.12} + 0.0625 \\ &= 0.1489 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Dari tabel 5.6 diambil } t_h \text{ standar} = 0.1875 \text{ in}$$

Perhitungan tinggi tangki

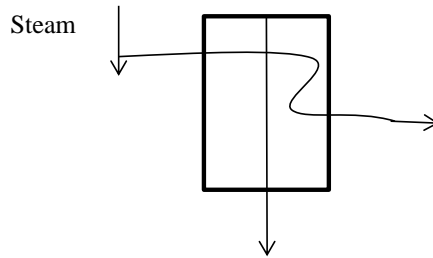
Dari Tabel 5.7 dan 5.8 (Brownell), untuk tebal tutup = 3/16 torispherical dishead

$$\begin{aligned} r &= 120 \text{ in} \\ icr &= 7.625 \text{ in} \\ sf &= 1.5 - 2,25 \text{ in (diambil } sf = 2.25 \text{ in)} \end{aligned}$$

Sehingga, dari Fig. 5.8 (Brownell), dapat dihitung

$$\begin{aligned} a &= \frac{1}{2} \times ID = 62.8125 \text{ in} \\ AB &= (\frac{1}{2} \times ID) - icr = 55.1875 \text{ in} \\ BC &= r - icr = 112.375 \text{ in} \\ b &= r - (BC^2 - AB^2)^{1/2} = 22.1099 \text{ in} \\ OA &= t + b + sf = 24.5474 \text{ in} \\ \text{Panjang storage} &= L_s + 2OA \\ &= 237.5322 \text{ in} \\ &= 6.0333 \text{ m} \end{aligned}$$

Perencanaan Coil Pemanas di CST Storage



Kondisi Temperatur pada Coil pemanas adalah:

$$\text{Temperature steam masuk } (T_1) = 133.48 \text{ } ^\circ\text{C} = 272.3 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Temperature steam keluar } (T_2) = 100 \text{ } ^\circ\text{C} = 212 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Temperatur minyak masuk } (t_1) = 80 \text{ } ^\circ\text{C} = 176 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Temperatur minyak keluar } (t_2) = 90 \text{ } ^\circ\text{C} = 194 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} \text{Berdasarkan neraca energi didapatkan massa steam} &= 297.7188 \text{ kg/jam} \\ &= 2381.75 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

a. Neraca Panas

$$\begin{aligned} \text{Neraca Panas} &= 160016.006 \text{ Kkal/jam} \times (1 \text{ Btu} / 0.252 \text{ Kkal}) \\ &= 634581.244 \text{ Btu/jam} \end{aligned}$$

b. LMTD

$$\begin{aligned} \Delta t_{\text{LMTD}} &= \frac{(\Delta t_1 - \Delta t_2)}{\ln(\Delta t_1 - \Delta t_2)} \\ &= \frac{96.26 - 18}{\ln 96.26 / 18} \\ &= 46.676771 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

c. perhitungan temperatur caloric

$$T_c = \frac{176 + 194}{2} = 185 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{272.3 + 212}{2} = 242.132 \text{ } ^\circ\text{F}$$

d. Trial ukuran pipa coil

$$\begin{aligned} \text{Ditetapkan ukuran pipa coil} &= 0.75 \text{ in OD BWG } 16 \\ &\text{(Kern, Tabel 10 hal.843)} \end{aligned}$$

$$\text{ID} = 0.62 \text{ in} = 0.0516667 \text{ ft} = 0.016 \text{ m}$$

$$a'' = 0.1963 \text{ ft}^2/\text{in ft}$$

e. Menghitung harga hio dan hi

Dari tabel 2 (Peter Timmerhaus hal. 496), diketahui economic velocity untuk air atau fluida yang seperti air sebesar 3-10 ft/s (0,91-3,0 m/s). Dari hasil trial didapatkan nilai v sebesar 10 ft/s (3,05 m/s)

$$\begin{aligned} \text{NRe} &= \frac{(\rho \times D \times v)}{\mu} \\ &= \frac{(859.8 \times 0.0157 \times 3.05)}{0.00081} \\ &= 50986.84 \end{aligned}$$

Bagian Bejana	Bagian Coil
1. $Nre = \frac{(Da)^2 \times N \times \rho}{\mu}$ $= 50986.84$ 2. $J_H = 820$ (Fig. 20.2) 3. $ho = J_H \times (k/di) \times (Cp \times \mu/k)^{1/3} \times (\mu/\mu_w)^{0.14}$ dengan: $T_c = 185 \text{ } ^\circ\text{F}$ $cp = 3.9 \text{ btu/lb}^\circ\text{F}$ $k = 0.398 \text{ btu/hr ft}^2 \text{ (}^\circ\text{F/ft)}$ $\mu = 0.81 \text{ cp} = 1.96 \text{ lb/ft.h}$ $ho = 1775 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{hr.}^\circ\text{F}$	$3'. hoi = 1500 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{hr.}^\circ\text{F}$

$$Uc = \frac{hi \times hoi}{hi + hoi}$$

$$Uc = 812.91 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{hr.}^\circ\text{F}$$

$$Rd = 0.005$$

$$hd = \frac{1}{0.005} = 200.00$$

$$U_D = \frac{Uc \times hd}{Uc + hd}$$

$$= \frac{162582.6}{1012.913}$$

$$= 160.510 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{hr.}^\circ\text{F}$$

Dengan adanya U_d maka harga A dan tinggi coil dapat ditentukan

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta t \text{ LMTD}}$$

$$= 6797.61$$

$$L = A/a''$$

$$= 34628.7 \text{ ft}$$

$$\text{Diambil } dc = 8 \text{ ft}$$

$$nc = \frac{L}{\Pi \times dc}$$

$$= 1378.531$$

$$= 1379 \text{ lilitan}$$

14. CYLINDRICAL SETTLING PUMP (L-201)

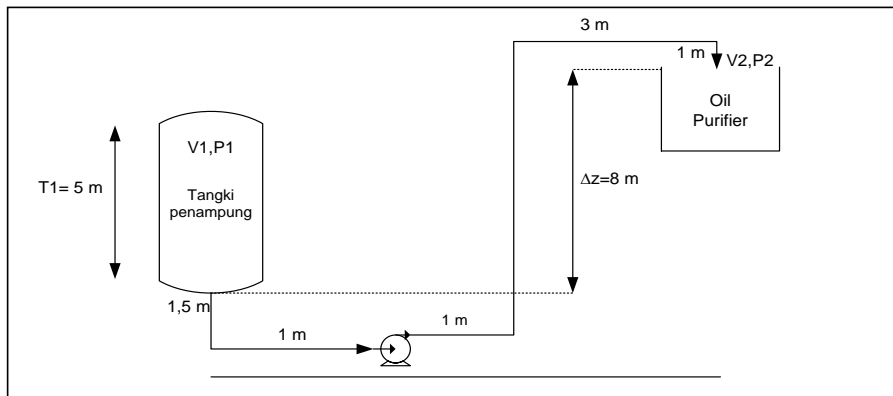
Fungsi = Untuk mengalirkan CPO dari CST menuju Oil Purifier

Dasar perencanaan

Tipe = Centrifugal Pump

Bahan = Stainless Steel

Skema =



Data :

1. ρ larutan CPO = 880.6 kg/m³ = 54.95 lb/ft³
2. μ larutan CPO, 90°C = 0.81 cp = 0.00081 kg/m.s
3. Laju alir massa yang akan dialirkan = 28030.62 kg/jam
= 448490 kg/hari
4. Persamaan kesetimbangan energi mekanis :

$$\left(\frac{1}{t} \left(\frac{1}{2} \alpha \right) \left(v_2^2_{av} - v_1^2_{av} \right) \right) + (g \times (z_2 - z_1)) + \left(\frac{p_2 - p_1}{\rho} \right) + \Sigma F + W_s = 0$$

Keterangan :

g = Percepatan gravitasi, ft/s² atau m/s².

g_c = Faktor proporsionalitas (kesebandingan)
Newton, 32.2 ft-lb/lbf-s².

p = Tekanan, Pa

ΣF = Gaya gesek total dalam sistem, J/kg

v = Kecepatan aliran dalam pipa, m/s

z = Tinggi fluida, m

W_s = Kerja pompa, j/kg atau ft.lbf/lbm

α = Faktor koreksi, 1 untuk aliran turbulen dan 1/2 untuk aliran laminar

ρ = Densitas fluida, kg/m³

Langkah-langkah perhitungan :

1. Menghitung rate massa
2. Menghitung diameter optimum pipa
3. Menghitung Reynold Number
4. Menghitung total energi yang hilang dalam sistem pemompaan
5. Menghitung daya pompa

Perhitungan

1. Menghitung rate massa

Kapasitas bahan baku = 28031 kg/jam

Diketahui :

ρ CPO = 0.8806 gr/cm³ = 880.6 kg/m³

μ CPO = 0.00081 kg/m.s = 54.97 lb/ft³

$$\begin{aligned}
\text{Rate} &= 28031 \text{ kg/jam} / 880.6 \text{ kg/m}^3 \\
\text{Volumetrik (Q)} &= 31.832 \text{ m}^3/\text{jam} \\
&= 0.0088 \text{ m}^3/\text{s} \\
&= 0.0032 \text{ ft}^3/\text{s} \\
\text{Rate massa} &= Q \times \rho \\
&= 0.009 \text{ m}^3/\text{s} \times 880.6 \text{ kg/m}^3 \\
&= 7.786 \text{ kg/s}
\end{aligned}$$

2. Menghitung Inside Diameter (ID) Optimum Pipa

a. Menentukan economic velocity untuk menghitung Reynold Number
 Dari tabel 2 (Peter Timmerhaus hal. 496), diketahui bahwa economic velocity untuk air atau fluida yang seperti air sebesar 3-10 ft/s (0,91-3,0 m/s).

Dari hasil trial didapatkan nilai v sebesar 10 ft/s (3,5 m/s)

$$\begin{aligned}
v &= \frac{Q}{A} \\
3.05 &= \frac{0.009 \text{ m}^3/\text{s}}{A} \\
A &= 0.00290 \text{ m}^2
\end{aligned}$$

Berdasarkan Timmer Peterhause Pg. 496 eq.15 didapatkan persamaan berikut untuk menghitung ID Optimum Pipa untuk aliran turbulენტ:

$$\begin{aligned}
\text{ID Optimum Pipa} &= 3.9 \times 0.0032^{0.45} \times 54.9^{0.13} \\
&= 0.494 \text{ in} \\
&= 0.013 \text{ m}
\end{aligned}$$

Maka ditetapkan spesifikasi desain pipa yang digunakan sebagai berikut:

Spesifikasi pipa	Ukuran (Dalam in)	Ukuran (Dalam m)
Nominal Pipe Size (NPS)	0.5	0.015
Inside Diamater (ID)	0.494	0.015
Outside Diameter (OD)	0.84	0.021
Ditetapkan <i>design</i> ID	0.622	0.0158

Material yang digunakan : = *Commercial steel*

Schedule Number = 40

(Sumber: http://www.engineersedge.com/fluid_flow/steel-pipe-schedule-40.htm)

3. Menghitung Reynold Number (NRe)

$$\begin{aligned}
NRe &= \frac{(\rho \times D \times v)}{\mu} \\
&= \frac{881 \text{ kg/m}^3 \times 0.013 \text{ m} \times 3.05 \text{ m/s}}{0.00081 \text{ kg/m.s}} \\
&= 41588
\end{aligned}$$

4. Menghitung Dishcharge Pressure Pompa

a. Tekanan suction (P1)

$$\begin{aligned}
P_1 &= \rho g h + P_{\text{atm}} \\
&= 880.6 \text{ kg/m}^3 \times 9.8067 \text{ m/s}^2 \times 4.353 \text{ m} + 1 \text{ atm} \\
&= 37586.51 \text{ N/m}^2 + 1 \text{ atm} \\
&= 281.9 \text{ mmHg} + 1 \text{ atm} \\
&= 1.371 \text{ atm} \\
&= 1.417 \text{ kg/cm}^2\text{g}
\end{aligned}$$

b. Menghitung total energi hilang dalam sistem pemompaan dalam sistem pemompaan, berupa :

- 1 Kontraksi masukan pipa dari Tangki bak penampung
- 2 Friksi pada pipa lurus
- 3 Friksi pada elbow
- 4 Friksi pada valve
- 5 Ekspansi pada keluaran pipa menuju Tangki Oil Purifier

Perhitungan pada kehilangan energi diatas adalah sebagai berikut :

1 Kontraksi pada masukan pipa dari Vacuum Dryer

Persamaan untuk kontraksi dari permukaan A_1 ke A_2 (pipa) dimana perbandingan A_1 terhadap A_2 sangat besar:

$$\begin{aligned} K_c &= 0,55 (1 - A_2/A_1) \\ &= 0,55 \times (1 - 0) \\ &= 0,55 \\ H_c &= K_c \cdot v^2 / 2\alpha \\ &= (0,55 \times (3,05)^2) / (2 \times 1) \\ &= 2.558 \text{ N.m/kg} \end{aligned}$$

2 Friksi pada pipa lurus

$$\begin{aligned} \text{Untuk material Commercial steel } (\epsilon) &= 4,6 \times 10^{-5} \text{ m} \\ \text{Maka nilai } \epsilon/D &= 4,6 \times 10^{-5} \text{ m} / 0.02 \text{ m} \\ &= 0.0029 \end{aligned}$$

$$\text{Pada } N_{Re} = 41588.001$$

$$\text{Didapatkan } fanning \text{ friction factor } (f) = 0.0075$$

panjang total pipa lurus adalah

~ dari Tangki penampung ke elbow I	= 1.5	m
~ dari elbow I ke pompa	= 1	m
~ dari pompa ke elbow II	= 1	m
~ dari elbow II ke elbow III	= 9.5	m
~ dari elbow III ke elbow IV	= 3	m
~ dari elbow IV ke Oil Purifier	= <u>1</u>	<u>m</u>
Total	= 17	m

Maka friksi total pada pipa lurus adalah :

$$\begin{aligned} F_1 &= 4f \times (\sum L/D) \times (v^2/2) \\ &= (4 \times 0,0075) \times (17/0,009) \times (3,05^2/2) \\ &= 189.125 \text{ N.m/kg} \end{aligned}$$

3 Friksi pada elbow

Ditetapkan menggunakan elbow 90° sebanyak 4 buah, dari tabel 2.10-2

$$K_f = 0.75 \quad \text{maka persamaan 2.10-17 menjadi :}$$

$$\begin{aligned} h_f &= (4 \times K_f \times v^2) / 2 \\ &= (4 \times 0,75 \times 3,05^2) / 2 \\ &= 13.954 \text{ N.m/kg} \end{aligned}$$

d4. Friksi dalam valve

$$\text{Untuk Gate Valve diperoleh } K_f = 0.17$$

$$h_f = (K_f \cdot v^2) / 2$$

$$= (0,17 \times 3,05^2)/2$$

$$= 0.791 \text{ N.m/kg}$$

5 Ekspansi pada keluaran pipa ke CST :

Dengan persamaan 2.10-15 :

$$\begin{aligned} K_{ex} &= (1 - A_1/A_2)^2 &= (1 - 0)^2 &= 1 \\ h_{ex} &= (K_{ex} \cdot v^2)/2 &= (1 \times 2,1^2)/2 &= 4.651 \text{ N.m/kg} \end{aligned}$$

6 Dan total Frictional loss, ΣF = 211.08 N.m/kg

Semua perhitungan *friction loss* pada pipa lurus, maka dapat diperoleh P_2 dengan perhitungan sebagai berikut:

$$\begin{aligned} P_2 &= \Sigma F \times \rho \\ &= 211.1 \text{ N.m/kg} \times 881 \text{ kg/m}^3 \\ &= 185868.9 \text{ N/m}^2 \\ &= 1394.13 \text{ mmHg} \\ &= 1.83 \text{ atm} \\ &= 1.90 \text{ kg/cm}^2\text{g} \end{aligned}$$

Tekanan *at terminal point* (P_3)

$$\begin{aligned} \text{Tekanan pada } terminal \text{ point} \text{ diketahui} &= 2 \text{ kg/cm}^2\text{g} \\ \text{Maka, } P_{Discharge \text{ Pump}} &= P_2 + P_3 - P_1 \\ &= 1.83 + 2 - 1.37 \\ &= 2.46 \text{ atm} \\ &= 2.545 \text{ kg/cm}^2\text{g} \end{aligned}$$

Menghitung daya pompa

Menggunakan persamaan kesetimbangan energi mekanis :

$$(1/2\alpha)(v_2^2_{av} - v_1^2_{av}) + (g \times (z_2 - z_1)) + ((p_2 - p_1)/\rho) + \Sigma F + W_s = 0,$$

$$\alpha \text{ (untuk aliran turbulen)} = 1$$

Dimana:

v_1 = kecepatan alir fluida yang masuk ke pompa (*suction*)

v_2 = kecepatan alir fluida yang keluar ke pompa (*discharge*)

karena diameter pipa yang digunakan sebagai aliran masuk pompa dan yang keluar pompa sama, maka v_1 dan v_2 konstan, sehingga $v_2^2 - v_1^2 = 0$

$$\begin{aligned} 1/2\alpha (V_2^2 - V_1^2) &= 0 \\ (1/2\alpha)(v_2^2_{av} - v_1^2_{av}) + (g \times (z_2 - z_1)) + ((p_2 - p_1)/\rho) + \Sigma F + W_s &= 0 \\ 0 + 78.4 + 0.0005 + 211 + W_s &= 0 \\ &289.5 + W_s = 0 \\ &-289.48 = W_s \end{aligned}$$

Menghitung W_s

Berdasarkan *pump manufactur*,

Pompa sentrifugal dengan kapasitas 14,9 m³/jam memiliki efisiensi 70%

$$\begin{aligned} W_s &= -\eta \times W_p \\ -289.5 &= -1 \times W_p \\ W_p &= 413.5 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Daya pompa} &= m \times W_p \\ &= 7.786 \text{ kg/s} \times 413.54 \text{ J/Kg} \\ &= 3,219.96 \text{ J/s} \\ &= \frac{3,219.96}{1000} \\ &= 3.22 \text{ kW} \end{aligned}$$

Berdasarkan *pump vendor*, power pompa yang diinginkan adalah 97%

$$\begin{aligned} \text{Power motor} &= \frac{\text{BHP}}{h} \\ &= \frac{3.22}{0.97} \\ &= 3.32 \text{ kW} \end{aligned}$$

15. SLUDGE TANK (H-180)

Fungsi = untuk memisahkan padatan yang masih terikut dari CST
 Bahan = Stainless steel
 Kapasitas olah = 10099.479 kg

Komponen	%	ρ (kg/m ³)
Minyak	5.47	856.1
Air	85.49	965.34
Serat	9.038	730

$$\begin{aligned} \rho \text{ campuran} &= (\% \text{minyak} \times \rho \text{ minyak}) + (\% \text{air} \times \rho \text{ air}) + (\% \text{serat} \times \rho \text{ serat}) \\ &= 938.095 \text{ kg/m}^3 \\ &= 58.56 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{volume isian} &= \frac{10099.48 \text{ kg}}{938.0948 \text{ kg/m}^3} \\ &= 10.766 \text{ m}^3 \\ &= 380.1779 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{volume silinder utuh} &= \frac{100\%}{80\%} \times 380.178 \text{ ft}^3 \\ &= 475.222 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Perhitungan dimensi sludge tank

Asumsi = Ls/D = 1.5
 Bentuk tutup atas = Standar dished head
 Volume tutup atas = 0.0847 ID³
 Bentuk tutup bawah = Conical dished head
 α = 120
 Volume tutup bawah = 0.0756 ID³

$$\begin{aligned}
V_t &= \text{volume silinder} + \text{volume tutup atas} + \text{volume tutup bawah} \\
&= \frac{1}{4}\pi L_s ID^2 + 0.0847 \text{ ID}^3 + 0.0756 \text{ ID}^3 \\
475.2 &= 1.178 \text{ ID}^3 + 0.0847 \text{ ID}^3 + 0.0756 \text{ ID}^3 \\
ID &= 7.082 \text{ ft} \\
&= 2.159 \text{ m} \\
&= 84.99 \text{ in}
\end{aligned}$$

Perhitungan tinggi isian :

$$\begin{aligned}
V_{\text{isian}} &= \frac{1}{4}\pi L_s ID^2 + 0.0756 \text{ ID}^3 \\
380.1779 &= 39.374 L_s + 26.855 \\
L_s &= 8.974 \text{ ft}
\end{aligned}$$

Perhitungan dimensi tangki

Bahan konstruksi	=	Plate Steels SA-240 Grade S type 304
Allowable pressure (F)	=	18750 psia
Efisiensi sambungan (E)	=	0.8
Corrosion allowance (C)	=	0.0625
Tekanan hidrostatik	=	3.649 psia
Tekanan operasi	=	18.345 psia
Faktor keamanan	=	30%
Tekanan desain	=	23.849 psia

$$\begin{aligned}
t_s &= \frac{P_i \times ID}{2 \times (FE - 0.6P_i)} + C \\
&= \frac{2026.87}{29971.38} + 0.0625 \\
&= 0.130127 \text{ in}
\end{aligned}$$

Dari tabel 5.7 (Brownell) didapatkan t_s standar = 0.1875 in

$$\begin{aligned}
OD &= ID + 2t_s \\
&= 84.987 + 0.375 \\
&= 85.362 \text{ in}
\end{aligned}$$

Dari tabel 5.7 (Brownell) didapatkan OD standar = 90 in

$$\begin{aligned}
ID \text{ koreksi} &= OD - 2t_s \\
&= 90 - 0.375 \\
&= 89.625 \text{ in}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
L_s \text{ koreksi} &= 1.5 \times ID \text{ koreksi} \\
&= 134.438 \text{ in}
\end{aligned}$$

Perhitungan tebal tutup

a. Tebal tutup atas (Standar dished head)

$$\begin{aligned}
OD &= 90 \text{ in} \\
t_s &= 0.1875 \text{ in} \\
r &= 90 \text{ in}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{tha} &= \frac{0.885 \times P \times r}{2(fE - 0,1Pi)} + C \\
&= \frac{1899.579}{29995.23} + 0.0625 \\
&= 0.126 \quad \text{in}
\end{aligned}$$

Dari tabel 5.6 diambil tha standar = 0.1875 in

b. Tebal tutup bawah (conical)

$$\begin{aligned}
\text{thb} &= \frac{Pi \times ID}{4(fE - 0,1Pi) \cos 0,5\alpha} + C \\
&= \frac{2137.474}{30022.807} + 0.0625 \\
&= 0.134 \quad \text{in}
\end{aligned}$$

Dari tabel 5.8 diambil thb standar = 0.1875 in

Perhitungan tinggi tangki

a. Tinggi tutup atas (Standart dished head)

Dari Tabel 5.6 dan 5.7 (Brownell), untuk tebal tutup = 3/16 standar dishead

$$\begin{aligned}
r &= 90 \quad \text{in} \\
\text{icr} &= 5.5 \quad \text{in} \\
\text{sf} &= 1.5 - 2,25 \quad \text{in} \quad (\text{diambil sf} = 2.25 \quad \text{in})
\end{aligned}$$

Sehingga, dari Fig. 5.8 (Brownell), dapat dihitung

$$\begin{aligned}
a &= \frac{1}{2} \times ID &= 44.8125 & \text{in} \\
AB &= (\frac{1}{2} \times ID) - \text{icr} &= 39.3125 & \text{in} \\
BC &= r - \text{icr} &= 84.5 & \text{in} \\
b &= r - (BC^2 - AB^2)^{\frac{1}{2}} &= 15.202 & \text{in} \\
OA &= t + b + \text{sf} &= 17.639 & \text{in}
\end{aligned}$$

b. Tebal tutup bawah

$$\begin{aligned}
\text{hb} &= \frac{OD}{2 \tan \frac{1}{2} \alpha} \\
&= \frac{90}{3.460} \\
&= 26.013 \quad \text{in}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{c. Tinggi total vessel} &= Ls + OA + Fhb \\
&= 178.089 \quad \text{in} \\
&= 4.523 \quad \text{m}
\end{aligned}$$

Perhitungan Agitator

TABLE 3.4-1. Geometric Proportions for a "Standard" Agitation System

$$\frac{D_a}{D} = 0.3 \text{ to } 0.5 \quad \frac{H}{D} = 1 \quad \frac{C}{D} = \frac{1}{2}$$

$$\frac{D_t}{D_a} = \frac{1}{5} \quad \frac{D_d}{D_a} = \frac{2}{3} \quad \frac{L}{D_a} = \frac{1}{4} \quad \frac{J}{D_t} = \frac{1}{12}$$

$$\begin{aligned} D_t &= 89.625 \text{ in} = 2.28 \text{ m} \\ D_a &= 26.8875 \text{ in} = 0.68 \text{ m} \\ W &= 5.3775 \text{ in} = 0.14 \text{ m} \\ D_d &= 17.925 \text{ in} = 0.46 \text{ m} \\ H &= 89.625 \text{ in} = 2.28 \text{ m} \\ L &= 6.721875 \text{ in} = 0.17 \text{ m} \\ C &= 29.875 \text{ in} = 0.76 \text{ m} \end{aligned}$$

N = 10 rpm (Damanik, 2012)
= 0.17 rev/s

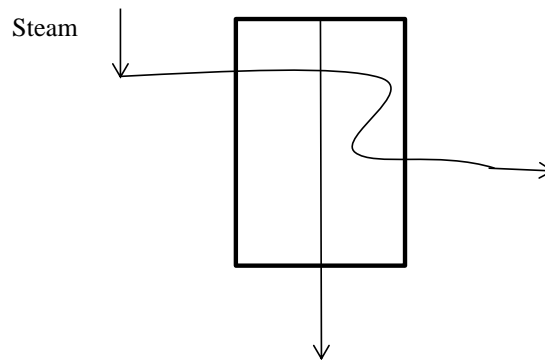
$$\begin{aligned} \mu &= 9.8 \text{ cP} \\ &= 0.0098 \text{ Pa.s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Nre &= \frac{D_a^2 \times N \times \rho}{\mu} \\ &= \frac{82.400}{0.0098} \\ &= 8408.113 \end{aligned}$$

Setelah diplot di figure 3.4-4 Geankoplis, didapatkan $N_p = 5$

$$\begin{aligned} P &= N_p \times \rho \times N^3 \times D_a^5 \\ &= 1.500 \text{ kW} \\ &= 2.012 \text{ HP} \end{aligned}$$

Perencanaan Coil Pemanas di CST



Kondisi Temperatur pada Coil pemanas adalah:

$$\text{Temperature steam masuk } (T_1) = 133.48 \text{ } ^\circ\text{C} = 272.3 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Temperature steam keluar } (T_2) = 100 \text{ } ^\circ\text{C} = 212 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Temperatur minyak masuk } (t_1) = 85 \text{ } ^\circ\text{C} = 185 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Temperatur minyak keluar } (t_2) = 90 \text{ } ^\circ\text{C} = 194 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Berdasarkan neraca energi didapatkan m steam} = 92.3715 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{a. Neraca Panas} &= 49022.36 \text{ Kkal/h} \times \left(\frac{1 \text{ Btu}}{0.252 \text{ Kkal}} \right) = 738.972 \text{ kg/hari} \\ \text{Neraca Panas} &= 194409.8 \text{ Btu/jam} \end{aligned}$$

b. LMTD

$$\begin{aligned} \Delta t_{\text{LMTD}} &= \frac{(\Delta t_1 - \Delta t_2)}{\ln(\Delta t_1 - \Delta t_2)} \\ &= \frac{87.26 - 18}{\ln 87.26 / 18} \\ &= 43.88 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

c. Perhitungan temperatur caloric

$$\begin{aligned} T_c &= \frac{185 + 194}{2} = 189.5 \text{ } ^\circ\text{F} \\ t_c &= \frac{272.3 + 212}{2} = 242.132 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

d. Trial ukuran pipa coil

$$\begin{aligned} \text{Ditetapkan ukuran pipa coil} &= 0.75 \text{ in OD BW 16} \\ &\text{(Kern, Tabel 10 hal.843)} \\ \text{ID} &= 0.62 \text{ in} = 0.052 \text{ ft} = 0.016 \text{ m} \\ a'' &= 0.1963 \text{ ft}^2/\text{in ft} \end{aligned}$$

e. Menghitung harga ho dan hio

Bagian Bejana	Bagian Coil
<p>1. $N_{re} = \frac{(Da)^2 \times N \times \rho}{\mu}$ $= 8408.113$</p> <p>2. $J_H = 250$ (Fig. 20.2)</p> <p>3. $h_o = J_H \times (k/di) \times (C_p \times \mu/k)^{1/3} \times (\mu/\mu_w)^{0.14}$ dengan: $T_c = 189.5 \text{ } ^\circ\text{F}$ $c_p = 3.9 \text{ btu/lb}^\circ\text{F}$ $k = 0.398 \text{ btu/hr ft}^2 \text{ (}^\circ\text{F/ft)}$ $\mu = 9.80 \text{ cp} = 23.72 \text{ lb/ft.h}$</p> <p>$h_o = 235.7 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{hr.}^\circ\text{F}$</p>	<p>3'. $h_{oi} = 1500 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{hr.}^\circ\text{F}$</p>

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{h_i \times h_{oi}}{h_i + h_{oi}} \\ U_c &= 203.68 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{hr.}^\circ\text{F} \\ R_d &= 0.005 \\ h_d &= \frac{1}{0.005} = 200.00 \end{aligned}$$

$$U_D = \frac{U_c \times h_d}{U_c + h_d}$$



$$= \frac{40736.71}{403.684}$$

$$= 100.912 \text{ Btu/ft}^2\cdot\text{hr}\cdot^\circ\text{F}$$

Dengan adanya Ud maka harga A dan tinggi coil dapat ditentukan

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta t \text{ LMTD}}$$

$$= 43.91$$

$$L = A/a''$$

$$= 223.7 \text{ ft}$$

Diambil $d_c = 8 \text{ ft}$

$$n_c = \frac{L}{\pi d_c}$$

$$= 8.904$$

$$= 9 \text{ lilitan}$$

Asumsi :

$$\text{Jarak antar lilitan, } S_c = 2 \text{ in}$$

16. FILTER PRESS (H-190)

Fungsi = Untuk memisahkan serat-serat kasar dan kotoran-kotoran kasar yang terikut dalam minyak setelah keluar dari sludge tank

Bahan konstruksi = Stainless Steel SA-283

Tipe = horizontal plate and frame

kondisi operasi = 90 C

Waktu operasi = 1 jam

rate massa masuk = 9488.29 kg/jam = 20918.09 lbm/jam

rate filtrat keluar = 8490.04 kg/jam = 18717.34 lbm/jam

densitas filtrat = 999.35 kg/m³ = 62.38734 lb/ft³

filtrat per siklus = rate filtrat x waktu operasi

$$= 18717.34 \text{ lb} = 8490.042 \text{ kg}$$

volume filtrat = 300.0183 ft³ = 8.495571 m³

trial A agar waktunya sama dengan waktu filtrasi yang telah ditetapkan

trial A = 5 m²

tebal serat = 842 mikrometer = 0.000842 m

μ = viskositas filtrat (kg/ms)

$$\alpha = \frac{1}{K_{ps}(1-x)} \text{ m/kg}$$

C = konsentrasi surry kg/m³

A = luas total frame m²

Δp = tekanan filtrasi N/m²

x = porositas cake

ditetapkan

$\Delta p = 40 \text{ psi} = 275790.3 \text{ N/m}^2$

$\mu = 0.000538 \text{ lbm/ft} = 0.0008006 \text{ kg/ms}$

nilai K perhitungan :

$R_{rr} = 10000000000$

$K = 8.42\text{E-}14$ jadi pakai $K = 5\text{E-}13 \text{ m}^2$ (wallas)

$$\begin{aligned}
 x &= 0.39 && \text{(brown)} \\
 ps &= 1396.59 \text{ kg/m}^3 \\
 &\text{sehingga dapat} \\
 \alpha &= 2.35E+09 \text{ m/kg} \\
 m &= 8.573
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Cx &= 0.096199061 \text{ kg solid/slurry} \\
 Cs &= 548.5521487 \text{ kg solid/m}^3\text{/filtrat} \\
 Kp &= 149.5420248 \text{ s/m}^6 \\
 &\text{mencari harga B} \\
 B &= 5.806094411 \text{ s/m}^3
 \end{aligned}$$

waktu filtrasi

$$tf = 5445.903$$

kecepatan pencucian

$$\begin{aligned}
 \frac{dV}{dt} &= \frac{1}{((Kp Vf)+E)} \\
 &= 0.000197 \text{ m}^3\text{/s} \\
 Vw &= 4.247785 \text{ m}^3 \\
 tw &= 21610.97 \text{ s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{asumsi waktu filter press (td)} &= 30 \text{ menit} = 1800 \text{ s} \\
 \text{waktu total} &= 28856.875 \text{ s} \\
 &= 8.0157985 \text{ jam}
 \end{aligned}$$

dari walas hal 323 diambil yang paling mendekati dimana

$$\begin{aligned}
 \text{plate and frame} &= 1450 \text{ mm} \\
 \text{luas filter (cast iron)} &= 3.7 \text{ m}^2 \\
 \text{jumlah frame} &= \frac{A}{\text{luas filter}} \\
 &= 1.3514 = 2 \text{ buah} \\
 \text{jumlah plate} &= 3 \\
 \text{jumlah cake tiap siklus} &= 998.24 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

kesimpulan

$$\begin{aligned}
 \text{dimensi} &: \text{luas filter} = 3.7 \text{ m}^2 \\
 &\text{jumlah frame} = 2 \text{ buah} \\
 &\text{jumlah plate} = 3 \text{ buah} \\
 \text{jumlah cake tiap siklus} &: 998.24 \text{ kg} \\
 \text{waktu tinggal} &: 60 \text{ menit} \\
 \text{jumlah} &: 1 \text{ unit}
 \end{aligned}$$

17. SLUDGE TANK STORAGE (F-181)

Fungsi = Untuk menampung keluaran sludge tank sebelum ke oil purifier
 Bahan konstruksi = Stainless Steel
 Kapasitas = 611.19 kg

Komponen	%	ρ (kg/m ³)
Minyak	14.13	856.1
Air	85.87	965.34

$$\begin{aligned} \rho \text{ campuran} &= (\% \text{minyak} \times \rho \text{ minyak}) + (\% \text{air} \times \rho \text{ air}) \\ &= 949.9078 \text{ kg/m}^3 \\ &= 59.3 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{volume isian} &= \frac{611.19 \text{ kg}}{949.9078 \text{ kg/m}^3} \\ &= 0.643 \text{ m}^3 \\ &= 22.721 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{volume silinder utuh} &= \frac{100\%}{80\%} \times 22.721 \text{ ft}^3 \\ &= 28.402 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Perhitungan dimensi storage

$$\begin{aligned} \text{Asumsi} \quad \text{Ls/D} &= 1.5 \\ \text{Bentuk tutup atas dan bawah} &= \text{Standar dished head} \\ \text{Volume tutup} &= 0.0847 \text{ ID}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_t &= \text{volume silinder} + 2 \times \text{volume tutup} \\ &= \frac{1}{4}\pi L_s \text{ID}^2 + 0.1694 \text{ ID}^3 \\ 28.4 &= 1.178 \text{ ID}^3 + 0.1694 \text{ ID}^3 \\ \text{ID} &= 2.763 \text{ ft} \\ &= 0.842 \text{ m} \\ &= 33.15 \text{ in} \end{aligned}$$

Perhitungan tinggi isian :

$$\begin{aligned} V_{\text{isian}} &= \frac{1}{4}\pi L_{\text{is}} \text{ID}^2 + \text{volume tutup bawah} \\ 22.7212 &= 5.9916 L_{\text{is}} + 1.7860 \\ L_{\text{is}} &= 3.4941 \text{ ft} \end{aligned}$$

Perhitungan dimensi tangki

$$\begin{aligned} \text{Bahan konstruksi} &= \text{Plate Steels SA-240 Grade S type 304} \\ \text{Allowable pressure (F)} &= 18750 \text{ psia} \\ \text{Efisiensi sambungan (E)} &= 0.8 \\ \text{Corrosion allowance (C)} &= 0.0625 \\ \text{Tekanan hidrostatik} &= 1.4389 \text{ psia} \\ \text{Tekanan operasi} &= 16.1349 \text{ psia} \\ \text{Faktor keamanan} &= 25\% \\ \text{Tekanan desain} &= 20.1686 \text{ psia} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{P_i \times \text{ID}}{2 \times (FE - 0.6P_i)} + C \\ &= \frac{668.6482}{29975.8} + 0.0625 \\ &= 0.084806 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Dari tabel 5.7 (Brownell) didapatkan } t_s \text{ standar} = 0.1875 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{OD} &= \text{ID} + 2t_s \\ &= 33.153 + 0.375 \end{aligned}$$

$$= 33.528 \text{ in}$$

Dari tabel 5.7 (Brownell) didapatkan OD standar = 34 in

$$\begin{aligned} \text{ID koreksi} &= \text{OD} - 2t_s \\ &= 34 - 0.375 \\ &= 33.625 \text{ in} \\ \text{Ls koreksi} &= 1.5 \times \text{ID koreksi} \\ &= 50.4375 \text{ in} \end{aligned}$$

Perhitungan tebal tutup

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 34 \text{ in} \\ t_s &= 0.1875 \text{ in} \\ r &= 34 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_{ha} &= \frac{0.885 \times P \times r}{2(fE - 0.1P_i)} + C \\ &= \frac{606.8743}{29995.9663} + 0.0625 \\ &= 0.0827 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari tabel 5.6 diambil t_{ha} standar = 0.1875 in

Perhitungan tinggi tangki

Dari Tabel 5.7 dan 5.8 (Brownell), untuk tebal tutup = 3/16 torispherical dishead

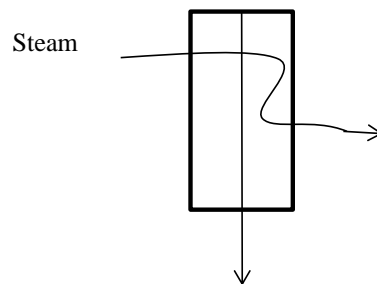
$$\begin{aligned} r &= 34 \text{ in} \\ \text{icr} &= 2.125 \text{ in} \\ \text{sf} &= 1.5 - 2.25 \text{ in (diambil sf} = 2.25 \text{ in)} \end{aligned}$$

Sehingga, dari Fig. 5.8 (Brownell), dapat dihitung

$$\begin{aligned} a &= \frac{1}{2} \times \text{ID} = 16.8125 \text{ in} \\ \text{AB} &= (\frac{1}{2} \times \text{ID}) - \text{icr} = 14.6875 \text{ in} \\ \text{BC} &= r - \text{icr} = 31.875 \text{ in} \\ b &= r - (\text{BC}^2 - \text{AB}^2)^{1/2} = 5.7106 \text{ in} \\ \text{OA} &= t + b + \text{sf} = 8.1481 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang storage} &= L_s + (2 \times \text{OA}) \\ &= 58.5856 \text{ in} \\ &= 1.4881 \text{ m} \end{aligned}$$

Perencanaan Coil Pemanas di Sludge Tank Storage



Kondisi Temperatur pada Coil pemanas adalah:

$$\text{Temperature steam masuk } (T_1) = 133.48 \text{ } ^\circ\text{C} = 272.3 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Temperature steam keluar (T_2) = 100 °C = 212 °F
 Temperatur minyak masuk (t_1) = 80 °C = 176 °F
 Temperatur minyak keluar (t_2) = 90 °C = 194 °F

Berdasarkan neraca energi didapatkan massa steam = 11.2513 kg/jam
 = 90.0106 kg/hari

a. Neraca Panas

Neraca Panas = 19215.408 Kkal/jam x (1 Btu / 0.252 Kkal)
 = 76203.235 Btu/jam

b. LMTD

$$\Delta t_{LMTD} = \frac{(\Delta t_1 - \Delta t_2)}{\ln(\Delta t_1 - \Delta t_2)}$$

$$= \frac{96.26 - 18}{\ln 96.26 / 18}$$

$$= 46.676771 \text{ } ^\circ\text{F}$$

c. perhitungan temperatur caloric

$$T_c = \frac{176 + 194}{2} = 185 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{272.3 + 212}{2} = 242.132 \text{ } ^\circ\text{F}$$

d. Trial ukuran pipa coil

Ditetapkan ukuran pipa coil = 0 in OD BWG 16
 (Kern, hal.843)

ID = 0.62 in = 0.0516667 ft = 0.016 m

a" = 0.1963 ft²/1in ft

e. Menghitung harga hio dan hi

Dari tabel 2 (Peter Timmerhaus hal. 496), diketahui economic velocity untuk air atau fluida yang seperti air sebesar 3-10 ft/s (0,91-3,0 m/s). Dari hasil trial didapatkan nilai v sebesar 10 ft/s (3,05 m/s)

$$NRe = \frac{(\rho \times D \times v)}{\mu}$$

$$= \frac{(949.9 \times 0.0157 \times 3.05)}{0.0098}$$

$$= 4655.663$$

Bagian Bejana	Bagian Coil
1. $Nre = \frac{(Da)^2 \times N \times \rho}{\mu}$ = 4655.663 2. $J_H = 750$ (Fig. 20.2) 3. $ho = J_H \times (k/di) \times (Cp \times \mu/k)^{1/3} \times (\mu/\mu_w)^{0.14}$ dengan: $T_c = 185 \text{ } ^\circ\text{F}$ $cp = 3.9 \text{ btu/lb}^\circ\text{F}$ $k = 0.398 \text{ btu/hr ft}^2 \text{ (}^\circ\text{F/ft)}$	3'. hoi = 1500 btu/ft ² .hr.°F

$\mu = 9.80 \text{ cp} = 23.72 \text{ lb/ft.h}$	
$h_o = 707.1 \text{ btu/ft}^2\text{.hr.}^\circ\text{F}$	

$$U_c = \frac{h_i \times h_{oi}}{h_i + h_{oi}}$$

$$U_c = 480.55 \text{ Btu/ft}^2\text{.hr.}^\circ\text{F}$$

$$R_d = 0.005$$

$$h_d = \frac{1}{0.005} = 200.00$$

$$U_D = \frac{U_c \times h_d}{U_c + h_d}$$

$$= \frac{96109.02}{680.545}$$

$$= 141.224 \text{ Btu/ft}^2\text{.hr.}^\circ\text{F}$$

Dengan adanya U_d maka harga A dan tinggi coil dapat ditentukan

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta t \text{ LMTD}}$$

$$= 11.56$$

$$L = A/a''$$

$$= 58.9 \text{ ft}$$

Diambil $d_c = 8 \text{ ft}$

$$n_c = \frac{L}{\pi \times d_c}$$

$$= 2.344$$

$$= 3 \text{ lilitan}$$

18. SLUDGE TANK PUMP (L-202)

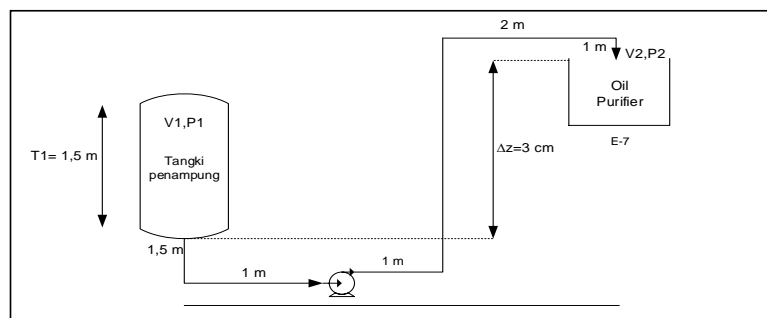
Fungsi = Untuk mengalirkan CPO dari bak penampung sludge tank menuju Oil Purifier

Dasar perencanaan

Tipe = Centrifugal Pump

Bahan = Stainless Steel

Skema =



Data :

- ρ larutan CPO = 949.90783 = 59.27 lb/ft³
- μ larutan CPO, 90°C = 0.81 = 0.00081 kg/m.s
- Laju alir massa yang akan dialirkan = 28641.82 kg/jam

$$= 458269.09 \text{ kg/hari}$$

4. Persamaan kesetimbangan energi mekanis :

$$(1/(2a \text{ gc } x(v22av - v12av)))+((g/\text{gc})x(z2 - z1)) + ((p2 - p1)/r) + \Sigma F + W_s = 0,$$

- g = Percepatan gravitasi, ft/s² atau m/s².
- gc = Faktor proposionalitas (kesebandingan) Newton, 32.2 ft-lb/lbf-s².
- p = Tekanan, Pa
- ΣF = Gaya gesek total dalam sistem, J/kg
- v = Kecepatan aliran dalam pipa, m/s
- z = Tinggi fluida, m
- W_s = Kerja pompa, j/kg atau ft.lbf/lbm
- α = Faktor koreksi, 1 untuk aliran turbulen dan 1/2 untuk aliran laminar
- ρ = Densitas fluida, kg/m³

Langkah-langkah perhitungan :

1. Menghitung rate massa
2. Menghitung diameter optimum pipa
3. Menghitung Reynold Number kg/jam
4. Menghitung total energi yang hilang da jam/hari
5. Menghitung daya pompa

Perhitungan :

1. Menghitung rate massa :

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas bahan baku} &= 28642 \\ \text{Waktu kerja} &= 18 \end{aligned}$$

Diketahui :

$$\begin{aligned} \rho \text{ CPO} &= 0.9499078 \text{ gr/cm}^3 = 949.9 \text{ kg/m}^3 \\ \mu \text{ CPO} &= 0.00081 \text{ kg/m.s} = 59.3 \text{ lb/ft}^3 \\ \text{Rate} &= 28641.82 \text{ kg/jam} / 949.9 \text{ kg/m}^3 \\ \text{Volumetrik (Q)} &= 30.1522 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0.0084 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 0.0030 \text{ ft}^3/\text{s} \\ \text{Rate massa} &= Q \times \rho \\ &= 0.008 \text{ m}^3/\text{s} \times 949.9 \text{ kg/m}^3 \\ &= 7.956 \text{ kg/s} \end{aligned}$$

2. Menghitung Inside Diameter (ID) Optimum Pipa

- a. Menentukan economic velocity untuk menghitung Reynold Number
Dari tabel 2 (Peter Timmerhaus hal. 496), diketahui economic velocity untuk air atau fluida sebesar 3-10 ft/s (0,91-3,0 m/s). Dari hasil trial didapatkan nilai v sebesar 10 ft/s (3.05 m/s)

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

$$3.05 = \frac{0.008 \text{ m}^3/\text{s}}{A}$$

$$A = 0.003 \text{ m}^2$$

Berdasarkan Timmer Peterhouse Pg. 496 eq.15 didapatkan persamaan berikut untuk menghitung ID Optimum Pipa untuk aliran turbulenta:

$$\begin{aligned}
 \text{ID Optimum Pipa} &= 3.9 \times q_f^{0.45} \times \rho^{0.13} \\
 &= 3.9 \times 0.003^{0.45} \times 59.27^{0.13} \\
 &= 0.487 \text{ in} \\
 &= 0.012 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Maka ditetapkan desain pipa yang digunakan adalah sebagai berikut:

Spesifikasi pipa	Ukuran (Dalam in)	Ukuran (Dalam
Nominal Pipe Size (NPS)	0.25	0.0075
Inside Diameter (ID)	0.487	0.012
Outside Diameter (OD)	0.54	0.014
Ditetapkan <i>design</i> ID	0.364	0.01092

Material yang digunakan = *Commercial steel*

Schedule Number = 40

(Sumber: http://www.engineersedge.com/fluid_flow/steel-pipe-schedule-40.htm)

3. Menghitung Reynold Number (NRe)

$$\begin{aligned}
 \text{NRe} &= \frac{(\rho \times D \times v)}{\mu} \\
 &= \frac{949.9 \text{ kg/m}^3 \times 0.012 \text{ m} \times 3.05 \text{ m/s}}{0.00081 \text{ kg/m.s}} \\
 &= 44214.91
 \end{aligned}$$

4. Menghitung Dishcharge Pressure Pompa

a. Tekanan suction (P1)

$$\begin{aligned}
 P_1 &= \rho g h + \text{Patm} \\
 &= 950 \text{ kg/m}^3 \times 9.8067 \text{ m/s}^2 \times 2.737 \text{ m} + 1 \text{ atm} \\
 &= 25495.69 \text{ N/m}^2 + 1 \text{ atm} \\
 &= 191.2 \text{ mmHg} + 1 \text{ atm} \\
 &= 1.252 \text{ atm} \\
 &= 1.293 \text{ kg/cm}^2\text{g}
 \end{aligned}$$

b. Menghitung total energi hilang dalam sistem pemompaan Energi yang hilang dalam sistem pemompaan, berupa :

- 1 Kontraksi masukan pipa dari Tangki bak penampung
- 2 Friksi pada pipa lurus
- 3 Friksi pada elbow
- 4 Friksi pada valve
- 5 Ekspansi pada keluaran pipa menuju Tangki Oil Purification

Perhitungan pada kehilangan energi diatas adalah sebagai berikut :

- 1 Kontraksi pada masukan pipa dari Tangki penampung
Dengan persamaan untuk kontraksi dari permukaan A_1 ke A_2 (pipa)
Dimana perbandingan A_1 terhadap A_2 sangat besar:

$$\begin{aligned}
 K_c &= 0,55 (1 - A_2/A_1) \\
 &= 0,55 \times (1 - 0) \\
 &= 0.55
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H_c &= K_c \cdot v^2 / 2\alpha \\
 &= (0,55 \times (3,05)^2) / (2 \times 1) \\
 &= 2.5582 \text{ N.m/kg}
 \end{aligned}$$

(Geankoplis, C.J., "Transport Process and Units Operations" 3rd Ed, p.93)

2 Friksi pada pipa lurus

$$\begin{aligned}
 \text{Untuk material Commercial steel } (\epsilon) &= 4,6 \times 10^{-5} \text{ m} \\
 \text{Maka nilai } \epsilon/D &= 4,6 \times 10^{-5} \text{ m} / 0.014 \text{ m} \\
 &= 0.00335
 \end{aligned}$$

$$\text{Pada } N_{Re} = 44214.908$$

$$\text{Didapatkan } fanning \text{ friction factor } (f) = 0.0080$$

Panjang total pipa lurus adalah (panjang pipa + panjang ekivalen hambatan) panjang pipa :

$$\begin{aligned}
 \sim \text{ dari tangki penampung ke elbow I} &= 1.5 \text{ m} \\
 \sim \text{ dari elbow I ke pompa} &= 1 \text{ m} \\
 \sim \text{ dari pompa ke elbow II} &= 1 \text{ m} \\
 \sim \text{ dari elbow II ke elbow III} &= 4.5 \text{ m} \\
 \sim \text{ dari elbow III ke elbow IV} &= 2 \text{ m} \\
 \sim \text{ dari elbow IV ke tangki oil purification} &= \underline{1 \text{ m}} + \\
 \text{Total} &= 11 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Maka friksi total pada pipa lurus adalah :

$$\begin{aligned}
 F_i &= 4f \times (\sum L/D) \times (v^2/2) \\
 &= (4 \times 0,008) \times (11/0,009) \times (3,05^2/2) \\
 &= 132.446 \text{ N.m/kg}
 \end{aligned}$$

(Geankoplis, C.J., "Transport Process and Units Operations" 3rd Ed, eq.2.10-6)

3 Friksi pada elbow

Ditetapkan menggunakan elbow 90° sebanyak 4 buah, dari tabel 2.10-2

$K_f = 0.75$ maka persamaan 2.10-17 menjadi :

$$\begin{aligned}
 h_f &= (4 \times K_f \times v^2) / 2 \\
 &= (4 \times 0,75 \times 3,05^2) / 2 \\
 &= 13.95 \text{ N.m/kg}
 \end{aligned}$$

4 Friksi dalam valve

Untuk Gate Valve diperoleh $K_f = 0.17$

$$\begin{aligned}
 h_f &= (K_f \cdot v^2) / 2 \\
 &= (0,17 \times 3,05^2) / 2 \\
 &= 0.79 \text{ N.m/kg}
 \end{aligned}$$

5 Ekspansi pada keluaran pipa ke CST :

Dengan persamaan 2.10-15 :

$$\begin{aligned}
 K_{ex} &= (1 - A_1/A_2)^2 = (1 - 0)^2 = 1 \\
 h_{ex} &= (K_{ex} \cdot v^2) / 2 = (1 \times 3,05^2) / 2 \\
 &= 4.7 \text{ N.m/kg}
 \end{aligned}$$

$$6 \text{ Dan total Frictional loss, } \sum F = 154.400 \text{ N.m/kg}$$

Dari Semua perhitungan *friction loss* pada pipa lurus, dapat diperoleh P2 dengan perhitungan sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
P_2 &= \Sigma F \times \rho \\
&= 154.4 \text{ N.m/kg} \times 950 \text{ kg/m}^3 \\
&= 146666 \text{ N/m}^2 \\
&= 1100.1 \text{ mmHg} \\
&= 1.45 \text{ atm} \\
&= 1.50 \text{ kg/cm}^2\text{g}
\end{aligned}$$

Tekanan *at terminal point* (P3)

$$\begin{aligned}
\text{Tekanan pada } terminal \text{ point diketahui} &= 2 \text{ kg/cm}^2\text{g} \\
\text{Maka, } P_{Discharge \text{ Pump}} &= P_2 + P_3 - P_1 \\
&= 1.50 + 2 - 1.29 \\
&= 2.20 \text{ atm} \\
&= 2.276 \text{ kg/cm}^2\text{g}
\end{aligned}$$

Menghitung daya pompa

Menggunakan persamaan kesetimbangan energi mekanis :

(Geankoplis, C.J, "Transport Process and Units Operations", eq.2.7-28, p.108)

α (untuk aliran turbulen) = 1.00

Dimana:

v_1 = kecepatan alir fluida yang masuk ke pompa (*suction*)

v_2 = kecepatan alir fluida yang keluar ke pompa (*discharge*)

karena diameter pipa yang digunakan sebagai aliran masuk pompa dan yang keluar pompa sama, maka v_1 dan v_2 konstan sehingga $v_2 - v_1 = 0$

$$\begin{aligned}
1/2\alpha (V_2^2 - V_1^2) &= 0 \\
(1/2\alpha)(v_2^2_{av} - v_1^2_{av}) + (g(z_2 - z_1)) + ((p_2 - p_1)/\rho) + \Sigma F + W_s &= 0 \\
0 + 29.4 + 0.00021 + 154 + W_s &= 0 \\
183.800 + W_s &= 0 \\
-183.8 &= W_s
\end{aligned}$$

Menghitung W_s

Berdasarkan *pump manufactur*,

pompa sentrifugal kapasitas 14,2 m³/jam memiliki efisiensi sebesar 60%

$$W_s = -\eta \times W_p$$

$$-184 = -0.6 \times W_p$$

$$W_p = 306.3 \text{ J/Kg}$$

$$\begin{aligned}
\text{Daya Pompa} &= m \times W_p \\
&= 7.956 \text{ kg/s} \times 306.3 \text{ J/Kg} \\
&= 2,437.21 \text{ J/s} \\
&= \frac{2,437.21}{1000} \\
&= 2.44 \text{ kW} \\
&= 3.25 \text{ hp}
\end{aligned}$$

$$\text{Power motor} = \frac{\text{BHP}}{\text{...}}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{h}{0.97} \\
 &= \frac{3.25}{0.97} \\
 &= 3.35 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

19. OIL PURIFIER (H-200)

Fungsi = Untuk memurnikan minyak yang berasal dari CST dan diharapkan kadar airnya sekitar 1%

Prinsip Kerja = Gaya sentrifugal yang dihasilkan oleh bowl yang akan terjadi pemisahan yang cepat antara air dan minyak.

Komponen	%	ρ (kg/m ³)
Minyak	96.35	856.1
Air	3.651	965.34

$$\begin{aligned}
 \rho \text{ campuran} &= (\% \text{minyak} \times \rho \text{ minyak}) + (\% \text{air} \times \rho \text{ air}) \\
 &= 860.088 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 53.69 \text{ lb/ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kapasitas olah} &= 28641.818 \text{ kg} \\
 \text{Volume isian} &= \frac{28641.818 \text{ kg}}{860.088 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 33.301 \text{ m}^3 \\
 &= 1175.959 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

Dari tabel 35.2 Hugot, diambil

$$D = 40 \text{ in} = 1.016 \text{ m} = 3.352807 \text{ ft}$$

$$H = 24 \text{ in} = 0.610 \text{ m} = 2.011684 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Untuk } D = 40 \text{ in, kecepatan putar pada basket} &= 1600 \text{ rpm} \\
 &= 26.67 \text{ rev/s} \\
 \text{Tebal basket} &= 0.25 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Maksimum volume dalam basket

$$\begin{aligned}
 (V_p) &= 340 \times D^2 \times H \\
 &= 213.9508 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Tipe saringan = HGF (High Grade Fugal) bekerja diskontinyu

Diketahui waktu cycle HGF = 10 - 60 menit

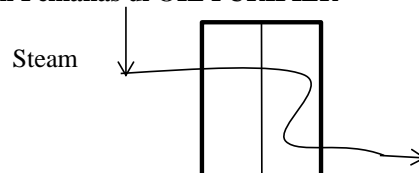
Diambil waktu cycle = 15 menit

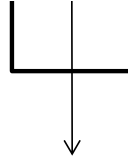
$$\begin{aligned}
 \text{Waktu cycle per jam (N)} &= \frac{60}{15} \\
 &= 4
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kapasitas basket} &= V_p \times N \\
 &= 856 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\text{Basket yang dibutuhkan} = \frac{33}{855.803} = 0.04 = 1 \text{ Buah}$$

Perencanaan Coil Pemanas di OIL PURIFIER





Kondisi Temperatur pada Coil pemanas adalah:

Temperature steam masuk (T_1)	=	133.5 °C	=	272.3 °F
Temperature steam keluar (T_2)	=	100 °C	=	212 °F
Temperatur minyak masuk (t_1)	=	85 °C	=	185 °F
Temperatur minyak keluar (t_2)	=	90 °C	=	194 °F

Berdasarkan neraca energi didapatkan m steam = 156.6 kg/jam
= 1253 kg/hari

a. Neraca Panas

$$\begin{aligned} \text{Neraca Panas} &= 84178.598 \text{ Kkal/jam} \times (1 \text{ Btu} / 0,25216 \text{ Kkal}) \\ &= 333830.1 \text{ Btu/jam} \end{aligned}$$

b. LMTD

$$\begin{aligned} \Delta t_{\text{LMTD}} &= \frac{(\Delta t_1 - \Delta t_2)}{\ln(\Delta t_1 - \Delta t_2)} \\ &= \frac{87.3 - 18}{\ln 87.3 / 18} \\ &= 43.889 \text{ °F} \end{aligned}$$

c. perhitungan temperatur caloric

$$\begin{aligned} T_c &= \frac{185 + 194}{2} = 189.5 \text{ °F} \\ t_c &= \frac{272.3 + 212}{2} = 242.15 \text{ °F} \end{aligned}$$

d. Trial ukuran pipa coil

$$\begin{aligned} \text{Ukuran pipa coil} &= 0.75 \text{ in OD BWG } 16 \\ &\quad (\text{Kern, Tabel 10 hal.843}) \\ \text{ID} &= 0.62 \text{ in} = 0.052 \text{ ft} = 0.016 \text{ m} \\ a'' &= 0.1963 \text{ ft}^2/1\text{in ft} \end{aligned}$$

e. Menghitung harga hio dan hi

Bagian Bejana	Bagian Coil
<p>1. $N_{re} = \frac{(Da)^2 \times N \times \rho}{\mu}$ = 2415877</p> <p>2. $J_H = 2000$ (Fig. 20.2)</p> <p>3. $h_o = J_H \times (k/di) \times (C_p \times \mu/k)^{1/3} \times (\mu/\mu_w)^{0.14}$ dengan: $T_c = 189.5 \text{ °F}$ $c_p = 3.9 \text{ btu/lb}\cdot\text{°F}$ $k = 0.398 \text{ btu/hr ft}^2 (\text{°F}/\text{ft})$ $\mu = 9.80 \text{ cp} = 23.72 \text{ lb}/\text{ft}\cdot\text{h}$</p>	<p>3'. $h_{oi} = 1500 \text{ btu}/\text{ft}^2 \cdot \text{hr} \cdot \text{°F}$</p>

$h_o = 1885 \text{ btu/ft}^2\cdot\text{hr}\cdot^\circ\text{F}$	
--	--

$$U_c = \frac{h_i \times h_{oi}}{h_i + h_{oi}}$$

$$U_c = 835.40 \text{ Btu/ft}^2\cdot\text{hr}\cdot^\circ\text{F}$$

$$R_d = 0.005$$

$$h_d = \frac{1}{0.005} = 200.00$$

$$U_D = \frac{U_c \times h_d}{U_c + h_d}$$

$$= \frac{167080.1}{1035.401}$$

$$= 161.368 \text{ Btu/ft}^2\cdot\text{hr}\cdot^\circ\text{F}$$

Dengan adanya U_d maka harga A dan tinggi coil dapat ditentukan

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta t \text{ LMTD}}$$

$$= 47.14$$

$$L = A/a''$$

$$= 240.1 \text{ ft}$$

Diambil $d_c = 8 \text{ ft}$

$$n_c = \frac{L}{\pi \times d_c}$$

$$= 9.559$$

$$= 10 \text{ lilitan}$$

20. VACUUM DRYER (H-210)

Fungsi = Untuk mengeringkan minyak yang keluar dari oil purifier
Tipe = Single fluid pneumatic nozzles spray drayer dengan sistem vacuum

Direncanakan

Vacuum dryer tipe counter current Perry Figure 12-101 hal.12-86

Suhu minyak masuk (t_1) = 70 °C = 158 °F
Suhu minyak keluar (t_2) = 75 °C = 167 °F
Suhu umpan masuk (T_1) = 80 °C = 176 °F
Suhu umpan keluar (T_2) = 80 °C = 176 °F

Fluid panas	Kondisi	Fluid dingin	selisih
176	Temperatur yang lebih tinggi	167	9
176	Temperatur yang lebih tinggi	158	18

$$\Delta t_{LMTD} = \frac{(\Delta t_1 - \Delta t_2)}{\ln(\Delta t_1 - \Delta t_2)}$$

$$= 12.98 \text{ }^\circ\text{F}$$

Dari gambar disamping berdasarkan Perry, merupakan counter current sehingga, dapat dihitung diameter rata-rata tetesan (drop) yang keluar nozzle :

Perry Pers. 12-64 hal. 12-89

For single-fluid pressure nozzles, a rule of thumb is :

$$X_{ve} = 500 \times \Delta P^{1/3}$$

Asumsi dari heater $\Delta p = 10 \text{ lbf/in}^2$
 $X_{ve} = 232.1 \text{ } \mu\text{m}$

Diameter maksimum tetesan yang keluar nozzle :

$$\begin{aligned} X_m &= 3 X_{ve} && \text{(Perry Pers 12.66)} \\ &= 696.2 \text{ } \mu\text{m} \\ &= 0.002 \text{ ft} = 0.001 \text{ m} \end{aligned}$$

Untuk Volume chamber :

Single fluid pressure nozzles

$$Q = \frac{10.98 \times K_f \times v^{2/3} \times \Delta T}{D_m^2} \times D_s \frac{\rho_t}{\rho_s}^{1/2}$$

Perry pers. 12-68 hal. 12-89

Dimana :

Q	= Laju perpindahan paans	= 326440	kJ/jam
		= 310118	Btu/jam
K_f	= Konduktifitas termal	= 0.0143	Btu/jam ft °F
v	= Volume Drayer chamber (ft ³)		
Δt	= Temperatur driving force (LMTD)	= 12.98	°F
D_m	= Diameter maksimum tetesan	= 0.0023	ft
ρ_s	= Densitas cairan	53.69	lb/ft ³
ρ_t	= Densitas gas pengering pada kondisi keluar	= 0.0065	lb/ft ³
D_s	= Diameter nozzle	= 0.679083	mm
		= 0.0022	ft
			(Perry, 1997)

Dari perhitungan Q di atas bisa didapat volume drayer chamber

$$V_t = 0.00149 \text{ ft}^3 = 0.000042 \text{ m}^3$$

Untuk Tinggi dan diameter drayer chamber :

Asumsi	L_s/D	= 1.5
	Bentuk tutup atas dan bawah	= Torispherical dished head
	Volume tutup	= 0.000049 ID ³
Bahan Konstruksi	= Stainless steel	
Kondisi operasi	=	
	P	= 1 atm
	T	= 90 °C

Menghitung volume total tangki :

$$\begin{aligned} V_t &= \text{volume silinder} + (2 \times \text{volume tutup}) \\ &= 1/4\pi L_s ID^2 + 0.000098 \text{ ID}^3 \\ 0.00149 &= 1.178 \text{ ID}^3 + 0.000098 \text{ ID}^3 \\ ID &= 0.108 \text{ ft} \\ &= 0.033 \text{ m} \\ &= 1.298 \text{ in} \end{aligned}$$

Tinggi silinder :

$$\begin{aligned} L_s &= 0.16 \text{ ft} \\ &= 1.95 \text{ in} \end{aligned}$$

Tinggi bahan dalam tangki :

$$\begin{aligned} V_{\text{isian}} &= \frac{1}{4}\pi L_s ID^2 + 0.000049 ID^3 \\ 0.00149 &= 0.009 L_s + 0.000000062 \\ L_s &= 0.162 \text{ ft} \end{aligned}$$

Tekanan Desain :

Bahan konstruksi	=	Stainless Steel
Allowable pressure (F)	=	18750 psia
Efisiensi sambungan (E)	=	0.8
Corrosion allowance (C)	=	0.0625
Tekanan hidrostatik	=	0.8 psia
Tekanan operasi	=	15.4845 psia
Faktor keamanan	=	25%
Tekanan desain	=	19.3556 psia
ρ	=	0.314 lb/in ³

Tebal silinder :

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{P_i \times ID}{2 \times (fE - 0.6P_i)} + C \\ &= \frac{25.1146}{29976.77} + 0.0625 \\ &= 0.063 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari tabel 5.7 (Brownell) didapatkan t_s standar = 0.1875 in

$$\begin{aligned} OD &= ID + 2t_s \\ &= 1.298 + 0.375 \\ &= 1.673 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari tabel 5.7 (Brownell) didapatkan OD standar = 12 in

$$\begin{aligned} ID_{\text{koreksi}} &= OD - 2t_s \\ &= 12 - 0.375 \\ &= 11.625 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L_s_{\text{koreksi}} &= 1.5 \times ID_{\text{koreksi}} \\ &= 17.438 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Berat shell} &= 3.14 \times OD \times t_s \times L_s \times \rho_{\text{material}} \\ &= 39 \text{ lb} \\ &= 18 \text{ kg} \end{aligned}$$

Perhitungan tebal tutup atas dan bawah

Tutup berbentuk torispherical dishead

$$\begin{aligned} OD &= 12 \text{ in} \\ t_s &= 0.1875 \text{ in} \\ r &= 12 \text{ in} \end{aligned}$$

$$tha = \frac{Pi \times r \times W}{2 (FE - 0,1 Pi)} + C$$

$$W = 0,25 \times (3 + (r/icr)^{1/2})$$

$$icr = 0.75 \text{ in}$$

$$W = 1.75$$

$$tha = \frac{406.467}{29996.129} + 0.0625$$

$$= 0.076$$

$$\text{Dari tabel 5.8 (Brownell) didapatkan tha standar} = 0.1875 \text{ in}$$

Berat tutup :

$$m \text{ tutup} = 2 \times (\pi \times (\frac{1}{2} ID^2) \times tha \times \rho \text{ material})$$

$$= 12 \text{ lb}$$

$$= 6 \text{ kg}$$

Perhitungan tinggi tangki

a. Tinggi tutup atas

Dari Tabel 5.7 dan 5.8 (Brownell), untuk tebal tutup = 3/16 torispherical dishead

$$r = 12 \text{ in}$$

$$icr = 0.75 \text{ in}$$

$$sf = 1.5 - 2,25 \text{ in (diambil sf} = 2.25 \text{ in)}$$

Sehingga, dari Fig. 5.8 (Brownell), dapat dihitung

$$a = \frac{1}{2} \times ID = 5.8125 \text{ in}$$

$$AB = (\frac{1}{2} \times ID) - icr = 5.0625 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 11.25 \text{ in}$$

$$b = r - (BC^2 - AB^2)^{1/2} = 1.9534 \text{ in}$$

$$OA = t + b + sf = 4.3909 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi total} = Ls + (2 \times OA)$$

$$= 17.44 + 8.7819$$

$$= 26.22 \text{ in}$$

$$= 0.666 \text{ m}$$

21. BAROMETIC CONDENSER (E-221)

Fungsi = Mengkondensasi uap air yang keluar dari vacuum dryer

Type = Counter-current dry air condenser

Material = Carbon Steel SA 283 Grade C

Kondisi Operasi = T uap air masuk = 55 °C

P uap air masuk = 15.76 kPa

T air pendingin masuk = 30 °C

T air pendingin keluar = 52.5 °C

Menghitung Kebutuhan Air Pendingin :

$$T_{s5} = 55 \text{ °C}$$

$$\lambda_{s4} = 2370.67 \text{ kkal/kg}$$

$$m = 395.0 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned}
\text{Panas laten yang ditransfer ke kondensor} &= m \times \lambda_{s4} \\
&= 395.0 \times 2370.67 \\
&= 936438.4 \text{ kkal/jam} \\
\text{Air pendingin yang dibutuhkan} &= 10025.87 \text{ kg/jam} \\
\text{Komposisi air masuk} &= \\
\text{Uap air dari vacuu} &= 395.0 \text{ kg/jam} \\
\text{Air pendingin} &= 10025.865 \text{ kg/jam}
\end{aligned}$$

Tinggi dan diameter kondensor :

$$\begin{aligned}
\text{Laju alir masa uap} &= 395.0 \text{ kg/jam} \\
&= 870.8 \text{ lb/jam} \\
\text{Dari tabel 40.2 diperoleh tinggi body condensor} &= 4.50 \text{ m} = 14.76 \text{ ft} \\
\text{(Hugot, 3rd edition hlm.858)} &= 177.2 \text{ in} \\
\text{Luas penampang kondensor (S)} &= 1,7 \text{ ft}^2/\text{ton uap yang diembunkan tiap jam} \\
&= 4.3037 \text{ ft}^2 \\
\text{Diameter kondensor (D)} &= 2.3415 \text{ ft} \\
&= 28.097 \text{ in}
\end{aligned}$$

Perhitungan Pipa Uap

$$\begin{aligned}
\text{Laju alir masa uap} &= 395.0 \text{ kg/jam} = 870.8 \text{ lb/jam} \\
&= 0.242 \text{ lb/detik} \\
\text{Dari tabel 40.4 diperoleh kecepatan normal uap dalam vakur} &= 28 \text{ in} \\
\text{Densitas uap} &= 0.004 \text{ lb/ft}^3 \\
\text{Kecepatan normal uap (v)} &= 210 \text{ ft/s} \\
\text{Rate uap (V)} &= m / \rho \\
&= \frac{0.2419}{0.0035} \\
&= 69 \text{ ft}^3/\text{detik} \\
\text{Cross section pipa, S} &= \frac{V}{v} \\
&= \frac{27}{210} \\
&= 0.13 \text{ ft}^2 \\
\text{Diameter pipa uap, d} &= (4s/\pi)^{0,5} \\
&= 0.405 \text{ ft} \\
&= 5 \text{ in} \\
&= 0.1234 \text{ m}
\end{aligned}$$

Perhitungan Pipa Air

$$v = a(2gh)^{0,5} \quad (\text{Pers.40.2, Hugot})$$

dimana :

- v = Kecepatan air masuk (ft/s)
- a = Koefisien yang tergantung pada panjang pipa, valve, dll
Umumnya digunakan 0,5.
- h = Tinggi masukan air dingin pada body condensor (ft) = 4 ft
- g = 32.16

$$v = 0.5 \times (2 \times 32.16 \times 4)^{0.5}$$

$$= 8.02 \text{ ft/detik}$$

$$D = (4 Q_L / \pi v)^{0.5}$$

dimana D = Diameter pipa air pendingin (ft)

Q_L = Laju alir air (ft³/detik)

$$Q_L = m / \rho$$

$$= \frac{10025.87}{62.43}$$

$$= 160.59 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

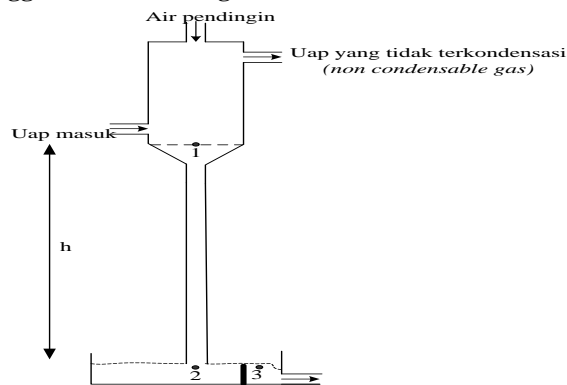
$$= 0.04 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

$$D = (4 \times 0.045 / \pi \cdot 8.020)^{0.5}$$

$$= 0.084 \text{ ft}$$

$$= 1.010 \text{ in}$$

Perhitungan Tinggi Barometric Leg :



$$h = H_o + x + s$$

$$H_o = 34 \times \frac{28}{30} \times 1.004 \times \frac{30.7}{30}$$

$$= 32.51 \text{ ft}$$

$$x = (1+a) \frac{V^2}{2g}$$

Asumsi : $V = 3 \text{ ft/s}$

$$a = 1$$

(Tabel 41.13, Hugot)

$$x = 0.28 \text{ ft}$$

$$s = 2 \text{ ft}$$

(Hal 833, Hugot)

$$h = 34.29 \text{ ft}$$

$$= 10.45 \text{ m}$$

22. STEAM JET EJECTOR (G-222)

Fungsi	= Menarik gas-gas yang tidak terkondensasi pada Barometric Condensor
Material	= Carbon Steel SA 334 Grade C
Jumlah	= 1 unit
Tipe	= Single stage jet

Tekanan Vacuum	= 7	inHg abs	(Ludwig, Fig.6-9, hal 353)
Suhu vapor, T_v	= 55	°C	
	= 131	°F	
Tekanan Vapor pada t	= 15.76	kPa	
	= 4.65	inHg	
Pounds of water vapor per pound of air	= 10		(Ludwig, Fig. 6-20A, hal364)
Sehingga, W_v'	= 10	lb uap air/ lb udara	
Maksimum uap air masuk	= 8193.19	lb/jam	
Recommended udara kering	= 56.2	lb/jam	(Ludwig, Tab 6-6, hal 366)
Total uap air	= $W_a \times W_v'$		
	= 56.2	x 10	
	= 562	lb/jam	
Total campuran uap	= 562	+ 56	
	= 618.2	lb/jam	

Pemilihan ukuran Jet Ejector

Kebutuhan steam	= 367615.07	lb/jam	
Panjang	= 4	in L	(Ludwig, Fig. 6-26A, hal 373)
Suhu steam	= 120	°C	
	= 248	°F	
Tekanan	= 29.8	psia	
	= 15.1	psig	
Pada Ps.	= 15.1	psig,	
F	= 1.4	(Steam Pressure Factor)	(Ludwig, Fig. 6.26B, hal 373)
Kebutuhan steam sebenarnya (W_s)	= 367615	x 1.4	
	= 514661	lb/jam	
	= 233445	kg/jam	

Mencari waktu evakuasi

Sistem volume, V	= 10000	ft ³	(Ludwig, Fig. 6.21, hal 367)
Faktor evakuasi, E	= 1.9		(Ludwig, Tabel 6-9, hal 374)
Suction pressure, Ps	= 75	torr	
$t = \frac{[2.3 - 0.003 (Ps)]V}{W_j}$			(Ludwig, Eq.6-27)

Keterangan:

t = waktu yang dibutuhkan untuk evakuasi, min
 Ps = Suction Pressure, torr
 V = Volume proses, ft³
 W_j = Kapasitas steam ejector, lb/jam

$$t = \frac{[2.3 - 0.003 \times 75] \times 10000}{367615}$$

$$= 0.0564 \text{ menit}$$

Jadi waktu evakuasi = 0.0564 menit

23. PUMP CPO STORAGE (L-221)

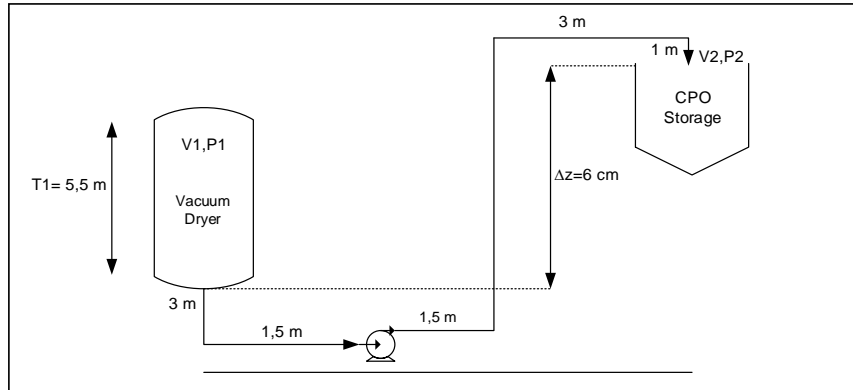
Fungsi = Mengalirkan CPO dari Vacuum Dryer menuju CPO Storage

Dasar perencanaan

Tipe = Centrifugal Pump

Bahan = Stainless Steel

Skema :



Data :

1. ρ larutan CPO = 857.18 kg/m³ = 53.4881 lb/ft³
2. μ larutan CPO, 90°C = 0.81 cp = 0.00081 kg/m.s
3. Laju alir massa = 27314.64 kg/jam
= 600921.98 kg/hari

4. Persamaan kesetimbangan energi mekanis :

$$(1/2\alpha)(v_{2\text{ av}}^2 - v_{1\text{ av}}^2) + (gx(z_2 - z_1)) + ((p_2 - p_1)/\rho) + \Sigma F + W_s = 0$$

Keterangan :

g = Percepatan gravitasi, ft/s² atau m/s².

gc = Faktor proporsionalitas (kesebandingan)
Newton, 32.2 ft-lb/lbf-s².

p = Tekanan, Pa

ΣF = Gaya gesek total dalam sistem, J/kg

v = Kecepatan aliran dalam pipa, m/s

z = Tinggi fluida, m

W_s = Kerja pompa, j/kg atau ft.lbf/lbm

α = Faktor koreksi, 1 untuk aliran turbulen dan 1/2 untuk aliran laminar

ρ = Densitas fluida, kg/m³

(Geankoplis, C.J, "Transport Process and Units Operations" 3rd Ed, eq.2.7-28, p.64)

Langkah-langkah perhitungan :

1. Menghitung rate massa
2. Menghitung diameter optimum pipa
3. Menghitung Reynold Number
4. Menghitung total energi yang hilang dalam sistem pemompaan
5. Menghitung daya pompa

Perhitungan :

1. Menghitung rate massa

$$\begin{aligned} \text{Waktu kerja} &= 18 && \text{jam/hari} \\ \text{Diketahui :} & && \\ \rho \text{ CPO} &= 0.8572 && \text{gr/cm}^3 = 857.2 \text{ kg/m}^3 \\ \mu \text{ CPO} &= 0.00081 && \text{kg/m.s} = 54 \text{ lb/ft}^3 \\ \\ \text{Rate} &= 27314.64 && \text{kg/jam} / 857.2 \text{ kg/m}^3 \\ \text{Volumetrik (Q)} &= 31.8656 && \text{m}^3/\text{jam} \\ &= 0.008852 && \text{m}^3/\text{s} \\ &= 0.003 && \text{ft}^3/\text{s} \\ \text{Rate massa} &= Q \times \rho \\ &= 0.00885 && \text{m}^3/\text{s} \times 857.2 \text{ kg/m}^3 \\ &= 7.587 && \text{kg/s} \end{aligned}$$

2. Menghitung Inside Diameter (ID) Optimum Pipa

- a. Menentukan economic velocity untuk menghitung Reynold Number
 Dari tabel 2 (Peter Timmerhaus hal. 496), diketahui bahwa economic velocity untuk air atau fluida yang seperti air sebesar 3-10 ft/s (0,91-3,0 m/s).
 Dari hasil trial didapatkan nilai v sebesar 10 ft/s (3,5 m/s)

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

$$3.05 = \frac{0.009 \text{ m}^3/\text{s}}{A}$$

$$A = 0.0029 \text{ m}^2$$

Berdasarkan Timmer Peterhause Pg. 496 eq.15 didapatkan persamaan berikut untuk menghitung ID Optimum Pipa untuk aliran turbulენტ:

$$\begin{aligned} \text{ID Optimum Pipa} &= 3.9 \times q_f^{0.45} \times \rho^{0.13} \\ \text{ID Optimum Pipa} &= 3.9 \times 0.0032^{0.45} \times 53.5^{0.13} \\ &= 0.492 \text{ in} \\ &= 0.015 \text{ m} \end{aligned}$$

Maka ditetapkan spesifikasi desain pipa yang digunakan sebagai berikut:

Spesifikasi pipa	Ukuran (Dalam in)	Ukuran (Dalam m)
Nominal Pipe Size (NPS)	0.50	0.015
Inside Diameter (ID)	0.492	0.015
Outside Diameter (OD)	0.84	0.025
Ditetapkan <i>design ID</i>	0.622	0.018660

Material yang digunakan = *Commercial steel*

Schedule Number = 40

(Sumber: http://www.engineersedge.com/fluid_flow/steel-pipe-schedule-40.htm)

3. Menghitung Reynold Number (NRe)

$$\begin{aligned} \text{NRe} &= \frac{\rho \times D \times v}{\mu} \\ &= \frac{857.18 \text{ kg/m}^3 \times 0.0148 \text{ m} \times 3.05 \text{ m/s}}{\mu} \end{aligned}$$

$$= \frac{0.00081}{\text{kg/m.s}} \\ = 47670.44$$

4. Menghitung Dishcharge Pressure Pompa

a. Tekanan suction (P1)

$$\begin{aligned} P_1 &= \rho g h + P_{atm} \\ &= 857.2 \text{ kg/m}^3 \times 9.807 \text{ m/s}^2 \times 3.914 \text{ m} + 1 \text{ atm} \\ &= 32898.15 \text{ N/m}^2 + 1 \text{ atm} \\ &= 246.8 \text{ mmHg} + 1 \text{ atm} \\ P_1 &= 1.325 \text{ atm} \\ &= 1.369 \text{ kg/cm}^2 \end{aligned}$$

b. Menghitung total energi hilang dalam sistem pemompaan Energi yang hilang dalam sistem pemompaan, berupa :

- 1 Kontraksi masukan pipa dari Tangki bak penampung
- 2 Friksi pada pipa lurus
- 3 Friksi pada elbow
- 4 Friksi pada valve
- 5 Ekspansi pada keluaran pipa menuju Tangki Oil Purification

Perhitungan pada kehilangan energi diatas adalah sebagai berikut :

- 1 Kontraksi pada masukan pipa dari Vacuum Dryer
Persamaan untuk kontraksi dari permukaan A_1 ke A_2 (pipa) dimana perbandingan A_1 terhadap A_2 sangat besar:

$$\begin{aligned} K_c &= 0,55 (1 - A_2/A_1) \\ &= 0,55 \times (1 - 0) \\ &= 0,55 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_c &= K_c \cdot v^2 / 2\alpha \\ &= (0,55 \times (3,05)^2) / (2 \times 1) \\ &= 2,558 \text{ N.m/kg} \end{aligned}$$

(GeanKoplis,C.J,"Transport Process and Units Operations" 3rd Ed,p.93)

- 2 Friksi pada pipa lurus

$$\begin{aligned} \text{Untuk material Commercial steel } (\epsilon) &= 4,6 \times 10^{-5} \text{ m} \\ \text{Maka nilai } \epsilon/D &= 4,6 \times 10^{-5} \text{ m} / 0.8763 \text{ m} \\ &= 0.00247 \end{aligned}$$

$$\text{Pada } N_{Re} = 47670.44$$

$$\text{Didapatkan } \textit{fanning friction factor} (f) = 0.0085$$

Panjang total pipa lurus (panjang pipa + panjang ekuivalen hambatan)

panjang pipa :

$$\begin{aligned} \sim \text{ dari vacuum Dryer ke elbow I} &= 3 \text{ m} \\ \sim \text{ dari elbow I ke pompa} &= 1.5 \text{ m} \\ \sim \text{ dari pompa ke elbow II} &= 1.5 \text{ m} \\ \sim \text{ dari elbow II ke elbow III} &= 9 \text{ m} \\ \sim \text{ dari elbow III ke elbow IV} &= 3 \text{ m} \\ \sim \text{ dari elbow IV ke Storage} &= \underline{1} \text{ m} + \\ \text{Total} &= 19 \text{ m} \end{aligned}$$

Maka friksi total pada pipa lurus adalah :

$$\begin{aligned} F_1 &= 4f \times (\sum L/D) \times (v^2/2) \\ &= (4 \times 0,0085) \times (19/0,011) \times (3,05^2/2) \\ &= 203.442 \text{ N.m/kg} \end{aligned}$$

(Geankoplis,C.J,"Transport Process and Units Operations" 3rd Ed,eq.2.10-6)

3 Friksi pada elbow

Ditetapkan menggunakan elbow 90° sebanyak 4 buah, dari tabel 2.10-2

$$K_f = 0.75$$

maka persamaan 2.10-17 menjadi :

$$\begin{aligned} h_f &= (4 \times K_f \times v^2)/2 \\ &= (4 \times 0,75 \times 3,05^2)/2 \\ &= 13.95 \text{ N.m/kg} \end{aligned}$$

4 Friksi dalam valve

Untuk Gate Valve diperoleh $K_f = 0.17$

$$\begin{aligned} h_f &= (K_f \times v^2)/2 \\ &= (0,17 \times 3,05^2)/2 \\ &= 0.79 \text{ N.m/kg} \end{aligned}$$

5 Ekspansi pada keluaran pipa ke Storage:

Dengan persamaan 2.10-15 :

$$\begin{aligned} K_{ex} &= (1 - A_1/A_2)^2 = (1 - 0)^2 = 1 \\ h_{ex} &= (K_{ex} \cdot v^2)/2 = (1 \times 3,05^2)/2 \\ &= 4.651 \text{ N.m/kg} \end{aligned}$$

6 Total Frictional loss, $\sum F = 225.396 \text{ N.m/kg}$

Semua perhitungan *friction loss* pada pipa lurus, maka dapat diperoleh P_2 dengan perhitungan sebagai berikut:

$$\begin{aligned} P_2 &= \sum F \times \rho \\ &= 225.4 \text{ N.m/kg} \times 857.2 \text{ kg/m}^3 \\ &= 193,205 \text{ N/m}^2 \\ &= 1449.16 \text{ mmHg} \\ &= 1.91 \text{ atm} \\ &= 1.97 \text{ kg/cm}^2\text{g} \end{aligned}$$

Tekanan di *terminal point* (P_3)

$$\begin{aligned} \text{Tekanan pada } terminal \text{ point diketahui} &= 2 \text{ kg/cm}^2\text{g} \\ \text{Maka, } P_{Discharge \text{ Pump}} &= P_2 + P_3 - P_1 \\ &= 1.97 + 2 + 1.369 \\ &= 2.601 \text{ atm} \\ &= 2.688 \text{ kg/cm}^2\text{g} \end{aligned}$$

Menghitung daya pompa

Menggunakan persamaan kesetimbangan energi mekanis :

$$(1/2\alpha)(v_2^2_{av} - v_1^2_{av}) + (g \times (z_2 - z_1)) + ((p_2 - p_1)/\rho) + \sum F + W_s = 0,$$

(Geankoplis,C.J,"Transport Process and Units Operations",eq.2.7-28,p.108)

$$\alpha \text{ (untuk aliran turbulen)} = 1$$

Dimana:

v_1 = kecepatan alir fluida yang masuk ke pompa (*suction*)

v_2 = kecepatan alir fluida yang keluar ke pompa (*discharge*)

karena diameter pipa yang digunakan sebagai aliran masuk pompa dan yang keluar pompa sama, maka v_1 dan v_2 konstan, sehingga $v_2^2 - v_1^2 = 0$

$$\begin{aligned} 1/2\alpha (V_2^2 - V_1^2) &= 0 \\ (1/2\alpha)(v_2^2_{av} - v_1^2_{av}) + g(z_2 - z_1) + ((p_2 - p_1)/\rho) + \Sigma F + W_s &= 0 \\ 0 + 58.8 + 0.0007 + 225 + W_s &= 0 \\ 284.2 + W_s &= 0 \\ -284.20 &= W_s \end{aligned}$$

Menghitung W_s

Berdasarkan *pump manufactur*, pompa sentrifugal dengan kapasitas 18,57 m³/jam memiliki efisiensi sebesar 65%

$$\begin{aligned} W_s &= -\eta x W_p \\ -284.20 &= -0.65 x W_p \\ W_p &= 437.23 \text{ J/Kg} \\ \text{Daya pompa} &= m x W_p \\ &= 7.587 \text{ kg/s} \times 437.23 \text{ J/Kg} \\ &= 3317.4047 \text{ J/s} \\ &= \frac{3317.4047}{1000} \\ &= 3.32 \text{ kW} \\ &= 4 \text{ hp} \end{aligned}$$

Berdasarkan *pump vendor*, power pompa yang diinginkan adalah 97%. Maka:

$$\begin{aligned} \text{Power motor} &= \frac{\text{BHP}}{\eta} \\ &= \frac{4.4232}{0.97} \\ &= 4.56 \text{ hp} \end{aligned}$$

24. CPO STORAGE (F-220)

Fungsi = Untuk menampung hasil CPO

Bahan konstruksi = Stainless Steel

Kapasitas = 27314.64 kg

Komponen	%	ρ (kg/m ³)
Minyak	99.01	856.1
Air	0.99	965.34

$$\begin{aligned} \rho \text{ campuran} &= (\% \text{minyak} \times \rho \text{ minyak}) + (\% \text{air} \times \rho \text{ air}) \\ &= 857.1816 \text{ kg/m}^3 \\ &= 53.51 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{volume isian} &= \frac{27314.64 \text{ kg}}{857.1816 \text{ kg/m}^3} \\ &= 31.8656 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$= 1125.271 \text{ ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{volume silinder utuh} &= \frac{100\%}{80\%} \times 1125.271 \text{ ft}^3 \\ &= 1406.589 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Perhitungan dimensi storage

Asumsi	Ls/D	= 1.5
	Bentuk tutup atas dan bawah	= Standar dished head
	Volume tutup	= 0.0847 ID ³

$$\begin{aligned} V_t &= \text{volume silinder} + (2 \times \text{volume tutup}) \\ &= \frac{1}{4}\pi L_s ID^2 + 0.1694 ID^3 \\ 1407 &= 1.178 ID^3 + 0.1694 ID^3 \\ ID &= 10.15 \text{ ft} \\ &= 3.092 \text{ m} \\ &= 121.7 \text{ in} \end{aligned}$$

Perhitungan tinggi isian :

$$\begin{aligned} V_{\text{isian}} &= \frac{1}{4}\pi L_{\text{ls}} ID^2 + \text{volume tutup ba} \\ 1125.271 &= 80.80239 L_{\text{ls}} + 88.4535 \\ L_{\text{ls}} &= 12.83152 \text{ ft} \end{aligned}$$

Perhitungan dimensi tangki

Bahan konstruksi	= Plate steels SA-240 grade S type 304
Allowable pressure (F)	= 18750 psia
Efisiensi sambungan (E)	= 0.8
Corrosion allowance (C)	= 0.0625
Tekanan hidrostatik	= 76.3816 psia
Tekanan operasi	= 91.0776 psia
Faktor keamanan	= 25%
Tekanan desain	= 113.8469 psia

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{P_i \times ID}{2 \times (fE - 0.6P_i)} + C \\ &= \frac{13860.6727}{29863.3837} + 0.0625 \\ &= 0.5266 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari tabel 5.7 (Brownell) didapatkan t_s standar = 0.625 in

$$\begin{aligned} OD &= ID + 2t_s \\ &= 121.7483 + 1.25 \\ &= 122.9983 \end{aligned}$$

Dari tabel 5.7 (Brownell) didapatkan OD standar = 126 in

$$\begin{aligned} \text{ID koreksi} &= OD - 2t_s \\ &= 126 - 1.25 \\ &= 124.75 \text{ in} \end{aligned}$$

$$L_s \text{ koreksi} = 1.5 \times \text{ID koreksi}$$

$$= 187.125 \text{ in}$$

Perhitungan tebal tutup

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 126 \text{ in} \\ \text{ts} &= 0.625 \text{ in} \\ r &= 120 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{tha} &= \frac{0.885 \times P \times r}{2(\text{fE} - 0.1\text{Pi})} + C \\ &= \frac{12090.54514}{29977.23061} + 0.0625 \\ &= 0.4658 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Dari tabel 5.6 diambil tha standar} = 0.5 \text{ in}$$

Perhitungan tinggi tangki

Dari Tabel 5.7 dan 5.8 (Brownell), untuk tebal tutup = 3/8 Standar dished head

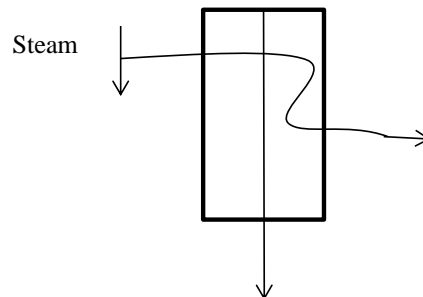
$$\begin{aligned} r &= 120 \text{ in} \\ \text{icr} &= 7.625 \text{ in} \\ \text{sf} &= 1.5 - 3 \text{ in} \text{ (diambil sf} = 3 \text{ in)} \end{aligned}$$

Sehingga, dari Fig. 5.8 (Brownell), dapat dihitung

$$\begin{aligned} a &= \frac{1}{2} \times \text{ID} = 62.375 \text{ in} \\ \text{AB} &= (\frac{1}{2} \times \text{ID}) - \text{icr} = 54.75 \text{ in} \\ \text{BC} &= r - \text{icr} = 112.375 \text{ in} \\ b &= r - (\text{BC}^2 - \text{AB}^2)^{1/2} = 21.864491 \text{ in} \\ \text{OA} &= t + b + \text{sf} = 25.364491 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang storage} &= L_s + (2 \times \text{OA}) \\ &= 212.4895 \text{ in} \\ &= 5.3972 \text{ m} \end{aligned}$$

Perencanaan Coil Pemanas di CPO Storage



Kondisi Temperatur pada Coil pemanas adalah:

$$\begin{aligned} \text{Temperature steam masuk (T}_1\text{)} &= 133.5 \text{ }^\circ\text{C} = 272.3 \text{ }^\circ\text{F} \\ \text{Temperature steam keluar (T}_2\text{)} &= 100 \text{ }^\circ\text{C} = 212 \text{ }^\circ\text{F} \\ \text{Temperatur minyak masuk (t}_1\text{)} &= 50 \text{ }^\circ\text{C} = 122 \text{ }^\circ\text{F} \\ \text{Temperatur minyak keluar (t}_2\text{)} &= 55 \text{ }^\circ\text{C} = 131 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Berdasarkan neraca energi didapatkan massa steam = 17027.08 kg/jam
 = 136216.7 kg/hari

a. Neraca Panas

$$\begin{aligned} \text{Neraca Panas} &= 39386030 \text{ Kkal/jam} \times (1 \text{ Btu} / 0.252 \text{ Kkal}) \\ &= 156194600 \text{ Btu/jam} \end{aligned}$$

b. LMTD

$$\begin{aligned} \Delta t_{\text{LMTD}} &= \frac{(\Delta t_1 - \Delta t_2)}{\ln(\Delta t_1 - \Delta t_2)} \\ &= \frac{150.3 - 81}{\ln 150.3 / 81} \\ &= 112.10252 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

c. perhitungan temperatur caloric

$$T_c = \frac{122 + 131}{2} = 126.5 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{272.3 + 212}{2} = 242.15 \text{ }^\circ\text{F}$$

d. Trial ukuran pipa coil

Ditetapkan ukuran pipa coil = 0.75 in OD BWG 16
 (Kern, hal.843)

ID = 0.62 in = 0.0516667 ft = 0.016 m

a" = 0.302 ft²/1in ft

e. Menghitung harga hio dan hi

Dari tabel 2 (Peter Timmerhaus hal. 496), diketahui economic velocity untuk air atau fluida yang seperti air sebesar 3-10 ft/s (0,91-3,0 m/s). Dari hasil trial didapatkan nilai v sebesar 10 ft/s (3,05 m/s)

$$\begin{aligned} \text{NRe} &= \frac{(\rho \times D \times v)}{\mu} \\ &= \frac{(857.2 \times 0.0157 \times 3.05)}{0.00081} \\ &= 50829.28 \end{aligned}$$

Bagian Bejana	Coil
1. $\text{Nre} = \frac{(Da)^2 \times N \times \rho}{\mu}$ $= 50829.28$	
2. $J_H = 800$ (Fig. 20.2)	
3. $h_o = J_H \times (k/di) \times (C_p \times \mu/k)^{1/3} \times (\mu/\mu_w)^{0.14}$ dengan: $T_c = 126.5 \text{ }^\circ\text{F}$ $c_p = 3.9 \text{ btu/lb}^\circ\text{F}$ $k = 0.398 \text{ btu/hr ft}^2 \text{ (}^\circ\text{F/ft)}$ $\mu = 0.81 \text{ cp} = 1.96 \text{ lb/ft.h}$	3'. $h_{oi} = 1500 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{hr.}^\circ\text{F}$
$h_o = 1731 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{hr.}^\circ\text{F}$	

$$U_c = \frac{h_i \times h_{oi}}{h_i + h_{oi}}$$

$$U_c = 803.71 \text{ Btu/ft}^2\cdot\text{hr}\cdot^\circ\text{F}$$

$$R_d = 0.005$$

$$h_d = \frac{1}{0.005} = 200.00$$

$$U_D = \frac{U_c \times h_d}{U_c + h_d}$$

$$= \frac{160741.9}{1003.709}$$

$$= 160.148 \text{ Btu/ft}^2\cdot\text{hr}\cdot^\circ\text{F}$$

Dengan adanya U_d maka harga A dan tinggi coil dapat ditentukan

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta t \text{ LMTD}}$$

$$= 8700.21$$

$$L = A/a''$$

$$= 28808.6 \text{ ft}$$

Diambil $d_c = 8 \text{ ft}$

$$n_c = \frac{L}{\pi \times d_c}$$

$$= 1146.840$$

$$= 1147 \text{ lilitan}$$

25. SCREW CONVEYOR (J-131)

- Fungsi = Untuk mengalirkan bahan slurry dari screw press menuju depericarper
- Material Class = H 36 (Perry Table 21-4)
- Kapasitas = 10813 kg/jam
= 23839 lb/jam
- Density = 57.69 lb/ft³

TABLE 21-6 Screw-Conveyor Data for 50-lb/ft³ Material and Pipe-Mounted Sectional Spiral Flights*

Capacity†	Diam. of flights, in	Diam. of pipe, in‡	Diam. of shafts, in	Hanger centers, ft	Max. size of lumps			Speed, r/min	Max. torque capacity, in-lb	Feed section diam., in	hp at motor‡					Max. hp capacity at speed listed	
					All lumps	Lumps 20 to 25%	Lumps 10% or less				15-ft. max. length	30-ft. max. length	45-ft. max. length	60-ft. max. length	75-ft. max. length		
5	200	9	2½	2	10	¾	1½	2¼	40	7,600	6	0.43	0.85	1.27	1.69	2.11	4.8
10	400	10	2½	2	10	¾	1½	2½	55	7,600	9	0.85	1.69	2.25	3.00	3.75	6.6
15	600	10	2½	2	10	¾	1½	2½	80	7,600	9	1.27	2.25	3.38	3.94	4.93	9.6
		12	2½	2	12	1	2	3	45	7,600	10	1.27	2.25	3.38	3.94	4.93	5.4
20	800	12	2½	2	12	1	2	3	60	7,600	10	1.69	3.00	3.94	4.87	5.63	7.2
		14	3½	3	12	1	2	3	45	16,400	12	1.69	3.00	3.94	4.87	5.63	15.6
25	1000	12	2½	2	12	1	2	3	75	7,600	10	2.12	3.75	4.93	5.63	6.55	9.0
		14	3½	3	12	1¼	2½	3½	45	16,400	12	2.12	3.75	4.93	5.63	6.55	9.0
30	1200	14	3½	3	12	1¼	2½	3½	55	16,400	12	2.25	3.94	5.05	6.75	7.50	14.3
		16	3½	3	12	1¼	2½	3½	65	16,400	12	2.62	4.58	5.90	7.00	8.75	16.9
40	1600	16	3½	3	12	1½	3	4	50	16,400	14	3.00	4.50	6.75	8.00	10.00	13.0

Data yang diperoleh

- Diameter of flight = 10 in = 0.254 m
- Diameter of pipe = 2.5 in = 0.064 m
- Diameter of shafts = 2 in = 0.051 m

Size of lumps (max.) = 0.75
 Speed = 80 rpm
 Feed section diameter = 9 in = 0.229 m
 hp motor/ 30ft length = 2.25 HP

26. DEPERICARPER (H-230)

Fungsi = Untuk memisahkan serat dan biji
 Bahan = Carbon Steel SA-283 grade A
 Tipe = Induced draught depericarper
 Kapasitas = 10653.27 kg

Komponen	%	ρ (kg/m3)
Serat	42.66	730
Biji	56.30	1088.31

$$\begin{aligned} \rho \text{ campuran} &= (\% \text{massa serat} \times \rho \text{ serat}) + (\% \text{massa biji} \times \rho \text{ biji}) \\ &= 924.155 \text{ kg/m}^3 \\ &= 57.693 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{volume isian} &= \frac{10653.27 \text{ kg}}{924.155 \text{ kg/m}^3} \\ &= 11.528 \text{ m}^3 \\ &= 407.073 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{volume silinder utuh} &= \frac{100\%}{80\%} \times 407.1 \text{ ft}^3 \\ &= 508.84164 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Perhitungan dimensi depericarper

Asumsi

Ls/D = 1.5
 Bentuk tutup atas = Standar dished head
 Volume tutup atas = 0.0847 ID³
 Bentuk tutup bawah = Conical dished head
 α = 120
 Volume tutup bawah = 0.0756 ID³

$$\begin{aligned} V_t &= \text{volume silinder} + \text{tutup atas} + \text{tutup bawah} \\ &= 1/4\pi LsID^2 + 0.0847 \text{ ID}^3 + 0.0756 \text{ ID}^3 \\ 508.8 &= 1.178 \text{ ID}^3 + 0.0847 \text{ ID}^3 + 0.0756 \text{ ID}^3 \\ \text{ID} &= 7.245 \text{ ft} \\ &= 2.208 \text{ m} \\ &= 86.95 \text{ in} \end{aligned}$$

Perhitungan tinggi isian :

$$\begin{aligned} V \text{ isian} &= 1/4\pi LlsID^2 + 0.0756 \text{ ID}^3 \\ 407.0733 &= 41.209 \text{ Lls} + 28.755 \\ \text{Lls} &= 9.180 \text{ ft} \end{aligned}$$

Perhitungan dimensi tangki

Bahan konstruksi	=	Carbon Steel SA 283 grade A
Allowable pressure (F)	=	10350 psia
Efisiensi sambungan (E)	=	0.8
Corrosion allowance (C)	=	0.125
Tekanan hidrostatik	=	3.678 psia
Tekanan operasi	=	18.374 psia
Faktor keamanan	=	20%
Tekanan desain	=	22.049 psia

$$\begin{aligned}ts &= \frac{P_i \times ID}{2 \times (fE - 0.6P_i)} + C \\&= \frac{1917.062}{16533.54} + 0.125 \\&= 0.241 \text{ in}\end{aligned}$$

Dari tabel 5.7 (Brownell) didapatkan ts standar = 0.25 in

$$\begin{aligned}OD &= ID + 2ts \\&= 86.946 + 0.5 \\&= 87.446\end{aligned}$$

Dari tabel 5.7 (Brownell) didapatkan OD standar = 90 in

$$\begin{aligned}\text{ID koreksi} &= OD - 2ts \\&= 90 - 0.5 \\&= 89.5 \text{ in} \\Ls \text{ koreksi} &= 1.5 \times \text{ID koreksi} \\&= 134.25 \text{ in}\end{aligned}$$

Perhitungan tebal tutup

a. Tebal tutup atas (standar dished)

$$\begin{aligned}OD &= 90 \text{ in} \\ts &= 0.25 \text{ in} \\r &= 90 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}tha &= \frac{0.885 \times P \times r}{2(fE - 0.1P_i)} + C \\&= \frac{1756.194}{16555.59} + 0.125 \\&= 0.231079 \text{ in}\end{aligned}$$

$$tha \text{ standar} = 0.25 \text{ in}$$

b. Tebal tutup bawah

$$\begin{aligned}thb &= \frac{P \times OD}{4(fE - 0.6P_i)\cos\alpha} + C \\&= \frac{1984.4}{31246.97} + 0.125 \\&= 0.189 \text{ in}\end{aligned}$$

Dari tabel 5.6 diambil thb standar = 0.25 in

Perhitungan tinggi tangki

a. Tinggi tutup atas (Standar dished head)

Dari Tabel 5.7 dan 5.8 (Brownell), untuk tebal tutup = 4/16 standar dishead

$$\begin{aligned}r &= 90 \text{ in} \\ \text{icr} &= 5.5 \text{ in} \\ \text{sf} &= 1.5 - 2,25 \text{ in (diambil sf} = 2.25 \text{ in)}\end{aligned}$$

Sehingga, dari Fig. 5.8 (Brownell), dapat dihitung

$$\begin{aligned}a &= \frac{1}{2} \times \text{ID} = 44.75 \text{ in} \\ \text{AB} &= (\frac{1}{2} \times \text{ID}) - \text{icr} = 39.25 \text{ in} \\ \text{BC} &= r - \text{icr} = 84.5 \text{ in} \\ b &= r - (\text{BC}^2 - \text{AB}^2)^{1/2} = 15.1689 \text{ in} \\ \text{OA} &= t + b + \text{sf} = 17.6689 \text{ in}\end{aligned}$$

b. Tinggi tutup bawah (Conical)

$$\begin{aligned}h_b &= \frac{\text{OD}}{2 \tan 0,5a} \\ &= 26.013 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Panjang depericarper} &= L_s \text{ koreksi} + \text{OA} + h_b \\ &= 177.932 \text{ in} \\ &= 4.519 \text{ m}\end{aligned}$$

27. BLOWER DEPERICARPER (G-132 A/B)

Fungsi = Memisahkan serabut-serabut ringan dan fiber ringan dengan menghembuskan udara luar menuju cyclone

Tipe = Sentrifugal

Bahan Konstruksi = Stainless Steel SA-283

Kondisi operasi

$$P = 1 \text{ atm} = 14.69 \text{ psia}$$

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

$$\text{ID Depericarper} = 2.273 \text{ m}$$

$$\text{Luas penampang} = 4.057 \text{ m}^2$$

$$v \text{ udara} = 6 \text{ m/s (Naibaho, 1998)}$$

$$\text{Volumetrik rate} = 24.34 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\text{Operasi 1 jam} = 3600 \text{ s}$$

$$\text{Densitas udara (40 }^\circ\text{C)} = 1.16 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Massa udara} = 101647.49 \text{ kg}$$

Dasar Perencanaan

$$\text{Massa udara masuk} = 101647.49 \text{ kg/jam}$$

$$= 28.24 \text{ kg/s}$$

$$\text{Volumetrik rate} = 24.18 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$= 87058 \text{ m}^3/\text{jam}$$

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

$$= 303.2 \text{ K}$$

$$\begin{aligned}
 P_1 &= 1 \text{ atm} \\
 &= 101.3 \text{ kPa} \\
 P_2 &= 1.5 \text{ atm} \\
 &= 152.0 \text{ kPa} \\
 \text{Densitas Udara} &= 1.168 \text{ Kg/m}^3 \\
 \text{BM Udara} &= 29.68 \text{ kg/mol}
 \end{aligned}$$

Kondisi Isothermal menurut Geankoplis 5th edition page 152

$$\begin{aligned}
 (-W_s) &= \frac{3.5 RT_1}{M} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{0.285} - 1 \right] \\
 &= 36.4 \text{ J/kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Brake kW} &= \frac{-W_s \times m}{\eta \times 1000} \\
 &= 1.371 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

$$\text{Power untuk 2 blower} = 1.371 \text{ kW}$$

$$\text{Power untuk 1 blower} = 0.685 \text{ kW}$$

28. FIBER CYCLONE (H-240)

Fungsi = Memisahkan serat yang diolah menggunakan SCFE dan udara

Bahan = Carbon Steel SA-283 Grade A

Laju alir udara + serat = 1532.4989 kg/jam

Komponen	%	ρ (kg/m ³)
Serat	95.68	730
Air	3.75	995.68
Minyak	95.68	894.8

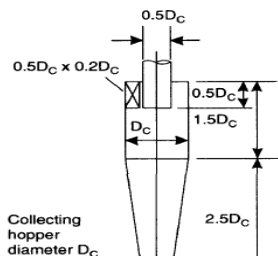
$$\begin{aligned}
 \rho \text{ campuran} &= (\% \text{massa serat} \times \rho \text{ serat}) + (\% \text{massa air} \times \rho \text{ air}) + \\
 &\quad (\% \text{massa minyak} \times \rho \text{ minyak}) \\
 &= 1591.9822 \text{ kg/m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Laju alir volumetrik} &= \frac{1532.499 \text{ kg/jam}}{1591.982 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 0.963 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

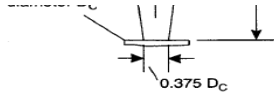
$$\text{Jumlah putaran efektif gas dalam cyclone (Ne)} = 6$$

$$\text{Kecepatan gas masuk cyclone (Vc)} = 30 \text{ m/s} = 98 \text{ ft/s}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Luas permukaan feeder cyclone (A)} &= \frac{\text{Laju alir volumetrik}}{\text{Kecepatan gas masuk cyclone}} \\
 &= 0.0321 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$



$$\begin{aligned}
 A &= 0.1 \text{ Dc}^2 \\
 0.0321 &= 0.1 \text{ Dc}^2 \\
 \text{Dc} &= 0.566 \text{ m} \\
 (\text{De}) &= 0.5 \text{ Dc} \\
 (\text{Lb}) &= 1.5 \text{ Dc} \\
 (\text{Lc}) &= 2.5 \text{ Dc} \\
 (\text{Dd}) &= 0.375 \text{ Dc} \\
 (\text{W})/(\text{Bc}) &= 0.2 \text{ Dc} \\
 (\text{H}) &= 0.5 \text{ Dc}
 \end{aligned}$$



$$\begin{aligned}
 (De) &= 0.283 \text{ m} = 0.929 \text{ ft} \\
 (Lb) &= 0.850 \text{ m} = 2.788 \text{ ft} \\
 (Lc) &= 1.416 \text{ m} = 4.646 \text{ ft} \\
 (Dd) &= 0.212 \text{ m} = 0.697 \text{ ft} \\
 (W)/(Bc) &= 0.113 \text{ m} = 0.372 \text{ ft} \\
 (H) &= 0.283 \text{ m} = 0.929 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Data partikel debu dan udara inlet cyclone

$$\begin{aligned}
 \text{viskositas udara} &= 0.0184 \text{ cp} \\
 &= 0.0000123 \text{ lb/fts} \\
 \text{densitas partikel} &= 45.5723 \text{ lb/ft}^3
 \end{aligned}$$

perhitungan efisiensi :

rumus :

$$\begin{aligned}
 \eta &= \frac{1}{1+(dpc/dp)^2} \\
 dpc &= [9 \mu Bc / 2 \pi nt Vi (\rho p - \rho)]^{0.5} \\
 nt &= \frac{Lb + Lc}{2H} \\
 &= 4 \\
 dpc &= 0.00001915 \text{ ft} \\
 &= 6.143 \text{ } \mu\text{m} \\
 dp &= 250 \text{ } \mu\text{m} \\
 \eta &= 99.94 \%
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Material yang keluar cyclone} &= \text{debu masuk cyclone (1-efisiensi cyclone)} \\
 &= 4865.332 \times 0.000603 \\
 &= 2.936 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

28. BELT CONVEYOR (J-134)

$$\begin{aligned}
 \text{Fungsi} &= \text{Mengangkut biji kelapa sawit menuju nut silo} \\
 \text{Bahan konstruksi} &= \text{Rubber and stell} \\
 \text{Tipe} &= \textit{Throughed Antifriction Idlers} \\
 \text{Kapasitas kernel} &= 5787.94 \text{ kg/jam} \\
 &= 5.788 \text{ ton/jam} \\
 \text{Density} &= 1088.31 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 67.941 \text{ lb/ft}^3 \\
 \text{Panjang} &= 10 \text{ m} \\
 &= 32.8 \text{ ft} \quad (\text{Perry, table 21-7 page 21-11})
 \end{aligned}$$

Data yang diperoleh:

$$\begin{aligned}
 \text{Belt width} &= 14 \text{ in} = 0.356 \text{ m} \\
 \text{Cross sectional area of load} &= 0.11 \text{ ft}^2 = 0.01 \text{ m}^2 \\
 \text{Belt speed (normal)} &= 200 \text{ ft/min} = 1.016 \text{ m/s} \\
 \text{Belt plies (minimum)} &= 3 \\
 \text{Maksimum lump size} &= 3 \text{ in} = 0.076 \text{ m} \\
 \text{Maksimum capacity} &= 32 \text{ ton/jam} = 3200 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{hp/100-ft(30.48m)centre} &= 0.44 \quad \text{HP} \\ \text{Add for tripper} &= 2 \quad \text{HP} \end{aligned}$$

29. NUT SILO (H-250)

$$\begin{aligned} \text{Fungsi} &= \text{Melumatkan biji sawit agar mudah dipress} \\ \text{Kapasitas olah nut silo} &= 5787.936 \quad \text{kg} \\ \text{Bahan konstruksi} &= \text{Stainless steel} \\ \rho \text{ biji sawit} &= 1088.31 \quad \text{kg/m}^3 \\ &= 67.941 \quad \text{lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{volume isian} &= \frac{5787.936 \quad \text{kg}}{1088.31 \quad \text{kg/m}^3} \\ &= 5.318 \quad \text{m}^3 \\ &= 187.804 \quad \text{ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{volume silinder utuh} &= \frac{100\%}{80\%} \times 187.8 \quad \text{ft}^3 \\ &= 234.755 \quad \text{ft}^3 \end{aligned}$$

Perhitungan dimensi nut silo

Asumsi

$$\begin{aligned} Ls/D &= 1.5 \\ \text{Bentuk tutup atas} &= \text{Torispherical dished head} \\ \text{Volume tutup atas} &= 0.000049 \quad \text{ID}^3 \\ \text{Bentuk tutup bawah} &= \text{Conical dished head} \\ \alpha &= 120 \\ \text{Volume tutup bawah} &= 0.0756 \quad \text{ID}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_t &= \text{volume silinder} + \text{tutup atas} + \text{tutup bawah} \\ &= \frac{1}{4}\pi Ls ID^2 + 0.000049 \quad \text{ID}^3 + 0.0756 \quad \text{ID}^3 \\ 234.8 &= 1.178 \quad \text{ID}^3 + 0.000049 \quad \text{ID}^3 + 0.0756 \quad \text{ID}^3 \\ \text{ID} &= 5.722 \quad \text{ft} \\ &= 1.744 \quad \text{m} \\ &= 68.66 \quad \text{in} \end{aligned}$$

Perhitungan tinggi isian :

$$\begin{aligned} V \text{ isian} &= \frac{1}{4}\pi Lls ID^2 + 0.0756 \quad \text{ID}^3 \\ 187.804 &= 25.701 \quad Lls + 14.162 \\ Lls &= 6.756 \quad \text{ft} \end{aligned}$$

Perhitungan dimensi tangki

$$\begin{aligned} \text{Bahan konstruksi} &= \text{Plate Steels SA-240 grade S type 304} \\ \text{Allowable pressure (F)} &= 18750 \quad \text{psia} \\ \text{Efisiensi sambungan (E)} &= 0.8 \\ \text{Corrosion allowance (C)} &= 0.0625 \\ \text{Tekanan operasi} &= 44.09 \quad \text{psia} \\ \text{Faktor keamanan} &= 25\% \\ \text{Tekanan desain} &= 55.11 \quad \text{psia} \end{aligned}$$

$$t_c = \frac{P_i \times ID}{2 \times F \times E} + C$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{2 \times (fE - 0.6Pi)}{30044.09} + 0.0625 \\
 &= 0.188 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari tabel 5.7 (Brownell) didapatkan ts standar = 0.25 in

$$\begin{aligned}
 OD &= ID + 2ts \\
 &= 68.663 + 0.5 \\
 &= 69.163
 \end{aligned}$$

Dari tabel 5.7 (Brownell) didapatkan OD standar = 72 in

$$\begin{aligned}
 \text{ID koreksi} &= OD - 2ts \\
 &= 72 - 0.5 \\
 &= 71.5 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Ls koreksi} &= 1.5 \times \text{ID koreksi} \\
 &= 107.25 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Perhitungan tebal tutup

a. Tutup atas berbentuk torispherical dishead

$$\begin{aligned}
 OD &= 72 \text{ in} \\
 ts &= 0.25 \text{ in} \\
 r &= 72 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\text{tha} = \frac{Pi \times r \times W}{2 (fE - 0.1 Pi)} + C$$

$$\begin{aligned}
 W &= 0.25 \times (3 + (r/icr)^{1/2}) \\
 icr &= 4.188 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 W &= 1.787 \\
 \text{tha} &= \frac{7089.253}{29988.978} + 0.0625 \\
 &= 0.299
 \end{aligned}$$

Dari tabel 5.8 (Brownell) didapatkan tha standar = 0.3125 in

b. Tutup bawah berbentuk conical

$$\begin{aligned}
 \text{thb} &= \frac{P \times ID}{4(fE - 0.6P) \cos 0.5a} + C \\
 &= \frac{3940.365}{56572.433} + 0.0625 \\
 &= 0.132 \qquad \text{thb standar} = 0.1875 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Perhitungan tinggi tangki

Dari Tabel 5.7 dan 5.8 (Brownell), untuk tebal tutup = 4/16 torispherical dishead

$$\begin{aligned}
 r &= 72 \text{ in} \\
 icr &= 4.375 \text{ in} \\
 sf &= 1.5 - 2.25 \text{ in (diambil sf = 2.25 in)}
 \end{aligned}$$

Sehingga, dari Fig. 5.8 (Brownell), dapat dihitung

$$\begin{aligned}
 a &= \frac{1}{2} \times \text{ID} &= 35.75 &\text{ in} \\
 \text{AB} &= (\frac{1}{2} \times \text{ID}) - \text{icr} &= 31.375 &\text{ in} \\
 \text{BC} &= r - \text{icr} &= 67.625 &\text{ in} \\
 b &= r - (\text{BC}^2 - \text{AB}^2)^{\frac{1}{2}} &= 12.093823 &\text{ in} \\
 \text{OA} &= t + b + \text{sf} &= 14.656323 &\text{ in}
 \end{aligned}$$

Tinggi tutup bawah

$$\begin{aligned}
 \text{hb} &= \frac{\text{OD}}{2 \tan 0,5a} \\
 &= 20.81 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang nut silo} &= L_s + \text{OA} + \text{hb} \\
 &= 107.3 + 14.656 + 20.81 \\
 &= 121.9 \text{ in} \\
 &= 3.096 \text{ m}
 \end{aligned}$$

30. BLOWER NUT SILO (G-253)

Fungsi = Untuk mengeringkan inti kernel didalam bin
 Tipe = Sentrifugal
 Bahan Konstruksi = Stainless Steel SA-283
 Kondisi operasi =
 $P = 1 \text{ atm} = 14.7 \text{ psia}$
 Suhu = 30°C

Dasar Perencanaan

Massa udara masuk = 24355 kg/jam
 = 6.765 kg/s
 Volumetrik rate = $5.79 \text{ m}^3/\text{s} = 20859 \text{ m}^3/\text{jam}$
 T Udara = $30^\circ\text{C} = 303.2 \text{ K}$
 $P_1 = 1 \text{ atm} = 101.3 \text{ kPa}$
 $P_2 = 1.5 \text{ atm} = 152.0 \text{ kPa}$
 Densitas Udara = $1.168 \text{ Kg}/\text{m}^3$
 BM Udara = 29.68 kg/mol

Kondisi Isothermal menurut Geankoplis 5th edition page 152

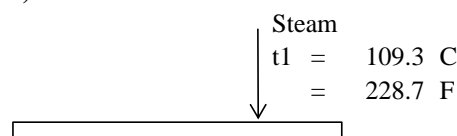
$$\begin{aligned}
 (-W_s) &= \frac{2.3026 RT_1}{M} \log \frac{P_2}{P_1} \\
 &= 1542.9 \text{ J/kg}
 \end{aligned}$$

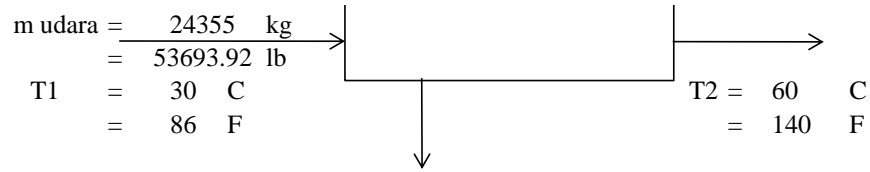
$$\text{Brake kW} = \frac{-W_s \times m}{\eta \times 1000} = 13.917$$

$$\text{Power untuk 2 blower} = 13.917 \text{ kW}$$

$$\text{Power untuk 1 blower} = 6.9587 \text{ kW}$$

31. HEATER NUT SILO (E-254)





$$m \text{ udara} = \frac{24355 \text{ kg}}{53693.92 \text{ lb}}$$

$$T1 = 30 \text{ C} = 86 \text{ F}$$

$$T2 = 60 \text{ C} = 140 \text{ F}$$

$$t2 = 107.1 \text{ C}$$

$$= 224.8 \text{ F}$$

$$Cp \text{ udara masuk} = 1.013 \text{ kJ/kgC} = 0.242 \text{ Btu/ lb F}$$

$$Cp \text{ udara keluar} = 1.019 \text{ kJ/kgC} = 0.243 \text{ Btu/ lb F}$$

(http://www.peacesoftware.de/einigewerte/co2_e.html)

$$Cp \text{ steam masuk} = 1.916 \text{ kJ/kgC} = 0.458 \text{ Btu/ lb F}$$

$$Cp \text{ steam keluar} = 4.416 \text{ kJ/kgC} = 1.055 \text{ Btu/ lb F}$$

$$T \text{ ref} = 25 \text{ C}$$

$$\text{Massa fluida panas (steam)} = 17.5 \text{ kg} = 38.58 \text{ lb}$$

$$\text{Massal fluida dingin (udara)} = 24355 \text{ kg} = 53694 \text{ lb}$$

1. Material dan Heat balance

$$Q = m \times Cp(f.dingin) \times \Delta t = 701672.174 \text{ Btu/hr}$$

2. Menghitung ΔT

Hot Fluid		Cold Fluid	Diff
228.70	Higher Temp	140.0	88.7
224.80	Lower Temp	86.0	139
4	Differences	54.0	-50.1

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta T1 - \Delta T2}{\ln(\Delta T1/\Delta T2)} = 111.887 \text{ F}$$

$$R = 0.072 \quad \left. \begin{array}{l} \\ \\ \end{array} \right\} FT = 0.75$$

$$S = 0.609$$

$$\Delta t = 83.915 \text{ F}$$

Suhu kalorik

$$Tc = 226.75 \text{ F}$$

$$tc = 113 \text{ F}$$

$$\text{Asumsi : } Ud = 5$$

$$Ao = \frac{701672.17}{419.5754}$$

$$= 1672.339 \text{ ft}^2$$

Asumsi 1-2 exchanger

- a. Panjang = 10
- OD = 0.75 in
- BWG = 18
- triangular pitch = 1 in

Dari tabel 10, didapat :

ID	= 0.652
Flow area/tube	= 0.302
Surface/ lin ft	: OD = 0.1963
	ID = 0.1623

$$\begin{aligned}
 \text{b. } N_t &= A_o / (L \times a''t) &&= 1672.3 / (10 \times 0.1963) \\
 &&&= 851.93 \\
 \text{Coba untuk tube passes, } n &&&= 2-P \\
 N_t \text{ standar} &&&= 938 \quad (\text{Appendiks tabel 9, Kern}) \\
 \text{IDs} &&&= 35 \text{ in} \quad (\text{Appendiks tabel 9, Kern})
 \end{aligned}$$

c). Koreksi Ud

$$\begin{aligned}
 A &= N_t \times a''t \times L \\
 A &= 938 \times 0.196 \times 10 \\
 A &= 1841.294 \text{ ft}^2 \\
 \\
 U_d &= Q / (A \times \Delta t) \\
 U_d &= 701672.2 / (1841.294 \times 83.92) \\
 U_d &= 4.541 \text{ Btu/J ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

Kesimpulan sementara hasil perancangan :

Bagian shell

$$\begin{aligned}
 \text{ID}_s &= 35 \\
 n' &= 1 \quad (\text{jumlah passes pada shell}) \\
 B &= 35 \text{ in} \quad (\text{baffle spacing}) \\
 d_e &= 0.73 \text{ in} \quad (\text{diameter ekivalen}) \quad (\text{Appendiks fig. 28, Kern})
 \end{aligned}$$

Bagian Tube

$$\begin{aligned}
 d_i &= 0.652 \text{ in} \quad (\text{diameter dalam tube}) \quad (\text{Appendiks tabel 10, Kern}) \\
 d_o &= 0.75 \text{ in} \quad (\text{diameter luar tube}) \\
 L &= 10 \text{ ft} \quad (\text{panjang tube}) \\
 n &= 2 \quad (\text{jumlah passes pada tube}) \quad (\text{Appendiks tabel 9, Kern}) \\
 N_t &= 938 \quad (\text{jumlah tube}) \quad (\text{Appendiks tabel 9, Kern}) \\
 P_t &= 1 \text{ in} \quad (\text{jarak antar sumbu tube}) \\
 C' &= 0.25 \text{ in} \quad (\text{jarak antar diameter luar tube}) \quad (C' = P_t - d_o) \\
 a''t &= 0.196 \text{ ft}^2 \quad (\text{luas permukaan panjang}) \quad (\text{Appendiks tabel 10, Kern}) \\
 a't &= 0.334 \text{ in}^2 \quad (\text{luas penampang aliran}) \quad (\text{Appendiks tabel 10, Kern})
 \end{aligned}$$

Perpindahan panas

Shell	Tube
5) Menghitung Nre $ \begin{aligned} a_s &= (ID_s \times B \times c') / (n' \times P_t \times 144) \\ &= \frac{35 \times 35 \times 0.25}{1 \times 1 \times 144} \\ &= 2.127 \text{ ft}^2 \end{aligned} $	5') Menghitung Nre pipa $ \begin{aligned} a_t &= (N_t \times a't) / 144n \\ &= \frac{938 \times 0.334}{144 \times 2} \\ &= 1.088 \text{ ft}^2 \end{aligned} $
6) $G_s = M / a_s$ $ \begin{aligned} &= 53694 / 2.127 \\ &= 25247.1 \text{ lb/hr.ft}^2 \end{aligned} $	6') $G_t = m / a_t$ $ \begin{aligned} &= 22388.8 \text{ lb/hr.ft}^2 \end{aligned} $
7) $Nre = d_e \times G_s / \mu \times 2.42$ $ \begin{aligned} &= \frac{0.061 \times 25247.1}{\mu} \end{aligned} $	7') $Nret = d_i \times G_t / m \times 2.42$ $ \begin{aligned} &= \frac{0.054 \times 22388.85}{m} \end{aligned} $

$\frac{0.019 \times 2.42}{2774.81}$	$\frac{0.019 \times 2.42}{2205}$
8) $J_H = 30$ (fig. 28, Kern)	
9) $h_o = J_H \times (k/d_e) \times (c_p \mu/k)^{1/3}$ $= 6.754 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$	8') $h_{io} = 1500 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$

9) Mencari tahanan panas pipa bersih(U_c)

$$U_c = \frac{h_o \times h_{ic}}{h_o + h_{ic}}$$

$$= \frac{6.75 \times 1500}{6.75 + 1500}$$

$$= 6.72$$

10) Mencari dirt factor(R_d)

$$R_d = (U_c - U_d)/(U_c \times U_d)$$

$$= 0.071 > 0.005 \text{ } R_d \text{ ditetapkan (memenuhi)}$$

Evaluasi ΔP

Shell	Tube
1) $N_{Res} = 2774.81$ $f = 0.0038$ (fig. 29, Kern)	1) $N_{ret} = 2204.69$ $f = 0.00045$ fig 26, Kern $s_g = 0.05$
2) Menghitung harga (N+1) $N+1 = (12 \times 1 \times n') / B$ $= 3$	2) $\Delta P_1 = \frac{f \times G t^2 \times L \times n}{5.22 \times 10^{10} \times d_i \times s_g \times \phi t}$ $= 0.032$
$ID_s = 35 \text{ in}$ $= 2.917 \text{ ft}$	3) $\Delta P_n = \frac{4 \times n \times v^2 \times 62.5}{s_g \times 2gc \times 144}$
$s.g = 0.073$	$\frac{v^2 \times 62.5}{2gc \times 144} = 0.001$ (fig. 27, Kern)
$\Delta P_s = \frac{f G s^2 ID_s (N+1)}{5.22 \times 10^{10} \times d_e \times S_g \times \phi s}$ $= 0.104 \text{ psia}$	$\Delta P_n = \frac{4 \times 2 \times 0.001}{0.05}$ $= 0.192$
$\Delta P_s < 2 \text{ psia}$ (memenuhi)	$\Delta P_t = 0.032 + 0.192$ $= 0.224$
	$\Delta P_t < 2 \text{ psia}$ (memenuhi)

32.NUT CRACKER (C-260)

Tipe	= Hammer mill
Fungsi	= Untuk memisahkan inti dan cangkang biji kelapa sawit
Bahan konstruksi	= <i>Commercial Steel</i>
Jumlah	= 1 buah

Data :
 Laju bahan masuk = **5787.94** kg/jam
 Faktor kelonggaran = 20%
 Kapasitas olah = 6945.528 kg/jam

Data yang diperoleh (Tabel 20-14, *Perry's Handbook*, 1999)

Model no. = 505
 Diameter = 30 in = 0.762 m
 Panjang = 30 in = 0.762 m
 Ukuran feed (maks) = 2.5 in = 0.064 m
 Kecepatan (maks) = 1200 rpm
 Daya = 100 hp

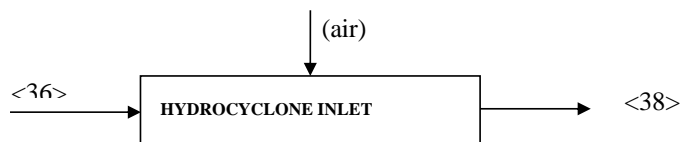
33. BELT CONVEYOR (J-271)

Fungsi = Mengangkut pecahan biji kelapa menuju hydrocyclone
 Bahan konstruksi = Rubber and stell
 Tipe = *Throughed Antifriction Idlers*
 Kapasitas kernel = 3728.29 kg/jam
 = 3.72829 ton/jam
 Density = 921.34 kg/m³
 = 57.517 lb/ft³
 Panjang = 10 m
 = 32.8 ft (Perry, table 21-7 page21-11)

Data yang diperoleh:

Belt width = 14 in = 0.356 m
 Cross sectional area of load = 0.11 ft² = 0.01 m²
 Belt speed (normal) = 200 ft/min = 1.016 m/s
 Belt plies (minimum) = 3
 Maksimum lump size = 3 in = 0.076 m
 Maksimum capacity = 32 ton/jam = 32000 kg/jam
 hp/100-ft(30.48m)centre = 0.44 HP
 Add for tripper = 2 HP

35. HYDROCYCLONE INLET STORAGE (F-270)



Fungsi = Untuk menampung campuran cangkang, inti dan air sebelum memasuki hydrocyclone
 Bahan konstruksi = Stainless Steel

Kapasitas = 16204.97 kg
 Jumlah = 1 buah

Komponen	%	ρ (kg/m ³)
air	66.67	965.34
cangkang	10.06	833.29
inti	23.28	1400

ρ campuran = 1053.226 kg/m³
 = 65.72128 lb/ft³

volume isi = 15 m³ = 543.35347 ft³

volume silinder utuh = 679.19184 ft³

Perhitungan dimensi storage

asumsi

Ls/D = 1.5
 Bentuk tutup atas dan bawah = standar dished head
 Volume tutup = 0.0847 ID³

Vt = volume silinder + (2x volume tutup)
 = $\frac{1}{4}\pi Ls ID^2$ + 0.1694 ID³
 679.2 = 1.1775 ID³ + 0.1694 ID³
 679.2 = 1.3469 ID³
 ID³ = 504.263
 ID = 7.959498 ft
 = 2.426085 m
 = 95.51495 in

Perhitungan tinggi isian

V isian = $\frac{1}{4}\pi Ls ID^2$ + 0.0847 ID³
 543.3535 = 49.73259 Lls + 42.711076
 Lls = 10.06669 ft

perhitungan dimensi

Bahan konstruksi = Plate Steels SA-240 Grade S type 304
 Allowable pressure (F) = 18750 psia
 Efisiensi sambungan (E) = 0.8
 Corrosion allowance (C) = 0.0625
 Tekanan hidrostatik = 73.628418 psia
 Tekanan operasi = 88.328418 psia
 Faktor keamanan = 25%
 Tekanan desain = 110.41052 psia

$$ts = \frac{Pi \times ID}{2 \times (fE - 0.6Pi)} + C$$

$$= \frac{10546}{29868} + 0.0625$$

$$= 0.415588 \text{ in}$$

Dari tabel 5.7 (Brownell) didapatkan ts standar = 0.438 in

$$\begin{aligned} \text{OC} &= \text{ID} + 2ts \\ &= 95.51 + 0.875 \\ &= 96.39 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari tabel 5.7 (Brownell) didapatkan OD standar = 102 in

$$\begin{aligned} \text{ID koreksi} &= \text{OD} - 2ts \\ &= 102 - 0.875 \\ &= 101.1 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Ls koreksi} = 151.7 \text{ in}$$

Perhitungan tebal tutup

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 102 \text{ in} \\ \text{ts} &= 0.438 \text{ in} \\ \text{r} &= 96 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{tha} &= \frac{0.885 \times P \times C}{2(fE - 0.1P_i)} \\ &= \frac{9380}{29978} + 0.0625 \\ &= 0.375 \end{aligned}$$

Dari tabel 5.6 (Brownell) didapatkan tha standar = 0.438 in

Perhitungan tinggi tangki

Dari Tabel 5.7 dan 5.8 (Brownell), untuk tebal tutup = 3/8 torispherical dishead

$$\begin{aligned} \text{r} &= 96 \text{ in} \\ \text{icr} &= 6.125 \text{ in} \\ \text{sf} &= 3 \text{ in} \end{aligned}$$

Sehingga, dari Fig. 5.8 (Brownell), dapat dihitung

$$\begin{aligned} \text{a} &= \frac{1}{2} \times \text{ID} = 50.56 \text{ in} \\ \text{AB} &= (\frac{1}{2} \times \text{ID}) - \text{icr} = 44.44 \text{ in} \\ \text{BC} &= \text{r} - \text{icr} = 89.88 \text{ in} \\ \text{b} &= \text{r} - (\text{BC}^2 - \text{AB}^2) = 17.88 \text{ in} \\ \text{OA} &= \text{t} + \text{b} + \text{sf} = 21.32 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang storage} &= \text{Ls} + 2\text{OA} \\ &= 194.3 \text{ in} \\ &= 4.936 \text{ m} \end{aligned}$$

34. HYDROCYCLONE (H-280)

Fungsi = Memisahkan cangkang dan biji yang telah terpisah
 Bahan konstruksi = Carbon Steel SA-283 grade A
 Kapasitas hydrocyclone = 16204.97 kg
 Jumlah Hydrocyclone = 1

Komponen	%	ρ (kg/m ³)
Air	66.67	965.34
Cangkang	10.06	833.29
Inti	23.28	1400

$$\begin{aligned} \rho \text{ campuran} &= (\%m \text{ air} \times \rho \text{ air}) + (\%m \text{ cangkang} \times \rho \text{ cangkang}) + \\ &\quad (\%m \text{ inti} \times \rho \text{ inti}) \\ &= 1053.2256 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

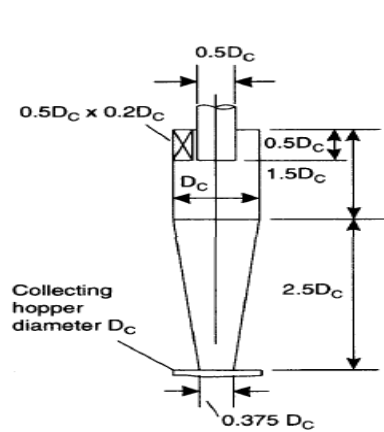
$$= 65.75 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Laju alir volumetrik} &= \frac{16204.973 \text{ kg/jam}}{1053.226 \text{ kg/m}^3} \\ &= 15.386 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah putaran efektif gas dalam cyclone (Ne)} &= 6 \quad (\text{Naibaho}) \\ \text{Kecepatan gas masuk cyclone (Vc)} &= 30 \text{ m/s} \\ &= 98 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas permukaan feeder cyclone (A)} &= \frac{\text{Laju alir volumetrik}}{\text{kecepatan gas masuk cyclone}} \\ &= 0.513 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A &= 0.1 D_c^2 \\ 0.513 &= 0.1 D_c^2 \\ D_c &= 2.265 \text{ m} \end{aligned}$$



$$\begin{aligned} (De) &= 0.5 D_c \\ (Lb) &= 1.5 D_c \\ (Lc) &= 2.5 D_c \\ (Dd) &= 0.375 D_c \\ (W)/(Bc) &= 0.2 D_c \\ (H) &= 0.5 D_c \\ D_c &= 1.122 \\ (De) &= 0.561 \text{ m} = 0.171 \\ (Lb) &= 1.683 \text{ m} = 0.513 \\ (Lc) &= 2.805 \text{ m} = 0.855 \\ (Dd) &= 0.421 \text{ m} = 0.128 \\ (W)/(Bc) &= 0.224 \text{ m} = 0.068 \\ (H) &= 0.561 \text{ m} = 0.171 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Data partikel debu dan udara inlet cyclone} &= 1.8 \text{ cp} \\ \text{Viskositas air} &= 0.0012095 \text{ lb/fts} \\ \text{Densitas partikel} &= 87.399 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

Perhitungan efisiensi :

Rumus :

$$\eta = \frac{1}{1+(dpc/dp)^2}$$

$$d_{pc} = [9 \mu B_c / 2 \pi n t V_i (\rho_p - \rho)]^{0.5}$$

$$n t = \frac{L_b + L_c}{2H}$$

$$= 4$$

$$d_{pc} = 0.00000160 \text{ ft}$$

$$= 0.514 \text{ } \mu\text{m}$$

$$d_p = 250 \text{ } \mu\text{m} \quad (\text{diameter partikel})$$

$$\eta = 99.99958 \text{ } \%$$

35. HYDROCYCLONE PUMP (L-281)

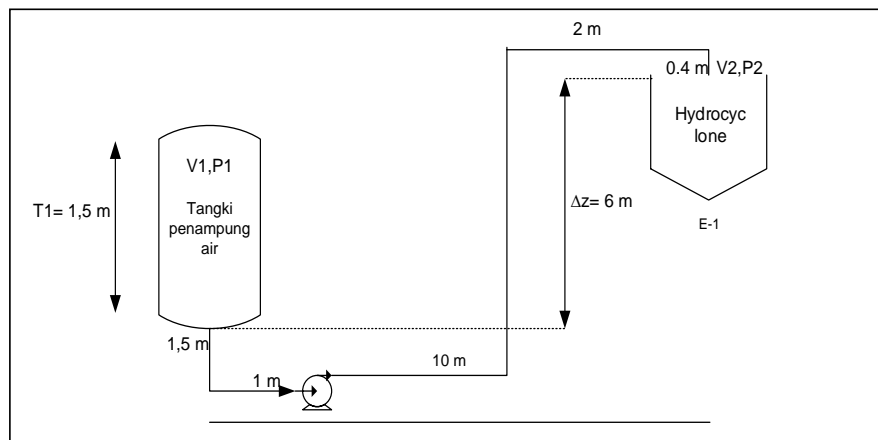
Fungsi = Untuk mengalirkan air dari bak penampung air menuju hydrocyclone

Dasar perencanaan

Tipe = Centrifugal Pump

Bahan = Stainless Steel

Skema =



Data :

1. ρ air = 1053.226 kg/m³ = 65.72
2. μ air, 30°C = 0.81 cp = 0.00081
3. Laju alir massa yang akan dialirkan = 16204.97 kg/jam = 259279.6 kg/hari
4. Persamaan kesetimbangan energi mekanis :

$$(1/(2a g c x(v_{2av}^2 - v_{1av}^2))) + ((g/gc)x(z_2 - z_1)) + ((p_2 - p_1)/r) + SF + W_s = 0,$$

Dimana =

- g = Percepatan gravitasi, ft/s² atau m/s².
- g_c = Faktor proporsionalitas (kesebandingan) Newton, 32 174 ft-lb/lbf-s².
- p = Tekanan, lbf/ft²
- $\sum F$ = Gaya gesek total dalam sistem, ft.lbf/lbm ft
- v = Kecepatan aliran dalam pipa, m/s. ft

- z = Tinggi fluida,ft ft
 W_s = Kerja pompa,j/kg atau ft.lbf/lbm ft
 α = Faktor koreksi, 1 untuk aliran turbulen dan 1/2 untuk aliran lamine: ft
 ρ = Densitas fluida, lb/ft³ ft
 (Geankoplis,C.J,"Transport Process and Units Operations" 3rd Ed,eq.2.7-28,p.64)

Langkah-langkah perhitungan :

1. Menghitung rate massa
2. Menghitung diameter optimum pipa
3. Menghitung Reynold Number
4. Menghitung total energi yang hilang dalam sistem pemompaan
5. Menghitung daya pompa

Perhitungan

1. Menghitung rate massa

Kapasitas bahan baku = 16204.97 kg/jam

Diketahui :

ρ air = 1.0532256 gr/cm³ = 1053 kg/m³

μ air = 0.00081 kg/m.s = 65.75 lb/ft³

Rate = 16204.973 kg/jam / 1053 kg/m³

Volumetrik (Q) = 15.3860 m³/jam

= 0.00427 m³/s

= 0.00154 ft³/s

Rate massa

= Q x ρ

= 0.00427 m³/s x 1053 kg/m³

= 4.5014 kg/s

2. Menghitung Inside Diameter (ID) Optimum Pipa

- a. Menentukan economic velocity untuk menghitung Reynold Number

Dari tabel 2 (Peter Timmerhaus hal. 496), diketahui bahwa economic velocity untuk air atau fluida yang seperti air sebesar 3-10 ft/s (0,91-3,0 m/s). Dari hasil trial didapatkan nilai v sebesar 7 ft/s (3,05 m/s)

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

$$3.05 = \frac{0.00427 \text{ m}^3/\text{s}}{A}$$

$$A = 0.00140 \text{ m}^2$$

Berdasarkan Timmer Peterhause Pg. 496 eq.15 didapatkan persamaan berikut untuk menghitung ID Optimum Pipa untuk aliran viscous: $3.0qf0,36\rho0,18$

$$\text{ID Optimum Pipa} = 4 \times 0.00154^{0.45} \times 65.72^{0.13}$$

$$= 0.364 \text{ in}$$

$$= 0.009 \text{ m}$$

Maka ditetapkan spesifikasi desain pipa yang digunakan sebagai berikut:

Spesifikasi pipa	Ukuran (Dalam in)	Ukuran (Dalam m)
Nominal Pipe Size (NPS)	0.125	0.00375

Inside Diameter (ID)	0.364	0.011
Outside Diameter (OD)	0.405	0.010
Ditetapkan <i>design</i> ID	0.269	0.0068326

Material yang digunakan = *Commercial steel*

Schedule Number = 40

(Sumber: http://www.engineersedge.com/fluid_flow/steel-pipe-schedule-40.htm)

3. Menghitung Reynold Number (NRe)

$$\begin{aligned}
 NRe &= \frac{(\rho \times D \times v)}{\mu} \\
 &= \frac{1,053 \text{ kg/m}^3 \times 0.009 \text{ m} \times 3.05 \text{ m/s}}{0.00081 \text{ kg/m.s}} \\
 &= 36707.21
 \end{aligned}$$

4. Menghitung Dishcharge Pressure Pompa

a. Tekanan suction (P1)

$$\begin{aligned}
 P_1 &= \rho g h + P_{atm} \\
 &= 1053.226 \text{ kg/m}^3 \times 9.8067 \text{ m/s}^2 \times 2.805 \text{ m} + 1 \text{ atm} \\
 &= 28971.76 \text{ N/m}^2 + 1 \text{ atm} \\
 &= 217.3 \text{ mmHg} + 1 \text{ atm} \\
 &= 1.286 \text{ atm} \\
 &= 1.329 \text{ kg/cm}^2
 \end{aligned}$$

b. Menghitung total energi hilang dalam sistem pemompaan Energi yang hilang dalam sistem pemompaan, berupa :

- 1 Kontraksi masukan pipa dari Tangki bak penampung
- 2 Friksi pada pipa lurus
- 3 Friksi pada elbow
- 4 Friksi pada valve
- 5 Ekspansi pada keluaran pipa menuju Tangki Silo Dryer

Perhitungan pada kehilangan energi diatas adalah sebagai berikut :

1 Kontraksi pada masukan pipa dari Tangki penampung

Dengan persamaan untuk kontraksi dari permukaan A_1 ke A_2 (pipa) dimana perbandingan A_1 terhadap A_2 sangat besar:

$$\begin{aligned}
 K_c &= 0,55 (1 - A_2/A_1) \\
 &= 0,55 \times (1 - 0) \\
 &= 0,55
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H_c &= K_c \cdot v^2 / 2\alpha \\
 &= (0,55 \times (3,05)^2) / (2 \times 1) \\
 &= 2.558 \text{ N.m/kg}
 \end{aligned}$$

(Geankoplis, C.J., "Transport Process and Units Operations" 3rd Ed, p.93)

2 Friksi pada pipa lurus

$$\begin{aligned}
 \text{Untuk material Commercial steel} &= 4,6 \times 10^{-5} \text{ m} \\
 \text{Maka nilai } \epsilon/D &= 4,6 \times 10^{-5} \text{ m} / 0.02 \text{ m} \\
 &= 0.0067 \\
 \text{Pada } N_{Re} &= 36707.21
 \end{aligned}$$

Didapatkan *fanning friction factor* = 0.0085

Panjang total pipa lurus adalah

~ dari Tangki penampung ke elbow I	=	1.5	m
~ dari elbow I ke pompa	=	1	m
~ dari pompa ke elbow II	=	1	m
~ dari elbow II ke elbow III	=	7.5	m
~ dari elbow III ke elbow IV	=	2	m
~ dari elbow IV ke hydrocyclone	=	0.4	m
Total	=	<u>13.4</u>	m

Maka friksi total pada pipa lurus adalah :

$$\begin{aligned}F_1 &= 4f \times (\sum L/D) \times (v^2/2) \\&= (4 \times 0,0085) \times (13,4/0,003) \times (3,05^2/2) \\&= 228.949 \text{ N.m/kg}\end{aligned}$$

3 Friksi pada elbow

Ditetapkan menggunakan elbow 90° sebanyak 4 buah, dari tabel 2.10-2,

$K_f = 0.75$ maka persamaan 2.10-17 menjadi :

$$\begin{aligned}hf &= (4 \times K_f \times v^2)/2 \\&= (4 \times 0,75 \times 3,05^2)/2 \\&= 13.95 \text{ N.m/kg}\end{aligned}$$

4 Friksi dalam valve

Untuk Gate Valve diperoleh $K_f = 0.17$

$$\begin{aligned}hf &= (K_f \times v^2)/2 \\&= (0,17 \times 3,05^2)/2 \\&= 1.581 \text{ N.m/kg}\end{aligned}$$

5 Ekspansi pada keluaran pipa ke Hydrocyclone :

Dengan persamaan 2.10-15 :

$$\begin{aligned}K_{ex} &= (1 - A_1/A_2)^2 = (1 - 0)^2 = 1 \\h_{ex} &= (K_{ex} \cdot v^2)/2 = (1 \times 3,05^2)/2 \\&= 4.651 \text{ N.m/kg}\end{aligned}$$

6 Dan total Frictional loss, $\sum F$ = 251.69 N.m/kg

Dari Semua perhitungan *friction loss* pada pipa lurus, maka dapat diperoleh P_2 dengan perhitungan sebagai berikut:

$$\begin{aligned}P_2 &= \sum F \times \rho \\&= 251.7 \text{ N.m/kg} \times 1,053 \text{ kg/m}^3 \\&= 265,090 \text{ N/m}^2 \\&= 1988.34 \text{ mmHg} \\&= 2.62 \text{ atm} \\&= 2.70 \text{ kg/cm}^2\text{g}\end{aligned}$$

Tekanan at terminal point (P_3)

$$\begin{aligned}
\text{Tekanan pada } terminal \text{ point diketahui} &= 2 \text{ kg/cm}^2\text{g} \\
\text{Maka, } P_{Discharge \text{ Pump}} &= P_2 + P_3 - P_1 \\
&= 2.62 + 2 - 1.29 \\
&= 3.33 \text{ atm} \\
&= 3.441 \text{ kg/cm}^2\text{g}
\end{aligned}$$

Menghitung daya pompa

Menggunakan persamaan kesetimbangan energi mekanis :

$$(1/2\alpha)(v_2^2 - v_1^2) + (g(z_2 - z_1)) + ((p_2 - p_1)/\rho) + \Sigma F + W_s = 0,$$

$$\alpha \text{ (untuk aliran turbulen) } = 1$$

Dimana:

v_1 = kecepatan alir fluida yang masuk ke pompa (*suction*)

v_2 = kecepatan alir fluida yang keluar ke pompa (*discharge*)

karena diameter pipa yang digunakan sebagai aliran masuk pompa dan yang keluar pompa sama, maka v_1 dan v_2 konstan, sehingga $v_2^2 - v_1^2 = 0$

$$\begin{aligned}
1/2\alpha (V_2^2 - V_1^2) &= 0 \\
(1/2\alpha)(v_2^2 - v_1^2) + (g(z_2 - z_1)) + ((p_2 - p_1)/\rho) + \Sigma F + W_s &= 0 \\
0 + 58.80 + 0.0013 + 252 + W_s &= 0 \\
310.49 + W_s &= 0 \\
-310.49 &= W_s
\end{aligned}$$

Menghitung W_s

Berdasarkan *pump manufactur*, pompa sentrifugal dengan kapasitas 14,9 m³/jam memiliki efisiensi sebesar 70%

$$\begin{aligned}
W_s &= -\eta \times W_p \\
-310 &= -1 \times W_p \\
W_p &= 443.6 \text{ J/Kg}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Daya pompa} &= m \times W_p \\
&= 4.501 \text{ kg/s} \times 443.56 \text{ J/Kg} \\
&= 1,996.65 \text{ J/s} \\
&= \frac{1,996.65}{1000} \\
&= 2.00 \text{ kW}
\end{aligned}$$

Berdasarkan *pump vendor*, diketahui power pompa yang diinginkan adalah 97%

$$\begin{aligned}
\text{Power motor} &= \frac{\text{BHP}}{h} \\
&= \frac{1.997}{0.97} \\
&= 2.06 \text{ kW}
\end{aligned}$$

36. SILO DRYER (H-290)

Fungsi = Mengeringkan inti sawit sebelum dibawa ke screw press

Bahan konstruksi = Plate Steels SA-240 Grade S type 304

Kapasitas = 3879.755 kg

ρ inti sawit = 1400 kg/m³

= 87.4 lb/ft³

volume isian = $\frac{3879.755 \text{ kg}}{1400 \text{ kg/m}^3}$

= 2.771 m³

= 97.861 ft³

volume silinder utuh = $\frac{100\%}{80\%} \times 97.861 \text{ ft}^3$

= 122.327 ft³

Perhitungan dimensi silo dryer

Asumsi

Ls/D = 1.5

Bentuk tutup atas = Torispherical dished head

Volume tutup atas = 0.000049 ID³

Bentuk tutup bawah = Conical dished head

α = 120

Volume tutup bawah = 0.0756 ID³

Vt = volume silinder + volume tutup atas + Volume tutup bawah

= $\frac{1}{4}\pi LsID^2$ + 0.000049 ID³ + 0.0756 ID³

122.3 = 1.178 ID³ + 0.000049 ID³ + 0.0756 ID³

ID = 4.604 ft

= 1.403 m

= 55.25 in

Perhitungan tinggi isian :

V isian = $\frac{1}{4}\pi LsID^2$ + 0.0756 ID³

97.861 = 16.642 Lls + 7.380

Lls = 5.437 ft

Perhitungan dimensi tangki

Bahan konstruksi = Plate Steels SA-240 Grade S type 304

Allowable pressure (F) = 18750 psia

Efisiensi sambungan (E) = 0.8

Corrosion allowance (C) = 0.125

Tekanan operasi = 14.696 psia

Faktor keamanan = 20%

Tekanan desain = 17.635 psia

$$ts = \frac{Pi \times ID}{2 \times (fE - 0.6Pi)} + C$$

$$= \frac{974.4034}{30014.11} + 0.125$$

$$= 0.1575 \text{ in}$$

Dari tabel 5.7 (Brownell) didapatkan ts standar = 0.1875 in

$$\text{OD} = \text{ID} + 2ts$$

$$= 55.25332 + 0.375$$

$$= 55.62832$$

Dari tabel 5.7 (Brownell) didapatkan OD standar = 60 in

$$\text{ID koreksi} = \text{OD} - 2ts$$

$$= 60 - 0.375$$

$$= 59.625 \text{ in}$$

$$\text{Ls koreksi} = 1.5 \times \text{ID koreksi}$$

$$= 89.4375 \text{ in}$$

Perhitungan tebal tutup

a. Tutup atas berbentuk torispherical dishead

$$\text{OD} = 60 \text{ in}$$

$$\text{ts} = 0.1875 \text{ in}$$

$$r = 60 \text{ in}$$

$$\text{tha} = \frac{\text{Pi} \times r \times W}{2 (\text{fE} - 0,1 \text{ Pi})} + C$$

$$W = 0,25 \times (3 + (r/\text{icr})^{1/2})$$

$$\text{icr} = 3.625 \text{ in}$$

$$W = 1.767$$

$$\text{tha} = \frac{1869.7847}{29996.4730} + 0.125$$

$$= 0.1873 \text{ in}$$

Dari tabel 5.8 (Brownell) didapatkan tha standar = 0.25 in

b. Tutup bawah berbentuk conical

$$\text{thb} = \frac{P \times \text{ID}}{4(\text{fE} - 0,6P)\cos 0,5a} + C$$

$$= \frac{1051.499}{56657.422} + 0.0625$$

$$= 0.081 \qquad \text{thb standar} = 0.1875 \text{ in}$$

Perhitungan tinggi tangki

Dari Tabel 5.7 dan 5.8 (Brownell), untuk tebal tutup = 3/16 torispherical dishead

$$r = 60 \text{ in}$$

$$\text{icr} = 3.625 \text{ in}$$

$$\text{sf} = 1.5 - 2.25 \text{ in (diambil sf} = 2.25 \text{ in)}$$

Sehingga, dari Fig. 5.8 (Brownell), dapat dihitung

$$\begin{aligned}
a &= \frac{1}{2} \times ID &= 29.8125 &\text{ in} \\
AB &= (\frac{1}{2} \times ID) - icr &= 26.1875 &\text{ in} \\
BC &= r - icr &= 56.375 &\text{ in} \\
b &= r - (BC^2 - AB^2)^{\frac{1}{2}} &= 10.076504 &\text{ in} \\
OA &= t + b + sf &= 12.576504 &\text{ in}
\end{aligned}$$

Tinggi tutup bawah

$$\begin{aligned}
hb &= \frac{OD}{2 \tan 0,5a} \\
&= 17.34 \quad \text{in}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Panjang silo dryer} &= Ls + OA + hb \\
&= 89.44 + 12.577 + 17.34 \\
&= 102 \text{ in} \\
&= 2.591 \text{ m}
\end{aligned}$$

37. SCREW PRESS (H-300)

Fungsi = Untuk memisahkan minyak dari serat
 Bahan konstruksi = Stainless steel

Dengan perencanaan:

Kapasitas = 15 ton
 Panjang = 974 cm
 Lebar = 294 cm
 Diameter ulir = 536 mm
 Panjang ulir = 1940 mm
 Putaran ulir = 20 rpm
 Spesifikasi
 Merk = Manseman Atos Rexhorth
 Tekanan kerja = 120 bar
 Elektro motor
 Tipe = TEFC
 Daya = 30 Hp
 Voltase = 38 Volt

38. VIBRATING SCREEN III (H-310)

Fungsi = Untuk memisahkan serat-serat kasar dan kotoran-kotoran kasar yang terikut dengan minyak setelah screw press pko
 Bahan konstruksi = Stainless Steel SA-283

Perhitungan kapasitas dari Vibrating screen

Perry, chap. 19

Persamaan Matthews:

A = 0,4 Ct/ (Cu.Foa.Fs)
 A = screen area, ft²
 Ct = troughflow rate, Ton.hr
 Cu = unit capacity, Ton/(hr.ft²) Figure 19-21
 Foa = open-area factor; Fig. 19-22
 Fs = slotted-area factor, Table 19-7

Dengan perencanaan

$$\begin{aligned} \text{Laju alir} &= 3240 \text{ kg/jam} = 3.2401 \text{ ton/jam} \\ \text{Ukuran bahan} &= 30 \text{ mesh} \\ \text{Dimensi buka (a)} &= 1 \text{ in} = 0.083 \text{ ft} \\ \text{Ukuran tebal} &= 0.2 \text{ in} = 0.017 \text{ ft} \\ \text{Kapasitas unit (Cu)} &= 0.2 \end{aligned}$$

$$\text{Faktor luas buka, } F_{oa} = 100 \times a^2 \times m^2$$

$$= 100 \times 1^2 \times 0.8^2$$

$$= 69.4444$$

$$\text{Faktor luas lubang (Fs)} = 1$$

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas} &= 0.4 \times \frac{F}{Cu \times F_{oa} \times F_s} \\ &= 0.4 \times \frac{3.24}{0.2 \times 69.44 \times 1} \\ &= 0.0933 \text{ ton/jam} \end{aligned}$$

39. PKO PURIFIER (H-320)

- Fungsi = Memurnikan minyak yang berasal dari Screw Press dan diharapkan kadar airnya sekitar 1%
- Prinsip Kerja = Gaya sentrifugal yang dihasilkan oleh bowl yang akan terjadi pemisahan yang cepat antara air dan minyak.

Komponen	%	ρ (kg/m ³)
Minyak	98.12	831
Air	1.882	965.34

$$\begin{aligned} \rho \text{ campuran} &= (\% \text{minyak} \times \rho \text{ minyak}) + (\% \text{air} \times \rho \text{ air}) \\ &= 833.528 \text{ kg/m}^3 \\ &= 52.04 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas olah} &= 3148.625 \text{ kg} \\ \text{volume isian} &= \frac{3148.625 \text{ kg}}{833.528 \text{ kg/m}^3} \\ &= 3.777467 \text{ m}^3 \\ &= 133.3937 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Dari tabel 35.2 Hugot, diambil

$$D = 48 \text{ in} = 1.219 \text{ m}$$

$$H = 30 \text{ in} = 0.762 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Untuk } D = 48 \text{ in, kecepatan putar dari basket} &= 1400 \text{ rpm} \\ \text{Tebal basket} &= 0.25 \text{ in} \\ \text{Maksimum volume dalam basket (Vp)} &= 340 \times D^2 \times H \\ &= 385.11142 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Tipe saringan = HGF (High Grade Fugal) bekerja diskontinyu
 Diketahui waktu cycle HGF = 20 - 60 menit
 Diambil waktu cycle = 15 menit

$$\begin{aligned} \text{Waktu cycle per jam (N)} &= \frac{60}{15} \\ &= 4 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas basket} &= V_p \times N \\ &= 1540.4457 \text{ L} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Banyak basket yang dibutuhkan} &= \frac{3777.467058}{1540.445697} \\ &= 2.4522 \longrightarrow 3 \text{ buah} \end{aligned}$$

Power yang dibutuhkan :

$$Pr = \frac{D^4 H n^2}{370} (1+4n)$$

$$\begin{aligned} Pr &= 0.0589 \text{ kW} \\ &= 0.0789 \text{ HP} \longrightarrow 1 \text{ HP} \end{aligned}$$

40. PKO STORAGE (F-340)

Fungsi = Untuk menampung hasil PKO
 Bahan konstruksi = Stainless Steel
 Kapasitas = 3057.21 kg

Komponen	%	ρ (kg/m ³)
Minyak	99.03	856.1
Air	0.969	965.34

$$\begin{aligned} \rho \text{ campuran} &= (\% \text{minyak} \times \rho \text{ minyak}) + (\% \text{air} \times \rho \text{ air}) \\ &= 857.1586 \text{ kg/m}^3 \\ &= 53.51 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{volume isian} &= \frac{3057.211 \text{ kg}}{857.1586 \text{ kg/m}^3} \\ &= 3.5667 \text{ m}^3 \\ &= 125.9502 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{volume silinder utuh} &= \frac{100\%}{80\%} \times 125.9502 \text{ ft}^3 \\ &= 157.4378 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Perhitungan dimensi storage

$$\begin{aligned} \text{Asumsi } Ls/D &= 1.5 \\ \text{Bentuk tutup atas dan bawah} &= \text{Standar dished head} \\ \text{Volume tutup} &= 0.0847 \text{ ID}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_t &= \text{volume silinder} + (2 \times \text{volume tutup}) \\ &= \frac{1}{4}\pi Ls \text{ID}^2 + 0.1694 \text{ ID}^3 \end{aligned}$$

$$157.4 = 1.178 \text{ ID3} + 0.1694 \text{ ID3}$$

$$\text{ID} = 4.889 \text{ ft}$$

$$= 1.49 \text{ m}$$

$$= 58.67 \text{ in}$$

Perhitungan tinggi isian :

$$V_{\text{isian}} = \frac{1}{4}\pi L_s \text{ID}^2 + 0.0847 \text{ ID3}$$

$$125.9502 = 18.7666 L_s + 9.9005$$

$$L_s = 6.1838 \text{ ft}$$

Perhitungan dimensi tangki

Bahan konstruksi	=	Plate Steels SA-240 Grade S type 304
Allowable pressure (F)	=	18750 psia
Efisiensi sambungan (E)	=	0.8
Corrosion allowance (C)	=	0.0625
Tekanan hidrostatik	=	36.8093 psia
Tekanan operasi	=	51.5053 psia
Faktor keamanan	=	25%
Tekanan desain	=	64.3816 psia

$$t_s = \frac{P_i \times \text{ID}}{2 \times (fE - 0.6P_i)} + C$$

$$= \frac{3777.5076}{29922.7421} + 0.0625$$

$$= 0.1887 \text{ in}$$

Dari tabel 5.7 (Brownell) didapatkan t_s standar = 0.1875 in

$$\text{OD} = \text{ID} + 2t_s$$

$$= 58.67371 + 0.375$$

$$= 59.0487 \text{ in}$$

Dari tabel 5.7 (Brownell) didapatkan OD standar = 60 in

$$\text{ID koreksi} = \text{OD} - 2t_s$$

$$= 60 - 0.375$$

$$= 59.625 \text{ in}$$

$$L_s \text{ koreksi} = 1.5 \times \text{ID koreksi}$$

$$= 89.4375 \text{ in}$$

Perhitungan tebal tutup

$$\text{OD} = 60 \text{ in}$$

$$t_s = 0.1875 \text{ in}$$

$$r = 60 \text{ in}$$

$$t_{ha} = \frac{0.885 \times P \times r}{2(fE - 0.1P_i)} + C$$

$$= \frac{3418.6634}{29987.1237} + 0.0625$$

$$= 0.1765 \text{ in}$$

Dari tabel 5.6 diambil $t_{\text{standar}} = 0.1875 \text{ in}$

Perhitungan tinggi tangki

Dari Tabel 5.7 dan 5.8 (Brownell), untuk tebal tutup = 3/16 torispherical dishead

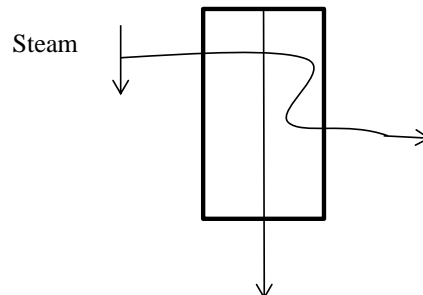
$$\begin{aligned} r &= 60 \text{ in} \\ icr &= 3.625 \text{ in} \\ sf &= 1.5 - 2.25 \text{ in} \text{ (diambil } sf = 2.25 \text{ in)} \end{aligned}$$

Sehingga, dari Fig. 5.8 (Brownell), dapat dihitung

$$\begin{aligned} a &= \frac{1}{2} \times ID &= 29.8125 \text{ in} \\ AB &= (\frac{1}{2} \times ID) - icr &= 26.1875 \text{ in} \\ BC &= r - icr &= 56.375 \text{ in} \\ b &= r - (BC^2 - AB^2)^{1/2} &= 10.0765 \text{ in} \\ OA &= t + b + sf &= 12.5140 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang storage} &= L_s + 2OA \\ &= 114.4655 \text{ in} \\ &= 2.9074 \text{ m} \end{aligned}$$

Perencanaan Coil Pemanas di PKO Storage



Kondisi Temperatur pada Coil pemanas adalah:

$$\begin{aligned} \text{Temperature steam masuk } (T_1) &= 133.5 \text{ }^\circ\text{C} = 272.3 \text{ }^\circ\text{F} \\ \text{Temperature steam keluar } (T_2) &= 100 \text{ }^\circ\text{C} = 212 \text{ }^\circ\text{F} \\ \text{Temperatur minyak masuk } (t_1) &= 50 \text{ }^\circ\text{C} = 122 \text{ }^\circ\text{F} \\ \text{Temperatur minyak keluar } (t_2) &= 55 \text{ }^\circ\text{C} = 131 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Berdasarkan neraca energi didapatkan massa steam} &= 694.5 \text{ kg/jam} \\ &= 5556.1 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

a. Neraca Panas

$$\begin{aligned} \text{Neraca Panas} &= 1606514.5 \text{ Kkal/jam} \times (1 \text{ Btu} / 0.252 \text{ Kkal}) \\ &= 6371012.3 \text{ Btu/jam} \end{aligned}$$

b. LMTD

$$\begin{aligned} \Delta t_{\text{LMTD}} &= \frac{(\Delta t_1 - \Delta t_2)}{\ln(\Delta t_1 - \Delta t_2)} \\ &= \frac{150.3 - 81}{\ln 150.3 / 81} \end{aligned}$$

$$= 112.10252 \text{ } ^\circ\text{F}$$

c. perhitungan temperatur caloric

$$T_c = \frac{122 + 131}{2} = 126.5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{272.3 + 212}{2} = 242.15 \text{ } ^\circ\text{F}$$

d. Trial ukuran pipa coil

$$\text{Ditetapkan ukuran pipa coil} = 0.75 \text{ in OD BWG } 16$$

(Kern, hal.843)

$$\text{ID} = 0.62 \text{ in} = 0.0516667 \text{ ft} = 0.016 \text{ m}$$

$$a'' = 0.302 \text{ ft}/1 \text{ in ft}$$

e. Menghitung harga hio dan hi

Dari tabel 2 (Peter Timmerhaus hal. 496), diketahui economic velocity untuk air atau fluida yang seperti air sebesar 3-10 ft/s (0,91-3,0 m/s). Dari hasil trial didapatkan nilai v sebesar 10 ft/s (3,05 m/s)

$$\begin{aligned} \text{NRe} &= \frac{(\rho \times D \times v)}{\mu} \\ &= \frac{(857.2 \times 0.0157 \times 3.05)}{0.00081} \\ &= 50827.91 \end{aligned}$$

Bagian Bejana	Bagian Coil
<p>1. $\text{Nre} = \frac{(Da)^2 \times N \times \rho}{\mu}$ $= 50827.91$</p> <p>2. $J_H = 800$ (Fig. 20.2)</p> <p>3. $h_o = J_H \times (k/di) \times (C_p \times \mu/k)^{1/3} \times (\mu/\mu_w)^{0.14}$ dengan: $T_c = 126.5 \text{ } ^\circ\text{F}$ $c_p = 3.9 \text{ btu/lb}^\circ\text{F}$ $k = 0.398 \text{ btu/hr ft}^2 \text{ (}^\circ\text{F/ft)}$ $\mu = 0.81 \text{ cp} = 1.96 \text{ lb/ft.h}$</p> <p>$h_o = 1731 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{hr.}^\circ\text{F}$</p>	<p>3'. $h_{oi} = 1500 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{hr.}^\circ\text{F}$</p>

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{h_i \times h_{oi}}{h_i + h_{oi}} \\ U_c &= 803.71 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{hr.}^\circ\text{F} \\ R_d &= 0.005 \\ h_d &= \frac{1}{0.005} = 200.00 \\ U_D &= \frac{U_c \times h_d}{U_c + h_d} \\ &= \frac{160741.9}{1003.709} \end{aligned}$$

$$= 160.148 \text{ Btu/ft}^2\cdot\text{hr}\cdot^\circ\text{F}$$

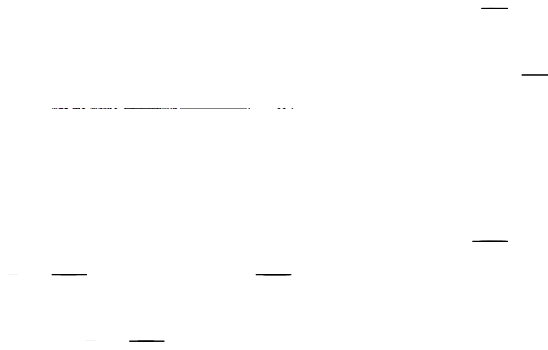
Dengan adanya U_d maka harga A dan tinggi coil dapat ditentukan

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta t \text{ LMTD}}$$
$$= 354.87$$

$$L = A/a''$$
$$= 1175.1 \text{ ft}$$

Diambil $d_c = 8 \text{ ft}$

$$n_c = \frac{L}{\pi d_c}$$
$$= 46.778$$
$$= 47 \text{ lilitan}$$







—

—

—

— — —

— —

フ





—

—

—

— — —

— —

}

—

—

—

— — — — —

— — — — —

|

APPENDIKS D
ANALISA EKONOMI

D.1 HARGA PERALATAN

Harga peralatan setiap saat akan berubah tergantung pada perubahan ekonomi pada kondisi itu. Bila diketahui harga peralatan pada saat tahun - tahun lalu, maka harga masa sekarang dapat ditaksir menggunakan metode Marshall and Swift. Besarnya peralatan pada equipment dapat dinyatakan sebagai berikut :

$$\text{Harga alat tahun ini} = \frac{\text{indeks harga tahun ini}}{\text{indeks harga tahun ke-n}} \times \text{harga alat tahun ke-n}$$

Tabel D.1 Marshall and Swift Equipment Index

Tahun	Annual Index
2006	499.6
2007	525.4
2008	575.4
2009	521.9
2010	550.8
2011	585.7
2012	584.6
2013	567.3
2014	576.1
2015	556.8
2016	541.7
2017	567.5
2018	608.97

sumber : <http://www.che.com/pci>

Dengan metode *Least Square* (Perry, 3-84) dapat dilakukan penaksiran index harga rata-rata pada tahun 2020, yang menghasilkan suatu persamaan :

$$y = mx + c$$

dimana : y = Indeks harga
m = gradien
x = tahun ke-n
c = konstanta

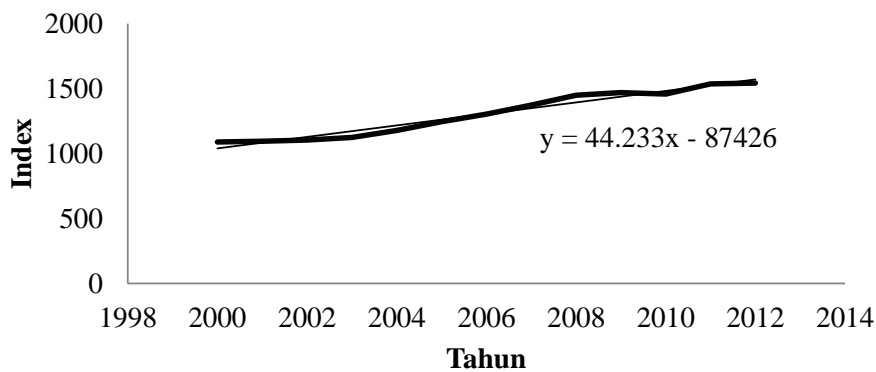
Tabel D.2 Penaksiran Indeks Harga dengan Metode Least Square

Data	x	y	x ²	y ²	xy
1	2006	499.6	4024036	249600	1002197.6
2	2007	525.4	4028049	276045	1054477.8
3	2008	575.4	4032064	331085	1155403.2
4	2009	521.9	4036081	272380	1048497.1
5	2010	550.8	4040100	303381	1107108.0
6	2011	585.7	4044121	343044	1177842.7
7	2012	584.6	4048144	341757	1176215.2
8	2013	567.3	4052169	321829	1141974.9

9	2014	576.1	4056196	331891	1160265.4
10	2015	556.8	4060225	310026	1121952.0
11	2016	541.7	4064256	293439	1092067.2
12	2017	567.5	4068289	322056	1144647.5
13	2018	608.97	4072324	370844	1228901.5
Total	26156	7261.8	52626054	4067379	14611550.1

$$m = \frac{n \cdot (\sum xy) - (\sum x)(\sum y)}{n \cdot (\sum x^2) - (\sum x)^2} = \frac{11294.66}{2366} = 4.77$$

$$c = \frac{(\sum x^2)(\sum y) - (\sum xy)(\sum x)}{n \cdot (\sum x^2) - (\sum x)^2} = \frac{-21403213.78}{2366} = -9046.1597$$



Gambar D.1 Grafik Indeks Harga

Dari grafik diperoleh persamaan $y = 4.8 x + -9046.1597$

Nilai *cost index* tahun 2014 = 568.15

Nilai *cost index* tahun 2020 = 596.79

Kurs dollar (Januari 2016) \$1,0 = Rp 14,134

(diakses 8 Januari 2019, pukul 14:00 WIB, sumber : <http://www.bi.go.id>)

Harga peralatan proses pada perhitungan analisa ekonomi merupakan harga yang diperoleh dari Timmerhaus 5th ed. Contoh perhitungan sebagai berikut :

Loading ramp

jumlah = 1 buah

harga tahun 2014 = \$ 13,600

harga tahun 2020 = $\frac{\text{indeks harga tahun 2020}}{\text{indeks harga tahun 2014}} \times \text{harga tahun 2014}$

$$= \frac{596.788}{568.145} \times \$ 13,600$$

$$= \$ 14,286$$

Pabrik akan didirikan dan siap beroperasi pada tahun 2023, dengan masa konstruksi 2 tahun sehingga direncanakan pembelian alat pada tahun 2017 dan masa konstruksi 2021-2022. Untuk harga peralatan lain, dapat dilihat pada tabel D.3 berikut :

Tabel D.3 Perkiraan Harga Peralatan Pabrik CPO dan PKO tahun 2017

No	Kode	Nama Alat	Jumlah	Harga Satuan (US \$)		Harga Total (US \$, 2020)
				2014	2020	
1	A-111	Loading Ramp	1	13,600	14,286	14,286
2	F-112	Lori	16	4,700	4,937	78,991
3	D-110	Sterilizer	2	24,000	25,210	50,420
4	K-113	Steam Inlet Valve	2	1,500	1,576	3,151
5	K-114	Steam Outlet Valve	2	1,500	1,576	3,151
6	K-115	Condesate Valve	2	1,500	1,576	3,151
7	A-117	Hoisting Crane	2	4,000	4,202	8,403
8	H-120	Thresher	2	30,000	31,512	63,025
9	J-118	Belt Conveyor	1	31,600	33,193	33,193
10	M-130	Digester	5	77,000	80,882	404,409
11	K-119	Steam Inlet Valve	5	1,500	1,576	7,878
12	K-120	Steam Supply Valve	5	1,500	1,576	7,878
13	H-140	Screw Press	5	40,000	42,017	210,083
14	H-150	Vibrating Screen	1	20,800	21,849	21,849
15	F-160	Slurry Storage	1	31,300	32,878	32,878
16	I-122	CPO Pump	1	9,200	21,849	21,849
17	H-170	CST	1	67,400	70,798	70,798
18	F-123	CST Storage	1	31,300	32,878	32,878
19	L-124	CST Pump	1	9,200	9,664	9,664
20	H-180	Sludge Tank	1	53,500	56,197	56,197
21	F-125	Sludge Tank Storage	1	19,600	20,588	20,588
22	L-126	Sludge Tank Pump	1	9,200	9,664	9,664
23	H-190	Filter Press	2	62,400	65,546	131,092
24	L-191	Filter Press Pump	1	11,100	11,660	11,660
25	H-200	Oil Purifier	1	15,000	15,756	15,756
26	H-210	Vacuum Drier	1	57,200	60,084	60,084
27	E-127	Barometric Condensor	1	9,800	10,294	10,294
28	G-128	Steam Jet Ejector	1	3,300	3,466	3,466
29	F-129	Hot Well	1	23,800	25,000	25,000
30	F-220	CPO Storage	1	31,300	32,878	32,878
31	L-130	Pump Cpo Storage	1	9,200	9,664	9,664
32	J-131	Screw Conveyor	1	3,900	4,097	4,097
33	H-230	Depericarper	1	23,300	24,475	24,475
34	G-132	Blower Depericarper	2	5,600	5,882	11,765
35	H-240	Fiber Cyclone	1	2,200	2,311	2,311
36	J-134	Belt Conveyor	1	31,600	33,193	33,193
37	H-260	Nut Silo	1	55,000	57,773	57,773
38	K-135	Steam Valve Inlet	1	1,200	1,260	1,260
39	G-136	Blower Nut Silo	1	5,600	5,882	5,882

40	E-137	Heater Nut Silo	1	6,300	6,618	6,618
41	C-270	Nut Cracker	1	34,400	36,134	36,134
42	J-138	Belt Conveyor	1	31,600	33,193	33,193
43	H-280	Hydrocyclone	1	30,000	31,512	31,512
44	L-139	Hydrocyclone Pump	1	11,750	12,342	12,342
45	H-290	Silo Dryer	1	54,300	57,037	57,037
46	H-300	Palm Kernel Screw Press	1	40,000	42,017	42,017
47	H-310	Vibrating Screen	1	20,800	21,849	21,849
48	H-320	Oil Purifier	1	15,500	16,281	16,281
49	F-330	PKO Storage	1	31,300	32,878	32,878
Total harga peralatan pada tahun 2015			88	1111350	1179562	1894894

(www.matche.com)

Total harga peralatan pada tahun 2020 = \$ 1,894,894
= Rp 26,782,434,167

Penentuan jumlah karyawan operasional dari figure 6.8 hal. 198 Timmerhaus 4th edition

Kapasitas Produksi = 475200 ton/tahun
= 1440 ton/hari

Jumlah tahapan proses = 6
= Persiapan bahan baku
Pressing CPO
Pemurnian CPO
Pressing PKO
Pemurnian PKO
Penyimpanan

Dari fig 6.35 diperoleh = $15,2 \times P^{0,25}$ dimana P = produksi (ton/hari)

Karyawan operasi M = 93.63 pekerja-jam/(hari)(tahapan proses)
= 93.63 pekerja-jam/(hari)(tahapan proses)
x 6 tahapan
= 562 pekerja-jam/hari

Pekerja proses bekerja selama 8 jam /hari dengan 3 shift = $562 \times (1/8) \times 3$

Kebutuhan *operating labor* = 211

Perkiraan biaya untuk keperluan gaji karyawan selama satu bulan sebagai berikut :

Tabel D.4 Daftar Gaji Karyawan Perusahaan

No.	Jabatan	Gaji per bulan (Rp)	Jumlah Karyawan	Total Gaji (Rp)
1	Dewan Komisaris	30,000,000	3	90,000,000
2	Direktur Utama	60,000,000	1	60,000,000
3	Dewan Direksi	40,000,000	4	160,000,000
4	Manager	28,000,000	5	140,000,000
5	Kepala Bagian	15,000,000	5	75,000,000
6	Kepala Seksi	10,000,000	5	50,000,000
7	Tim Sekretaris	5,000,000	10	50,000,000
8	Karyawan			

	a. Lulusan S-1	7,000,000	35	245,000,000
	b. Lulusan D-3	4,000,000	45	180,000,000
	c. Lulusan SMU / SMK	2,500,000	55	137,500,000
9	Tim Dokter	8,000,000	9	72,000,000
10	Tim Perawat	5,000,000	9	45,000,000
11	Tim Petugas kebersihan	2,500,000	15	37,500,000
12	Tim Sopir	3,000,000	10	30,000,000
Total			211	1,372,000,000

Total keperluan gaji karyawan selama sebulan = Rp 1,372,000,000

Total keperluan gaji karyawan selama setahun = Rp 16,464,000,000

D.3 HARGA BAHAN DAN PENJUALAN PRODUK

D.3.1 Perhitungan Biaya Bahan Baku

Tabel D.5 Daftar Biaya Bahan Baku

No.	Bahan Baku	Kebutuhan (ton/tahun)	Harga (\$/ton)	Total Harga (\$)
1	TBS	475200	107.75	51,203,859
Total				51,203,859

<http://disbun.riau.go.id/>

Total biaya penyediaan bahan baku selama setahun = \$ 51,203,859

= Rp 723,715,344,000

D.3.2 Perhitungan Hasil Penjualan Produk

Tabel D.6 Perkiraan Harga Penjualan Produk

No.	Produk	Kebutuhan (ton/tahun)	Harga (\$/ton)	Total Harga (\$)
1	Crude Palm Oil	214,190	430.8	92,271,118
2	Palm Kernel Oil	23,979	292.6	7,017,269
Total				99,288,387

Sumber : <http://disbun.riau.go.id/>

Total perkiraan penjualan produk selama setahun = \$ 99,288,387

= Rp 1,403,342,062,160

D.4 PENENTUAN INVESTASI MODAL TOTAL (*Total Capital Investment / TCI*)

D.4.1 Modal Tetap (*Fixed Capital Investment / FCI*)

Biaya Langsung (*Direct Cost / DC*)

1	Harga peralatan	=	E	=	26,782,434,167
2	Instalasi, pengecatan, dan isolasi	=	40% E	=	10,712,973,667
3	Instrumentasi dan kontrol	=	32% E	=	8,570,378,934
4	Perpipaan	=	31% E	=	8,302,554,592
5	Sistem kelistrikan	=	27% E	=	7,231,257,225
	<i>Freight on Board / FOB</i>			=	61,599,598,585
6	Biaya pengangkutan	=	21% FOB	=	12,935,915,703
	<i>Cost & Freight / C&F</i>			=	74,535,514,288

7 Biaya asuransi	= 1% C&F =	<u>745,355,143</u>
<i>Cost of Insurance & Freight / CIF</i>	=	75,280,869,431
8 Biaya angkut ke lokasi pabrik	= 16% CIF =	12,044,939,109
9 Fasilitas pelayanan	= 35% E =	9,373,851,959
10 Pembebasan lahan	= 13% E =	3,481,716,442
11 Bangunan	= 45% E =	12,052,095,375
12 Tanah	= 6% E =	<u>1,606,946,050</u>
Direct Cost (DC)	=	113,840,418,366

Biaya Tidak Langsung (Indirect Cost / IC)

1 Teknik dan Supervisi	= 30% E =	8,034,730,250.24
2 Biaya tak terduga	= 12% FCI = 12% FCI	
3 Biaya untuk kontraktor	= 6% FCI = 6% FCI	
4 Biaya legal	= 3% FCI = 3% FCI	
5 Biaya konstruksi	= 10% FCI = 10% FCI	
Indirect Cost (IC)	= 31% FCI +	Rp 8,034,730,250

Modal Tetap (Fixed Capital Investment / FCI)

FCI	= DC + IC	
FCI	= Rp 113,840,418,366 + 31% FCI +	Rp 8,034,730,250
69% FCI	= Rp 121,875,148,616	
FCI	= Rp 176,630,650,168	
IC	= Rp 62,790,231,802	

D.4.2 Modal Kerja (Working Capital Investment / WCI)

Modal Kerja (Working Capital Investment / WCI)

WCI	= 15% TCI
WCI	= 15% (FCI + WCI)
WCI	= 15% FCI + 15% WCI
85% WCI	= 15% x Rp 176,630,650,168
85% WCI	= Rp 26,494,597,525
WCI	= Rp 31,170,114,736

Investasi Modal Total (Total Capital Investment / TCI)

Modal tetap (FCI)	= Rp 176,630,650,168
Modal kerja (WCI)	= Rp 31,170,114,736 +
TCI	Rp 207,800,764,904

Modal Investasi terdiri atas :

1 Modal sendiri	= 60% TCI = Rp 124,680,458,942
2 Modal pinjaman	= 40% TCI = Rp 83,120,305,961

D.5 PENENTUAN BIAYA PRODUKSI TOTAL (Total Production Cost / TPC)

D.5.1 Biaya Fabrikasi (Manufacturing Cost / MC)

Biaya Produksi Langsung (Direct Production Cost / DPC)

1 Bahan baku (1 tahun)	=	=	723,715,344,000
2 Tenaga kerja	=	X =	16,464,000,000

3 Supervisi langsung (pengawasan)	= 12%	X	=	1,975,680,000
4 Utilitas	= 15%	TPC	=	15% TPC
5 Pemeliharaan dan perbaikan	= 10%	FCI	=	17,663,065,017
6 Suplai operasi (pelumas, oli)	= 1%	FCI	=	1,766,306,502
7 Laboratorium	= 15%	X	=	2,469,600,000
8 Produk dan royalti	= 7%	TPC	=	7% TPC
	= 22%	TPC	+	764,053,995,518

Direct Production Cost (DPC)

Biaya Tetap (Fixed Charges / FC)

1 Depresiasi (peralatan, bangunan)	= 10%	FCI	=	17,663,065,017
2 Pajak daerah	= 5%	FCI	=	8,831,532,508
3 Asuransi	= 1%	FCI	=	1,766,306,502
				28,260,904,027

Fixed Charges (FC)

Biaya Overhead Pabrik (Plant Overhead Cost / POC)

1 Keamanan, kesehatan, overhead	= 55%	(D.5.1.2 + D.5.1.3 + D.5.1.5)
---------------------------------	-------	-------------------------------

Plant Overhead Cost (POC) = Rp **19,856,509,759**

D.6.2 Biaya Umum (General Expense / GE)

1 Biaya administrasi	= 20%	(D.5.1.2 + D.5.1.3 + D.5.1.5)
	=	Rp 7,220,549,003
2 Biaya distribusi dan pemasaran	= 8%	TPC = Rp 8% TPC
3 Biaya penelitian & pengembangai	= 10%	TPC = Rp 10% TPC
	= 18%	TPC + 7,220,549,003

General Expense (GE)

Biaya Produksi Total (Total Production Cost / TPC)

TPC	= MC	+ GE	dimana MC = DPC + FC + POC
TPC	= DPC	+ FC + POC + GE	
TPC	= 40%	TPC + Rp 819,391,958,308	
60% TPC	= Rp	819,391,958,308	
TPC	= Rp	1,365,653,263,847	
DPC	= Rp	1,064,497,713,565	
FC	= Rp	28,260,904,027	
POC	= Rp	19,856,509,759	
GE	= Rp	253,038,136,496	

D.6 PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI

Analisa ekonomi ini dilakukan dengan metode *Discounted Cash Flow* yaitu *cash flow* yang nilainya diproyeksikan pada masa sekarang. Asumsi yang digunakan adalah sebagai berikut :

- 1 Modal
 - Modal sendiri = 60%
 - Modal pinjaman = 40%

- 2 Bunga bank = 7.5% per tahun
Suku bunga = 12% per tahun
- 3 Laju inflasi = 5% per tahun
- 4 Masa konstruksi 2 tahun
Tahun pertama menggunakan = 50% modal sendiri & 50% modal pinjaman
Tahun kedua menggunakan sisa modal pinjaman dan modal sendiri
- 5 Pembayaran modal pinjaman selama konstruksi dilakukan secara diskrit dengan
 - Pada awal masa konstruksi (awal tahun ke(-2)) dilakukan pembayaran sebesar 50% dari modal pinjaman untuk keperluan pembelian tanah dan uang muka
 - Pada akhir tahun kedua masa konstruksi (tahun ke(-1)) dibayarkan sisa modal pinjaman
- 6 Pengembalian pinjaman dalam waktu 10 tahun sebesar = 10% per tahun
- 7 Umur pabrik diperkirakan 10 tahun dengan depresiasi sebesar 10% per tahun
- 8 Kapasitas produksi : tahun I = 60%
tahun II = 80%
tahun III = 100%
- 9 Pajak pendapatan usaha, berdasarkan UU PPH pasal 17 ayat 2 tahun 2000
 - Rp 0 - Rp 50,000,000.0 = 10%
 - Rp 50,000,000.0 - Rp 100,000,000.0 = 15%
 - > Rp 100,000,000 = 30%

D.7 PERHITUNGAN BIAYA TOTAL OPERASI

Biaya operasi tanpa depresiasi = TPC - depresiasi
 = Rp 1,365,653,263,847 - Rp 17,663,065,017
 = Rp 1,347,990,198,830

Tabel D.7 Biaya Operasi untuk Tiap Kapasitas

No	Kapasitas	Biaya Operasi
1	60%	Rp 808,794,119,298
2	80%	Rp 1,078,392,159,064
3	100%	Rp 1,347,990,198,830

D.8 INVESTASI

Investasi total pabrik tergantung pada masa konstruksi. Investasi berasal dari modal sendiri akan habis pada tahun pertama konstruksi. Nilai modal sendiri tidak akan berpengaruh oleh inflasi dan bunga bank. Sehingga modal sendiri pada masa akhir masa konstruksi adalah tetap. Total modal di akhir masa konstruksi adalah sebagai berikut :

Tabel D.8 Modal Sendiri Selama Masa Konstruksi

Masa Konstruksi	%	Modal Sendiri		
		Jumlah (Rp)	Inflasi = 5%	Jumlah (Rp)
-2	50%	62,340,229,471	0	62,340,229,471
-1	50%	62,340,229,471	3,117,011,474	65,457,240,945
0	0%	0	6,389,873,521	6,389,873,521
Modal Pinjaman di Akhir Masa Konstruksi				134,187,343,936

Tabel D.9 Modal Pinjaman Selama Masa Konstruksi

Masa Konstruksi	%	Modal Pinjaman		
		Jumlah (Rp)	Bunga = 12%	Jumlah (Rp)
-2	1	41,560,152,981	0	41,560,152,981
-1	1	41,560,152,981	4,987,218,358	46,547,371,338
0	0	0	10,572,902,918	10,572,902,918
Modal Pinjaman di Akhir Masa Konstruksi				98,680,427,237

Total investasi di akhir masa konstruksi = Modal sendiri + modal pinjaman
 = Rp 232,867,771,174

D.9 LAJU PENGEMBALIAN MODAL (INTERNAL RATE OF RETURN / IRR)

Laju pengembalian modal adalah suatu tingkat bunga tertentu dimana seluruh penerimaan akan tepat menutup total modal yang dikeluarkan. Caranya adalah dengan trial harga "i", yaitu laju bunga yang memenuhi persamaan berikut :

$$\sum \frac{CF}{(1+i)^n} = \text{total modal akhir di masa konstruksi}$$

n = tahun
 CF = cash flow tahun ke-n
 $(1+i)^n$ = discounted factor

Tabel D.10 Daftar Trial Laju Bunga (i)

Tahun ke-n	Net Cash Flow (Rp)	i = 35%	
		(1+i) ⁿ	present value (Rp)
1	56,100,259,056	1.352	41,495,849,072
2	79,495,342,346	1.828	43,493,189,920
3	102,890,425,636	2.471	41,638,428,461
4	103,669,148,612	3.341	31,031,922,825
5	104,447,871,589	4.516	23,125,894,377
6	105,226,594,565	6.11	17,233,133,309
7	106,005,317,542	8.26	12,841,216,612
8	106,784,040,518	11.2	9,568,076,941
9	107,562,763,494	15.1	7,128,859,402
10	108,341,486,471	20.4	5,311,200,255
Total (Rp)			232,867,771,174

(error = 0.00)

Dari perhitungan di atas diperoleh harga "i" 35% per tahun. Harga "i" yang diperoleh ini lebih besar dari harga "i" yang diperoleh pada bank untuk pinjaman modal.

Hal ini menunjukkan bahwa pabrik CPO dan PKO ini layak untuk didirikan dengan kondisi tingkat bunga bank sebesar 35% per tahunnya.

D.10 WAKTU PENGEMBALIAN MODAL (PAYOUT TIME / POT)

Untuk menghitung waktu pengembalian modal, maka dihitung akumulasi modal sebagai berikut :

Tabel D.11 Daftar Akumulasi Cash Flow

Tahun ke-n	Net Cash Flow (Rp)	Cummulative Cash Flow (Rp)
1	56,100,259,056	56,100,259,056

2	79,495,342,346	135,595,601,402
3	102,890,425,636	238,486,027,038
4	103,669,148,612	342,155,175,650
5	104,447,871,589	446,603,047,239
6	105,226,594,565	551,829,641,804
7	106,005,317,542	657,834,959,346
8	106,784,040,518	764,618,999,864
9	107,562,763,494	872,181,763,358
10	108,341,486,471	980,523,249,829

Untuk investasi akhir di masa konstruksi sebesar = Rp 232,867,771,174
dengan cara interpolasi tabel di atas pada waktu = tahun ke 2 dan 3
Waktu pengembalian modal = 2.9 tahun

D.11 ANALISA TITIK IMPAS (*BREAK EVEN POINT / BEP*)

Analisa titik impas (BEP) digunakan untuk mengetahui jumlah kapasitas produksi dimana biaya produksi total sama dengan hasil penjualan.

Tabel D.12 Daftar Biaya FC, VC, SVC, dan S

No.	Keterangan	Jumlah
1	Biaya Tetap (<i>FC</i>)	Rp 28,260,904,027
2	Biaya Variabel (<i>VC</i>)	
	- Bahan baku	Rp 723,715,344,000
	- Utilitas	Rp 204,847,989,577
	- Pengemasan	Rp 0.0
		Rp 928,563,333,577
3	Biaya Semi Variabel (<i>SVC</i>)	
	- Tenaga kerja	Rp 16,464,000,000
	- Pengawasan	Rp 1,975,680,000
	- Pemeliharaan dan perbaikan	Rp 17,663,065,017
	- Suplai operasi	Rp 1,766,306,502
	- Laboratorium	Rp 2,469,600,000
	- Biaya umum (<i>GE</i>)	Rp 253,038,136,496
	- Biaya <i>overhead</i> (<i>POC</i>)	Rp 19,856,509,759
		Rp 313,233,297,773
4	Total penjualan (<i>S</i>)	Rp 1403342062159.75

$$BEP = \frac{FC_0 \times SVC}{S - 1 \times SVC} - VC \times 100\%$$

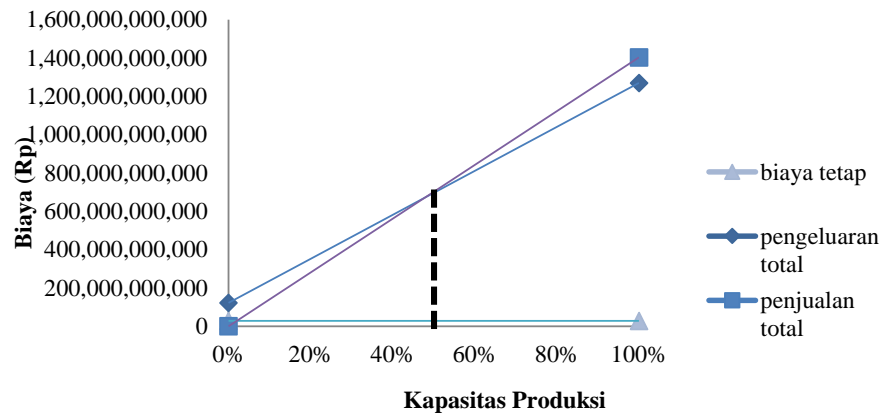
$$BEP = 47.837 \%$$

Kapasitas = 237600 ton/tahun
Biaya Tetap = Rp 28,260,904,027
Biaya Produksi Total = Rp 1,270,057,535,377
Penjualan Total = Rp 1,403,342,062,160

Laba bersih = *Net Cash Flow* saat pinjaman lunas
 = Rp 108,341,486,471

Tabel D.13 Data untuk membuat grafik BEP

Kapasitas	0%	100%
Biaya tetap	Rp 28,260,904,027	Rp 28,260,904,027
Pengeluaran total	Rp 122,230,893,359	Rp 1,270,057,535,377
Penjualan Total	Rp -	Rp 1,403,342,062,160



Gambar D.2 Grafik BEP

+ |

+ |

Biodata Penulis



Aryo Afdiwibowo lahir di Padang, 15 Februari 1998. Penulis menempuh pendidikan formal di SDN 005 Rumbai (2003-2009), MTs Al-Ittihadiyah Pekanbaru (2009-2012), SMAN 8 Pekanbaru (2012-2015). Setelah lulus dari jenjang SMA, penulis melanjutkan ke jenjang Strata I (S-1) Teknik Kimia di Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya. Penulis melaksanakan Kerja Praktik di PT. Pupuk Sriwidjaja Palembang yang berlokasi di Palembang, Sumatera Selatan. Pada akhir studinya, Laboratorium Mekanika Fluida dan Pencampuran dipilih penulis untuk menyelesaikan tugas akhir. Bersama partnernya, Akhmad Zuhdy Rizaldy., penulis menyelesaikan Pra Desain Pra Desain CPO dan PKO dari tandan buah kelapa sawit dan skripsi yang berjudul “Sintesa Nano Kalsium Karbonat dengan proses karbonasi larutan Ca(OH)_2 menggunakan kolom gelembung: Pengaruh konsentrasi larutan Ca(OH)_2 dan konsentrasi Aditif” dibawah bimbingan dan Prof. Dr. Ir. Sugeng Winardi, M.Eng dan Dr. Suci Madha Nia, ST., MT.

Biodata Penulis

Nama : Aryo Afdiwibowo
Alamat : Jl. Kartika Sari No 200 Rumbai Pekanbaru, Riau
No. HP : +6282144259826
Email : aryo.afdiwibowo@gmail.com

Biodata Penulis



Akhmad Zuhdy Rizaldy, dilahirkan di Surabaya tanggal 13 Juni 1996. Penulis menempuh pendidikan formal di SDN Dr. Soetomo VIII Kota Surabaya (2002-2008), SMPN 22 Kota Surabaya (2008-2011), SMAN 2 Kota Surabaya (2011-2014). Setelah lulus dari jenjang SMA, penulis melanjutkan ke jenjang S1 Teknik Kimia di ITS Surabaya. Penulis melaksanakan kerja praktik di PT. Pertamina RU V. Pada akhir studinya, Laboratorium Mekanika Fluida dan Pencampuran dipilih penulis untuk menyelesaikan tempat tugas akhir, bersama partnernya Aryo Afdiwibowo. Penulis juga pernah aktif berorganisasi di HIMATEKK FTI ITS dan pernah menjadi *president* CHERNIVAL 2018. Penulis menyelesaikan Pra Desain CPO dan PKO dari tandan buah kelapa sawit dan skripsi yang berjudul “Sintesa Nano Kalsium Karbonat dengan proses karbonasi larutan $\text{Ca}(\text{OH})_2$ menggunakan kolom gelembung: Pengaruh konsentrasi larutan $\text{Ca}(\text{OH})_2$ dan konsentrasi Aditif” dibawah bimbingan dan Prof. Dr. Ir. Sugeng Winardi, M.Eng dan Dr. Suci Madha Nia, ST., MT.

Biodata Penulis

Nama : Akhmad Zuhdy Rizaldy
Alamat : Jalan Ketintang Madya III/17, Surabaya
No.HP : 081234591216
Email : zuhdyrizaldy13@gmail.com