



TUGAS DESAIN PABRIK KIMIA - TK 184803

**PRA DESAIN PABRIK MINYAK KAYU PUTIH
DARI DAUN KAYU PUTIH**

Oleh :

Muhammad Ridlo Mumtazy
NRP. 02211640000004

Sekar Tri Wulan Amelia
NRP. 02211640000023

Dosen Pembimbing
Prof. Dr. Ir. Kuswandi, DEA.
Annas Wiguno, S.T., M.T.

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

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



**LAPORAN TUGAS DESAIN PABRIK KIMIA
“PRA DESAIN PABRIK MINYAK KAYU PUTIH DARI DAUN KAYU
PUTIH”**

Disusun Oleh :

Muhammad Ridlo Mumtazy
NRP. 0221164000004

Sekar Tri Wulan Amelia
NRP. 0221164000023

Pembimbing:

Prof. Dr. Ir. Kuswandi, DEA
NIP. 19580612 198403 1 003

Annas Wiguno, S.T., M.T.
NIP. 19891125 201501 1 001

**LABORATORIUM THERMODINAMIKA
SURABAYA
2020**

LEMBAR PENGESAHAN

Laporan Tugas Pra Desain Pabrik Kimia dengan judul :

“PRA DESAIN PABRIK MINYAK KAYU PUTIH DARI DAUN KAYU PUTIH”

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

Oleh :

Muhammad Ridlo Mumtazy

NRP 02211640000004

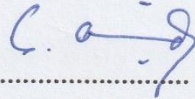
Sekar Tri Wulan Amelia

NRP 02211640000023

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Desain Pabrik Kimia :

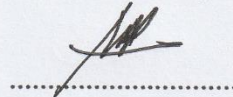
1. Prof. Dr. Ir. Kuswandi, DEA.

(Pembimbing 1)



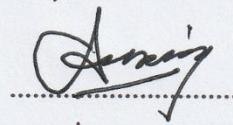
2. Annas Wiguno, S.T., M.T.

(Pembimbing 2)



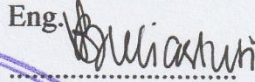
3. Prof. Dr. Ir. Ali Altway, M.Sc.

(Penguji)



4. Dr. Ir. Sri Rachmania Juliastuti, M. Eng.

(Penguji)



5. Dr. Suci Madhania, S.T., M.T.

(Penguji)



Surabaya, 03 Februari 2020

INTISARI

Defisit produksi minyak kayu putih Indonesia selama ini dicukupi dengan melakukan impor dari negara lain dimana seharusnya Indonesia mampu memproduksi sendiri dengan potensi kekayaan alam yang dimilikinya. Diperkirakan pada tahun 2019 Indonesia memiliki permintaan minyak kayu putih sebesar 4500 ton dan harus melakukan impor sebesar 2000 ton. Dilatarbelakangi hal tersebut, dibuat rancangan pra desain pabrik minyak kayu putih dengan kapasitas produksi sebesar 150 ton/tahun. Menggunakan metode *Analytical Hierarchy Process* (AHP) yang meninjau ketersediaan bahan baku, pemasaran, sumber energi listrik dan air, sumber tenaga kerja, aksesabilitas dan fasilitas transportasi, hukum dan peraturan, iklim dan topografi, dipilih Kutawaru, Cilacap, Jawa Tengah sebagai lokasi pendirian pabrik. Bahan baku yang digunakan pada pabrik minyak kayu putih adalah daun kayu putih. Berdasarkan Standar Nasional Indonesia (SNI), spesifikasi produk minyak kayu putih yang dihasilkan diharapkan memiliki kandungan *1,8-cineole* sebesar 50-60%. Proses produksi minyak kayu putih meliputi proses *steam distillation*, *condensation*, *decantation*, dan *vacuum distillation*. Dibuat sistem utilitas *steam generation* untuk memenuhi kebutuhan *steam* pada proses berupa *superheated steam*. *Steam* dihasilkan dari *Boiler Feed Water* (BFW) dengan bahan bakar berupa briket yang berasal dari limbah

daun dari proses *steam distillation*. Analisis ekonomi dibuat dengan asumsi pemenuhan modal yang terdiri dari 60% modal sendiri dan 40% modal pinjaman, laju inflasi 3% per tahun, masa konstruksi dua tahun. Diperoleh hasil perhitungan *Total Capital Investment* (TCI) sebesar Rp 69.473.773.953, *Working Capital Investment* (WCI) Rp 46.046.229.261; *Fixed Capital Investment* (FCI) Rp 23.427.544.692; *Total Production Cost* (TPC) Rp 92.582.033.198; *Internal Rate of Return* (IRR) 32,2%; *Pay Out Time* (POT) 4,68 tahun; dan *Break Even Point* (BEP) 67,84%.

KATA PENGANTAR

Segala puji dan syukur kehadirat Allah SWT atas berkat, rahmat, dan karunia-Nya sehingga penulis dapat menyelesaikan penyusunan Tugas Desain Pabrik Kimia berjudul “Pra Desain Pabrik Minyak Kayu Putih dari Daun Kayu Putih” yang merupakan salah satu syarat kelulusan bagi mahasiswa Teknik Kimia FTIRS-ITS Surabaya. Ucapan terima kasih penulis sampaikan kepada seluruh pihak yang telah mendukung dalam penyusunan tugas ini, diantaranya:

1. Bapak Prof. Dr. Ir. Kuswandi, DEA. dan Annas Wiguno, S.T., M.T selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir atas ilmu, waktu, kedisiplinan, serta keluhuran budi dalam proses berjalannya diskusi dan bimbingan penyusunan tugas ini.
2. Ibu Dr. Eng. Widiyastuti, ST., MT. selaku Kepala Departemen Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri dan Rekayasa Sistem (FTIRS)-ITS
3. Bapak Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M.Eng. selaku Kepala Laboratorium Termodinamika Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri dan Rekayasa Sistem (FTIRS)-ITS atas kesempatan yang diberikan untuk menjadi individu yang lebih berkembang dalam Laboratorium Termodinamika.

4. Bapak dan Ibu Dosen pengajar serta seluruh karyawan Departemen Teknik Kimia atas seluruh ilmu beserta keikhlasan yang menyertainya.
5. Orang tua beserta seluruh keluarga atas segala dukungan moral dan spiritual.
6. Kawan perjuangan Laboratorium Termodinamika dan keluarga besar Teknik Kimia K-56 atas semangat dan dukungan yang saling menguatkan.
7. Masing-masing dari kami atas tercurahnya seluruh raga dan rasa dalam penyelesaian tanggung jawab diiringi dengan komitmen, kepercayaan, dan keikhlasan untuk saling menguatkan.
8. Semua pihak yang telah membantu penyelesaian Tugas Desain Pabrik Kimia yang tidak dapat disebutkan satu persatu.

Indonesia dengan segala kekayaan alamnya merupakan anugerah bagi bangsa yang harus dimanfaatkan dengan bijak dan dipergunakan sebesar-besarnya untuk kemakmuran rakyat. Pabrik dalam era industri modern dibangun sebagai upaya pemanfaatan kekayaan alam demi meningkatkan kualitas hidup manusia. Untuk itu, penyusunan tugas pra desain pabrik tidak seharusnya dipandang sebagai kewajiban dalam upaya menyandang gelar sarjana belaka. Tugas pra desain pabrik ini mengangkat topik

mengenai minyak kayu putih yang dilatarbelakangi oleh keresahan penulis mengenai kebijakan impor yang mana seharusnya bangsa ini mampu memproduksi sendiri dengan kualitas dan kuantitas yang bersaing.

Fenomena plagiarisme yang sangat umum ditemukan dalam proses penyusunan tugas pra desain pabrik telah menjadi sebuah rahasia umum merupakan bentuk amoralitas yang menghambat lahirnya integritas diri dan bangsa dalam upaya menciptakan sumber daya manusia unggul. Keresahan tersebut menjadikan penulis mengupayakan orisinalitas dalam karya ini dan mendorong para pembaca untuk memegang idealisme yang serupa. Segala hal yang dituliskan sebagai buah hasil pemikiran harus mampu dipertanggungjawabkan dan dimaknai sebagai sebuah proses pembelajaran. Akhir kata penulis menyampaikan permohonan maaf apabila dalam penyusunan laporan ini terdapat kesalahan. Semoga tugas akhir ini dapat bermanfaat bagi penulis dan pembaca.

*“When given the choice between being right or being kind,
choose kind”*

Surabaya, 4 Januari 2019

Penulis

DAFTAR ISI

INTISARI	iii
DAFTAR ISI	viii
DAFTAR GAMBAR	xii
DAFTAR TABEL	xiv
BAB I LATAR BELAKANG	I-1
BAB II BASIS DESAIN DATA	II-1
II.1. Kapasitas.....	II-1
II.2. Lokasi Pabrik.....	II-3
II.2.1. Penentuan Lokasi Pabrik	II-3
II.2.1.1. Bahan Baku.....	II-4
II.2.1.2. Pemasaran.....	II-5
II.2.1.3. Sumber Energi Listrik dan Air	II-6
II.2.1.4. Sumber Tenaga Kerja	II-7
II.2.1.5. Aksesabilitas dan Fasilitas Transportasi	II-9
II.2.1.6. Hukum dan Peraturan	II-10
II.2.1.7. Iklim dan Topografi.....	II-11
II.2.1.8. Lokasi Pabrik Terpilih.....	II-14
II.3. Kualitas Bahan Baku dan Produk.....	II-15
BAB III SELEKSI DAN URAIAN PROSES	III-1
III.1. Tipe-Tipe Proses.....	III-1
III.1.1. Tahap Ekstraksi Minyak dari Daun.....	III-1
III.1.1.1. <i>Water Distillation</i>	III-2
III.1.1.2. <i>Water-Steam Distillation</i>	III-3
III.1.1.3. <i>Steam Distillation</i>	III-4
III.1.2. Tahap Pemurnian Minyak Kayu Putih	III-6
III.1.2.2. <i>Vacuum Distillation</i>	III-8
III.1.2.3. <i>Solvent Extraction</i>	III-9
III.1.2. <i>Steam Generation</i>	10
III.2. Seleksi Proses	III-11
III.2.1. Seleksi Proses Ekstraksi Minyak dari Daun.....	III-11
III.2.2. Seleksi Proses Pemurnian Minyak Kayu Putih ...	III-13
III.3. Uraian Proses.....	III-13

III.3.1.	<i>Steam Generation</i>	III-14
III.3.2.	<i>Steam Distillation</i>	III-15
BAB IV NERACA MASSA DAN NERACA ENERGI.....		IV-1
IV.1.	Neraca Massa	IV-1
IV.1.1	Neraca Massa Unit Ekstraksi Minyak.....	IV-3
IV.1.1.1.	<i>Steam Distillation Tank</i> (D-110 A/B/C/D).....	IV-3
IV.1.1.2.	<i>Condenser</i> (E-111)	IV-4
IV.1.1.3.	<i>Decanter</i> (H-112)	IV-6
IV.1.1.4.	<i>Crude Oil Storage Tank</i> (F-113)	IV-7
IV.1.2.	Neraca Massa Unit Purifikasi Minyak	IV-8
IV.1.2.1.	<i>Pre-Heater</i> (E-211)	IV-8
IV.1.2.2.	<i>Vacuum Distillation Column</i> (D-210)	IV-10
IV.1.2.3.	<i>Cooler</i> (E-216)	IV-12
IV.1.2.4.	<i>Intermediate Product Storage Tank</i> (F-221)	IV-14
IV.1.2.5.	<i>Cooler</i> (E-219)	IV-15
IV.1.2.6.	<i>By-Product Storage Tank</i> (F-222).....	IV-16
IV.1.2.7.	<i>Splitting Point</i>	IV-17
IV.1.2.8.	<i>Mixing Point</i>	IV-18
IV.3.	Neraca Massa Unit <i>Steam Generation</i>	IV-20
IV.3.1.	<i>Boiler</i> (Q-310)	IV-20
IV.3.2.	<i>Deaerator</i> (E-311).....	IV-21
IV.3.3	<i>Economizer</i> (A-313).....	IV-22
IV.3.4.	<i>Steam Drum</i> (A-314).....	IV-23
IV.3.5.	<i>Desuperheater</i>	IV-24
IV.3.6.	<i>Condensate Tank</i> (A-315)	IV-25
IV.2.	Neraca Energi	IV-26
IV.2.1.	Neraca Energi Unit Ekstraksi Minyak.....	IV-27
IV.2.1.1.	<i>Steam Distillation Tank</i> (D-110 A/B/C/D).....	IV-27
IV.2.1.2.	<i>Condenser</i> (E-111)	IV-28
IV.2.2.	Neraca Energi Unit Purifikasi Minyak	IV-29
IV.2.2.1.	<i>Pre-Heater</i> (E-211)	IV-29
IV.2.2.2.	<i>Distillation Vacuum Column</i> (D-210)	IV-30
IV.2.2.3.	<i>Cooler</i> (L-216)	IV-31
IV.2.2.4.	<i>Cooler</i> (L-219)	IV-32
IV.2.3.	Neraca Energi Unit <i>Steam Generation</i>	IV-32

IV.2.3.1.	<i>Desuperheater</i>	IV-32
IV.2.3.1.	Neraca Energi <i>Economizer</i> (F-313).....	IV-33
IV.2.3.2.	Neraca Energi <i>Boiler</i> (Q-310)	IV-34
IV.2.3.3.	Neraca Energi <i>Condensate Tank</i> (A-315)	IV-35
IV.2.3.4.	Neraca Energi <i>Pre-Heater Pump</i> (L-114)	IV-35
BAB V SPESIFIKASI ALAT		V-1
V.1.	Gudang Penyimpanan Bahan Baku (F-120).....	V-1
V.2.	<i>Steam Distillation Tank</i> (D – 110 A/B/C/D)	V-2
V.3.	<i>Condenser</i> (E-111)	V-3
V.4.	<i>Decanter</i> (H – 112).....	V-5
V.5.	<i>Crude Oil Storage Tank</i> (F – 113).....	V-6
V.6.	<i>To Pre-Heater Pump</i> (L – 114)	V-7
V.7.	<i>Pre-Heater</i> (E – 211).....	V-8
V.8.	<i>Vacuum Distillation Column</i> (D – 210).....	V-9
V.9.	<i>Condenser</i> (E – 212).....	V-10
V.10.	<i>Accumulator Tank</i> (H – 214)	V-12
V.11.	<i>Steam Jet Ejector</i> (G – 213)	V-13
V.12.	<i>Reflux Pump</i> (L – 215)	V-13
V.13.	<i>Distillate Cooler</i> (E-216).....	V-14
V.14.	<i>Reboiler</i> (E – 217)	V-16
V.15.	<i>Intermediate Product Storage Tank</i> (F – 221).....	V-17
V.16.	<i>Bottom Product Pump</i> (L-218).....	V-18
V.17.	<i>Bottom Product Cooler</i> (E-219)	V-19
V.18.	<i>By-Product Storage Tank</i> (F – 222)	V-20
V.19.	<i>Final Product Pump</i> (L-223).....	V-21
V.20.	<i>By-Product Splitting Pump</i> (L – 224).....	V-22
V.21.	<i>Final Product Storage Tank</i> (F – 225)	V-22
V.22.	<i>Condensate Tank</i> (F – 315)	V-23
V.23.	<i>Condensate Pump</i> (L – 316).....	V-24
BAB VI ANALISA EKONOMI		VI-1
VI.1.	Pengelolaan Sumber Daya Manusia	VI-1
VI.1.1.	Bentuk Badan Perusahaan.....	VI-1
VI.1.2.	Sistem Organisasi Perusahaan.....	VI-2
VI.1.3	Perincian Jumlah Tenaga Kerja.....	9
VI.2	Utilitas	VI-12

VI.2.1	Unit Pengolahan Air.....	VI-13
VI.2.2	Unit Penyediaan <i>Steam</i>	VI-16
VI.2.3	Unit Pembangkit Tenaga Listrik	VI-16
VI.3	Analisis Ekonomi	VI-17
VI.3.1	Asumsi Perhitungan	VI-17
VI.3.2	Analisa Keuangan.....	VI-18
VI.3.3	Analisa <i>Internal Rate of Return/IRR</i>	VI-19
VI.3.4	Analisa <i>Pay Out Time/POT</i>	VI-19
VI.3.3	Analisa Titik Impas (<i>Break Even Point/BEP</i>)..	VI-19
VI.4.	Penjualan Produk	VI-21
BAB VII PENUTUP.....		VII-1
VII.1.	Diskusi	VII-1
VII.1.1.	Tinjauan Secara Teknis.....	VII-1
VII.1.2.	Tinjauan Secara Ekonomis	VII-2
VII.2.	Kesimpulan	VII-3
DAFTAR PUSTAKA		P-1

DAFTAR GAMBAR

Gambar II.1.	Lokasi Kabupaten Cilacap	II-14
Gambar III.1.	Sistem <i>Water Distillation</i>	III-2
Gambar III.2.	Sistem <i>Water-Steam Distillation</i>	III-4
Gambar III.3.	Sistem <i>Steam Distillation</i>	III-5
Gambar III.4.	Sistem <i>Fractional Distillation</i>	III-7
Gambar III.5.	Sistem <i>Vacuum Distillation</i>	III-8
Gambar III.6.	Sistem <i>Solvent Extraction</i>	III-9
Gambar III.7.	Blok Diagram Pabrik Minyak Kayu Putih	III-14
Gambar IV.1.	Aliran Massa <i>Steam Distillation Tank</i>	IV-3
Gambar IV.2.	Aliran Massa <i>Condenser (E-111)</i>	IV-4
Gambar IV.3.	Aliran Massa <i>Decanter (H-112)</i>	IV-6
Gambar IV.4.	Aliran Massa <i>Crude Oil Storage (F-113)</i>	IV-7
Gambar IV.5.	Aliran Massa <i>Pre-Heater (E-211)</i>	IV-8
Gambar IV. 6.	Aliran Massa <i>Vacuum Distillation (D-210)</i> .	IV-10
Gambar IV. 7.	Aliran Massa <i>Cooler (E-216)</i>	IV-12
Gambar IV.8.	Aliran Massa <i>Intermediate Product (F-221)</i>	IV-14
Gambar IV. 9.	Aliran Massa <i>Cooler (E-219)</i>	IV-15
Gambar IV.10.	Aliran Massa <i>By-Product Storage Tank</i>	IV-16
Gambar IV.11.	Aliran Massa <i>Splitting Point</i>	IV-17
Gambar IV.12.	Aliran Massa <i>Mixing Point</i>	IV-18
Gambar IV.13.	Aliran Massa <i>Boiler (Q-310)</i>	IV-20
Gambar IV. 14.	Aliran Massa pada <i>Deaerator (E-311)</i>	IV-21
Gambar IV. 15.	Neraca Massa <i>Economizer (A-313)</i>	IV-22
Gambar IV.16.	Aliran Massa <i>Steam Drum (A-314)</i>	IV-23
Gambar IV.17.	Aliran Massa <i>Desuperheater</i>	IV-24
Gambar IV.18.	Aliran Massa <i>Condensate Tank (A-315)</i> ...	IV-25
Gambar IV. 19.	Aliran Energi <i>Steam Distillation Tank</i>	IV-27
Gambar IV.20.	Aliran Energi <i>Condenser (E-111)</i>	IV-28
Gambar IV.21.	Aliran Energi <i>Pre-Heater (E-211)</i>	IV-29
Gambar IV.22.	Aliran Energi <i>Vac. Dist. Column</i>	IV-30
Gambar IV.23.	Aliran Energi <i>Cooler (E-216)</i>	IV-31
Gambar IV.24.	Aliran Energi <i>Cooler (E-219)</i>	IV-32

Gambar IV. 25.	Aliran Energi <i>Desuperheater</i>	IV-32
Gambar IV.26.	Aliran Energi <i>Economizer</i> (F-313)	IV-33
Gambar IV. 27.	Aliran Energi <i>Boiler</i> (Q-310)	IV-34
Gambar IV.28.	Aliran Energi <i>Condensate Tank</i> (A-315)...	IV-35
Gambar IV. 29.	Aliran Energi <i>Pre-Heater Pump</i> (L-114) ..	IV-35
Gambar IV. 30.	Aliran Energi <i>Reflux Pump</i> (L-215)	IV-36
Gambar IV. 31.	Aliran Energi <i>Bottom Pump</i> (L-218).....	IV-37
Gambar IV. 32.	Aliran Energi <i>Final Pump</i> (L-223).....	IV-38
Gambar IV. 33.	Aliran Energi <i>By-Product Pump</i> (L-224) ..	IV-39
Gambar IV. 34.	Aliran Energi <i>Condensate Pump</i> (L-316)..	IV-40
Gambar VI. 1.	Struktur Organisasi Perusahaan.....	VI-3
Gambar VI. 2.	Grafik BEP Pabrik Minyak Kayu Putih	VI-20

DAFTAR TABEL

Tabel II. 1. <i>Supply-Demand</i> Minyak Kayu Putih di Indonesia	II-1
Tabel II. 2. Data Luas Perkebunan Kayu Putih	II-5
Tabel II. 3. Data Jumlah Populasi Penduduk	II-6
Tabel II. 4. Data Kapasitas Listrik dan Jumlah Air	II-7
Tabel II. 5. Data Jumlah Angkatan Kerja.....	II-8
Tabel II. 6. Data Upah Minimum Kabupaten/Kota (UMK)	II-9
Tabel II. 7. Data Jumlah Bandara dan Pelabuhan	II-9
Tabel II. 8. Kondisi Wilayah Penentuan Lokasi Pabrik	II-12
Tabel II. 9. Metode AHP Penentuan Lokasi Pabrik	II-13
Tabel II. 10. Kandungan Utama pada Minyak Kayu Putih	II-16
Tabel II. 11. SNI Minyak Kayu Putih	II-16
Tabel III.1 Perbandingan Metode Ekstraksi.....	III-11
Tabel III.2 Hasil AHP Pemilihan Proses Ekstraksi.....	III-12
Tabel III.3 Perbandingan Metode Distilasi.	III-13
Tabel IV.1. Neraca Massa <i>Steam Distillation Tank</i> (D-110)..	IV-3
Tabel IV. 2. Neraca Massa pada <i>Condenser</i> (E-111).....	IV-5
Tabel IV. 3 Aliran Massa pada <i>Decanter</i> (H-112)	IV-6
Tabel IV.4 Neraca Massa <i>Crude Oil Storage Tank</i> (F-113) ..	IV-7
Tabel IV. 5 Neraca Massa <i>Pre-Heater</i> (E-211).....	IV-9
Tabel IV. 6 Neraca Massa Utilitas <i>Vac. Dist. Column</i>	IV-11
Tabel IV. 7 Neraca Massa <i>Vac. Dist. Column</i> (D-210).....	IV-11
Tabel IV. 8 Neraca Massa <i>Cooler</i> (E-216).....	IV-13
Tabel IV. 9 Neraca Massa <i>Inter. Product Storage</i> (F-221)..	IV-14
Tabel IV. 10 Neraca Massa <i>Cooler</i> (E-219).....	IV-15
Tabel IV. 11 Neraca Massa <i>By-Product Storage</i> (F-222)	IV-16
Tabel IV. 12 Neraca Massa <i>Splitting Point</i>	IV-17
Tabel IV. 13 Neraca Massa <i>Mixing Point</i>	IV-18
Tabel IV. 14 Neraca Massa <i>Boiler</i> (Q-310)	IV-20
Tabel IV. 15 Neraca Massa <i>Deaerator</i> (E-311)	IV-21
Tabel IV. 16 Neraca Massa <i>Economizer</i> (A-313)	IV-22
Tabel IV. 17 Neraca Massa <i>Steam Drum</i> (A-314)	IV-23
Tabel IV. 18 Neraca Massa <i>Desuperheater</i>	IV-24

Tabel IV. 19	Neraca Massa <i>Condensate Tank</i> (A-315).....	IV-25
Tabel IV. 20	Neraca Energi <i>Steam Dist. Tank</i> (D-110).....	IV-28
Tabel IV. 21	Neraca Energi <i>Condenser</i> (E-111)	IV-28
Tabel IV. 22	Neraca Energi <i>Pre-Heater</i> (E-211)	IV-29
Tabel IV. 23	Neraca Energi <i>Vac. Dist. Tank</i> (D-210)	IV-31
Tabel IV. 24	Neraca Energi <i>Cooler</i> (E-216)	IV-31
Tabel IV. 25	Neraca Energi <i>Cooler</i> (E-219)	IV-32
Tabel IV. 26	Neraca Energi <i>Desuperheater</i>	IV-33
Tabel IV. 27	Neraca Energi <i>Economizer</i> (F-313).....	IV-33
Tabel IV. 28	Neraca Energi <i>Boiler</i> (Q-310).....	IV-34
Tabel IV. 29	Neraca Energi <i>Condensate Tank</i> (A-315)	IV-35
Tabel IV. 30	Neraca energi <i>Pre-heater pump</i> (L-114).....	IV-36
Tabel IV. 31	Neraca energi <i>reflux pump</i> (L-215).....	IV-36
Tabel IV. 32	Neraca energi <i>bottom product pump</i> (L-218)..	IV-37
Tabel IV. 33	Neraca energi <i>final product pump</i> (L-223)	IV-38
Tabel IV. 34	Neraca energi <i>by-product pump</i> (L-224).....	IV-39
Tabel IV. 35	Neraca energi <i>condensate pump</i> (L-316)	IV-40
Tabel V.1.	Spesifikasi Gudang Penyimpanan (F-120).....	V-1
Tabel V.2.	Spesifikasi <i>Steam Distillation Tank</i> (D – 110)	V-2
Tabel V.3.	Spesifikasi <i>Condenser</i> (E-111)	V-3
Tabel V.4.	Spesifikasi <i>Decanter</i> (H – 112)	V-5
Tabel V.5.	Spesifikasi <i>Crude Oil Storage Tank</i> (F – 113)	V-6
Tabel V.6.	Spesifikasi <i>To Pre-Heater Pump</i> (L – 114)	V-7
Tabel V.7.	Spesifikasi <i>Pre-Heater</i> (E – 211).....	V-8
Tabel V.8.	Spesifikasi <i>Vac. Dist.n Column</i> (D – 210).....	V-9
Tabel V.9.	Spesifikasi <i>Condenser</i> (E – 212)	V-10
Tabel V.10.	Spesifikasi <i>Accumulator Tank</i> (H – 214).....	V-12
Tabel V.11.	Spesifikasi <i>Steam Jet Ejector</i> (G – 213)	V-13
Tabel V.12.	Spesifikasi <i>Reflux Pump</i> (L – 215)	V-13
Tabel V.13.	Spesifikasi <i>Distillate Cooler</i> (E-216)	V-14
Tabel V.14.	Spesifikasi <i>Reboiler</i> (E – 217).....	V-16
Tabel V.15.	Spesifikasi <i>Inter. Product Storage</i> (F – 221).....	V-17
Tabel V.16.	Spesifikasi <i>Bottom Product Pump</i> (L-218).....	V-18
Tabel V.17.	Spesifikasi <i>Bottom Product Cooler</i> (E-219).....	V-19
Tabel V.18.	Spesifikasi <i>By-Product Storage Tank</i> (F – 222) .	V-20

Tabel V.19. Spesifikasi <i>Final Product Pump</i> (L-223).....	V-21
Tabel V.20. Spesifikasi <i>By-Product Pump</i> (L – 224).....	V-22
Tabel V.21. Spesifikasi <i>Final Product Storage</i> (F – 225)	V-22
Tabel V.22. Spesifikasi <i>Condensate Tank</i> (F – 315)	V-23
Tabel V.23. Spesifikasi <i>Condensate Pump</i> (L – 316).....	V-24
Tabel VI. 1. Daftar Kebutuhan Karyawan.....	VI-9
Tabel VI. 2. Jadwal <i>Shift</i> dengan Sistem 2-2-2	VI-12
Tabel VI. 3. Ringkasan Hasil Analisa Ekonomi.....	VI-20
Tabel VI. 4. Perbandingan Nilai Jual Produk.....	VI-22

BAB I

LATAR BELAKANG

Indonesia merupakan negara dengan kekayaan alam yang melimpah dan saat ini telah menjadi salah satu pemasok bahan baku minyak atsiri di dunia (Kementerian Perindustrian, 2019). Minyak atsiri merupakan suatu cairan berkonsentrasi yang mengandung senyawa aromatik yang diperoleh dari tumbuhan. Minyak atsiri pada umumnya digunakan dalam bidang wewangian, farmasi, maupun kuliner. Terdapat sekitar 40 jenis minyak atsiri yang diproduksi Indonesia dan 12 diantaranya telah dikembangkan dalam skala industri, salah satu diantaranya adalah minyak kayu putih (*cajuput oil*) (Kementerian Perdagangan Republik Indonesia, 2011).

Minyak kayu putih merupakan minyak yang telah umum digunakan di kehidupan masyarakat Indonesia. Minyak kayu putih merupakan minyak atsiri yang diperoleh dengan cara penyulingan daun dan ranting dari tanaman kayu putih (*Melaleuca leucadendron*) (Badan Standardisasi Nasional, 2014). Minyak jenis ini memiliki kandungan utama berupa *1,8-cineole* yang memiliki berbagai manfaat di bidang medis dan farmasi seperti antiseptik, insektisida dan *vermifuge*, *decongestant* dan *expectorant*, maupun obat *analgesic* atau penghilang nyeri. Tidak

hanya itu, minyak kayu putih juga umum digunakan sebagai wewangian dan aroma terapi (Corryanti dan Sugito, 2015).

Kebutuhan minyak kayu putih di Indonesia pada tahun 2019 diperkirakan mencapai sebesar 4.500 ton sedangkan produksi yang dihasilkan hanya sebesar 2.500 ton. Defisit minyak kayu putih tersebut dipenuhi dengan melakukan impor minyak *eucalyptus* yang dari negara China sebagai produk komplementer untuk dicampurkan dalam produk minyak kayu putih yang diperdagangkan di pasaran (Kementerian Lingkungan Hidup dan Kehutanan (KLHK), 2019). Alangkah ironisnya jika minyak kayu putih yang diperoleh dari tumbuhan asli Indonesia tidak dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri atau bahkan digantikan oleh minyak *eucalyptus*. Hal ini mengindikasikan bahwa sebenarnya peluang untuk pengembangan industri minyak kayu putih masih terbuka lebar.

Defisit produksi minyak kayu putih terjadi akibat kekurangan sumber bahan baku. Tumbuhan kayu putih di Indonesia merupakan tumbuhan tua yang tumbuh secara liar nyaris tanpa usaha peningkatan kualitas. Upaya peningkatan produktivitas tumbuhan kayu putih telah dilakukan sejak tahun 1966 dengan perintisan program pemuliaan tanaman kayu putih untuk peningkatan rendemen di Yogyakarta. Di lain pihak, Kementerian Lingkungan Hidup dan Kehutanan hingga Juni 2019 telah mengeluarkan 63 SK Izin Pemanfaatan Hutan Perhutanan

Sosial (IPHPS) di Pulau Jawa seluas 25.977 ha kepada 23.113 Kemitraan Kehutanan (KK) untuk mendorong pengembangan usaha minyak kayu putih (Kementerian Lingkungan Hidup dan Kehutanan, 2019).

Peluang pengembangan industri minyak kayu putih masih sangat besar mengingat besarnya kesenjangan antara kebutuhan dan produksinya. Disamping itu, dukungan masif yang diberikan pemerintah turut membantu kemudahan dalam memulai industri ini. Dilatarbelakangi hal tersebut, maka disusunlah pra desain pabrik berjudul **“Pabrik Minyak Kayu Putih dari Daun Kayu Putih”**

BAB II

BASIS DESAIN DATA

II.1. Kapasitas

Indonesia dituntut untuk mampu bersaing di era pasar bebas dengan negara lain di berbagai bidang, salah satunya adalah bidang industri. Perkembangan dunia industri merupakan salah satu elemen yang memegang pengaruh penting dalam kemajuan ekonomi di Indonesia. Produsen minyak atsiri telah tersebar di berbagai negara seperti Brazil, China, Amerika Serikat, Mesir, India, dan juga Indonesia. Sebagai salah satu negara eksportir terbesar minyak atsiri di dunia, Indonesia perlu memberikan perhatian khusus terhadap perkembangan produksi minyak atsiri di dalam negeri baik untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri maupun meningkatkan perekonomian negara dengan melakukan ekspor ke berbagai negara-negara lain.

Tabel II. 1. *Supply-Demand* Minyak Kayu Putih di Indonesia

Tahun	Produksi (ton/tahun)	Konsumsi (ton/tahun)	Ekspor (ton/tahun)	Impor (ton/tahun)
2014	53,22 ^c	980 ^a	0	926,78 ^a
2015	140 ^c	1.500 ^a	0	1.360 ^a
2016	500 ^b	1.500 ^b	0	1.000 ^a
2017	208,33 ^c	2.200 ^a	0	1.991,67 ^a
2018	2.500 ^a	4.500 ^a	0	2.000 ^a
2019	2.500 ^a	4.500 ^a	0	2.000 ^a

Sumber:

- a. Kementerian Lingkungan Hidup dan Kehutanan RI, 2019.
- b. Kementerian Perindustrian RI, 2018.
- c. Badan Pusat Statistik, 2018.

Fluktuasi pada kondisi produksi, konsumsi, ekspor, maupun impor minyak kayu putih yang terlihat pada Tabel 2.1.1 disebabkan oleh beberapa faktor, antara lain adalah kebijakan pemerintah dengan program ketahanan pangan dimana terjadi pengalihan penggunaan lahan dari tanaman kayu putih menjadi tanaman pangan pada tahun 2016. Sedangkan pada tahun 2018 hingga 2019 terjadi peningkatan pesat pada produksi minyak kayu putih karena pemerintah kembali menggalakan penanaman kayu putih guna meningkatkan produksi minyak kayu putih untuk memenuhi kebutuhan masyarakat (Kementerian Lingkungan Hidup dan Kehutanan, 2019).

Penentuan kapasitas pabrik memerlukan data-data seputar pertumbuhan produksi, konsumsi, ekspor, maupun impor minyak kayu putih. Tabel II.1 menunjukkan bahwa produksi minyak kayu putih di Indonesia pada tahun 2014 – 2019 mengalami fluktuasi yang tidak stabil sehingga penentuan perhitungan kapasitas yang didasarkan pada pertumbuhan akan memberikan hasil yang kurang akurat. Oleh karena itu, perhitungan kapasitas pabrik minyak kayu putih dilakukan berdasarkan data pada dua tahun terakhir (2018-2019) yang cenderung bernilai konstan.

Pabrik minyak kayu putih direncanakan memiliki kapasitas produksi yang mampu mensubstitusi sebesar 7,5% kebutuhan impor pada dua tahun terakhir (2000 ton/tahun). Melalui perhitungan berikut:

Kapasitas produksi pabrik

= Kebutuhan impor minyak kayu putih x 7,5%

= 2000 ton/tahun x 7,5%

= 150 ton/tahun

maka diperoleh besar kapasitas produksi minyak kayu putih adalah 150 ton/tahun.

II.2. Lokasi Pabrik

II.2.1. Penentuan Lokasi Pabrik

Lokasi dari suatu pabrik mempunyai pengaruh besar terhadap kelangsungan atau keberhasilan pabrik tersebut. Oleh karena itu, penentuan lokasi dari suatu pabrik menjadi hal yang sangat penting dan harus direncanakan secara matang. Idealnya lokasi pabrik yang akan dipilih harus dapat memberikan keuntungan jangka panjang baik untuk perusahaan maupun warga sekitar, serta dapat memiliki kemungkinan untuk dilakukan perluasan atau penambahan kapasitas produksi demi perkembangan pabrik tersebut.

Terdapat beberapa hal yang menjadi pertimbangan pada pemilihan lokasi pendirian pabrik minyak kayu putih, yaitu:

1. Ketersediaan bahan baku
2. Lokasi pemasaran
3. Sumber energi listrik dan air
4. Sumber tenaga kerja

5. Aksesabilitas dan fasilitas transportasi
6. Hukum dan peraturan
7. Iklim dan topografi

Berdasarkan pertimbangan di atas, dilakukan analisa pembuatan pilihan lokasi pabrik yang memiliki karakteristik paling sesuai dengan kebutuhan pabrik minyak kayu putih. Dari kajian yang telah dilakukan, diperoleh dua pilihan lokasi terbaik untuk pendirian pabrik yaitu terletak pada Tuban, Jawa Timur dan Cilacap, Jawa Tengah. Berikut ini merupakan penjabaran dari dua pilihan lokasi tersebut berdasarkan parameter untuk pertimbangan pemilihan lokasi pendirian pabrik.

II.2.1.1. Bahan Baku

Jumlah bahan baku yang tersedia merupakan sesuatu yang sangat penting untuk dipertimbangkan karena berkaitan erat dengan stabilitas produksi pabrik. Hal ini dikarenakan jumlah bahan baku yang tidak memenuhi kebutuhan produksi dapat mengakibatkan aktivitas produksi terganggu dan menimbulkan kerugian bagi pabrik.

Tabel II. 2. Data Luas Perkebunan Kayu Putih

	Tuban, Jawa Timur	Cilacap, Jawa Tengah
Luas Perkebunan Kayu Putih (ha)	1.380 ^a	2.000 ^b
Ketersediaan Daun (ton)	27.600 ^c	39.996 ^c

Sumber : a. Dinas Komunikasi dan Informatika Provinsi Jawa Timur, 2015.

b. Pemerintah Kabupaten Cilacap, 2019

c. Kartikawati, dkk., 2014.

Berdasarkan data pada Tabel II.2 dapat diketahui bahwa wilayah Cilacap, Jawa Tengah memiliki luas lahan perkebunan kayu putih lebih besar daripada Tuban, Jawa Timur sehingga memiliki ketersediaan bahan baku yang lebih besar pula.

II.2.1.2. Pemasaran

Pasar merupakan elemen penting dalam keberlangsungan suatu pabrik. Keberadaan pasar akan memengaruhi angka permintaan dari suatu produk yang nantinya menentukan keuntungan pabrik selama didirikan. Lokasi antara pabrik dan pasar menjadi pertimbangan penting dalam menentukan lokasi pabrik didirikan. Semakin strategis lokasi pabrik dalam menjangkau pasar yang menjadi sasaran penjualan produk, akan menjadi nilai tambah dalam penentuan lokasi.

Minyak kayu putih merupakan produk yang dapat digunakan masyarakat secara umum dalam berbagai kebutuhan seperti farmasi atau kesehatan, terapi, hingga wewangian.

Masyarakat pun menggunakan minyak kayu putih bukan hanya untuk kebutuhan rumah tangga, melainkan juga pada instansi kesehatan, pendidikan, hingga pelayanan masyarakat. Luasnya ruang lingkup penggunaan minyak kayu putih dalam kehidupan masyarakat mengindikasikan bahwa tingginya jumlah penduduk suatu wilayah akan memengaruhi peningkatan kebutuhan minyak kayu putih yang digunakan dalam berbagai aspek kegiatan masyarakat.

Tabel II. 3. Data Jumlah Populasi Penduduk

	Tuban, Jawa Timur	Cilacap, Jawa Tengah
Jumlah Populasi Penduduk (Jiwa)	1.285.000	1.662.000

Sumber : a. Badan Pusat Statistik Kabupaten Tuban, 2019

b. Badan Pusat Statistik Kabupaten Cilacap, 2019

Tabel II.3 menunjukkan bahwa Cilacap, Jawa Tengah merupakan wilayah dengan jumlah populasi penduduk lebih besar daripada Tuban, Jawa Timur sehingga dapat diperkirakan bahwa kebutuhan minyak kayu putih akan lebih tinggi pada wilayah Cilacap, Jawa Tengah.

II.2.1.3. Sumber Energi Listrik dan Air

Pabrik menjalankan serangkaian proses untuk mengolah bahan baku menjadi suatu produk. Seluruh proses dalam pabrik tentunya membutuhkan energi listrik maupun air untuk kelancaran

suatu proses. Lokasi tanpa ketersediaan sumber listrik dan air yang stabil akan mengganggu jalannya proses bahkan dapat menyebabkan produksi berhenti. Hal ini tentu mengakibatkan kerugian besar bagi pabrik, terlebih jika terjadi berulang kali. Oleh karena itu, dalam penentuan lokasi pabrik perlu memperhatikan ketersediaan sumber listrik dan air didalamnya agar proses produksi pada pabrik dapat berjalan lancar.

Tabel II. 4. Data Kapasitas Listrik dan Jumlah Ketersediaan Air

	Tuban, Jawa Timur	Cilacap, Jawa Tengah
Kapasitas Listrik Terpasang (MW)	6.164,62 ^a	3.068,78 ^a
<i>Jumlah Ketersediaan Air (liter/detik)</i>	120 ^b	796 ^c

Sumber : a. Informasi Statistik PLN, 2017.

b. Kementerian Pekerjaan Umum dan Perumahan Rakyat Direktorat Jenderal Cipta Karya Kabupaten Tuban, 2019.

c. Perusahaan Daerah Air Minum Kabupaten Cilacap, 2019.

II.2.1.4. Sumber Tenaga Kerja

Sumber daya manusia merupakan salah satu hal penting dalam keberlangsungan suatu pabrik. Sumber daya manusia berperan sebagai tenaga kerja yang menempati berbagai posisi dan menjalankan peran fungsinya masing-masing dalam pabrik.

Ketersediaan sumber tenaga kerja dapat direpresentasikan dengan jumlah angkatan kerja pada suatu wilayah. Menurut Badan Pusat Statistik, angkatan kerja diartikan sebagai penduduk usia kerja (15 tahun dan lebih) yang bekerja, atau punya pekerjaan

namun sementara mengganggu dan pengangguran. Penduduk dalam kategori angkatan kerja dianggap memiliki kapabilitas dalam berkontribusi pada suatu perusahaan untuk mengembangkan pabrik. Sehingga lokasi pabrik pada wilayah dengan ketersediaan jumlah angkatan kerja yang memadai dan sesuai dengan kriteria perusahaan dapat memberikan kemudahan tersendiri bagi perusahaan dalam menjangkau tenaga-tenaga kerja terpadu. Tidak hanya itu, tentunya hal ini dapat membantu dalam peningkatan ekonomi dan kesejahteraan wilayah setempat dengan bertambahnya lapangan pekerjaan bagi masyarakat sekitar.

Tabel II. 5. Data Jumlah Angkatan Kerja

	Tuban, Jawa Timur	Cilacap, Jawa Tengah
Jumlah Angkatan Kerja (Jiwa)	653.981 ^a	520.661 ^b

Sumber : a. Badan Pusat Statistik Kabupaten Tuban, 2019.

b. Badan Pusat Statistik Kabupaten Cilacap, 2019.

Selain jumlah angkatan kerja pada suatu wilayah, hal lain yang berkaitan erat dengan tenaga kerja adalah Upah Minimum Kabupaten/Kota (UMK). UMK menjadi salah satu faktor yang memengaruhi biaya ketenagakerjaan yang perlu dianggarkan oleh suatu pabrik selama didirikan. Semakin tinggi UMK maka anggaran untuk biaya ketenagakerjaan juga akan lebih tinggi pula.

Tabel II. 6. Data Upah Minimum Kabupaten/Kota (UMK)

	Tuban, Jawa Timur	Cilacap, Jawa Tengah
UMK	Rp 2.333.641,85	Rp 1.989.058,08

Sumber :

- Dinas Tenaga Kerja, Transmigrasi, dan Kependudukan Provinsi Jawa Timur, 2019.
- Dinas Tenaga Kerja, Transmigrasi, dan Kependudukan Provinsi Jawa Tengah, 2019.

Tabel II.6 menunjukkan bahwa nilai UMK Cilacap, Jawa Tengah lebih rendah daripada Tuban, Jawa Timur sehingga dapat diperkirakan bahwa anggaran biaya ketenagakerjaan akan lebih rendah pada wilayah Cilacap, Jawa Tengah.

II.2.1.5. Aksesibilitas dan Fasilitas Transportasi

Kemudahan akses dan fasilitas transportasi menjadi salah satu pertimbangan penting dalam lokasi pabrik karena menentukan keberlangsungan pabrik selama didirikan. Lokasi yang strategis baik dari kemudahan akses dan transportasi dari lokasi bahan baku, distribusi menuju pasar, dan berbagai kepentingan lainnya akan memberikan efisiensi baik dari segi waktu maupun biaya yang harus di keluarkan.

Tabel II. 7. Data Jumlah Bandara dan Pelabuhan

	Tuban, Jawa Timur	Cilacap, Jawa Tengah
Akses Bandara	125,1 km dari Bandara Internasional Juanda, Surabaya.	Bandar Udara Tunggul Wulung, Cilacap
Akses Pelabuhan	-	Pelabuhan Tanjung Intan, Cilacap

Tabel II.7 menunjukkan bahwa wilayah Cilacap, Jawa Tengah memiliki akses dan fasilitas transportasi baik berupa bandara maupun pelabuhan, berbeda halnya dengan Tuban, Jawa Timur yang tidak didapati pelabuhan umum di wilayahnya. Hal ini berarti, wilayah Cilacap, Jawa Tengah memiliki akses dan fasilitas transportasi yang dapat dijangkau baik darat, laut, maupun udara untuk proses distribusi bahan baku maupun produk.

II.2.1.6. Hukum dan Peraturan

Hukum dan peraturan yang berlaku di Indonesia menjadi acuan penting dalam pendirian pabrik pada suatu wilayah Indonesia. Dalam proses pendirian pabrik hingga pabrik dijalankan harus sesuai dengan regulasi yang sudah ditentukan untuk wilayah setempat. Misalnya, pada proses pengolahan limbah yang dihasilkan pabrik harus melalui serangkaian proses sehingga limbah yang dibuang memenuhi syarat baku sesuai regulasi yang ada. Sehingga, penentuan lokasi harus memerhatikan berbagai hal yang bersinggungan dengan regulasi setempat sehingga seluruh proses yang dilakukan di dalam pabrik tidak bertentangan dengan hukum dan peraturan yang ada.

Tidak hanya itu, dukungan pemerintah yang diberikan melalui berbagai kebijakan pada suatu daerah dapat menjadi nilai tambah dalam penentuan lokasi pabrik didirikan. Contohnya, pada kebijakan pemerintah melalui Perum Perhutani dengan penerbitan

63 SK Izin Pemanfaatan Hutan Perhutanan Sosial (IPHPS) untuk 23.113 Kemitraan Kehutanan (KK) di Pulau Jawa menjadikan Pulau Jawa sebagai salah satu alternatif lokasi yang menjanjikan untuk pendirian pabrik minyak kayu putih.

Berdasarkan Peraturan Daerah Provinsi Jawa Timur Nomor 5 Tahun 2012 tentang Rencana Tata Ruang Wilayah Provinsi Tahun 2011-2031 Pasal 72 tentang Rencana Kawasan Budi Daya, Kabupaten Tuban termasuk sebagai salah satu wilayah yang direncanakan dalam pengembangan kawasan peruntukan hutan produksi, perkebunan, dan industri. Hal ini menunjukkan bahwa Tuban, Jawa Timur merupakan salah satu wilayah yang berpotensi sebagai lokasi pendirian pabrik minyak kayu putih.

Peraturan Daerah Provinsi Jawa Tengah Nomor 10 Tahun 2017 tentang Rencana Pembangunan Industri Provinsi Jawa Tengah Tahun 2017-2037 Pasal 8 menunjukkan bahwa Kabupaten Cilacap termasuk sebagai salah satu wilayah yang memiliki industri unggulan berupa produksi bahan kimia dan farmasi yang akan direncanakan pengembangannya hingga tahun 2037. Hal ini menunjukkan bahwa Kabupaten Cilacap juga memiliki potensi sebagai wilayah pendirian lokasi pabrik minyak kayu putih.

II.2.1.7. Iklim dan Topografi

Bahan baku dari pabrik minyak kayu putih adalah daun yang diperoleh dari tanaman kayu putih. Tanaman kayu putih

tumbuh pada daerah dengan suhu minimum 17-22°C dan maksimum 31-33°C; atau curah hujan rerata tahunan maksimum 2000 mm (Sudaryono, 2010). Tanaman kayu putih tersebut dapat tumbuh di rawa, dataran pantai, dan genangan air (Brophy dan Doran, 1996).

Lokasi pabrik direncanakan memiliki jarak yang cukup dekat dengan lokasi bahan baku sehingga pertimbangan penentuan lokasi pabrik harus memerhatikan kondisi iklim dan topografi wilayah setempat. Wilayah dengan kondisi yang tidak cocok dengan pertumbuhan tanaman kayu putih membuat pasokan bahan baku untuk pabrik menjadi terganggu, sehingga proses produksi pun juga akan terganggu.

Tabel II. 8. Kondisi Wilayah Penentuan Lokasi Pabrik

Parameter	Tuban, Jawa Timur	Cilacap, Jawa Tengah
Suhu	25 – 27,5°C ^a	22,22 – 32,10°C ^b
Curah Hujan	1483 mm per tahun ^a	17 – 420 mm per tahun ^b

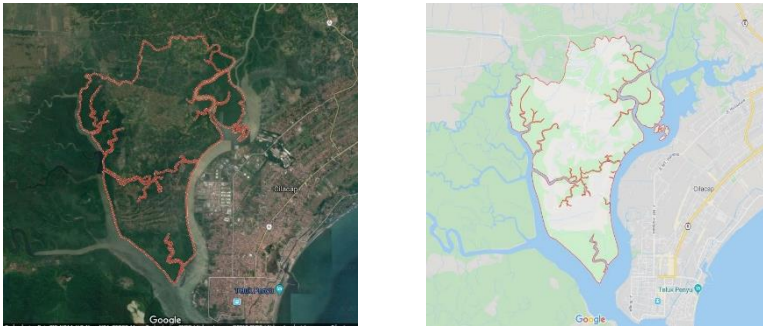
Sumber :

- a. Kementerian Pekerjaan Umum dan Perumahan Rakyat Direktorat Jenderal Cipta Karya Kabupaten Tuban, 2019.
- b. Sistematis Rencana Pembangunan Jangka Menengah Daerah (RPJMD) Kabupaten Cilacap Tahun 2008 – 2012, 2013.

Tabel II. 9. Metode *Analytical Hierarchy Process* (AHP)
Penentuan Lokasi Pabrik

No.	Parameter	Indikator	AHP	Nilai		Nilai x AHP	
				Tuban	Cilacap	Tuban	Cilacap
1.	Ketersediaan bahan baku	Ketersediaan bahan baku	0,3220	2	3	0,6440	0,9660
2.	Pemasaran	Jumlah Populasi Penduduk	0,2120	1	2	0,2120	0,4240
3.	Sumber energi listrik dan air	Ketersediaan pasokan listrik	0,0805	3	2	0,2415	0,1610
		Ketersediaan pasokan air	0,0805	1	3	0,0805	0,2415
4.	Sumber tenaga kerja	Jumlah angkatan kerja	0,0187	2	1	0,0375	0,0188
		UMK	0,0563	2	3	0,1125	0,1688
5.	Aksesabilitas dan fasilitas transportasi	Jarak pabrik dengan bandara	0,0610	2	3	0,1220	0,1830
		Jarak pabrik dengan pelabuhan	0,0610	1	3	0,0610	0,1830
6.	Hukum dan peraturan	Kemudahan pengembangan industri	0,0450	2	2	0,0900	0,0900
7.	Iklim dan topografi	Suhu	0,0315	2	2	0,0630	0,0630
		Curah hujan	0,0315	3	2	0,0945	0,0630
Total						1,7585	2,5621

II.2.1.8. Lokasi Pabrik Terpilih



Gambar II.1. Lokasi Kabupaten Cilacap

Berbagai aspek dalam penentuan lokasi pabrik yang telah dijabarkan sebelumnya digunakan sebagai parameter untuk melakukan *grading score* atau pembobotan dengan menggunakan Metode *Analytical Hierarchy Process* (AHP) untuk menentukan lokasi terpilih pendirian pabrik minyak kayu putih.

Berdasarkan *Analytical Hierarchy Process* (AHP) yang telah dibuat dengan parameter-parameter sesuai pada Tabel II.9, diketahui bahwa **Cilacap, Jawa Tengah** merupakan lokasi terbaik yang dipilih untuk pendirian pabrik minyak kayu putih.

Kabupaten Cilacap merupakan wilayah yang terletak di provinsi Jawa Tengah. Dalam pendirian pabrik minyak kayu putih, dipilih lokasi kelurahan Kutawaru yang terletak pada Kecamatan Cilacap Tengah. Kutawaru secara geografis dilewati oleh aliran Sungai Serayu dan bersdekatan dengan laut sehingga memiliki potensi yang sangat baik untuk pendirian pabrik.

II.3. Kualitas Bahan Baku dan Produk

Kayu putih atau dalam bahasa latin *Malaleuca cajuputi* merupakan salah satu jenis tanaman yang mempunyai peranan cukup penting dalam industri minyak atsiri. Tanaman mendeskripsikan kayu putih sebagai sebagai pohon dengan tinggi mencapai 10 – 20 meter, batang pohon tidak berkembang terlalu besar dengan permukaan kulit berlapis-lapis dan mengelupas tak beraturan. Daun kayu putih berjenis daun tunggal, relatif tebal , bertangkai pendek, berposisi duduk berselang-seling. Helaian daun berbentuk jorong atau lanset, dengan panjang 4,5 – 15 cm, lebar 0,75 – 4 cm, ujung dan pangkal daun runcing, tepi rata dan tulang daun hampir sejajar. Permukaan daun berambut, warna hijau kelabu sampai hijau kecoklatan, bila diremas akan mengeluarkan aroma khas kayu putih.

Komposisi kimia minyak kayu putih sangat bervariasi, yaitu dipengaruhi oleh spesies tumbuhan penghasil dan daerah asal atau tempat tumbuhnya. Komponen utama dalam minyak kayu putih adalah 1,8-*cineole* yang menjadi parameter kualitas minyak putih. Kadar 1,8-*cineole* pun dipengaruhi oleh serangkaian proses yang dijalankan dalam produksi minyak kayu putih. Minyak kayu putih yang diperoleh langsung dari hasil penyulingan memiliki kadar 1,8-*cineole* mencapai kurang lebih 35%, lebih rendah dibandingkan dengan minyak kayu putih yang telah melewati

proses pemurnian lebih lanjut yakni berkisar 55-60% (Setyaningsih, dkk., 2014).

Pada umumnya kandungan utama minyak kayu putih yang diperdagangkan di pasaran seperti tercantum pada Tabel II.10.

Tabel II. 10. Kandungan Utama pada Minyak Kayu Putih

Komponen	Titik Didih (°C)	Persentase (%)
<i>1,8-cineole</i>	176,4	40 – 60
<i>α-terpineol</i>	219	9 – 16
<i>Limonene</i>	176	3 – 6
<i>Linalool</i>	197,5	3
<i>γ-terpinene</i>	183	0,7-3

Sumber : CBI Market Information Database, 2016

Kualitas atau mutu minyak kayu putih yang diproduksi harus sesuai dengan Standar Nasional Indonesia (SNI) untuk minyak kayu putih yaitu SNI 3954:2014 (Badan Standarisasi Nasional, 2014). Kelas mutu minyak kayu putih ditentukan berdasarkan kadar *1,8-cineole* yang dimiliki oleh minyak kayu putih yang diperdagangkan. Pabrik minyak kayu putih ini menginginkan minyak kayu putih yang diproduksi memiliki kadar *1,8-cineole* sebesar 55-60% yakni masuk ke dalam kategori kelas mutu utama sesuai Badan Standarisasi Nasional (2014).

Tabel II. 11. SNI Minyak Kayu Putih

Sifat	Standar
Warna	Tidak berwarna, kekuningan atau kehijauan dan jernih
Bau	Khas kayu putih
Berat jenis ; 20°C	0,900 – 0,930

Indeks bias ; 20°C ; nD ²⁰	1,450 – 1,470
Putaran optis	-4°C s.d 0°C
Kelarutan dalam etanol 80%	Jernih dengan nisbah volume 1:1
Kadar 1,8 <i>cineole</i> (%)	>60 : Kelas mutu super
	55 – 60 : Kelas mutu utama
	50 – <55 : Kelas mutu pertama

Sumber : Badan Standardisasi Nasional,2014.

BAB III

SELEKSI DAN URAIAN PROSES

III.1. Tipe-Tipe Proses

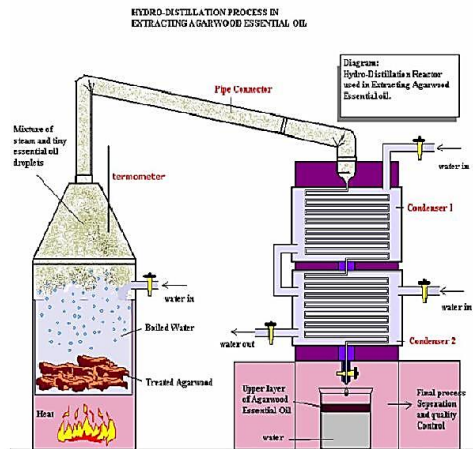
Proses produksi minyak kayu putih dari daun tanaman kayu putih terdiri dari dua tahapan proses utama, yaitu tahap ekstraksi minyak dari daun kayu putih dan tahap purifikasi atau pemurnian minyak kayu putih hasil dari proses ekstraksi.

III.1.1. Tahap Ekstraksi Minyak dari Daun Kayu Putih

Terdapat beberapa metode baik konvensional maupun modern untuk ekstraksi minyak dari daun tanaman kayu putih. Dalam industri minyak atsiri, metode distilasi atau penyulingan menjadi metode yang umum digunakan pada tahapan ekstraksi minyak. Ada tiga macam tipe distilasi yang dibedakan berdasarkan kontak antara air/uap dengan bahan baku yang akan didistilasi, yaitu *water distillation*, *water-steam distillation*, dan *steam distillation*.

III.1.1.1. Water Distillation

Water distillation atau juga disebut *hydro distillation* merupakan proses paling sederhana dan paling tua dalam memperoleh minyak atsiri dari tanaman. Dalam metode ini, material yang akan diekstraksi dibenamkan dalam air dan dididihkan. Minyak atsiri akan dibawa oleh *steam* yang selanjutnya memasuki *condenser* untuk dilakukan proses kondensasi (Handa, 2008). Produk minyak atsiri yang dihasilkan dapat dengan mudah diperoleh dari material yang telah dipotong halus atau dalam bentuk *powder*.



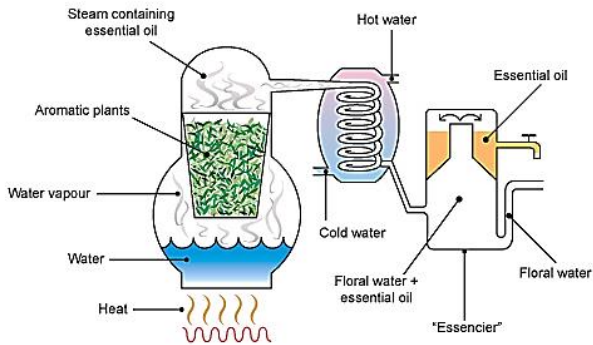
Gambar III.1. Sistem *Water Distillation*

Water distillation mudah untuk digunakan dan relatif memerlukan biaya rendah dalam pengadaan peralatan maupun perawatannya. Namun metode ini memiliki waktu proses yang

lama dan terdapat kemungkinan degradasi produk yang diinginkan akibat komponen terpapar panas dalam waktu yang lama sehingga proses menjadi tidak ekonomis. Tidak hanya itu, dalam distilasi dikhawatirkan ada komponen-komponen yang larut dalam air tidak dapat terevaporasi dengan baik selama proses. Metode ini lebih umum digunakan untuk proses penyulingan konvensional skala kecil di masyarakat.

III.1.1.2. *Water-Steam Distillation*

Metode kombinasi *water* dan *steam* memiliki kemiripan dengan *water distillation* namun material yang akan diekstraksi tidak berkontak secara langsung dengan air melainkan ditempatkan dalam sebuah penyangga di atas air yang mendidih. *Steam* yang terbentuk secara langsung melewati material tersebut. Untuk memperoleh hasil terbaik, material harus terdistribusi secara merata sehingga terjadi kontak yang efisien dengan *steam*.



Gambar III.2. Sistem *Water-Steam Distillation*

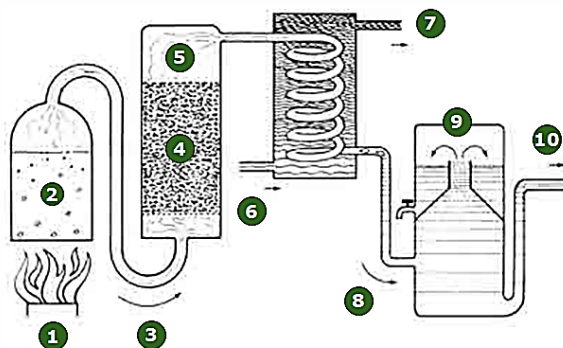
Dibandingkan dengan metode *water distillation*, metode ini akan memberikan *yield* yang lebih besar, kualitas minyak atsiri yang lebih baik, serta waktu proses yang berlangsung lebih cepat (Dilworth, dkk., 2017).

III.1.1.3. *Steam Distillation*

Steam distillation atau juga disebut sebagai *direct steam distillation* merupakan perbaikan dari metode distilasi sebelumnya dengan cara menghilangkan komponen air yang ada pada bagian bawah kolom. *Saturated* atau *superheated* steam dengan tekanan yang biasanya lebih tinggi dari tekanan atmosferik dimasukkan melalui *steam coils* di bawah material yang akan diekstraksi dan akan melewati material tersebut hingga ke bagian atas (Guenther, 1948).

Metode ini merupakan metode paling umum digunakan dalam melakukan ekstraksi minyak atsiri karena biaya yang

dibutuhkan tergolong rendah. Proses berlangsung pada temperatur rendah yang memungkinkan pemisahan komponen *nonvolatile* sehingga dapat menjaga kualitas dari komponen yang dapat rusak pada temperatur tinggi, *Steam distillation* memerlukan temperatur mendekati 100°C, diikuti sistem kondensasi untuk memperoleh minyak atsiri. Proses ini dikatakan sangat umum untuk digunakan dan mudah dalam kontrol prosesnya meskipun biaya awal yang diperlukan cenderung lebih tinggi dibandingkan dengan dua metode distilasi sebelumnya namun paling cocok digunakan dalam skala besar (Dilworth, dkk., 2017).



- | | |
|-----------------------------------|-----------------------------------|
| 1: Fire | 6: Cold water |
| 2: Water | 7: Hot water |
| 3: Steam | 8: Water mixed with essential oil |
| 4: Aromatic plants | 9: Essential oil |
| 5: Steam mixed with essential oil | 10: Hydrolat (aromatic water) |

Gambar III.3. Sistem *Steam Distillation*

Proses distilasi pada minyak atsiri bertujuan untuk memperoleh *yield* dan kualitas minyak sebaik mungkin. Ada

beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam mencapainya, yakni mengatur suhu operasi serendah mungkin untuk menghindari degradasi produk serta menggunakan air sekecil mungkin selama proses, dalam hal ini *steam distillation* dianggap menjadi metode yang paling efektif dalam proses distilasi pada minyak atsiri (Handa, 2008).

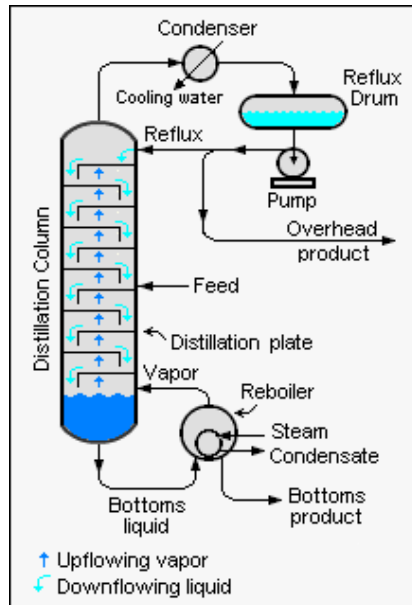
III.1.2. Tahap *Refinery* (Pemurnian) Minyak Kayu Putih

Tahap pemurnian minyak kayu putih ini bertujuan untuk meningkatkan kadar 1,8-*cineol* sebagai komponen paling utama dalam produk minyak kayu putih. Terdapat beberapa jenis metode pemurnian dengan perbedaannya masing-masing, baik dalam peralatan yang digunakan, proses, hingga produk yang dihasilkan (Stauffer, dkk., 2018).

III.1.2.1. *Fractional Distillation*

Distilasi adalah suatu proses yang bertujuan memisahkan suatu komponen dalam liquid campuran berdasarkan perbedaan titik didihnya (Guenther, 1948). Distilasi fraksinasi digunakan ketika proses pemisahan yang lebih efisien dibutuhkan daripada distilasi yang sederhana. Tipe distilasi ini merupakan proses kesetimbangan dimana komposisi distilat berubah secara konstan. Alat utama yang digunakan dalam proses ini adalah kolom distilasi yang terdiri dari sejumlah *plate* diletakkan secara bertingkat dalam

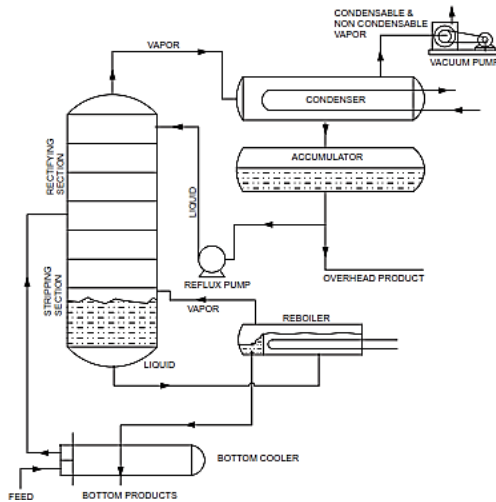
sebuah kolom. *Liquid* akan menguap dari *plate* pada tingkat yang lebih bawah kemudian akan terkondensasi pada *plate* yang lebih tinggi. Performa kolom distilasi akan semakin meningkat seiring bertambahnya jumlah *plate* (Buszewski, 1996).



Gambar III.4. Sistem *Fractional Distillation*

III.1.2.2. *Vacuum Distillation*

Teknologi *vacuum distillation* merupakan salah satu metode pemurnian dengan pemanfaatan kondisi vakum untuk menurunkan tekanan pada suatu sistem hingga dibawah tekanan normal sehingga bisa membuat komponen dengan titik didih tinggi dapat mendidih pada temperatur yang rendah (Wu, dkk., 2019).



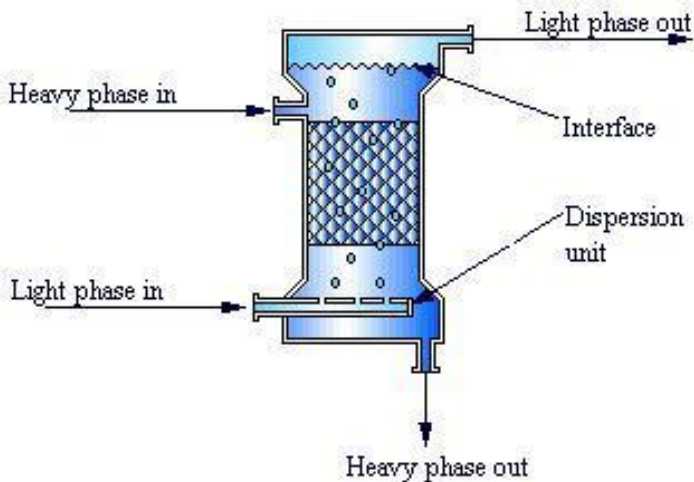
Gambar III.5. Sistem *Vacuum Distillation*

Metode ini telah banyak digunakan oleh berbagai bidang industri karena dianggap mudah dalam pengoperasian dengan biaya relatif rendah. Berdasarkan penelitian, ekstraksi minyak atsiri akan menghasilkan produk dengan kemurnian lebih tinggi apabila diproses dalam tekanan yang rendah (Ranjbar, dkk., 2016). Hal ini disebabkan karena sistem operasi pada lingkungan bersuhu relatif

rendah dapat menghindari degradasi dan oksidasi komponen yang peka terhadap panas dan mudah teroksidasi. Selain itu, kondisi vakum dapat menciptakan proses yang ideal untuk distribusi komponen secara efektif. Tekanan rendah dikontrol di dalam peralatan untuk menghilangkan udara dan untuk mendapatkan perpindahan massa yang lebih baik antara bahan baku dan *steam* yang digunakan (Ozkal, dkk., 2005). Umumnya tekanan yang digunakan pada *vacuum distillation* berada pada rentang 50 hingga 100 mmHg (Stauffer, dkk., 2008).

III.1.2.3. Solvent Extraction

Solvent extraction atau yang biasa disebut dengan *liquid-liquid extraction* adalah sebuah metode untuk memisahkan suatu komponen berdasarkan dengan solubilitasnya. Pada metode ini



Gambar III.6. Sistem *Solvent Extraction*

digunakan dua komponen yang tidak saling melarutkan seperti air dan pelarut organik. *Solvent extraction* umum digunakan untuk ekstraksi minyak atsiri dimana kualitas dan kuantitas komponen yang diekstraksi ditentukan oleh kelarutan senyawa dalam pelarut khusus yang digunakan. Meskipun metode ini relatif sederhana dan cukup efisien, namun memiliki beberapa kerugian seperti waktu ekstraksi yang cukup lama, konsumsi pelarut yang relatif tinggi, dan reproduktifitas yang sering tidak memuaskan (Dawidowicz, dkk., 2008).

III.1.2. Steam Generation

Steam generation merupakan proses pengubahan fasa air dari *liquid* menjadi *steam*. Proses ini membutuhkan transfer panas secara kontinu. Sebagai hasil dari transfer panas adalah terjadinya peningkatan temperatur air. Pada tekanan tertentu, titik didih air akan tercapai kemudian mulai terbentuk gelembung-gelembung. Ketika transfer panas yang terjadi dilanjutkan, temperatur air tetap tidak berubah dan *steam* mulai terbentuk. Pada kondisi ini, seluruh energi panas yang masuk ke dalam sistem digunakan untuk proses penguapan air dan tidak akan meningkatkan temperaturnya. Pada tekanan tertentu, *steam* yang dipanaskan melebihi titik didihnya disebut sebagai *superheated steam*. *Superheated steam* akan terbentuk ketika semua air telah berubah fasa menjadi *steam* dan energi panas yang masuk akan meningkatkan temperaturnya.

Steam dihasilkan menggunakan panas dari *gas* atau sumber panas lainnya. Pemanas (*heaters/boilers*) terdiri dari *burners* dan sistem udara pembakaran. *Boilers* terdiri juga dari beberapa *tube* yang membawa campuran air-*steam* untuk transfer panas yang maksimum. *Boiler feedwater* yang digunakan dalam pembuatan *steam* harus berjumlah sebanyak *steam* yang dihasilkan. *Feedwater* harus bebas dari kontaminan termasuk mineral dan pengotor terlarut yang dapat merusak sistem atau mempengaruhi efektifitas operasi (Kitto, dkk., 2005).

III.2. Seleksi Proses

Dalam memperoleh proses terbaik dalam pembuatan minyak kayu putih, maka perlu dilakukan seleksi proses untuk memilih proses yang digunakan dari semua pilihan metode yang ada baik pada proses ekstraksi maupun pemurnian minyak kayu putih. Seleksi proses dilakukan dengan memerhatikan berbagai pertimbangan pada aspek teknis maupun ekonomis pada masing-masing proses.

III.2.1. Seleksi Proses Ekstraksi Minyak dari Daun

Tabel III.1 Perbandingan Metode Ekstraksi

Aspek yang ditinjau	<i>Water distillation</i>	<i>Water-steam distillation</i>	<i>Steam distillation</i>
P operasi	1 atm ^d	1 atm ^d	1-3 atm ^f
T operasi	<i>Under heat</i> ^d	<i>Under heat</i> ^d	100-150 C ^b

Waktu operasi	8 jam ^c	6-8 jam ^f	3,5 h ^b
Yield minyak	0.7 ± 0.2% ^a	Lebih tinggi daripada <i>water distillation</i> ^e	0,8 ^b
Kualitas minyak	1,8- <i>cineole</i> : 43,0 % ^a	Lebih <i>reproducible</i> daripada <i>water distillation</i> ^e	1,8- <i>cineol</i> : 35,70% ^b
Biaya	Rendah ^e	Rendah ^f	Relatif rendah ^e , lebih tinggi daripada dua metode lainnya namun cocok untuk skala besar ^f

Sumber :

- Pino dan Regalado, 2010.
- Setyaningsih, dkk., 2014.
- Kim, dkk., 2005.
- Zhang, dkk., 2018.
- Dilworth, dkk., 2017.
- Tandon, 2008.

Tabel III.2 Hasil *Analytical Hierarchy Process* (AHP) Pemilihan Proses Ekstraksi.

No.	Parameter	Indikator	AHP	Nilai			Nilai x AHP		
				Water	Water- Steam	Steam	Water	Water- Steam	Steam
1.	Aspek Teknis	Tekanan operasi	0,08 0	2	2	1	1,6	1,6	0,8
		Suhu Operasi	0,08 0	1	1	1	0,8	0,8	0,8
		Waktu Operasi	0,20 7	1	1	3	0,207	0,207	0,621
		Yield (%)	0,20 0	1	2	3	0,2	0,4	0,6
		Kemurnian 1,8- <i>cineole</i>	0,11 5	2	2	1	0,23	0,23	0,115
2.	Aspek Ekonomi	Investasi	0,31 8	1	1	2	0,318	0,318	0,636

Total	3,355	3,555	3,572
-------	-------	-------	-------

III.2.2. Seleksi Proses Pemurnian Minyak Kayu Putih

Tabel III.3 Perbandingan pada masing-masing metode distilasi.

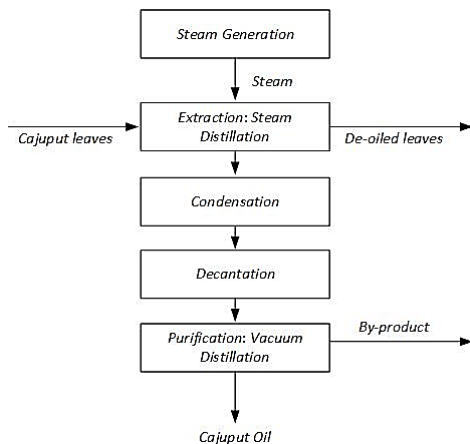
Aspek yang ditinjau	<i>Fractional Distillation</i>	<i>Vacuum Distillation</i>	<i>Solvent Extraction</i>
Tekanan Operasi	atmosfer ^a	50-100 mmHg ^a	atmosfer ^a
Temperatur Operasi	176 - 200°C ^a	150 - 170°C ^a	tergantung dari <i>solvent</i> yang digunakan ^a
Karakteristik	penentuan suhu sesuai titik didih sehingga terdapat kemungkinan terjadi denaturasi komponen	dapat menurunkan temperatur operasi di bawah titik didih komponen sehingga mencegah terjadinya denaturasi komponen	membutuhkan proses pemisahan kembali antara komponen yang dipisahkan dengan <i>solvent</i> yang digunakan

Sumber : a. Stauffer, dkk., 2008.

III.3. Uraian Proses

Proses yang dipilih adalah ekstraksi minyak dari daun kayu putih menggunakan *steam distillation*. Produk yang diperoleh dari proses tersebut adalah minyak kayu putih dengan kadar 1,8-*cineole* mencapai kurang lebih 35%. Kemudian, minyak hasil ekstraksi dimurnikan melalui metode *vacuum distillation* untuk

diperoleh minyak kayu putih dengan kadar 1,8-*cineole* lebih tinggi yakni berkisar 55-60%.



Gambar III.7. Blok Diagram Pembuatan Minyak Kayu Putih

III.3.1. *Steam Generation*

Proses produksi pabrik minyak kayu putih membutuhkan *steam* yang dihasilkan dari unit utilitas. *Steam* diproses dari air yang berasal dari *demineralized water unit* dan *condensate polishing unit* dengan perbandingan. Air dari *demineralized water unit* dan *condensate polishing unit* masuk ke dalam deaerator (F-311) untuk menghilangkan oksigen dan gas-gas terlarut lainnya yang terbawa selama proses. Air keluaran deaerator (F-311) dipanaskan menggunakan *economizer* (E-313) yang memanfaatkan panas dari *flue gas boiler* sisa hasil pembakaran. Selanjutnya, air dari *economizer* (E-313) masuk ke dalam *boiler*

(Q-310) dan dialirkan pada *steam drum* (F-314). *Steam* yang terbentuk diubah menjadi *superheated steam* menggunakan *superheater* sebelum digunakan dalam proses. Bahan bakar yang digunakan pada *boiler* (Q-310) adalah briket yang merupakan hasil dari limbah daun kayu putih.

III.3.2. *Steam Distillation*

Proses pengambilan minyak dari daun yang digunakan dalam pabrik minyak kayu putih menggunakan metode *steam distillation*. Daun kayu putih yang disimpan di dalam gudang penyimpanan bahan baku (F-120) dimasukkan ke dalam tangki ekstraksi (D-110A/B/C/D). Dua tangki beroperasi secara bersamaan dalam satu waktu dan dua tangki lainnya beroperasi pada satu jam setelah dua tangki awal beroperasi. Dalam satu *batch* proses *steam distillation* dibutuhkan waktu sebanyak 30 menit persiapan awal, tiga jam proses ekstraksi, dan 30 menit pembersihan akhir tangki. Tangki *steam distillation* yang telah digunakan pada setiap *batch* diberikan selang waktu selama 30 menit sebelum digunakan kembali untuk menjaga kinerja tangki.

Tangki *steam distillation* (D-110A/B/C/D) berfungsi sebagai tempat terjadinya kontak antara daun kayu putih dengan *steam* untuk mengambil minyak atsiri yang terkandung di dalam daun. *Steam* yang digunakan dalam proses ini adalah *superheated steam* yang berasal dari *steam drum* (F-314). Kemudian *de-oiled*

leaves atau ampas daun akan dikeluarkan dari tangki *steam distillation* jika proses telah selesai. Proses *steam distillation* berlangsung selama tiga jam untuk satu kali proses.

Produk hasil ekstraksi berupa uap air dan minyak kayu putih dikondensasikan dalam kondensor (E-111). Kondensor (E-111) yang digunakan berfungsi untuk mengondensasikan uap air dan minyak kayu putih hasil ekstraksi menjadi *liquid* atau distilat. Selanjutnya campuran ini dipisahkan dalam *decanter* (H-112) untuk dilakukan pemisahan antara air dengan minyak kayu putih. Prinsip pemisahan menggunakan *decanter* adalah perbedaan berat jenis, dimana komponen minyak kayu putih dengan berat jenis lebih rendah akan berada di bagian atas, sedangkan air berada di bawah. Produk dari *decanter* dialirkan pada tangki penyimpanan *crude oil* (F-113) untuk menampung produk minyak kayu putih sebelum memasuki proses pemurnian berupa *vacuum distillation*.

III.3.3. Purification: Vacuum Distillation

Minyak kayu putih dari tangki penyimpanan *crude oil* (F-113) dipanaskan menggunakan *heat exchanger* (E-211) sebelum dimasukkan ke dalam kolom distilasi vakum (D-210). Kondisi vakum diperoleh dari penggunaan *steam ejector* (G-213) yang terhubung pada *accumulator tank* (H-214). Produk atas kolom yang terdiri dari komponen *1,8-cineole* dialirkan menuju kondensor (E-212) untuk selanjutnya ditampung pada *accumulator*

tank (H-214). Produk minyak kayu putih dari *accumulator tank* (H-214) terlebih dahulu didinginkan menggunakan *heat exchanger* (E-216) sebelum disimpan dalam *intermediate product storage tank* (F-221) dengan kadar 1,8-*cineole* sebesar 77,79%. Produk bagian bawah kolom dialirkan menuju *reboiler* (E-217), didinginkan dengan *heat exchanger* (E-219), kemudian ditampung pada *by-product storage tank* (F-222). Sebagian massa produk dari *by-product storage tank* (F-222) dicampurkan dengan *top product* hasil distilasi pada *intermediate product storage tank* (F-221) untuk diperoleh minyak kayu putih dengan kadar 1,8-*cineole* sesuai spesifikasi berdasarkan Standar Nasional Indonesia (SNI) untuk dijual ke pasaran yakni sebesar 55 – 60%. Pencampuran 50% massa pada *by-product storage tank* (F-222) diperoleh minyak kayu putih dengan kadar 57,41% yang kemudian akan ditampung pada *final product storage tank* (F-223).

BAB IV

NERACA MASSA DAN NERACA ENERGI

Berikut adalah data-data operasi yang digunakan dalam perhitungan neraca massa :

Waktu Operasi	: 1 tahun	= 330 hari kerja
	1 hari	= 24 jam operasi
Kapasitas Produksi	: 150.000 kg minyak kayu putih/tahun	
	= 454,545 kg minyak kayu putih/hari	
	= 18,939 kg minyak kayu putih/jam	
Basis	: 1 jam operasi	
Daun Kayu Putih	: 3047,096 kg/jam	

IV.1. Neraca Massa

Perhitungan Neraca Massa

Dasar perhitungan neraca massa *overall* yang digunakan adalah persamaan berikut :

$$\mathbf{Accumulation = Input - Output}$$

Dasar perhitungan neraca massa komponen yang digunakan adalah persamaan berikut :

$$\mathbf{Accumulation = Input - Output + Generation - Consumption}$$

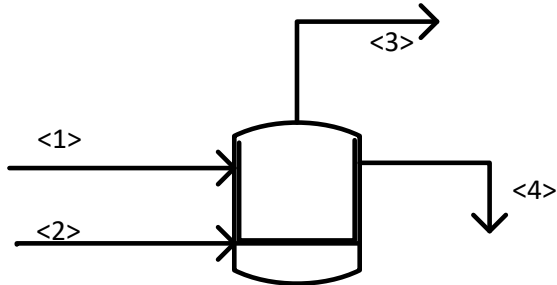
Dengan beberapa asumsi yang digunakan dalam perhitungan neraca massa yaitu :

1. Proses dalam keadaan *steady-state*, sehingga *Accumulation*=0
2. Tidak ada massa dari masing-masing komponen yang hilang
3. Kandungan air dalam daun 10,56% *wt*
4. Kandungan minyak dalam daun 0,923% *wt*
5. Kandungan air dalam *crude extract* hasil *steam distillation* sebesar 90% *wt*
6. Kandungan minyak dalam *crude extract* hasil *steam distillation* sebesar 10% *wt*
7. *Recovery* minyak dari daun dalam *crude extract* sebesar 85% (*PlantUse English*, 2016)
8. Pemisahan minyak dan air pada *decanter* terjadi secara sempurna
9. Perbandingan *by product* yang dibuang dan dicampurkan ke dalam produk akhir 1:1
10. *Steam* yang digunakan merupakan 100% H₂O
11. Kebutuhan steam 300kg/kg minyak (Guenther, 1948)

IV.1.1 Neraca Massa Unit Ekstraksi Minyak Kayu Putih

IV.1.1.1. Neraca Massa *Steam Distillation Tank* (D-110

A/B/C/D)



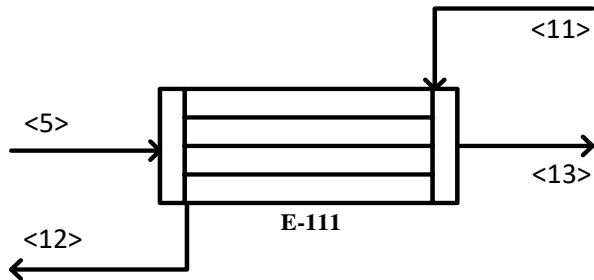
Gambar IV.1. Aliran Massa pada *Steam Distillation Tank*

Tabel IV.1. Neraca Massa *Steam Distillation Tank*

Komponen	Aliran Masuk		Aliran Keluar	
	Fraksi	Aliran Massa (kg/jam)	Fraksi	Aliran Massa (kg/jam)
	Aliran <1>		Aliran <3>	
<i>1,8-cineole</i>	0,0000	0,0000	0,0455	10,8754
<i>α-terpineol</i>	0,0000	0,0000	0,0076	1,8236
<i>Limonene</i>	0,0000	0,0000	0,0057	1,3594
<i>α-pinene</i>	0,0000	0,0000	0,0014	0,3316
<i>Linalool</i>	0,0000	0,0000	0,0001	0,0332
<i>β-pinene</i>	0,0000	0,0000	0,0062	1,4921
<i>Spatulenol</i>	0,0000	0,0000	0,0334	7,9908
<i>Water</i>	1,0000	8437,4075	0,9000	215,1539
<i>Solid</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Subtotal Aliran	1,0000	8437,4075	1,0000	239,0599

	Aliran <2>		Aliran <4>	
<i>1,8-cineole</i>	0,0042	12,7011	0,0002	1,8257
<i>α-terpineol</i>	0,0009	2,8350	0,0001	1,0113
<i>Limonene</i>	0,0005	1,5328	0,0000	0,1734
<i>α-pinene</i>	0,0002	0,4809	0,0000	0,1494
<i>Linalool</i>	0,0001	0,4500	0,0000	0,4168
<i>β-pinene</i>	0,0006	1,8930	0,0000	0,4010
<i>Spatulenol</i>	0,0027	8,2319	0,0000	0,2411
<i>Water</i>	0,1056	321,7733	0,7598	8544,0269
<i>Solid</i>	0,8852	2697,1976	0,2398	2697,1976
Subtotal Aliran	1,0000	3.047,0955	1,0000	11.245,4432
Total Aliran	11.484,5031		11.484,5031	

IV.1.1.2. Neraca Massa *Condenser* (E-111)

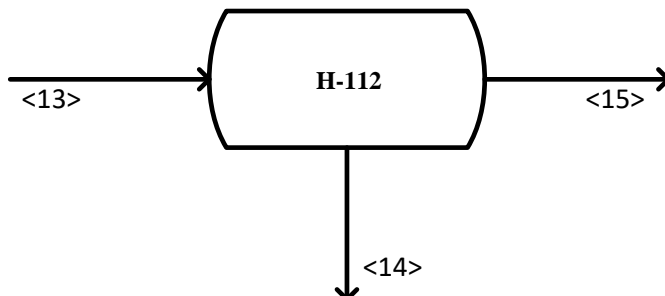


Gambar IV.2. Aliran Massa pada *Condenser* (E-111)

Tabel IV. 2. Neraca Massa pada *Condenser* (E-111)

Komponen	Aliran Masuk		Aliran Keluar	
	Fraksi	Aliran Massa (kg/jam)	Fraksi	Aliran Massa (kg/jam)
	Aliran <5>		Aliran <13>	
<i>1,8-cineole</i>	0,0455	10,8754	0,0455	10,8754
<i>α-terpineol</i>	0,0076	1,8236	0,0076	1,8236
<i>Limonene</i>	0,0057	1,3594	0,0057	1,3594
<i>α-pinene</i>	0,0014	0,3316	0,0014	0,3316
<i>Linalool</i>	0,0001	0,0332	0,0001	0,0332
<i>β-pinene</i>	0,0062	1,4921	0,0062	1,4921
<i>Spatulenol</i>	0,0334	7,9908	0,0334	7,9908
<i>Water</i>	0,9000	215,1539	0,9000	215,1539
<i>Solid</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Subtotal Aliran	1,0000	239,0599	1,0000	239,0599
	Aliran <11>		Aliran <12>	
<i>Water</i>	1,0000	13643,7454	1,0000	13643,7454
Subtotal Aliran	1,0000	13643,7454	1,0000	13643,7454
Total Aliran	13882,8053		13882,8053	

IV.1.1.3. Neraca Massa *Decanter* (H-112)



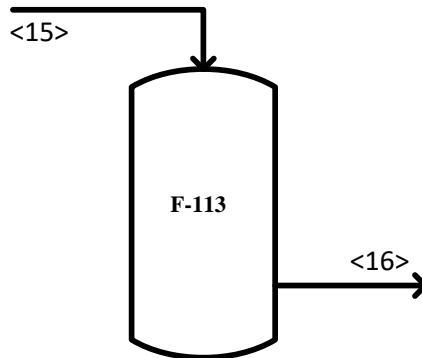
Gambar IV.3. Aliran Massa pada *Decanter* (H-112)

Tabel IV. 3 Aliran Massa pada *Decanter* (H-112)

Komponen	Aliran Masuk		Aliran Keluar	
	Fraksi	Aliran Massa (kg/jam)	Fraksi	Aliran Massa (kg/jam)
	Aliran <13>		Aliran <14>	
<i>1,8-cineole</i>	0,0455	10,8754	0,0000	0,0000
<i>α-terpineol</i>	0,0076	1,8236	0,0000	0,0000
<i>Limonene</i>	0,0057	1,3594	0,0000	0,0000
<i>α-pinene</i>	0,0014	0,3316	0,0000	0,0000
<i>Linalool</i>	0,0001	0,0332	0,0000	0,0000
<i>β-pinene</i>	0,0062	1,4921	0,0000	0,0000
<i>Spatulenol</i>	0,0334	7,9908	0,0000	0,0000
<i>Water</i>	0,9000	215,1539	1,0000	215,1539
<i>Solid</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Subtotal Aliran	1,0000	239,0599	1,0000	215,1539
			Aliran <15>	
<i>1,8-cineole</i>			0,4549	10,8754
<i>α-terpineol</i>			0,0763	1,8236

<i>Limonene</i>			0,0569	1,3594
<i>α-pinene</i>			0,0139	0,3316
<i>Linalool</i>			0,0014	0,0332
<i>β-pinene</i>			0,0624	1,4921
<i>Spatulenol</i>			0,3343	7,9908
<i>Water</i>			0,0000	0,0000
<i>Solid</i>			0,0000	0,0000
Subtotal Aliran			1,0000	23,9060
Total Aliran	239,0599		239,0599	

IV.1.1.4. Neraca Massa *Crude Oil Storage Tank* (F-113)



Gambar IV.4. Aliran Massa pada *Crude Oil Storage Tank* (F-113)

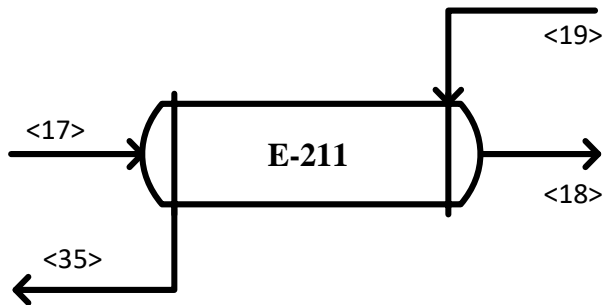
Tabel IV.4 Neraca Massa *Crude Oil Storage Tank* (F-113)

Komponen	Aliran Masuk		Aliran Keluar	
	Fraksi	Aliran Massa (kg/jam)	Fraksi	Aliran Massa (kg/jam)
	Aliran <15>		Aliran <16>	
<i>1,8-cineole</i>	0,4549	10,8754	0,4549	10,8754

<i>α-terpineol</i>	0,0763	1,8236	0,0763	1,8236
<i>Limonene</i>	0,0569	1,3594	0,0569	1,3594
<i>α-pinene</i>	0,0139	0,3316	0,0139	0,3316
<i>Linalool</i>	0,0014	0,0332	0,0014	0,0332
<i>β-pinene</i>	0,0624	1,4921	0,0624	1,4921
<i>Spatulenol</i>	0,3343	7,9908	0,3343	7,9908
<i>Water</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<i>Solid</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Subtotal Aliran	1,0000	23,9060	1,0000	23,9060
Total Aliran	23,9060		23,9060	

IV.1.2. Neraca Massa Unit Purifikasi Minyak Kayu Putih

IV.1.2.1. Neraca Massa *Pre-Heater* (E-211)



Gambar IV.5. Aliran Massa pada *Pre-Heater* (E-211)

Tabel IV. 5 Neraca Massa *Pre-Heater* (E-211)

Komponen	Aliran Masuk		Aliran Keluar	
	Fraksi	Aliran Massa (kg/jam)	Fraksi	Aliran Massa (kg/jam)
	Aliran <17>		Aliran <18>	
<i>1,8-cineole</i>	0,4549	10,8754	0,4549	10,8754
<i>α-terpineol</i>	0,0763	1,8236	0,0763	1,8236
<i>Limonene</i>	0,0569	1,3594	0,0569	1,3594
<i>α-pinene</i>	0,0139	0,3316	0,0139	0,3316
<i>Linalool</i>	0,0014	0,0332	0,0014	0,0332
<i>β-pinene</i>	0,0624	1,4921	0,0624	1,4921
<i>Spatulenol</i>	0,3343	7,9908	0,3343	7,9908
<i>Water</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<i>Solid</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Subtotal Aliran	1,0000	23,9060	1,0000	23,9060
Komponen	Aliran <19>		Aliran <35>	
<i>Water</i>	1,0000	5,5730	1,0000	5,5730
Subtotal Aliran	1,0000	5,5730	1,0000	5,5730
Total		29,4790		29,4790

IV.1.2.2. Neraca Massa *Vacuum Distillation Column* (D-210)

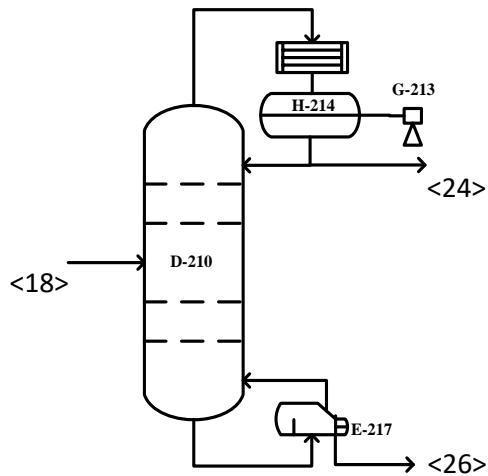
Kondisi *Feed* masuk :

$$P = 1,1 \text{ atm} = 111,458 \text{ kPa}$$

$$T = 215^\circ\text{C} = 488,15 \text{ K}$$

Dalam perhitungan neraca massa *vacuum distillation column* ditetapkan beberapa hal sebagai berikut :

1. *Light key component* (LK) : 1,8-cineole
2. *Heavy key component* (HK) : α -terpineol



Gambar IV. 6. Aliran Massa *Vacuum Distillation Column* (D-210)

Tabel IV. 6 Neraca Massa Utilitas *Vacuum Distillation Column* (D-210)

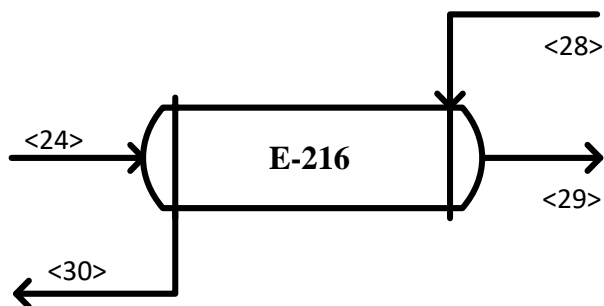
Komponen	Aliran Masuk		Aliran Keluar	
	Fraksi	Aliran Massa (kg/jam)	Fraksi	Aliran Massa (kg/jam)
	Aliran CW in		Aliran CW out	
<i>Water</i>	1,0000	100,699	1,0000	100,699
Subtotal Aliran	1	100,699	1	100,699
	Aliran Steam In		Aliran Steam Out	
<i>Water</i>	1,0000	19,496	1,0000	19,496
Subtotal Aliran	1	19,496	1	19,496
Total Aliran	120,95		120,95	

Tabel IV. 7 Neraca Massa *Vacuum Distillation Column* (D-210)

Komponen	Aliran Masuk		Aliran Keluar	
	Fraksi	Aliran Massa (kg/jam)	Fraksi	Aliran Massa (kg/jam)
	Aliran <18>		Aliran <24>	
<i>1,8-cineole</i>	0,4549	10,8754	0,7722	10,8428
<i>α-terpineol</i>	0,0763	1,8236	0,0001	0,0018
<i>Limonene</i>	0,0569	1,3594	0,0967	1,3583
<i>α-pinene</i>	0,0139	0,3316	0,0236	0,3316
<i>Linalool</i>	0,0014	0,0332	0,0011	0,0152
<i>β-pinene</i>	0,0624	1,4921	0,1063	1,4920
<i>Spatulenol</i>	0,3343	7,9908	0,0000	0,0000
<i>Water</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<i>Solid</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Subtotal Aliran	1,0000	23,9060	1,0000	14,0416

			Aliran <26>	
<i>1,8-cineole</i>			0,0033	0,0326
<i>α-terpineol</i>			0,1847	1,8218
<i>Limonene</i>			0,0001	0,0012
<i>α-pinene</i>			0,0000	0,0000
<i>Linalool</i>			0,0018	0,0180
<i>β-pinene</i>			0,0000	0,0001
<i>Spatulenol</i>			0,8101	7,9908
<i>Water</i>			0,0000	0,0000
<i>Solid</i>			0,0000	0,0000
Subtotal Aliran			1,0000	9,8644
Total Aliran	23,9060		23,9060	

IV.1.2.3. Neraca Massa Cooler (E-216)

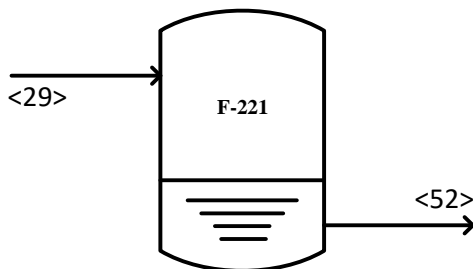


Gambar IV. 7. Aliran Massa pada Cooler (E-216)

Tabel IV. 8 Neraca Massa *Cooler* (E-216)

Komponen	Aliran Masuk		Aliran Keluar	
	Fraksi	Aliran Massa (kg/jam)	Fraksi	Aliran Massa (kg/jam)
	Aliran <24>		Aliran <29>	
<i>1,8-cineole</i>	0,7722	10,8428	0,7722	10,8428
<i>α-terpineol</i>	0,0001	0,0018	0,0001	0,0018
<i>Limonene</i>	0,0967	1,3583	0,0967	1,3583
<i>α-pinene</i>	0,0236	0,3316	0,0236	0,3316
<i>Linalool</i>	0,0011	0,0152	0,0011	0,0152
<i>β-pinene</i>	0,1063	1,4920	0,1063	1,4920
<i>Spatulenol</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<i>Water</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<i>Solid</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Subtotal Aliran	1,0000	14,0416	1,0000	14,0416
	Aliran <28>		Aliran <30>	
<i>Water</i>	1,0000	137,5174	1,0000	137,5174
Subtotal Aliran	1,0000	137,517439	1,0000	137,5174391
	0	1	0	
Total Aliran	151,5590		151,5590	

IV.1.2.4. Neraca Massa *Intermediate Product Storage Tank* (F-221)

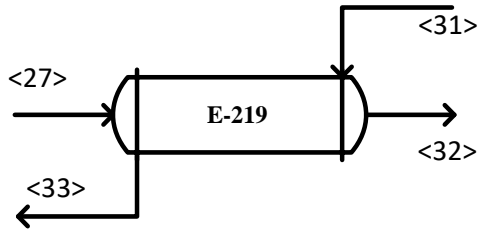


Gambar IV.8. Aliran Massa *Intermediate Product Storage* (F-221)

Tabel IV. 9 Neraca Massa *Intermediate Product Storage* (F-221)

Komponen	Aliran Masuk		Aliran Keluar	
	Fraksi	Aliran Massa (kg/jam)	Fraksi	Aliran Massa (kg/jam)
	Aliran <29>		Aliran <52>	
<i>1,8-cineole</i>	0,7722	10,8428	0,7722	10,8428
<i>α-terpineol</i>	0,0001	0,0018	0,0001	0,0018
<i>Limonene</i>	0,0967	1,3583	0,0967	1,3583
<i>α-pinene</i>	0,0236	0,3316	0,0236	0,3316
<i>Linalool</i>	0,0011	0,0152	0,0011	0,0152
<i>β-pinene</i>	0,1063	1,4920	0,1063	1,4920
<i>Spatulenol</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<i>Water</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<i>Solid</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Subtotal Aliran	1,0000	14,0416	1,0000	14,0416
Total Aliran	14,0416		14,0416	

IV.1.2.5. Neraca Massa Cooler (E-219)

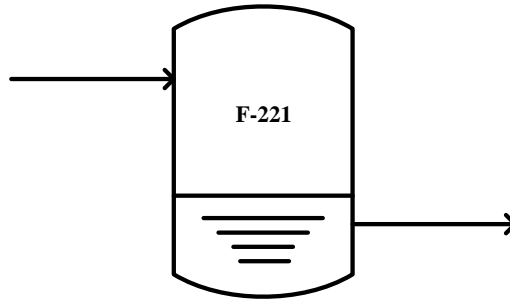


Gambar IV. 9. Aliran Massa pada Cooler (E-219)

Tabel IV. 10 Neraca Massa Cooler (E-219)

Komponen	Aliran Masuk		Aliran Keluar	
	Fraksi	Aliran Massa (kg/jam)	Fraksi	Aliran Massa (kg/jam)
	Aliran <27>		Aliran <32>	
<i>1,8-cineole</i>	0,0033	0,0326	0,0033	0,0326
<i>α-terpineol</i>	0,1847	1,8218	0,1847	1,8218
<i>Limonene</i>	0,0001	0,0012	0,0001	0,0012
<i>α-pinene</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<i>Linalool</i>	0,0018	0,0180	0,0018	0,0180
<i>β-pinene</i>	0,0000	0,0001	0,0000	0,0001
<i>Spatulenol</i>	0,8101	7,9908	0,8101	7,9908
<i>Water</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<i>Solid</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Subtotal Aliran	1,0000	9,8644	1,0000	9,8644
	Aliran <31>		Aliran <33>	
<i>Water</i>	1,0000	86,2759	1,0000	86,2759
Subtotal Aliran	1,0000	86,2759	1,0000	86,2759
Total Aliran	96,1403		96,1403	

IV.1.2.6. Neraca Massa *By-Product Storage Tank* (F-222)



Gambar IV.10. Aliran Massa *By-Product Storage Tank* (F-222)

Tabel IV. 11 Neraca Massa *By-Product Storage Tank* (F-222)

Komponen	Aliran Masuk		Aliran Keluar	
	Fraksi	Aliran Massa (kg/jam)	Fraksi	Aliran Massa (kg/jam)
	Aliran <32>		Aliran <54>	
<i>1,8-cineole</i>	0,0033	0,0326	0,0033	0,0326
<i>α-terpineol</i>	0,1847	1,8218	0,1847	1,8218
<i>Limonene</i>	0,0001	0,0012	0,0001	0,0012
<i>α-pinene</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<i>Linalool</i>	0,0018	0,0180	0,0018	0,0180
<i>β-pinene</i>	0,0000	0,0001	0,0000	0,0001
<i>Spatulenol</i>	0,8101	7,9908	0,8101	7,9908
<i>Water</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<i>Solid</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Subtotal Aliran	1,0000	9,8645	1,0000	9,8645
Total Aliran	9,8645		9,8645	

IV.1.2.7. Neraca Massa *Splitting Point*



Gambar IV.11. Aliran Massa pada *Splitting Point*

Tabel IV. 12 Neraca Massa *Splitting Point*

Komponen	Aliran Masuk		Aliran Keluar	
	Fraksi	Aliran Massa (kg/jam)	Fraksi	Aliran Massa (kg/jam)
	Aliran <54>		Aliran <55>	
<i>1,8-cineole</i>	0,0033	0,0326	0,0033	0,0163
<i>α-terpineol</i>	0,1847	1,8218	0,1847	0,9109
<i>Limonene</i>	0,0001	0,0012	0,0001	0,0006
<i>α-pinene</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<i>Linalool</i>	0,0018	0,0180	0,0018	0,0090
<i>β-pinene</i>	0,0000	0,0001	0,0000	0,0001
<i>Spatulenol</i>	0,8101	7,9908	0,8101	3,9954
<i>Water</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<i>Solid</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Subtotal Aliran	1,0000	9,8645	1,0000	4,9323
			Aliran <56>	
<i>1,8-cineole</i>			0,0033	0,0163
<i>α-terpineol</i>			0,1847	0,9109
<i>Limonene</i>			0,0001	0,0006

<i>α-pinene</i>		0,0000	0,0000
<i>Linalool</i>		0,0018	0,0090
<i>β-pinene</i>		0,0000	0,0001
<i>Spatulenol</i>		0,8101	3,9954
<i>Water</i>		0,0000	0,0000
<i>Solid</i>		0,0000	0,0000
Subtotal Aliran		1,0000	4,9323
Total Aliran	9,8645	9,8645	

IV.1.2.8. Neraca Massa *Mixing Point*

Tabel IV. 13 Neraca Massa pada *Mixing Point*



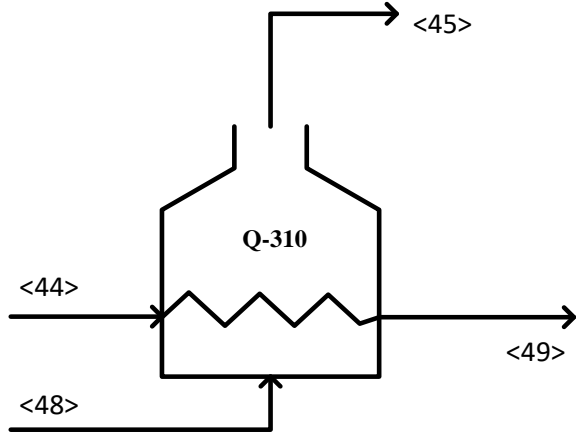
Gambar IV.12. Aliran Massa pada *Mixing Point*

Komponen	Aliran Masuk		Aliran Keluar	
	Fraksi	Aliran Massa (kg/jam)	Fraksi	Aliran Massa (kg/jam)
	Aliran <52>		Aliran <53>	
<i>1,8-cineole</i>	0,7722	10,8428	0,5723	10,8591
<i>α-terpineol</i>	0,0001	0,0018	0,0481	0,9127
<i>Limonene</i>	0,0967	1,3583	0,0716	1,3589
<i>α-pinene</i>	0,0236	0,3316	0,0175	0,3316
<i>Linalool</i>	0,0011	0,0152	0,0013	0,0242
<i>β-pinene</i>	0,1063	1,4920	0,0786	1,4921
<i>Spatulenol</i>	0,0000	0,0000	0,2106	3,9954
<i>Water</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

<i>Solid</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Subtotal Aliran	1,0000	14,0416	1,0000	18,9739
	Aliran <56>			
<i>1,8-cineole</i>	0,0033	0,0163		
<i>α-terpineol</i>	0,1847	0,9109		
<i>Limonene</i>	0,0001	0,0006		
<i>α-pinene</i>	0,0000	0,0000		
<i>Linalool</i>	0,0018	0,0090		
<i>β-pinene</i>	0,0000	0,0001		
<i>Spatulenol</i>	0,8101	3,9954		
<i>Water</i>	0,0000	0,0000		
<i>Solid</i>	0,0000	0,0000		
Subtotal Aliran	1,0000	4,9323		
Total Aliran	18,9739		18,9739	

IV.3. Neraca Massa Unit *Steam Generation*

IV.3.1. Neraca Massa *Boiler (Q-310)*

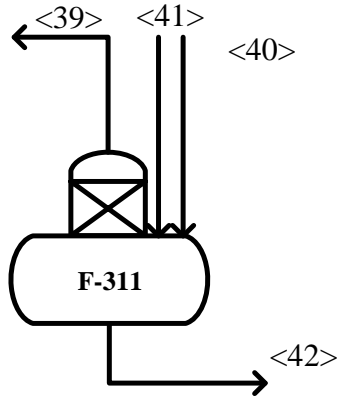


Gambar IV.13. Aliran Massa *Boiler (Q-310)*

Tabel IV. 14 Neraca Massa *Boiler (Q-310)*

Komponen	Aliran Masuk		Aliran Keluar	
	Fraksi	Aliran Massa (kg/jam)	Fraksi	Aliran Massa (kg/jam)
	Aliran <48>		Aliran <45>	
Briket daun	1,0000	2704,2205	0,0000	0,0000
<i>Flue gas</i>	0,0000	0,0000	1,0000	2704,2205
Subtotal Aliran		2704,2205		2704,2205
	Aliran <44>		Aliran <49>	
<i>Water</i>	1,0000	7854,8608	1,0000	7854,8608
Subtotal Aliran		7854,8608		7854,8608
Total Aliran		10559,0813		10559,0813

IV.3.2. Neraca Massa *Deaerator* (E-311)

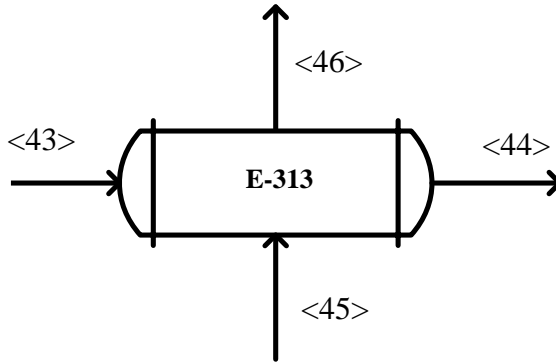


Gambar IV. 14. Aliran Massa pada *Deaerator* (E-311)

Tabel IV. 15 Neraca Massa pada *Deaerator* (E-311)

Komponen	Aliran Masuk		Aliran Keluar	
	Fraksi	Aliran Massa (kg/jam)	Fraksi	Aliran Massa (kg/jam)
	Aliran <39>		Aliran <41>	
<i>Water</i>	1,0000	7810,3888	0,0000	0,0000
Subtotal Aliran	1,0000	7810,3888	0,0000	0,0000
Komponen	Aliran <40>		Aliran <42>	
<i>Water</i>	1,0000	25,0693	1,0000	7835,4581
Subtotal Aliran	1,0000	25,0693	1,0000	7835,4581
Total Aliran	7835,4581		7835,4581	

IV.3.3 Neraca Massa *Economizer* (A-313)

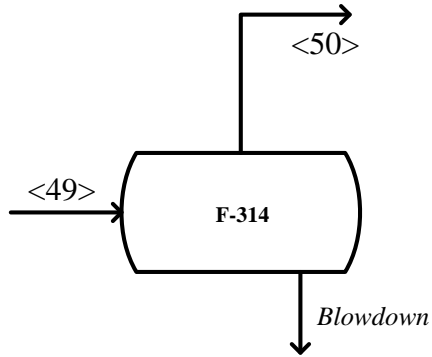


Gambar IV. 15. Neraca Massa *Economizer* (A-313)

Tabel IV. 16 Neraca Massa pada *Economizer* (A-313)

Komponen	Aliran Masuk		Aliran Keluar	
	Fraksi	Aliran Massa (kg/jam)	Fraksi	Aliran Massa (kg/jam)
	Aliran <43>		Aliran <44>	
<i>Water</i>	1,0000	7854,8608	1,0000	7854,8608
Subtotal Aliran	1,0000	7854,8608	1,0000	7854,8608
Komponen	Aliran <45>		Aliran <46>	
<i>Flue Gas</i>	1,0000	2704,2205	1,0000	2704,2205
Subtotal Aliran	1,0000	2704,2205	1,0000	2704,2205
Total Aliran	10559,0813		10559,0813	

IV.3.4. Neraca Massa *Steam Drum* (A-314)

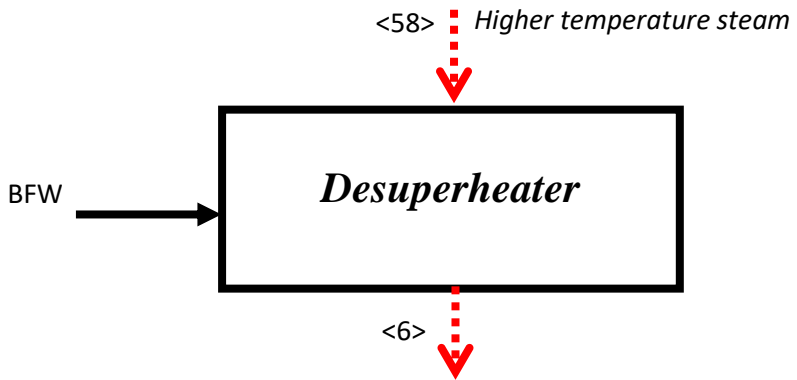


Gambar IV.16. Aliran Massa pada *Steam Drum* (A-314)

Tabel IV. 17 Neraca Massa pada *Steam Drum* (A-314)

Komponen	Aliran Masuk		Aliran Keluar	
	Fraksi	Aliran Massa (kg/jam)	Fraksi	Aliran Massa (kg/jam)
	Aliran <49>		Aliran <50>	
<i>Water</i>	1,0000	7854,8608	1,0000	7854,8608
Total Aliran	7854,8608		7854,8608	

IV.3.5. Neraca Massa *Desuperheater*

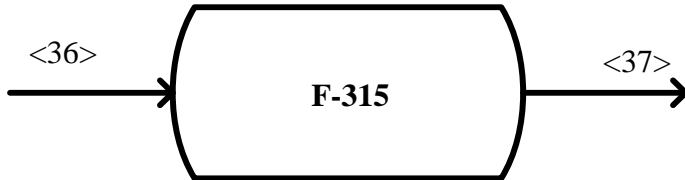


Gambar IV.17. Aliran Massa *Desuperheater*

Tabel IV. 18 Neraca Massa *Desuperheater*

Komponen	Aliran Masuk		Aliran Keluar	
	Fraksi	Aliran Massa (kg/jam)	Fraksi	Aliran Massa (kg/jam)
	Aliran <57>		Aliran <6>	
<i>Boiler Feed Water (BFW)</i>	1,0000	607,6161	0,0000	0,0000
<i>Lower temperature steam</i>	0,0000	0,0000	1,0000	8437,4075
Subtotal Aliran	1,0000	607,6161	1,0000	8437,4075
	Aliran <58>			
<i>Higher temperature steam</i>	1,0000	7829,7914		
Subtotal Aliran	1,0000	7829,7914		
Total Aliran		8437,4075		8437,4075

IV.3.6. Neraca Massa *Condensate Tank* (A-315)



Gambar IV.18. Aliran Massa *Condensate Tank* (A-315)

Tabel IV. 19 Neraca Massa pada *Condensate Tank* (A-315)

Komponen	Aliran Masuk		Aliran Keluar	
	Fraksi	Aliran Massa (kg/jam)	Fraksi	Aliran Massa (kg/jam)
	Aliran <36>		Aliran <37>	
<i>Water</i>	1,0000	25,0693	1,0000	25,0693
Total Aliran	25,0693		25,0693	

IV.2. Neraca Energi

Data perhitungan :

Basis	=	1 jam operasi
R	=	8,314 kJ/kmol K
T <i>reference</i>	=	25 C (298,15 K)

Perhitungan neraca energi

Accumulation = Input – Output + Generation - Consumption

Mechanical Energy Balance

$$\Delta H_{in} + \frac{1}{2} v_{in}^2 + g \cdot z_{in} + Q = \Delta H_{out} + \frac{1}{2} v_{out}^2 + g \cdot z_{out} + W_s$$

Asumsi-asumsi yang digunakan dalam perhitungan neraca energi :

Proses dalam keadaan *steady-state*, maka

1. *Accumulation* = 0
2. Perubahan energi kinetik dan energi potensial diabaikan
3. Perhitungan untuk fluida ideal karena tekanan operasi rendah

Perhitungan *heat capacity (liquid)* komponen minyak

Perhitungan dilakukan menggunakan metode Ru`zicka dan Domalski (1993) untuk memperkirakan persamaan *heat capacity* dengan meninjau gugus dan rantai dalam suatu komponen.

Persamaan ini dapat digunakan untuk menghitung *heat capacity* dari *melting point* hingga *boiling point*.

$$C_{pL} = R \left[A + B \frac{T}{100} + D \left(\frac{T}{100} \right)^2 \right]$$

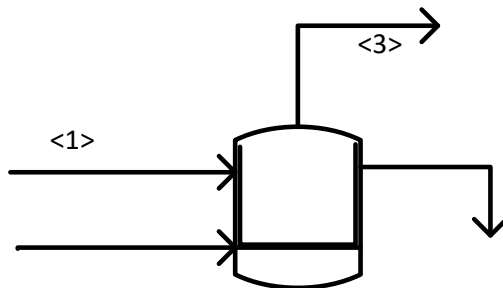
dimana R adalah konstanta gas dan T adalah temperatur dalam K. Parameter A, B, dan D diperoleh melalui persamaan berikut

$$: \quad A = \sum_{i=1}^k n_i a_i \quad B = \sum_{i=1}^k n_i b_i \quad D = \sum_{i=1}^k n_i d_i$$

dimana n_i adalah jumlah grup tipe i , k adalah jumlah jenis grup, dan a_i , b_i , dan d_i merupakan parameter tiap grup.

IV.2.1. Neraca Energi Unit Ekstraksi Minyak Kayu Putih

IV.2.1.1. Neraca Energi *Steam Distillation Tank* (D-110)

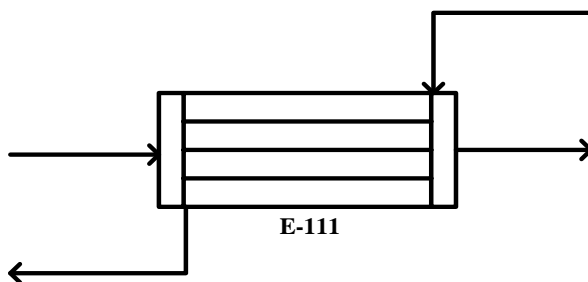


Gambar IV. 19. Aliran Energi *Steam Distillation Tank* (D-110 A/B/C/D)

Tabel IV. 20 Neraca Energi *Steam Distillation Tank* (D-110)

ΔH masuk		ΔH keluar	
Aliran	ΔH (kJ/jam)	Aliran	ΔH (kJ/jam)
<1>	22.255.832,653	<3>	603.209,801
<2>	1.090.715,118	<4>	22.743.337,970
Total	23.346.547,771	Total	23.346.547,771

IV.2.1.2. Neraca Energi *Condenser* (E-111)



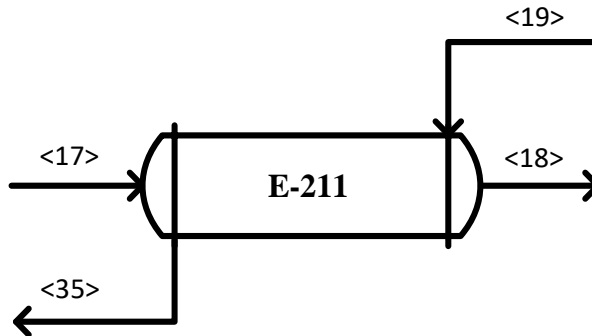
Gambar IV.20. Aliran Energi pada *Condenser* (E-111)

Tabel IV. 21 Neraca Energi pada *Condenser* (E-111)

ΔH masuk		ΔH masuk	
Aliran	ΔH (kJ/jam)	Aliran	ΔH (kJ/jam)
<5>	603.209,801	<12>	853.306,063
<11>	284.012,762	<13>	33.916,410
Total	887.222,563	Total	887.222,563

IV.2.2. Neraca Energi Unit Purifikasi Minyak

IV.2.2.1. Neraca Energi *Pre-Heater* (E-211)

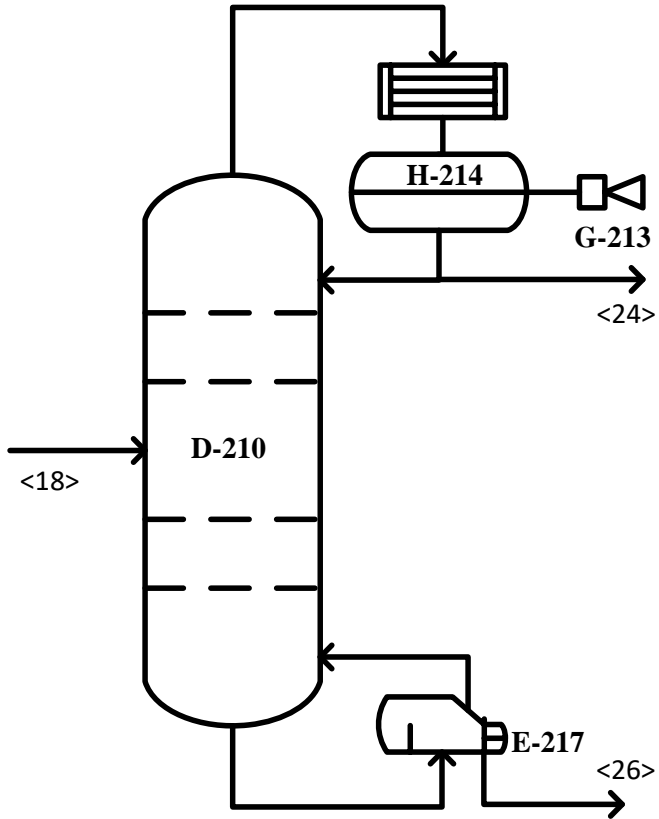


Gambar IV.21. Aliran Energi pada *Pre-Heater* (E-211)

Tabel IV. 22 Neraca Energi pada *Pre-Heater* (E-211)

ΔH masuk		ΔH masuk	
Aliran	ΔH (kJ/jam)	Aliran	ΔH (kJ/jam)
<7>	2.434,676	<18>	16.449,205
<19>	15.832,002	<35>	1.817,473
Total	18.266,678	Total	18.266,678

IV.2.2.2. Neraca Energi *Dist. Vacuum Column (D-210)*

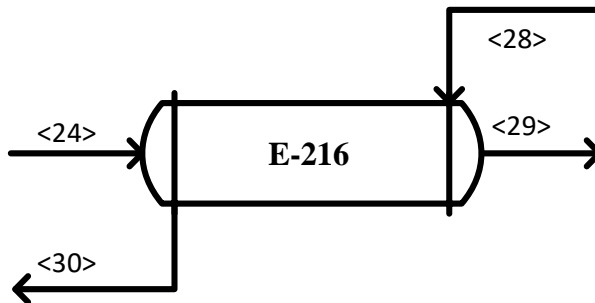


Gambar IV.22. Aliran Energi *Vacuum Distillation Column (D-210)*

Tabel IV. 23 Neraca Energi *Vacuum Distillation Tank (D-210)*

ΔH masuk		ΔH masuk	
Aliran	ΔH (kJ/jam)	Aliran	ΔH (kJ/jam)
<18>	16.449,205	<24>	6.543,501
<i>Steam in</i>	265,976	<26>	3.807,976
<i>CW in</i>	2.096,178	<i>Steam out</i>	30,533
Total	18.811,359	<i>CW out</i>	8.429,349
		Total	18.811,359

IV.2.2.3. Neraca Energi *Cooler (L-216)*

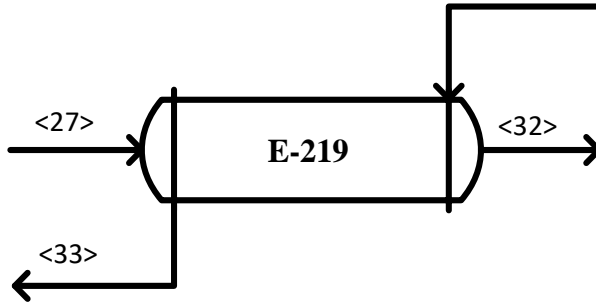


Gambar IV.23. Aliran Energi pada *Cooler (E-216)*

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

ΔH masuk		ΔH masuk	
Aliran	ΔH (kJ/jam)	Aliran	ΔH (kJ/jam)
<24>	6.543,501	<29>	805,505
<28>	2.862,609	<30>	8.600,605
Total	9.406,110	Total	9.406,110

IV.2.2.4. Neraca Energi Cooler (L-219)



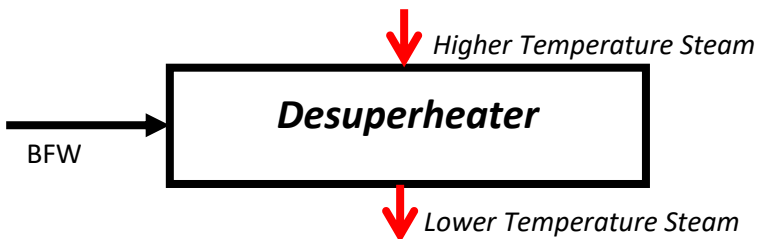
Gambar IV.24. Aliran Energi pada Cooler (E-219)

Tabel IV. 25 Neraca Energi pada Cooler (E-219)

ΔH masuk		ΔH masuk	
Aliran	ΔH (kJ/jam)	Aliran	ΔH (kJ/jam)
<24>	3.807,976	<29>	208,064
<28>	1.795,948	<30>	5.395,860
Total	5.603,924	Total	5.603,924

IV.2.3. Neraca Energi Unit Steam Generation

IV.2.3.1. Neraca Energi Desuperheater

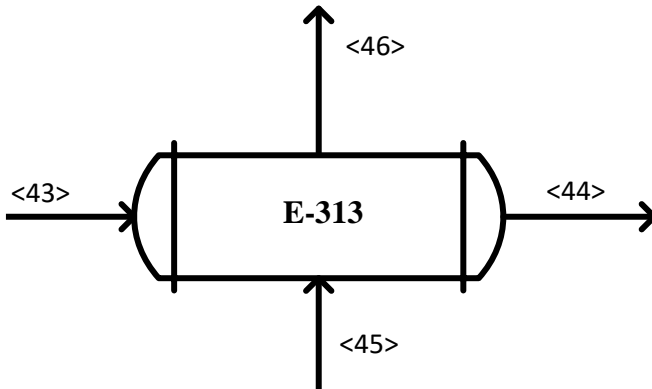


Gambar IV. 25. Aliran Energi pada Desuperheater

Tabel IV. 26 Neraca Energi pada *Desuperheater*

ΔH masuk		ΔH masuk	
Aliran	ΔH (kJ/jam)	Aliran	ΔH (kJ/jam)
<i>Hgher T. Steam</i>	22.243.184,313	<i>Lower T. Steam</i>	22.255.832,653
BFW	12.648,340		
Total	22.255.832,653	Total	22.255.832,653

IV.2.3.1. Neraca Energi *Economizer* (F-313)

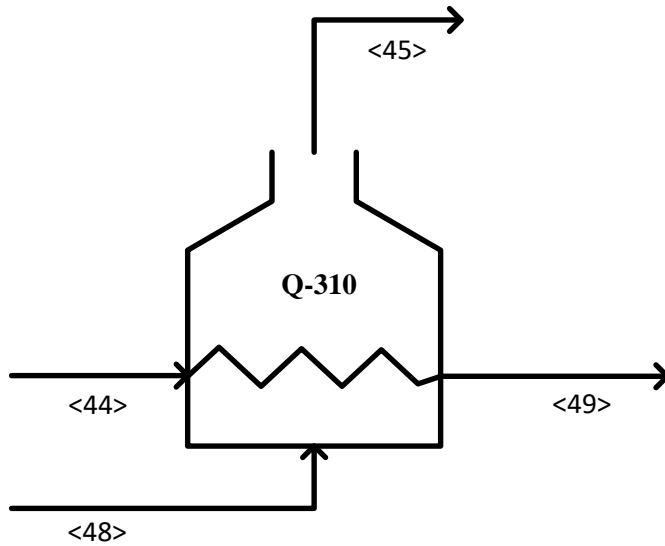


Gambar IV.26. Aliran Energi pada *Economizer* (F-313)

Tabel IV. 27 Neraca Energi pada *Economizer* (F-313)

ΔH masuk		ΔH keluar	
Aliran	ΔH (kJ/jam)	Aliran	ΔH (kJ/jam)
<43>	163.509,406	<44>	2.127.993,906
<45>	37.489.044,103	<46>	35.524.559,603
Total	37.652.553,510	Total	37.652.553,510

IV.2.3.2. Neraca Energi Boiler (Q-310)

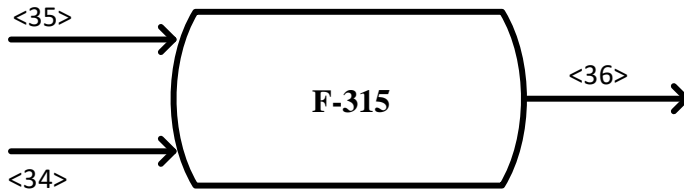


Gambar IV. 27. Aliran Energi pada Boiler (Q-310)

Tabel IV. 28 Neraca Energi pada Boiler (Q-310)

ΔH masuk		ΔH keluar	
Aliran	ΔH (kJ/jam)	Aliran	ΔH (kJ/jam)
<44>	2.127.993,906	<49>	2.231.4402,270
<48>	57.675.452,467	<45>	37.489.044,103
Total	59.803.446,373	Total	59.803.446,373

IV.2.3.3. Neraca Energi *Condensate Tank* (A-315)

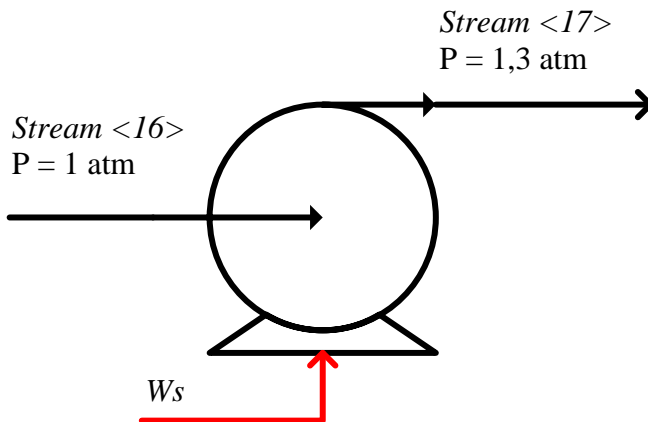


Gambar IV.28. Aliran Energi *Condensate Tank* (A-315)

Tabel IV. 29 Neraca Energi *Condensate Tank* (A-315)

ΔH masuk		ΔH keluar	
Aliran	ΔH (kJ/jam)	Aliran	ΔH (kJ/jam)
<34>	6.143,114	<36>	7.960,587
<35>	1.817,473		
Total	7.960,587	Total	7.960,587

IV.2.3.4. Neraca Energi *Pre-Heater Pump* (L-114)

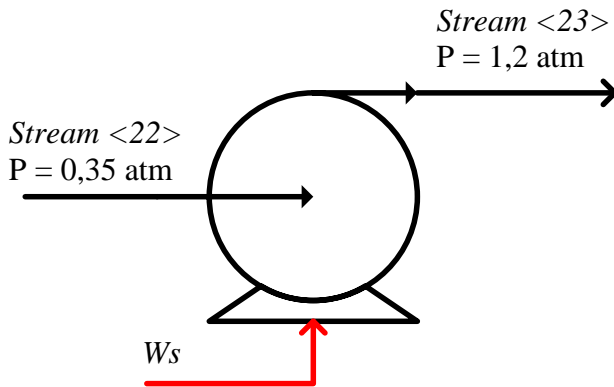


Gambar IV. 29. Aliran Energi *Pre-Heater Pump* (L-114)

Tabel IV. 30 Neraca energi *Pre-heater pump* (L-114)

ΔH masuk		ΔH keluar	
Aliran	ΔH (kJ/jam)	Aliran	ΔH (kJ/jam)
<16>	2434,676	<17>	2434,676
W_s	0,799	<i>Friction loss</i>	0,799
Total	2435,476	Total	2435,476

IV.2.3.5.Neraca Energi *Reflux Pump* (L-215)

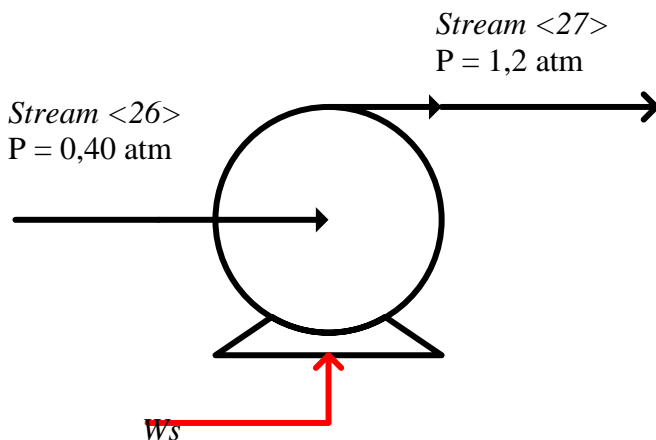


Gambar IV. 30. Aliran Energi *Reflux Pump* (L-215)

Tabel IV. 31 Neraca energi *reflux pump* (L-215)

ΔH masuk		ΔH keluar	
Aliran	ΔH (kJ/jam)	Aliran	ΔH (kJ/jam)
<22>	7702,994	<23>	7702,994
W_s	1,586	<i>Friction loss</i>	1,586
Total	7704,579	Total	7704,579

IV.2.3.7. Neraca Energi *Bottom Product Pump* (L-218)

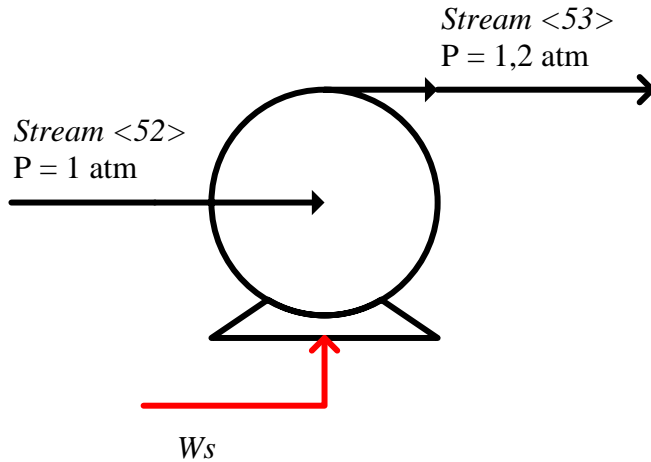


Gambar IV. 31. Aliran Energi *Bottom Product Pump* (L-218)

Tabel IV. 32 Neraca energi *bottom product pump* (L-218)

ΔH masuk		ΔH keluar	
Aliran	ΔH (kJ/jam)	Aliran	ΔH (kJ/jam)
<26>	3807,976	<27>	3807,976
W_s	0,880	<i>Friction loss</i>	0,880
Total	3808,856	Total	3808,856

IV.2.3.6. Neraca Energi *Final Product Pump* (L-223)

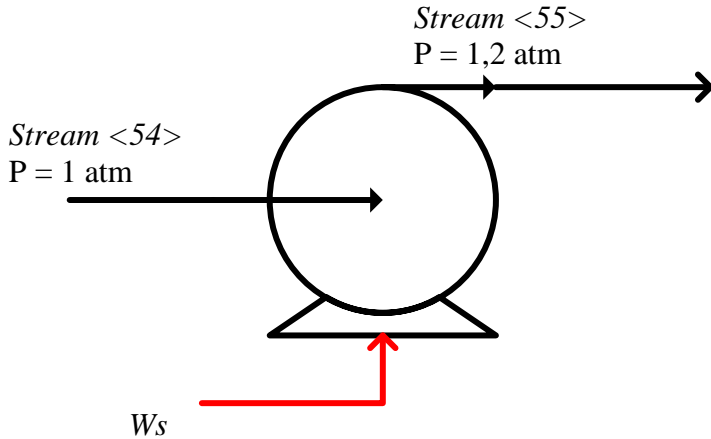


Gambar IV. 32. Aliran Energi *Final Product Pump* (L-223)

Tabel IV. 33 Neraca energi *final product pump* (L-223)

ΔH masuk		ΔH keluar	
Aliran	ΔH (kJ/jam)	Aliran	ΔH (kJ/jam)
<52>	805,505	<53>	805,505
W_s	0,313	<i>Friction loss</i>	0,313
Total	805,818	Total	805,818

IV.2.3.8. Neraca Energi *By-Product Pump* (L-224)

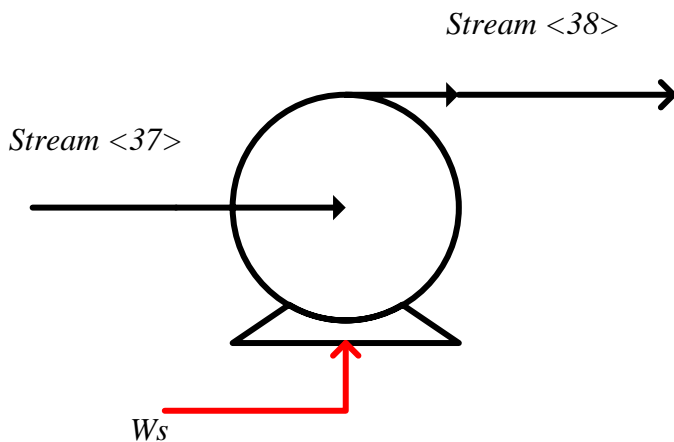


Gambar IV. 33. Aliran Energi *By-Product Splitting Pump* (L-224)

Tabel IV. 34 Neraca energi *by-product splitting pump* (L-224)

ΔH masuk		ΔH keluar	
Aliran	ΔH (kJ/jam)	Aliran	ΔH (kJ/jam)
<54>	208,064	<55>	208,064
W_s	0,220	<i>Friction loss</i>	0,220
Total	208,284	Total	208,284

IV.2.3.9. Neraca Energi *Condensate Pump* (L-316)



Gambar IV. 34. Aliran Energi *Condensate Pump* (L-316)

Tabel IV. 35 Neraca energi *condensate pump* (L-316)

ΔH masuk		ΔH keluar	
Aliran	ΔH (kJ/jam)	Aliran	ΔH (kJ/jam)
<37>	7960,587	<38>	7960,587
W_s	1,397	<i>Friction loss</i>	1,397
Total	7961,984	Total	7961,984

BAB V
SPESIFIKASI ALAT

V.1. Gudang Penyimpanan Bahan Baku (F-120)

Tabel V.1. Spesifikasi Gudang Penyimpanan Bahan (F-120)

Spesifikasi Alat	Keterangan
Nama Alat	Gudang Penyimpanan Daun Kayu Putih
Kode	F – 120
Fungsi	Menyimpan bahan baku daun kayu putih
Tipe	Bangunan persegi panjang dengan atap prisma segitiga
Kapasitas	73130,3 kg/hari
Dimensi Bangunan :	
Panjang bangunan	10 meter
Lebar bangunan	10 meter
Tinggi bangunan	6,5 meter
Waktu penyimpanan	5 hari
Bahan konstruksi bangunan	Beton

V.2. *Steam Distillation Tank (D – 110 A/B/C/D)*

Tabel V.2. Spesifikasi *Steam Distillation Tank (D – 110)*

Spesifikasi Alat		Keterangan		
Nama Alat		<i>Steam Distillation Tank</i>		
Kode		D – 110 A/B/C/D		
Fungsi		mengekstraksi minyak yang terkandung dalam daun kayu putih dengan menggunakan <i>steam</i> .		
Tipe		- tangki <i>steam distillation</i> berbentuk silinder tertutup atas dan bawah dengan leher berbentuk <i>gooseneck</i> pada bagian atas. - terdapat <i>perforated grid</i> (alas datar berlubang-lubang) di atas <i>steam inlet</i> .		
<i>Spesifikasi Tangki</i>				
Diameter dalam tangki	Di	59,813	in.	1,519 m.
Diameter luar tangki	Do	60,000	in.	1,524 m.
Tinggi solid dalam silinder	L _L	60,263	in.	1,531 m.
Tinggi silinder	L _s	75,329	in.	1,913 m.
Tinggi tutup atas	L _h a	10,108	in.	0,257 m.

Spesifikasi Alat		Keterangan		
Tinggi tutup bawah	Lh b	10,108	in.	0,257 m.
Tinggi tangki	L _T	20,217	in.	0,514 m.
Tebal silinder	ts	0,160	in.	0,004 m.
Tebal tutup atas	tha	0,188	in.	0,005 m.
Tebal tutup bawah	thb	0,188	in.	0,005 m.
Spesifikasi Perforated Plate (Sekat)				
Diameter sekat		59,813	in.	1,519 m.
Diameter lubang sekat		0,125	in.	0,003 m.
Jumlah lubang pada sekat		20.095	Buah	
Waktu operasi <i>steam distillation tank</i>		4,5	Jam	
Harga Alat		Rp.		438.715.961

V.3. Condenser (E-111)

Tabel V.3. Spesifikasi Condenser (E-111)

Spesifikasi Alat	Keterangan
Bahan	<i>Carbon steel SA-129 A</i>
P desain	21,01516 psi
Suhu keluar - <i>Cold fluid</i> - <i>Hot fluid</i>	40 °C 60 °C

Spesifikasi Alat	Keterangan
Kapasitas	
- minyak	239,06 kg/jam
- water	13.643,7 kg/jam
<i>Shell Side</i>	
<i>Inside diameter</i>	12 in (0,3048 m)
<i>Baffle space</i>	2 in (0,0508 m)
<i>Passes</i>	1
<i>Bahan</i>	<i>Carbon steel</i>
ΔP	0,011 psi
<i>Tube Side</i>	
<i>Number of tubes</i>	52
BWG	16
<i>Ouside diameter</i>	0,75 in (0,01875 m)
<i>Clearance</i>	0,25 in (0,00625 m)
<i>Pitch</i>	1 in (0,025 m)
<i>Passes</i>	2
<i>Bahan</i>	<i>Carbon steel</i>
ΔP	8,753 psi
Harga Alat	Rp 208.390.082

V.4. *Decanter* (H – 112)

Tabel V.4. Spesifikasi *Decanter* (H – 112)

Spesifikasi Alat		Keterangan	
Nama Alat		<i>Decanter</i>	
Kode		H – 112	
Fungsi		Memisahkan kandungan air di dalam <i>crude oil</i>	
Tipe		Silinder horizontal dengan tutup kanan dan kiriberbentuk <i>torispherical head</i>	
Diameter dalam tangki	Di	11,8125 in.	0,300 m.
Diameter luar tangka	Do	12 in.	0,305 m.
Tinggi liquida dalam silinder	Z _T	7,875 in.	0,200 m.
Panjang silinder	L _S	5,906 in.	0,150 m.
Tinggi tutup atas	Lha	1,996 in.	0,051 m.
Tinggi tutup bawah	Lhb	1,996 in.	0,051 m.
Panjang tangka	L _T	9,899 in.	0,251 m.
Tebal silinder	ts	0,188 in.	0,005 m.
Tebal tutup kiri	tha	0,188 in.	0,005 m.
Tebal tutup kanan	thb	0,188 in.	0,005 m.
Tinggi <i>heavy phase</i>	Z _{A1}	3,937 in.	0,100 m.
Tinggi <i>overflow</i>	Z _{A2}	7,274 in.	0,185 m.

Harga Alat	Rp 4.700.528
-------------------	---------------------

V.5. *Crude Oil Storage Tank (F – 113)*

Tabel V.5. Spesifikasi *Crude Oil Storage Tank (F – 113)*

Spesifikasi Alat		Keterangan	
Nama Alat		<i>Crude Oil Storage Tank</i>	
Kode		F – 113	
Fungsi		Sebagai tempat penyimpanan sementara <i>crude oil</i> sebelum menuju kolom distilasi untuk proses purifikasi	
Tipe		Silinder tegak vertikal dengan tutup atas dan bawah berbentuk <i>torispherical head</i>	
Spesifikasi Tangki			
Kapasitas		5,204 m ³	
Bahan		<i>Carbon steel, SA – 240, Grade S</i>	
Jumlah		1 buah	
Waktu penyimpanan		5 hari	
Diameter dalam tangka	Di	59,813 in.	1,519 m.
Diameter luar tangka	Do	60,000 in.	1,524 m.

Spesifikasi Alat		Keterangan	
Tinggi liquid dalam silinder	L _L	69,534 in.	1,766 m.
Tinggi silinder	L _S	86,917 in.	2,208 m.
Tinggi tangka	L _T	20,217 in.	0,514 m.
Tebal silinder	ts	0,188 in.	0,005 m.
Tebal tutup atas	tha	0,250 in.	0,006 m.
Tebal tutup bawah	thb	0,250 in.	0,006 m.
Harga Alat	thb	Rp	311.801.701

V.6. *To Pre-Heater Pump (L – 114)*

Tabel V.6. Spesifikasi *To Pre-Heater Pump (L – 114)*

Spesifikasi Alat	Keterangan
Nama Alat	<i>To Pre-Heater Pump</i>
Kode	L – 114
Fungsi	memompa <i>crude oil</i> dari <i>storage tank</i> menuju <i>pre-heater</i> sebelum kolom distilasi.
Tipe	<i>Centrifugal pump</i>
Kapasitas	23,906 kg/jam
Bahan	<i>Commercial steel (Carbon steel, SA – 283 Grade C)</i>
Ukuran pipa	NPS 1/8 in. sch. 80
<i>Power pump</i>	0,02291 hp

Standarisasi <i>power pump</i>	0,33 hp
Jumlah pompa	1
Harga Alat	Rp 13.621.056

V.7. *Pre-Heater* (E – 211)

Tabel V.7. Spesifikasi *Pre-Heater* (E – 211)

Spesifikasi Alat	Keterangan
Nama Alat	<i>Pre-Heater</i>
Kode	E – 211
Fungsi	memanaskan <i>crude oil</i> dari <i>storage tank</i> sebelum masuk ke kolom distilasi.
Tipe	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i> (DPHE)
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel, SA - 283 Grade C</i>
Jumlah	1 buah
Kondisi operasi	
<i>Annulus :</i>	
- Suhu	279,5 °F
- Tekanan	1,1 atm
<i>Inner pipe :</i>	
- Suhu	1,3304 °F
- Tekanan	1,1 atm
Dimensi	
<i>Annulus :</i>	

- Diameter dalam	0,17225 ft
- Diameter luar	0,1983333333 ft
- Panjang	40 ft
<i>Inner pipe :</i>	
- Diameter dalam	0,115 ft
- Diameter luar	0,1383333333 ft
- Jumlah <i>hairpin</i>	1 buah
<i>Pressure Drop</i>	
<i>Annulus</i>	0,03132005 psi
<i>Inner pipe</i>	0,004896333 psi
Harga Alat	Rp 17.235.270

V.8. *Vacuum Distillation Column (D – 210)*

Tabel V.8. Spesifikasi *Vacuum Distillation Column (D – 210)*

Spesifikasi Alat	Keterangan
Tipe	<i>Sieve tray</i>
<i>Column Spesification</i>	
Tinggi Menara	15,52 ft
Diameter Menara	2,5 ft
<i>Shell thickness</i>	3/16 in.
Bahan	<i>Carbon steel, SA-283, grade B plain</i>
<i>Plate Spesification</i>	
Jumlah <i>tray</i>	19 <i>trays</i>

<i>Hole size</i>			
<i>- Diameter, do</i>		3/16 in	
<i>- Spacing, c</i>		½ in	
<i>Active area</i>		4,91 ft ²	
<i>Tray spacing</i>		9 in	
<i>Tray thickness</i>		1/8 in	
Harga alat		Rp 399.168.851	
	<i>Maximum velocity</i>	<i>Design velocity</i>	<i>Weep point</i>
F_s	16	15	14
<i>v top</i>	18,9084	17,7266	16,5449
<i>v bottom</i>	18,9084	17,7266	16,5449
<i>No. holes required</i>			
<i>top</i>	3,9506	4,2140	4,5150
<i>bottom</i>	36,4452	38,8749	41,6517

V.9. *Condenser (E – 212)*

Tabel V.9. Spesifikasi *Condenser (E – 212)*

Spesifikasi Alat	Keterangan
Nama Alat	<i>Condenser</i>
Kode	E – 212
Fungsi	mengondensasi produk atas dari kolom distilasi.

Tipe	<i>Double Pipe Heat Exchanger (DPHE)</i>
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel, SA - 283 Grade C</i>
Jumlah	1 buah
Kondisi operasi	
<i>Annulus :</i>	
- Suhu	271,598 °F
- Tekanan	0,35 atm
<i>Inner pipe :</i>	
- Suhu	95 °F
- Tekanan	0,35 atm
Dimensi	
<i>Annulus :</i>	
- Diameter dalam	0,17225 ft
- Diameter luar	0,198333333 ft
- Panjang	40 ft
<i>Inner pipe :</i>	
- Diameter dalam	0,115 ft
- Diameter luar	0,138333333 ft
- Jumlah <i>hairpin</i>	1 buah
<i>Pressure Drop</i>	
<i>Annulus</i>	0,000503424 psi
<i>Inner pipe</i>	0,00109678 psi
Harga Alat	Rp 17.235.270

V.10. Accumulator Tank (H – 214)

Tabel V.10. Spesifikasi *Accumulator Tank* (H – 214)

Spesifikasi Alat		Keterangan	
Nama Alat		<i>Accumulator Tank</i>	
Kode		H – 214	
Fungsi		menampung kondensat distilat minyak dari <i>condenser</i>	
Tipe		Silinder horizontal dengan tutup kanan dan kiri berbentuk <i>torispherical head</i>	
Diameter dalam tangki	Di	11,813 in.	0,300 m.
Diameter luar tangki	Do	12,000 in.	0,305 m.
Tinggi liquida dalam silinder	L _L	9,450 in.	0,240 m.
Panjang silinder	L _s	12,670 in.	0,322 m.
Panjang tangki	L _T	3,993 in.	0,101 m.
Tebal silinder	ts	0,188 in.	0,005 m.
Tebal tutup kiri	tha	0,188 in.	0,005 m.
Tebal tutup kanan	thb	0,188 in.	0,003 m.
Harga Alat		Rp. 7.834.214	

V.11. *Steam Jet Ejector* (G – 213)

Tabel V.11. Spesifikasi *Steam Jet Ejector* (G – 213)

Spesifikasi Alat	Keterangan	
Nama Alat	<i>Steam Jet Ejector</i>	
Kode	G – 213	
Fungsi	Menciptakan kondisi vakum pada kolom distilasi	
Tipe	<i>Rough Vacuum, Single Stage Jet Ejector</i>	
Suction pressure	0,350 atm	266,000 mmHg
Steam pressure	1,5 atm	
Number of stages	1 stage	
Material of construction	<i>Standard cast iron</i>	
Discharge pressure	15,6959 psi	811,924 mmHg
Arrangements type	Z	
Capacity	200 lbs/hr	
Steam consumption	760 lbs/hr	
Harga Alat	Rp 23.502.641	

V.12. *Reflux Pump* (L – 215)

Tabel V.12. Spesifikasi *Reflux Pump* (L – 215)

Spesifikasi Alat	Keterangan
Nama Alat	<i>Reflux Pump</i>
Kode	L – 215

Fungsi	memompa <i>crude oil</i> dari <i>accumulator</i> menuju kolom (<i>reflux</i>) dan <i>storage tank</i> .
Tipe	<i>Centrifugal pump</i>
Kapasitas	16,7376 kg/jam
Bahan	<i>Commercial steel</i>
Ukuran pipa	NPS 1/8 in. <i>sch.</i> 80
<i>Power pump</i> Standarisasi <i>power pump</i>	0,86173 hp 1 hp
Jumlah pompa	1
Harga Alat	Rp 17.193.792

V.13. *Distillate Cooler* (E-216)

Tabel V.13. Spesifikasi *Distillate Cooler* (E-216)

Spesifikasi Alat	Keterangan
Nama Alat	<i>Distillate Cooler</i>
Kode	E-216
Fungsi	<i>mendinginkan produk distilat sebelum menuju tangki penyimpanan</i>
Tipe	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i> (DPHE)
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel, SA - 283 Grade C</i>
Jumlah	1 buah
Kondisi operasi	

Spesifikasi Alat	Keterangan
<i>Annulus :</i>	
- Suhu	187,799 °F
- Tekanan	1,5 atm
<i>Inner pipe :</i>	
- Suhu	95 °F
- Tekanan	1,5 atm
Dimensi	
<i>Annulus :</i>	
- Diameter dalam	0,17225 ft
- Diameter luar	0,198333333 ft
- Panjang	40 ft
<i>Inner pipe :</i>	
- Diameter dalam	0,115 ft
- Diameter luar	0,138333333 ft
- Jumlah <i>hairpin</i>	1 buah
<i>Pressure Drop</i>	
<i>Annulus</i>	0,000780819 psi
<i>Inner pipe</i>	0,00184741 psi
Harga Alat	Rp 21.935.798

V.14. *Reboiler* (E – 217)

Tabel V.14. Spesifikasi *Reboiler* (E – 217)

Spesifikasi Alat	Keterangan
Nama Alat	<i>Reboiler</i>
Kode	E – 217
Fungsi	menguapkan sebagian produk bawah kolom untuk kembali ke dalam kolom distilasi sebagai <i>vapor</i>
Tipe	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i> (DPHE)
Bahan	<i>Carbon steel SA-129 A</i>
P desain	6,466229 psi
Suhu keluar	
- <i>Cold fluid</i>	100 °C
- <i>Hot fluid</i>	216,49 °C
Kapasitas	
- minyak	154,407 kg/jam
- <i>steam</i>	19,496 kg/jam
<i>Shell Side</i>	
<i>Inside diameter</i>	12 in (0,3048 m)
<i>Baffle space</i>	2 in (0,0508 m)
<i>Passes</i>	1
ΔP	<i>negligible</i>
<i>Tube Side</i>	
<i>Number of tubes</i>	52

Spesifikasi Alat	Keterangan
BWG	16
<i>Outside diameter</i>	0,75 in (0,01875 m)
<i>Clearance</i>	0,25 in (0,00625 m)
<i>Pitch</i>	1 in (0,025 m)
<i>Passes</i>	2
ΔP	0,008 psi
Harga Alat	Rp 184.860.690

V.15. *Intermediate Product Storage Tank* (F – 221)

Tabel V.15. Spesifikasi *Intermediate Product Storage Tank* (F – 221)

Spesifikasi Alat	Keterangan		
Nama Alat	<i>Intermediate Product Storage Tank</i>		
Kode	F – 221		
Fungsi	Sebagai tempat penyimpanan sementara produk distilat sebelum menuju <i>mixing point</i>		
Tipe	Silinder tegak vertikal dengan tutup atas dan bawah berbentuk <i>torispherical head</i>		
Diameter dalam tangki	Di	11,813 in.	0,300 m.

Diameter luar tangki	Do	12,000 in.	0,305 m.
Tinggi liquid dalam silinder	L _L	8,503 in.	0,216 m.
Tinggi silinder	L _s	10,629 in.	0,270 m.
Tinggi tangki	L _T	3,993 in.	0,101 m.
Tebal silinder	ts	0,188 in.	0,005 m.
Tebal tutup atas	tha	0,188 in.	0,005 m.
Tebal tutup bawah	thb	0,188 in.	0,005 m.
Harga Alat	Rp 90.876.878		

V.16. *Bottom Product Pump (L-218)*

Tabel V.16. Spesifikasi *Bottom Product Pump (L-218)*

Spesifikasi Alat	Keterangan
Nama Alat	<i>Bottom Product Pump</i>
Kode	L-218
Fungsi	memompa produk bawah kolom distilasi menuju <i>by-product storage tank</i>
Tipe	<i>centrifugal pump</i>
Kapasitas	9,864 kg/jam
Bahan	<i>Commercial steel</i>
Ukuran pipa	NPS 1/8 in. sch. 80
<i>Power pump</i> Standarisasi <i>power pump</i>	0,4375 hp 0,5 hp

Jumlah pompa	1
Harga Alat	Rp. 14.779.404

V.17. Bottom Product Cooler (E-219)

Tabel V.17. Spesifikasi *Bottom Product Cooler* (E-219)

Spesifikasi Alat	Keterangan
Nama Alat	<i>Bottom Product Cooler</i>
Kode	E-219
Fungsi	mendinginkan <i>bottom product</i> sebelum menuju tangki penyimpanan
Tipe	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i> (DPHE)
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel, SA - 283 Grade C</i>
Jumlah	1 buah
Kondisi operasi	
<i>Annulus :</i>	
- Suhu	274,815 °F
- Tekanan	1 atm
<i>Inner pipe :</i>	
- Suhu	327,115 °F
- Tekanan	1 atm
Dimensi	
<i>Annulus :</i>	
- Diameter dalam	0,20575 ft

Spesifikasi Alat	Keterangan
- Diameter luar	0,24 ft
- Panjang	200 ft
<i>Inner pipe :</i>	
- Diameter dalam	0,115 ft
- Diameter luar	0,138333333 ft
- Jumlah <i>hairpin</i>	5 buah
<i>Pressure Drop</i>	
<i>Annulus</i>	0,009771015 psi
<i>Inner pipe</i>	0,00012952 psi
Harga Alat	Rp. 26.636.326

V.18. *By-Product Storage Tank (F – 222)*

Tabel V.18. Spesifikasi *By-Product Storage Tank (F – 222)*

Spesifikasi Alat	Keterangan
Nama Alat	<i>By-Product Storage Tank</i>
Kode	F – 222
Fungsi	Sebagai tempat penyimpanan sementara produk bawahsebelum menuju <i>splitting point</i>
Tipe	Silinder tegak vertikal dengan tutup atas dan bawah berbentuk <i>torispherical head</i>

Diameter dalam tangki	Di	47,813	in.	1,214 m.
Diameter luar tangki	Do	48,000	in.	1,219 m.
Tinggi liquid dalam silinder	L _L	43,108	in.	1,095 m.
Tinggi silinder	L _S	53,885	in.	1,369 m.
Tinggi tangki	L _T	16,161	in.	0,410 m.
Tebal silinder	ts	0,188	in.	0,005 m.
Tebal tutup atas	tha	0,188	in.	0,005 m.
Tebal tutup bawah	thb	0,188	in.	0,005 m.
Harga Alat			Rp 70.507.922	

V.19. *Final Product Pump (L-223)*

Tabel V.19. Spesifikasi *Final Product Pump (L-223)*

Spesifikasi Alat	Keterangan
Nama Alat	<i>Final Product Pump</i>
Kode	L-223
Fungsi	memompa <i>crude oil</i> menuju <i>final product storage tank</i>
Tipe	<i>centrifugal pump</i>
Kapasitas	14,042 kg/jam
Bahan	<i>Commercial steel</i>
Ukuran pipa	NPS 1/8 in. <i>sch. 80</i>
<i>Power pump</i>	2,8435 hp
Standarisasi	3 hp

Jumlah pompa	1
Harga Alat	Rp 21.045.648

V.20. *By-Product Splitting Pump (L – 224)*

Tabel V.20. Spesifikasi *By-Product Splitting Pump (L – 224)*

Spesifikasi Alat	Keterangan
Nama Alat	<i>By-Product Splitting Pump</i>
Kode	L – 224
Fungsi	memompa <i>crude oil</i> menuju <i>splitting point</i> dan <i>final product storage tank</i>
Tipe	<i>centrifugal pump</i>
Kapasitas	14,042 kg/jam
Bahan	<i>Commercial steel</i>
Ukuran pipa	NPS 1/8 in. sch. 80
<i>Power pump</i> Standarisasi power <i>pump</i>	2,84395 hp 3 hp
Jumlah pompa	1
Harga Alat	Rp 21.045.648

V.21. *Final Product Storage Tank (F – 225)*

Tabel V.21. Spesifikasi *Final Product Storage Tank (F – 225)*

Spesifikasi Alat	Keterangan
Nama Alat	<i>Final Product Storage Tank</i>

Kode	F – 225			
Fungsi	Sebagai tempat penyimpanan akhir produk minyak kayu putih			
Tipe	Silinder tegak vertikal dengan tutup atas dan bawah berbentuk <i>torispherical head</i>			
Diameter dalam tangki	Di	53,813	in.	1,367 m.
Diameter luar tangki	Do	54,000	in.	1,372 m.
Tinggi liquid dalam silinder	L _L	52,366	in.	1,330 m.
Tinggi silinder	L _S	65,458	in.	1,663 m.
Tinggi tangki	L _T	18,189	in.	0,462 m.
Tebal silinder	ts	0,188	in.	0,005 m.
Tebal tutup atas	tha	0,188	in.	0,005 m.
Tebal tutup bawah	thb	0,188	in.	0,005 m.
Harga Alat	Rp	125.347.417		

V.22. *Condensate Tank* (F – 315)

Tabel V.22. Spesifikasi *Condensate Tank* (F – 315)

Spesifikasi Alat	Keterangan
Nama Alat	<i>Condensate Tank</i>
Kode	F – 315
Fungsi	Sebagai tempat penampung <i>condensate</i>
Tipe	Silinder horizontal dengan tutup kanan

		dan kiri berbentuk <i>torispherical head</i>		
Diameter dalam tangki	Di	39,813	in.	1,011 m.
Diameter luar tangki	Do	40,000	in.	1,016 m.
Tinggi liquid dalam silinder	L _L	23,327	in.	0,593 m.
Tinggi silinder	L _s	29,159	in.	0,741 m.
Tinggi tangki	L _T	13,457	in.	0,342 m.
Tebal silinder	ts	0,188	in.	0,005 m.
Tebal tutup atas	tha	0,188	in.	0,005 m.
Tebal tutup bawah	thb	0,188	in.	0,005 m.
Harga Alat			Rp	36.037.383

V.23. *Condensate Pump (L – 316)*

Tabel V.23. Spesifikasi *Condensate Pump (L – 316)*

Spesifikasi Alat	Keterangan
Nama Alat	<i>Condensate Pump</i>
Kode	L – 316
Fungsi	memompa <i>condensate</i> dari <i>condensate tank</i> menuju <i>condensate polishing unit</i>
Tipe	<i>centrifugal pump</i>
Kapasitas	25,0693 kg/jam
Bahan	<i>Commercial steel</i>
Ukuran pipa	NPS 1/8 in. <i>sch.</i> 80

<i>Power pump</i> Standarisasi	0,0319 hp 1 hp
Jumlah pompa	1
Harga Alat	Rp 13.621.056

BAB VI

ANALISA EKONOMI

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

VI.1. Pengelolaan Sumber Daya Manusia

VI.1.1. Bentuk Badan Perusahaan

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

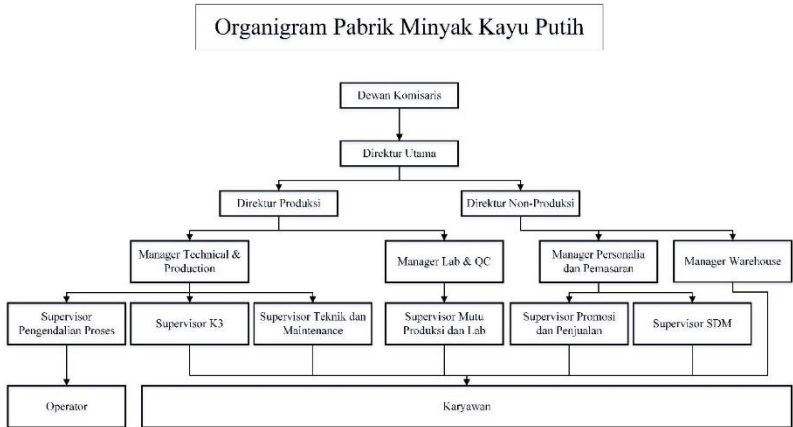
1. Modal perusahaan dapat lebih mudah diperoleh, yaitu dari penjualan saham maupun dari pinjaman.
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas karena segala sesuatu yang menyangkut kelancaran produksi ditangani oleh pemimpin perusahaan.

3. Kekayaan pemegang saham terpisah dari kekayaan perusahaan, sehingga kekayaan pemegang saham tidak menentukan modal perusahaan.

VI.1.2. Sistem Organisasi Perusahaan

Struktur organisasi yang direncanakan dalam Pra Desain Pabrik Minyak Kayu Putih adalah garis dan staf yang merupakan kombinasi dari pengawasan secara langsung dan spesialisasi pengaturan dalam perusahaan. Alasan pemakaian sistem tersebut adalah sebagai berikut :

- Biasa digunakan untuk organisasi yang cukup besar dengan produksi yang terus-menerus.
- Terdapat kesatuan pimpinan dan perintah, sehingga disiplin kerja lebih baik.
- Masing-masing *manager* secara langsung bertanggungjawab atas aktivitas yang dilakukan untuk mencapai tujuan.
- Pimpinan tertinggi dipegang oleh seorang direktur yang bertanggung jawab kepada dewan komisaris. Anggota dewan komisaris merupakan wakil-wakil dari pemegang saham dan dilengkapi dengan staf ahli yang bertugas memberikan nasihat dan saran kepada direktur.



Gambar VI. 1. Struktur Organisasi Perusahaan

Pembagian kerja dalam organisasi tersebut 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 dipertanggungjawabkan 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 serta menentukan direktur.

2. Dewan Komisaris

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

Tugas Dewan Komisaris adalah sebagai berikut :

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

3. Direktur Utama

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

Tugas Direktur Utama adalah sebagai berikut :

- Menetapkan strategi perusahaan, merumuskan rencana-rencana, dan cara melaksanakannya
- Menetapkan sistem organisasi yang dianut dan menetapkan pembagian kerja, tugas dan tanggung jawab

dalam perusahaan untuk mencapai tujuan yang telah ditetapkan

- Mengadakan koordinasi yang tepat dari semua bagian
- Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk mengadakan tugas masing-masing
- Mempertanggungjawabkan kepada dewan komisaris, segala pelaksanaan dari anggaran belanja, dan pendapatan perusahaan
- Menentukan kebijakan keuangan

4. Direktur Produksi

Direktur produksi yang bertugas membantu direktur dalam pelaksanaan tugasnya, baik yang berhubungan dengan operasi produksi pabrik dalam hal produksi, konstruksi pabrik dan kualitas dari bahan baku dan produk yang dihasilkan. Dalam hal tersebut, Direktur Produksi dibantu oleh Manager Produksi dan Manager Quality yang masing-masing membawahi staf di bagian masing-masing.

Tugas Direktur Produksi adalah sebagai berikut :

- Membantu direktur dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok bidang operasi produksi pabrik dalam hal produksi, konstruksi pabrik, dan kualitas dari bahan baku serta produk yang dihasilkan.
- Menentukan kebijakan operasi pabrik agar dapat memperoleh hasil maksimal.

- Mengadakan koordinasi yang tepat dari bagian produksi.
- Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk mengadakan tugas masing-masing.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Utama.

Tugas Manager Technical & Production adalah

sebagai berikut :

- Bagian produksi bertugas mengusahakan agar barang-barang produksi dengan teknik yang memudahkan karyawan sehingga diperoleh produk dengan biaya rendah, kualitas tinggi dan harga yang bersaing yang diinginkan dalam waktu yang sesingkat mungkin.
- Mengumpulkan fakta-fakta kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
- Mengkoordinasikan dengan staf bagian produksi yang terdiri dari supervisor, foreman dan operator yang bekerja langsung di lapangan.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Produksi.
- Bertugas memelihara dan menjaga fasilitas maupun peralatan pabrik yang ada dan mengadakan perbaikan/penggantian yang diperlukan agar didapatkan kontinuitas kerja dan operasi sesuai dengan perencanaan
- Membantu dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok bidang operasi pabrik dalam hal

operasi peralatan, *maintenance* peralatan, plant technical dan pengadaan logistik untuk operasi pabrik

- Menentukan kebijakan engineering pabrik agar dapat beroperasi secara maksimal.
- Mengkoordinasikan dengan staf bagian teknik.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Produksi.

Tugas Manager Laboratorium & Quality Control (QC)

adalah sebagai berikut :

- Bagian Lab & QC bertugas mengontrol kualitas produk, bagian ini juga bertugas meneliti dan mengembangkan penggunaan bahan baku serta produksi yang lebih baik dan lebih ekonomis.
- Menganalisa bahan baku proses dan analisa produk secara kimia maupun fisik.
- Mengumpulkan fakta-fakta kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
- Mengkoordinasikan dengan staf bagian Lab & QC.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Produksi.

5. Direktur Non-Produksi

Direktur Non-Produksi yang bertugas membantu direktur dalam pelaksanaan tugasnya yang berhubungan dengan hal keuangan, administrasi, personalia, pemasaran, dan penyimpanan perusahaan. Dalam hal tersebut Direktur Non-Produksi dibantu oleh Manager Personalia dan Pemasaran serta Manager Warehouse

yang masing-masing membawahi karyawan di bagian masing-masing.

Tugas Direktur Non-Produksi adalah sebagai berikut :

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

Tugas *Warehouse Manager* adalah sebagai berikut :

- Bagian tersebut bertugas untuk mengadakan kontak dengan pihak penjual bahan baku.
- Bertugas memastikan hasil produksi dapat disalurkan dan didistribusikan secara tepat.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Keuangan

Tugas Manager Personalia dan Pemasaran adalah sebagai berikut :

- Bagian ini bertugas di bidang kepegawaian, fasilitas bagi karyawan, peningkatan mutu karyawan.
- Memberikan bantuan kepada Direktur dalam masalah-masalah kepegawaian antara lain penerimaan, pemilihan,

penempatan, pemberhentian tenaga kerja dan masalah upah.

- Menyusun strategi *branding* dan *marketing* guna meningkatkan penjualan produk.
- Bertanggungjawab atas seluruh bagian distribusi penjualan produk ke konsumen.
- Bertugas mengadakan upaya promosi untuk meningkatkan minat konsumen terhadap produk.

VI.1.3 Perincian Jumlah Tenaga Kerja

Jumlah karyawan yang dibutuhkan untuk proses produksi pada Pabrik Minyak Kayu Putih diuraikan sebagai berikut:

Tabel VI. 1. Daftar Kebutuhan Karyawan

No.	Jabatan	Gaji / bulan	Jumlah Karyawan
1.	Dewan Komisaris	Rp 25.000.000,00	3
2.	Direktur Utama	Rp 20.000.000,00	1
3.	Direktur Produksi	Rp 15.000.000,00	1
4.	Direktur Non-Produksi	Rp 15.000.000,00	1
5.	Manager		
	a. <i>Technical and Production</i>	Rp 10.000.000,00	1

No.	Jabatan	Gaji / bulan	Jumlah Karyawan
	b. Lab & QC	Rp 10.000.000,00	1
	c. Warehouse	Rp 10.000.000,00	1
	d. Personalia dan Pemasaran	Rp 10.000.000,00	1
	<i>Supervisor</i>		
	a. Pengendalian Proses	Rp 6.000.000,00	1
	b. K3	Rp 6.000.000,00	1
6.	c. Teknik dan Maintenance	Rp 6.000.000,00	1
	d. Mutu Produksi dan Lab	Rp 6.000.000,00	1
	f. Promosi dan Penjualan	Rp 6.000.000,00	1
	g. SDM	Rp 6.000.000,00	1
7.	Operator Ruangan	Rp 2.500.000,00	3
8.	Operator Lapangan	Rp 2.500.000,00	39
9.	Karyawan :		
	a. Maintenance	Rp 2.500.000,00	3
	b. Laboratorium	Rp 2.500.000,00	3
	c. Pembukuan dan Keuangan	Rp 2.500.000,00	2
	d. SDM	Rp 2.500.000,00	1
	e. Humas	Rp 2.500.000,00	1

No.	Jabatan	Gaji / bulan	Jumlah Karyawan
	f. Keamanan	Rp 2.000.000,00	6
	g. Kebersihan	Rp 2.000.000,00	3
	i. Supir	Rp 2.000.000,00	2
Total			79

Pabrik Minyak Kayu Putih menggunakan basis 330 hari kerja pertahun dengan waktu 24 jam kerja per hari. Dengan pekerjaan yang membutuhkan pengawasan terus menerus selama 24 jam, maka dilakukan sistem shift karyawan. Adapun karyawan yang berkerja dengan sistem *shift* yaitu operator lapangan dengan 13 orang/*shift* dan keamanan dengan 2 orang/*shift*. *Shift* direncanakan dilakukan tiga kali perhari setiap 8 jam. Distribusinya diatur sebagai berikut

Shift I : 07.00 - 15.00
Shift II : 15.00 - 23.00
Shift III: 23.00 – 07.00

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

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

Hari	1	2	3	4	5	6	7
<i>Shift</i>							
I	A	D	C	B	A	D	C
II	B	A	D	C	B	A	D
III	C	B	A	D	C	B	A
Libur	D	C	B	A	D	C	B

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

Senin – Kamis : 08.00 – 16.00
Istirahat : 12.00 – 13.00
Jumat : 08.00 – 16.30
Istirahat : 11.30 – 13.00

VI.2 Utilitas

Utilitas merupakan sarana penunjang proses utama pada suatu industri dan memegang peranan penting dalam pelaksanaan proses operasi. Sarana utilitas pada Pabrik Minyak Kayu Putih ini meliputi :

1. Air

Berfungsi sebagai sanitasi, air umpan boiler dan air pendingin.

2. Steam

Digunakan untuk keperluan proses dan penukar panas.

3. Listrik

Berfungsi sebagai tenaga penggerak dari peralatan proses maupun penerangan.

4. Udara Instrumen

Digunakan sebagai penggerak *valve* mekanik untuk mengendalikan proses.

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

VI.2.1 Unit Pengolahan Air

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

1. Air Sanitasi

Air sanitasi digunakan untuk keperluan para karyawan di lingkungan pabrik. Penggunaannya antara lain untuk konsumsi, mencuci, mandi, memasak, laboratorium, perkantoran dan lain-lain. Adapun syarat air sanitasi, meliputi :

a. Syarat Fisik

- Suhu di bawah suhu udara

- Tidak berwarna
- Tidak berasa
- Tidak berbau
- Kekeruhan SiO₂ tidak lebih dari 1 mg / liter

b. Syarat Kimia

- pH = 6,5 - 8,5
- Tidak mengandung zat terlarut yang berupa zat organik dan anorganik seperti PO₄, Hg, Cu dan sebagainya

c. Syarat Biologis

- Tidak mengandung kuman atau bakteri, terutama bakteri patogen

2. Air Umpan Boiler

Air umpan *boiler* merupakan bahan baku pembuatan *steam* yang berfungsi sebagai media pemanas. Air untuk keperluan umpan *boiler* harus memenuhi syarat-syarat agar air yang digunakan tidak merusak boiler, antara lain:

- Tidak boleh membuih
- Tidak boleh membentuk kerak dalam boiler
- Tidak boleh menyebabkan korosi pada pipa

Untuk memenuhi syarat tersebut guna mencegah kerusakan pada boiler, maka sebelum digunakan air umpan boiler harus diolah terlebih dahulu melalui

- a. *Demineralizer*, untuk menghilangkan ion-ion pengganggu

b. *Deaerator*, untuk menghilangkan gas-gas terlarut

3. Air Pendingin

Penyediaan air pendingin bertujuan untuk memenuhi kebutuhan air ditinjau dari segi transfer panas, dimana air digunakan sebagai media pendingin pada alat perpindahan 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 relative murah
- Tidak mudah mengembang dan menyusut dengan adanya perubahan suhu
- Mudah dikendalikan dan dioperasikan
- Tidak mudah terdekomposisi

Syarat air pendingin adalah tidak boleh mengandung beberapa hal di bawah ini, yaitu :

- a. *Hardness* : dapat memberikan efek pada pembentukan kerak
- b. *Besi* : dapat menyebabkan korosi
- c. Silika : dapat menyebabkan kerak
- d. Minyak : dapat menyebabkan turunnya *heat transfer*

VI.2.2 Unit Penyediaan *Steam*

Steam yang dibutuhkan untuk proses dihasilkan dari *boiler*. Kebutuhan *steam* digunakan sebagai penukar panas dan untuk keperluan proses. Peralatan yang dibutuhkan untuk pembangkit *steam* yaitu *boiler*. *Steam* diproduksi dengan mengumpalkan air pada *boiler* yang kemudian diapanaskan sehingga air umpan *boiler* berubah fase menjadi *saturated steam*. Pada pabrik Pabrik Minyak Kayu Putih tersebut diproduksi jenis *steam*: *superheated steam* (220 °C, 1,5 atm).

VI.2.3 Unit Pembangkit Tenaga Listrik

Listrik pada Pabrik Minyak Kayu Putih digunakan untuk memenuhi kebutuhan listrik proses dan operasional non-proses dari pabrik. Pada *plant* tersebut direncanakan semua keperluan listrik dapat disuplai sendiri untuk mengurangi ketergantungan pada suplai listrik PLN dan untuk mengurangi resiko kekurangan suplai listrik dari PLN yang menyebabkan terhambatnya proses industri. Kebutuhan listrik yang diperlukan untuk Pabrik Minyak Kayu Putih ini diambil dari *generator* sebagai penghasil tenaga listrik untuk proses produksi dan untuk penerangan pabrik dan kantor.

VI.3 Analisis Ekonomi

VI.3.1 Asumsi Perhitungan

Dalam melakukan analisa keuangan Pabrik Minyak Kayu Putih digunakan beberapa asumsi, antara lain sebagai berikut:

Analisis ekonomi dilakukan dengan menggunakan metode *discounted cash flow* yang nilainya diproyeksikan pada masa sekarang dengan asumsi sebagai berikut:

1. Modal
 - a. Modal sendiri = 60%
 - b. Modal pinjaman = 40%
2. Bunga bank BCA = 12% per tahun (*bca.go.id*)
3. Laju inflasi = 3% per tahun (*bi.go.id*)
4. Masa konstruksi 2 tahun
 - a. Tahun pertama menggunakan 50% modal sendiri dan 40% modal pinjaman
 - b. Tahun kedua menggunakan sisa modal sendiri dan modal pinjaman
5. Pembayaran kepada kontraktor dengan modal pinjaman dilakukan secara diskrit dengan cara sebagai berikut :
 - a. Pada awal masa konstruksi (awal tahun ke (-2)) dilakukan pembayaran sebesar 40% dari modal pinjaman untuk keperluan pembelian tanah dan uang muka

- b. Pada akhir tahun kedua konstruksi (tahun ke (-1))
dibayarkan sisa modal pinjaman
- 6. Pengembalian modal pinjaman dalam waktu 5 tahun, sebesar 20% per tahun
- 7. Umur pabrik diperkirakan sebesar 10 tahun dengan depresiasi 10% per tahun
- 8. Penyusutan investasi alat & bangunan terjadi dalam waktu 10 tahun secara *straight line*.
- 9. Kapasitas produksi
 - a. Tahun I = 80%
 - b. Tahun II – dst. = 100%
- 10. Pajak pendapatan menurut pasal 17 Ayat 2 UU PPh No.17, Tahun 2012
 - a. Rp 0,00 - Rp 50.000.000,00 = 5%
 - b. Rp 50.000.000,00 - Rp 250.000.000,00 = 15%
 - c. Rp 250.000.000,00 - Rp 500.000.000,00 = 25%
 - d. Lebih dari Rp 500.000.000,00 = 30%

VI.3.2 Analisa Keuangan

Analisa keuangan yang digunakan pada Pabrik Minyak Kayu Putih ini adalah dengan menggunakan metode *discounted cash flow*. Analisa keuangan untuk Pabrik Minyak Kayu Putih terdiri dari perhitungan biaya produksi dan aliran kas/kinerja keuangan.

VI.3.3 Analisa *Internal Rate of Return/IRR*

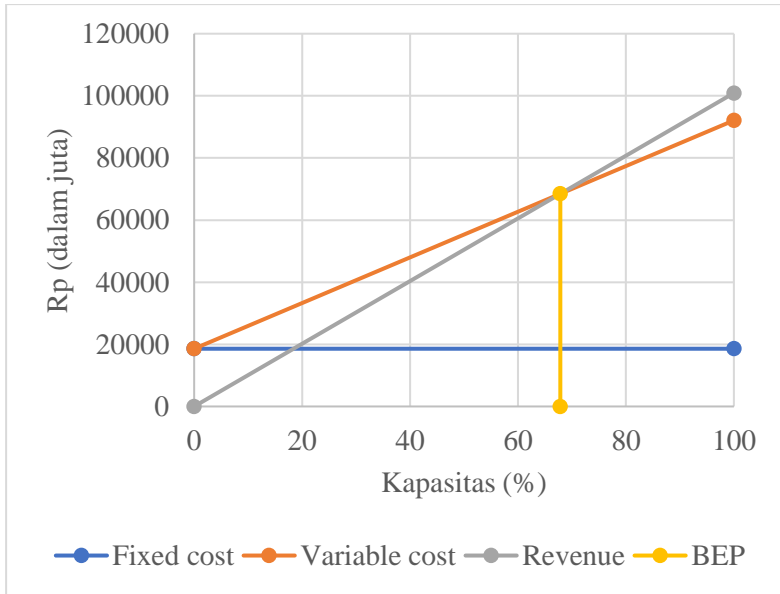
Dari hasil perhitungan yang dilakukan pada **Appendiks D** didapatkan harga $i = 32,2\%$. Harga i yang diperoleh lebih besar dari harga i untuk bunga pinjaman yaitu 12% per tahun. Dengan harga $i = 32,2\%$ yang didapat dari hasil perhitungan menunjukkan bahwa pabrik ini layak didirikan dengan kondisi tingkat bunga pinjaman 12% per tahun.

VI.3.4 Analisa *Pay Out Time/POT*

Dari hasil perhitungan yang dilakukan pada **Appendiks D** didapatkan bahwa waktu pengembalian modal minimum adalah $4,68$ tahun. Hal ini menunjukkan bahwa pabrik ini layak didirikan karena POT yang didapatkan lebih kecil dari perkiraan usia pabrik yaitu 10 tahun.

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

Dari hasil perhitungan yang dilakukan pada **Appendiks D** dimana produksi total sama dengan hasil penjualan didapatkan nilai *Break Even Point* sebesar $67,84\%$. Sehingga titik impas terjadi pada produksi sebesar $101,76$ ton. Grafik BEP dapat dilihat pada Gambar VI.2.



Gambar VI. 2. Grafik BEP Pabrik Minyak Kayu Putih

Detail perhitungan lainnya dapat dilihat pada **Appendiks D**. Dari parameter analisa ekonomi tersebut menunjukkan bahwa Pabrik Minyak Kayu Putih ini layak untuk didirikan. Ringkasan analisa ekonomi dari Pabrik Minyak Kayu Putih dapat dilihat pada tabel di bawah ini :

Tabel VI. 3. Ringkasan Hasil Perhitungan Analisa Ekonomi

No	Keterangan	Unit	Jumlah
1	Lama konstruksi	tahun	2
2	Hari operasi per tahun	hari/tahun	330
3	<i>Total Capital Investment</i>	IDR	Rp 69.473.773.953

4	<i>Working Capital Investment</i>	IDR	Rp 46.046.229.261
5	<i>Fixed Capital Investment</i>	IDR	Rp 23.427.544.692
6	<i>Total Production Cost</i>	IDR	Rp 92.582.033.198
7	<i>Interest</i>	% per tahun	12
8	IRR	%	32,2
9	POT	tahun	4,68
10	BEP	% ton	67,84 101,76
11	Harga Daun Kayu Putih	IDR/ton	Rp 602.899
12	Harga Jual Minyak Kayu Putih	IDR/ton	Rp 672.679.200

VI.4. Penjualan Produk

Dalam pemilihan proses, Pabrik Minyak Kayu Putih didesain dengan adanya pencampuran antara produk atas hasil distilasi dengan sebagian produk bawah untuk memperoleh produk minyak kayu putih dengan kadar 1,8-*cineole* sebesar 57%. Proses ini dipilih karena dapat menghasilkan keuntungan lebih besar pada penjualan produk. Perbandingan nilai jual produk yang dihasilkan antara kedua proses seperti yang tercantum pada Tabel VI.4.

Tabel VI. 4. Perbandingan Nilai Jual Produk

No.	Proses	Kadar 1,8-cineole (%wt)	Produk (Ton/tahun)	Harga Produk (Rp/Ton)	Hasil Penjualan (Rp/tahun)
1.	Pencampuran	57	150	Rp 672.679.200	Rp 100.901.880.000
2.	Tanpa Pencampuran	72	111,2	Rp 861.185.000	Rp 95.772.020.336

Dari perbandingan tersebut dapat diketahui bahwa proses dengan pencampuran dapat memberikan hasil penjualan yang lebih tinggi dibandingkan dengan proses tanpa pencampuran. Oleh karena itu proses dengan pencampuran dipilih dalam proses produksi pabrik minyak kayu putih.

BAB VII

PENUTUP

VII.1. Diskusi

Kelayakan Pra Desain Pabrik Minyak Kayu Putih dari Kayu Putih dapat diketahui dengan melakukan analisis yang ditinjau secara teknis dan ekonomis.

VII.1.1. Tinjauan Secara Teknis

Produksi Pabrik Minyak Kayu Putih terdiri dari proses *steam distillation*, *condensation*, *decantation*, dan *purification*. Proses *steam distillation* merupakan proses yang umum digunakan dalam melakukan ekstraksi minyak atsiri dengan memanfaatkan *steam* pada temperatur 115°C. Proses ini mampu menghasilkan *yield* yang lebih tinggi dibandingkan dengan metode distilasi yang lain. Proses selanjutnya adalah proses *purification* menggunakan *vacuum distillation* guna memperoleh produk dengan kemurnian lebih tinggi dengan kadar *1,8-cineole* sebesar 57%. Sehingga produk minyak kayu putih yang diperoleh layak diperjualbelikan sesuai standar spesifikasi minyak kayu putih yang ditetapkan oleh Standar Nasional Indonesia (SNI). Selain itu, hasil penjualan yang diperoleh dengan adanya proses pencampuran lebih tinggi daripada tanpa adanya pencampuran.

VII.1.2. Tinjauan Secara Ekonomis

Analisis ekonomi merupakan hal yang penting dalam meninjau kelayakan pendirian dan perancangan pra desain pabrik. Berikut ini merupakan hasil analisis pra desain pabrik minyak kayu putih dari daun kayu putih.

1. Perencanaan operasi : 24 jam/hari selama 330 hari
2. Kapasitas pabrik : 24.133 ton daun/tahun
3. Hasil produksi Minyak : 150 ton minyak kayu putih/tahun
4. Lokasi pendirian pabrik : Kutawaru, Cilacap, Jawa Tengah
5. Umur pabrik : 10 tahun
6. Masa konstruksi : 2 tahun
7. Analisa ekonomi
 - a. Permodalan
 - Modal tetap (FCI) : Rp 25.829.515.539
 - Modal kerja (WCI) : Rp 44.837.684.127
 - Biaya produksi/tahun (TPC) : Rp 89.675.368.255
 - b. Penerimaan
 - Hasil penjualan/tahun : Rp. 98.389.800.000
 - c. Rentabilitas
 - Bunga bank : 12% pertahun
 - Laju inflasi : 3% pertahun
 - IRR : 29,6%
 - Pay out time* : 5,04tahun
 - Break even point* : 67,95%

VII.2. Kesimpulan

Berdasarkan tinjauan aspek teknis dan ekonomis di atas, maka pra desain pabrik minyak kayu putih dinyatakan layak untuk didirikan.

DAFTAR PUSTAKA

- Badan Pusat Statistik Kabupaten Cilacap. 2019. *Persentase Penduduk Berusia 15 Tahun Ke Atas yang Bekerja Selama Seminggu yang Lalu menurut Kelompok Umur di Kabupaten Cilacap 2010-2017*. (<https://cilapkab.bps.go.id/dynamictable/2016/09/01/111/persentase-penduduk-berusia-15-tahun-ke-atas-yang-bekerja-selama-seminggu-yang-lalu-menurut-kelompok-umur-di-kabupaten-cilacap-2010-2017.html>, diakses pada 15 Oktober 2019)
- Badan Pusat Statistik Kabupaten Tuban. 2019. *Jumlah Penduduk Berumur 15 Tahun Keatas Menurut Jenis Kegiatan Selama Seminggu yang Lalu dan Jenis Kelamin di Kabupaten Tuban 2017*. (<https://tubankab.bps.go.id/statictable/2018/04/27/287/jumlah-penduduk-berumur-15-tahun-keatas-menurut-jenis-kegiatan-selama-seminggu-yang-lalu-dan-jenis-kelamin-di-kabupaten-tuban-2017.html>, diakses pada 15 Oktober 2019)
- Badan Pusat Statistik. 2015. *Statistik Industri Manufaktur*. Jakarta: Badan Pusat Statistik
- Badan Pusat Statistik. 2015. *Statistik Produksi Kehutanan 2014*. Jakarta: Badan Pusat Statistik Indonesia.
- Badan Pusat Statistik. 2016. *Statistik Produksi Kehutanan 2015*. Jakarta: Badan Pusat Statistik Indonesia.
- Badan Pusat Statistik. 2017. *Statistik Produksi Kehutanan 2016*. Jakarta: Badan Pusat Statistik Indonesia.

- Badan Pusat Statistik. 2018. *Statistik Produksi Kehutanan 2017*. Jakarta: Badan Pusat Statistik Indonesia.
- Badan Standardisasi Nasional. 2006. *SNI 06-3954-2006: Standar Mutu Minyak Kayu Putih*. Jakarta: Badan Standardisasi Nasional.
- Brophy, J.J. dan Doran, J.C. 1996. *Essential Oils of Tropical Asteromyrtus, Callistemon and Melaleuca Species: In Search of Interesting Oils with Commercial Potential*. ACIAR Monograph No. 40.
- Brownell, L. E. dan Young, E. H. 1959. *Process Equipment Design*. New York: John Wiley & Sons Inc.
- Bupati Cilacap. 2013. *Peraturan Daerah Kabupaten Cilacap Nomor 5 Tahun 2013 tentang Rencana Pembangunan Jangka Menengah Daerah (RPJMD) Kabupaten Cilacap Tahun 2012-2017*. Cilacap: Pemerintah Kabupaten Cilacap
- Buszewski, B. 1996. *Solvents : Distillation*. Nist (1649). Torun: Academic Press
- CBI Ministry of Foreign Affairs, Import Promotion Desk. 2016. *Product Fact Sheet: Essential Oils from Indonesia for The German Market*. (https://www.importpromotiondesk.de/fileadmin/user_upload/Publikationen/factsheet/zutaten/Essential_oils_from_Indonesia.pdf, diakses pada 12 Oktober 2019)
- Corryanti dan Sugito. 2015. *Membangun Sumber Benih dan Bibit Kayu Putih Unggul*. Cepu: Puslitbang Perum Perhutani Cepu.

- Coulson, J. M. dan Richardson, J. F. 1989. *An Introduction to Chemical Engineering*. Massachusetts: Allyn and Bacon Inc
- Dawidowicz, A.L., Rado, E., Wianowska, D., Mardarowicz, M., dan Gawdzik, J.. 2008. *Application of PLE for The Determination of Essential Oil Components from Thymus Vulgaris L*. *Talanta*, 76: 878-884.
- Dilworth, L. L., Riley, C. K., dan Stennett, D. K. 2017. *Plant Constituents : Carbohydrates , Oils , Resins , Balsams , and Plant Hormones, Pharmacognosy*. London: Academic Press.
- Dinas Komunikasi dan Informatika Provinsi Jawa Timur. 2015. *Perhutani Tuban Bangun Pabrik Penyulingan Kayu Putih*. (<http://kominfo.jatimprov.go.id/read/umum/45712>, diakses pada 15 Oktober 2019)
- Dinas Tenaga Kerja dan Transmigrasi Provinsi Jawa Tengah. 2019. *Keputusan Gubernur Jawa Tengah Nomor 560/58 Tahun 2019 tentang Upah Minimum pada 35 Kabupaten/Kota di Provinsi Jawa Tengah 2020*. Semarang: Gubernur Jawa Tengah
- Dinas Tenaga Kerja dan Transmigrasi Provinsi Jawa Timur. 2019. *Keputusan Gubernur Jawa Timur Nomor 188/568/KPTS/013/2019 tentang Upah Minimum Kabupaten/Kota di Jawa Timur Tahun 2020*. Surabaya: Gubernur Jawa Timur
- F.O.B. Gulf Coast U.S.A.. 2014. *Equipment Cost Home*. (<https://www.matche.com/equipcost/Default.html>, diakses pada 20 Desember 2019)

- Geankoplis, C. J., 2003. *Transport Processes and Unit Operations*. 4th Ed., Tokyo: Prentice-Hall International.
- Gubernur Jawa Tengah. 2017. *Peraturan Daerah Provinsi Jawa Tengah Nomor 10 Tahun 2017 tentang Rencana Pembangunan Industri Provinsi Jawa Tengah Tahun 2017-2037*. Semarang: Pemerintah Provinsi Jawa Tengah.
- Gubernur Jawa Timur. 2011. *Peraturan Daerah Provinsi Jawa Timur Nomor 5 Tahun 2012 tentang Rencana Tata Ruang Wilayah Provinsi Tahun 2011-2031 Pasal 72 tentang Rencana Kawasan Budi Daya*. Surabaya: Pemerintah Provinsi Jawa Timur.
- Guenther, Ernest. 1948. *The Essential Oil: History - Origin in Plants Production – Analysis*. New York: D. Van Nostrand Company, Inc.
- Handa, S.S. 2008. *Extraction Technologies for Medicinal and Aromatic Plants*. p. 22. Italy: UNIDO.
- Kartikawati, N. K., Rimbawanto, A., Susanto, M., Baskorowati, L., dan Prastyono. 2014. *Budidaya dan Prospek Pengembangan Kayu Putih*. Bogor: PT Penerbit IPB Press
- Kementerian Lingkungan Hidup dan Kehutanan (KLHK). 2019. *KLHK Dorong Pengembangan Usaha Minyak Kayu Putih di Lahan Perhutani*. (https://ppid.menlhk.go.id/berita_foto/browse/1903, diakses pada 11 November 2019).
- Kementerian Pekerjaan Umum dan Perumahan Rakyat Direktorat Jenderal Cipta Karya. *Profil Kabupaten/Kota Tuban Jawa Timur*. (<http://ciptakarya.pu.go.id/profil/profil/barat/jatim/tuban.pdf>, diakses pada 15 Oktober 2019)

- Kementerian Perdagangan Republik Indonesia. 2011. *Indonesian Essential Oil: The Scents of Natural Life*. Jakarta: Trade Policy Analysis and Development Agency (Trecyda)
- Kementerian Perindustrian Republik Indonesia Balai Besar Kimia dan Kemasan. 2018. *Perspektif Industri Atsiri dan Aroma Indonesia dalam Peta Dunia*. Workshop Pengembangan Industri Kimia & Kemasan Berbasis Bahan Alam untuk Mewujudkan Kemandirian Industri Nasional. Jakarta, 8 November 2018.
- Kern, D.Q. 1950. *Process Heat Transfer*. Singapura: McGraw Hill International Book Company.
- Kim, J. H., Liu, K. H. dan Yoon, Y. 2005. *Essential Leaf Oils from Melaleuca cajuputi*. 6 April 2001. pp. 65–72.
- Kitto, J.B. dan Stultz, S.C.. 2005. *Steam: Its Generation and Use, 41st Ed*. Barberton: The Babcock & Wilcox Company.
- Ludwig, E. E. 1991. *Applied Process Design For Chemical And Petrochemical Plants*. Volume I. 2nd Edition. Houston: Gulf Publishing Company Book Division.
- Özkal, S., Yener, M., Bayındırlı, L. 2005. *Mass Transfer Modeling of Apricot Kernel Oil Extraction with Supercritical Carbon Dioxide*. J. Supercrit. Fluids 35, 119–127.
- Pemerintah Kabupaten Cilacap. *Data Potensi Bidang Kehutanan dan Perkebunan Kabupaten Cilacap*. (<https://cilacapkab.go.id>, , diakses pada 19 Oktober 2019)
- Perhutani. 2014. *Buku Statistik Perum Perhutani 2009-2013*. Jakarta: Perum Perhutani Kantor Pusat.

- Perusahaan Daerah Air Minum Kabupaten Cilacap. 2019. (<http://www.dpdperpamsijateng.or.id/pdam-kab-cilacap/>, diakses pada 2 November 2019)
- Perusahaan Listrik Negara. 2017. *Statistik PLN 2017*. Jakarta: Sekretariat Perusahaan PT. PLN.
- Peters, M.S., Timmerhaus, K.D., dan West, R.E. 2003. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers, 5th Ed.* New York: Mc-Graw Hill.
- Pino, A. dan Regalado, E. L. 2010. *Phytochemical Analysis and In Vitro Free-Radical-Scavenging Activities of The Essential Oils from Leaf and Fruit of Melaleuca leucadendra L.* Chemistry and Biodiversity, Vol. 7, pp. 2281–2288.
- PlantUse English Contributors. 2016. *Melaleuca cajuputi (PROSEA)*. PlantUse English. ([https://uses.plantnetproject.org/e/index.php?title=Melaleuca_cajuputi_\(PROSEA\)&oldid=220817](https://uses.plantnetproject.org/e/index.php?title=Melaleuca_cajuputi_(PROSEA)&oldid=220817) . , diakses pada 22 Oktober 2019)
- Poling, B E., John, M P., dan John, P. O. 2001. *Properties of Gases and Liquids 5th Ed.* New York: McGraw Hill.
- Ranjbar, N., Eikani, M. H., Javanmard, M., dan Golmohammad, F. 2016. *Impact of Instant Controlled Pressure Drop on Phenolic Compounds Extraction From Pomegranate Peel.* Innovative Food Science and Emerging Technologies Vol. 37, pp. 177–183.
- Setyaningsih, D., Sukmawati, L. and Ketaren, S. 2014. *Influence of Material Density and Stepwise Increase of Pressure at Steam Distillation to The Yield and Quality of Cajuput Oil.* Jurnal Teknologi Industri Pertanian. 24(2), pp. 148–156.

- Smith, J. M., Van Ness, H.C., dan Abbott, M. M. 2001. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics, 6th Ed.* New York: McGraw-Hill Book Company, Inc.
- Stauffer, E., Julia A. D., Reta N. 2008. *Fire Debris Analysis. Chapter VII: Flammable and Combustible Liquids.* London: Academic Press.
- Stultz, S.C. dan Kitto, J.B. 1992. *Steam: Its Generation and Use, 40th Ed.*, Barberton: The Babcock & Wilcox Company.
- Sudaryono. 2010. *Evaluasi Kesesuaian Lahan Tanaman Kayu Putih Kabupaten Buru, Provinsi Maluku.* Jurnal Teknik Lingkungan. Vol. 11 No.1 Hal. 105-116
- Tandon, S. *Hydro - Distillation and Steam Distillation from Aromatic Plants.* pp. 1-34. (<https://www.morningmystbotanics.com/wp-content/uploads/df4316.pdf>, diakses pada 28 Oktober 2019)
- Widiana, A., Nur, D. F., Hasby, R. M., dan Hernaman, I. 2018. *Palatability Level of Cajuput Leaf Waste by Addition of Concentrate as Feed Substitution for Sheep.* IOP Conference Series: Materials Science and Engineering, No. 434: 012106.
- Wu, Z., Xie, L., Li, Y., Wang, Y., Wang, X., Wan, N., Huang, X., Zhang, X., dan Yang, M. 2019. *A Novel Application of The Vacuum Distillation Technology in Extracting Origanum vulgare L. Essential Oils.* Industrial Crops & Products, No. 139: 11516.
- Zhang, Q. W., Lin, L. G., dan Ye, W. C. 2018. *Techniques For Extraction And Isolation Of Natural Products : A Comprehensive Review.* Chinese Medicine, Vol. 13, No.

20, pp. 1–26.

APPENDIKS A

PERHITUNGAN NERACA MASSA

Berikut adalah data-data operasi yang digunakan dalam perhitungan neraca massa :

Waktu Operasi	: 1 tahun = 330 hari kerja
	1 hari = 24 jam operasi
Kapasitas Produksi	: 150.000 kg minyak kayu putih/tahun
	= 454,545 kg minyak kayu putih/hari
	= 18,939 kg minyak kayu putih/jam
Basis	: 1 jam operasi
Daun Kayu Putih	: 3047,096 kg

Perhitungan Neraca Massa

Dasar perhitungan neraca massa *overall* yang digunakan adalah persamaan berikut :

$$Accumulation = Input - Output$$

Dasar perhitungan neraca massa komponen yang digunakan adalah persamaan berikut :

$$Accumulation = Input - Output + Generation - Consumption$$

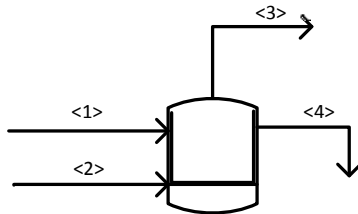
(Himmelblau, 2004)

Dengan beberapa asumsi yang digunakan dalam perhitungan neraca massa yaitu :

1. Proses dalam keadaan *steady-state*, sehingga $Accumulation = 0$
2. Tidak ada massa dari masing-masing komponen yang hilang
3. Kandungan air dalam daun 10,56%wt (Widiana, 2018)
4. Kandungan minyak dalam daun 0,923%wt (Widiana, 2018)
5. Kandungan air dalam *crude extract* hasil *steam distillation* sebesar 90%wt
6. Kandungan minyak dalam *crude extract* hasil *steam distillation* sebesar 10%wt
7. *Recovery* minyak dari daun dalam *crude extract* sebesar 85% (*PlantUse English*, 2016)
8. Pemisahan minyak dan air pada *decanter* terjadi secara sempurna
9. Perbandingan *by product* yang dibuang dan dicampurkan ke dalam produk akhir 1:1
10. *Steam* yang digunakan merupakan 100% H₂O
11. Kebutuhan steam untuk *steam distillation* 300kg/kg minyak (Guenther, 1948)

A.1 Neraca Massa Unit Ekstraksi Minyak Kayu Putih

A.1.1. Neraca Massa *Steam Distillation Tank* (D-110 A/B/C/D)



Gambar A.1. Aliran Massa pada Tangki Ekstraksi (D-10 A/B/C/D)

Daun kayu putih yang digunakan sebagai *raw material* dalam produksi minyak kayu putih mengandung beberapa komponen dengan komposisi sebagai berikut :

Tabel A.1. Komponen dan Fraksi Massa pada Daun Kayu Putih (Aliran 1)

Komponen	Fraksi Massa
<i>1,8-Cineole</i>	0,0042
<i>α-terpineol</i>	0,0009
<i>Limonene</i>	0,0005
<i>α-pinene</i>	0,0001
<i>Linalool</i>	0,0001
<i>Beta-pinene</i>	0,0006
<i>Spatulenol</i>	0,0027
<i>Water</i>	0,1056
<i>Other (Solid etc.)</i>	0,8852

Adapun minyak hasil ekstraksi mengandung komposisi sebagai berikut :

Tabel A.2. Komponen dan Fraksi Massa pada Minyak Hasil *Steam Distillation* (Aliran 3)

Komponen	Fraksi Massa
<i>1,8-Cineole</i>	0,0455
<i>α-terpineol</i>	0,0076
<i>Limonene</i>	0,0057
<i>α-pinene</i>	0,0014
<i>Linalool</i>	0,0001
<i>Beta-pinene</i>	0,0062
<i>Spatulenol</i>	0,0334
<i>Water</i>	0,9000

(Brophy dan Doran, 1996)

Menurut Guenther (1948), konsumsi *steam* yang dibutuhkan dalam ekstraksi minyak atsiri menggunakan metode *steam distillation* berdasarkan tipe bahan baku yang digunakan pada umumnya adalah sebagai berikut :

Tabel A.3. Konsumsi *Steam* pada Ekstraksi Minyak Atsiri Berdasarkan Tipe Bahan Baku

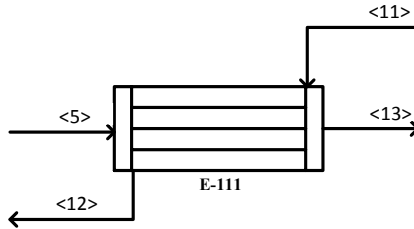
Tipe Bahan Baku	Kebutuhan <i>Steam</i> (kg. of steam per kg. of oil)
<i>Fresh herb</i>	250 – 350
<i>Semidried herb</i>	60 – 80
<i>Air-dried herb</i>	30 – 40

Bahan baku yang digunakan dalam proses adalah daun minyak kayu putih yang diperoleh langsung dari tanaman kayu putih tanpa proses pengeringan terlebih dahulu sehingga bahan baku dikategorikan ke dalam tipe *fresh herb raw material*. Kebutuhan *steam* yang dibutuhkan dalam proses ekstraksi menggunakan nilai tengah antara 250 hingga 350 kg yakni sebesar 300 kg *steam* untuk setiap kg minyak kayu putih yang terekstrak.

Tabel A.4. Neraca Massa *Steam Distillation Tank* (D-110 A/B/C/D)

Komponen	Aliran Masuk		Aliran Keluar	
	Fraksi	Aliran Massa (kg/jam)	Fraksi	Aliran Massa (kg/jam)
	Aliran <1>		Aliran <3>	
<i>1,8-cineole</i>	0,0000	0,0000	0,0455	10,8754
<i>α-terpineol</i>	0,0000	0,0000	0,0076	1,8236
<i>Limonene</i>	0,0000	0,0000	0,0057	1,3594
<i>α-pinene</i>	0,0000	0,0000	0,0014	0,3316
<i>Linalool</i>	0,0000	0,0000	0,0001	0,0332
<i>β-pinene</i>	0,0000	0,0000	0,0062	1,4921
<i>Spatulenol</i>	0,0000	0,0000	0,0334	7,9908
<i>Water</i>	1,0000	8437,4075	0,9000	215,1539
<i>Solid</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Subtotal Aliran	1,0000	8437,4075	1,0000	239,0599
	Aliran <2>		Aliran <4>	
<i>1,8-cineole</i>	0,0042	12,7011	0,0002	1,8257
<i>α-terpineol</i>	0,0009	2,8350	0,0001	1,0113
<i>Limonene</i>	0,0005	1,5328	0,0000	0,1734
<i>α-pinene</i>	0,0002	0,4809	0,0000	0,1494
<i>Linalool</i>	0,0001	0,4500	0,0000	0,4168
<i>β-pinene</i>	0,0006	1,8930	0,0000	0,4010
<i>Spatulenol</i>	0,0027	8,2319	0,0000	0,2411
<i>Water</i>	0,1056	321,7733	0,7598	8544,0269
<i>Solid</i>	0,8852	2697,1976	0,2398	2697,1976
Subtotal Aliran	1,0000	3047,0955	1,0000	11245,4432
Total Aliran	11484,5031		11484,5031	

A.1.2. Neraca Massa Condenser (E-111)



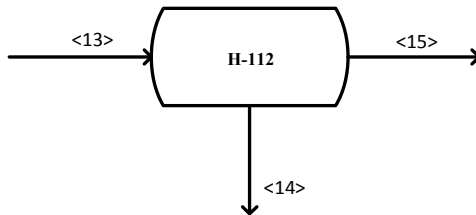
Gambar A.2. Aliran Massa pada Condenser (E-111)

Tabel A.5. Neraca Massa pada Condenser (E-111)

Komponen	Aliran Masuk		Aliran Keluar	
	Fraksi	Aliran Massa (kg/jam)	Fraksi	Aliran Massa (kg/jam)
	Aliran <5>		Aliran <13>	
<i>1,8-cineole</i>	0,0455	10,8754	0,0455	10,8754
<i>α-terpineol</i>	0,0076	1,8236	0,0076	1,8236
<i>Limonene</i>	0,0057	1,3594	0,0057	1,3594
<i>α-pinene</i>	0,0014	0,3316	0,0014	0,3316
<i>Linalool</i>	0,0001	0,0332	0,0001	0,0332
<i>β-pinene</i>	0,0062	1,4921	0,0062	1,4921
<i>Spatulenol</i>	0,0334	7,9908	0,0334	7,9908
<i>Water</i>	0,9000	215,1539	0,9000	215,1539
<i>Solid</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Subtotal Aliran	1,0000	239,0599	1,0000	239,0599
	Aliran <11>		Aliran <12>	
<i>1,8-cineole</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<i>α-terpineol</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<i>Limonene</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<i>α-pinene</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<i>Linalool</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<i>β-pinene</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<i>Spatulenol</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<i>Water</i>	1,0000	13643,7454	1,0000	13643,7454
<i>Solid</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Subtotal Aliran	1,0000	13643,7454	1,0000	13643,7454
Total Aliran	13882,8053		13882,8053	

A.1.3. Neraca Massa *Decanter* (H-112)

Decanter digunakan untuk memisahkan komponen minyak dan air pada minyak kayu putih hasil ekstraksi dengan prinsip perbedaan massa jenis. Komponen dengan massa jenis lebih besar yaitu air akan terpisah pada bagian bawah (aliran <15>), sedangkan minyak akan keluar pada aliran <14>. Dalam perhitungan neraca massa *decanter* diasumsikan pemisahan berlangsung secara sempurna dimana aliran <14> bebas air dan aliran <15> bebas minyak.



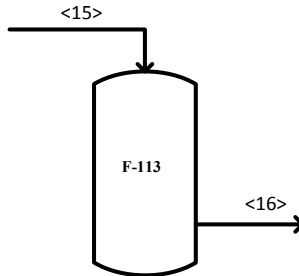
Gambar A.3. Aliran Massa pada *Decanter* (H-112)

Tabel A.6. Aliran Massa pada *Decanter* (H-112)

Komponen	Aliran Masuk		Aliran Keluar	
	Fraksi	Aliran Massa (kg/jam)	Fraksi	Aliran Massa (kg/jam)
	Aliran <13>		Aliran <14>	
<i>1,8-cineole</i>	0,0455	10,8754	0,0000	0,0000
<i>α-terpineol</i>	0,0076	1,8236	0,0000	0,0000
<i>Limonene</i>	0,0057	1,3594	0,0000	0,0000
<i>α-pinene</i>	0,0014	0,3316	0,0000	0,0000
<i>Linalool</i>	0,0001	0,0332	0,0000	0,0000
<i>β-pinene</i>	0,0062	1,4921	0,0000	0,0000
<i>Spatulenol</i>	0,0334	7,9908	0,0000	0,0000
<i>Water</i>	0,9000	215,1539	1,0000	215,1539
<i>Solid</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Subtotal Aliran	1,0000	239,0599	1,0000	215,1539
			Aliran <15>	
<i>1,8-cineole</i>			0,4549	10,8754
<i>α-terpineol</i>			0,0763	1,8236
<i>Limonene</i>			0,0569	1,3594
<i>α-pinene</i>			0,0139	0,3316
<i>Linalool</i>			0,0014	0,0332
<i>β-pinene</i>			0,0624	1,4921
<i>Spatulenol</i>			0,3343	7,9908

Komponen	Aliran Masuk		Aliran Keluar	
	Fraksi	Aliran Massa (kg/jam)	Fraksi	Aliran Massa (kg/jam)
<i>Water</i>			0,0000	0,0000
<i>Solid</i>			0,0000	0,0000
Subtotal Aliran			1,0000	23,9060
Total Aliran	239,0599		239,0599	

A.1.4. Neraca Massa *Crude Oil Storage Tank* (F-113)



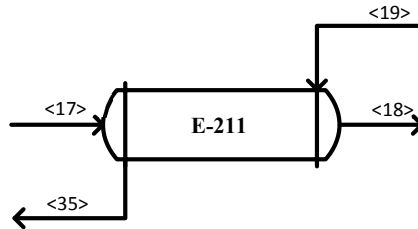
Gambar A.4. Aliran Massa pada *Crude Oil Storage Tank* (F-113)

Tabel A.7. Neraca Massa pada *Crude Oil Storage Tank* (F-113)

Komponen	Aliran Masuk		Aliran Keluar	
	Fraksi	Aliran Massa (kg/jam)	Fraksi	Aliran Massa (kg/jam)
	Aliran <15>		Aliran <16>	
<i>1,8-cineole</i>	0,4549	10,8754	0,4549	10,8754
<i>α-terpineol</i>	0,0763	1,8236	0,0763	1,8236
<i>Limonene</i>	0,0569	1,3594	0,0569	1,3594
<i>α-pinene</i>	0,0139	0,3316	0,0139	0,3316
<i>Linalool</i>	0,0014	0,0332	0,0014	0,0332
<i>β-pinene</i>	0,0624	1,4921	0,0624	1,4921
<i>Spatulenol</i>	0,3343	7,9908	0,3343	7,9908
<i>Water</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<i>Solid</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Subtotal Aliran	1,0000	23,9060	1,0000	23,9060
Total Aliran	23,9060		23,9060	

A.2 Neraca Massa Unit Purifikasi Minyak Kayu Putih

A.2.1. Neraca Massa *Pre-Heater* (E-211)



Gambar A.5. Aliran Massa pada *Pre-Heater* (E-211)

Tabel A.8. Neraca Massa pada *Pre-Heater* (E-211)

Komponen	Aliran Masuk		Aliran Keluar	
	Fraksi	Aliran Massa (kg/jam)	Fraksi	Aliran Massa (kg/jam)
	Aliran <17>		Aliran <18>	
<i>1,8-cineole</i>	0,4549	10,8754	0,4549	10,8754
<i>α-terpineol</i>	0,0763	1,8236	0,0763	1,8236
<i>Limonene</i>	0,0569	1,3594	0,0569	1,3594
<i>α-pinene</i>	0,0139	0,3316	0,0139	0,3316
<i>Linalool</i>	0,0014	0,0332	0,0014	0,0332
<i>β-pinene</i>	0,0624	1,4921	0,0624	1,4921
<i>Spatulenol</i>	0,3343	7,9908	0,3343	7,9908
<i>Water</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<i>Solid</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Subtotal Aliran	1,0000	23,9060	1,0000	23,9060
	Aliran <19>		Aliran <35>	
<i>1,8-cineole</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<i>α-terpineol</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<i>Limonene</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<i>α-pinene</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<i>Linalool</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<i>β-pinene</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<i>Spatulenol</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<i>Water</i>	1,0000	5,5730	1,0000	5,5730
<i>Solid</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Subtotal Aliran	1,0000	5,5730	1,0000	5,5730
Total		29,4790		29,4790

A.2.2. Neraca Massa *Vacuum Distillation Column (D-210)*

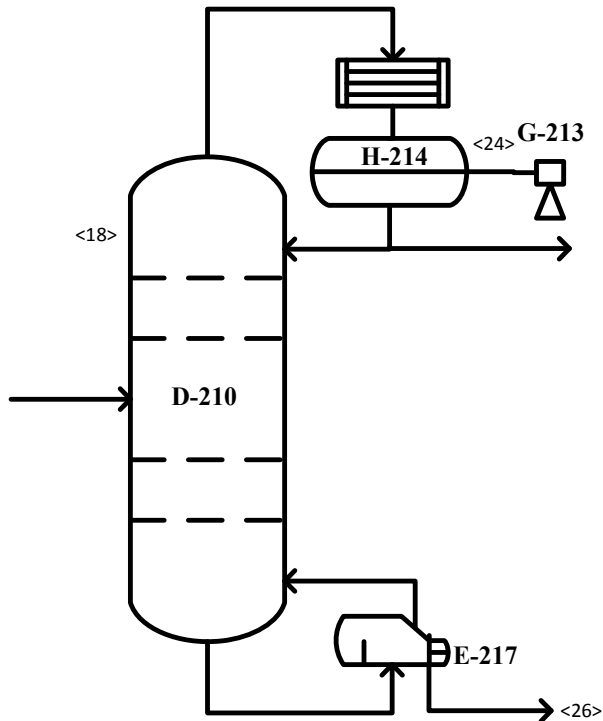
Kondisi *Feed* masuk :

$$P = 1,1 \text{ atm} = 111,458 \text{ kPa}$$

$$T = 215^\circ\text{C} = 488,15 \text{ K}$$

Dalam perhitungan neraca massa *vacuum distillation column* ditetapkan beberapa hal sebagai berikut :

1. *Light key component (LK)* : *1,8-cineole*
2. *Heavy key component (HK)* : *α -terpineol*
3. *LK top product split fraction (ζ_{LK})* : 0,997
4. *HK top product split fraction (ζ_{HK})* : 0,001



Gambar A.6. Aliran Massa *Vacuum Distillation Column (D-210)*

Tabel A.9. Komposisi *Feed* masuk Kolom Distilasi

Komponen	Berat Molekul (kg/kmol)	Aliran Massa (kg/jam)	Fraksi Massa	Aliran Mol (kmol/jam)	Fraksi Mol
<i>1,8-cineole</i> (LK)	154	10,875	0,455	0,070	0,496
<i>α-terpineol</i> (HK)	154	1,824	0,076	0,012	0,083
<i>Limonene</i>	136	1,359	0,057	0,010	0,070
<i>α-pinene</i>	136	0,332	0,014	0,002	0,017
<i>Linalool</i>	154	0,033	0,001	0,000	0,002
<i>β-pinene</i>	136	1,492	0,062	0,011	0,077
<i>Spatulenol</i>	220	7,991	0,334	0,036	0,255
Total		23,906	1,000	0,142	1,000

Menghitung P^{sat} dengan menggunakan persamaan *Antoine* berikut :

$$\ln P^{sat} (kPa) = a + \frac{b}{(T(^{\circ}C) + c)} + (d \ln T(^{\circ}C)) + e T^f$$

Tabel A.10. Konstanta *Antoine* pada Setiap Komponen

Komponen	a	b	c	d	e	f
<i>1,8-cineole</i>	37,825	-5870,164	0,000	-3,301	0,000	6,000
<i>α-terpineol</i>	47,078	-7264,298	0,000	-4,473	0,000	6,000
<i>Limonene</i>	55,408	-7340,267	0,000	-5,645	0,000	6,000
<i>α-pinene</i>	40,774	-5846,141	0,000	-3,720	0,000	6,000
<i>Linalool</i>	47,620	-6939,183	0,000	-4,596	0,000	6,000
<i>β-pinene</i>	53,381	-7042,413	0,000	-5,383	0,000	6,000
<i>Spatulenol</i>	37,432	-7133,376	0,000	-3,202	0,000	6,000
<i>Water</i>	65,928	-7227,530	0,000	-7,177	0,000	6,000

Sumber: *Aspen Hysys V8.8*

Tabel A.11. Kondisi Komponen Masuk ke Kolom Distilasi

Komponen	P^{sat}	K value	α_i/α_{HK}	<i>Split Fraction</i> (çi)
<i>1,8-cineole</i> (LK)	219,171	1,966	2,365	0,997
<i>α-terpineol</i> (HK)	92,688	0,832	1,000	0,001
<i>Limonene</i>	238,514	2,140	2,573	0,999
<i>α-pinene</i>	333,117	2,989	3,594	1,000
<i>Linalool</i>	146,275	1,312	1,578	0,458
<i>β-pinene</i>	294,268	2,640	3,175	1,000
<i>Spatulenol</i>	20,121	0,181	0,217	0,000

Menghitung banyaknya *minimum tray* (Nm) yang dibutuhkan dengan menggunakan Metode Fenske sesuai persamaan berikut :

$$N_{min} = \frac{\ln((\xi_{LK}(1-\xi_{HK}))/(\xi_{HK}(1-\xi_{LK})))}{\ln \alpha_{LK,HK}}$$

sehingga *minimum tray* yang dibutuhkan adalah, Nm = 5,5327 trays

Selanjutnya menentukan split fraction, ζ_i , pada masing-masing komponen dengan menggunakan persamaan berikut :

$$\xi_k = \frac{\alpha_k^{N_{min}} \xi_{hk}}{1 + (\alpha_k^{N_{min}} - 1) \xi_{hk}}$$

didapat split fraction, ζ_i , untuk masing-masing komponen seperti yang tercantum pada Tabel A.8, yang kemudian digunakan untuk mendapatkan neraca massa pada kolom distilasi.

$$V_i = \zeta_i \times F_i$$

$$L_i = F_i - V_i$$

Tabel A.12. Aliran Mol Produk *Distillate* dan *Bottom*

Komponen	<i>Distillate, Vi</i> (kmol/jam)	<i>Distillate Fraction (yi)</i>	<i>Bottom, Li</i> (kmol/jam)	<i>Bottom Fraction (xi)</i>
<i>1,8-cineole</i> (LK)	0,070	0,750	0,000	0,004
<i>α-terpineol</i> (HK)	0,000	0,000	0,012	0,244
<i>Limonene</i>	0,010	0,106	0,000	0,000
<i>α-pinene</i>	0,002	0,026	0,000	0,000
<i>Linalool</i>	0,000	0,001	0,000	0,003
<i>β-pinene</i>	0,011	0,117	0,000	0,000
<i>Spatulenol</i>	0,000	0,000	0,036	0,749
Total	0,094	1,000	0,048	1,000

Menentukan *Minimum Reflux (Rmin)* dan *Operation Reflux (Rop)*

Penentuan *minimum reflux* (Rmin) menggunakan Metode Underwood sesuai persamaan berikut:

$$\sum_{i=1}^{nc} \frac{\alpha_{i,r} x_D^{(i)}}{\alpha_{i,r} - \phi} = 1 - q$$

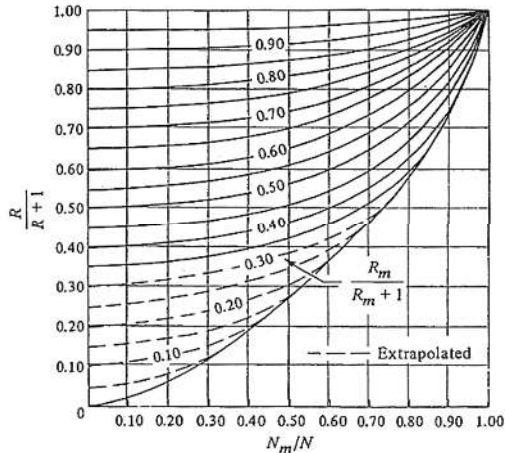
$$R_{min} + 1 = \sum_{i=1}^c \frac{\alpha_{i,r} x_D^{(i)}}{\alpha_{i,r} - \phi}$$

Melakukan perhitungan dengan metode *trial and error* untuk nilai θ dimana nilai $q = 1$ untuk *feed* berupa *liquid*, maka diperoleh $\theta = 0,2813$ dan $R_{min} = 0,1281$.

$$R_{op} = 1,5 R_{min}$$

$$R_{op} = 0,1922$$

Menentukan Jumlah *Theoretical Stages*



Gambar A.7. Grafik pada Metode Erbar-Maddox *Correlation*

Penentuan jumlah *theoretical stages* menggunakan Metode Erbar-Maddox *Correlation* sebagai berikut (Geankoplis, 2003):

dimana nilai untuk :

$$\frac{R}{R + 1} = 0,1612$$

$$\frac{Rm}{Rm + 1} = 0,1922$$

Maka didapat nilai $N_m/N = 0,29$, sehingga nilai $N = 19,0785$ *stages* \approx **20 *stages***.

Penentuan *tray* ke- n *feed* masuk

Menentukan *tray* tempat *feed* masuk dapat menggunakan Metode Kirkbride (Ludwig, 1999) dengan persamaan sebagai berikut :

$$\log \left[\frac{N_r}{N_s} \right] = 0.206 \log \left[\left(\frac{B}{D} \right) \left(\frac{x_{f, \text{HK}}}{x_{f, \text{LK}}} \right) \left(\frac{x_{b, \text{LK}}}{x_{d, \text{HK}}} \right)^2 \right]$$

Keterangan :

Nr : number of stages above the feed, including any partial condenser

Ns : number of stages below the feed, including the reboiler

Maka didapat :

$$(N_r/N_s) = 3,26 \rightarrow N_r = 3,26 N_s$$

$$N_r + N_s = 20$$

$$3,26 N_s + N_s = 20$$

$$N_s = 4,69$$

$$N_r = 15,305$$

Jadi, feed masuk ke tray ke – 5 dari bawah kolom.

Tabel A.13. Aliran Massa Produk *Distillate* dan *Bottom*

Komponen	<i>Distillate, Vi</i> (kg/jam)	<i>Distillate</i> <i>Fraction (yi)</i>	<i>Bottom, Li</i> (kg/jam)	<i>Bottom</i> <i>Fraction (xi)</i>
<i>1,8-cineole</i> (LK)	10,8428	0,7722	0,0326	0,0033
<i>α-terpineol</i> (HK)	0,0018	0,0001	1,8218	0,1847
<i>Limonene</i>	1,3583	0,0967	0,0012	0,0001
<i>α-pinene</i>	0,3316	0,0236	0,0000	0,0000
<i>Linalool</i>	0,0152	0,0011	0,0180	0,0018
<i>β-pinene</i>	1,4920	0,1063	0,0001	0,0000
<i>Spatulenol</i>	0,0000	0,0000	7,9908	0,8101
Total	14,0416	1,0000	9,8644	1,0000

Menentukan Nilai T_{dew} pada Produk Distilat

Perhitungan T_{dew} dengan *dew point calculation* untuk menentukan T_{dew} pada kondensor.

Tabel A.14. Perhitungan T_{dew} pada Produk Distilat

Komponen	yi	ln Psat	Psat	ki	xi	α
<i>1,8-cineole</i>	0,7497	3,5535	34,9354	0,9851	0,7610	3,3780
<i>α-terpineol</i>	0,0001	2,3362	10,3420	0,2916	0,0004	1,0000
<i>Limonene</i>	0,1064	3,4454	31,3553	0,8842	0,1203	3,0319
<i>α-pinene</i>	0,0260	4,0493	57,3570	1,6173	0,0161	5,5460
<i>Linalool</i>	0,0010	2,9425	18,9630	0,5347	0,0019	1,8336
<i>β-pinene</i>	0,1169	3,7283	41,6091	1,1733	0,0996	4,0233
<i>Spatulenol</i>	0,0000	0,6391	1,8947	0,0534	0,0000	0,1832
Total	1,00				1,00	

dari perhitungan *dew point* didapat nilai $T_{dew} = 406,26$ K ($133,11^\circ\text{C}$) dan $P_{dew} = 35,46$ kPa (0,35 atm) yang mana adalah kondisi suhu (T) dan tekanan (P) pada kondensor kolom distilasi vakum.

Menentukan Nilai T_{bubl} pada Produk *Bottom*

Perhitungan T_{bubl} dengan *flash calculation* dan untuk menentukan T_{bubl} pada *reboiler* dengan melakukan evaluasi persamaan *bubble point* dari hasil *trial and error* T yang diperoleh.

Tabel A.15. Perhitungan *Bubble Point* dengan *Flash Calculation* pada $P=60,795$ kPa (0,6 atm) dan *Split Fraction* (ζ_{LK}) = 0,99.

Komponen	Fi (kmol/jam)	zi	Psat	Ki	ai	Split Fraction (ζ_i)	Vi (kmol/jam)	yi	Li (kmol/jam)	xi
<i>1,8-cineole</i>	0,021	0,022	315,209	5,185	1,000	0,990	0,021	0,023	0,000	0,004
<i>α-terpineol</i>	0,541	0,555	142,470	2,343	0,452	0,978	0,529	0,572	0,012	0,244
<i>Limonene</i>	0,001	0,001	354,279	5,827	1,124	0,991	0,001	0,001	0,000	0,000
<i>α-pinene</i>	0,000	0,000	471,751	7,760	1,497	0,993	0,000	0,000	0,000	0,000
<i>Linalool</i>	0,008	0,008	218,281	3,590	0,692	0,986	0,008	0,009	0,000	0,002
<i>β-pinene</i>	0,000	0,000	431,353	7,095	1,368	0,993	0,000	0,000	0,000	0,000
<i>Spatulenol</i>	0,403	0,413	32,130	0,528	0,102	0,910	0,367	0,396	0,036	0,749
Total	0,974	1,000					0,926	1,000	0,048	1,000

dari perhitungan *flash calculation* dimana untuk mengevaluasi persamaan *bubble point* dengan hubungan persamaan berikut :

$$P_k^0(T) = \frac{\alpha_{k/n}}{\alpha} P$$

didapat nilai T = 489,64 K (216,49°C) yang merupakan suhu (T) *reboiler* dengan tekanan (P) sebesar P=60,795 kPa (0,6 atm).

Menentukan Neraca Massa pada *Condenser* dan *Reboiler*

Perhitungan neraca massa pada kondensor dengan menggunakan data berikut :

- Data perhitungan neraca massa pada *top product* kolom distilasi (V) pada Tabel A.13
- $R = L/D = 0,192$

Tabel A.16. Neraca Massa pada Kondensor Kolom Distilasi

<i>Condenser Mass Balance</i>											
<i>Overhead Vapor (V)</i>				<i>Distillate (D)</i>				<i>Reflux Rate (L)</i>			
<i>mol frac.</i>	<i>kmol/j</i>	<i>mass fract.</i>	<i>kg/j</i>	<i>mol frac.</i>	<i>kmol/j</i>	<i>mass fract.</i>	<i>kg/j</i>	<i>mol frac.</i>	<i>kmol/j</i>	<i>mass fract.</i>	<i>kg/j</i>
0,750	0,084	0,772	12,925	0,750	0,070	0,772	10,843	0,750	0,014	0,772	2,082
0,000	0,000	0,000	0,002	0,000	0,000	0,000	0,002	0,000	0,000	0,000	0,000
0,106	0,012	0,097	1,619	0,106	0,010	0,097	1,358	0,106	0,002	0,097	0,261
0,026	0,003	0,024	0,395	0,026	0,002	0,024	0,332	0,026	0,000	0,024	0,064
0,001	0,000	0,001	0,018	0,001	0,000	0,001	0,015	0,001	0,000	0,001	0,003
0,117	0,013	0,106	1,778	0,117	0,011	0,106	1,492	0,117	0,002	0,106	0,286
0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
1,000	0,112	1,000	16,738	1,000	0,094	1,000	14,042	1,000	0,018	1,000	2,696

Sedangkan untuk perhitungan neraca massa pada *reboiler* dengan menggunakan data berikut :

- Data perhitungan neraca massa pada *bottom product* kolom distilasi (L) pada Tabel A.13
- *Light Key Split Fraction* ($\zeta_{1-8,cineole}$) = 0,99

Tabel A.17. Neraca Massa pada *Reboiler* Kolom Distilasi

<i>Reboiler Mass Balance</i>											
<i>To reboiler-stream</i>				<i>Back to Column Stream</i>				<i>Bottom Product (B)</i>			
<i>mol frac.</i>	<i>kmol/j</i>	<i>mass fract.</i>	<i>kg/j</i>	<i>mol frac.</i>	<i>kmol/j</i>	<i>mass fract.</i>	<i>kg/j</i>	<i>mol frac.</i>	<i>kmol/j</i>	<i>mass fract.</i>	<i>kg/j</i>
0,022	0,021	0,018	3,234	0,023	0,021	0,019	3,234	0,000	0,000	0,000	0,000
0,555	0,541	0,472	83,314	0,571	0,529	0,488	81,466	0,250	0,012	0,189	1,848
0,001	0,001	0,001	0,136	0,001	0,001	0,001	0,136	0,000	0,000	0,000	0,000
0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
0,008	0,008	0,007	1,232	0,009	0,008	0,007	1,232	0,000	0,000	0,000	0,000
0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
0,414	0,403	0,502	88,660	0,396	0,367	0,484	80,740	0,750	0,036	0,811	7,920
1,000	0,974	1,000	176,576	1,000	0,926	1,000	166,808	1,000	0,048	1,000	9,768

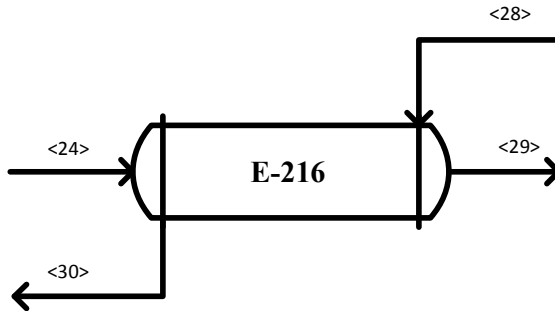
Tabel A.18. Neraca Massa pada utilitas Kolom Distilasi (E-219)

Komponen	Aliran Masuk		Aliran Keluar	
	Fraksi	Aliran Massa (kg/jam)	Fraksi	Aliran Massa (kg/jam)
	Aliran CW in		Aliran CW out	
<i>1,8-cineole</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<i>α-terpineol</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<i>Limonene</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<i>α-pinene</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<i>Linalool</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<i>β-pinene</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<i>Spatulenol</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<i>Water</i>	1,0000	100,699	1,0000	100,699
<i>Solid</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Subtotal Aliran	1,0000	100,699	1,0000	100,699
	Aliran Steam In		Aliran Steam Out	
<i>1,8-cineole</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<i>α-terpineol</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<i>Limonene</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<i>α-pinene</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<i>Linalool</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<i>β-pinene</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<i>Spatulenol</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<i>Water</i>	1,0000	19,496	1,0000	19,496
<i>Solid</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Subtotal Aliran	1,0000	19,496	1,0000	19,496
Total Aliran	120,95		120,95	

Tabel A.19. Neraca Massa pada *Vacuum Distillation Column* (D-210)

Komponen	Aliran Masuk		Aliran Keluar	
	Fraksi	Aliran Massa (kg/jam)	Fraksi	Aliran Massa (kg/jam)
	Aliran <18>		Aliran <24>	
<i>1,8-cineole</i>	0,4549	10,8754	0,7722	10,8428
<i>α-terpineol</i>	0,0763	1,8236	0,0001	0,0018
<i>Limonene</i>	0,0569	1,3594	0,0967	1,3583
<i>α-pinene</i>	0,0139	0,3316	0,0236	0,3316
<i>Linalool</i>	0,0014	0,0332	0,0011	0,0152
<i>β-pinene</i>	0,0624	1,4921	0,1063	1,4920
<i>Spatulenol</i>	0,3343	7,9908	0,0000	0,0000
<i>Water</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<i>Solid</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Subtotal Aliran	1,0000	23,9060	1,0000	14,0416
			Aliran <26>	
<i>1,8-cineole</i>			0,0033	0,0326
<i>α-terpineol</i>			0,1847	1,8218
<i>Limonene</i>			0,0001	0,0012
<i>α-pinene</i>			0,0000	0,0000
<i>Linalool</i>			0,0018	0,0180
<i>β-pinene</i>			0,0000	0,0001
<i>Spatulenol</i>			0,8101	7,9908
<i>Water</i>			0,0000	0,0000
<i>Solid</i>			0,0000	0,0000
Subtotal Aliran			1,0000	9,8644
Total Aliran		23,9060		23,9060

A.2.3. Neraca Massa Cooler (E-216)

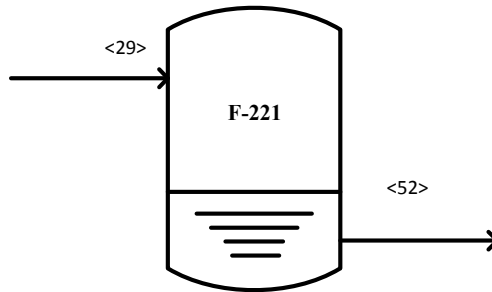


Gambar A.8. Aliran Massa pada Cooler (E-216)

Tabel A.20. Neraca Massa pada Cooler (E-216)

Komponen	Aliran Masuk		Aliran Keluar	
	Fraksi	Aliran Massa (kg/jam)	Fraksi	Aliran Massa (kg/jam)
	Aliran <24>		Aliran <29>	
<i>1,8-cineole</i>	0,7722	10,8428	0,7722	10,8428
<i>α-terpineol</i>	0,0001	0,0018	0,0001	0,0018
<i>Limonene</i>	0,0967	1,3583	0,0967	1,3583
<i>α-pinene</i>	0,0236	0,3316	0,0236	0,3316
<i>Linalool</i>	0,0011	0,0152	0,0011	0,0152
<i>β-pinene</i>	0,1063	1,4920	0,1063	1,4920
<i>Spatulenol</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<i>Water</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<i>Solid</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Subtotal Aliran	1,0000	14,0416	1,0000	14,0416
	Aliran <28>		Aliran <30>	
<i>1,8-cineole</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<i>α-terpineol</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<i>Limonene</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<i>α-pinene</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<i>Linalool</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<i>β-pinene</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<i>Spatulenol</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<i>Water</i>	1,0000	137,5174	1,0000	137,5174
<i>Solid</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Subtotal Aliran	1,0000	137,5174391	1,0000	137,5174391
Total Aliran	151,5590		151,5590	

A.2.4. Neraca Massa *Intermediate Product Storage Tank* (F-221)

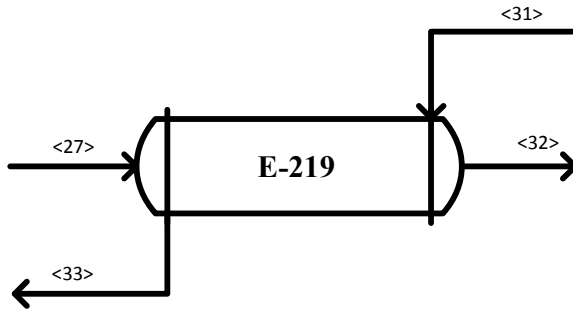


Gambar A.9. Aliran Massa pada *Intermediate Product Storage Tank* (F-221)

Tabel A.21. Neraca Massa pada *Intermediate Product Storage Tank* (F-221)

Komponen	Aliran Masuk		Aliran Keluar	
	Fraksi	Aliran Massa (kg/jam)	Fraksi	Aliran Massa (kg/jam)
	Aliran <29>		Aliran <52>	
<i>1,8-cineole</i>	0,7722	10,8428	0,7722	10,8428
<i>α-terpineol</i>	0,0001	0,0018	0,0001	0,0018
<i>Limonene</i>	0,0967	1,3583	0,0967	1,3583
<i>α-pinene</i>	0,0236	0,3316	0,0236	0,3316
<i>Linalool</i>	0,0011	0,0152	0,0011	0,0152
<i>β-pinene</i>	0,1063	1,4920	0,1063	1,4920
<i>Spatulenol</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<i>Water</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<i>Solid</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Subtotal Aliran	1,0000	14,0416	1,0000	14,0416
Total Aliran	14,0416		14,0416	

A.2.5. Neraca Massa Cooler (E-219)

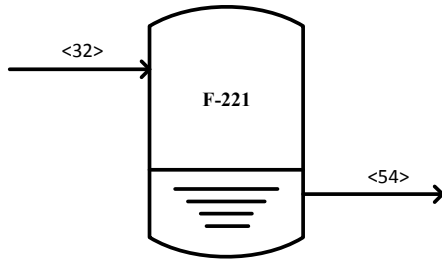


Gambar A.10. Aliran Massa pada Cooler (E-219)

Tabel A.22. Neraca Massa pada Cooler (E-219)

Komponen	Aliran Masuk		Aliran Keluar	
	Fraksi	Aliran Massa (kg/jam)	Fraksi	Aliran Massa (kg/jam)
	Aliran <27>		Aliran <32>	
<i>1,8-cineole</i>	0,0033	0,0326	0,0033	0,0326
<i>α-terpineol</i>	0,1847	1,8218	0,1847	1,8218
<i>Limonene</i>	0,0001	0,0012	0,0001	0,0012
<i>α-pinene</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<i>Linalool</i>	0,0018	0,0180	0,0018	0,0180
<i>β-pinene</i>	0,0000	0,0001	0,0000	0,0001
<i>Spatulenol</i>	0,8101	7,9908	0,8101	7,9908
<i>Water</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<i>Solid</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Subtotal Aliran	1,0000	9,8644	1,0000	9,8644
	Aliran <31>		Aliran <33>	
<i>1,8-cineole</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<i>α-terpineol</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<i>Limonene</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<i>α-pinene</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<i>Linalool</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<i>β-pinene</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<i>Spatulenol</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<i>Water</i>	1,0000	86,2759	1,0000	86,2759
<i>Solid</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Subtotal Aliran	1,0000	86,2759	1,0000	86,2759
Total Aliran	96,1403		96,1403	

A.2.6. Neraca Massa *By-Product Storage Tank* (F-222)

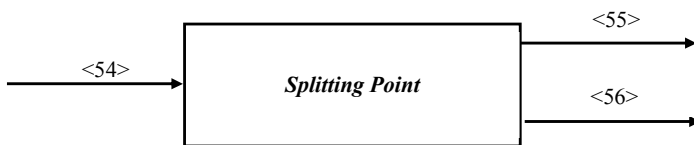


Gambar A.11. Aliran Massa pada *By-Product Storage Tank* (F-222)

Tabel A.23. Neraca Massa pada *By-Product Storage Tank* (F-222)

Komponen	Aliran Masuk		Aliran Keluar	
	Fraksi	Aliran Massa (kg/jam)	Fraksi	Aliran Massa (kg/jam)
	Aliran <32>		Aliran <54>	
<i>1,8-cineole</i>	0,0033	0,0326	0,0033	0,0326
<i>α-terpineol</i>	0,1847	1,8218	0,1847	1,8218
<i>Limonene</i>	0,0001	0,0012	0,0001	0,0012
<i>α-pinene</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<i>Linalool</i>	0,0018	0,0180	0,0018	0,0180
<i>β-pinene</i>	0,0000	0,0001	0,0000	0,0001
<i>Spatulenol</i>	0,8101	7,9908	0,8101	7,9908
<i>Water</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<i>Solid</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Subtotal Aliran	1,0000	9,8645	1,0000	9,8645
Total Aliran	9,8645		9,8645	

A.2.7. Neraca Massa *Splitting Point*



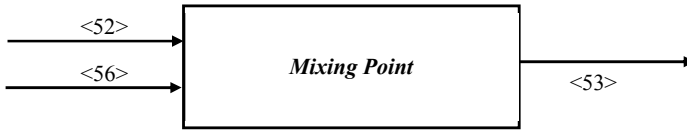
Gambar A.12. Aliran Massa pada *Splitting Point*

Hasil perhitungan pada kolom distilasi diperoleh bahwa *distillate product* memiliki kadar 1,8-*cineole* sebesar 77,22%. Sedangkan spesifikasi minyak kayu putih berdasarkan SNI memiliki kadar 1,8-*cineole* sebesar 55 – 60%, sehingga diperlukan *blending process* untuk menurunkan kadar 1,8-*cineole* pada *distillate product* dengan mencampurkan 50% massa *bottom product* dengan *distillate product*.

Tabel A.24. Neraca Massa pada *Splitting Point*

Komponen	Aliran Masuk		Aliran Keluar	
	Fraksi	Aliran Massa (kg/jam)	Fraksi	Aliran Massa (kg/jam)
	Aliran <54>		Aliran <55>	
<i>1,8-cineole</i>	0,0033	0,0326	0,0033	0,0163
<i>α-terpineol</i>	0,1847	1,8218	0,1847	0,9109
<i>Limonene</i>	0,0001	0,0012	0,0001	0,0006
<i>α-pinene</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<i>Linalool</i>	0,0018	0,0180	0,0018	0,0090
<i>β-pinene</i>	0,0000	0,0001	0,0000	0,0001
<i>Spatulenol</i>	0,8101	7,9908	0,8101	3,9954
<i>Water</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<i>Solid</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Subtotal Aliran	1,0000	9,8645	1,0000	4,9323
			Aliran <56>	
<i>1,8-cineole</i>			0,0033	0,0163
<i>α-terpineol</i>			0,1847	0,9109
<i>Limonene</i>			0,0001	0,0006
<i>α-pinene</i>			0,0000	0,0000
<i>Linalool</i>			0,0018	0,0090
<i>β-pinene</i>			0,0000	0,0001
<i>Spatulenol</i>			0,8101	3,9954
<i>Water</i>			0,0000	0,0000
<i>Solid</i>			0,0000	0,0000
Subtotal Aliran			1,0000	4,9323
Total Aliran		9,8645		9,8645

A.2.8. Neraca Massa *Mixing Point*



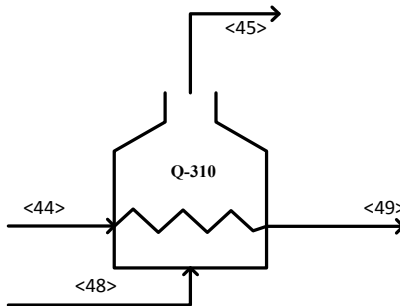
Gambar A.13. Aliran Massa pada *Mixing Point*

Tabel A.25. Neraca Massa pada *Mixing Point*

Komponen	Aliran Masuk		Aliran Keluar	
	Fraksi	Aliran Massa (kg/jam)	Fraksi	Aliran Massa (kg/jam)
	Aliran <52>		Aliran <53>	
<i>1,8-cineole</i>	0,7722	10,8428	0,5723	10,8591
<i>α-terpineol</i>	0,0001	0,0018	0,0481	0,9127
<i>Limonene</i>	0,0967	1,3583	0,0716	1,3589
<i>α-pinene</i>	0,0236	0,3316	0,0175	0,3316
<i>Linalool</i>	0,0011	0,0152	0,0013	0,0242
<i>β-pinene</i>	0,1063	1,4920	0,0786	1,4921
<i>Spatulenol</i>	0,0000	0,0000	0,2106	3,9954
<i>Water</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<i>Solid</i>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Subtotal Aliran	1,0000	14,0416	1,0000	18,9739
	Aliran <56>			
<i>1,8-cineole</i>	0,0033	0,0163		
<i>α-terpineol</i>	0,1847	0,9109		
<i>Limonene</i>	0,0001	0,0006		
<i>α-pinene</i>	0,0000	0,0000		
<i>Linalool</i>	0,0018	0,0090		
<i>β-pinene</i>	0,0000	0,0001		
<i>Spatulenol</i>	0,8101	3,9954		
<i>Water</i>	0,0000	0,0000		
<i>Solid</i>	0,0000	0,0000		
Subtotal Aliran	1,0000	4,9323		
Total Aliran	18,9739		18,9739	

A.3. Neraca Massa Unit Utilitas Minyak Kayu Putih

A.3.1. Neraca Massa Boiler (Q-310)

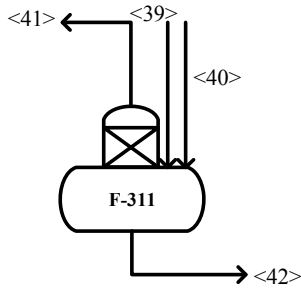


Gambar A.14. Neraca Massa *Boiler* (Q-310)

Tabel A.26. Neraca Massa pada *Boiler* (Q-310)

Komponen	Aliran Masuk		Aliran Keluar	
	Fraksi	Aliran Massa (kg/jam)	Fraksi	Aliran Massa (kg/jam)
	Aliran <48>		Aliran <45>	
Briket daun	1,0000	2704,2205	0,0000	0,0000
<i>Flue gas</i>	0,0000	0,0000	1,0000	2704,2205
Subtotal Aliran		2704,2205		2704,2205
	Aliran <44>		Aliran <49>	
<i>Water</i>	1,0000	7854,8608	1,0000	7854,8608
Subtotal Aliran		7854,8608		7854,8608
Total Aliran		10559,0813		10559,0813

A.3.2. Neraca Massa *Deaerator* (E-311)

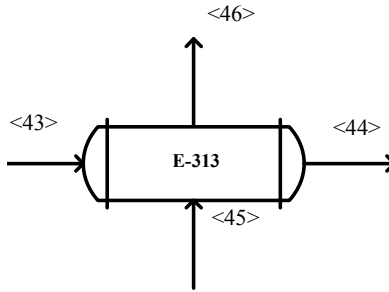


Gambar A.15. Aliran Massa pada *Deaerator* (E-311)

Tabel A.27. Neraca Massa pada *Deaerator* (E-311)

Komponen	Aliran Masuk		Aliran Keluar	
	Fraksi	Aliran Massa (kg/jam)	Fraksi	Aliran Massa (kg/jam)
	Aliran <39>		Aliran <41>	
<i>Water</i>	1,0000	7810,3888	0,0000	0,0000
Subtotal Aliran	1,0000	7810,3888	0,0000	0,0000
Komponen	Aliran <40>		Aliran <42>	
<i>Water</i>	1,0000	25,0693	1,0000	7835,4581
Subtotal Aliran	1,0000	25,0693	1,0000	7835,4581
Total Aliran	7835,4581		7835,4581	

A.3.3 Neraca Massa *Economizer* (A-313)

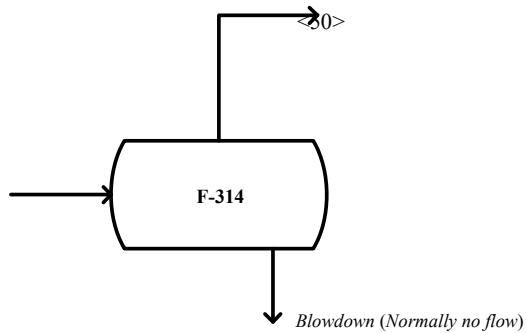


Gambar A.16. Neraca Massa *Economizer* (A-313)

Tabel A.28. Neraca Massa pada *Economizer* (A-313)

Komponen	Aliran Masuk		Aliran Keluar	
	Fraksi	Aliran Massa (kg/jam)	Fraksi	Aliran Massa (kg/jam)
	Aliran <43>		Aliran <44>	
<i>Water</i>	1,0000	7854,8608	1,0000	7854,8608
Subtotal Aliran	1,0000	7854,8608	1,0000	7854,8608
Komponen	Aliran <45>		Aliran <46>	
<i>Flue Gas</i>	1,0000	2704,2205	1,0000	2704,2205
Subtotal Aliran	1,0000	2704,2205	1,0000	2704,2205
Total Aliran	10559,0813		10559,0813	

A.3.4. Neraca Massa *Steam Drum* (A-314)

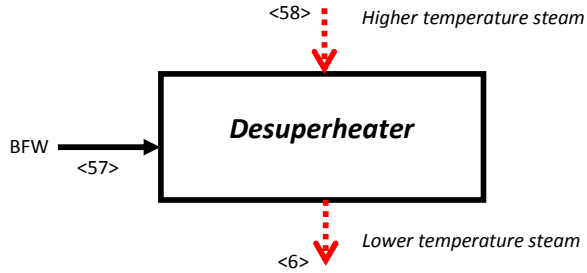


Gambar A.17. Aliran Massa pada *Steam Drum* (A-314)

Tabel A.29. Neraca Massa pada *Steam Drum* (A-314)

Komponen	Aliran Masuk		Aliran Keluar	
	Fraksi	Aliran Massa (kg/jam)	Fraksi	Aliran Massa (kg/jam)
	Aliran <49>		Aliran <50>	
<i>Water</i>	1,0000	7854,8608	1,0000	7854,8608
Total Aliran	7854,8608		7854,8608	

A.3.5. Neraca Massa *Desuperheater*

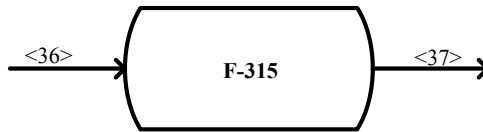


Gambar A.18. Aliran Massa *Desuperheater*

Tabel A.30. Neraca Massa *Desuperheater*

Komponen	Aliran Masuk		Aliran Keluar	
	Fraksi	Aliran Massa (kg/jam)	Fraksi	Aliran Massa (kg/jam)
	Aliran <57>		Aliran <6>	
<i>Boiler Feed Water (BFW)</i>	1,0000	607,6161	0,0000	0,0000
<i>Lower temperature steam</i>	0,0000	0,0000	1,0000	8437,4075
Subtotal Aliran	1,0000	607,6161	1,0000	8437,4075
	Aliran <58>			
<i>Higher temperature steam</i>	1,0000	7829,7914		
Subtotal Aliran	1,0000	7829,7914		
Total Aliran		8437,4075		8437,4075

A.3.5. Neraca Massa *Condensate Tank* (A-315)



Gambar A.19. Aliran Massa pada *Condensate Tank*

Tabel A.31. Neraca Massa pada *Condensate Tank* (A-315)

Komponen	Aliran Masuk		Aliran Keluar	
	Fraksi	Aliran Massa (kg/jam)	Fraksi	Aliran Massa (kg/jam)
	Aliran <36>		Aliran <37>	
<i>Water</i>	1,0000	25,0693	1,0000	25,0693
Total Aliran	25,0693		25,0693	

APPENDIKS B PERHITUNGAN NERACA ENERGI

Data perhitungan

Basis	1 jam operasi
R	8,314 kJ/kmol K
T <i>reference</i>	25 C (298,15 K)

Tabel B.1. Berat Molekul Masing-Masing Komponen (kg/kmol)

<i>1,8-cineole</i>	154
<i>α-terpineol</i>	154
<i>Limonene</i>	136
<i>α-pinene</i>	136
<i>Linalool</i>	154
<i>β-pinene</i>	136
<i>Spatulenol</i>	220
Air	18

Perhitungan neraca energi

$$\text{Accumulation} = \text{Input} - \text{Output} + \text{Generation} - \text{Consumption}$$

$$\Delta H_{in} + \frac{1}{2} v_{in}^2 + g \cdot z_{in} + Q = \Delta H_{out} + \frac{1}{2} v_{out}^2 + g \cdot z_{out} + W_s$$

(Himmelblau, 2004)

Asumsi-asumsi dasar yang digunakan dalam perhitungan neraca energi antara lain :

1. Proses dalam keadaan *steady-state* , sehingga *Accumulation* = 0
2. Perubahan energi kinetik dan energi potensial diabaikan
3. perhitungan untuk fluida ideal karena tekanan operasi rendah (Smith, J.M., 2001)

Perhitungan *heat capacity (liquid)* komponen minyak

Perhitungan dilakukan menggunakan metode Ru'zicka dan Domalski (1993) untuk memperkirakan persamaan *heat capacity (Cp)* dengan meninjau gugus dan rantai dalam suatu komponen. Persamaan ini dapat digunakan untuk menghitung *heat capacity* dari *melting point* hingga *boiling point* . (Poling dkk., 2001).

$$C_{pL} = R \left[A + B \frac{T}{100} + D \left(\frac{T}{100} \right)^2 \right]$$

dimana R adalah konstanta gas dan T adalah temperatur dalam K. Parameter A, B, dan D diperoleh melalui persamaan berikut

$$A = \sum_{i=1}^k n_i a_i \quad B = \sum_{i=1}^k n_i b_i \quad D = \sum_{i=1}^k n_i d_i$$

dimana *n_i* adalah jumlah grup tipe *i*, *k* adalah jumlah jenis grup, dan *a_i*, *b_i*, dan *d_i* merupakan parameter tiap grup.

Tabel B.2. Parameter a, b, dan d pada Masing-Masing Komponen (Poling, dkk., 2001).

<i>Component</i>	<i>Group</i>	<i>n</i>	<i>a</i>	<i>b</i>	<i>d</i>
<i>1,8-cineole</i>	C-(3H,C)	3	3,845	-0,340	0,195
	C-(3C,O)	2	-3,318	2,632	-0,444
	O-(2C)	1	5,031	-1,572	0,379
	C-(2H,2C)	4	2,797	-0,055	0,107
	C-(3C,H)	1	-0,429	0,938	0,003
<i>α-terpineol</i>	C-(3H,C)	3	3,845	-0,340	0,195
	C-(2H,2C)	3	2,797	-0,055	0,107
	C-(3C,H)	1	-0,429	0,938	0,003
	C-(3C,O)	1	-3,318	2,632	-0,444
	O-(H,C)	1	12,952	-10,145	2,626
	C-(H,2C,=C)	1	-0,876	0,821	0,184
	C-(3C,=C)	1	-4,801	2,600	-0,041
<i>Limonene</i>	C-(3H,C)	2	3,845	-0,340	0,195
	C-(2H,2C)	3	2,797	-0,055	0,107
	C-(3C,H)	1	-0,429	0,938	0,003
	C-(2H,C,=C)	1	2,027	0,201	0,116
	C-(H,2C,=C)	1	-0,876	0,821	0,184
	C-(3C,=C)	1	-4,801	2,600	-0,041
	<i>α-pinene</i>	C-(3H,C)	3	3,845	-0,340
C-(2H,2C)		2	2,797	-0,055	0,107
C-(3C,H)		2	-0,429	0,938	0,003
C-(4C)		1	-2,935	1,426	-0,085
C-(H,2C,=C)		1	-0,876	0,821	0,184
C-(3C,=C)		1	-4,801	2,600	-0,041
<i>Linalool</i>		C-(3H,C)	3	3,845	-0,340
	C-(2H,2C)	2	2,797	-0,055	0,107
	O-(H,C)	1	12,952	-10,145	2,626
	C-(4C)	1	-2,935	1,426	-0,085
	C-(H,2C,=C)	2	-0,876	0,821	0,184
	C-(2H,C,=C)	1	2,027	0,201	0,116
	C-(3C,=C)	1	-4,801	2,600	-0,041
<i>β-pinene</i>	C-(3H,C)	2	3,845	-0,340	0,195
	C-(2H,2C)	3	2,797	-0,055	0,107
	C-(3C,H)	2	-0,429	0,938	0,003
	C-(4C)	1	-2,935	1,426	-0,085
	C-(3C,=C)	1	-4,801	2,600	-0,041
	C-(2H,C,=C)	1	2,027	0,201	0,116
	<i>Spatulenol</i>	C-(3H,C)	3	3,845	-0,340
C-(2H,2C)		4	2,797	-0,055	0,107
C-(3C,H)		4	-0,429	0,938	0,003
C-(3C,O)		1	-3,318	2,632	-0,444
O-(H,C)		1	12,952	-10,145	2,626
C-(4C)		1	-2,935	1,426	-0,085

<i>Spatulenol</i>	C-(3C,=C)	1	-4,801	2,600	-0,041
	C-(2H,C,=C)	1	2,027	0,201	0,116

Tabel B.3. Data pada Perhitungan Metode Ru'zicka dan Domalski (1993) (Poling, dkk., 2001).

<i>Component</i>	<i>Group</i>	<i>na</i>	<i>nb</i>	<i>nd</i>
<i>1,8-cineole</i>	C-(3H,C)	11,536	-1,020	0,585
	C-(3C,O)	-6,636	5,263	-0,887
	O-(2C)	5,031	-1,572	0,379
	C-(2H,2C)	11,189	-0,220	0,427
	C-(3C,H)	-0,429	0,938	0,003
<i>α-terpineol</i>	C-(3H,C)	11,536	-1,020	0,585
	C-(2H,2C)	8,392	-0,165	0,320
	C-(3C,H)	-0,429	0,938	0,003
	C-(3C,O)	-3,318	2,632	-0,444
	O-(H,C)	12,952	-10,145	2,626
	C-(H,2C,=C)	-0,876	0,821	0,184
	C-(3C,=C)	-4,801	2,600	-0,041
<i>Limonene</i>	C-(3H,C)	7,690	-0,680	0,390
	C-(2H,2C)	8,392	-0,165	0,320
	C-(3C,H)	-0,429	0,938	0,003
	C-(2H,C,=C)	2,027	0,201	0,116
	C-(H,2C,=C)	-0,876	0,821	0,184
	C-(3C,=C)	-4,801	2,600	-0,041
<i>α-pinene</i>	C-(3H,C)	11,536	-1,020	0,585
	C-(2H,2C)	5,594	-0,110	0,214
	C-(3C,H)	-0,857	1,876	0,006
	C-(4C)	-2,935	1,426	-0,085
	C-(H,2C,=C)	-0,876	0,821	0,184
	C-(3C,=C)	-4,801	2,600	-0,041
<i>Linalool</i>	C-(3H,C)	11,536	-1,020	0,585
	C-(2H,2C)	5,594	-0,110	0,214
	O-(H,C)	12,952	-10,145	2,626
	C-(4C)	-2,935	1,426	-0,085
	C-(H,2C,=C)	-1,751	1,642	0,368
	C-(2H,C,=C)	2,027	0,201	0,116
	C-(3C,=C)	-4,801	2,600	-0,041
<i>β-pinene</i>	C-(3H,C)	7,690	-0,680	0,390
	C-(2H,2C)	8,392	-0,165	0,320
	C-(3C,H)	-0,857	1,876	0,006
	C-(4C)	-2,935	1,426	-0,085
	C-(3C,=C)	-4,801	2,600	-0,041
	C-(2H,C,=C)	2,027	0,201	0,116
<i>Spatulenol</i>	C-(3H,C)	11,536	-1,020	0,585
	C-(2H,2C)	11,189	-0,220	0,427

<i>Spatulenol</i>	C-(3C,H)	-1,715	3,752	0,012
	C-(3C,O)	-3,318	2,632	-0,444
	O-(H,C)	12,952	-10,145	2,626
	C-(4C)	-2,935	1,426	-0,085
	C-(3C,=C)	-4,801	2,600	-0,041
	C-(2H,C,=C)	2,027	0,201	0,116

Tabel B.4. Parameter A, B, dan D pada Masing-Masing Komponen

Component	A	B	D
<i>1,8-cineole</i>	20,691	3,390	0,506
<i>α-terpineol</i>	23,456	-4,339	3,234
<i>Limonene</i>	12,004	3,716	0,973
<i>α-pinene</i>	7,661	5,593	0,862
<i>Linalool</i>	22,622	-5,405	3,783
<i>β-pinene</i>	9,516	5,259	0,706
<i>Spatulenol</i>	24,934	-0,774	3,196

Perhitungan *heat capacity* (C_p) air

$$C_p^o = a + b(T) + c(T)^2 + d(T)^3$$

dimana satuan C_p adalah J/(g mol)(K) atau J/(g mol)(C) (Himmelblau, 2004).

Tabel B.5. Data Konstanta untuk Perhitungan C_p pada Air (Himmelblau, 2004).

Fasa	a	b	c	d	satuan T
Liquid	18,2964	0,4721	-0,0013388000	0,0000013142	K
Gas	33,4600	0,0069	0,0000076040	-0,0000000036	C

Tabel B.6. Data *Heat of Vaporization*

Komponen	$\Delta v_{ap}H$ (kJ/mol)
<i>1,8-cineole</i>	35,60
<i>α-terpineol</i>	54,00
<i>Limonene</i>	45,90
<i>α-pinene</i>	46,61
<i>Linalool</i>	65,00
<i>β-pinene</i>	40,05
<i>Spatulenol</i>	62,68
Air	40,80

Perhitungan panas sensibel komponen minyak (*liquid*)

$$\Delta H = m \int_{T_1}^{T_2} C_p dT \quad (\text{Smith, J.M., 2001})$$

$$\Delta H = m \int_{T_1}^{T_2} \left[R \left(A + B \frac{T}{100} + D \left(\frac{T}{100} \right)^2 \right) \right] dT$$

$$\Delta H = m R \int_{T_1}^{T_2} A + B \frac{T}{100} + D \left(\frac{T}{100} \right)^2 dT$$

$$\Delta H = m R \left[A(T_2 - T_1) + \frac{B}{50} (T_2^2 - T_1^2) + \frac{D}{30000} (T_2^3 - T_1^3) \right]$$

Perhitungan panas sensibel komponen air

$$\Delta H = m \int_{T_1}^{T_2} C_p dT$$

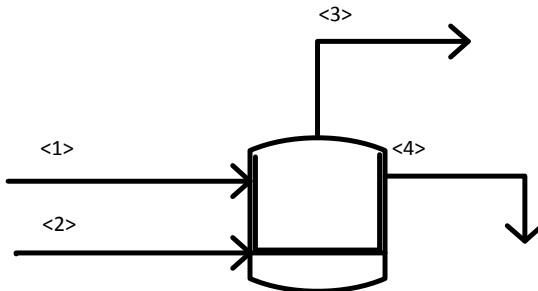
$$\Delta H = m \int_{T_1}^{T_2} (a + bT + cT^2 + dT^3) dT$$

$$\Delta H = m \int_{T_1}^{T_2} A + B \frac{T}{100} + D \left(\frac{T}{100} \right)^2 dT$$

$$\Delta H = m \left[a(T_2 - T_1) + \frac{b}{2} (T_2^2 - T_1^2) + \frac{c}{3} (T_2^3 - T_1^3) + \frac{d}{4} (T_2^4 - T_1^4) \right]$$

B.1 Neraca Energi Unit Ekstraksi Minyak Kayu Putih

B.1.1. Neraca Energi *Steam Distillation Tank* (D-110 A/B/C/D)



Stream <1> T= 115 °C P= 1,5 atm

Komponen	Aliran Massa (kg/jam)	Aliran Mol (kmol/jam)	Keterangan	ΔH (kJ/jam)
Air	8437,408	468,745	<i>Sensible liq.</i>	3077935,017
			<i>Latent heat</i>	19124790,411
			<i>Sensible vap.</i>	53107,224
Total	8437,408	468,745		22255832,653

Stream <2> T= 30 °C P= 1 atm

Komponen	Aliran Massa (kg/jam)	Aliran Mol (kmol/jam)	Keterangan	ΔH (kJ/jam)
<i>1,8-cineole</i>	12,701	0,082	<i>Sensible liq.</i>	226,409
<i>α-terpineol</i>	2,835	0,018	<i>Sensible liq.</i>	0,393
<i>Limonene</i>	1,533	0,011	<i>Sensible liq.</i>	30,684
<i>α-pinene</i>	0,481	0,004	<i>Sensible liq.</i>	12,161
<i>Linalool</i>	0,450	0,003	<i>Sensible liq.</i>	-0,995
<i>β-pinene</i>	1,893	0,014	<i>Sensible liq.</i>	45,794
<i>Spatulenol</i>	8,232	0,037	<i>Sensible liq.</i>	69,260
<i>Water</i>	321,773	17,876	<i>Sensible liq.</i>	6698,140
<i>Solid</i>	2697,198		<i>Sensible solid</i>	1083633,272
Total	3047,096			1090715,118

Stream <3> T= 110 °C P= 1,5 atm

Komponen	Aliran Massa (kg/jam)	Aliran Mol (kmol/jam)	Keterangan	ΔH (kJ/jam)
<i>1,8-cineole</i>	10,875	0,071	<i>Sensible liq.</i>	3869,086
<i>α-terpineol</i>	1,824	0,012	<i>Sensible liq.</i>	19,533
<i>Limonene</i>	1,359	0,010	<i>Sensible liq.</i>	557,486
<i>α-pinene</i>	0,332	0,002	<i>Sensible liq.</i>	172,670
<i>Linalool</i>	0,033	0,000	<i>Sensible liq.</i>	-1,091
<i>β-pinene</i>	1,492	0,011	<i>Sensible liq.</i>	739,351
<i>Spatulenol</i>	7,991	0,036	<i>Sensible liq.</i>	1417,983
<i>Water</i>	215,154	11,953	<i>Sensible liq.</i>	105676,412
			<i>Latent heat</i>	487682,155
			<i>Sensible vap.</i>	3076,216
Total	239,060	12,095		603209,801

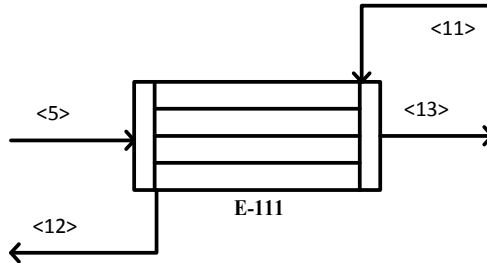
Stream <4> T= 100 °C P= 1 atm

Komponen	Aliran Massa (kg/jam)	Aliran Mol (kmol/jam)	Keterangan	ΔH (kJ/jam)
<i>1,8-cineole</i>	1,826	0,012	<i>Sensible liq.</i>	649,524
<i>α-terpineol</i>	1,011	0,007	<i>Sensible liq.</i>	10,833
<i>Limonene</i>	0,173	0,001	<i>Sensible liq.</i>	71,097
<i>α-pinene</i>	0,149	0,001	<i>Sensible liq.</i>	77,785
<i>Linalool</i>	0,417	0,003	<i>Sensible liq.</i>	-13,718
<i>β-pinene</i>	0,401	0,003	<i>Sensible liq.</i>	198,684
<i>Spatulenol</i>	0,241	0,001	<i>Sensible liq.</i>	42,786
<i>Water</i>	8544,027	474,668	<i>Sensible liq.</i>	3236902,082
<i>Solid</i>	2697,198		<i>Sensible solid</i>	19505398,896
Total	11245,443			22743337,970

Tabel B.7. Neraca Energi *Steam Distillation Tank* (D-110 A/B/C/D)

ΔH masuk		ΔH keluar	
Aliran	ΔH (kJ/jam)	Aliran	ΔH (kJ/jam)
<1>	22255832,653	<3>	603209,801
<2>	1090715,118	<4>	22743337,970
Total	23346547,771	Total	23346547,771

B.1.2. Neraca Energi *Condenser* (E-111)



Stream <5> T= 110 °C P= 1,3 atm

Komponen	Aliran Massa (kg/jam)	Aliran Mol (kmol/jam)	Keterangan	ΔH (kJ/jam)
<i>1,8-cineole</i>	10,875	0,071	<i>Sensible liq.</i>	3869,086
<i>α-terpineol</i>	1,824	0,012	<i>Sensible liq.</i>	19,533
<i>Limonene</i>	1,359	0,010	<i>Sensible liq.</i>	557,486
<i>α-pinene</i>	0,332	0,002	<i>Sensible liq.</i>	172,670
<i>Linalool</i>	0,033	0,000	<i>Sensible liq.</i>	-1,091
<i>β-pinene</i>	1,492	0,011	<i>Sensible liq.</i>	739,351
<i>Spatulenol</i>	7,991	0,036	<i>Sensible liq.</i>	1417,983
<i>Water</i>	215,154	11,953	<i>Sensible liq.</i>	105676,412
			<i>Latent heat</i>	487682,155
			<i>Sensible vap.</i>	3076,216
Total	239,060	12,095		603209,801

Stream <11> T= 30 °C P= 1,5 atm

Komponen	Aliran Massa (kg/jam)	Aliran Mol (kmol/jam)	Keterangan	ΔH (kJ/jam)
Air	13643,745	757,986	<i>Sensible liq.</i>	284012,762
Total	13643,745	757,986		284012,762

Stream <12> T= 40 °C P= 1,2 atm

Komponen	Aliran Massa (kg/jam)	Aliran Mol (kmol/jam)	Keterangan	ΔH (kJ/jam)
Air	13643,745	757,986	<i>Sensible liq.</i>	853306,063
Total	13643,745	757,986		853306,063

Stream <13> T= 60 °C P= 1,1 atm

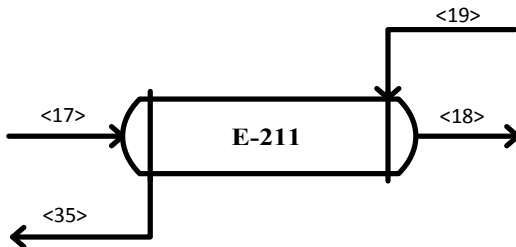
Komponen	Aliran Massa (kg/jam)	Aliran Mol (kmol/jam)	Keterangan	ΔH (kJ/jam)
<i>1,8-cineole</i>	10,875	0,071	<i>Sensible liq.</i>	1408,567
<i>α-terpineol</i>	1,824	0,012	<i>Sensible liq.</i>	3,213
<i>Limonene</i>	1,359	0,010	<i>Sensible liq.</i>	199,621
<i>α-pinene</i>	0,332	0,002	<i>Sensible liq.</i>	61,641
<i>Linalool</i>	0,033	0,000	<i>Sensible liq.</i>	-0,495
<i>β-pinene</i>	1,492	0,011	<i>Sensible liq.</i>	264,843
<i>Spatulenol</i>	7,991	0,036	<i>Sensible liq.</i>	497,286
<i>Water</i>	215,154	11,953	<i>Sensible liq.</i>	31481,823
Total	239,060	12,095		33916,500

Tabel B.8. Neraca Energi Condenser (E-111)

ΔH masuk		ΔH masuk	
Aliran	ΔH (kJ/jam)	Aliran	ΔH (kJ/jam)
<5>	603209,801	<12>	853306,063
<11>	284012,762	<13>	33916,500
Total	887222,563	Total	887222,563

B. Neraca Energi Unit Purifikasi Minyak Kayu Putih

B.1. Neraca Energi Pre-Heater (E-211)



Stream <17> T= 60 °C P= 1,3 atm

Komponen	Aliran Massa (kg/jam)	Aliran Mol (kmol/jam)	Keterangan	ΔH (kJ/jam)
<i>1,8-cineole</i>	10,875	0,071	<i>Sensible liq.</i>	1408,567
<i>α-terpineol</i>	1,824	0,012	<i>Sensible liq.</i>	3,213
<i>Limonene</i>	1,359	0,010	<i>Sensible liq.</i>	199,621
<i>α-pinene</i>	0,332	0,002	<i>Sensible liq.</i>	61,641
<i>Linalool</i>	0,033	0,000	<i>Sensible liq.</i>	-0,495
<i>β-pinene</i>	1,492	0,011	<i>Sensible liq.</i>	264,843
<i>Spatulenol</i>	7,991	0,036	<i>Sensible liq.</i>	497,286
Total	23,906	0,142		2434,676

Stream <18> T= 215 °C P= 1,1 atm

Komponen	Aliran Massa (kg/jam)	Aliran Mol (kmol/jam)	Keterangan	ΔH (kJ/jam)
<i>1,8-cineole</i>	10,875	0,071	<i>Sensible liq.</i>	9145,553
<i>α-terpineol</i>	1,824	0,012	<i>Sensible liq.</i>	115,755
<i>Limonene</i>	1,359	0,010	<i>Sensible liq.</i>	1354,412
<i>α-pinene</i>	0,332	0,002	<i>Sensible liq.</i>	420,611
<i>Linalool</i>	0,033	0,000	<i>Sensible liq.</i>	-0,943
<i>β-pinene</i>	1,492	0,011	<i>Sensible liq.</i>	1791,053
<i>Spatulenol</i>	7,991	0,036	<i>Sensible liq.</i>	3622,766
Total	23,906	0,142		16449,205

Stream <19> T= 220 °C P= 1,5 atm

Komponen	Aliran Massa (kg/jam)	Aliran Mol (kmol/jam)	Keterangan	ΔH (kJ/jam)
<i>Steam</i>	5,573	0,310	<i>Sensible liq.</i>	2033,010
			<i>Latent heat</i>	12632,134
			<i>Sensible vap.</i>	1166,858
Total	5,573	0,310		15832,002

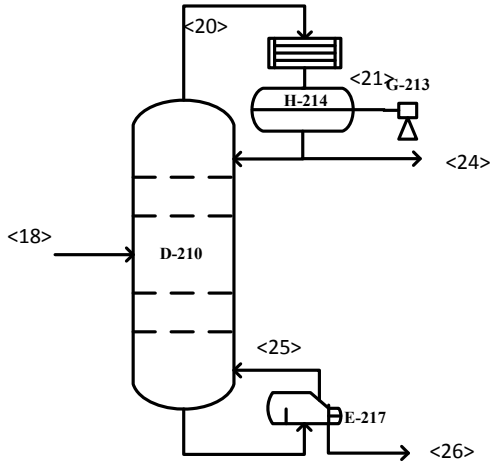
Stream <35> T= 102,6 °C P= 1,2 atm

Komponen	Aliran Massa (kg/jam)	Aliran Mol (kmol/jam)	Keterangan	ΔH (kJ/jam)
<i>Steam</i>	5,573	0,310	<i>Sensible liq.</i>	1817,473
Total	5,573	0,310		1817,473

Tabel B.9. Neraca Energi *Pre-heater* (E-211)

ΔH masuk		ΔH masuk	
Aliran	ΔH (kJ/jam)	Aliran	ΔH (kJ/jam)
<7>	2434,676	<18>	16449,205
<19>	15832,002	<35>	1817,473
Total	18266,679	Total	18266,679

B.2.2. Neraca Energi *Vacuum Distillation Column (D-210)*



Stream <18> T= 215 °C P= 1,1 atm

Komponen	Aliran Massa (kg/jam)	Aliran Mol (kmol/jam)	Keterangan	ΔH (kJ/jam)
<i>1,8-cineole</i>	10,875	0,071	<i>Sensible liq.</i>	9145,553
<i>α-terpineol</i>	1,824	0,012	<i>Sensible liq.</i>	115,755
<i>Limonene</i>	1,359	0,010	<i>Sensible liq.</i>	1354,412
<i>α-pinene</i>	0,332	0,002	<i>Sensible liq.</i>	420,611
<i>Linalool</i>	0,033	0,000	<i>Sensible liq.</i>	-0,943
<i>β-pinene</i>	1,492	0,011	<i>Sensible liq.</i>	1791,053
<i>Spatulenol</i>	7,991	0,036	<i>Sensible liq.</i>	3622,766
Total	23,906	0,142		16449,205

Stream <24> T= 133,11 °C P= 0,35 atm

Komponen	Aliran Massa (kg/jam)	Aliran Mol (kmol/jam)	Keterangan	ΔH (kJ/jam)
<i>1,8-cineole</i>	10,843	0,071	<i>Sensible liq.</i>	4732,529
<i>α-terpineol</i>	0,002	0,012	<i>Sensible liq.</i>	0,029
<i>Limonene</i>	1,358	0,010	<i>Sensible liq.</i>	686,930
<i>α-pinene</i>	0,332	0,002	<i>Sensible liq.</i>	213,099
<i>Linalool</i>	0,015	0,000	<i>Sensible liq.</i>	-0,553
<i>β-pinene</i>	1,492	0,011	<i>Sensible liq.</i>	911,467
<i>Spatulenol</i>	0,000	0,036	<i>Sensible liq.</i>	0,0000000003
Total	14,042	0,142		6543,501

Stream <26> T= 216,49 °C P= 0,4 atm

Komponen	Aliran Massa (kg/jam)	Aliran Mol (kmol/jam)	Keterangan	ΔH (kJ/jam)
<i>1,8-cineole</i>	0,033	0,000	<i>Sensible liq.</i>	27,697
<i>α-terpineol</i>	1,822	0,012	<i>Sensible liq.</i>	117,971
<i>Limonene</i>	0,001	0,000	<i>Sensible liq.</i>	1,179
<i>α-pinene</i>	0,000	0,000	<i>Sensible liq.</i>	0,003
<i>Linalool</i>	0,018	0,000	<i>Sensible liq.</i>	-0,500
<i>β-pinene</i>	0,000	0,000	<i>Sensible liq.</i>	0,070
<i>Spatulenol</i>	7,991	0,036	<i>Sensible liq.</i>	3661,557
Total	9,864	0,048		3807,976

Stream CW in T= 30 °C P= 1,5 atm

Komponen	Aliran Massa (kg/jam)	Aliran Mol (kmol/jam)	Keterangan	ΔH (kJ/jam)
Air	100,699	5,594	<i>Sensible liq.</i>	2096,178
Total	100,699	5,594		2096,178

Stream CW out T= 40 °C P= 1,2 atm

Komponen	Aliran Massa (kg/jam)	Aliran Mol (kmol/jam)	Keterangan	ΔH (kJ/jam)
Air	100,699	5,594	<i>Sensible liq.</i>	8429,349
Total	100,699	5,594		8429,349

Stream Steam in T= 220 °C P= 1,5 atm

Komponen	Aliran Massa (kg/jam)	Aliran Mol (kmol/jam)	Keterangan	ΔH (kJ/jam)
Air	19,496	1,083	<i>Sensible liq.</i>	34,154
	19,496	1,083	<i>Latent heat</i>	212,218
	19,496	1,083	<i>Sensible vap.</i>	19,603
Total	19,496	1,083		265,976

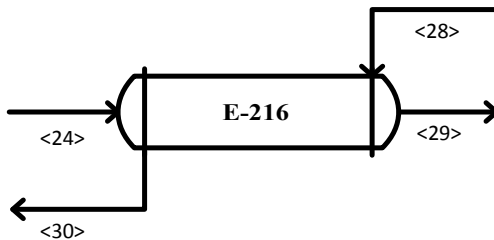
Stream Steam out T= 100 °C P= 1,2 atm

Komponen	Aliran Massa (kg/jam)	Aliran Mol (kmol/jam)	Keterangan	ΔH (kJ/jam)
Air	19,496	1,083	<i>Sensible liq.</i>	30,533
Total	19,496	1,083		30,533

Tabel B.10. Neraca Energi *Vacuum Distillation Column* (D-210)

ΔH masuk		ΔH masuk	
Aliran	ΔH (kJ/jam)	Aliran	ΔH (kJ/jam)
<18>	16449,205	<24>	6543,501
		<27>	3807,976
Steam in	265,976	Steam out	30,533
CW in	2096,178	CW out	8429,349
Total	18811,359	Total	18811,359

B.2.3. Neraca Energi Cooler (E-216)



Stream <24> T= 133,11 °C P= 0,35 atm

Komponen	Aliran Massa (kg/jam)	Aliran Mol (kmol/jam)	Keterangan	ΔH (kJ/jam)
<i>l,8-cineole</i>	10,843	0,071	<i>Sensible liq.</i>	4732,529
<i>α-terpineol</i>	0,002	0,012	<i>Sensible liq.</i>	0,029
<i>Limonene</i>	1,358	0,010	<i>Sensible liq.</i>	686,930
<i>α-pinene</i>	0,332	0,002	<i>Sensible liq.</i>	213,099
<i>Linalool</i>	0,015	0,000	<i>Sensible liq.</i>	-0,553
<i>β-pinene</i>	1,492	0,011	<i>Sensible liq.</i>	911,467
<i>Spatulenol</i>	0,000	0,036	<i>Sensible liq.</i>	0,000000003
Total	14,042	0,142		6543,501

Stream <28> T= 30 °C P= 1,5 atm

Komponen	Aliran Massa (kg/jam)	Aliran Mol (kmol/jam)	Keterangan	ΔH (kJ/jam)
Air	137,517	7,640	<i>Sensible liq.</i>	2862,609
Total	137,517	7,640		2862,609

Stream <29> T= 40 °C P= 1,2 atm

Komponen	Aliran Massa (kg/jam)	Aliran Mol (kmol/jam)	Keterangan	ΔH (kJ/jam)
<i>1,8-cineole</i>	10,843	0,071	<i>Sensible liq.</i>	587,155
<i>α-terpineol</i>	0,002	0,012	<i>Sensible liq.</i>	0,001
<i>Limonene</i>	1,358	0,010	<i>Sensible liq.</i>	82,864
<i>α-pinene</i>	0,332	0,002	<i>Sensible liq.</i>	25,572
<i>Linalool</i>	0,015	0,000	<i>Sensible liq.</i>	-0,100
<i>β-pinene</i>	1,492	0,011	<i>Sensible liq.</i>	110,013
<i>Spatulenol</i>	0,000	0,036	<i>Sensible liq.</i>	0,000
Total	14,042	0,142		805,505

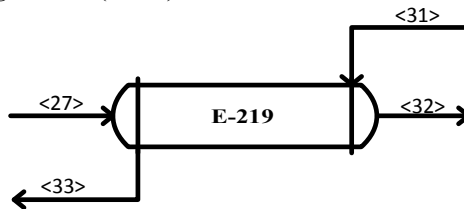
Stream <30> T= 40 °C P= 1,2 atm

Komponen	Aliran Massa (kg/jam)	Aliran Mol (kmol/jam)	Keterangan	ΔH (kJ/jam)
Air	137,517	7,640	<i>Sensible liq.</i>	8600,605
Total	137,517	7,640		8600,605

Tabel B.11. Neraca Energi Cooler (E-216)

ΔH masuk		ΔH masuk	
Aliran	ΔH (kJ/jam)	Aliran	ΔH (kJ/jam)
<24>	6543,501	<29>	805,505
<28>	2862,609	<30>	8600,605
Total	9406,110	Total	9406,110

B.2.4. Neraca Energi Cooler (E-219)



Stream <27> T= 216,49 °C P= 0,4 atm

Komponen	Aliran Massa (kg/jam)	Aliran Mol (kmol/jam)	Keterangan	ΔH (kJ/jam)
<i>1,8-cineole</i>	0,033	0,000	<i>Sensible liq.</i>	27,697
<i>α-terpineol</i>	1,822	0,012	<i>Sensible liq.</i>	117,971
<i>Limonene</i>	0,001	0,000	<i>Sensible liq.</i>	1,179
<i>α-pinene</i>	0,000	0,000	<i>Sensible liq.</i>	0,003
<i>Linalool</i>	0,018	0,000	<i>Sensible liq.</i>	-0,500
<i>β-pinene</i>	0,000	0,000	<i>Sensible liq.</i>	0,070
<i>Spatulenol</i>	7,991	0,036	<i>Sensible liq.</i>	3661,557
Total	9,864	0,048		3807,976

Stream <31> T= 30 °C P= 1,5 atm

Komponen	Aliran Massa (kg/jam)	Aliran Mol (kmol/jam)	Keterangan	ΔH (kJ/jam)
Air	86,276	4,793	<i>Sensible liq.</i>	1795,948
Total	86,276	4,793		1795,948

Stream <32> T= 40 °C P= 1,2 atm

Komponen	Aliran Massa (kg/jam)	Aliran Mol (kmol/jam)	Keterangan	ΔH (kJ/jam)
<i>l,8-cineole</i>	0,033	0,000	<i>Sensible liq.</i>	1,767
<i>α-terpineol</i>	1,822	0,012	<i>Sensible liq.</i>	0,932
<i>Limonene</i>	0,001	0,000	<i>Sensible liq.</i>	0,071
<i>α-pinene</i>	0,000	0,000	<i>Sensible liq.</i>	0,000
<i>Linalool</i>	0,018	0,000	<i>Sensible liq.</i>	-0,118
<i>β-pinene</i>	0,000	0,000	<i>Sensible liq.</i>	0,004
<i>Spatulenol</i>	7,991	0,036	<i>Sensible liq.</i>	205,407
Total	9,864	0,048		208,064

Stream <33> T= 40 °C P= 1,2 atm

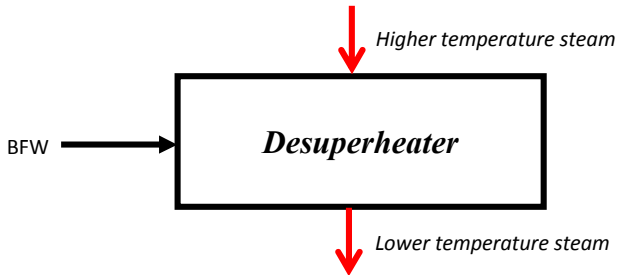
Komponen	Aliran Massa (kg/jam)	Aliran Mol (kmol/jam)	Keterangan	ΔH (kJ/jam)
Air	86,276	4,793	<i>Sensible liq.</i>	5395,860
Total	86,276	4,793		5395,860

Tabel B.12. Neraca Energi Cooler (E-219)

ΔH masuk		ΔH masuk	
Aliran	ΔH (kJ/jam)	Aliran	ΔH (kJ/jam)
<24>	3807,976	<29>	208,064
<28>	1795,948	<30>	5395,860
Total	5603,924	Total	5603,924

B.3. Neraca Energi Unit *Steam Generation*

B.3.1. Neraca Energi *Desuperheater*



Stream hot T T= 220 °C P= 1,5 atm

Komponen	Aliran Massa (kg/jam)	Aliran Mol (kmol/jam)	Keterangan	ΔH (kJ/jam)
Air	7829,791	434,988	<i>Sensible liq.</i>	2856278,92
			<i>Latent heat</i>	17747527,26
			<i>Sensible vap.</i>	1639378,14
Total	7829,791	434,988		22243184,31

Stream BFW T= 30 °C P= 1,5 atm

Komponen	Aliran Massa (kg/jam)	Aliran Mol (kmol/jam)	Keterangan	ΔH (kJ/jam)
Air	607,616	33,756	<i>Sensible liq.</i>	12648,340
Total	607,616	33,756		12648,340

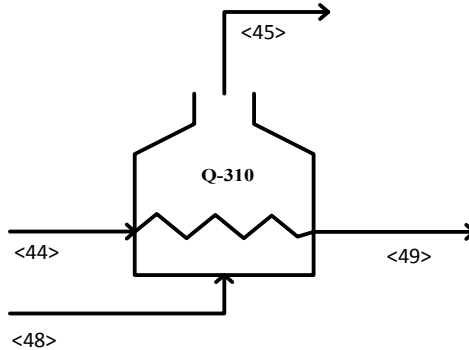
Stream low T T= 115 °C P= 1,5 atm

Komponen	Aliran Massa (kg/jam)	Aliran Mol (kmol/jam)	Keterangan	ΔH (kJ/jam)
Air	8437,408	434,988	<i>Sensible liq.</i>	3077935,02
			<i>Latent heat</i>	19124790,41
			<i>Sensible vap.</i>	53107,22
Total	8437,408	434,988		22255832,65

Tabel B.13. Neraca Energi *Desuperheater*

ΔH masuk		ΔH masuk	
Aliran	ΔH (kJ/jam)	Aliran	ΔH (kJ/jam)
<i>Higher T. Steam</i>	22243184,31	<i>Lower T. Steam</i>	22255832,65
BFW	12648,340		
Total	22255832,65	Total	22255832,65

B.3.2. Neraca Energi Boiler



Diketahui:

- Nilai kalor briket = 5097,5 kkal/kg (Mustamu, 2018)
- = 21327,9 kJ/kg
- Efisiensi konversi energi = 35 % (Goswami, 2007)

Stream <43> T= 89,5 °C P= 1,5 atm

Komponen	Aliran Massa (kg/jam)	Aliran Mol (kmol/jam)	Keterangan	ΔH (kJ/jam)
Air	7854,861	436,381	Sensible liq.	2127993,906
Total	7854,861	436,381		2127993,906

Stream <49> T= 220 °C P= 1,5 atm

Komponen	Aliran Massa (kg/jam)	Aliran Mol (kmol/jam)	Keterangan	ΔH (kJ/jam)
Air	7854,861	436,381	Sensible liq.	2865424,114
			Latent heat	17804351,072
			Sensible vap.	1644627,083
Total	7854,861	436,381		22314402,270

Stream <48>

Komponen	Aliran Massa (kg/jam)	Nilai kalor (kJ/kg)	ΔH (kJ/jam)
Briket	2704,220	21327,940	57675452,467
Total	2704,220		57675452,467

Stream <45>

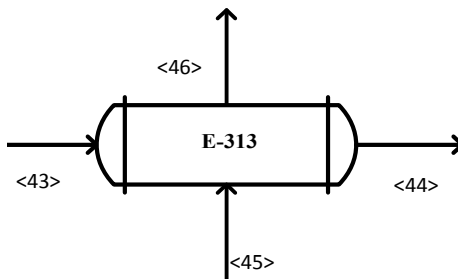
Komponen	Aliran Massa (kg/jam)	Nilai kalor (kJ/kg)	ΔH (kJ/jam)
Flue gas	2704,220	13863,161	37489044,103
Total	2704,220		37489044,103

Tabel B.14. Neraca Energi *Boiler* (Q-310)

ΔH masuk		ΔH keluar	
Aliran	ΔH (kJ/jam)	Aliran	ΔH (kJ/jam)
<43>	2127993,906	<49>	22314402,270
<48>	57675452,467	<45>	37489044,103
Total	59803446,373	Total	59803446,373

$$\begin{aligned}
 \text{Panas ditransfer ke boiler} &= 35\% \times \text{Panas briket} \\
 &= 35\% \times 57675452,47 \\
 &= 20186408,363
 \end{aligned}$$

B.2. Neraca Energi *Economizer*



Asumsi transfer panas dari *flue gas* sebesar 10%

Stream <43> T= 30 °C P= 1,5 atm

Komponen	Aliran Massa (kg/jam)	Aliran Mol (kmol/jam)	Keterangan	ΔH (kJ/jam)
Air	7854,861	436,381	<i>Sensible liq.</i>	163509,406
Total	7854,861	436,381		163509,406

Stream <44> T= 89,5 °C P= 1,5 atm

Komponen	Aliran Massa (kg/jam)	Aliran Mol (kmol/jam)	Keterangan	ΔH (kJ/jam)
Air	7854,861	436,381	<i>Sensible liq.</i>	2127993,906
Total	7854,861	436,381		2127993,906

Stream <45>

Komponen	Aliran Massa (kg/jam)	Nilai kalor (kJ/kg)	ΔH (kJ/jam)
<i>Flue gas</i>	2704,220	13863,161	37489044,10
Total	2704,220		37489044,10

Stream <46>

Komponen	Aliran Massa (kg/jam)	Nilai kalor (kJ/kg)	ΔH (kJ/jam)
Flue gas	2704,220	13136,710	35524559,60
Total	2704,220		35524559,60

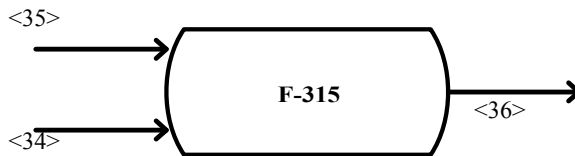
Tabel B.15. Neraca Energi *Economizer*

ΔH masuk		ΔH keluar	
Aliran	ΔH (kJ/jam)	Aliran	ΔH (kJ/jam)
<43>	163509,406	<44>	2127993,906
<45>	37489044,10	<46>	35524559,60
Total	37652553,51	Total	37652553,51

Panas ditransfer dalam *economizer*

$$\begin{aligned}
 &= \frac{1964484,5}{37489044,1} \\
 &= 0,052401563 \\
 &= 5,24016 \%
 \end{aligned}$$

B.4. Neraca Energi *Condensate Tank* (A-315)



Stream <34> T= 100 °C P= 1,2 atm

Komponen	Aliran Massa (kg/jam)	Aliran Mol (kmol/jam)	Keterangan	ΔH (kJ/jam)
Air	19,496	1,083	<i>Sensible liq.</i>	6143,114
Total	19,496	1,083		6143,114

Stream <35> T= 102,6 °C P= 1,2 atm

Komponen	Aliran Massa (kg/jam)	Aliran Mol (kmol/jam)	Keterangan	ΔH (kJ/jam)
Steam	5,573	0,310	<i>Sensible liq.</i>	1817,473
Total	5,573	0,310		1817,473

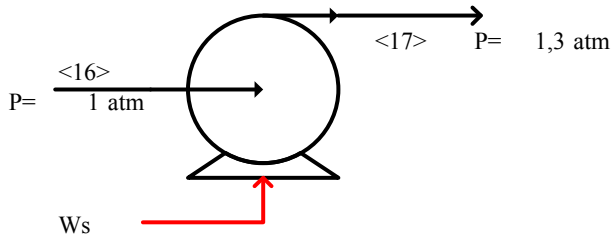
Stream <36> T= 100,578 °C P= 1,2 atm

Komponen	Aliran Massa (kg/jam)	Aliran Mol (kmol/jam)	Keterangan	ΔH (kJ/jam)
Steam	25,069	1,393	<i>Sensible liq.</i>	7960,587
Total	25,069	1,393		7960,587

Tabel B.16. Neraca Energi *Condensate Tank* (A-315)

ΔH masuk		ΔH keluar	
Aliran	ΔH (kJ/jam)	Aliran	ΔH (kJ/jam)
<34>	6143,114	<36>	7960,587
<35>	1817,473		
Total	7960,587	Total	7960,587

B.5. Neraca Energi *Preheater Pump*



Stream <16> T= 60 °C P= 1 atm

Komponen	Aliran Massa (kg/jam)	Aliran Mol (kmol/jam)	Keterangan	ΔH (kJ/jam)
<i>1,8-cineole</i>	10,875	0,071	<i>Sensible liq.</i>	1408,567
<i>α-terpineol</i>	1,824	0,012	<i>Sensible liq.</i>	3,213
<i>Limonene</i>	1,359	0,010	<i>Sensible liq.</i>	199,621
<i>α-pinene</i>	0,332	0,002	<i>Sensible liq.</i>	61,641
<i>Linalool</i>	0,033	0,000	<i>Sensible liq.</i>	-0,495
<i>β-pinene</i>	1,492	0,011	<i>Sensible liq.</i>	264,843
<i>Spatulenol</i>	7,991	0,036	<i>Sensible liq.</i>	497,286
Total	23,906	0,142		2434,676

W pompa

$$\begin{aligned}
 V &= 1100 \text{ cm}^3/\text{kg} \\
 \beta &= 0,0007 / \text{K} \text{ (Engineering Toolbox, 2019)} \\
 C_p &= 2,909822521 \text{ kJ/kg K}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 W_s \text{ (isentropic)} &= (\Delta H)_s \\
 &= V(P_2 - P_1) \\
 &= 1100 (\quad 30,4) \\
 &= 33437,3 \text{ kPa cm}^3 / \text{kg} \\
 &= 0,03344 \text{ kJ/kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \eta &= 0,8 \\
 (\Delta H) &= \frac{(\Delta H)_s}{\eta} \\
 &= \frac{0,03344}{0,8}
 \end{aligned}$$

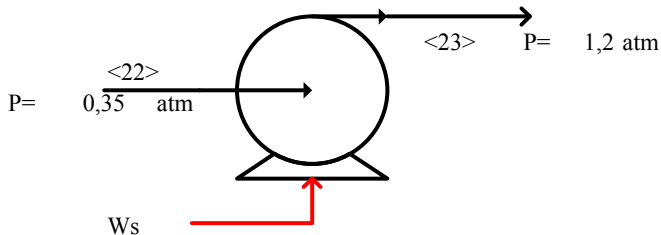
$$\begin{aligned}
 &= 0,0418 \text{ kJ/kg} \\
 W_s &= (\Delta H) \text{ kJ/kg} \\
 &= 0,0418 \text{ kJ/kg} \\
 \Delta H &= C_p \Delta T + V(1-\beta) \Delta P \\
 0,0418 &= 2,9 \Delta T + 0,0008436 \cdot 30 \\
 \Delta T &= 0,00555 \text{ K}
 \end{aligned}$$

Karena nilai T yang sangat kecil, maka T dan ΔH keluar pompa dianggap konstan

Tabel B.17. Neraca Energi *Preheater Pump*

ΔH masuk		ΔH keluar	
Aliran	ΔH (kJ/jam)	Aliran	ΔH (kJ/jam)
<16>	2434,676	<17>	2434,676
W_s	0,799	<i>Friction loss</i>	0,799
Total	2435,476	Total	2435,476

B.6. Neraca Energi *Reflux Pump*



Stream <22> T= 133,11 °C P= 0,35 atm

Komponen	Aliran Massa (kg/jam)	Aliran Mol (kmol/jam)	Keterangan	ΔH (kJ/jam)
<i>1,8-cineole</i>	12,923	0,071	<i>Sensible liq.</i>	5575,579
<i>α-terpineol</i>	0,007	0,012	<i>Sensible liq.</i>	0,109
<i>Limonene</i>	1,615	0,010	<i>Sensible liq.</i>	807,215
<i>α-pinene</i>	0,394	0,002	<i>Sensible liq.</i>	250,310
<i>Linalool</i>	0,026	0,000	<i>Sensible liq.</i>	-0,926
<i>β-pinene</i>	1,774	0,011	<i>Sensible liq.</i>	1070,707
<i>Spatulenol</i>	0,000	0,036	<i>Sensible liq.</i>	0,000
Total	16,739	0,142		7702,994

W pompa

$$\begin{aligned}
 V &= 1100 \text{ cm}^3/\text{kg} \\
 \beta &= 0,0007 / \text{K} \quad (\text{Engineering Toolbox, 2019}) \\
 C_p &= 4,257 \text{ kJ/kg K} \\
 W_s \text{ (isentropic)} &= (\Delta H)_s \\
 &= V(P_2 - P_1) \\
 &= 1100 (\quad 86,13)
 \end{aligned}$$

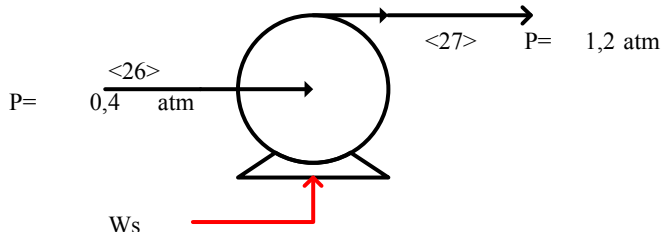
$$\begin{aligned}
 &= 94738,9 \text{ kPa cm}^3 / \text{kg} \\
 &= 0,09474 \text{ kJ/kg} \\
 \eta &= 0,8 \\
 (\Delta H) &= \frac{(\Delta H)_s}{\eta} \\
 &= \frac{0,09474}{0,8} \\
 &= 0,11842 \text{ kJ/kg} \\
 W_s &= (\Delta H) \text{ kJ/kg} \\
 &= 0,11842 \text{ kJ/kg} \\
 \Delta H &= C_p \Delta T + V(1-\beta) \Delta P \\
 0,11842 &= 4,3 \Delta T + 0,0007873 \cdot 86 \\
 \Delta T &= 0,01189 \text{ K}
 \end{aligned}$$

Karena nilai T yang sangat kecil, maka T dan ΔH keluar pompa dianggap konstan

Tabel B.18. Neraca Energi *Reflux Pump*

ΔH masuk		ΔH keluar	
Aliran	ΔH (kJ/jam)	Aliran	ΔH (kJ/jam)
<22>	7702,994	<23>	7702,994
W_s	1,586	<i>Friction loss</i>	1,586
Total	7704,579	Total	7704,579

B.7. Neraca Energi *Bottom Product Pump*



Stream <26> T= 216,49 °C P= 0,4 atm

Komponen	Aliran Massa (kg/jam)	Aliran Mol (kmol/jam)	Keterangan	ΔH (kJ/jam)
<i>1,8-cineole</i>	0,033	0,000	<i>Sensible liq.</i>	27,697
<i>α-terpineol</i>	1,822	0,012	<i>Sensible liq.</i>	117,971
<i>Limonene</i>	0,001	0,000	<i>Sensible liq.</i>	1,179
<i>α-pinene</i>	0,000	0,000	<i>Sensible liq.</i>	0,003
<i>Linalool</i>	0,018	0,000	<i>Sensible liq.</i>	-0,500
<i>β-pinene</i>	0,000	0,000	<i>Sensible liq.</i>	0,070
<i>Spatulenol</i>	7,991	0,036	<i>Sensible liq.</i>	3661,557
Total	9,864	0,048		3807,976

W pompa

$$\begin{aligned} V &= 1100 \quad \text{cm}^3/\text{kg} \\ \beta &= 0,0007 \quad /\text{K} \quad (\text{Engineering Toolbox, 2019}) \\ C_p &= 2,016 \quad \text{kJ/kg K} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} W_s \text{ (isentropic)} &= (\Delta H)_s \\ &= V(P_2 - P_1) \\ &= 1100 \quad (\quad 81,06) \\ &= 89166 \quad \text{kPa cm}^3 / \text{kg} \\ &= 0,08917 \quad \text{kJ/kg} \end{aligned}$$

$$\eta = 0,8$$

$$\begin{aligned} (\Delta H) &= \frac{(\Delta H)_s}{\eta} \\ &= \frac{0,08917}{0,8} \end{aligned}$$

$$= 0,11146 \quad \text{kJ/kg}$$

$$\begin{aligned} W_s &= (\Delta H) \quad \text{kJ/kg} \\ &= 0,11146 \quad \text{kJ/kg} \end{aligned}$$

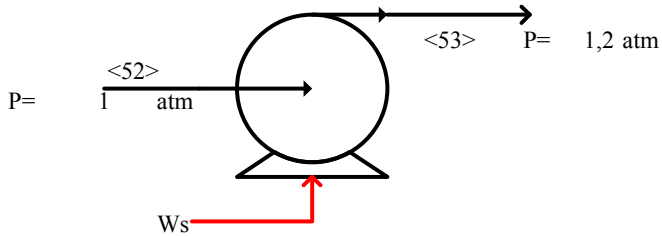
$$\begin{aligned} \Delta H &= C_p \Delta T + V(1-\beta) \Delta P \\ 0,11146 &= 2 \Delta T + 0,0007231 \quad 81 \\ \Delta T &= 0,02621 \quad \text{K} \end{aligned}$$

Karena nilai T yang sangat kecil, maka T dan ΔH keluar pompa dianggap konstan

Tabel B.19. Neraca Energi *Bottom Product Pump*

ΔH masuk		ΔH keluar	
Aliran	ΔH (kJ/jam)	Aliran	ΔH (kJ/jam)
<26>	3807,976	<27>	3807,976
W_s	0,880	<i>Friction loss</i>	0,880
Total	3808,856	Total	3808,856

B.8. Neraca Energi *Final Product Pump*



Stream <52> T= 40 °C P= 1,2 atm

Komponen	Aliran Massa (kg/jam)	Aliran Mol (kmol/jam)	Keterangan	ΔH (kJ/jam)
<i>1,8-cineole</i>	10,843	0,071	<i>Sensible liq.</i>	587,155
<i>α-terpineol</i>	0,002	0,012	<i>Sensible liq.</i>	0,001
<i>Limonene</i>	1,358	0,010	<i>Sensible liq.</i>	82,864
<i>α-pinene</i>	0,332	0,002	<i>Sensible liq.</i>	25,572
<i>Linalool</i>	0,015	0,000	<i>Sensible liq.</i>	-0,100
<i>β-pinene</i>	1,492	0,011	<i>Sensible liq.</i>	110,013
<i>Spatulenol</i>	0,000	0,036	<i>Sensible liq.</i>	0,000
Total	14,042	0,142		805,505

W pompa

$$\begin{aligned}
 V &= 1100 \text{ cm}^3/\text{kg} \\
 \beta &= 0,0007 \text{ /K} \quad (\text{Engineering Toolbox, 2019}) \\
 C_p &= 3,824 \text{ kJ/kg K}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 W_s \text{ (isentropic)} &= (\Delta H)_s \\
 &= V(P_2 - P_1) \\
 &= 1100 \text{ (} 20,27 \text{)} \\
 &= 22291,5 \text{ kPa cm}^3 \text{ /kg} \\
 &= 0,02229 \text{ kJ/kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \eta &= 0,8 \\
 (\Delta H) &= \frac{(\Delta H)_s}{\eta} \\
 &= \frac{0,02229}{0,8} \\
 &= 0,02786 \text{ kJ/kg}
 \end{aligned}$$

$$W_s = (\Delta H) \text{ kJ/kg}$$

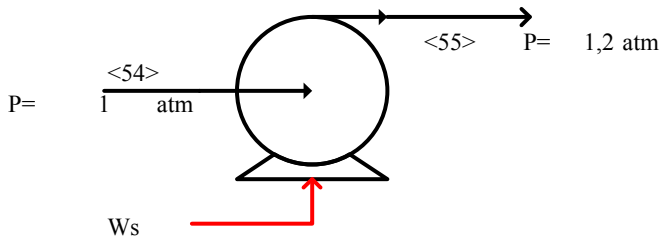
$$\begin{aligned}
 &= 0,02786 \text{ kJ/kg} \\
 \Delta H &= C_p \Delta T + V(1-\beta) \Delta P \\
 0,02786 &= 3,8 \Delta T + 0,000859 \cdot 20 \\
 \Delta T &= 0,00273 \text{ K}
 \end{aligned}$$

Karena nilai T yang sangat kecil, maka T dan ΔH keluar pompa dianggap konstan

Tabel B.20. Neraca Energi *Final Product Pump*

ΔH masuk		ΔH keluar	
Aliran	ΔH (kJ/jam)	Aliran	ΔH (kJ/jam)
<52>	805,505	<53>	805,505
Ws	0,313	Friction loss	0,313
Total	805,818	Total	805,818

B.9. Neraca Energi *By-Product Splitting Pump*



Stream <54> T= 40 °C P= 1,2 atm

Komponen	Aliran Massa (kg/jam)	Aliran Mol (kmol/jam)	Keterangan	ΔH (kJ/jam)
1,8-cineole	0,033	0,000	Sensible liq.	1,767
α -terpineol	1,822	0,012	Sensible liq.	0,932
Limonene	0,001	0,000	Sensible liq.	0,071
α -pinene	0,000	0,000	Sensible liq.	0,000
Linalool	0,018	0,000	Sensible liq.	-0,118
β -pinene	0,000	0,000	Sensible liq.	0,004
Spatulenol	7,991	0,036	Sensible liq.	205,407
Total	9,864	0,048		208,064

W pompa

$$\begin{aligned}
 V &= 1100 \text{ cm}^3/\text{kg} \\
 \beta &= 0,0007 / \text{K} \quad (\text{Engineering Toolbox, 2019}) \\
 C_p &= 1,406 \text{ kJ/kg K}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 W_s (\text{isentropic}) &= (\Delta H)_s \\
 &= V(P_2 - P_1) \\
 &= 1100 (\quad 20,27 \quad)
 \end{aligned}$$

$$= 22291,5 \text{ kPa cm}^3 / \text{kg}$$

$$= 0,02229 \text{ kJ/kg}$$

$$\eta = 0,8$$

$$(\Delta H) = \frac{(\Delta H)_s}{\eta}$$

$$= \frac{0,02229}{0,8}$$

$$= 0,02786 \text{ kJ/kg}$$

$$W_s = (\Delta H) \text{ kJ/kg}$$

$$= 0,02786 \text{ kJ/kg}$$

$$\Delta H = C_p \Delta T + V(1-\beta) \Delta P$$

$$0,02786 = 1,4 \Delta T + 0,000859 \cdot 20$$

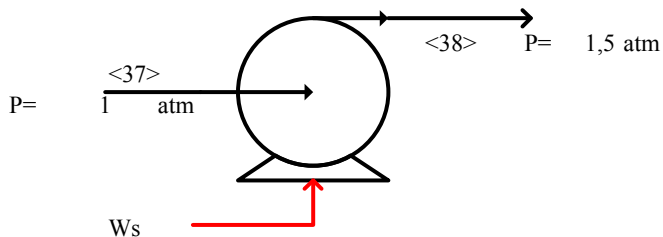
$$\Delta T = 0,00744 \text{ K}$$

Karena nilai T yang sangat kecil, maka T dan ΔH keluar pompa dianggap konstan

Tabel B.21. Neraca Energi *By-product Splitting Pump*

ΔH masuk		ΔH keluar	
Aliran	ΔH (kJ/jam)	Aliran	ΔH (kJ/jam)
<54>	208,064	<55>	208,064
W_s	0,220	<i>Friction loss</i>	0,220
Total	208,284	Total	208,284

B.10. Neraca Energi *Condensate Pump*



Stream <37> T= 100 °C P= 1 atm

Komponen	Aliran Massa (kg/jam)	Aliran Mol (kmol/jam)	Keterangan	ΔH (kJ/jam)
<i>Water</i>	25,069	1,393	<i>Sensible liq.</i>	7960,587
Total	25,069	1,393		7960,587

W pompa

$$\begin{aligned}
 V &= 1100 \text{ cm}^3/\text{kg} \\
 \beta &= 0,0007 /\text{K} \quad (\text{Engineering Toolbox, 2019}) \\
 C_p &= 4,234 \text{ kJ/kg K}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 W_s \text{ (isentropic)} &= (\Delta H)_s \\
 &= V(P_2 - P_1) \\
 &= 1100 (50,66) \\
 &= 55728,8 \text{ kPa cm}^3 / \text{kg} \\
 &= 0,05573 \text{ kJ/kg} \\
 \eta &= 0,8 \\
 (\Delta H) &= \frac{(\Delta H)_s}{\eta} \\
 &= \frac{0,05573}{0,8} \\
 &= 0,06966 \text{ kJ/kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 W_s &= (\Delta H) \text{ kJ/kg} \\
 &= 0,06966 \text{ kJ/kg} \\
 \Delta H &= C_p \Delta T + V(1-\beta) \Delta P \\
 0,069660938 &= 4,2 \Delta T + 0,0008128 \cdot 51 \\
 \Delta T &= 0,00673 \text{ K}
 \end{aligned}$$

Karena nilai T yang sangat kecil, maka T dan ΔH keluar pompa dianggap konstan

Tabel B.22. Neraca Energi *Condensate Pump*

ΔH masuk		ΔH keluar	
Aliran	ΔH (kJ/jam)	Aliran	ΔH (kJ/jam)
<37>	7960,587	<38>	7960,587
<i>Ws</i>	1,397	<i>Friction loss</i>	1,397
Total	7961,984	Total	7961,984

)

APPENDIKS C
PERHITUNGAN SPESIFIKASI PERALATAN

C.1. Spesifikasi Unit Ekstraksi Minyak Kayu Putih

1. Gudang Penyimpanan Daun Kayu Putih (F-120)

- Fungsi : Menyimpan bahan baku berupa daun kayu putih
 Tipe : Bangunan persegi panjang dengan atap prisma segitiga
 Suhu : 30°C
 Tekanan : 1 atm



ρ daun minyak kayu putih = 866 kg/m³

Dasar Perencanaan

- Bahan konstruksi bangunan = Beton
 Kebutuhan bahan baku daun = 3047,0955 kg/jam
 = 73130,292 kg/hari
 Volume bahan baku daun = 84,45 m³/hari

Daun kayu putih tidak boleh disimpan lebih dari tujuh hari di dalam gudang penyimpanan, selain dapat menimbulkan bau yang kurang sedap sehingga menurunkan kualitas minyak kayu putih yang dihasilkan. Oleh karena itu, gudang penyimpanan daun kayu putih didesain untuk menyimpan stok bahan baku maksimal lima hari penyimpanan.

Volume bahan baku (5 hari penyimpanan) = 422 m³/hari
 Volume bahan baku diasumsikan mengisi 70% volume gudang penyimpanan daun kayu

Volume gudang penyimpanan = 603 m³
 Volume gudang penyimpanan = panjang x lebar x tinggi

Ditetapkan untuk rasio ukuran gudang penyimpanan adalah sebagai berikut :

panjang	= 3x	dimana volume	= 18 x ³
lebar	= 3x	603,18618	= 18 x ³
tinggi	= 2x	33,510343	= x ³
		x	= 3,224

dengan nilai x didapat = 3,224 meter, maka untuk dimensi gudang penyimpanan adalah :

panjang = 9,672 = 10 meter
 lebar = 9,672 = 10 meter
 tinggi = 6,448 = 6,5 meter

Tabel C.1. Spesifikasi Gudang Penyimpanan Bahan Baku

Spesifikasi	Keterangan
Kapasitas	73130,3 kg/hari
Panjang bangunan	10 meter
Lebar bangunan	10 meter
Tinggi bangunan	6,5 meter
Waktu penyimpanan	5 hari
Bahan konstruksi bangunan	beton

2. Steam Distillation Tank (D-110 A/B/C/D)

Fungsi : mengekstraksi minyak yang terkandung dalam daun kayu putih dengan menggunakan *steam* .

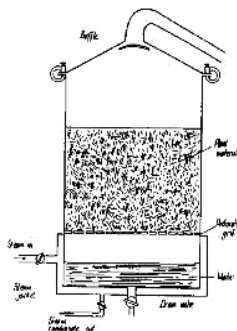
Bentuk : - tangki *steam distillation* berbentuk silinder tertutup atas dan bawah dengan leher berbentuk *gooseneck* pada bagian atas.
 - terdapat *perforated grid* (alas datar berlubang-lubang) di atas *steam inlet*

Bahan konstruksi : Carbon Steel, SA 240 Grade M

Sistem operasi : batch operation

Waktu pengisian = 0,5 jam
 Waktu ekstraksi = 3 jam
 Waktu pembersihan = 0,5 jam

Jumlah tangki : 4 tangki



Dasar Perencanaan

T operasi = 115 °C
 P operasi = 1,5 atm = 22,0439 psi

Penentuan volume tangki dilakukan dengan menghitung banyaknya kebutuhan daun dalam satu tahun produksi dibagi dengan banyaknya *batch* yang dapat dilakukan dalam satu tahun produksi. Selanjutnya ditentukan volume tangki *steam distillation* berdasarkan ukuran yang umum digunakan dalam dunia industri

$$\begin{aligned}
 \text{Waktu operasi} &= 330 \text{ hari/tahun} \\
 &= 330 \times 24 \text{ jam/tahun} \\
 &= 7920 \text{ jam/tahun} \\
 \text{Waktu per } \textit{batch} &= 4,5 \text{ jam} \\
 \textit{Batch} \text{ per tahun} &= \text{Waktu operasi/waktu per } \textit{batch} \\
 &= 7920 / 4,5 \textit{ batch} \\
 &= 1760 \textit{ batch} \\
 \text{Daun per tahun} &= 24132997 \text{ kg} \\
 \text{Daun per } \textit{batch} &= \text{Daun per tahun/} \textit{batch} \text{ per tahun} \\
 &= 24132997/1760 \\
 &= 13711,93011 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Ditetapkan volume tangki sebesar 3500 kg daun/tangki karena merupakan kapasitas yang umum digunakan (Indiamart.com)

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah tangki} &= \text{Daun per } \textit{batch} / \text{volume tangki} \\
 &= 13711,93011/3500 \text{ tangki} \\
 &= 3,917694318 \text{ tangki} \\
 &= 4 \text{ tangki} \\
 \text{Daun per tangki} &= \text{Daun per } \textit{batch} / \text{jumlah tangki} \\
 &= 13711,93011/4 \\
 &= 3427,982528 \text{ kg} \\
 \text{Massa daun} &= \text{Daun per } \textit{batch} / \text{waktu per } \textit{batch} \\
 &= 13711,93011/4,5 \\
 &= 3047,0956 \text{ kg/jam} \\
 \text{Densitas daun} &= 866 \text{ kg/m}^3 \\
 \text{Volume daun} &= 3,5185861 \text{ m}^3 \\
 \textit{Rate} \text{ aliran masuk} &= 3047,0956 \text{ kg/jam} \\
 \rho_{\text{ref water}} (25^\circ\text{C}) &= 997,048 \text{ kg/m}^3
 \end{aligned}$$

Tabel C.2. Data Komponen pada *Steam Distillation Tank*

Komponen	Massa	Fraksi Massa	ρ (kg/m ³)	ρ_c (kg/m ³)	C _p (kJ/kg.K)	C _{pc} (kJ/kg.K)
Air	321,77	0,106	997,048	105,288	4,160	0,439
Minyak	28,125	0,009	920,000	8,492	1,942	0,018
Padatan	2697,2	0,885	530,000	469,140	1,255	1,111
Total	3047,1	1,000		582,920		1,568

$$\begin{aligned}
 \text{Volume daun} &= 3,5186 \text{ m}^3 \\
 \rho \text{ campuran} &= 582,920 \text{ kg/m}^3 \\
 \text{Banyak tangki} &= 4 \text{ tangki} \\
 \text{Asumsi} &= \text{volume tangki bagian silinder terisi penuh oleh daun,} \\
 &\quad \text{terdapat bagian volume di } head \text{ untuk } steam \\
 \text{Volume silinder} &= 3,5186 \text{ m}^3 = 211551,473 \text{ in}^3
 \end{aligned}$$

Trial nilai *Outside Diameter (OD)* dan ketebalan tangki (*ts*)

$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= 60 \text{ in} \\
 \text{ts} &= 3/16 \text{ in} \\
 \text{ID} &= \text{OD} - 2\text{ts} \\
 &= 59,81 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Luas Alas Lingkaran

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{1}{4} \pi \times Di^2 \\
 &= 2808,37 \text{ in}^2
 \end{aligned}$$

Ketinggian Silinder

$$\begin{aligned}
 L_s &= 75,329 \text{ in} \\
 L_s/D_i &= 1,25942
 \end{aligned}$$

Ketinggian Liquid

$$\begin{aligned}
 L_L &= 80\% L_s \\
 &= 60,2632 \text{ in} \\
 &= 1,53069 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Menentukan *Design Pressure*

Tekanan operasi tangki = tekanan atmosfer + tekanan parsial bahan

$$\begin{aligned}
 P \text{ operasi} &= 1 \text{ atm} = 14,6959 \text{ psi} \\
 P \text{ hydrostatic} &= \rho \text{ bahan} \times g \times L_L \\
 &= 8744,223 \text{ Pa} \\
 &= 1,268197609 \text{ psi} \\
 P \text{ total} &= P \text{ operasi} + P \text{ hydrostatic} \\
 &= 15,96 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Design pressure 10% lebih besar dibandingkan dengan *operating pressure* (Coulson, 1983: 10)

$$\begin{aligned}
 P \text{ desain} &= 1,1 \times P \text{ total} \\
 &= 17,56 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Menentukan Ketebalan Silinder

Konstruksi bahan = Carbon Steel, SA 240 Grade M

Spesifikasi Carbon Steel, SA 240 Grade M

$f = 18750$ psi (App. D, Brownell & Young, 1959, hal. 342)

$E = 0,8$ (Tabel 2.1, Kusnarjo, hal. 14)

$C = 0,125$ in (Timmerhaus. 1981, hal. 542)

$$t_s = \frac{Pd \times D_i}{2 \times (f E - 0,6 Pd)} + C \quad (\text{Brownell \& Young, 1959, hal. 254})$$

dimana :

t_s = tebal minimum silinder (in.)

Pd = tekanan desain (psi)

f = *maximum allowable stress* (psi)

D_i = diameter dalam silinder (in.)

E = efisiensi sambungan las

C = tebal korosi (in.)

$$t_s = \frac{Pd \times D_i}{2 \times (f E - 0,6 Pd)} + C$$

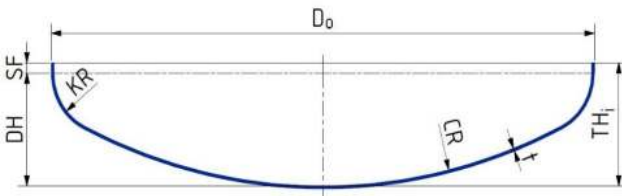
$$t_s = 0,035 + 0,125$$

$$t_s = 0,160 \text{ in.}$$

Nilai t_s yang diperoleh dari hasil trial memenuhi batas minimal t_s yang dibutuhkan, sehingga nilai trial dapat diterima.

Penentuan dimensi head

Pada tutup bagian atas, bagian leher berbentuk *gooseneck* dengan bentuk dan ukuran sebagai berikut :



Volume Tutup

$$V_{head} = \left(\frac{1}{4}\pi x h^2\right) x (3r - h)$$

dimana :

$$d = r \text{ (crown radius)}$$

$$h = 0,169 d$$

$$h = 10,1083125 \text{ in}$$

$$V_{head} = 13581,846 \text{ in}^3$$

Ketebalan Tutup

Dengan nilai OD = 60 in maka diperoleh :

$$r = 60 \text{ in.}$$

$$icr = 3 \frac{5}{8} \text{ in.}$$

$$t_{head} = \frac{0,885 x Pd x r}{(fE - 0,1 Pd)} + C$$
$$= 0,187171475 \text{ in.}$$

Dimension of ASME Code Standard

$$t_{head} = \frac{3}{16} \text{ in.} \quad (\text{Tabel 5.7, Brownell \& Young, 1959, hal. 91})$$

Tinggi Total Tangki

$$L_T = L_s + (2 x h)$$

$$= 20,217 \text{ in.}$$

Volume Total Tangki

$$V_{total} = V_{silinder} + (2 x V_{head})$$

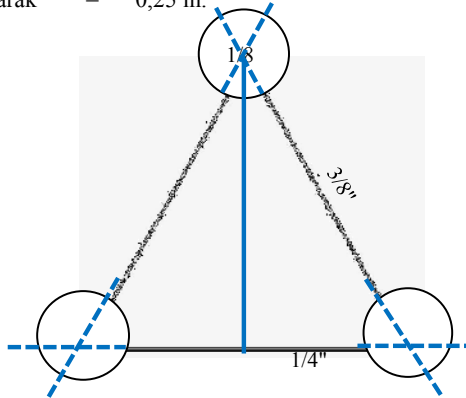
$$= 27163,7 \text{ in}^3$$

Perhitungan Sekat

Bentuk : Alas datar berlubang-lubang (*perforated plate*), dimana lubang disusun menurut segitiga sama sisi (*equilateral-triangle*) dengan :

diameter = 0,13 in.

jarak = 0,25 in.



Banyak lubang pada alas sekat diperkirakan sebagai berikut :

Segitiga sama sisi dengan masing-masing sudut memiliki sudut dengan besar 60°

Maka masing-masing sudut terdiri dari $1/6$ lingkaran

Sehingga untuk satu segitiga sama sisi terdiri dari : $(1/6 \times 3 \text{ sudut}) = 1/2$ lubang lingkaran

$$\text{Tinggi segitiga (t)} = 0,279508 \text{ in.}$$

$$\text{Luas tiap segitiga } (1/2 \times a \times t) = 0,069877 \text{ in}^2$$

$$\text{Luas sekat yang diberi lubang} = 1/4 \times \pi \times D_i^2$$

$$= 2808,365 \text{ in}^2$$

$$\text{Jumlah lubang dalam } \textit{perforated plate} = 20095 \text{ buah}$$

Tabel C.3. Spesifikasi Alat *Steam Distillation Tank*

Spesifikasi Alat		Keterangan	
<i>Spesifikasi Tangki</i>			
Diameter dalam tangki	Di	59,813 in.	1,519 m.
Diameter luar tangki	Do	60,000 in.	1,524 m.
Tinggi solid dalam silinder	L _L	60,263 in.	1,531 m.
Tinggi silinder	L _s	75,329 in.	1,913 m.
Tinggi tutup atas	L _{ha}	10,108 in.	0,257 m.
Tinggi tutup bawah	L _{hb}	10,108 in.	0,257 m.
Tinggi tangki	L _T	20,217 in.	0,514 m.
Tebal silinder	ts	0,160 in.	0,004 m.

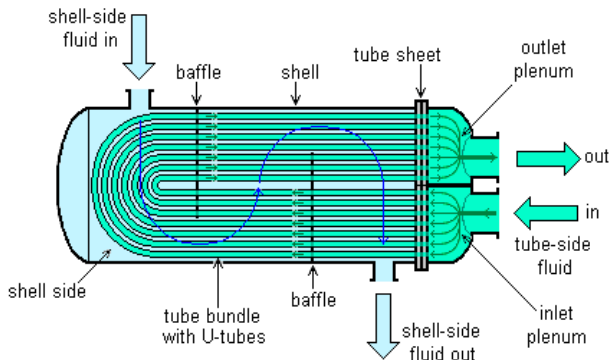
Tebal tutup atas	tha	0,188 in.	0,005 m.
Tebal tutup bawah	thb	0,188 in.	0,005 m.
Spesifikasi Perforated Plate (Sekat)			
Diameter sekat		59,813 in.	1,519 m.
Diameter lubang sekat		0,125 in.	0,003 m.
Jumlah lubang pada sekat		20095 buah	
Waktu operasi <i>steam distillation tank</i>		4,5 jam	
Harga Alat	Rp	438.715.961	

3. Condenser (E-111)

Fungsi : mengubah fasa produk hasil dari proses *steam distillation* dari *vapor* menjadi *liquid*.

Tipe : 1-2 *shell and tube heat exchanger*

Bahan : *Carbon Steel, SA 240 Grade M*



Tabel C.4. Data *Cold Fluid* pada *Condenser*

Komposisi	m (kg/jam)	fraksi massa (x_i)	Cp (Btu/lbF)	k (Btu/h.ft ²)(°F/ft)	μ (cP)
Air	13643,74536	1	1	0,356	0,89
Total	13643,74536	1	1	1,356	0,89

Tabel C.5. Data *Hot Fluid* pada *Condenser*

Komposisi	x_i	(kg/ jam)	C _p (Btu/lbF)	k (Btu/h.ft ²)(°F/ft)	μ (cP)	C _{p_c} (Btu/lbF)	k _c (Btu/h.ft ²)(°F/ft)	μ _c (cP)
Air	0,9	215,154	1	1	0,4	0,9	0,9	0,3204
Minyak	0,1	23,9061	0,463	0,09925	5,5	0,0463	0,009925	0,550002
Total		239,06				0,9463	0,909925	0,870402

Kondisi Operasi :

$P_{total} = P_{operasi}$
 $= 132 \text{ kPa}$
 $= 19,1047 \text{ psi}$
 $P_{desain} = 1,1 \times P_{total}$
 $= 21,0152 \text{ psi}$

Cold fluid : Cooling water (air) - tube side

$t_1 = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 86 \text{ }^\circ\text{F}$
 $t_2 = 40 \text{ }^\circ\text{C} = 104 \text{ }^\circ\text{F}$
 $\Delta P_s = 10 \text{ psi}$ (*allowable pressure drop for liquid*)

Hot fluid : minyak - shell side

$T_1 = 115 \text{ }^\circ\text{C} = 239 \text{ }^\circ\text{F}$
 $T_2 = 60 \text{ }^\circ\text{C} = 140 \text{ }^\circ\text{F}$
 $\Delta P_s = 2 \text{ psi}$ (*allowable pressure drop for gas*)

Penetapan desain untuk bagian tube side :

Tube Side

$Length = 16 \text{ ft} = 4,88 \text{ m}$
 $BWG = 16$
 $Outside \text{ Diameter, } d_o = 3/4 \text{ in} = 0,2288 \text{ m}$
 $Inside \text{ Diameter, } d_i = 0,62 \text{ in} = 0,1891 \text{ m}$ (*Tabel 10*) *
 $Equivalent \text{ Diameter, } d_e = 0,95 \text{ in} = 0,2898 \text{ m}$ (*Gambar 28*)*
 $Equivalent \text{ Diameter, } D_e = 0,079 \text{ ft}$
 $a'' = 0,196 \text{ ft}^2/\text{ft}$ (*Tabel 10*) *
 $a' = 0,162 \text{ ft}^2/\text{ft}$ (*Tabel 10*) *
 $Clearance, C' = 0,25 \text{ in} = 0,0763 \text{ m}$
 $Pitch \text{ (triangular)} = 1 \text{ in. square}$ (*Tabel 9*) *
 $Passes = 2$
 $Number \text{ of tubes} = 52$

*(D.Q. Kern, 1965)

Kapasitas :

$$\text{Hot fluid} = 239,06 \text{ kg/jam} = 527,0365 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Cold fluid} = 13643,745 \text{ kg/jam} = 30079,27 \text{ lb/jam}$$

Penentuan ΔLMTD

$$\Delta\text{LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln((T_1 - t_2) - (T_2 - t_1))} = 18,4 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = 5,5$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = 0,118$$

$$\Delta T \text{ factor (FT)} = 0,98 \quad (\text{Gambar 18 D.Q. Kern, 1965})$$

$$\begin{aligned} \Delta T &= \Delta\text{LMTD} \times \text{FT} \\ &= 18,06 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Caloric Temperature

Fluida merupakan jenis fluida *non-viscous* sehingga penentuan *caloric temperature* dapat menggunakan *T average* (T_{ave}).

$$T_c = T_{\text{ave}} = 189,5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = t_{\text{ave}} = 95 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Overall Heat Transfer Coefficient

$$R_D = 0,003 \quad (\text{Tabel 12 D.Q. Kern, 1965})$$

Dari Tabel 8 (D.Q. Kern, 1965); $U_D = 5-75$ (*Heavy organic - water*)

$$\text{Trial } U_D = 41,5 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F} \quad (\text{Tabel 8 D.Q. Kern, 1965})$$

$$\text{Heat, } Q = 569293 \text{ kJ} = 539690 \text{ Btu}$$

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta T} = 236,4 \text{ ft}^2 = 34048,3535 \text{ in}^2$$

$$Nt = \frac{A}{a'' \cdot L} = 75,28238$$

$$\text{Standarisasi} = 76 \quad (\text{Tabel 9 D.Q. Kern, 1965})$$

Menghitung A dan U_D koreksi :

$$A = Nt \times a'' \times L$$

$$= 238,701 \text{ ft}^2$$

$$U_D = \frac{Q}{A \cdot \Delta T} = 41,11$$

Hasil *trial and error* U_D mendekati, sehingga nilai *trial* dapat diterima.

Dari hasil perhitungan sementara diperoleh spesifikasi pada bagian *shell side* adalah sebagai berikut :

Inside diameter, ID = 12 in = 0,3048 m (*Tabel 9*)*
Baffle spacing, B = 2 in = 0,0508 m
Passes, n = 1

*(D.Q. Kern, 1965)

Tabel C.6. Evaluasi Perpindahan Panas

<i>Hot fluid : shell side</i>	<i>Cold fluid : tube side</i>
$a.s = \frac{ID_s \times C' \times B}{n \times Pt \times 144}$ $= 0,0417 \text{ ft}^2$	$a.t = \frac{Nt \times a'}{144n}$ $= 0,04283 \text{ ft}^2$
$G_s = \frac{M}{as}$ $= 12648,875 \text{ lb/hr.ft}^2$	$G_t = \frac{m}{at}$ $= 702308,175 \text{ lb/hr.ft}^2$
Viskositas, $\mu_s = 0,8704 \text{ cP}$ $= 2,10637 \text{ lb/ft.hr}$	Viskositas, $\mu_t = 0,89 \text{ cP}$ $= 2,1538 \text{ lb/ft.hr}$
$Nre_s = \frac{G_s \times De}{\mu}$ $= 475,210$	$Nre_t = \frac{G_t \times Di}{\mu}$ $= 202168,76$
$k = 0,90992 \text{ Btu/hr.ft.}^\circ\text{F}$	$\rho_{water} = 62,5 \text{ lb/ft}^3$
$\rho = 95,6086 \text{ lb/ft}^3$	$v = \frac{G_t}{3600 \times \rho}$
$\mu = 0,8704 \text{ Cp}$	$= 3,1214 \text{ fps}$
$mass\ velocity = 12651,1$	
$j_H = 14$	
Berdasarkan Gambar 12.9. D.Q. Kern, 1965	$\rho_{air} = 1 \text{ gr/cm}^2 = 62,5 \text{ lb/ft}^3$

	Berdasarkan Gambar 25. D.Q. Kern, 1965
	$h_i = 780 \frac{\text{Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}}{\text{ft}}$
	$h_{io} = \frac{h_i \times D_i}{D_o}$
$h_o = 155,72$	$= 644,80$
$\text{Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$	$\text{Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$

Tahanan panas pipa bersih, U_c

$$U_c = \frac{h_o \times h_{io}}{h_o + h_{io}}$$

$$= 125,429 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Dirt Factor

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d}$$

$$= 0,0164 \text{ hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/Btu}$$

Nilai R_d memenuhi standar desain, $R_{dmin} = 0,001$

$$R_d \text{ required} = 0,002 \text{ hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/Btu}$$

$R_d \text{ design}$ lebih besar daripada $R_d \text{ required}$, sehingga persyaratan desain terpenuhi.

Tabel C.7. Evaluasi Nilai *Pressure Drop*

<i>Hot fluid : shell side</i>	<i>Cold fluid : tube side</i>
$N_{re.s} = 475,210$	$N_{re.t} = 202168,76$
Berdasarkan Gambar 29 D.Q. Kern, 1965	Berdasarkan Gambar 29 D.Q. Kern, 1965
$f = 0,004 \text{ ft}^2/\text{in}^2$	$f = 0,0014 \text{ ft}^2/\text{in}^2$
$s = 1,3$	$s = 1,0$ (Gambar 6 D.Q. Kern, 1965)
Nilai $\mu < 1 \text{ cP}$, maka :	Nilai $\mu < 1 \text{ cP}$, maka :
$\Phi_s = 1$	$\Phi_t = 1$
$Number \ of \ crosses, \ N+1 = 12L/B$ $= 96$	$\Delta P_L = \frac{f \times G_t^2 \times L \times n}{5,22 \times 10^{10} \times D_i \times s \times \Phi}$ $= 8,193 \text{ psi}$
	$\frac{v^2}{2g} = 0,07$ (Gambar 27 D.Q. Kern, 1965)

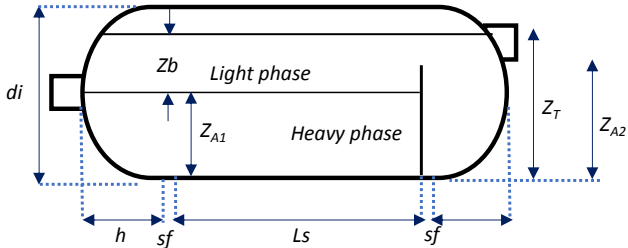
$\Delta P = \frac{f \times Gt^2 \times ID_s \times (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \times Di \times s \times \Phi}$ $= 0,011 \text{ psi}$	$\Delta P_n = \frac{4 \times n}{s} \times \frac{v^2}{2g}$ $= 0,56 \text{ psi}$ $\Delta P = \Delta P_L + \Delta P_n$ $= 8,7532 \text{ psi}$
--	---

Tabel C.8. Spesifikasi Alat *Condenser* (E-111)

Spesifikasi	Keterangan
Bahan	<i>Carbon steel</i> SA-129 A
P desain	21,01516 psi
Suhu keluar	
- <i>Cold fluid</i>	40 °C
- <i>Hot fluid</i>	60 °C
Kapasitas	minyak = 239,06 kg/jam water = 13643,75 kg/jam
Shell Side	
<i>Inside diameter</i>	12 in = 0,3048 m
<i>Baffle space</i>	2 in = 0,0508 m
<i>Passes</i>	1
Bahan	<i>Carbon steel</i>
ΔP	0,011 psi
Tube Side	
<i>Number of tubes</i>	52
BWG	16
<i>Outside diameter</i>	0,75 in = 0,01875 m
<i>Clearance</i>	0,25 in = 0,00625 m
<i>Pitch</i>	1 in = 0,025 m
Passes	2
Bahan	<i>Carbon steel</i>
ΔP	8,753 psi
Harga Alat	Rp 208.390.082

4. Decanter (H-112)

- Fungsi : memisahkan komponen air dan minyak pada hasil proses ekstraksi.
 Bentuk : silinder horizontal dengan tutup kiri dan kanan berbentuk *standard dished head*
 Bahan : *Carbon steel, SA-240 Grade A*



Pemasangan *decanter* diletakkan di bagian bawah *condenser* (E-111) sehingga dapat membuat fluida mengalir tanpa diperlukan pompa.

Kondisi Operasi :

- Tekanan = 111,458 kPa = 1,1 bar = 16,166 psia
 Suhu = 60 °C = °F
 Kapasitas = 239,06 kg/jam
 Jumlah alat = 1 buah

$$\rho_{\text{crude oil}} = 920 \text{ kg/m}^3 = 57,04 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho_{\text{H}_2\text{O}} = 530 \text{ kg/m}^3 = 32,86 \text{ lb/ft}^3$$

$$x_{\text{crude oil}} = 0,9$$

$$x_{\text{H}_2\text{O}} = 0,1$$

$$\rho_{\text{campuran}} = 881 \text{ kg/m}^3 = 54,622 \text{ lb/ft}^3$$

$$V_{\text{campuran}} = 0,2714 \text{ m}^3/\text{jam} = 9,58267 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

Light phase

$$\text{mass rate} = 215,154 \text{ kg/jam}$$

$$\rho_{\text{light}} = 920,000 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu_{\text{light}} = 5,5 \text{ cp}$$

Heavy phase

$$\begin{aligned} \text{mass rate} &= 23,906 \text{ kg/jam} \\ \rho_{\text{heavy}} &= 997,048 \text{ kg/m}^3 \\ \mu_{\text{heavy}} &= 0,356 \text{ cp} \end{aligned}$$

Penentuan Ukuran Gravity Separator

Diameter partikel fasa bawah dalam fasa atas (0,0005)

$$K = D_p \left(\frac{g \rho_h (\rho_h - \rho_l)}{\mu_l} \right)^{1/3} = 0,0515 \quad (\text{Ulrich, 1984})$$

Keterangan :

$$\begin{aligned} D_p &= \text{diameter gelembung (m)} \\ g &= \text{percepatan gravitasi (9,8 m/s}^2\text{)} \\ \rho_h &= \text{densitas fasa atas (kg/m}^3\text{)} \\ \rho_l &= \text{densitas fasa bawah (kg/m}^3\text{)} \\ \mu_l &= \text{viskositas fasa atas (kg/m.s)} \end{aligned}$$

maka nilai $K = 0,0515$

Untuk nilai $0 < K < 3,3$ maka persamaan untuk kecepatan terminal adalah sebagai berikut :

$$U_t = \frac{g D_p^2 (\rho_h - \rho_l)}{18\mu}$$

Keterangan :

$$\begin{aligned} U_t &= \text{kecepatan akhir fasa bawah (m/s)} \\ D_p &= \text{diameter gelembung (m)} \\ g &= \text{percepatan gravitasi (9,8 m/s}^2\text{)} \\ \rho_h &= \text{densitas fasa atas (kg/m}^3\text{)} \\ \rho_l &= \text{densitas fasa bawah (kg/m}^3\text{)} \\ \mu_l &= \text{viskositas fasa atas (kg/m.s)} \end{aligned}$$

Maka nilai $U_t = 0,00048194 \text{ m/s}$

Perbandingan panjang dengan diameter gravity separator pada tekanan 1 atm

$$L_s/D_i = 0,5 \quad (\text{Ulrich, 1984})$$

$$\frac{L_s}{D_i} = \frac{0,5 U_{\text{avg}}}{U_t}$$

$$\frac{L_s}{D_i} = \frac{0,5 U_{\text{avg}}}{0,00048194}$$

$$0,0004819 = U_{\text{avg}} \quad (\text{m/s})$$

Uavg maksimal harus < 8Ut agar turbulensi pada permukaan dapat dicegah

$$\begin{aligned}
 U_{avg} &< 8U_t \\
 U_{avg} &< 0,0038555 \quad \text{(maka nilai } U_{avg} \text{ memenuhi standar)} \\
 0,0004819 &< \frac{Q_{total}}{A} \quad Q = 0,3 \text{ m}^3/\text{s} \\
 A &< 0,1564
 \end{aligned}$$

$$A = \frac{1}{4} \pi \times Di^2$$

Trial nilai *Outside Diameter (OD)* dan ketebalan tangki (*ts*)

$$\begin{aligned}
 OD &= 12 \text{ in} \\
 ts &= 3/16 \text{ in} \\
 ID &= OD - 2ts \\
 &= 11,81 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Luas Alas Lingkaran

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{1}{4} \pi \times Di^2 \\
 &= 109,535 \text{ in}^2 \\
 &= 0,07065 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Karena nilai A telah memenuhi persyaratan, maka trial nilai OD dan ts diterima

$$\begin{aligned}
 L/D &= 0,5 \\
 ID &= 11,81 \text{ in} = 0,300038 \text{ m} \\
 L &= 5,91 \text{ in} = 0,150019 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Ketinggian Liquid

$$\begin{aligned}
 L_L &= 80\% ID \\
 &= 9,45 \text{ in} \\
 &= 0,24003 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Menentukan *Design Pressure*

Tekanan operasi tangki = tekanan atmosfer + tekanan parsial bahan

$$\begin{aligned}
 P_{operasi} &= 1 \text{ atm} = 14,6959 \text{ psi} \\
 P_{hydrostatic} &= \rho \text{ bahan} \times g \times L_L \\
 &= 2345,350 \text{ Pa} \\
 &= 0,340152288 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P_{\text{total}} &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hydrostatic}} \\
 &= 15,04 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Design pressure 10% lebih besar dibandingkan dengan *operating pressure* (Coulson, 1983: 10)

$$\begin{aligned}
 P_{\text{desain}} &= 1,1 \times P_{\text{total}} \\
 &= 16,54 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Menentukan Ketebalan Silinder

Konstruksi bahan = Carbon Steel, SA 240 Grade M

Spesifikasi Carbon Steel, SA 240 Grade M

f = 18750 psi (App. D, Brownell & Young, 1959, hal. 342)

E = 0,8 (Tabel 2.1, Kusnarjo, hal. 14)

C = 0,125 in (Timmerhaus. 1981, hal. 542)

$$t_s = \frac{P_d \times D_i}{2 \times (f E - 0,6 P_d)} + C \quad (\text{Brownell \& Young, 1959, hal. 254})$$

dimana :

t_s = tebal minimum silinder (in.)

P_d = tekanan desain (psi)

f = maximum allowable stress (psi)

D_i = diameter dalam silinder (in.)

E = efisiensi sambungan las

C = tebal korosi (in.)

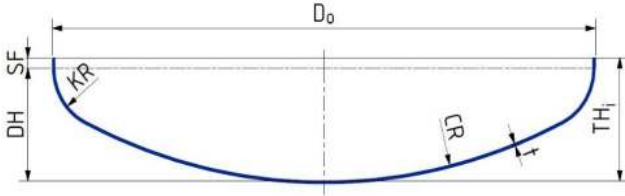
$$t_s = \frac{P_d \times D_i}{2 \times (f E - 0,6 P_d)} + C$$

$$t_s = 0,0065 + 0,125$$

$$t_s = 0,132 \text{ in.}$$

Nilai t_s yang diperoleh dari hasil trial memenuhi batas minimal t_s yang dibutuhkan, sehingga nilai trial dapat diterima.

Penentuan dimensi head



Volume Tutup

$$V_{head} = \left(\frac{1}{4}\pi x h^2\right) x (3r - h)$$

dimana :

$$d = r \text{ (crown radius)}$$

$$h = 0,169 d$$

$$h = 1,9963125 \text{ in}$$

$$V_{head} = 104,618479 \text{ in}^3$$

Ketebalan Tutup

Dengan nilai OD = 12 in maka diperoleh :

$$r = 12 \text{ in.}$$

$$icr = 3/4 \text{ in.}$$

$$t_{head} = \frac{0,885 x Pd x r}{(fE - 0,1 Pd)} + C$$

$$= 0,136711369 \text{ in.}$$

Dimension of ASME Code Standard

$$t_{head} = 3/16 \text{ in.} \quad (\text{Tabel 5.7, Brownell \& Young, 1959, hal. 91})$$

Tinggi Total Tangki

$$L_T = L_s + (2 x h)$$

$$= 9,899 \text{ in.}$$

Perhitungan Waktu Tinggal

$$\theta = \frac{L}{U_{avg}}$$

$$\theta = 311,2795271 \text{ detik}$$

$$\theta = 0,086466535 \text{ jam}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Waktu tinggal} &= 0,086 \text{ jam} \\
 \text{Sehingga volume liquid} &= \theta \times V \text{ liquid} \\
 &= 0,02346 \text{ m}^3 = 0,8286 \text{ ft}^3 \\
 \text{Asumsi volume liquid} &= 80\% \text{ volume tangki} \\
 \text{Maka volume bejana} &= 1,0357 \text{ ft}^3 \\
 &= 1789,7486 \text{ in}^3
 \end{aligned}$$

Volume Total Tangki

$$\begin{aligned}
 V \text{ total} &= V \text{ silinder} + (2 \times V \text{ head}) \\
 &= 1998,99 \text{ in}^3
 \end{aligned}$$

Tinggi fluida, Z_T , diasumsikan 2/3 dari diameter tangki horizontal.

$$\begin{aligned}
 Z_T &= 7,875 \text{ in.} \\
 &= 0,200 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Apabila *interface* adalah setengah dari dasar tangki dan permukaan liquid, maka :

$$\begin{aligned}
 Z_{A1} &= 0,10001 \text{ m} \\
 &= 3,93749 \text{ in} \\
 &= 0,32799 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Dengan menggunakan persamaan 2.14, Mc. Cabe 5th Ed., maka ketinggian dari *heavy phase overflow* :

$$\begin{aligned}
 Z_{A2} &= Z_{A1} + \frac{\rho \text{ light}}{\rho \text{ heavy}} (Z_T - Z_{A1}) \\
 &= 7,27418 \text{ in} \\
 &= 0,60594 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Tabel C.9. Spesifikasi Alat *Decanter* (H-112)

Spesifikasi Alat		Keterangan	
Diameter dalam tangki	Di	11,8125 in.	0,300 m.
Diameter luar tangki	Do	12 in.	0,305 m.
Tinggi liquida dalam silinder	Z_T	7,875 in.	0,200 m.
Panjang silinder	L_s	5,906 in.	0,150 m.
Tinggi tutup kanan	Lha	1,996 in.	0,051 m.
Tinggi tutup kiri	Lhb	1,996 in.	0,051 m.
Panjang tangki	L_T	9,899 in.	0,251 m.
Tebal silinder	ts	0,188 in.	0,005 m.
Tebal tutup kiri	tha	0,188 in.	0,005 m.
Tebal tutup kanan	thb	0,188 in.	0,005 m.
Tinggi <i>heavy phase</i>	Z_{A1}	3,937 in.	0,100 m.
Tinggi <i>overflow</i>	Z_{A2}	7,274 in.	0,185 m.
Harga Alat	Rp	4.700.528	

5. Crude Oil Storage Tank (F-113)

Fungsi : sebagai tempat penampungan *crude oil* sebelum menuju proses purifil
 Tipe : silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standar.
 Bahan : *Carbon steel, SA-240 Grade M*

Rate masuk : 23,906 kg/jam = 0,996083 kg/hari
 $\rho_{\text{reff. air}} (25^\circ\text{C}) = 997,048 \text{ kg/m}^3$

Dasar Perencanaan

T operasi = 60 °C
 P operasi = 1 atm = 14,696 psi
 Massa fluida = 23,906 kg
 Densitas fluida = 920,000 kg/m³
 Volume fluida = 0,0260 m³

Tangki di desain dengan kapasitas produksi *crude oil* lima hari waktu produksi.

Vol. Fluida Total = 3,1182 m³

Volume fluida keseluruhan didesain mengisi 80% dari volume tangki total.

Volume Tangki = 3,8977 m³

Kapasitas tangki didesain dengan volume sebesar = 4 m³

Tabel C.10. Data Komponen pada *Crude Oil Storage Tank*

Komponen	Massa	Fraksi Massa	$\rho \text{ (kg/m}^3\text{)}$	$\rho_c \text{ (kg/m}^3\text{)}$	Cp (kJ/kg.K)	Cpc (kJ/kg.K)
Minyak	23,906	1,000	920,000	920,000	1,942	1,942
Total	23,9	1,000	920,000	920,000	1,942	1,942

Volume fluida = 3,1182 m³

$\rho_{\text{campuran}} = 920,000 \text{ kg/m}^3$

Banyak tangki = 1 tangki

Asumsi = volume fluida adalah 80% volume tangki penyimpanan

Volume tangki = 4 m³ = 244094,8 in³

Trial nilai *Outside Diameter (OD)* dan ketebalan tangki (ts)

OD = 60 in

ts = 3/16 in

ID = OD - 2ts

= 59,81 in

Luas Alas Lingkaran

$$\begin{aligned} A &= \frac{1}{4} \pi \times Di^2 \\ &= 2808,37 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

Ketinggian Silinder

$$\begin{aligned} L_s &= 86,917 \text{ in} \\ L_s/Di &= 1,45316 \end{aligned}$$

Ketinggian Liquid

$$\begin{aligned} L_L &= 80\% L_s \\ &= 69,5336 \text{ in} \\ &= 1,76615 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan *Design Pressure*

Tekanan operasi tangki = tekanan atmosfer + tekanan parsial bahan

$$\begin{aligned} P_{\text{operasi}} &= 1 \text{ atm} = 14,6959 \text{ psi} \\ P_{\text{hydrostatic}} &= \rho_{\text{bahan}} \times g \times L_L \\ &= 15923,648 \text{ Pa} \\ &= 2,309448578 \text{ psi} \\ P_{\text{total}} &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hydrostatic}} \\ &= 17,01 \text{ psi} \end{aligned}$$

Design pressure 10% lebih besar dibandingkan dengan *operating pressure* (Coulson, 1983: 10)

$$\begin{aligned} P_{\text{desain}} &= 1,1 \times P_{\text{total}} \\ &= 18,71 \text{ psi} \end{aligned}$$

Menentukan Ketebalan Silinder

Konstruksi bahan = *Carbon Steel*, SA 240 Grade M

Spesifikasi *Carbon Steel*, SA 240 Grade M

$$\begin{aligned} f &= 18750 \text{ psi} && (\text{App. D, Brownell \& Young, 1959, hal. 342}) \\ E &= 0,8 && (\text{Tabel 2.1, Kusnarjo, hal. 14}) \\ C &= 0,125 \text{ in} && (\text{Timmerhaus. 1981, hal. 542}) \end{aligned}$$

$$t_s = \frac{Pd \times Di}{2 \times (f E - 0,6 Pd)} + C \quad (\text{Brownell \& Young, 1959, hal. 254})$$

dimana :

- t_s = tebal minimum silinder (in.)
- Pd = tekanan desain (psi)
- f = *maximum allowable stress* (psi)
- Di = diameter dalam silinder (in.)
- E = efisiensi sambungan las
- C = tebal korosi (in.)

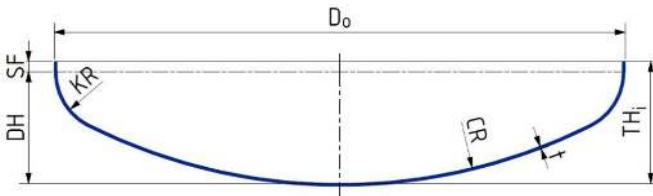
$$t_s = \frac{Pd \times Di}{2 \times (f E - 0,6 Pd)} + C$$

$$t_s = 0,0373 + 0,125$$

$$t_s = 0,162 \text{ in.}$$

Nilai t_s yang diperoleh dari hasil trial memenuhi batas minimal t_s yang dibutuhkan, sehingga nilai trial dapat diterima.

Penentuan dimensi head



Volume Tutup

$$V_{head} = \left(\frac{1}{4}\pi \times h^2\right) \times (3r - h)$$

dimana :

$$d = r \text{ (crown radius)}$$

$$h = 0,169 d$$

$$h = 10,1083125 \text{ in}$$

$$V_{head} = 13581,846 \text{ in}^3$$

Ketebalan Tutup

Dengan nilai $OD = 60$ in maka diperoleh :

$$r = 60 \text{ in.}$$

$$icr = 3 \frac{5}{8} \text{ in.}$$

$$t_{head} = \frac{0,885 \times Pd \times r}{(f E - 0,1 Pd)} + C$$

$$= 0,191227086 \text{ in.}$$

Dimension of ASME Code Standard

t head = 1/4 in. (Tabel 5.7, Brownell & Young, 1959, hal. 91)

Tinggi Total Tangki

$$L_T = L_s + (2 \times h)$$

$$= 20,217 \text{ in.}$$

Volume Total Tangki

$$V \text{ total} = V \text{ silinder} + (2 \times V \text{ head})$$

$$= 271258 \text{ in}^3$$

Tabel C.11. Spesifikasi Alat *Crude Oil Storage Tank* (F-113)

Spesifikasi Alat		Keterangan	
Diameter dalam tangki	Di	59,813 in.	1,519 m.
Diameter luar tangki	Do	60,000 in.	1,524 m.
Tinggi liquid dalam silinder	L _L	69,534 in.	1,766 m.
Tinggi silinder	L _s	86,917 in.	2,208 m.
Tinggi tangki	L _T	20,217 in.	0,514 m.
Tebal silinder	ts	0,188 in.	0,005 m.
Tebal tutup atas	tha	0,250 in.	0,006 m.
Tebal tutup bawah	thb	0,250 in.	0,006 m.
Volume total tangki	V total	271258,492 in ³	4,445 m ³
Harga Alat		Rp	311.801.701

6. To Pre-Heater Pump (L-114)

Fungsi : memompa *crude oil* dari *storage tank* menuju *pre-heater* sebelum kolom distilasi.

Tipe : *centrifugal pump*



Kondisi operasi :

Suction pressure (P₁)

Tekanan total	=	Tekanan operasi
	=	1 atm
Tekanan desain	=	1,1 x Tekanan total
	=	1,1 atm

Suction pressure (P₂)

Tekanan total	=	Tekanan operasi
	=	1,3 atm
Tekanan desain	=	1,1 x Tekanan total
	=	1,43 atm

Penentuan Dimensi

<i>Mass rate</i>	=	23,906 kg/jam	=	52,713 lb/jam
Viskositas, μ	=	5,5 cp	=	2,274 lb/ft.s
	=	0,0055 Pa.s		
Densitas, ρ	=	920 kg/m ³	=	57,408 lb/ft ³
<i>Flow rate</i>	=	0,918 ft ³ /jam	=	0,015 ft ³ /min
	=	0,114 gpm	=	0,026 m ³ /jam

Asumsi aliran laminar sehingga untuk menentukan IDopt digunakan persamaan berikut :

$$\begin{aligned}
 \text{ID opt} &= 0,133 (Q^{0,40}) \mu_r^{0,2} \quad (\text{Peter Timmerhaus, 5th Ed., p. 501}) \\
 &= 0,0002281 \text{ m} = 0,00898218 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\text{Diameter standar} = 0,215 \text{ in} \quad (\text{NPS } 1/8 \text{ in. Sch. } 80)$$

$$= 0,005461 \text{ m}$$

$$\text{Outside diameter} = 0,405 \text{ in} = 0,03374 \text{ ft} = 0,0103 \text{ m}$$

$$\text{Inside diameter} = 0,215 \text{ in} = 0,01791 \text{ ft} = 0,0055 \text{ m}$$

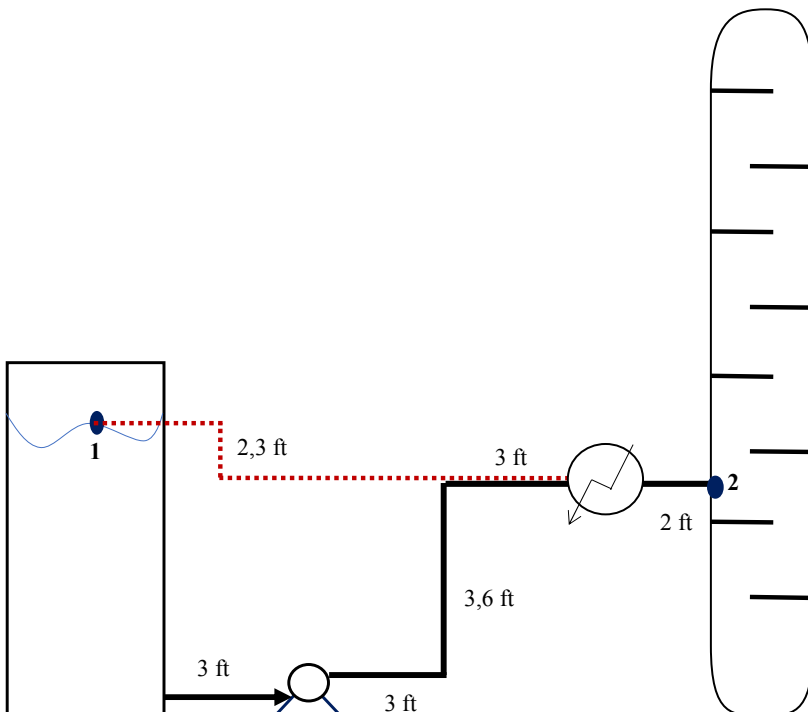
$$\text{Flow area} = 0,00025 \text{ ft}^2$$

$$= 0,00002323 \text{ m}^2$$

$$\text{Kecepatan fluida} = 3672,849 \text{ ft/jam}$$

$$= 1,020 \text{ ft/s}$$

$$= 3,347393842 \text{ m/s}$$



$$\text{Bilangan Reynold, } N_{re} = \frac{D v \rho}{\mu}$$

$$= 3057,77 \quad (\text{Laminar flow for } N_{re} < 2100)$$

Maka, asumsi aliran laminar di awal dapat diterima.

Perhitungan Friksi

a). Suction Pump

1. Friksi karena kontraksi tangki menuju pipa

Luas tangki sangat besar jika dibandingkan dengan luas pipa, $A_1 \gg A_3$, sehingga perbandingan $A_3/A_1 \approx 0$

Aliran laminar, $\alpha = 0,5$

Friction loss

$$h_c = k_c \times \frac{v^2}{2\alpha}$$

$$k_c = 0,55 \times \left(1 - \frac{A_3}{A_1}\right) \quad \text{dimana, } A_1 \gg A_3$$

$$= 0,55$$

$$h_c = 0,05326 \text{ J/kg}$$

2. Friksi karena pipa lurus

$$\text{Panjang pipa} = 3 \text{ ft} = 0,915 \text{ m}$$

$$\text{Nre} = 3057,77$$

Friction loss

digunakan bahan *commercial steel* (Gambar 2.10-3, Geankoplis), maka :

$$\xi = 0,000046 \text{ m}$$

$$\frac{\xi}{ID} = \frac{0,000046}{0,0055} = 0,008421$$

Berdasarkan Gambar 2.10-3, Geankoplis., apabila nilai $\xi/ID =$; dengan $\text{Nre} =$ maka nilai *fanning friction factor* (f) :

$$\text{fanning friction factor, } f = 0,0075$$

$$Ff = \frac{4 f L v^2}{D^2 \times 2}$$

$$Ff = 44,539629 \text{ J/kg}$$

b). Discharge Pump

1. Friksi karena pipa lurus

$$\text{Panjang pipa} = 13 \text{ ft} = 3,965 \text{ m}$$

$$\text{Nre} = 3057,77$$

Friction loss

digunakan bahan *commercial steel* (Gambar 2.10-3, Geankoplis), maka :

$$\xi = 0,000046 \text{ m}$$

$$\frac{\xi}{ID} = \frac{0,000046}{0,0055} = 0,008421$$

Berdasarkan Gambar 2.10-3, Geankoplis., apabila nilai $\xi/ID =$; dengan $Nre =$ maka nilai *fanning friction factor* (f) =

$$\begin{aligned}
 \text{fanning friction factor, } f &= 0,075 \\
 Ff &= \frac{4 f L v^2}{D^2 \times 2} \\
 Ff &= 1930,0506 \text{ J/kg}
 \end{aligned}$$

2. Friksi karena *fitting and valve*

Jenis <i>fitting and valve</i>	kf	Jumlah
Elbow 90° standar	0,75	2

$$\text{Elbow } 90^\circ \text{ standar} = 2 kf v^2 / (2\alpha) = 0,4667579 \text{ J/kg}$$

3. Friksi karena ekspansi pipa menuju tangki

Friction loss

$$\begin{aligned}
 \text{hex} &= Ke \times \frac{v^2}{2 \alpha} \\
 Kex &= 1,0 \times \left(1 - \frac{A_3}{A_2}\right) \quad \text{dimana, } A_3 \gg A_2 \\
 Kex &= 1 \\
 \text{hex} &= 11,205 \text{ J/kg}
 \end{aligned}$$

$$\text{Total friction loss} = 1986,315 \text{ J/kg}$$

Perhitungan Daya Pompa

Diambil datum pada titik 1 dan 2

$$\begin{aligned}
 z_2 - z_1 &= 2,3 \text{ ft} \\
 P_2 - P_1 &= 1,1 - 1 = 0,1 \text{ atm}
 \end{aligned}$$

Karena terdapat *heat exchanger* dalam aliran, maka terjadi *pressure drop* ΔP . Nilai ΔP ditetapkan sebesar 5 psi (0,34 atm). Untuk mengakomodir terjadinya *pressure drop*, maka nilai ΔP ditambahkan ke nilai P_2

$$\begin{aligned}
 P_2 &= 1,1 + 0,34 = 1,44 \text{ atm} \\
 P_2 - P_1 &= 1,44 - 1 = 0,44 \text{ atm} \\
 &= 44583 \text{ Pa} \\
 v_2^2 - v_1^2 &= 1,041 - 0 \\
 &= 1,04088 \text{ ft}^2/\text{s}^2
 \end{aligned}$$

Mechanical Energy Balance

$$\frac{1}{2\alpha} (v_{2,av}^2 - v_{1,av}^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{p_2 - p_1}{\rho} + \sum F + W_s = 0$$

-W_s = 2058,379 J/kg

W_s = -2058,379 J/kg

Efisiensi pompa, η = 80%

W_p = - W_s/η

W_p = $\frac{2058,379}{0,8}$

W_p = 2572,97 J/kg

Daya pompa, P = mass rate x W_p
 = 17,085975 W
 = 0,017086 kW
 = 0,0229123 hp
 Standarisasi = 0,33 hp

Tabel C.12 Spesifikasi To Pre-Heater Pump (L-114)

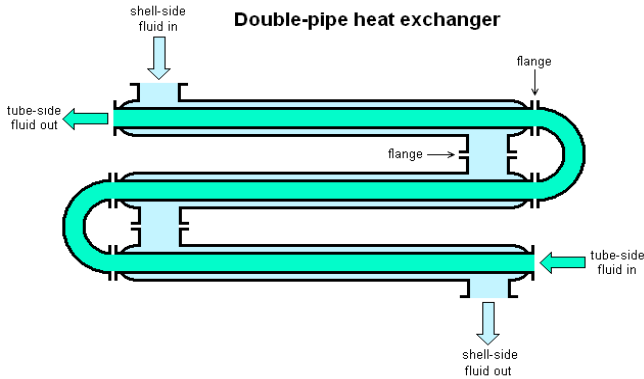
Spesifikasi	Keterangan
Tipe	<i>centrifugal pump</i>
Kapasitas	23,906 kg/jam
Bahan	<i>Commercial steel</i>
Ukuran pipa	NPS 1/8 in. sch . 80
<i>Power pump</i>	0,33 hp
Jumlah pompa	1
Harga Alat	Rp 13.621.056

7. Pre-Heater (E-211)

Fungsi : memanaskan *crude oil* dari *storage tank* sebelum masuk ke kolom distilasi.

Tipe : *Double Pipe Heat Exchanger* (DPHE)

Bahan : *Carbon steel, SA-240 Grade A*



Tabel C.13. Data Hot Fluid pada Pre-Heater

Komposisi	m (kg/jam)	fraksi massa (xi)	Cp (Btu/lbF)	k Btu/(hr)(ft ²)(°F/ft)	μ (cP)
Steam (H ₂ O)	342,3956	1	0,461678	0,0233	0,0166
Total	342,3956	1	0,461678	0,0233	0,0166

Tabel C.14. Data Cold Fluid pada Pre-Heater

Komposisi	m (kg/jam)	fraksi massa (xi)	Cp (Btu/lbF)	k Btu/(hr)(ft ²)(°F/ft)	μ (cP)
Minyak	239,0599	1	0,163	0,9099	0,5500
Total	239,0599	1	0,163	0,9099	0,5500

1. Heat Balance

Aliran fluida panas

$$W = 342,3956 \text{ kg/jam}$$

$$= 754,8522 \text{ lb/jam}$$

Aliran fluida dingin

$$q = 14014,5 \text{ kJ/jam}$$

$$= 13283,18 \text{ Btu/jam}$$

$$w = 239,0599 \text{ kg/jam}$$

$$= 527,0362 \text{ lb/jam}$$

2. LMTD

Hot fluid : steam

$$T_1 = 220 \text{ }^\circ\text{C} = 428 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$T_2 = 210 \text{ }^\circ\text{C} = 410 \text{ }^\circ\text{F}$$

Cold fluid : crude oil

$$t_1 = 60 \text{ }^\circ\text{C} = 140 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$t_2 = 215 \text{ }^\circ\text{C} = 419 \text{ }^\circ\text{F}$$

**penggunaan huruf kapital untuk hot stream; huruf kecil untuk cold stream*

$$\Delta\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{2,3 \log (\Delta t_2 - \Delta t_1)} = 76,82393 \text{ }^\circ\text{F}$$

3. Temperatur Rata-Rata

Caloric temperature

$$T_c = (T_2 + T_1)/2 = 419 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$t_c = (t_2 + t_1)/2 = 279,5 \text{ }^\circ\text{F}$$

4. Penentuan Ukuran Pipa dan Peletakkan Fluida

Berdasarkan Tabel 6.1 D.Q. Kern, 1965., maka ditentukan desain DPHE menggunakan pipa dengan kriteria sebagai berikut :

$$\text{Outer pipe, IPS} = 2$$

$$\text{Inner pipe, IPS} = 1 \frac{1}{4}$$

Berdasarkan Appendix Tabel 11, D.Q. Kern, 1965., dengan kriteria tersebut memiliki ukuran sebagai berikut :

Outer pipe, IPS

$$\text{Inside Diameter, ID} = 2,067 \text{ in} = 0,1723 \text{ ft}$$

$$\text{Outside Diameter, OD} = 2,38 \text{ in} = 0,1983 \text{ ft}$$

Inner pipe, IPS

$$\text{Inside Diameter, ID} = 1,38 \text{ in} = 0,115 \text{ ft}$$

$$\text{Outside Diameter, OD} = 1,66 \text{ in} = 0,1383 \text{ ft}$$

Penentuan peletakkan fluida pada *annulus* atau *inner pipe*

Berdasarkan Tabel 6.2 D.Q. Kern, 1965, untuk kriteria pipa 2 x 1(1/4) diperoleh data sebagai berikut :

Flow area

$$\text{annulus, } a_a = 1,19 \text{ in}^2 = 0,0083 \text{ ft}^2$$

$$\text{inner pipe, } a_p = 1,5 \text{ in}^2 = 0,0104 \text{ ft}^2$$

Annulus size

$de = 0,915 \text{ in} = 0,0763 \text{ ft}$
 $de' = 0,4 \text{ in} = 0,0333 \text{ ft}$

Dalam penentuan peletakkan fluida pada DPHE, maka fluida dengan *flowrate* yang lebih besar harus diletakkan pada pipa dengan luas area yang lebih besar agar *pressure drop* keduanya tidak berbeda jauh.

Maka dalam hal ini, untuk penentuan peletakkan fluida pada DPHE adalah sebagai berikut:

Fluida	Flowrate (lb/jam)	Peletakkan Fluida pada DPHE
Hot fluid (steam)	754,85219	inner pipe
Cold fluid (crude oil)	527,03624	annulus pipe

Tabel C.15. Evaluasi Perpindahan Panas pada *Pre-Heater*

<i>Annulus Pipe: cold fluid (crude oil)</i>	<i>Inner Pipe: hot fluid (steam)</i>
<p>5. Mass velocity</p> $Ga = \frac{W}{a_a}$ $= 63775,854 \text{ lb/hr.ft}^2$	<p>5. Mass velocity</p> $Gp = \frac{w}{a_p}$ $= 72465,856 \text{ lb/hr.ft}^2$
<p>6. Pada $t_c = 279,5 \text{ }^\circ\text{F}$ $= 410,65 \text{ K}$</p> <p>Viskositas, $\mu_a = 0,5500 \text{ cP}$ $= 1,3304 \text{ lb/ft.jam}$</p> <p>$De = (D_2^2 - D_1^2)/D_1$ $= 0,0762 \text{ ft}$</p> <p>$Nre_a = \frac{Ga \times De}{\mu}$ $= 3652,83$</p>	<p>6. Pada $T_c = 419 \text{ }^\circ\text{F}$ $= 488,15 \text{ K}$</p> <p>Viskositas, $\mu_p = 0,0166 \text{ cP}$ $= 0,0401 \text{ lb/ft.jam}$</p> <p>$Nre_p = \frac{Gp \times D}{\mu}$ $= 207819,788$</p>
<p>7. Dari Appendixs Gambar 24 dan 28, D.Q. Kern, 1965., didapatkan nilai j_H :</p> <p>$j_H = 8,2$</p>	<p>$j_H = 550$</p>
<p>8. Pada $t_c = 279,5 \text{ }^\circ\text{F}$ $= 137,5 \text{ }^\circ\text{C}$ $= 410,65 \text{ K}$</p>	<p>8. Pada $T_c = 419 \text{ }^\circ\text{F}$ $= 215 \text{ }^\circ\text{C}$ $= 488,15 \text{ K}$</p>

$c = 0,464 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$	$c = 0,18 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$
$k = 0,094 \text{ Btu/(jam)(ft}^2\text{)}^\circ\text{F/ft}$	$k = 0,01945 \text{ Btu/(jam)(ft}^2\text{)}^\circ\text{F/ft}$
$\left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/3} = 1,872$	$\left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/3} = 0,425$
$9. h_o = j_H \frac{k}{D_e} (c\mu/k)^{1/3} (\mu/\mu_w)^{0,14}$ $= 18,9394 \text{ Btu/(jam)(ft}^2\text{)}^\circ\text{F}$	$9. h_i = j_H \frac{k(c\mu/k)^{1/3} (\mu/\mu_w)^{0,14}}{D}$ $= 39,538 \text{ Btu/(jam)(ft}^2\text{)}^\circ\text{F}$
	$h_{io} = h_i \frac{ID}{OD}$ $= 32,869$

11. Clean Overall Coefficient, U_c

$$U_c = \frac{h_o \times h_{io}}{h_o + h_{io}}$$

$$12,0158 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{}^\circ\text{F}$$

12. Dirt Overall Coefficient, U_D

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{U_c} + R_d$$

$$= 0,0862$$

$$U_D = 11,5977 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{}^\circ\text{F}$$

Dari Appendiks Tabel 12 D.Q. Kern, 1965.,

$$R_d = 0,003 \text{ jam.ft}^2.\text{}^\circ\text{F/Btu}$$

13. Required Surface:

$$A = \frac{Q}{U_D \Delta t}$$

$$= \frac{13283,1813}{890,9818}$$

$$= 14,9085 \text{ ft}^2$$

Untuk pipa 1 1/4 in. IPS standard memiliki *external surface area* sebesar 0,435 ft²/ft

$$\text{Required length} = 34,272359 \text{ ft}$$

Panjang ini dapat dipenuhi dengan menyambungkan satu buah 20-ft *hairpins* secara seri

$$L = 40 \text{ ft}$$

14. Actual Surface Supplied

$$A_{actual} = 80 \times 0,435 = 17 \text{ ft}^2$$

$$U_{Design} = \frac{Q}{A_{actual} \cdot \Delta t}$$

$$= \frac{13283,1813}{1336,7364}$$

$$= 9,9370 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{°F}$$

$$Rd_{design} = \frac{U_C - U_D}{U_C \cdot U_D}$$

$$= \frac{12,0158 - 9,9370}{12,0158 \cdot 9,9370}$$

$$= 0,0174 \text{ jam.ft}^2 \cdot \text{°F/Btu}$$

Evaluasi Nilai Pressure Drop

<i>Annulus Pipe: cold fluid (crude oil)</i>	<i>Inner Pipe: hot fluid (steam)</i>
1. $De' = (D_2 - D_1)$ $= 0,0339 \text{ ft}$	
$Nre's = \frac{De' \cdot Ga}{\mu}$	
$Nre's = 1625,875$	$Nre.t = 207819,79$
$f = 0,0035 + \frac{0,264}{(DG/\mu)^{0,42}}$	$f = 0,0035 + \frac{0,264}{(DG/\mu)^{0,42}}$
$f = 0,01532898 \text{ ft}^2/\text{in}^2$	$f = 0,00504232 \text{ ft}^2/\text{in}^2$
$s = 1,3$ <i>(Tabel 6 D.Q. Kern, 1965)</i>	$s = 1,0$ <i>(Tabel 6 D.Q. Kern, 1965)</i>
$\rho = 81,25$	$\rho = 62,5$
2. $\Delta Fa = \frac{4fGa^2L}{2g\rho^2De'}$ $\Delta Fa = 0,05329 \text{ ft}$	2. $\Delta Fp = \frac{4fGp^2L}{2g\rho^2D}$ $= 0,011281 \text{ ft}$ $\Delta Pp = 0,004896 \text{ psi}$
3. $V = \frac{G}{3600\rho}$ $= 0,21804 \text{ fps}$	allowable $\Delta Pp = 10 \text{ psi}$

$F1 = 3 (V^2)$ $(2g')$ $= 0,00221 \text{ ft}$ $\Delta Pa = 0,03132 \text{ psi}$	
allowable $\Delta pa = 10 \text{ psi}$	

Tabel C.16. Spesifikasi Alat *Pre-Heater* (L - 114)

Spesifikasi	Keterangan
Tipe	<i>Double Pipe Heat Exchanger (DPHE)</i>
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel, SA - 283 Grade C</i>
Jumlah	1 buah
Kondisi operasi	
Annulus :	
- Suhu	279,5 °F
- Tekanan	1,1 atm
Inner pipe :	
- Suhu	1,3304 °F
- Tekanan	1,1 atm
Dimensi	
Annulus :	
- Diameter dalam	0,17225 ft
- Diameter luar	0,198333333 ft
- Panjang	40 ft
Inner pipe :	
- Diameter dalam	0,115 ft
- Diameter luar	0,138333333 ft
- Jumlah <i>hairpin</i>	1 buah
Pressure Drop	
<i>Annulus</i>	0,03132005 psi
<i>Inner pipe</i>	0,004896333 psi
Harga Alat	Rp 17.235.270

8. Vacuum Distillation Column (D-210)

Fungsi : melakukan proses pemisahan untuk memperoleh minyak kayu putih dengan kadar 1,8-cineole yang lebih tinggi

Tipe : sieve tray

Jumlah : 1

Properties	Top	Bottom	Unit
Vapor rate	0,0143176	0,132082	ft ³ /s
Liquid rate	0,0137102	0,835387	gpm
Vapor density	0,7160285	0,716029	lb/ft ³
Liquid density	54,061782	54,06178	lb/ft ³
Surface tension	10,476244	10,47624	dyne/cm

Perhitungan Diameter Tower

Tray spacing didesain seminimal mungkin

S'= 9 in.

Metode Souders-Brown (Top column)

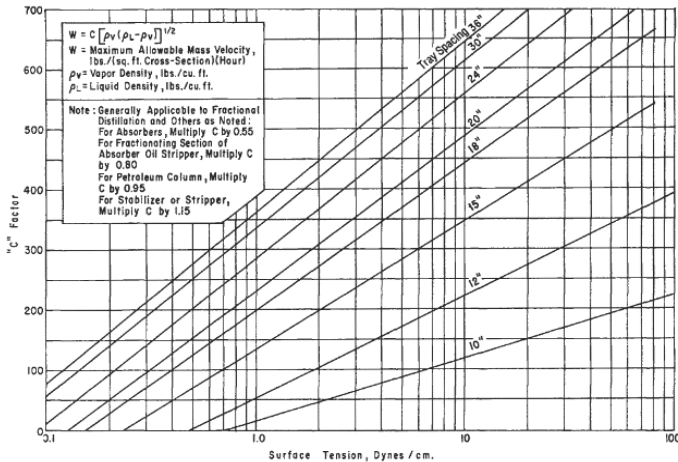


Figure 9-82. "C" factors for column diameter using bubble cap trays. Adapted by permission, The American Chemical Society, Souders, M., Jr., and Brown, G. G. *Ind. and Eng. Chem.* V. 26 (1934), p. 98, all rights reserved.

Diperoleh nilai C = 110

$$W = C [\rho_v (\rho_L - \rho_v)]^{1/2} \quad (8-219)$$

where W = maximum allowable mass velocity through column using bubble cap trays, lb/ft² cross-section) (hour)

C = factor from Figure 8-82 related to entrainment

ρ_v = vapor density, lbs/ft³

ρ_L = liquid density, lbs/ft³

$$W = 679,8417 \text{ lbs/hr(ft}^2\text{)}$$

$$= 0,324476 \text{ ft}^3\text{/sec(ft}^2\text{)}$$

$$\text{Tower cross section area} = 0,014 / 0,324476$$

$$= 0,04412519 \text{ ft}^2$$

$$\text{Diameter} = [(4/\pi)(0,04412)]^{1/2}$$

$$= 0,237087 \text{ ft}$$

Hunt Equation (Bottom column)

$$S' = S_t - 2.5 h_c$$

$$\text{Asumsi} = h_w + h_{ow} = h_c = 1,5 \text{ in.}$$

$$S' = 9 - 2,5(1,5)$$

$$S' = 5,25$$

$$\text{Ditetapkan } e_w = 5\%$$

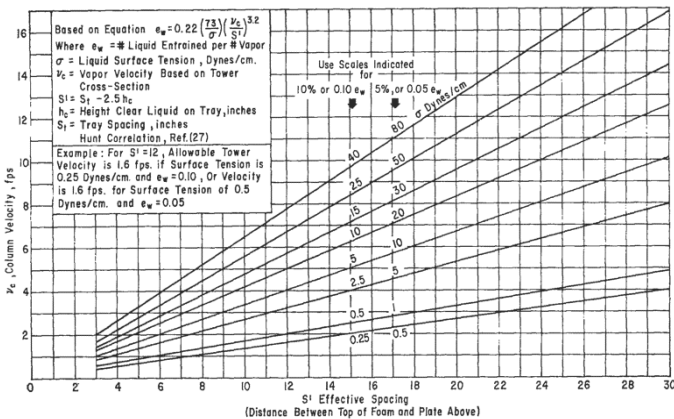


Figure 8-121. Sieve tray entrainment correction. Used by permission, Hunt, C. D'A., Hanson, D. N., and Wilke, C. R., The American Institute of Chemical Engineers, *Chemical Engineers Journal*, V. 1 (1955), p. 441, all rights reserved.

$$\text{Diperoleh column velocity} = 2,2 \text{ ft/sec}$$

$$\text{Required column area} = 0,132/2,2 = 0,06 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter} &= [(4/\pi)(0,06)]^{1/2} \\
 &= 0,2766 \text{ ft} \\
 \text{Select tower diameter} &= 2,5 \text{ ft} = 30 \text{ in.}
 \end{aligned}$$

Pemilihan ukuran 2,5 ft karena merupakan ukuran minimum untuk pemeliharaan (Ludwig, 1997)

Desain Tray Layout

Untuk tray spacing 9 in. Dipilih allowable liquid velocity 0,1 ft/sec

$$\text{Downcomer area} = \frac{0,835 \text{ gpm}}{7,48 (60) (0,1)} = 0,0186138 \text{ ft}^2$$

$$\text{Total tower area} = \pi (2,5)^2 / 4 = 4,91 \text{ ft}^2$$

$$\text{Percent of tower area} = 0,0186 (100) / 4,91 = 5,6367038 \%$$

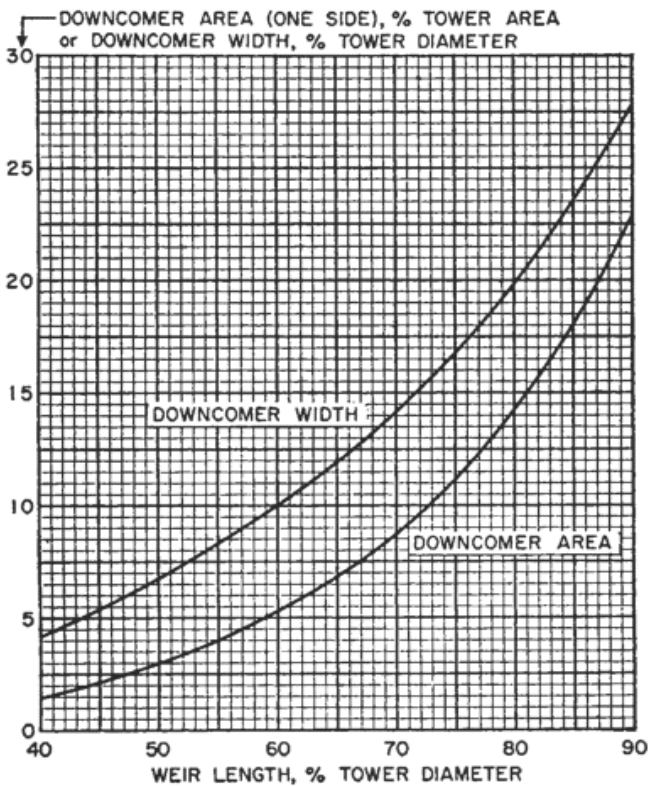


Figure 8-100. Segmental downcomer design chart. Used by permission, Bolles, W. L. *Pet. Processing*; Feb. thru May (1956).

Dari gambar diperoleh *weir length* sebesar 65% *tower diameter*

$$\textit{Weir length} = 65 (30) / 100 = 19,5 \text{ in.}$$

$$\begin{aligned} \textit{Downcomer area} &= 6,8 \% \textit{ tower cross sectional area} \\ &= 0,334 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Penentuan *Hole size*

$$\textit{Diameter, } d_o = 3/16 \text{ in.}$$

$$\textit{Spacing, } c = 1/2 \text{ in.}$$

$$\textit{Tray thickness} = 1/8 \text{ in.}$$

$$\textit{Ratio, } d_o/c = (3/16)/(1/2) = 0,4$$

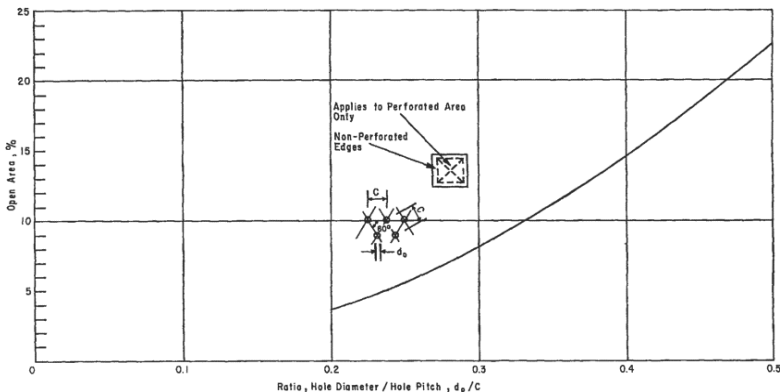


Figure 8-143. Percent open hole area for perforated and sieve trays.

$$\textit{Percent hole area} = 12,8\%$$

Minimum hole velocity: Weeping

$$\textit{Asumsi : } v_o (\rho_v)^{1/2} = F_s = 13$$

$$\textit{Submergence} = 1,5 \text{ in} = \textit{hsl} = \textit{hdl}$$

Dry tray pressure drop, hdt

$$\textit{hdt} = 0,003 (v_o^2 \rho_v) \left(\frac{D_{\text{tower}}}{d_o} \right) (1 - \beta^2) / C_d^2$$

$$\textit{Hole diameter / thickness} = (3/16)/(1/8) = 1,5$$

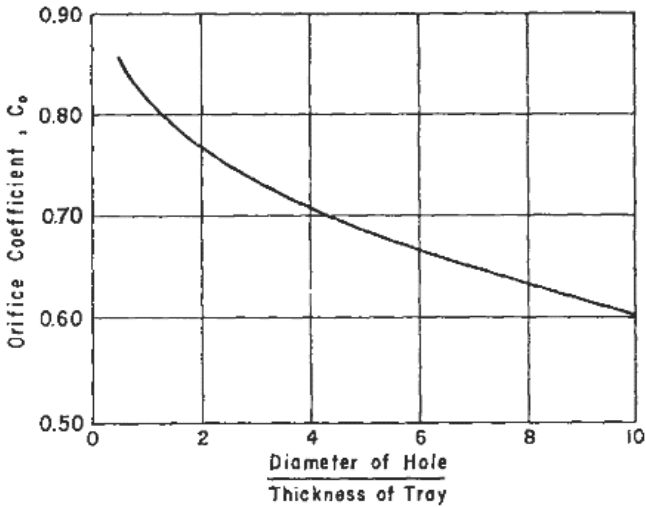


Figure 8-128. Orifice coefficient for perforated trays. Used by permission, Hughmark, G. A., and O'Connell, H. E., The American Institute of Chemical Engineers, *Chem. Eng. Prog.*, V. 53, (1957), p. 127M, all rights reserved.

Diperoleh $C_o = 0,78$ dan $\beta = 0,128$

$$\begin{aligned} \text{hdt} &= \frac{0,003(13)^2(62,3/54,06)(1-(0,128)^2)}{(0,78)^2} \\ &= 0,9445 \text{ in. Liquid} \end{aligned}$$

Effective head

$$h_{sl} = 1,5 ; F_s < 14$$

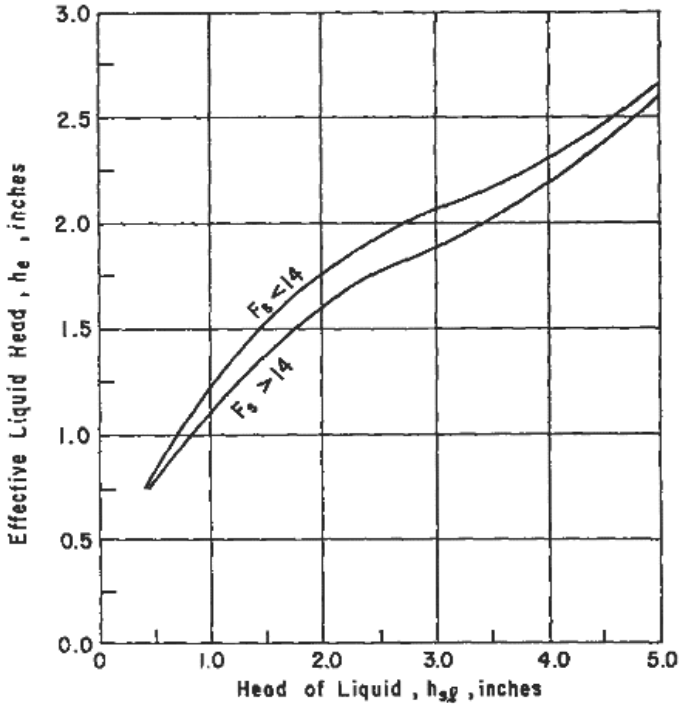


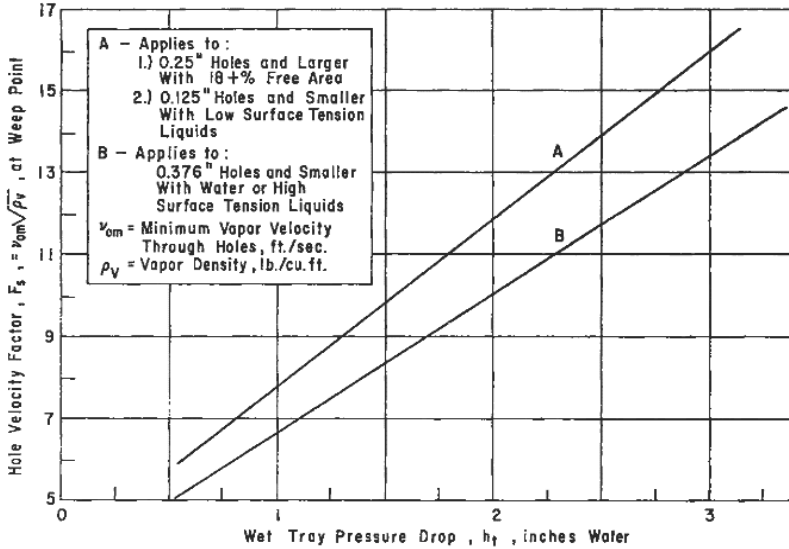
Figure 8-130. Effective liquid head for sieve trays with downcomers. Used by permission, Hughmark, G. A. and O'Connell, H. E., The American Institute of Chemical Engineers, *Chem. Eng. Prog.* V. 53, (1957), p. 127M, all rights reserved.

$$\text{Effective head} = 1,58 \text{ in. Liquid}$$

Total wet tray pressure drop

$$\begin{aligned} h_t &= h_{dt} + \text{effective head} \\ &= 0,9445 + 1,58 \\ &= 2,5245 \end{aligned}$$

Weep point



Diperoleh *weep point velocity*, $F_s = 14$

Karena nilai F_s lebih besar dari asumsi awal (13), maka nilai 14 yang digunakan

Maximum hole velocity at flood conditions

Assumsi : $F_s = 16$ (max)

Dry tray pressure drop

$$\begin{aligned}
 hdt &= 0.003 F_s^2 \left(\frac{\rho_{\text{water}}}{\rho_L} \right) (1 - \beta^2) / C_o^2 \\
 hdt &= \frac{0,003(16)^2(62,3/54,06)(1-(0,128)^2)}{(0,78)^2} \\
 &= 1,4309 \text{ in. Liquid}
 \end{aligned}$$

Effective head, h_e diperoleh 1,4 in.

Total wet tray pressure drop, h_t

$$\begin{aligned}
 h_t &= 1,43085 + 1,4 \\
 &= 2,83085 \text{ in. Liquid}
 \end{aligned}$$

Height in downcomer

$$\begin{aligned} H_{d1} &= h_t + (h_w + h_{ow}) \\ &= 2,83085 + 1,5 \\ &= 4,330854 \text{ in. Liquid} \end{aligned}$$

Limit nilai Hd untuk *flooding* adalah $St/2 = 9/2 = 4,5$ in.

Sehingga Fs yang dipilih telah mendekati dan nilai Fs dapat diterima.

Design Hole Velocity

Velocity yang dipilih berdasarkan nilai Fs antara minimum dan maksimum

$$16 > \text{Design} > 14$$

Dipilih nilai median Fs = 15

Design basis

$$Fs = 15$$

1 Weir height selected (hw)

$$h_w = 1 \text{ in.}$$

2 Height of liquidover weir (h_{ow})

$$h_w + h_{ow} = 1,5 \text{ in.}$$

$$h_{ow} = 0,5 \text{ in.}$$

Dari figure 8-104

$$lw = 0,5 \text{ ft}$$

3 Submergence

$$hsl = (f) (hw) + h_{ow} = 1,5 \text{ in}$$

$$= (1) (1) + 0,5$$

$$= 1,5 \text{ in. Liquid}$$

4 Dry tray press drop

$$hdt = \frac{0,003(15)^2(62,3/54,06)(1-(0,128)^2)}{(0,78)^2}$$

$$= 1,25759 \text{ in. liquid}$$

5 Effective head

$$hsl = 1,5 \text{ in. Liquid}$$

$$he = 1,25 \text{ in. Liquid (Figure 8-130, Ludwig, 1997)}$$

6 Total wet tray press drop

$$ht = (1,257+1,25)$$

$$= 2,508 \text{ in. Liquid}$$

7 Total tower pressure drop

$$\begin{aligned} \text{Number of trays} &= 19 \\ \Delta P \text{ (tower)} &= \frac{(2,508)(19)(54,01)}{1728 \text{ in}^3/\text{ft}^3} \\ &= 1,491 \text{ psi} \end{aligned}$$

8 Number of holes required

$$\begin{aligned} \text{Hole size slected} &= 0,1875 \text{ in} \\ \text{Hole spacing} &= 0,5 \text{ in} \end{aligned}$$

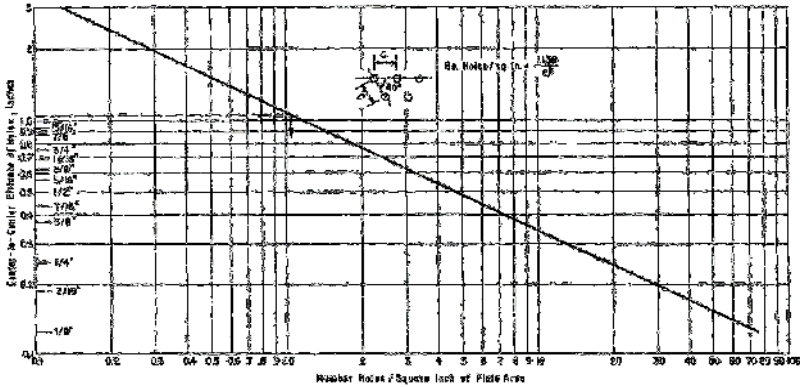


Figure 8-144. Number of holes in perforated plates.

$$\begin{aligned} \text{holes/in}^2 \text{ plate area} &= 4,62 \quad (\text{fig 8-144}) \\ \text{Area of } 3/16 \text{ hole} &= \pi((0,1875/2)^2) \\ &= 0,0275977 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

Tower Height

$$\begin{aligned} \text{Tray spacing} &= 9 \text{ in} \\ \text{Jumlah tray} &= 19 \text{ tray} \\ \text{Tinggi total tray} &= S(N-1) \\ &= 162,000 \text{ in} \\ &= 13,500 \text{ ft} \\ &= 4,115 \text{ m} \end{aligned}$$

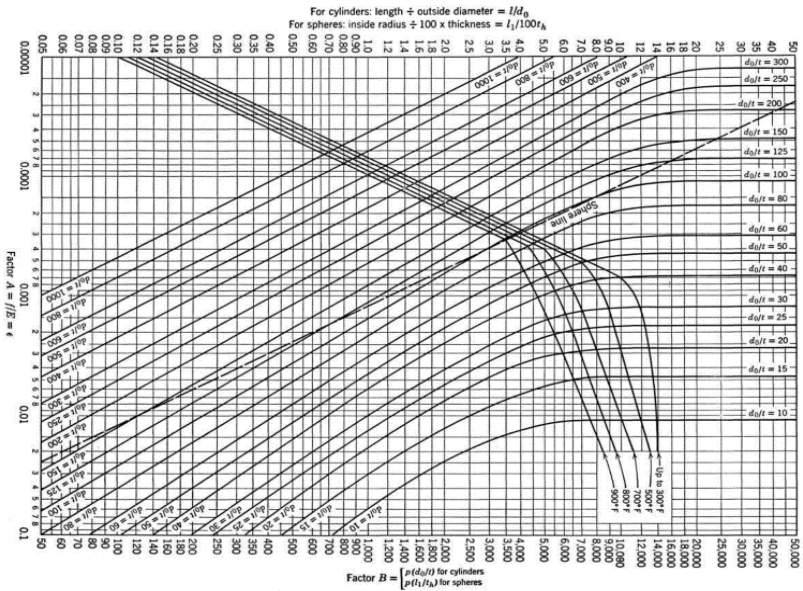
$$\begin{aligned}
 \text{Liquid rate} &= 0,835 \text{ gpm} \\
 &= 0,112 \text{ ft}^3/\text{menit} \\
 \text{Hold up time} &= 5 \text{ menit} \\
 \text{At} &= 4,910 \text{ ft}^2 \\
 \text{Tinggi bottom} &= (\text{Liquid rate} \times t)/(\text{At}) \\
 &= 0,114 \text{ ft} \\
 &= 0,035 \text{ m} \\
 \text{Height of top and bottom} &= 15\% \times \text{tinggi total tray} \\
 &= 0,617 \text{ m} \\
 \text{Tinggi top} &= 0,583 \text{ m} \\
 \\
 \text{Tinggi total} &= \text{Tinggi tray} + \text{tingggi top} + \text{tinggi bottom} \\
 &= 4,732 \text{ m} \\
 &= 15,525 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Column Thickness

$$\text{Trial thickness} = \frac{3}{16} \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 \frac{1}{do} &= \frac{15,525 \times 12}{(2,5 \times 12) + 0,38} = \frac{186,3}{30,375} \\
 &= 6,13333
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \frac{do}{t} &= \frac{30,375}{0,1875} \\
 &= 162
 \end{aligned}$$



Dari Gambar 8.8 (Brownell dan Young, 1959) dengan nilai (l/d_o) dan (d_o/t) tersebut diperoleh nilai

$$\begin{aligned} \epsilon &= 0,00008 \\ B &= 2900 \end{aligned}$$

Tekanan eksternal maksimum yang diizinkan untuk ketebalan shell yang diasumsikan adalah

$$\begin{aligned} P_{\text{allowable}} &= \frac{B}{d_o/t} \\ &= \frac{2900}{162} = 17,9 \text{ psi} \end{aligned}$$

Tekanan operasi pada kolom sebesar 0,35 atm (5,14 psi) dan tekanan atmosfer 1 atm (15 psi), sehingga tekanan eksternal yang bekerja pada kolom sebesar 9,86 psi. Nilai $P_{\text{allowable}}$ telah memenuhi.

Calculation summary

Tabel C.17. Spesifikasi Alat pada *Vacuum Distillation Column* (D-210)

Spesifikasi	Keterangan	
Tipe	<i>Sieve tray</i>	
Column Spesification		
Tinggi menara	15,525	ft
Diameter menara	2,5	ft
<i>Shell thickness</i>	3/16	in.
Bahan	<i>Carbon steel, SA-283, grade B plain</i>	
Plate Spesification		
Jumlah <i>tray</i>	19	<i>trays</i>
<i>Hole size</i>		
- <i>Diameter, do</i>	3/16	in
- <i>Spacing, c</i>	1/2	in
<i>Active area</i>	4,91	ft ²
<i>Tray spacing</i>	9	in
<i>Tray thickness</i>	1/8	in
Harga alat	Rp	399.168.851

	Maximum velocity	Design velocity	Weep point
Fs	16	15	14
<i>v top</i>	18,9084	17,7266	16,5449
<i>v bottom</i>	18,9084	17,7266	16,5449
<i>No. holes required</i>			
<i>top</i>	3,9506	4,2140	4,5150
<i>bottom</i>	36,4452	38,8749	41,6517

2. LMTD

Hot fluid : minyak

$$T_1 = 133,11 \text{ }^\circ\text{C} = 271,598 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$T_2 = 133,11 \text{ }^\circ\text{C} = 271,598 \text{ }^\circ\text{F}$$

Cold fluid : cooling water

$$t_1 = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 86 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$t_2 = 40 \text{ }^\circ\text{C} = 104 \text{ }^\circ\text{F}$$

***penggunaan huruf kapital untuk hot stream; huruf kecil untuk cold stream**

$$\Delta\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{2,3 \log (\Delta t_2 - \Delta t_1)} = 176,6433 \text{ }^\circ\text{F}$$

3. Temperatur Rata-Rata

Caloric temperature

$$T_c = (T_2 + T_1)/2 = 271,598 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$t_c = (t_2 + t_1)/2 = 95 \text{ }^\circ\text{F}$$

4. Penentuan Ukuran Pipa dan Peletakkan Fluida

Berdasarkan Tabel 6.1 D.Q. Kern, 1965., maka ditentukan desain DPHE menggunakan pipa dengan kriteria sebagai berikut :

$$\text{Outer pipe, IPS} = 2$$

$$\text{Inner pipe, IPS} = 1 \frac{1}{4}$$

Berdasarkan Appendix Tabel 11, D.Q. Kern, 1965., dengan kriteria tersebut memiliki ukuran sebagai berikut :

Outer pipe, IPS

$$\text{Inside Diameter, ID} = 2,067 \text{ in} = 0,1723 \text{ ft}$$

$$\text{Outside Diameter, OD} = 2,38 \text{ in} = 0,1983 \text{ ft}$$

Inner pipe, IPS

$$\text{Inside Diameter, ID} = 1,38 \text{ in} = 0,115 \text{ ft}$$

$$\text{Outside Diameter, OD} = 1,66 \text{ in} = 0,1383 \text{ ft}$$

Penentuan peletakkan fluida pada *annulus* atau *inner pipe*

Berdasarkan Tabel 6.2 D.Q. Kern, 1965, untuk kriteria pipa 2 x 1(1/4) diperoleh data sebagai berikut :

Flow area

annulus , $a_a = 1,19 \text{ in}^2 = 0,0083 \text{ ft}^2$

inner pipe , $a_p = 1,5 \text{ in}^2 = 0,0104 \text{ ft}^2$

Annulus size

de = 0,915 in = 0,0763 ft

de' = 0,4 in = 0,0333 ft

Dalam penentuan peletakkan fluida pada DPHE, maka fluida dengan *flowrate* yang lebih besar harus diletakkan pada pipa dengan luas area yang lebih besar agar *pressure drop* keduanya tidak berbeda jauh.

Maka dalam hal ini, untuk penentuan peletakkan fluida pada DPHE adalah sebagai berikut :

Fluida	Flowrate (lb/jam)	Peletakkan Fluida pada DPHE
<i>Cold fluid (cooling water)</i>	222,00237	<i>inner pipe</i>
<i>Hot fluid (minyak)</i>	36,900048	<i>annulus pipe</i>

Tabel C.20. Evaluasi Perpindahan Panas

<i>Annulus Pipe: hot fluid (minyak)</i>	<i>Inner Pipe: cold fluid (cooling water)</i>
<p>5. Mass velocity</p> $Ga = \frac{W}{a_a}$ $= 4465,2187 \text{ lb/hr.ft}^2$	<p>5. Mass velocity</p> $Gp = \frac{w}{a_p}$ $= 21312,241 \text{ lb/hr.ft}^2$
<p>6. Pada T_c = 271,598 °F = 406,26 K</p>	<p>6. Pada t_c = 95 °F = 308,15 K</p>
<p>Viskositas, μ_a = 0,5500 cP = 1,33 lb/ft.jam</p>	<p>Viskositas, μ_p = 0,85 cP = 2,056 lb/ft.jam</p>
<p>$De = (D_2^2 - D_1^2) / D_1$ = 0,0762 ft</p>	
<p>$Nre_a = \frac{Ga \times De}{\mu}$ = 255,827</p>	<p>$Nre_p = \frac{Gp \times D}{\mu}$ = 1192,07574</p>

7. Dari Appendixs Gambar 24 dan 28 D.Q. Kern, 1965., didapatkan nilai j_H :

$$j_H = 2,4$$

$$j_H = 19$$

$$\begin{aligned} \text{8. Pada } t_c &= 271,598 \text{ } ^\circ\text{F} \\ &= 133,11 \text{ } ^\circ\text{C} \\ &= 406,26 \text{ K} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{8. Pada } T_c &= 95 \text{ } ^\circ\text{F} \\ &= 35 \text{ } ^\circ\text{C} \\ &= 308,15 \text{ K} \end{aligned}$$

$$c = 0,163 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$c = 1,000 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$k = 0,0941 \text{ Btu/(jam)(ft}^2\text{)}(^\circ\text{F/ft)}$$

$$k = 0,362 \text{ Btu/(jam)(ft}^2\text{)}(^\circ\text{F/ft)}$$

$$\left(\frac{c\mu}{k} \right)^{1/3} = 1,321$$

$$\left(\frac{c\mu}{k} \right)^{1/3} = 1,784$$

$$\begin{aligned} \text{9. } h_o &= j_H \frac{k}{D_e} (c\mu/k)^{1/3} (\mu/\mu_w)^{0,14} \\ &= 3,9144 \text{ Btu/(jam)(ft}^2\text{)}(^\circ\text{F)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{9. } h_i &= j_H \frac{k(c\mu/k)^{1/3} (\mu/\mu_w)^{0,14}}{D} \\ &= 106,71 \text{ Btu/(jam)(ft}^2\text{)}(^\circ\text{F)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_{io} &= h_i \frac{ID}{OD} \\ &= 88,71 \end{aligned}$$

11. Clean Overall Coefficient, U_c

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{h_o \times h_{io}}{h_o + h_{io}} \\ &= 3,7490 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F} \end{aligned}$$

12. Dirt Overall Coefficient, U_D

$$\begin{aligned} \frac{1}{U_D} &= \frac{1}{U_c} + R_d \\ &= 0,2697 \\ U_D &= 3,7073 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Dari Appendixs Tabel 12 D.Q. Kern, 1965.,

$$R_d = 0,003 \text{ jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F/Btu}$$

13. Required Surface:

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{U_D \Delta t} \\ &= \frac{6002,5251}{654,8620} \\ &= 9,16609 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Untuk pipa 1 1/4 in. IPS standard memiliki *external surface area* sebesar 0,435 ft²/ft

$$\text{Required length} = 21,071474 \text{ ft}$$

Panjang ini dapat dipenuhi dengan menggunakan sebuah 20-ft *hairpins*

$$L = 40 \text{ ft}$$

14. Actual Surface Supplied

$$A_{\text{actual}} = 40 \times 0,435 = 17,4 \text{ ft}^2$$

$$U_{D_{\text{design}}} = \frac{Q}{A_{\text{actual}} \cdot \Delta t}$$

$$= \frac{6002,5251}{3073,5938}$$

$$= 1,9529 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{°F}$$

$$R_{d_{\text{design}}} = \frac{U_C - U_D}{U_C \cdot U_D}$$

$$= \frac{3,7490 - 1,9529}{3,7490 \cdot 1,9529}$$

$$= 0,2453 \text{ jam.ft}^2 \cdot \text{°F/Btu}$$

Evaluasi Nilai Pressure Drop

<i>Annulus Pipe: cold fluid (crude oil)</i>		<i>Inner Pipe: hot fluid (steam)</i>	
1. De'	$= (D_2 - D_1)$ $= 0,0339 \text{ ft}$		
$Nre'.s$	$= \frac{De' \cdot Ga}{\mu}$		
$Nre'.s$	$= 113,869$	$Nre.t$	$= 1192,08$
f	$= 0,0035 + \frac{0,264}{(DG/\mu)^{0,42}}$	f	$= 0,0035 + \frac{0,264}{(DG/\mu)^{0,42}}$
f	$= 0,03963384 \text{ ft}^2/\text{in}^2$	f	$= 0,01697585 \text{ ft}^2/\text{in}^2$
s	$= 1,0$ <i>(Tabel 6 D.Q. Kern, 1965)</i>	s	$= 1,3$ <i>(Tabel 6 D.Q. Kern, 1965)</i>
ρ	$= 62,5$	ρ	$= 81,25$

2.	$\Delta Fa = \frac{4fGa^2L}{2g\rho^2De'}$	2.	$\Delta Fp = \frac{4fGp^2L}{2g\rho^2D}$
	$\Delta Fa = 0,00114 \text{ ft}$		$= 0,001944 \text{ ft}$
3.	$V = \frac{G}{3600 \rho}$		$\Delta Pp = 0,00109678 \text{ psi}$
	$= 0,01985 \text{ fps}$		allowable $\Delta Pp = 10 \text{ psi}$
	$Fl = \frac{3(V^2)}{(2g')}$		
	$= 1,8E-05 \text{ ft}$		
	$\Delta Pa = 0,0005 \text{ psi}$		
	allowable $\Delta Pa = 10 \text{ psi}$		

Tabel C.21. Spesifikasi Alat *Condenser* (E - 212)

Spesifikasi	Keterangan
Tipe	<i>Double Pipe Heat Exchanger (DPHE)</i>
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel, SA - 283 Grade C</i>
Jumlah	1 buah
Kondisi operasi	
Annulus :	
- Suhu	271,598 °F
- Tekanan	0,35 atm
Inner pipe :	
- Suhu	95 °F
- Tekanan	0,35 atm
Dimensi	
Annulus :	
- Diameter dalam	0,17225 ft
- Diameter luar	0,198333333 ft
- Panjang	40 ft
Inner pipe :	
- Diameter dalam	0,115 ft
- Diameter luar	0,138333333 ft
- Jumlah <i>hairpin</i>	1 buah
Pressure Drop	
<i>Annulus</i>	0,000503424 psi
<i>Inner pipe</i>	0,00109678 psi
Harga Alat	Rp 15.668.427

10. Accumulator (H-214)

Fungsi : menampung kondensat distilat minyak dari *condenser*
Tipe : silinder horizontal dengan tutup kanan dan kiri *flat head*
Bahan : *Carbon steel*, SA-24, *Grade M*

Rate aliran masuk = 16,738 kg/jam
 $\rho_{ref\ water} (25^{\circ}C)$ = 997,048 kg/m³

Tabel C.22. Data Komponen pada *Accumulator Tank*

Komponen	Massa	Fraksi Massa	ρ (kg/m ³)	Cp (kJ/kg.K)
Minyak	16,738	1,000	920,000	1942,327
Total	16,738	1,000	920,000	1942,327

Volume minyak = 0,018193 m³
 $\rho_{campuran}$ = 920,000 kg/m³
 $\mu_{campuran}$ = 0,550 cP = 1,98 kg/m.jam
Asumsi = volume fluida adalah 80 % volume silinder
Volume silinder = 0,0227413 m³ = 1387,76536 in³

Trial nilai *Outside Diameter (OD)* dan ketebalan tangki (*ts*)

OD = 12 in
ts = 3/16 in
ID = OD - 2ts
= 11,81 in

Luas Alas Lingkaran

$$A = \frac{1}{4} \pi \times Di^2$$
$$= 109,535 \text{ in}^2$$

Ketinggian Silinder

Ls = 12,6696 in
Ls/Di = 1,07256

Ketinggian Liquid

L_L = 80% ID
= 9,45 in
= 0,24003 m

Menentukan *Design Pressure*

Tekanan operasi tangki = tekanan atmosfer + tekanan parsial bahan

$$P \text{ operasi} = 0,35 \text{ atm} = 5,143565 \text{ psi}$$

$$P \text{ hydrostatic} = \rho \text{ bahan} \times g \times L_L$$
$$= 0,043 \text{ Pa}$$
$$= 0,00000621 \text{ psi}$$

$$P \text{ total} = P \text{ operasi} + P \text{ hydrostatic}$$
$$= 5,14 \text{ psi}$$

Design pressure 10% lebih besar dibandingkan dengan *operating pressure* (Coulson, 1983: 10)

$$P \text{ desain} = 1,1 \times P \text{ total}$$
$$= 5,66 \text{ psi}$$

Menentukan Ketebalan Silinder

Konstruksi bahan = *Carbon Steel*, SA 240 Grade M

Spesifikasi *Carbon Steel*, SA 240 Grade M

$$f = 18750 \text{ psi} \quad (\text{App. D, Brownell \& Young, 1959, hal. 342})$$

$$E = 0,8 \quad (\text{Tabel 2.1, Kusnarjo, hal. 14})$$

$$C = 0,125 \text{ in} \quad (\text{Timmerhaus. 1981, hal. 542})$$

$$t_s = \frac{P_d \times D_i}{2 \times (f E - 0,6 P_d)} + C \quad (\text{Brownell \& Young, 1959, hal. 254})$$

dimana :

$$t_s = \text{tebal minimum silinder (in.)}$$

$$P_d = \text{tekanan desain (psi)}$$

$$f = \text{maximum allowable stress (psi)}$$

$$D_i = \text{diameter dalam silinder (in.)}$$

$$E = \text{effisiensi sambungan las}$$

$$C = \text{tebal korosi (in.)}$$

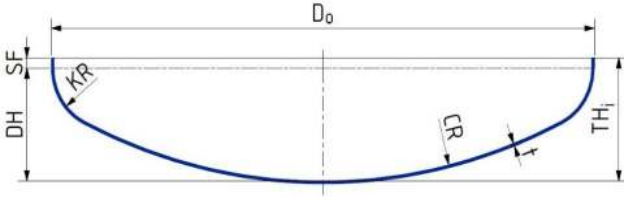
$$t_s = \frac{P_d \times D_i}{2 \times (f E - 0,6 P_d)} + C$$

$$t_s = 0,0022 + 0,125$$

$$t_s = 0,127 \text{ in.}$$

Nilai t_s yang diperoleh dari hasil trial memenuhi batas minimal t_s yang dibutuhkan, sehingga nilai trial dapat diterima.

Penentuan dimensi head



Volume Tutup

$$V_{head} = \left(\frac{1}{4}\pi \times h^2\right) \times (3r - h)$$

dimana :

$$d = r \text{ (crown radius)}$$

$$h = 0,169 d$$

$$h = 1,9963125 \text{ in}$$

$$V_{head} = 104,618479 \text{ in}^3$$

Ketebalan Tutup

Dengan nilai OD = 12 in maka diperoleh :

$$r = 12 \text{ in.}$$

$$icr = 3/4 \text{ in.}$$

$$t_{head} = \frac{0,885 \times Pd \times r}{(fE - 0,1 Pd)} + C$$

$$= 0,129005964 \text{ in.}$$

Dimension of ASME Code Standard

$$t_{head} = 3/16 \text{ in.} \quad (\text{Tabel 5.7, Brownell \& Young, 1959, hal. 91})$$

Tinggi Total Tangki

$$L_T = L_s + (2 \times h)$$

$$= 3,993 \text{ in.}$$

Volume Total Tangki

$$V_{total} = V_{silinder} + (2 \times V_{head})$$

$$= 209,237 \text{ in}^3$$

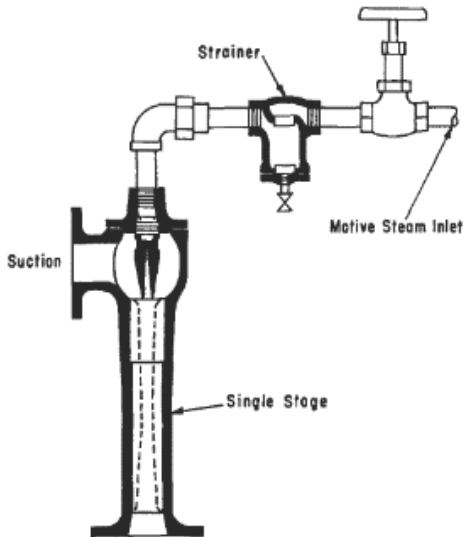
Tabel C.23. Spesifikasi Alat *Accumulator Tank* (H-214)

Spesifikasi Alat		Keterangan	
Diameter dalam tangki	Di	11,813 in.	0,300 m.
Diameter luar tangki	Do	12,000 in.	0,305 m.
Tinggi liquid dalam silinder	L _L	9,450 in.	0,240 m.
Tinggi silinder	L _s	12,670 in.	0,322 m.
Tinggi tangki	L _T	3,993 in.	0,101 m.
Tebal silinder	ts	0,188 in.	0,005 m.
Tebal tutup atas	tha	0,188 in.	0,005 m.
Tebal tutup bawah	thb	0,188 in.	0,005 m.
Volume total tangki	V total	209,237 in ³	0,003 m ³
Harga Alat		Rp	7.834.214

11. *Steam Jet Ejector* (G-213)

Nama Alat : *Steam Jet Ejector*

Fungsi : Menciptakan kondisi vakum pada kolom distilasi



Kondisi operasi *vacuum*

P = 0,35 atm
 = 266 torr
 = 266 mmHg
 = 10,472 in. Hg

Kondisi operasi termasuk ke dalam kategori *rough vacuum*

$P_{\text{steam}} = 1,5 \text{ atm}$

Penentuan jumlah *stage*

<i>Stage No. in System</i>	<i>Lowest Absolute Pressure, mm Hg abs</i>
Single	50
Two	4 to 10
Three	0.8 to 1.5
Four	0.1 to 0.2
Five	0.01 to 0.02
Six	0.001 to 0.003

Karena tekanan vakum $266 > 50 \text{ mmHg}$, maka digunakan *single stage*

Material of construction

Standard cast iron (Ludwig, 1997)

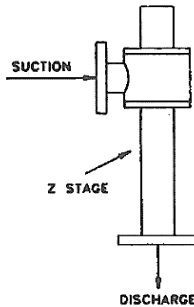
Pressure design

Suction pressure = 266 mmHg
= 10,472 in. Hg
Discharge pressure = *Atmospheric pressure* + 1 psig
= 1 atm + 1 psig
= 14,7 psi + 1 psi
= 15,7 psi
= 811,9243 mmHg
= 31,9655 in.Hg

Arrangements type

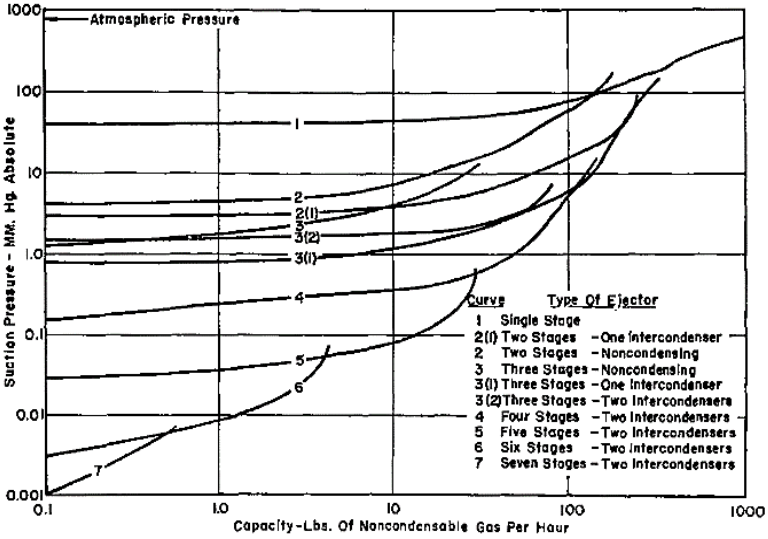
Table 6-2
Standard Ejector Units Designations Conforming to Heat Exchange Institute

Letter No.	Position in Series	Normal Range of Suction Pressures (Hg. Abs.)	Normal Range of Disch. Pressures (Hg. Abs.)
Z	Atmospheric stages	3"-12"	30"-32"
Y	1st of two stages	.5"-4"	4"-10"
X	1st of three stages	.1"-1"	1"-3"
W	1st of four stages	.2 mm-4 mm	2 mm-20 mm
V	1st of five stages	.02 mm-.4 mm	.4 mm-3 mm
U	1st of six stages	.01 mm-.08 mm	.08 mm-.4 mm



Letter number = Z

Capacity



Capacity = 200 lbs/hr

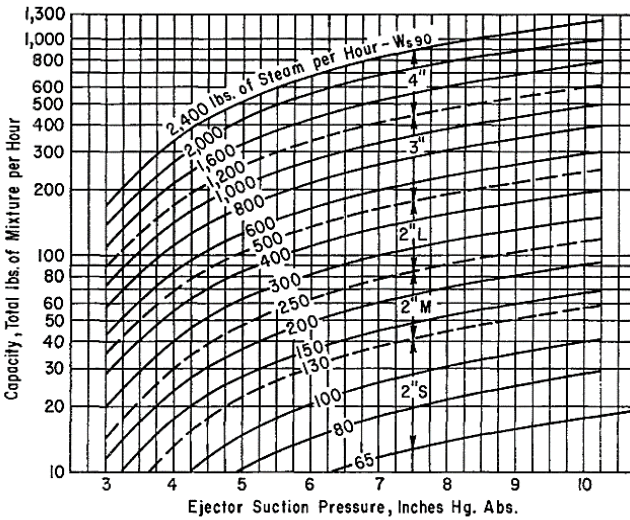


Figure 6-26A. Size ejector for 20 psig steam consumption, single stages, 3"-10" Hg abs. By permission, Worthington Corp.

Steam consumption (at 20 psig) = 400 lbs/hr

Size selection = 2 inch. L

Table 6-9
Evacuation Factors for Single Stage Jet

Final Suction Pressure In. Hg. Abs.	Evacuation Factor, E
10	1.9
8	1.0
6	1.5
5	1.0
4	1.3

*By permission, Worthington Corp. Bulletin W-205-S1A.

untuk *suction pressure* 10 in. Hg,
 E = 1,9
Steam consumption = 400 x 1,9
 = 760 lbs/hr

Tabel C.24. Spesifikasi Alat *Steam Jet Ejector* (G-213)

Spesifikasi Alat	Keterangan	
<i>Suction pressure</i>	0,350 atm	266,000 mmHg
<i>Steam pressure</i>	1,5 atm	
<i>Number of stages</i>	1 stage	
<i>Material of construction</i>	Standard cast iron	
<i>Discharge pressure</i>	15,6959 psi	811,924 mmHg
<i>Arrangements type</i>	Z	
<i>Capacity</i>	200 lbs/hr	
<i>Steam consumption</i>	760 lbs/hr	
Harga Alat	Rp	23.502.641

12. Reflux Pump (L-215)

Fungsi : memompa *crude oil* dari *accumulator* menuju kolom (reflux) dan *storage tank*.

Tipe : *centrifugal pump*

Kondisi operasi :

Suction pressure (P₁)

Tekanan total = Tekanan operasi
= 1 atm
Tekanan desain = 1,1 x Tekanan total
= 1,1 atm

Suction pressure (P₂)

Tekanan total = Tekanan operasi
= 1,3 atm
Tekanan desain = 1,1 x Tekanan total
= 1,43 atm

Penentuan Dimensi

Mass rate = 16,738 kg/jam = 36,906 lb/jam

Viskositas, μ = 0,550 cp = 0,227 lb/ft.s

= 0,006 Pa.s

Densitas, ρ = 920 kg/m³ = 57,408 lb/ft³

Flow rate = 0,643 ft³/jam = 0,011 ft³/min

= 0,080 gpm = 0,018 m³/jam

Assumsi aliran laminar, sehingga untuk menentukan nilai ID opt menggunakan persamaan

ID opt = $0,133 (Q^{0,40}) \mu_r^{0,2}$ (Peter Timmerhaus, 5th Ed., p.496)

= 0,0004881 m = 0,01921833 in

Diameter standar = 0,215 in (NPS 1/8 in. Sch. 80)

= 0,005461 m

Outside diameter = 0,405 in = 0,03374 ft = 0,0103 m

Inside diameter = 0,215 in = 0,01791 ft = 0,0055 m

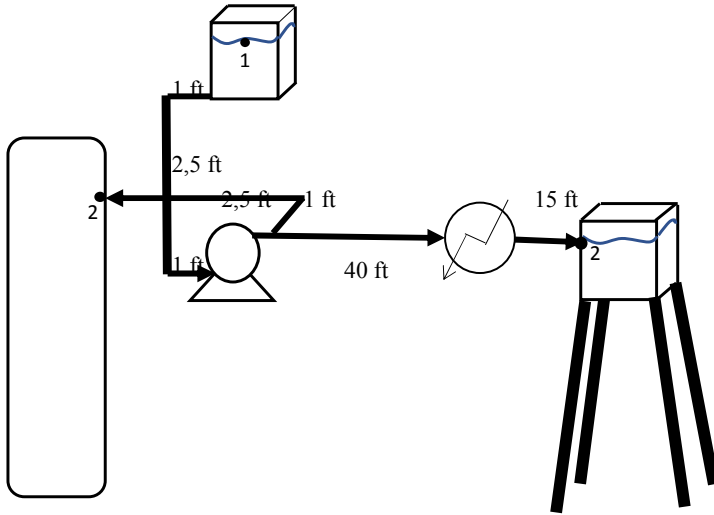
Flow area = 0,00025 ft²

= 0,00002323 m²

Kecepatan fluida = 2571,517 ft/jam

= 0,714 ft/s

= 0,31038 m/s



$$\begin{aligned} \text{Bilangan Reynold, } Nre &= \frac{D v \rho}{\mu} \\ &= 283,52 \quad (\text{Laminar flow for } Nre < 2100) \end{aligned}$$

Maka, asumsi awal aliran laminar dapat diterima.

Perhitungan Friksi

a). Suction Pump

1. Friksi karena kontraksi tangki menuju pipa

Luas tangki sangat besar jika dibandingkan dengan luas pipa, $A_1 \gg A_3$, sehingga perbandingan $A_3/A_1 \approx 0$

Aliran laminar, $\alpha = 0,5$

Friction loss

$$h_c = k_c \times \frac{v^2}{2 \alpha}$$

$$k_c = 0,55 \times \left(1 - \frac{A_3}{A_1}\right) \quad \text{dimana, } A_1 \gg A_3$$

$$= 0,55$$

$$h_c = 0,05298 \text{ J/kg}$$

2. Friksi karena pipa lurus

$$\text{Panjang pipa} = 4,5 \text{ ft} = 1,3725 \text{ m}$$

$$\text{Nre} = 283,52$$

Friction loss

digunakan bahan *commercial steel* (Gambar 2.10-3, Geankoplis), maka :

$$\xi = 0,000046 \text{ m}$$

$$\frac{\xi}{\text{ID}} = \frac{0,000046}{0,0055} = 0,008421$$

Berdasarkan Gambar 2.10-3, Geankoplis., apabila nilai $\xi/\text{ID} =$; dengan $\text{Nre} =$ maka nilai *fanning friction factor* (f) =

$$\text{fanning friction factor, } f = 0,0075$$

$$Ff = \frac{4 f L v^2}{D^2 \times 2}$$

$$Ff = 66,469815 \text{ J/kg}$$

b). Discharge Pump

1. Friksi karena pipa lurus

$$\text{Panjang pipa} = 58,5 \text{ ft} = 17,8425 \text{ m}$$

$$\text{Nre} = 283,52$$

Friction loss

digunakan bahan *commercial steel* (Gambar 2.10-3, Geankoplis), maka :

$$\xi = 0,000046 \text{ m}$$

$$\frac{\xi}{\text{ID}} = \frac{0,000046}{0,0055} = 0,008421$$

Berdasarkan Gambar 2.10-3, Geankoplis., apabila nilai $\xi/\text{ID} =$; dengan $\text{Nre} =$ maka nilai *fanning friction factor* (f) =

$$\text{fanning friction factor, } f = 0,008$$

$$Ff = \frac{4 f L v^2}{D^2 \times 2}$$

$$Ff = 864,10759 \text{ J/kg}$$

2. Friksi karena fitting and valve

Jenis <i>fitting and valve</i>	kf	Jumlah
Elbow 90° standar	0,75	4

$$\text{Elbow } 90^\circ \text{ standar} = 4 \text{ kf } v^2 / (2\alpha) = 0,28900723 \text{ J/kg}$$

3. Friksi karena ekspansi pipa menuju tangki

Friction loss

$$h_{\text{hex}} = K_e \times \frac{v^2}{2\alpha}$$

$$K_{eX} = 1,0 \times \left(1 - \frac{A_3}{A_2}\right) \quad \text{dimana, } A_3 \gg A_2$$

$$K_{eX} = 1$$

$$h_{\text{hex}} = 0,09634 \text{ J/kg}$$

$$\text{Total friction loss} = 931,016 \text{ J/kg}$$

Perhitungan Daya Pompa

Diambil datum pada titik 1 dan 2

$$z_2 - z_1 = 2,5 \text{ ft}$$

$$P_2 - P_1 = 1,2 - 0,35 = 0,85 \text{ atm}$$

Karena terdapat *heat exchanger* dalam aliran, maka terjadi *pressure drop* ΔP . Nilai ΔP ditetapkan sebesar 5 psi (0,34 atm). Untuk mengakomodir terjadinya *pressure drop*, maka nilai ΔP ditambahkan ke nilai P_2

$$P_2 = 1,2 + 0,34 = 1,54 \text{ atm}$$

$$P_2 - P_1 = 1,54 - 0,35 = 1,19 \text{ atm}$$

$$= 120577 \text{ Pa}$$

$$v_2^2 - v_1^2 = 0,510 - 0$$

$$= 0,510 \text{ ft}^2/\text{s}^2$$

Mechanical Energy Balance

$$\frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \sum F + W_s = 0$$

$$-W_s = 110571,278 \text{ J/kg}$$

$$W_s = -110571,278 \text{ J/kg}$$

Efisiensi pompa, $\eta = 80\%$

$$W_p = -W_s/\eta$$

$$W_p = \frac{110571,278}{0,8}$$

$$W_p = 138214 \text{ J/kg}$$

$$\text{Daya pompa, } P = \text{mass rate} \times W_p$$

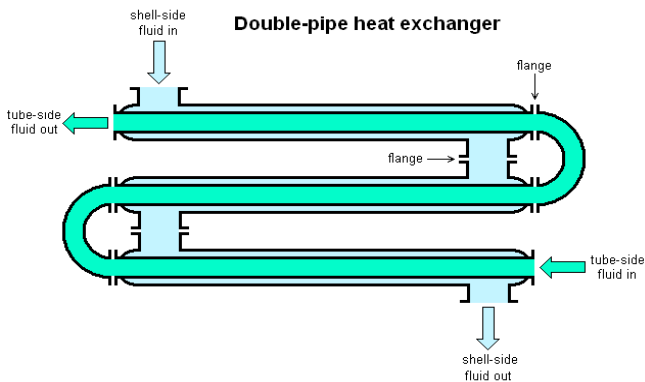
= 642,603 W
 = 0,64260 kW
 = 0,86173 hp
 Standardisasi = 1,00000 hp

Tabel C.25 Spesifikasi *Reflux Pump* (L-215)

Spesifikasi	Keterangan
Tipe	<i>centrifugal pump</i>
Kapasitas	16,7376
Bahan	<i>Commercial steel</i>
Ukuran pipa	NPS 1/8 in. <i>sch . 80</i>
<i>Power pump</i>	1 hp
Jumlah pompa	1
Harga Alat	Rp 17.193.792

13. *Distillate Cooler* (E-216)

Fungsi : mendinginkan produk distilat sebelum menuju tangki penyimpanan
 Tipe : *Double Pipe Heat Exchanger* (DPHE)
 Bahan : *Carbon steel*



Tabel C.25. Data *Hot Fluid* pada *Cooler*

Komposisi	m (kg/jam)	fraksi massa (xi)	Cp (Btu/lbF)	k Btu/(hr)(ft ²)(°F/ft)	μ (cP)
Minyak	14,0416	1	2,32	0,0942	3,40
Total	14,0416	1	2,32	0,0942	3,40

Tabel C.26. Data *Cold Fluid* pada *Cooler*

Komposisi	m (kg/jam)	fraksi massa (xi)	Cp (Btu/lbF)	k Btu/(hr)(ft ²)(°F/ ft)	μ (cP)
H ₂ O (CW)	137,5174	1	1	0,3580	0,85
Total	137,5174	1	1	0,3580	0,85

1. Heat Balance

Aliran fluida panas W = 14,0416 kg/jam
 = 30,95639 lb/jam

Aliran fluida dingin q = 5737,996 kJ/jam
 = 5438,57 Btu/jam

 w = 137,5174 kg/jam
 = 303,1736 lb/jam

2. LMTD

Hot fluid : minyak

T₁ = 133,11 °C = 271,598 °F
 T₂ = 40 °C = 104 °F

Cold fluid : cooling water

t₁ = 30 °C = 86 °F
 t₂ = 40 °C = 104 °F

**penggunaan huruf kapital untuk hot stream; huruf kecil untuk cold stream*

$$\Delta LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{2,3 \log (\Delta t_2 / \Delta t_1)} = 67,12369 \text{ } ^\circ\text{F}$$

3. Temperatur Rata-Rata

Caloric temperature

Tc = (T₂ + T₁)/2 = 187,799 °F
 tc = (t₂ + t₁)/2 = 95 °F

4. Penentuan Ukuran Pipa dan Peletakkan Fluida

Berdasarkan Tabel 6.1 D.Q. Kern, 1965., maka ditentukan desain DPHE menggunakan pipa dengan kriteria sebagai berikut :

$$\text{Outer pipe, IPS} = 2$$

$$\text{Inner pipe, IPS} = 1 \frac{1}{4}$$

Berdasarkan Appendiks Tabel 11, D.Q. Kern, 1965., dengan kriteria tersebut memiliki ukuran sebagai berikut :

Outer pipe, IPS

$$\text{Inside Diameter, ID} = 2,067 \text{ in} = 0,1723 \text{ ft}$$

$$\text{Outside Diameter, OD} = 2,38 \text{ in} = 0,1983 \text{ ft}$$

Inner pipe, IPS

$$\text{Inside Diameter, ID} = 1,38 \text{ in} = 0,115 \text{ ft}$$

$$\text{Outside Diameter, OD} = 1,66 \text{ in} = 0,1383 \text{ ft}$$

Penentuan peletakkan fluida pada *annulus* atau *inner pipe*

Berdasarkan Tabel 6.2 D.Q. Kern, 1965, untuk kriteria pipa 2 x 1(1/4) diperoleh data sebagai berikut :

Flow area

$$\text{annulus, } a_a = 1,19 \text{ in}^2 = 0,0083 \text{ ft}^2$$

$$\text{inner pipe, } a_p = 1,5 \text{ in}^2 = 0,0104 \text{ ft}^2$$

Annulus size

$$de = 0,915 \text{ in} = 0,0763 \text{ ft}$$

$$de' = 0,4 \text{ in} = 0,0333 \text{ ft}$$

Dalam penentuan peletakkan fluida pada DPHE, maka fluida dengan *flowrate* yang lebih besar harus diletakkan pada pipa dengan luas area yang lebih besar agar *pressure drop* keduanya tidak berbeda jauh.

Maka dalam hal ini, untuk penentuan peletakkan fluida pada DPHE adalah sebagai berikut :

Fluida	Flowrate (lb/jam)	Peletakkan Fluida pada DPHE
<i>Hot fluid (minyak)</i>	30,956392	<i>annulus pipe</i>
<i>Cold fluid (cooling water)</i>	303,17361	<i>inner pipe</i>

Tabel C.27. Evaluasi Perpindahan Panas

<i>Annulus Pipe: hot fluid (minyak)</i>	<i>Inner Pipe: cold fluid (cooling water)</i>
5. Mass velocity	5. Mass velocity
$G_a = \frac{W}{a_a}$	$G_p = \frac{w}{a_p}$
$= 3745,986 \text{ lb/hr.ft}^2$	$= 29104,685 \text{ lb/hr.ft}^2$
6. Pada Tc = 187,799 °F	6. Pada tc = 95 °F
= 359,705 K	= 308,15 K
Viskositas, μ_a = 3,4000 cP	Viskositas, μ_p = 0,85 cP
= 8,46 lb/ft.jam	= 2,06 lb/ft.jam
$De = (D_2^2 - D_1^2)/D_1$	
= 0,0762 ft	
$Nre_a = \frac{G_a \times De}{\mu}$	$Nre_p = \frac{G_p \times D}{\mu}$
= 33,7404	= 1624,77612
7. Dari Appendixs Gambar 24 D.Q. Kern, 1965., didapatkan nilai j_H :	
$j_H = 1,8$	$j_H = 24$
8. Pada Tc = 187,799 °F	8. Pada tc = 95 °F
= 86,556 °C	= 35 °C
= 359,705 K	= 308,15 K
$c = 2,320 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$	$c = 1,000 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$
$k = 0,0942 \text{ Btu/(jam)(ft}^2\text{)}^\circ\text{F/ft}$	$k = 0,3580 \text{ Btu/(jam)(ft}^2\text{)}^\circ\text{F/ft}$
$(\frac{c\mu}{k})^{1/3} = 5,928$	$(\frac{c\mu}{k})^{1/3} = 2,796$
9. $h_o = j_H \frac{k}{De} (c\mu/k)^{1/3} (\mu/\mu_w)^{0,14}$	9. $h_i = j_H \frac{k(c\mu/k)^{1/3} (\mu/\mu_w)^{0,14}}{D}$
= 13,1918 Btu/(jam)(ft ²)(°F)	= 208,93 Btu/(jam)(ft ²)(°F)
	$h_{io} = h_i \frac{ID}{OD}$
	= 173,69

11. Clean Overall Coefficient , U_c

$$U_c = \frac{h_o \times h_{io}}{h_o + h_{io}}$$

$$12,2606 \quad \text{Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

12. Dirt Overall Coefficient, U_D

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{U_c} + R_d$$

$$= 0,0846$$

$$U_D = 11,8256 \quad \text{Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Dari Appendiks Tabel 12 D.Q. Kern, 1965.,

$$R_d = 0,003 \quad \text{jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/Btu}$$

13. Required Surface:

$$A = \frac{Q}{U_D \Delta t}$$

$$= \frac{5438,5702}{793,7804}$$

$$= 6,85148 \text{ ft}^2$$

Untuk pipa 1 1/4 in. IPS standard memiliki *external surface area* sebesar 0,435 ft²/ft

$$\text{Required length} = 15,750528 \text{ ft}$$

Panjang ini dapat dipenuhi dengan menggunakan sebuah 20-ft *hairpins*

$$L = 40 \text{ ft}$$

14. Actual Surface Supplied

$$A_{\text{actual}} = 40 \times 0,435 = 17 \text{ ft}^2$$

$$U_{\text{Design}} = \frac{Q}{A_{\text{actual}} \cdot \Delta t}$$

$$= \frac{5438,5702}{1167,9522}$$

$$= 4,6565 \quad \text{Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$R_{d_{\text{design}}} = \frac{U_c - U_D}{U_c \cdot U_D}$$

$$= \frac{12,2606 - 4,6565}{12,2606 \cdot 4,6565}$$

$$= 0,1332 \quad \text{jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/Btu}$$

Evaluasi Nilai *Pressure Drop*

<i>Annulus Pipe: cold fluid (crude oil)</i>	<i>Inner Pipe: hot fluid (steam)</i>
<p>1. $De' = (D_2 - D_1)$ $= 0,0339 \text{ ft}$</p> <p>$Nre'.s = \frac{De' \cdot Ga}{\mu}$ $Nre'.s = 15,018$</p> <p>$f = 0,0035 + \frac{0,264}{(DG/\mu)^{0,42}}$ $f = 0,08811126 \text{ ft}^2/\text{in}^2$</p> <p>$s = 1,0$ <i>(Tabel 6 D.Q. Kern, 1965)</i></p> <p>$\rho = 62,5$</p> <p>2. $\Delta Fa = \frac{4fGa^2L}{2g\rho^2De'}$ $\Delta Fa = 0,00179 \text{ ft}$</p> <p>3. $V = \frac{G}{3600 \rho}$ $= 0,01665 \text{ fps}$ $Fl = 3(V^2)$ $(2g')$ $= 1,3E-05 \text{ ft}$ $\Delta Pa = 0,00078 \text{ psi}$</p> <p>allowable $\Delta pa = 10 \text{ psi}$</p>	<p>$Nre.t = 1624,78$</p> <p>$f = 0,0035 + \frac{0,264}{(DG/\mu)^{0,42}}$ $f = 0,01533234 \text{ ft}^2/\text{in}^2$</p> <p>$s = 1,3$ <i>(Tabel 6 D.Q. Kern, 1965)</i></p> <p>$\rho = 81,25$</p> <p>2. $\Delta Fp = \frac{4fGp^2L}{2g\rho^2D}$ $= 0,00327 \text{ ft}$ $\Delta Pp = 0,00184741 \text{ psi}$</p> <p>allowable $\Delta Pp = 10 \text{ psi}$</p>

Tabel C.28. *Spesifikasi Alat pada Distillate Cooler*

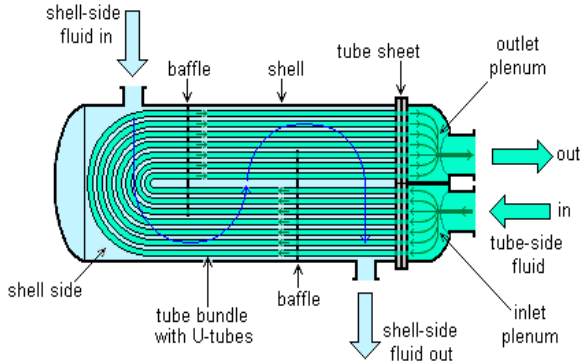
Spesifikasi	Keterangan	
Tipe	<i>Double Pipe Heat Exchanger (DPHE)</i>	
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel, SA - 283 Grade C</i>	
Jumlah	1 buah	
Kondisi operasi		
<i>Annulus :</i>		
- Suhu	187,799	°F
- Tekanan	1,5	atm
<i>Inner pipe :</i>		
- Suhu	95	°F
- Tekanan	1,5	atm
Dimensi		
<i>Annulus :</i>		
- Diameter dalam	0,17225	ft
- Diameter luar	0,198333333	ft
- Panjang	40	ft
<i>Inner pipe :</i>		
- Diameter dalam	0,115	ft
- Diameter luar	0,138333333	ft
- Jumlah <i>hairpin</i>	1	buah
<i>Pressure Drop</i>		
<i>Annulus</i>	0,000780819	psi
<i>Inner pipe</i>	0,00184741	psi
Harga Alat	Rp	21.935.798

14. Reboiler (E-217)

Fungsi : menguapkan sebagian produk bawah untuk dikembalikan ke kolom distilasi sebagai uap.

Tipe : 1-2 shell and tube heat exchanger

Bahan : Carbon steel, SA-240 Grade A



Tabel C.29. Data *Cold Fluid* pada *Reboiler*

Komposisi	m (kg/jam)	fraksi massa (xi)	Cp (Btu/lbF)	k Btu/(hr)(ft ²)(°F/ft)	μ (cP)
Minyak	154,407	1	2,32	0,0942	3,40
Total	154,407	1	2,32	0,0942	3,40

Tabel C.28. Data *Hot Fluid* pada *Reboiler*

Komposisi	m (kg/jam)	fraksi massa (xi)	Cp (Btu/lbF)	k Btu/(hr)(ft ²)(°F/ft)	μ (cP)
Steam (H ₂ O)	19,496	1	1	0,0233	0,0166
Total	19,496	1	1	0,0233	0,0166

Kondisi Operasi :

$$\begin{aligned}
 P_{\text{total}} &= P_{\text{operasi}} \\
 &= 41 \text{ kPa} \\
 &= 5,87839 \text{ psi} \\
 P_{\text{desain}} &= 1,1 \times P_{\text{total}} \\
 &= 6,46623 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Hot fluid : steam tube side

$$\begin{aligned}
 T1 &= 220 \text{ }^\circ\text{C} = 428 \text{ }^\circ\text{F} \\
 T2 &= 100 \text{ }^\circ\text{C} = 212 \text{ }^\circ\text{F} \\
 \Delta P_s &= 2 \text{ psi} \quad (\text{allowable pressure drop for gas})
 \end{aligned}$$

Cold fluid : minyak - shell side

$$\begin{aligned}
 t1 &= 216,49 \text{ }^\circ\text{C} = 421,682 \text{ }^\circ\text{F} \\
 t2 &= 216,49 \text{ }^\circ\text{C} = 421,682 \text{ }^\circ\text{F} \\
 \Delta P_s &= \text{Neglible}
 \end{aligned}$$

Penetapan desain untuk bagian tube side :

Tube Side

$$\begin{aligned}
 \text{Length} &= 16 \text{ ft} = 4,88 \text{ m} \\
 \text{BWG} &= 16 \\
 \text{Outside Diameter, } do &= 3/4 \text{ in} = 0,2288 \text{ m} \\
 \text{Inside Diameter, } di &= 0,62 \text{ in} = 0,1891 \text{ m} \quad (\text{Tabel 10}) \quad * \\
 \text{Equivalent Diameter, } de &= 0,95 \text{ in} = 0,2898 \text{ m} \quad (\text{Gambar 28}) \quad * \\
 \text{Equivalent Diameter, } De &= 0,079 \text{ ft} \\
 a'' &= 0,196 \text{ ft}^2/\text{ft} \quad (\text{Tabel 10}) \quad * \\
 a' &= 0,162 \text{ ft}^2/\text{ft} \quad (\text{Tabel 10}) \quad * \\
 \text{Clearance, } C' &= 0,25 \text{ in} = 0,0763 \text{ m} \\
 \text{Pitch (triangular)} &= 1 \text{ in. square} \quad (\text{Tabel 9}) \quad * \\
 \text{Passes} &= 2 \\
 \text{Number of tubes} &= 52
 \end{aligned}$$

*(D.Q. Kern, 1965)

Kapasitas :

$$\begin{aligned}
 \text{Hot fluid} &= 19,496 \text{ kg/jam} = 42,98127 \text{ lb/jam} \\
 \text{Cold fluid} &= 154,407 \text{ kg/jam} = 340,4088 \text{ lb/jam}
 \end{aligned}$$

Penentuan $\Delta LMTD$

$$\Delta LMTD = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln((T_1 - t_2) - (T_2 - t_1))} = 40,2 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\Delta T \text{ factor (FT)} = 1 \quad (\text{Gambar 18 D.Q. Kern, 1965})$$

$$\begin{aligned}
 \Delta T &= \Delta LMTD \times FT \\
 &= 40,18 \text{ }^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

Caloric Temperature

Fluida merupakan jenis fluida *non-viscous* sehingga penentuan *caloric temperature* dapat menggunakan $T_{average}$ (T_{ave}).

$$T_c = T_{ave} = 320 \quad ^\circ\text{F}$$

$$t_c = t_{ave} = 421,7 \quad ^\circ\text{F}$$

Overall Heat Transfer Coefficient

$$R_D = 0,003 \quad (\text{Tabel 12 D.Q. Kern, 1965})$$

Dari Tabel 8 (D.Q. Kern, 1965); $U_D = 5-75$ (*Heavy organic - water*)

$$\text{Trial } U_D = 41,5 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F} \quad (\text{Tabel 8 D.Q. Kern, 1965})$$

$$\text{Heat, } Q = 5738 \text{ kJ} = 5438,57 \text{ Btu}$$

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta T} = 2,383 \text{ ft}^2 = 343,112422 \text{ in}^2$$

$$N_t = 76 \quad (\text{Tabel 9 D.Q. Kern, 1965})$$

Menghitung A dan U_D koreksi :

$$A = N_t \times a'' \times L$$

$$= 238,701 \text{ ft}^2$$

$$U_D = \frac{Q}{A \cdot \Delta T} = 0,414$$

Hasil *trial and error* U_D mendekati, sehingga nilai *trial* dapat diterima.

Dari hasil perhitungan sementara diperoleh spesifikasi pada bagian *shell side* adalah sebagai berikut :

$$\text{Inside diameter, ID} = 12 \text{ in} = 0,3048 \text{ m} \quad (\text{Tabel 9})^*$$

$$\text{Baffle spacing, B} = 2 \text{ in} = 0,0508 \text{ m}$$

$$\text{Passes, n} = 1$$

*(D.Q. Kern, 1965)

Tabel C.29. Evaluasi Perpindahan Panas

<i>Cold fluid : shell side</i>	<i>Hot fluid : tube side</i>
$a.s = \frac{ID_s \times C' \times B}{n \times Pt \times 144}$ $= 0,0417 \text{ ft}^2$	$a.t = \frac{N_t \times a'}{144n}$ $= 0,04283 \text{ ft}^2$
$G_s = \underline{\quad M \quad}$	$G_t = \underline{\quad m \quad}$

as	= 8169,8102 lb/hr.ft ²	at	= 1003,55143 lb/hr.ft ²
Viskositas, μ_s	= 3,4000 cP = 8,228 lb/ft.hr	Viskositas, μ_t	= 0,0166 cP = 0,040172 lb/ft.hr
Nre _s	= $\frac{Gs \times De}{\mu}$ = 78,575	Nre _t	= $\frac{Gt \times Di}{\mu}$ = 15488,45
k	= 0,0942 Btu/hr.ft.°F	ρ steam	= 0,3745 lb/ft ³
ρ	= 62,5 lb/ft ³	v	= $\frac{Gt}{3600 \times \rho}$ = 0,7444 fps
μ	= 3,4 Cp		
mass velocity	= 8171,22		
j _H	= 4	ρ steam	= 0,375 lb/ft ³
Berdasarkan Gambar 28. D.Q. Kern, 1965		Berdasarkan Gambar 25. D.Q. Kern, 1965	
ho	= 4,4944 Btu/hr.ft ² .°F	hi	= $\frac{450 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot \text{°F}}{hi \times Di}$
		hio	= $\frac{hi \times Di}{Do}$ = 372,00 Btu/hr.ft ² .°F

Tahanan panas pipa bersih, U_c

$$U_c = \frac{h_o \times h_{io}}{h_o + h_{io}}$$

$$= 4,441 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot \text{°F}$$

Dirt Factor

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d}$$

$$= 2,1888 \text{ hr.ft}^2 \cdot \text{°F/Btu}$$

Nilai R_d memenuhi standar desain, R_{dmin} = 0,001

$$R_{d \text{ required}} = 0,002 \text{ hr.ft}^2 \cdot \text{°F/Btu}$$

R_{d design} lebih besar daripada R_{d required}, sehingga persyaratan desain terpenuhi.

Evaluasi Nilai Pressure Drop

<i>Cold fluid : shell side</i>	<i>Hot fluid : tube side</i>
Nre.s = 78,575	Nre.t = 15488,45
Berdasarkan Gambar 29 D.Q. Kern, 1965 f = 0,0085 ft ² /in ²	Berdasarkan Gambar 29 D.Q. Kern, 1965 f = 0,0035 ft ² /in ²
s = 1,3	s = 1,0 (Gambar 6 D.Q. Kern, 1965)
Nilai μ < 1 cP, maka : Φs = 1	Nilai μ < 1 cP, maka : Φt = 1
Number of crosses, N+1 = 12L/B = 96	$\Delta P_L = \frac{f \times Gt^2 \times L \times n}{5,22 \times 10^{10} \times Di \times s \times \Phi}$ $= 0,0000418 \text{ psi}$ $\frac{v^2}{2g} = 0,001$ (Gambar 27 D.Q. Kern, 1965)
	$\Delta P_n = \frac{4 \times n}{s} \times \frac{v^2}{2g}$ $= 0,008 \text{ psi}$
	$\Delta P = \Delta P_L + \Delta P_n$ $= 0,008 \text{ psi}$

Tabel C.30. Spesifikasi Alat Reboiler (E-217)

Spesifikasi	Keterangan
Bahan	<i>Carbon steel</i> SA-129 A
P desain	6,466229 psi
Suhu keluar	
- <i>Cold fluid</i>	100 °C
- <i>Hot fluid</i>	216,49 °C
Kapasitas	minyak = 154,407 kg/jam <i>steam</i> = 19,496 kg/jam
Shell Side	

<i>Inside diameter</i>	12 in = 0,3048 m
<i>Baffle space</i>	2 in = 0,0508 m
<i>Passes</i>	1
<i>Bahan</i>	<i>Carbon steel</i>
ΔP	<i>neglible</i>
Tube Side	
<i>Number of tubes</i>	52
BWG	16
<i>Ouside diameter</i>	0,75 in = 0,01875 m
<i>Clearance</i>	0,25 in = 0,00625 m
<i>Pitch</i>	1 in = 0,025 m
Passes	2
<i>Bahan</i>	<i>Carbon steel</i>
ΔP	0,008 psi
Harga Alat	Rp 184.860.690

15. Intermediate Product Storage Tank (F-221)

Fungsi : sebagai tempat penampungan distilat sebelum menuju *mixing point*
Tipe : silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standar.
Bahan : *Carbon steel, SA-240 Grade M*

Rate masuk : 14,042 kg/jam = 0,585083 kg/hari
 $\rho_{\text{reff. air}} (25^\circ\text{C}) = 997,048 \text{ kg/m}^3$

Dasar Perencanaan

T operasi = 60 °C
P operasi = 1 atm = 14,696 psi
Massa fluida = 14,042 kg
Densitas fluida = 920,000 kg/m^3
Volume fluida = 0,015263 m^3

Tabel C.31. Data Komponen pada *Intermediate Product Storage Tank*

Komponen	Massa	Fraksi Massa	ρ (kg/m^3)	ρ_c (kg/m^3)	Cp (kJ/kg.K)	Cpc (kJ/kg.K)
Minyak	14,042	1,000	920,000	920,000	1,942	1,942
Total	14,0	1,000		920,000		1,942

Volume fluida = 0,015263 m^3

$$\begin{aligned} \rho \text{ campuran} &= 920,000 \text{ kg/m}^3 \\ \text{Banyak tangki} &= 1 \text{ tangki} \\ \text{Asumsi} &= \text{volume fluida adalah 80\% volume silinder} \\ \text{Volume silinder} &= 0,0190788 \text{ m}^3 = 1164,26496 \text{ in}^3 \end{aligned}$$

Trial nilai *Outside Diameter (OD)* dan ketebalan tangki (*ts*)

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 12 \text{ in} \\ \text{ts} &= 3/16 \text{ in} \\ \text{ID} &= \text{OD} - 2\text{ts} \\ &= 11,81 \text{ in} \end{aligned}$$

Luas Alas Lingkaran

$$\begin{aligned} A &= \frac{1}{4} \pi \times Di^2 \\ &= 109,535 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

Ketinggian Silinder

$$\begin{aligned} L_s &= 10,6291 \text{ in} \\ L_s/D_i &= 0,89982 \end{aligned}$$

Ketinggian Liquid

$$\begin{aligned} L_L &= 80\% L_s \\ &= 8,50332 \text{ in} \\ &= 0,21598 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan *Design Pressure*

Tekanan operasi tangki = tekanan atmosfer + tekanan parsial bahan

$$P \text{ operasi} = 1 \text{ atm} = 14,6959 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned} P \text{ hydrostatic} &= \rho \text{ bahan} \times g \times L_L \\ &= 0,032 \text{ Pa} \\ &= 0,000004685 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P \text{ total} &= P \text{ operasi} + P \text{ hydrostatic} \\ &= 14,70 \text{ psi} \end{aligned}$$

Design pressure 10% lebih besar dibandingkan dengan *operating pressure* (Coulson, 1983: 10)

$$\begin{aligned} P \text{ desain} &= 1,1 \times P \text{ total} \\ &= 16,17 \text{ psi} \end{aligned}$$

Menentukan Ketebalan Silinder

Konstruksi bahan = Carbon Steel , SA 240 Grade M

Spesifikasi Carbon Steel , SA 240 Grade M

$f = 18750$ psi (App. D, Brownell & Young, 1959, hal. 342)

$E = 0,8$ (Tabel 2.1, Kusnarjo, hal. 14)

$C = 0,125$ in (Timmerhaus. 1981, hal. 542)

$$ts = \frac{Pd \times Di}{2 \times (f E - 0,6 Pd)} + C \quad (\text{Brownell \& Young, 1959, hal. 254})$$

dimana :

$ts =$ tebal minimum silinder (in.)

$Pd =$ tekanan desain (psi)

$f =$ maximum allowable stress (psi)

$Di =$ diameter dalam silinder (in.)

$E =$ efisiensi sambungan las

$C =$ tebal korosi (in.)

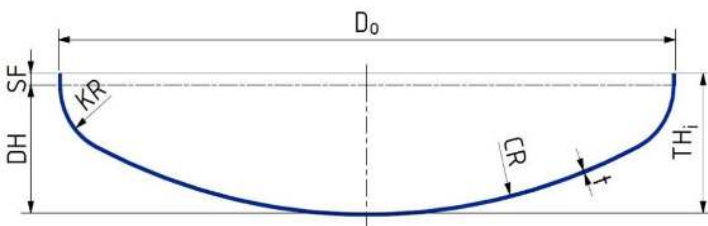
$$ts = \frac{Pd \times Di}{2 \times (f E - 0,6 Pd)} + C$$

$$ts = 0,0064 + 0,125$$

$$ts = 0,131 \text{ in.}$$

Nilai ts yang diperoleh dari hasil trial memenuhi batas minimal ts yang dibutuhkan, sehingga nilai trial dapat diterima.

Penentuan dimensi head



Volume Tutup

$$V \text{ head} = \left(\frac{1}{4}\pi \times h^2\right) \times (3r - h)$$

dimana :

$$d = r \text{ (crown radius)}$$

$$h = 0,169 d$$

$$h = 1,9963125 \text{ in}$$

$$V \text{ head} = 104,618479 \text{ in}^3$$

Ketebalan Tutup

Dengan nilai OD = 12 in maka diperoleh :

$$\begin{aligned}
 r &= 12 \text{ in.} \\
 icr &= 3/4 \text{ in.} \\
 t \text{ head} &= \frac{0,885 \times Pd \times r}{(fE - 0,1 Pd)} + C \\
 &= 0,136446404 \text{ in.}
 \end{aligned}$$

Dimension of ASME Code Standard

$$t \text{ head} = 3/16 \text{ in.} \quad (\text{Tabel 5.7, Brownell \& Young, 1959, hal. 91})$$

Tinggi Total Tangki

$$\begin{aligned}
 L_T &= L_s + (2 \times h) \\
 &= 3,993 \text{ in.}
 \end{aligned}$$

Volume Total Tangki

$$\begin{aligned}
 V \text{ total} &= V \text{ silinder} + (2 \times V \text{ head}) \\
 &= 209,237 \text{ in}^3
 \end{aligned}$$

Tabel C.33. Spesifikasi *Intermediate Product Storage Tank* (F-221)

Spesifikasi Alat		Keterangan	
Diameter dalam tangki	Di	11,813 in.	0,300 m.
Diameter luar tangki	Do	12,000 in.	0,305 m.
Tinggi liquid dalam silinder	L _L	8,503 in.	0,216 m.
Tinggi silinder	L _s	10,629 in.	0,270 m.
Tinggi tangki	L _T	3,993 in.	0,101 m.
Tebal silinder	ts	0,188 in.	0,005 m.
Tebal tutup atas	tha	0,188 in.	0,005 m.
Tebal tutup bawah	thb	0,188 in.	0,005 m.
Volume total tangki	V total	209,237 in ³	0,003 m ³
Harga Alat		Rp	90.876.878

16. Bottom Product Pump (L-218)

Fungsi : memompa produk bawah kolom distilasi menuju *by-product storage tank*

Tipe : *centrifugal pump*

Kondisi operasi :

Suction pressure (P₁)

Tekanan total = Tekanan operasi
= 0,4 atm
Tekanan desain = 1,1 x Tekanan total
= 0,44 atm

Discharge pressure (P₂)

Tekanan total = Tekanan operasi
= 1,2 atm
Tekanan desain = 1,1 x Tekanan total
= 1,32 atm

Penentuan Dimensi

Mass rate = 9,864 kg/jam = 21,750 lb/jam

Viskositas, μ = 0,550 cp = 0,227 lb/ft.s

= 0,006 Pa.s

Densitas, ρ = 920 kg/m³ = 57,408 lb/ft³

Flow rate = 0,379 ft³/jam = 0,006 ft³/min

= 0,047 gpm = 0,011 m³/jam

Asumsi aliran laminar sehingga menentukan ID opt menggunakan persamaan berikut :

ID opt = $0,133 (Q^{0,40}) \mu_r^{0,2}$ (Peter Timmerhaus, 5th Ed., p.496)

= 0,0002894 m = 0,01139407 in

Diameter standar = 0,215 in (NPS 1/8 in. Sch. 80)

= 0,005461 m

Outside diameter = 0,405 in = 0,03374 ft = 0,0103 m

Inside diameter = 0,215 in = 0,01791 ft = 0,0055 m

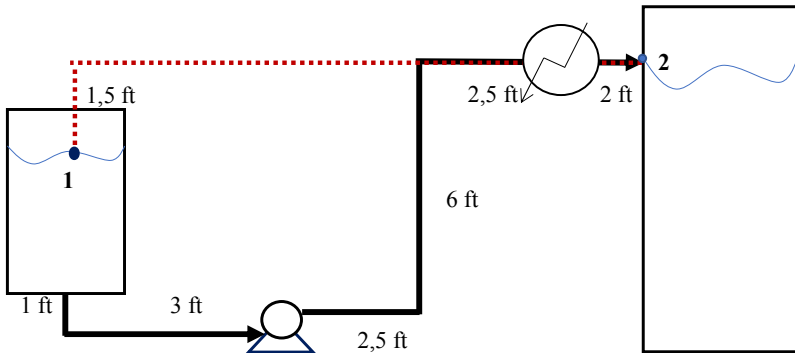
Flow area = 0,00025 ft²

= 0,00002323 m²

Kecepatan fluida = 1515,477 ft/jam

= 0,421 ft/s

= 0,31038 m/s



$$\begin{aligned} \text{Bilangan Reynold, } N_{re} &= \frac{D v \rho}{\mu} \\ &= 283,60 \quad (\text{Laminar flow for } N_{re} < 2100) \end{aligned}$$

Maka, asumsi awal aliran laminar dapat diterima.

Perhitungan Friksi

a). Suction Pump

1. Friksi karena kontraksi tangki menuju pipa

Luas tangki sangat besar jika dibandingkan dengan luas pipa, $A_1 \gg A_3$, sehingga perbandingan $A_3/A_1 \approx 0$

$$\text{Aliran laminar,} \quad \alpha = 0,5$$

Friction loss

$$h_c = k_c \times \frac{v^2}{2 \alpha}$$

$$k_c = 0,55 \times \left(1 - \frac{A_3}{A_1}\right) \quad \text{dimana, } A_1 \gg A_3$$

$$= 0,55$$

$$h_c = 0,052984659 \quad \text{J/kg}$$

2. Friksi karena pipa lurus

$$\text{Panjang pipa} = 4 \text{ ft} = 1,22 \text{ m}$$

$$N_{re} = 283,60$$

Friction loss

digunakan bahan *commercial steel* (Gambar 2.10-3, Geankoplis), maka :

$$\xi = 0,000046 \text{ m}$$

$$\frac{\xi}{ID} = \frac{0,000046}{0,0103} = 0,004471$$

Berdasarkan Gambar 2.10-3, Geankoplis., apabila nilai $\xi/ID =$; dengan N_{re} maka nilai

fanning friction factor (f) =

$$\begin{aligned} \text{fanning friction factor, } f &= 0,0075 \\ Ff &= \frac{4 f L v^2}{D^2 \times 2} \\ Ff &= 16,650942 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

b). Discharge Pump

1. Friksi karena pipa lurus

$$\begin{aligned} \text{Panjang pipa} &= 13 \text{ ft} = 3,965 \text{ m} \\ \text{Nre} &= 283,60 \end{aligned}$$

Friction loss

digunakan bahan *commercial steel* (Gambar 2.10-3, Geankoplis), maka :

$$\begin{aligned} \xi &= 0,000046 \text{ m} \\ \frac{\xi}{ID} &= \frac{0,000046}{0,0103} = 0,004471 \end{aligned}$$

Berdasarkan Gambar 2.10-3, Geankoplis., apabila nilai $\xi/ID =$; dengan Nre maka nilai *fanning friction factor* (f) =

$$\begin{aligned} \text{fanning friction factor, } f &= 0,0075 \\ Ff &= \frac{4 f L v^2}{D^2 \times 2} \\ Ff &= 54,11556291 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

2. Friksi karena fitting and valve

Jenis fitting and valve	kf	Jumlah
Elbow 90° standar	0,75	3

$$\text{Elbow } 90^\circ \text{ standar} = 3 k_f v^2 / (2\alpha) = 1039,99581 \text{ J/kg}$$

3. Friksi karena ekspansi pipa menuju tangki

Friction loss

$$\begin{aligned} \text{hex} &= K_e \times \frac{v^2}{2 \alpha} \\ K_{ex} &= 1,0 \times \left(1 - \frac{A_3}{A_2}\right) \quad \text{dimana, } A_3 \gg A_2 \\ K_{ex} &= 1 \\ \text{hex} &= 213648 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

$$\text{Total friction loss} = 214758,476 \text{ J/kg}$$

Perhitungan Daya Pompa

Diambil datum pada titik 1 dan 2

$$z_2 - z_1 = 1,5 \text{ ft}$$

$$P_2 - P_1 = 1,2 - 0,4 = 0,8 \text{ atm}$$

Karena terdapat *heat exchanger* dalam aliran, maka terjadi *pressure drop* ΔP . Nilai ΔP ditetapkan sebesar 5 psi (0,34 atm) untuk fluida minya pada bagian *inner pipe*. Untuk mengakomodir terjadinya *pressure drop*, maka nilai ΔP ditambahkan ke nilai P_2 . Penggunaan nilai 5 psi dipilih karena kecilnya nilai yang diperoleh berdasarkan perhitungan pada spesifikasi alat.

$$P_2 = 1,2 + 0,34 = 1,54 \text{ atm}$$

$$P_2 - P_1 = 1,54 - 0,4 = 1,14 \text{ atm}$$

$$= 115511 \text{ Pa}$$

$$v_2^2 - v_1^2 = 0,177 - 0$$

$$= 0,177 \text{ ft}^2/\text{s}^2$$

Mechanical Energy Balance

$$\frac{1}{2x} (v_{2,av}^2 - v_{1,av}^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \sum F + W_s = 0$$

$$-W_s = 288791,142 \text{ J/kg}$$

$$W_s = -288791,142 \text{ J/kg}$$

Efisiensi pompa, $\eta = 80\%$

$$W_p = -W_s/\eta$$

$$W_p = \frac{288791,142}{0,8}$$

$$W_p = 360989 \text{ J/kg}$$

$$\begin{aligned} \text{Daya pompa, P} &= \text{mass rate} \times W_p \\ &= 989,110 \text{ W} \\ &= 0,98911 \text{ kW} \\ &= 1,32640 \text{ hp} \end{aligned}$$

$$\text{Standardisasi} = 0,50000 \text{ hp}$$

Tabel C.34. Spesifikasi Alat *Bottom Product Pump*

Spesifikasi	Keterangan
Tipe	<i>centrifugal pump</i>
Kapasitas	9,864 kg/jam
Bahan	<i>Commercial steel</i>
Ukuran pipa	NPS 1/8 in. <i>sch . 80</i>
<i>Power pump</i>	0,5 hp
Jumlah pompa	1
Harga Alat	Rp 14.779.404

17. Bottom Product Cooler (E-219)

Fungsi : mendinginkan *bottom product* sebelum menuju tangki penyimpanan
Tipe : *Double Pipe Heat Exchanger (DPHE)*
Bahan : *Carbon steel, SA-240 Grade A*

Tabel C.35. Data Hot Fluid pada Bottom Product Cooler

Komposisi	m (kg/jam)	fraksi massa (xi)	Cp (Btu/lbF)	$\frac{k}{\text{ft}}$ Btu/(hr)(ft ²)(°F)	μ (cP)
Minyak	9,8644	1	0,496	0,0927	1,00
Total	9,8644	1	0,496	0,0927	1,00

Tabel C.36. Data Cold Fluid pada Bottom Product Cooler

Komposisi	m (kg/jam)	fraksi massa (xi)	Cp (Btu/lbF)	$\frac{k}{\text{ft}}$ Btu/(hr)(ft ²)(°F)	μ (cP)
H ₂ O (CW)	137,5174	1	1	0,3580	0,85
Total	137,5174	1	1	0,3580	0,85

1. Heat Balance

Aliran fluida panas W = 9,8644 kg/jam
= 21,74725 lb/jam
Aliran fluida dingin q = 3599,913 kJ/jam
= 3412,058 Btu/jam
w = 137,5174 kg/jam
= 303,1736 lb/jam

2. LMTD

Hot fluid : minyak

$$T_1 = 216,49 \text{ }^\circ\text{C} = 376,64 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$T_2 = 40 \text{ }^\circ\text{C} = 277,59 \text{ }^\circ\text{F}$$

Cold fluid : cooling water

$$t_1 = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 272,04 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$t_2 = 40 \text{ }^\circ\text{C} = 277,59 \text{ }^\circ\text{F}$$

***penggunaan huruf kapital untuk hot stream; huruf kecil untuk cold stream**

$$\Delta\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{2,3 \log (\Delta t_2 - \Delta t_1)} = 32,48116 \text{ }^\circ\text{F}$$

3. Temperatur Rata-Rata

Caloric temperature

$$T_c = (T_2 + T_1)/2 = 327,115 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$t_c = (t_2 + t_1)/2 = 274,815 \text{ }^\circ\text{F}$$

4. Penentuan Ukuran Pipa dan Peletakkan Fluida

Berdasarkan Tabel 6.1 D.Q. Kern, 1965., maka ditentukan desain DPHE menggunakan pipa dengan kriteria sebagai berikut :

$$\text{Outer pipe, IPS} = 2 \frac{1}{2}$$

$$\text{Inner pipe, IPS} = 1 \frac{1}{4}$$

Berdasarkan Appendix Tabel 11, D.Q. Kern, 1965., dengan kriteria tersebut memiliki ukuran sebagai berikut :

Outer pipe, IPS

$$\text{Inside Diameter, ID} = 2,469 \text{ in} = 0,2058 \text{ ft}$$

$$\text{Outside Diameter, OD} = 2,88 \text{ in} = 0,24 \text{ ft}$$

Inner pipe, IPS

$$\text{Inside Diameter, ID} = 1,38 \text{ in} = 0,115 \text{ ft}$$

$$\text{Outside Diameter, OD} = 1,66 \text{ in} = 0,1383 \text{ ft}$$

Penentuan peletakkan fluida pada annulus atau inner pipe

Berdasarkan Tabel 6.2 D.Q. Kern, 1965, untuk kriteria pipa 2 x 1(1/4) diperoleh data sebagai berikut :

Flow area

$$\text{annulus, } a_a = 2,63 \text{ in}^2 = 0,0183 \text{ ft}^2$$

$$\text{inner pipe, } a_p = 1,5 \text{ in}^2 = 0,0104 \text{ ft}^2$$

Annulus size

$$de = 2,02 \text{ in} = 0,1683 \text{ ft}$$

$$de' = 0,81 \text{ in} = 0,0675 \text{ ft}$$

Dalam penentuan peletakkan fluida pada DPHE, maka fluida dengan *flowrate* yang lebih besar harus diletakkan pada pipa dengan luas area yang lebih besar agar *pressure drop* keduanya tidak berbeda jauh.

Maka dalam hal ini, untuk penentuan peletakkan fluida pada DPHE adalah sebagai berikut :

Fluida	Flowrate (lb/jam)	Peletakkan Fluida pada DPHE
Hot fluid (minyak)	21,747254	inner pipe
Cold fluid (cooling water)	303,17361	annulus pipe

Tabel C.37. Evaluasi Perpindahan Panas

<i>Annulus Pipe: cold fluid (cooling water)</i>	<i>Inner Pipe: hot fluid (minyak)</i>
<p>5. Mass velocity</p> $Ga = \frac{W}{a_a}$ $= 16599,63 \text{ lb/hr.ft}^2$	<p>5. Mass velocity</p> $Gp = \frac{w}{a_p}$ $= 2087,738 \text{ lb/hr.ft}^2$
<p>6. Pada tc = 274,815 °F = 408,047 K</p> <p>Viskositas, μ_a = 0,8500 cP = 2,056 lb/ft.jam</p> <p>$De = (D_2^2 - D_1^2)/D_1$ = 0,0762 ft</p> <p>$Nre_a = \frac{Ga \times De}{\mu}$ = 615,22</p>	<p>6. Pada Tc = 327,115 °F = 437,103 K</p> <p>Viskositas, μ_p = 1 cP = 2,419 lb/ft.jam</p>
<p>7. Dari Appendix Gambar 24 D.Q. Kern, 1965., didapatkan nilai j_H :</p> <p>$j_H = 3,7$</p>	<p>$j_H = 1,5$</p>
<p>8. Pada tc = 274,815 °F = 134,89 °C = 408,047 K</p> <p>$c = 1,000 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$</p>	<p>8. Pada Tc = 327,115 °F = 163,952 °C = 437,103 K</p> <p>$c = 0,496 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$</p>

$k = 0,3580 \text{ Btu/(jam)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F/ft)}$ $\left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/3} = 1,791$ 9. $h_o = j_H \frac{k}{De} (c\mu/k)^{1/3} (\mu/\mu_w)^{0,14}$ $= 31,1298 \text{ Btu/(jam)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}$	$k = 0,0927 \text{ Btu/(jam)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F/ft)}$ $\left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/3} = 1,497$ 9. $h_i = j_H \frac{k(c\mu/k)^{1/3} (\mu/\mu_w)^{0,14}}{D}$ $= 1,8095 \text{ Btu/(jam)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}$ $h_{io} = h_i \frac{ID}{OD}$ $= 1,5043$
---	--

11. Clean Overall Coefficient , U_c

$$U_c = \frac{h_o \times h_{io}}{h_o + h_{io}}$$

$$= 1,4349 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

12. Dirt Overall Coefficient, U_D

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{U_c} + R_d$$

$$= 0,6999$$

$$U_D = 1,4288 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Dari Appendiks Tabel 12 D.Q. Kern, 1965.,

$$R_d = 0,003 \text{ jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/Btu}$$

13. Required Surface:

$$A = \frac{Q}{U_D \Delta t}$$

$$= \frac{3412,0583}{46,4081}$$

$$= 73,5229 \text{ ft}^2$$

Untuk pipa 1 1/4 in. IPS standard memiliki *external surface area* sebesar 0,435 ft²/ft

$$\text{Required length} = 169,01823 \text{ ft}$$

Panjang ini dapat dipenuhi dengan menggunakan lima buah 20-ft *hairpins* dirangkai seri.

$$L = 200 \text{ ft}$$

14. Actual Surface Supplied

$$A_{actual} = 200 \times 0,435 = 87 \text{ ft}^2$$

$$U_{Design} = \frac{Q}{A_{actual} \cdot \Delta t}$$

$$= \frac{3412,0583}{2825,8612}$$

$$= 1,2074 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{°F}$$

$$Rd_{design} = \frac{U_C - U_D}{U_C \cdot U_D}$$

$$= \frac{1,4349 - 1,2074}{1,4349 \cdot 1,2074}$$

$$= 0,1313 \text{ jam.ft}^2 \cdot \text{°F/Btu}$$

Evaluasi Nilai Pressure Drop

<i>Annulus Pipe: cold fluid (crude oil)</i>	<i>Inner Pipe: hot fluid (steam)</i>
1. $De' = (D_2 - D_1)$ $= 0,0674 \text{ ft}$	
$Nre's = \frac{De' \cdot Ga}{\mu}$	
$Nre's = 544,305$	$Nre.t = 99,25$
$f = 0,0035 + \frac{0,264}{(DG/\mu)^{0,42}}$	$f = 0,0035 + \frac{0,264}{(DG/\mu)^{0,42}}$
$f = 0,02223053 \text{ ft}^2/\text{in}^2$	$f = 0,04178018 \text{ ft}^2/\text{in}^2$
$s = 1,0$ <i>(Tabel 6 D.Q. Kern, 1965)</i>	$s = 1,3$ <i>(Tabel 6 D.Q. Kern, 1965)</i>
$\rho = 62,5$	$\rho = 81,25$
2. $\Delta Fa = \frac{4fGa^2L}{2g\rho^2De'}$ $\Delta Fa = 0,02226 \text{ ft}$	2. $\Delta Fp = \frac{4fGp^2L}{2g\rho^2D}$ $= 0,00023 \text{ ft}$ $\Delta Pp = 0,00012952 \text{ psi}$
3. $V = \frac{G}{3600 \rho}$ $= 0,07378 \text{ fps}$ $Fl = 3 (V^2)$	allowable $\Delta Pp = 10 \text{ psi}$

	(2g')	
	= 0,00025 ft	
ΔPa	= 0,00977 psi	
allowable Δpa	= 10 psi	

Tabel C.38. Spesifikasi Alat *Bottom Product Cooler* (E - 219)

Spesifikasi	Keterangan	
Tipe	<i>Double Pipe Heat Exchanger (DPHE)</i>	
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel, SA - 283 Grade C</i>	
Jumlah	1 buah	
Kondisi operasi		
Annulus :		
- Suhu	274,815	°F
- Tekanan	1	atm
Inner pipe :		
- Suhu	327,115	°F
- Tekanan	1	atm
Dimensi		
Annulus :		
- Diameter dalam	0,20575	ft
- Diameter luar	0,24	ft
- Panjang	200	ft
Inner pipe :		
- Diameter dalam	0,115	ft
- Diameter luar	0,138333333	ft
- Jumlah <i>hairpin</i>	5	buah
Pressure Drop		
<i>Annulus</i>	0,009771015	psi
<i>Inner pipe</i>	0,00012952	psi
Harga Alat	Rp	26.636.326

18. By-Product Storage Tank (F-222)

Fungsi : sebagai tempat penampungan produk bawah kolom distilasi
 Tipe : silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standar.
 Bahan : Carbon steel, SA-240 Grade M

Rate masuk : 9,8644 kg/jam = 0,411017 kg/hari
 $\rho_{\text{reff. air}} (25^\circ\text{C}) = 997,048 \text{ kg/m}^3$

Dasar Perencanaan

T operasi = 40 °C
 P operasi = 1 atm = 14,696 psi
 Massa fluida = 9,8644 kg
 Densitas fluida = 920,000 kg/m³
 Volume fluida = 0,0107222 m³
 Tangki di desain dengan kapasitas produksi *crude oil* lima hari waktu produksi.
 Vol. Fluida Total = 1,2867 m³
 Volume fluida keseluruhan didesain mengisi 80% dari volume tangki total.
 Volume Tangki = 1,6083 m³
 Kapasitas tangki didesain dengan volume sebesar = 2 m³

Table C.39. Data Komponen pada *By-Product Storage Tank*

Komponen	Massa	Fraksi Massa	$\rho \text{ (kg/m}^3\text{)}$	$\rho_c \text{ (kg/m}^3\text{)}$	Cp (kJ/kg.K)	Cpc (kJ/kg.K)
Minyak	9,864	1,000	920,000	920,000	1,942	1,942
Total	9,864	1,000		920,000		1,942

Volume fluida = 1,2867 m³
 $\rho_{\text{campuran}} = 920,000 \text{ kg/m}^3$
 Banyak tangki = 1 tangki
 Asumsi = volume fluida adalah 80% volume silinder
 Volume silinder = 1,6083261 m³ = 96698,9977 in³

Trial nilai *Outside Diameter (OD)* dan ketebalan tangki (ts)

OD = 48 in
 ts = 3/16 in
 ID = OD - 2ts
 = 47,81 in

Luas Alas Lingkaran

$$A = \frac{1}{4} \pi x Di^2$$

$$= 1794,54 \text{ in}^2$$

Ketinggian Silinder

$$L_s = 53,8852 \text{ in}$$

$$L_s/D_i = 1,12701$$

Ketinggian Liquid

$$L_L = 80\% L_s$$

$$= 43,1082 \text{ in}$$

$$= 1,09495 \text{ m}$$

Menentukan *Design Pressure*

Tekanan operasi tangki = tekanan atmosfer + tekanan parsial bahan

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 14,6959 \text{ psi}$$

$$P_{\text{hydrostatic}} = \rho \text{ bahan} \times g \times L_L$$

$$= 9872,043 \text{ Pa}$$

$$= 1,431768313 \text{ psi}$$

$$P_{\text{total}} = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hydrostatic}}$$

$$= 16,13 \text{ psi}$$

Design pressure 10% lebih besar dibandingkan dengan *operating pressure* (Coulson, 1983: 10)

$$P_{\text{desain}} = 1,1 \times P_{\text{total}}$$

$$= 17,74 \text{ psi}$$

Menentukan Ketebalan Silinder

Konstruksi bahan = *Carbon Steel*, SA 240 Grade M

Spesifikasi *Carbon Steel*, SA 240 Grade M

$$f = 18750 \text{ psi} \quad (\text{App. D, Brownell \& Young, 1959, hal. 342})$$

$$E = 0,8 \quad (\text{Tabel 2.1, Kusnarjo, hal. 14})$$

$$C = 0,125 \text{ in} \quad (\text{Timmerhaus. 1981, hal. 542})$$

$$t_s = \frac{P_d \times D_i}{2 \times (f E - 0,6 P_d)} + C \quad (\text{Brownell \& Young, 1959, hal. 254})$$

dimana :

- ts = tebal minimum silinder (in.)
- Pd = tekanan desain (psi)
- f = *maximum allowable stress* (psi)
- Di = diameter dalam silinder (in.)
- E = efisiensi sambungan las
- C = tebal korosi (in.)

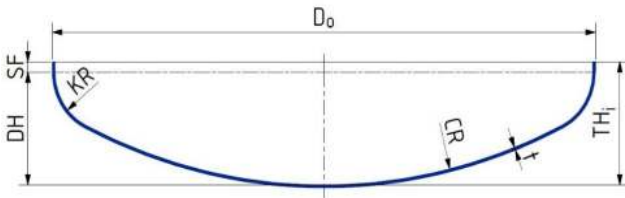
$$ts = \frac{Pd \times Di}{2 \times (fE - 0,6 Pd)} + C$$

$$ts = 0,0283 + 0,125$$

$$ts = 0,153 \text{ in.}$$

Nilai ts yang diperoleh dari hasil trial memenuhi batas minimal ts yang dibutuhkan, sehingga nilai trial dapat diterima.

Penentuan dimensi head



Volume Tutup

$$V \text{ head} = \left(\frac{1}{4} \pi \times h^2\right) \times (3r - h)$$

dimana :

$$d = r \text{ (crown radius)}$$

$$h = 0,169 d$$

$$h = 8,0803125 \text{ in}$$

$$V \text{ head} = 6937,56864 \text{ in}^3$$

Ketebalan Tutup

Dengan nilai OD = 48 in maka diperoleh :

$$\begin{aligned}
 r &= 48 \text{ in.} \\
 icr &= 3 \text{ in.} \\
 t \text{ head} &= \frac{0,885 \times Pd \times r}{(fE - 0,1 Pd)} + C \\
 &= 0,175246855 \text{ in.}
 \end{aligned}$$

Dimension of ASME Code Standard

$$t \text{ head} = 3/16 \text{ in.} \quad (\text{Tabel 5.7, Brownell \& Young, 1959, hal. 91})$$

Tinggi Total Tangki

$$\begin{aligned}
 L_T &= L_s + (2 \times h) \\
 &= 16,161 \text{ in.}
 \end{aligned}$$

Volume Total Tangki

$$\begin{aligned}
 V \text{ total} &= V \text{ silinder} + (2 \times V \text{ head}) \\
 &= 13875,1 \text{ in}^3
 \end{aligned}$$

Tabel C.40. Spesifikasi *By-Product Storage Tank* (F-222)

Spesifikasi Alat		Keterangan	
Diameter dalam tangki	Di	47,813 in.	1,214 m.
Diameter luar tangki	Do	48,000 in.	1,219 m.
Tinggi liquid dalam silinder	L _L	43,108 in.	1,095 m.
Tinggi silinder	L _s	53,885 in.	1,369 m.
Tinggi tangki	L _T	16,161 in.	0,410 m.
Tebal silinder	ts	0,188 in.	0,005 m.
Tebal tutup atas	tha	0,188 in.	0,005 m.
Tebal tutup bawah	thb	0,188 in.	0,005 m.
Volume total tangki	V total	13875,137 in ³	0,227 m ³
Harga Alat		Rp	70.507.922

19. Final Product Pump (L-223)

Fungsi : memompa *crude oil* menuju *final product storage tank*
 Tipe : *centrifugal pump*

Kondisi operasi :

Suction pressure (P₁)

Tekanan total = Tekanan operasi
 = 1 atm
 Tekanan desain = 1,1 x Tekanan total
 = 1,1 atm

Suction pressure (P₂)

Tekanan total = Tekanan operasi
 = 1,3 atm
 Tekanan desain = 1,1 x Tekanan total
 = 1,43 atm

Penentuan Dimensi

Mass rate = 14,042 kg/jam = 30,963 lb/jam
 Viskositas, μ = 0,550 cp = 0,227 lb/ft.s
 = 0,006 Pa.s
 Densitas, ρ = 920 kg/m³ = 57,408 lb/ft³
Flow rate = 0,539 ft³/jam = 0,009 ft³/min
 = 0,067 gpm = 0,015 m³/jam

Asumsi aliran laminar sehingga menentukan nilai ID opt menggunakan persamaan :

ID opt = $0,133 (Q^{0,40}) \mu_r^{0,2}$ (Peter Timmerhaus, 5th Ed., p.496)

= 0,0003333 m = 0,01312288 in

Diameter standar = 0,215 in (NPS 1/8 in. Sch. 80)

= 0,005461 m

Outside diameter = 0,405 in = 0,03374 ft = 0,0103 m

Inside diameter = 0,215 in = 0,01791 ft = 0,0055 m

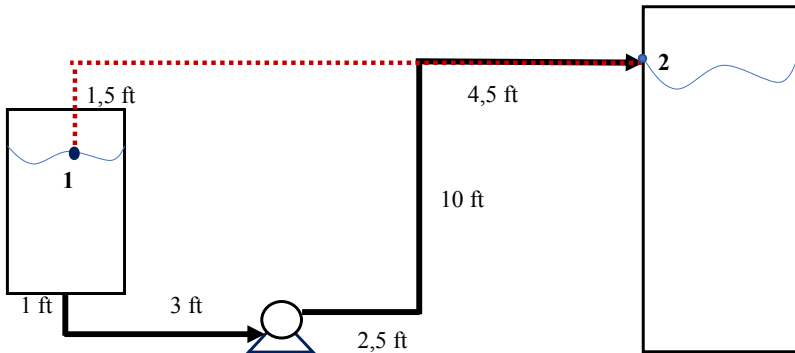
Flow area = 0,00025 ft²

= 0,00002323 m²

Kecepatan fluida = 2157,372 ft/jam

= 0,599 ft/s

= 0,31038 m/s



$$\begin{aligned} \text{Bilangan Reynold, } Nre &= \frac{D v \rho}{\mu} \\ &= 283,60 \quad (\text{Laminar flow for } Nre < 2100) \end{aligned}$$

Maka, asumsi awal aliran laminar dapat diterima.

Perhitungan Friksi

a). Suction Pump

1. Friksi karena kontraksi tangki menuju pipa

Luas tangki sangat besar jika dibandingkan dengan luas pipa, $A_1 \gg A_3$, sehingga perbandingan $A_3/A_1 \approx 0$

$$\text{Aliran laminar,} \quad \alpha = 0,5$$

Friction loss

$$h_c = k_c \times \frac{v^2}{2 \alpha}$$

$$k_c = 0,55 \times \left(1 - \frac{A_3}{A_1}\right) \quad \text{dimana, } A_1 \gg A_3$$

$$= 0,55$$

$$h_c = 0,052984659 \quad \text{J/kg}$$

2. Friksi karena pipa lurus

$$\text{Panjang pipa} = 4 \text{ ft} = 1,22 \text{ m}$$

$$Nre = 283,60$$

Friction loss

digunakan bahan *commercial steel* (Gambar 2.10-3, Geankoplis), maka :

$$\xi = 0,000046 \text{ m}$$

$$\frac{\xi}{ID} = \frac{0,000046}{0,0103} = 0,004471$$

Berdasarkan Gambar 2.10-3, Geankoplis., apabila nilai $\xi/ID =$; dengan Nre maka nilai

fanning friction factor (f) =

$$\begin{aligned} \text{fanning friction factor, } f &= 0,0075 \\ Ff &= \frac{4 f L v^2}{D^2 \times 2} \\ Ff &= 16,650942 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

b). Discharge Pump

1. Friksi karena pipa lurus

$$\begin{aligned} \text{Panjang pipa} &= 17 \text{ ft} = 5,185 \text{ m} \\ \text{Nre} &= 283,60 \end{aligned}$$

Friction loss

digunakan bahan *commercial steel* (Gambar 2.10-3, Geankoplis), maka :

$$\begin{aligned} \xi &= 0,000046 \text{ m} \\ \frac{\xi}{\text{ID}} &= \frac{0,000046}{0,0103} = 0,004471 \end{aligned}$$

Berdasarkan Gambar 2.10-3, Geankoplis., apabila nilai ξ/ID = ; dengan Nre maka nilai *fanning friction factor* (f) =

$$\begin{aligned} \text{fanning friction factor, } f &= 0,0075 \\ Ff &= \frac{4 f L v^2}{D^2 \times 2} \\ Ff &= 70,76650535 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

2. Friksi karena fitting and valve

Jenis fitting and valve	kf	Jumlah
Elbow 90° standar	0,75	3

$$\text{Elbow } 90^\circ \text{ standar} = 3 \text{ kf } v^2 / (2\alpha) = 1480,49687 \text{ J/kg}$$

3. Friksi karena ekspansi pipa menuju tangki

Friction loss

$$\begin{aligned} \text{hex} &= \text{Ke} \times \frac{v^2}{2 \alpha} \\ \text{Kex} &= 1,0 \times \left(1 - \frac{A_3}{A_2}\right) \quad \text{dimana, } A_3 \gg A_2 \\ \text{Kex} &= 1 \\ \text{hex} &= 432962 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

$$\text{Total friction loss} = 434530,138 \text{ J/kg}$$

Perhitungan Daya Pompa

Diambil datum pada titik 1 dan 2

$$\begin{aligned}
 z_2 - z_1 &= 1,5 \text{ ft} \\
 p_2 - p_1 &= 1,2 - 1 = 0,2 \text{ atm} = 20265 \text{ Pa} \\
 v_2^2 - v_1^2 &= 0,359 - 0 \\
 &= 0,359 \text{ ft}^2/\text{s}^2
 \end{aligned}$$

Mechanical Energy Balance

$$\frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{p_2 - p_1}{\rho} + \sum F + W_s = 0$$

$$\begin{aligned}
 -W_s &= 434898,212 \text{ J/kg} \\
 W_s &= -434898,212 \text{ J/kg}
 \end{aligned}$$

Efisiensi pompa, $\eta = 80\%$

$$\begin{aligned}
 W_p &= -W_s / \eta \\
 W_p &= \frac{434898,212}{0,8} \\
 W_p &= 543622,7646 \text{ J/kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Daya pompa, } P &= \text{mass rate} \times W_p \\
 &= 2120,4308 \text{ W} \\
 &= 2,1204308 \text{ kW} \\
 &= 2,8434977 \text{ hp} \\
 \text{Standardisasi} &= 3 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

Tabel C.41. Spesifikasi *Final Product Pump* (L-223)

Spesifikasi	Keterangan
Tipe	<i>centrifugal pump</i>
Kapasitas	14,042 kg/jam
Bahan	<i>Commercial steel</i>
Ukuran pipa	NPS 1/8 in. sch . 80
<i>Power pump</i>	3 hp
Jumlah pompa	1
Harga Alat	Rp 21.045.648

20. By-Product Splitting Pump (L-224)

Fungsi : memompa *crude oil* menuju *splitting point* dan *final product storage tank*

Tipe : *centrifugal pump*

Kondisi operasi :

Suction pressure (P₁)

Tekanan total = Tekanan operasi
= 1 atm
Tekanan desain = 1,1 x Tekanan total
= 1,1 atm

Suction pressure (P₂)

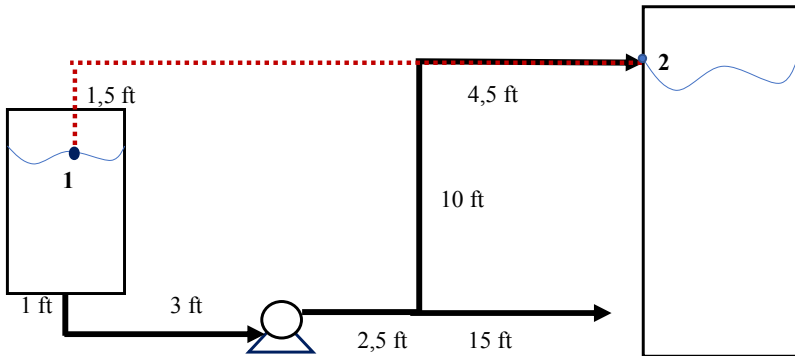
Tekanan total = Tekanan operasi
= 1,3 atm
Tekanan desain = 1,1 x Tekanan total
= 1,43 atm

Penentuan Dimensi

Mass rate = 14,042 kg/jam = 30,963 lb/jam
Viskositas, μ = 0,550 cp = 0,227 lb/ft.s
= 0,006 Pa.s
Densitas, ρ = 920 kg/m³ = 57,408 lb/ft³
Flow rate = 0,539 ft³/jam = 0,009 ft³/min
= 0,067 gpm = 0,015 m³/jam

Asumsi aliran laminar sehingga menentukan ID opt menggunakan persamaan :

ID opt = $0,133 (Q^{0,40}) \mu_r^{0,2}$ (Peter Timmerhaus, 5th Ed., p.496)
= 0,0003333 m = 0,01312288 in
Diameter standar = 0,215 in (NPS 1/8 in. Sch. 80)
= 0,005461 m
Outside diameter = 0,405 in = 0,03374 ft = 0,0103 m
Inside diameter = 0,215 in = 0,01791 ft = 0,0055 m
Flow area = 0,00025 ft²
= 0,00002323 m²
Kecepatan fluida = 2157,372 ft/jam
= 0,599 ft/s
= 0,31038 m/s



Bilangan *Reynold*, $N_{re} = \frac{D v \rho}{\mu}$
 $= 283,60$ (*Laminar flow for $N_{re} < 2100$*)

Maka, asumsi awal aliran laminar dapat diterima.

Perhitungan Friksi

a). Suction Pump

1. Friksi karena kontraksi tangki menuju pipa

Luas tangki sangat besar jika dibandingkan dengan luas pipa, $A_1 \gg \gg A_3$, sehingga perbandingan $A_3/A_1 \approx 0$

Aliran laminar, $\alpha = 0,5$

Friction loss

$$h_c = k_c \times \frac{v^2}{2 \alpha}$$

$$k_c = 0,55 \times \left(1 - \frac{A_3}{A_1}\right) \quad \text{dimana, } A_1 \gg \gg A_3$$

$$= 0,55$$

$$h_c = 0,052984659 \quad \text{J/kg}$$

2. Friksi karena pipa lurus

Panjang pipa = 4 ft = 1,22 m

$N_{re} = 283,60$

Friction loss

digunakan bahan *commercial steel* (Gambar 2.10-3, Geankoplis), maka :

$$\xi = 0,000046 \quad \text{m}$$

$$\frac{\xi}{ID} = \frac{0,000046}{0,0103} = 0,004471$$

Berdasarkan Gambar 2.10-3, Geankoplis., apabila nilai $\xi/ID =$; dengan Nre maka nilai *fanning friction factor* (f) =

$$\begin{aligned} \text{fanning friction factor, } f &= 0,0075 \\ Ff &= \frac{4 f L v^2}{D^2 \times 2} \\ Ff &= 16,650942 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

b). Discharge Pump

1. Friksi karena pipa lurus

$$\begin{aligned} \text{Panjang pipa} &= 32 \text{ ft} = 9,76 \text{ m} \\ \text{Nre} &= 283,60 \end{aligned}$$

Friction loss

digunakan bahan *commercial steel* (Gambar 2.10-3, Geankoplis), maka :

$$\begin{aligned} \xi &= 0,000046 \text{ m} \\ \frac{\xi}{ID} &= \frac{0,000046}{0,0103} = 0,004471 \end{aligned}$$

Berdasarkan Gambar 2.10-3, Geankoplis., apabila nilai $\xi/ID =$; dengan Nre maka nilai *fanning friction factor* (f) =

$$\begin{aligned} \text{fanning friction factor, } f &= 0,0075 \\ Ff &= \frac{4 f L v^2}{D^2 \times 2} \\ Ff &= 133,2075395 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

2. Friksi karena fitting and valve

Jenis fitting and valve	kf	Jumlah
Elbow 90° standar	0,75	3

$$\text{Elbow } 90^\circ \text{ standar} = 3 \text{ kf } v^2 / (2\alpha) = 1480,49687 \text{ J/kg}$$

3. Friksi karena ekspansi pipa menuju tangki

Friction loss

$$\begin{aligned} \text{hex} &= K_e \times \frac{v^2}{2\alpha} \\ K_{ex} &= 1,0 \times \left(1 - \frac{A_3}{A_2}\right) \quad \text{dimana, } A_3 \gg A_2 \\ K_{ex} &= 1 \\ \text{hex} &= 432962 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

$$\text{Total friction loss} = 434592,579 \text{ J/kg}$$

Perhitungan Daya Pompa

Diambil datum pada titik 1 dan 2

$$\begin{aligned}
 z_2 - z_1 &= 1,5 \text{ ft} \\
 p_2 - p_1 &= 1,2 - 1 = 0,2 \text{ atm} = 20265 \text{ Pa} \\
 v_2^2 - v_1^2 &= 0,359 - 0 \\
 &= 0,359 \text{ ft}^2/\text{s}^2
 \end{aligned}$$

Mechanical Energy Balance

$$\frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{p_2 - p_1}{\rho} + \sum F + W_s = 0$$

$$\begin{aligned}
 -W_s &= 434960,653 \text{ J/kg} \\
 W_s &= -434960,653 \text{ J/kg}
 \end{aligned}$$

Efisiensi pompa, $\eta = 80\%$

$$\begin{aligned}
 W_p &= -W_s/\eta \\
 W_p &= \frac{434960,653}{0,8} \\
 W_p &= 543700,8159 \text{ J/kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Daya pompa, P} &= \text{mass rate} \times W_p \\
 &= 2120,7352 \text{ W} \\
 &= 2,1207352 \text{ kW} \\
 &= 2,8439484 \text{ hp} \\
 \text{Standardisasi} &= 3 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

Tabel C.42. Spesifikasi *By-Product Splitting Pump* (L - 224)

Spesifikasi	Keterangan
Tipe	<i>centrifugal pump</i>
Kapasitas	14,042 kg/jam
Bahan	<i>Commercial steel</i>
Ukuran pipa	NPS 1/8 in. sch . 80
<i>Power pump</i>	3 hp
Jumlah pompa	1
Harga Alat	Rp 21.045.648

21. Final Product Storage Tank

Fungsi : sebagai tempat penyimpanan produk akhir minyak kayu putih
 Tipe : silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standar.
 Bahan : *Carbon steel, SA-240 Grade M*

Rate masuk : 18,9739 kg/jam = 0,790579 kg/hari
 $\rho_{\text{reff. air}} (25^\circ\text{C}) = 997,048 \text{ kg/m}^3$

Dasar Perencanaan

T operasi = 32 °C
 P operasi = 1 atm = 14,696 psi
 Massa fluida = 18,9739 kg
 Densitas fluida = 920,000 kg/m³
 Volume fluida = 0,0206238 m³

Final product storage tank didesain dapat menampung hasil akhir minyak kayu putih selama lima hari operasi

Vol. Fluida Total = 2,4749 m³
 Volume fluida keseluruhan didesain mengisi 80% dari volume silinder
 Volume silinder = 3,0936 m³

Tabel C.43. Data Komponen pada *Final Product Storage Tank*

Komponen	Massa	Fraksi Massa	$\rho \text{ (kg/m}^3\text{)}$	$\rho_c \text{ (kg/m}^3\text{)}$	Cp (kJ/kg.K)	Cpc (kJ/kg.K)
Air	18,974	1,000	997,048	997,048	4,184	4,184
Total	18,974	1,000		997,048		4,184

Volume fluida = 0,0206238 m³
 $\rho_{\text{campuran}} = 920,000 \text{ kg/m}^3$
 Banyak tangki = 1 tangki
 Asumsi = volume fluida adalah 80% volume silinder
 Volume silinder = 2,4749 m³ = 148798,274 in³

Trial nilai *Outside Diameter (OD)* dan ketebalan tangki (ts)

OD = 54 in
 ts = 3/16 in
 ID = OD - 2ts
 = 53,81 in

Luas Alas Lingkaran

$$A = \frac{1}{4} \pi \times Di^2$$

$$= 2273,19 \text{ in}^2$$

Ketinggian Silinder

$$L_s = 65,4579 \text{ in}$$

$$L_s/Di = 1,21641$$

Ketinggian Liquid

$$L_L = 80\% L_s$$

$$= 52,3663 \text{ in}$$

$$= 1,3301 \text{ m}$$

Menentukan *Design Pressure*

Tekanan operasi tangki = tekanan atmosfer + tekanan parsial bahan

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 14,6959 \text{ psi}$$

$$P_{\text{hydrostatic}} = \rho_{\text{bahan}} \times g \times L_L$$

$$= 11992,218 \text{ Pa}$$

$$= 1,739262903 \text{ psi}$$

$$P_{\text{total}} = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hydrostatic}}$$

$$= 16,44 \text{ psi}$$

Design pressure 10% lebih besar dibandingkan dengan *operating pressure* (Coulson, 1983: 10)

$$P_{\text{desain}} = 1,1 \times P_{\text{total}}$$

$$= 18,08 \text{ psi}$$

Menentukan Ketebalan Silinder

Konstruksi bahan = *Carbon Steel*, SA 240 Grade M

Spesifikasi *Carbon Steel*, SA 240 Grade M

$$f = 18750 \text{ psi} \quad (\text{App. D, Brownell \& Young, 1959, hal. 342})$$

$$E = 0,8 \quad (\text{Tabel 2.1, Kusnarjo, hal. 14})$$

$$C = 0,125 \text{ in} \quad (\text{Timmerhaus. 1981, hal. 542})$$

$$t_s = \frac{P_d \times Di}{2 \times (f E - 0,6 P_d)} + C \quad (\text{Brownell \& Young, 1959, hal. 254})$$

dimana :

- ts = tebal minimum silinder (in.)
- Pd = tekanan desain (psi)
- f = *maximum allowable stress* (psi)
- Di = diameter dalam silinder (in.)
- E = efisiensi sambungan las
- C = tebal korosi (in.)

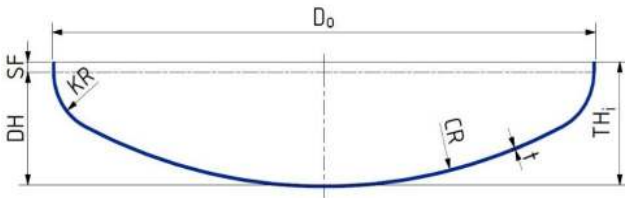
$$ts = \frac{Pd \times Di}{2 \times (fE - 0,6 Pd)} + C$$

$$ts = 0,0325 + 0,125$$

$$ts = 0,157 \text{ in.}$$

Nilai ts yang diperoleh dari hasil trial memenuhi batas minimal ts yang dibutuhkan, sehingga nilai trial dapat diterima.

Penentuan dimensi head



Volume Tutup

$$V \text{ head} = \left(\frac{1}{4} \pi \times h^2\right) \times (3r - h)$$

dimana :

$$d = r \text{ (crown radius)}$$

$$h = 0,169 d$$

$$h = 9,0943125 \text{ in}$$

$$V \text{ head} = 9890,82327 \text{ in}^3$$

Ketebalan Tutup

Dengan nilai OD = 54 in maka diperoleh :

$$r = 54 \text{ in.}$$

$$icr = 3 \frac{1}{4} \text{ in.}$$

$$t \text{ head} = \frac{0,885 \times Pd \times r}{(fE - 0,1 Pd)} + C$$

$$= 0,182605615 \text{ in.}$$

Dimension of ASME Code Standard

$$t \text{ head} = 3/16 \text{ in.}$$

(Tabel 5.7, Brownell & Young, 1959, hal. 91)

Tinggi Total Tangki

$$\begin{aligned}L_T &= L_s + (2 \times h) \\ &= 18,189 \text{ in.}\end{aligned}$$

Volume Total Tangki

$$\begin{aligned}V \text{ total} &= V \text{ silinder} + (2 \times V \text{ head}) \\ &= 19781,6 \text{ in}^3\end{aligned}$$

Tabel C.44. Spesifikasi *Final Product Storage Tank* (F-225)

Spesifikasi Alat		Keterangan	
Diameter dalam tangki	Di	53,813 in.	1,367 m.
Diameter luar tangki	Do	54,000 in.	1,372 m.
Tinggi liquid dalam silinder	L _L	52,366 in.	1,330 m.
Tinggi silinder	L _s	65,458 in.	1,663 m.
Tinggi tangki	L _T	18,189 in.	0,462 m.
Tebal silinder	ts	0,188 in.	0,005 m.
Tebal tutup atas	tha	0,188 in.	0,005 m.
Tebal tutup bawah	thb	0,188 in.	0,005 m.
Volume total tangki	V total	19781,647 in ³	0,324 m ³
Harga Alat		Rp	125.347.417

22. *Condensate Tank* (F-315)

Fungsi : sebagai tempat penampung *condensate*
Tipe : silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standar.
Bahan : *Carbon steel, SA-240 Grade M*

$$\begin{aligned}\text{Rate masuk} &: 25,0693 \text{ kg/jam} &= 1,044554 \text{ kg/hari} \\ \rho_{\text{reff. air}} (25^\circ\text{C}) &&= 997,048 \text{ kg/m}^3\end{aligned}$$

Dasar Perencanaan

$$\begin{aligned}T \text{ operasi} &= 40 \text{ }^\circ\text{C} \\ P \text{ operasi} &= 1 \text{ atm} = 14,696 \text{ psi} \\ \text{Massa fluida} &= 25,0693 \text{ kg} \\ \text{Densitas fluida} &= 997,048 \text{ kg/m}^3 \\ \text{Volume fluida} &= 0,0251435 \text{ m}^3 \\ \text{Tangki di desain dengan } &\textit{steam condensate} \text{ selama satu hari operasi} \\ \text{Vol. Fluida Total} &= 0,6034 \text{ m}^3 \\ \text{Volume fluida keseluruhan} &\text{ didesain mengisi 80\% dari volume silinder}\end{aligned}$$

Volume silinder = 0,7543 m³

Tabel C.45. Data Komponen pada *Condensate Tank*

Komponen	Massa	Fraksi Massa	ρ (kg/m ³)	ρ_c (kg/m ³)	Cp (kJ/kg.K)	Cpc (kJ/kg.K)
Air	25,069	1,000	997,048	997,048	4,184	4,184
Total	25,069	1,000		997,048		4,184

Volume fluida = 0,0251435 m³

ρ campuran = 920,000 kg/m³

Banyak tangki = 1 tangki

Asumsi = volume fluida adalah 80% volume silinder

Volume silinder = 0,6034 m³ = 36281,5012 in³

Trial nilai *Outside Diameter (OD)* dan ketebalan tangki (ts)

OD = 40 in

ts = 3/16 in

ID = OD - 2ts
= 39,81 in

Luas Alas Lingkaran

$$A = \frac{1}{4} \pi \times Di^2$$

$$= 1244,25 \text{ in}^2$$

Ketinggian Silinder

Ls = 29,1593 in

Ls/Di = 0,73242

Ketinggian Liquid

L_L = 80% Ls
= 23,3274 in
= 0,59252 m

Menentukan *Design Pressure*

Tekanan operasi tangki = tekanan atmosfer + tekanan parsial bahan

$$P \text{ operasi} = 1 \text{ atm} = 14,6959 \text{ psi}$$

$$P \text{ hydrostatic} = \rho \text{ bahan} \times g \times L_L$$

$$= 5342,128 \text{ Pa}$$

$$= 0,774782903 \text{ psi}$$

$$P \text{ total} = P \text{ operasi} + P \text{ hydrostatic}$$

$$= 15,47 \text{ psi}$$

Design pressure 10% lebih besar dibandingkan dengan *operating pressure* (Coulson, 1983: 10)

$$P \text{ desain} = 1,1 \times P \text{ total}$$

$$= 17,02 \text{ psi}$$

Menentukan Ketebalan Silinder

Konstruksi bahan = *Carbon Steel*, SA 240 Grade M

Spesifikasi *Carbon Steel*, SA 240 Grade M

$$f = 18750 \text{ psi} \quad (\text{App. D, Brownell \& Young, 1959, hal. 342})$$

$$E = 0,8 \quad (\text{Tabel 2.1, Kusnarjo, hal. 14})$$

$$C = 0,125 \text{ in} \quad (\text{Timmerhaus. 1981, hal. 542})$$

$$t_s = \frac{P_d \times D_i}{2 \times (f E - 0,6 P_d)} + C \quad (\text{Brownell \& Young, 1959, hal. 254})$$

dimana :

t_s = tebal minimum silinder (in.)

P_d = tekanan desain (psi)

f = *maximum allowable stress* (psi)

D_i = diameter dalam silinder (in.)

E = efisiensi sambungan las

C = tebal korosi (in.)

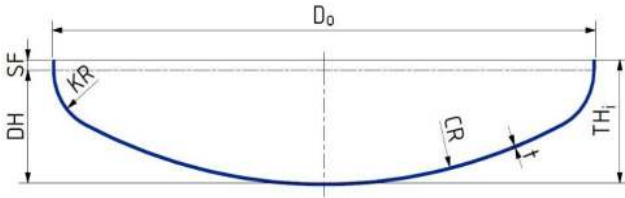
$$t_s = \frac{P_d \times D_i}{2 \times (f E - 0,6 P_d)} + C$$

$$t_s = 0,0226 + 0,125$$

$$t_s = 0,148 \text{ in.}$$

Nilai t_s yang diperoleh dari hasil trial memenuhi batas minimal t_s yang dibutuhkan, sehingga nilai trial dapat diterima.

Penentuan dimensi head



Volume Tutup

$$V_{head} = \left(\frac{1}{4}\pi x h^2\right) x (3r - h)$$

dimana :

$$d = r \text{ (crown radius)}$$

$$h = 0,169 d$$

$$h = 6,7283125 \text{ in}$$

$$V_{head} = 4005,35749 \text{ in}^3$$

Ketebalan Tutup

Dengan nilai OD = 40 in maka diperoleh :

$$r = 40 \text{ in.}$$

$$i_{cr} = 2 \frac{1}{2} \text{ in.}$$

$$t_{head} = \frac{0,885 x Pd x r}{(fE - 0,1 Pd)} + C$$

$$= 0,16516645 \text{ in.}$$

Dimension of ASME Code Standard

$$t_{head} = 3/16 \text{ in.} \quad (\text{Tabel 5.7, Brownell \& Young, 1959, hal. 91})$$

Tinggi Total Tangki

$$L_T = L_s + (2 x h)$$

$$= 13,457 \text{ in.}$$

Volume Total Tangki

$$V_{total} = V_{silinder} + (2 x V_{head})$$

$$= 8010,71 \text{ in}^3$$

Tabel C.46. Spesifikasi *Condensate Tank* (F-315)

Spesifikasi Alat		Keterangan	
Diameter dalam tangki	Di	39,813 in.	1,011 m.
Diameter luar tangki	Do	40,000 in.	1,016 m.
Tinggi liquid dalam silinder	L _L	23,327 in.	0,593 m.
Tinggi silinder	L _s	29,159 in.	0,741 m.
Tinggi tangki	L _T	13,457 in.	0,342 m.
Tebal silinder	ts	0,188 in.	0,005 m.
Tebal tutup atas	tha	0,188 in.	0,005 m.
Tebal tutup bawah	thb	0,188 in.	0,005 m.
Volume total tangki	V total	8010,715 in ³	0,131 m ³
Harga Alat	Rp	36.037.383	

23. Condensate Pump (L - 316)

Fungsi : memompa *condensate* dari *condensate tank* menuju *condensate polishing unit*

Tipe : *centrifugal pump*

Kondisi operasi :

Suction pressure (P₁)

Tekanan total = Tekanan operasi
= 1 atm
Tekanan desain = 1,1 x Tekanan total
= 1,1 atm

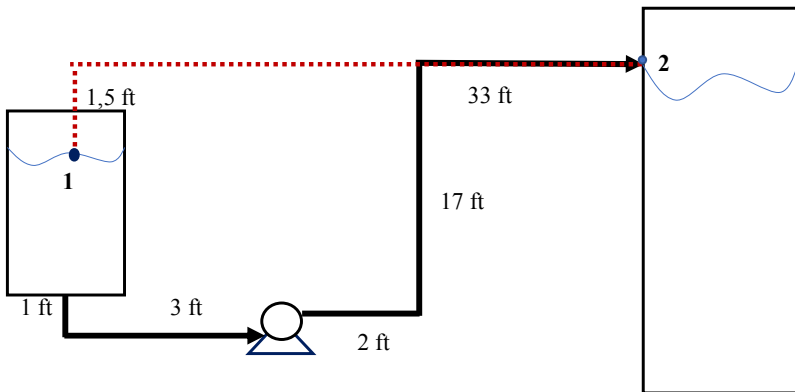
Suction pressure (P₂)

Tekanan total = Tekanan operasi
= 1,3 atm
Tekanan desain = 1,1 x Tekanan total
= 1,43 atm

Penentuan Dimensi

Mass rate = 25,0693 kg/jam = 55,278 lb/jam
Viskositas, μ = 0,890 cp = 0,368 lb/ft.s
= 0,001 Pa.s
Densitas, ρ = 997 kg/m³ = 62,2157952 lb/ft³
Flow rate = 0,888 ft³/jam = 0,015 ft³/min
= 0,111 gpm = 0,025 m³/jam
ID opt = 0,133 (Q^{0,40}) $\mu_r^{0,2}$ (Peter Timmerhaus, 5th Ed., p.496)

	=	0,0002827 m	=	0,01113137 in
Diameter standar	=	0,215 in		(NPS 1/8 in. Sch. 80)
	=	0,005461 m		
Outside diameter	=	0,405 in	=	0,03374 ft = 0,0103 m
Inside diameter	=	0,215 in	=	0,01791 ft = 0,0055 m
Flow area	=	0,00025 ft ²		
	=	0,00002323 m ²		
Kecepatan fluida	=	3553,940 ft/jam		
	=	0,987 ft/s		
	=	0,31038 m/s		



Bilangan *Reynold*, N_{re} = $\frac{D v \rho}{\mu}$

= 1899,34 (*Laminar flow for $N_{re} < 2100$*)

Perhitungan Friksi

a). Suction Pump

1. Friksi karena kontraksi tangki menuju pipa

Luas tangki sangat besar jika dibandingkan dengan luas pipa, $A_1 \gg A_3$, sehingga perbandingan $A_3/A_1 \approx 0$

Aliran laminar, $\alpha = 0,5$

Friction loss

$$h_c = k_c \times \frac{v^2}{2 \alpha}$$

$$k_c = 0,55 \times \left(1 - \frac{A_3}{A_1}\right) \quad \text{dimana } A_1 \gg A_3$$

$$\begin{aligned} \xi &= 0,00046 \text{ m} \\ &= 0,55 \\ hc &= 0,052984659 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

2. Friksi karena pipa lurus

$$\begin{aligned} \text{Panjang pipa} &= 4 \text{ ft} = 1,22 \text{ m} \\ N_{re} &= 1899,34 \end{aligned}$$

Friction loss

digunakan bahan *commercial steel* (Gambar 2.10-3, Geankoplis), maka :

$$\begin{aligned} \xi &= 0,000046 \text{ m} \\ \frac{\xi}{ID} &= \frac{0,000046}{0,0103} = 0,004471 \end{aligned}$$

Berdasarkan Gambar 2.10-3, Geankoplis., apabila nilai $\xi/ID =$; dengan N_{re} maka nilai *fanning friction factor* (f) =

$$\begin{aligned} \text{fanning friction factor, } f &= 0,0075 \\ Ff &= \frac{4 f L v^2}{D^2 \times 2} \\ Ff &= 16,650942 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

b). Discharge Pump

1. Friksi karena pipa lurus

$$\begin{aligned} \text{Panjang pipa} &= 52 \text{ ft} = 15,86 \text{ m} \\ N_{re} &= 1899,34 \end{aligned}$$

Friction loss

digunakan bahan *commercial steel* (Gambar 2.10-3, Geankoplis), maka :

$$\begin{aligned} \xi &= 0,000046 \text{ m} \\ \frac{\xi}{ID} &= \frac{0,000046}{0,0103} = 0,004471 \end{aligned}$$

Berdasarkan Gambar 2.10-3, Geankoplis., apabila nilai $\xi/ID =$; dengan N_{re} maka nilai *fanning friction factor* (f) =

$$\begin{aligned} \text{fanning friction factor, } f &= 0,0075 \\ Ff &= \frac{4 f L v^2}{D^2 \times 2} \\ Ff &= 216,4622517 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

2. Friksi karena *fitting and valve*

Jenis <i>fitting and valve</i>	kf	Jumlah
Elbow 90° standar	0,75	3

$$\text{Elbow } 90^\circ \text{ standar} = 3 \text{ kf } v^2 / (2\alpha) = 2438,89158 \text{ J/kg}$$

3. Friksi karena ekspansi pipa menuju tangki

Friction loss

$$\text{hex} = \text{Ke} \times \frac{v^2}{2\alpha}$$

$$\text{Kex} = 1,0 \times \left(1 - \frac{A_3}{A_2}\right) \quad \text{dimana, } A_3 \gg A_2$$

$$\text{Kex} = 1$$

$$\text{hex} = 0,096335744 \text{ J/kg}$$

$$\text{Total friction loss} = 2672,154 \text{ J/kg}$$

Perhitungan Daya Pompa

Diambil datum pada titik 1 dan 2

$$z_2 - z_1 = 1,5 \text{ ft}$$

$$p_2 - p_1 = 1,5 - 1 = 0,5 \text{ atm} = 50662,5 \text{ Pa}$$

$$v_2^2 - v_1^2 = 0,975 - 0$$

$$= 0,975 \text{ ft}^2/\text{s}^2$$

Mechanical Energy Balance

$$\frac{1}{2\alpha} (v_{2,av}^2 - v_{1,av}^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{p_2 - p_1}{\rho} + \sum F + W_s = 0$$

$$-W_s = 3502,147 \text{ J/kg}$$

$$W_s = -3502,147 \text{ J/kg}$$

Efisiensi pompa, $\eta = 80\%$

$$W_p = -W_s / \eta$$

$$W_p = \frac{3502,147}{0,8}$$

$$W_p = 4377,683158 \text{ J/kg}$$

$$\text{Daya pompa, } P = \text{mass rate} \times W_p$$

	=	30,484848	W
	=	0,0304848	kW
	=	0,0408808	hp
Standardisasi	=	0,33	hp

Tabel C.47. Spesifikasi *Condensate Pump* (L-316)

Spesifikasi	Keterangan
Tipe	<i>centrifugal pump</i>
Kapasitas	25,0693 kg/jam
Bahan	<i>Commercial steel</i>
Ukuran pipa	NPS 1/8 in. <i>sch . 80</i>
<i>Power pump</i>	0,33 hp
Jumlah pompa	1
Harga Alat	Rp 13.621.056

APPENDIKS D
PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI

Kapasitas produksi	=	150.000	kg/tahun
	=	18,939	kg/jam
Lama operasi	=	330	hari/tahun
Basis	=	1	tahun
Nilai tukar rupiah [1 US\$]	=	Rp13.956,00	(29 Desember 2019, 16:00, bi.go.id)
Pengadaan peralatan, tahun	=	2020	
Mulai konstruksi, tahun	=	2020	
Lama konstruksi	=	2	tahun
Mulai beroperasi, tahun	=	2022	

HARGA PERALATAN

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

Harga peralatan setiap tahun akan berubah tergantung pada perubahan ekonomi. Apabila harga alat pada tahun yang lalu diketahui maka harga alat pada tahun sekarang dapat dicari dengan menggunakan *Chemical Engineering Plant Cost Index*

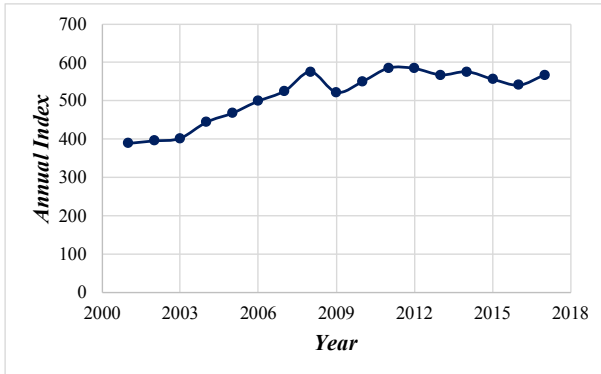
Besarnya harga alat dapat dinyatakan sebagai berikut :

$$\text{Harga alat} = \frac{\text{Index harga tahun}}{\text{Index harga tahun x}} \times \text{Harga tahun X}$$

Tabel D.1 *Chemical Engineering Plant Cost Index*

Tahun	Annual Index
2001	389,2
2002	395,6
2003	402
2004	444,2
2005	468,2
2006	499,6
2007	525,4
2008	575,4
2009	521,9
2010	550,8
2011	585,7
2012	584,6
2013	567,3
2014	576,1
2015	556,8
2016	541,7
2017	567,5

(*Chemical Engineering Plant Cost Index*)



Gambar D.1 Kurva Annual Index Chemical Engineering Plant Cost Index

Dengan metode *Least Square* (Perry, 3-84), dapat dilakukan penaksiran *index* harga rata-rata pada akhir tahun 2020. Penyelesaian dengan *Least Square* menghasilkan suatu persamaan :

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

Keterangan

a = \bar{y} harga rata-rata y

b = $\frac{\sum(\bar{x} - x)(\bar{y} - y)}{\sum(\bar{x} - x)^2}$ *least square line slope*

Tabel D.2. Penaksiran indeks harga dengan *Least Square*

Data	x	y	x ²	y ²	xy
1	2001	389,2	4.004.001,00	151.476,64	778.789,20
2	2002	395,6	4.008.004,00	156.499,36	791.991,20
3	2003	402	4.012.009,00	161.604,00	805.206,00
4	2004	444,2	4.016.016,00	197.313,64	890.176,80
5	2005	468,2	4.020.025,00	219.211,24	938.741,00
6	2006	499,6	4.024.036,00	249.600,16	1.002.197,60
7	2007	525,4	4.028.049,00	276.045,16	1.054.477,80
8	2008	575,4	4.032.064,00	331.085,16	1.155.403,20
9	2009	521,9	4.036.081,00	272.379,61	1.048.497,10
10	2010	550,8	4.040.100,00	303.380,64	1.107.108,00
11	2011	585,7	4.044.121,00	343.044,49	1.177.842,70
12	2012	584,6	4.048.144,00	341.757,16	1.176.215,20
13	2013	567,3	4.052.169,00	321.829,29	1.141.974,90
14	2014	576,1	4.056.196,00	331.891,21	1.160.265,40
15	2015	556,8	4.060.225,00	310.026,24	1.121.952,00
16	2016	541,7	4.064.256,00	293.438,89	1.092.067,20
17	2017	567,5	4.068.289,00	322.056,25	1.144.647,50
Σ	34153	8752	68.613.785,00	4.582.639,14	17.587.552,80
Ave	2009	514,82	4.036.105,00	269.567,01	1.034.561,93

Berdasarkan persamaan *Least Square* diperoleh :

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

$$a = \bar{y} = 514,82$$

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

$$\sum (\bar{x} - x)(\bar{y} - y) = \sum xy - \frac{\sum x \sum y}{n} = 17.587.552,80 - \frac{298.907.056}{17}$$

$$= 4784,8$$

$$\sum (\bar{x} - x)^2 = \sum x^2 - \frac{(\sum x)^2}{n} = 68.613.785,00 - \frac{1.166.427.409}{17}$$

$$= 408,00$$

$$y = 514,82 + 11,72745 x - 2009$$

$$y = 514,82 + 11,72745 x - 23.560,45$$

$$y = 11,73 x - 23.045,63$$

$$\text{untuk } x = 2014 \quad \text{maka } y = 573,46$$

$$\text{untuk } x = 2020 \quad \text{maka } y = 643,83$$

Dapat pula ditabelkan untuk indeks beberapa tahun, sebagai berikut :
dimana : $y = \text{index}$
 $x = \text{tahun}$

Tabel D.3. Hasil Penaksiran Indeks Harga Hingga Tahun 2022

x	y
2001	421,00
2013	561,73
2014	573,46
2015	585,19
2016	596,92
2017	608,64
2018	620,37
2019	632,10
2020	643,83
2021	655,55
2022	667,28

D.2.1 Perhitungan Harga Peralatan Proses

Harga peralatan pada perhitungan analisa ekonomi ini merupakan harga yang didapatkan dari [http:// www.matche.com](http://www.matche.com) yang memberikan harga FOB dari Gulf Coast USA pada tahun 2014

Contoh perhitungan harga alat :

1. *Steam Distillation Tank*

$$\begin{aligned} \text{Jumlah} &= 1 \text{ buah} \\ \text{Harga Tahun 2014} &= \$ 700 \\ \text{Harga Tahun 2020} &= \frac{\text{Indeks tahun 2020}}{\text{Indeks tahun 2014}} \times \text{Harga alat tahun 2014} \\ &= \frac{643,83}{573,46} \times \$ 700 \\ &= \$ 786 \end{aligned}$$

Kurs Dollar (2019)

Rp 13.956

NO	KODE ALAT	Nama Alat	Jumlah	Harga US\$, 2014		Harga Total US\$, 2020
				Per Unit	Total	
1		Steam Dist. Tank	4	700	2.800	3.144
2		Condenser	1	13.300	13.300	14.932
3		Decanter	1	300	300	337
4		Crude Oil Strg. Tank	1	19.900	19.900	22.342
5		Cent. Pump (0,33 hp)	2	976	1.952	2.192
5		Cent. Pump (0,5 hp)	1	1.059	1.059	1.189
5		Cent. Pump (1 hp)	1	1.232	1.232	1.383
6		Cent. Pump (3 hp)	2	1.508	3.016	3.386
7		Pre-Heater	1	1.100	1.100	1.235
8		Vac. Dist. Column	1	25.476	25.476	28.602
9		Condenser	1	1.000	1.000	1.123
10		Accumulator	1	500	500	561
11		Steam Jet Ejector	1	1.500	1.500	1.684
12		Reboiler	1	13.300	13.300	14.932
13		Distillate Cooler	1	1.000	1.000	1.123
14		Inter.Prod. St. Tank	1	5.800	5.800	6.512
15		Bottom Pr. Cooler	1	1.700	1.700	1.909
16		By-Prod. St. Tank	1	4.500	4.500	5.052
17		Final Prod. St. Tank	1	8.000	8.000	8.982
18		Condensate Tank	1	2.300	2.300	2.582
Total						\$123.200

Maka harga peralatan proses pada tahun 2020 adalah = \$ 123.200
 = Rp 1.719.374.857

D.2.2 Perhitungan Harga Peralatan Utilitas

Utilitas yang digunakan pada pabrik ini antara lain adalah:

- 1 Air, digunakan sebagai air pendingin, air, air proses, serta air sanitasi.
- 2 Listrik, digunakan sebagai sumber tenaga pada beberapa peralatan proses, serta sumber energi bagi penerangan dan kantor
- 3 Steam, digunakan sebagai pemanas pada proses produksi

Harga peralatan utilitas untuk tipe plant pengolahan solid-fluid diperkirakan 45% dari harga peralatan berdasarkan tabel 6.1 (Coulson & Richardson, 2005)

Harga peralatan utilitas = 45% x Rp1.719.374.857
 = Rp 773.718.686

D.2.3 Total Harga Peralatan

Total harga peralatan = Harga peralatan proses + Harga alat utilitas
 = Rp1.719.374.857 + Rp773.718.686
 = Rp2.493.093.543

D.3 Gaji Karyawan

Penentuan jumlah karyawan operasional

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas} &= 150.000 \text{ kg/tahun} \\ &= 454,55 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

Pada pabrik ini terdapat 4 tahapan proses, maka diperoleh :

$$\begin{aligned} \text{Jumlah pekerja operasi} &: 19 \text{ pekerja-jam/hari-proses} \times 4 \text{ tahapan proses} \\ &= 76 \text{ pekerja-jam/hari-proses} \\ &= 76 \text{ pekerja-jam/hari-proses} \times \frac{1 \text{ hari}}{3 \text{ shift}} \times \frac{1 \text{ shift}}{8 \text{ jam}} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah pekerja operasi} &: 3 \text{ pekerja} \\ \text{Jumlah pekerja operasi total} &: 3 \text{ pekerja} \times 4 \text{ regu} \\ &= 13 \text{ pekerja} \end{aligned}$$

Berikut adalah perhitungan biaya untuk keperluan gaji karyawan untuk satu bulan:

Tabel D.4 Daftar Gaji Karyawan

No.	Jabatan	Gaji / bulan	Jumlah Karyawan	Gaji/tahun
1.	Dewan Komisaris	Rp 25.000.000,00	3	Rp 900.000.000
2.	Direktur Utama	Rp 20.000.000,00	1	Rp 240.000.000
3.	Direktur Produksi	Rp 15.000.000,00	1	Rp 180.000.000
4.	Direktur Non-Produksi	Rp 15.000.000,00	1	Rp 180.000.000
5.	Manager			
	a. <i>Technical and Production</i>	Rp 10.000.000,00	1	Rp 10.000.000
	b. Lab & QC	Rp 10.000.000,00	1	Rp 10.000.000
	c. <i>Warehouse</i>	Rp 10.000.000,00	1	Rp 10.000.000
	d. Personalia dan Pemasaran	Rp 10.000.000,00	1	Rp 10.000.000
6.	<i>Supervisor</i>			
	a. Pengendalian Proses	Rp 6.000.000,00	1	Rp 6.000.000
	b. K3	Rp 6.000.000,00	1	Rp 6.000.000
	c. Teknik dan <i>Maintenance</i>	Rp 6.000.000,00	1	Rp 6.000.000
	d. Mutu Produksi dan Lab	Rp 6.000.000,00	1	Rp 6.000.000
	f. Promosi dan Penjualan	Rp 6.000.000,00	1	Rp 6.000.000
	g. SDM	Rp 6.000.000,00	1	Rp 6.000.000
7.	Operator Ruangan	Rp 2.500.000,00	3	Rp 90.000.000
8.	Operator Lapangan	Rp 2.500.000,00	39	Rp 1.170.000.000
9.	Karyawan :			
	a. <i>Maintenance</i>	Rp 2.500.000,00	3	Rp 90.000.000
	b. Laboratorium	Rp 2.500.000,00	3	Rp 90.000.000
	c. Pembukuan dan Keuangan	Rp 2.500.000,00	2	Rp 60.000.000
	d. SDM	Rp 2.500.000,00	1	Rp 30.000.000
	e. Humas	Rp 2.500.000,00	1	Rp 30.000.000
	f. Keamanan	Rp 2.000.000,00	6	Rp 144.000.000
	g. Kebersihan	Rp 2.000.000,00	3	Rp 72.000.000

i. Supir	Rp 2.000.000,00	2	Rp 48.000.000
Total		79	Rp 3.400.000.000

Biaya gaji karyawan selama satu bulan = Rp 3.400.000.000
 Biaya gaji karyawan selama satu tahun = Rp 40.800.000.000

D.4 HARGA BAHAN BAKU DAN PENJUALAN PRODUK

D.4.1 Perhitungan Biaya Bahan Baku

Tabel D.5. Perhitungan Biaya Bahan Baku

No.	Bahan Baku	Kebutuhan/Tahun (ton)	Harga (US\$/ton)	Total Harga (US\$)
1	Daun Kayu Putih	24132,996	\$ 43,2000	\$ 1.042.545,44
Total				\$ 1.042.545,44

Biaya Bahan Baku = \$ 1.042.545 /tahun
 = Rp 14.549.764.199 /tahun

Sumber harga: (bppt.go.id)

D.4.2 Perhitungan Biaya Hasil Penjualan Produk

Tabel D.6. Perhitungan Harga Penjualan Produk

No.	Produk	Kapasitas/Tahun (ton)	Harga (US\$/ton)	Total Harga (US\$)
1	Cajuput Oil	150	\$ 48.200,00	\$ 7.230.000,00
Total				\$ 7.230.000,00

Penjualan Produk = \$ 7.230.000,00 /tahun
 = Rp 100.901.880.000 /tahun

Sumber harga: (esdm.go.id)

D.5 Harga Utilitas

Kebutuhan Utilitas meliputi

1. Kebutuhan air

Air pendingin

Condenser (Steam Dist.) = 13.643,745 kg/jam
 Condenser (Vacuum Dist.) = 100,699 kg/jam
 Distillate Cooler = 137,517 kg/jam
 Bottom Prod. Cooler = 86,276 kg/jam
Total = 13.968,238 kg/jam

2. Kebutuhan steam

Steam Distillation = 8.437,408 kg/jam
 Pre-heater = 5,573 kg/jam
 Reboiler = 19,496 kg/jam
Total = 8.462,477 kg/jam

3. Kebutuhan listrik = 180,000 kWh

Dari tabel 6-14 Timmerhause 5th edition, didapatkan *utility cost* pada tahun 2001 adalah

Tabel D.7. Biaya Utilitas

Utilitas	Harga
Steam /1000 kg	\$4,400
Cooling Water /1000 kg	\$0,080

<i>Electricity /kwh</i>	\$0,045
-------------------------	---------

Untuk mengetahui harga utilitas pada tahun 2021, maka dikalikan dengan *cost index factor tahun 2001 dan 2022. Sehingga didapatkan harga utilitas selama satu tahun adalah :*

1). Harga Steam

$$\begin{aligned}
 \text{Harga Steam (2022)} &= \frac{\text{Cost index (2022)}}{\text{Cost index (2001)}} \times \text{harga steam 2001} \times \frac{\text{keb. steam}}{1000} \\
 &= \frac{667,280}{421,004} \times \$4,400 \times \frac{67.022.813,9}{1000} \\
 &= \$ 467.409,52 \\
 &= \text{Rp } 6.523.167.295
 \end{aligned}$$

2). Harga CW

$$\begin{aligned}
 \text{Harga CW (2022)} &= \frac{\text{Cost index (2022)}}{\text{Cost index (2001)}} \times \text{harga CW 2001} \times \frac{\text{keb. CW}}{1000} \\
 &= \frac{667,280}{421,004} \times \$0,080 \times \frac{110.628.443}{1000} \\
 &= \$ 14.027,46 \\
 &= \text{Rp } 195.767.218
 \end{aligned}$$

3). Harga listrik

$$\begin{aligned}
 \text{Harga Listrik (2022)} &= \frac{\text{Cost index (2022)}}{\text{Cost index (2001)}} \times \text{harga listrik 2001} \times \frac{\text{keb.listrik}}{1000} \\
 &= \frac{667,280}{421,004} \times \$0,045 \times \frac{1.425.600}{1000} \\
 &= \$ 101,68 \\
 &= \text{Rp } 1.419.036
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Total harga utilitas} &= \text{Rp } 6.523.167.295 + \text{Rp } 195.767.218 \\
 &+ \text{Rp } 1.419.036 \\
 &= \text{Rp } 6.720.353.549
 \end{aligned}$$

D.6 ANALISIS EKONOMI

Analisis ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah Pabrik yang telah direncanakan layak untuk didirikan atau tidak. Untuk itu, perlu dilakukan evaluasi atau penilaian investasi, dengan mempertimbangkan hal-hal sebagai berikut :

1. Laju pengembalian modal (*Internal Rate of Return* , IRR)
2. Waktu pengembalian modal minimum (*Net Present Value, NPV*)
3. Titik impas (*Break Event Point* , BEP)

Sebelum melakukan analisis terhadap ketiga faktor tersebut di atas, perlu dilakukan peninjauan terhadap beberapa hal sebagai berikut :

1. Penaksiran modal (*Total Capital Investment* , TCI) yang meliputi :
 - a. FCI (*Fixed Capital Investment*), Modal Tetap
 - b. WCI (*Working Capital Investment*), Modal Kerja
2. Penentuan biaya produksi (*Total Production Cost* , TPC) yang terdiri :
 - a. *Manufacturing Cost*, Biaya Pembuatan

- b. *General Expenses* , Biaya Pengeluaran Umum
- c. *Plant Overhead Cost* , Biaya Plant Overhead

3. Biaya Total

Biaya Total perlu ditinjau untuk mengetahui besarnya titik impas (BEP) dalam analisis ekonomi ini, maka perlu dilakukan penaksiran terhadap beberapa hal berikut :

- a. FC (*Fixed Cost*), Biaya Tetap
- b. SVC (*Semi Variabel Cost*), Biaya Semi Variabel

D.6.1 Penentuan TCI (*Total Capital Investment*)

D.6.1.1 FCI (*Fixed Capital Investment*)

A. DC (*Direct Cost*), Biaya Langsung

Tabel D.8. Perhitungan Biaya Langsung (DC)

No.	Komponen	Persentase	Nilai Harga (Rp)
1	Pengadaan alat (E)	100% E	Rp 2.493.093.543
2	Instrumentasi dan kontrol	26% E	Rp 648.204.321
3	Isolasi	8% E	Rp 199.447.483
4	Perpipaan (terpasang)	31% E	Rp 772.858.998
5	Listrik (terpasang)	10% E	Rp 249.309.354
Harga FOB			Rp 4.362.913.699
6	Ongkos angkutan kapal laut	10% FOB	Rp 436.291.370
Harga C&F			Rp 4.799.205.069
7	Biaya asuransi	0,5% C&F	Rp 23.996.025
Harga CIF			Rp 4.823.201.095
8	Biaya angkutan barang ke plant site	15% CIF	Rp 723.480.164
9	Pemasangan alat	39% E	Rp 972.306.482
10	Bangunan dan perlengkapan	29% E	Rp 722.997.127
11	<i>Service fasilitas danyard improvement</i>	55% E	Rp 1.371.201.448
12	Tanah	5% E	Rp 124.654.677
Total Biaya Langsung (DC)			Rp 8.737.840.993

B. IC (*Indirect Cost*), Biaya Tidak Langsung

Tabel D.9. Perhitungan Biaya Tidak Langsung (ID)

No.	Komponen	Persentase	Nilai Harga (Rp)
1	<i>Engineering and supervision</i>	32% DC	Rp 2.796.109.118
2	Biaya konstruksi	34% DC	Rp 2.970.865.938
3	Biaya kontraktor	19% DC	Rp 1.660.189.789
4	Biaya tak terduga	31% FCI	31% FCI
Total Biaya Langsung (DC)			Rp 7.427.164.844

C FCI (*Fixed Capital Investment*), Modal Tetap

$$\begin{aligned}
 \text{FCI} &= \text{Biaya langsung} + \text{Biaya Tidak Langsung} \\
 \text{FCI} &= \text{Rp } 8.737.840.993 + \text{Rp } 8.337.768.351 + 37\% \text{ FCI} \\
 69\% \text{ FCI} &= \text{Rp } 16.165.005.838 \\
 \text{FCI} &= \text{Rp } 23.427.544.692
 \end{aligned}$$

Biaya Tak Terduga = Rp 8.668.191.536

D.6.1.2 WCI (Working Capital Investment) , Modal Kerja

WCI = 6 bulan x Total biaya produksi per bulan (TPC/12)
 WCI = 6 x 7.674.371.544
WCI = Rp 46.046.229.261

D.6.1.3 TCI (Total Capital Investment), Total Investasi

TCI = FCI + WCI
 = Rp 23.427.544.692 + Rp 46.046.229.261
TCI = Rp 69.473.773.953
USD 4.804.549

Modal investasi terbagi atas :

- 1) Modal sendiri (equality) 60% FCI = Rp 14.056.526.815
- 2) Modal pinjaman bank (loar 40% FCI = Rp 9.371.017.877
 dengan bunga bank 12 % (BCA Per Januari 2020)

D.6.2 Penentuan Biaya Produksi, TPC (Total Production Cost)

D.6.2.1 MC (Manufacturing Cost), Biaya Pembuatan

A. DPC (Direct Production Cost), Biaya Produksi Langsung

Tabel D.10. Perhitungan Biaya Produksi Langsung (DPC)

No.	Komponen	Persentase	Nilai Harga (Rp)
1	Bahan baku (1 tahun)		Rp 14.549.764.199
2	Tenaga kerja		Rp 40.800.000.000
3	Biaya supervisi	10% OL	Rp 4.080.000.000
4	Utilitas		Rp 6.720.353.549
5	Maintenance dan perbaikan	2% FCI	Rp 468.550.893,84
6	Operating Supplies	10% M&R	Rp 46.855.089
7	Laboratorium	10% OL	Rp 4.080.000.000
8	Produk dan royalty	3% TPC	3%
Total Biaya Produksi Langsung (DPC)			Rp 70.745.523.731

Produk dan royalty = 3% TPC = Rp 2.762.773.756
DPC = Rp 70.745.523.731 + 3% TPC
= Rp 73.508.297.487

B. FC (Fixed Charge), Biaya Tetap

Tabel D.11. Perhitungan Biaya Tetap (FC)

No.	Komponen	Persentase	Nilai Harga (Rp)
1	Depresiasi (peralatan, bangunan)	10% FCI	Rp 2.342.754.469
2	Pajak Kekayaan	2% FCI	Rp 468.550.894
3	Asuransi	0,50% FCI	Rp 117.137.723
4	Biaya sewa		Rp -
Total Biaya Tetap (FC)			Rp 2.928.443.087

FC = Rp 2.928.443.087

C. POC (Plant Overhead Cost), Biaya Plant Overhead

Plant Overhead Cost (POC) = 5% TPC

Plant Overhead Cost (POC) = Rp 4.604.622.926

D.6.2.2 GE (General Expenses) Biaya Pengeluaran Umum

Tabel D.12 Perhitungan Pengeluaran Umum (GE)

No.	Komponen	Persentase	Nilai Harga (Rp)
1	Biaya administrasi	4% TPC	Rp 937.101.788
2	Biaya penjualan dan distribusi	4% TPC	Rp 937.101.788
3	Biaya R & D	4% TPC	Rp 937.101.788
Total Pengeluaran Umum (GE)			Rp 2.811.305.363

GE = 12% TPC
GE = Rp 11.051.095.023

Sehingga :

DPC	=	Rp	70.745.523.731	+	3% TPC
FC	=	Rp	2.928.443.087		
POC	=			+	5% TPC
MC	=	Rp	73.673.966.818	+	8% TPC
GE	=			+	12% TPC
TPC	=	Rp	73.673.966.818	+	20% TPC
80% TPC	=	Rp	73.673.966.818		
TPC	=	Rp	92.092.458.522		

Sehingga

TPC = Rp 92.092.458.522
GE = Rp 11.051.095.023
MC = Rp 81.041.363.499

D.6.3 Analisis Ekonomi

Analisis ekonomi dilakukan dengan menggunakan metode discounted cash flow yang nilainya diproyeksikan pada masa sekarang. Adapun asumsi-asumsi yang digunakan adalah sebagai

1. Modal
 - a. Modal sendiri = 60%
 - b. Modal pinjaman = 40%
2. Bunga bank BCA = 12,00% per tahun (*bca.co.id*)
3. Laju inflasi = 3,00% per tahun (*bi.go.id*)
4. Masa konstruksi 2 tahun
 - a. Tahun pertama menggunakan 50% modal sendiri dan 40% modal pinjaman
 - b. Tahun kedua menggunakan sisa modal sendiri dan modal pinjaman
5. Pembayaran kepada kontraktor dengan modal pinjaman dilakukan secara diskrit dengan cara sebagai berikut
 - a. Pada awal masa konstruksi (awal tahun ke (-2)) dilakukan pembayaran sebesar 40% dari modal pinjaman untuk keperluan pembelian tanah dan uang muka
 - b. Pada akhir tahun kedua konstruksi (tahun ke (-1)) dibayarkan sisa modal pinjaman

6. Pengembalian modal pinjaman dalam waktu 5 tahun, sebesar 20% per tahun
7. Umur pabrik diperkirakan sebesar 10 tahun dengan depresiasi 10% per tahun
8. Kapasitas produksi
 - a. Tahun I = 80%
 - b. Tahun II = 100%
9. Pajak pendapatan menurut pasal 17 Ayat 2 UU PPh No.17, Tahun 2012
 - a. Rp 0,00 - Rp 50.000.000,00 = 5%
 - b. Rp 50.000.000,00 - Rp 250.000.000,00 = 15%
 - c. Rp 250.000.000,00 - Rp 500.000.000,00 = 25%
 - d. Lebih dari Rp 500.000.000,00 = 30%

D.6.3.1 Perhitungan Biaya Total Produksi

$$\begin{aligned} \text{Biaya produksi tanpa depresiasi} &= \text{TPC} - \text{Depresiasi} \\ &= \text{Rp } 89.749.704.053 \end{aligned}$$

Tabel D.13 Biaya Operasi Untuk Kapasitas 80%, dan 100%

No.	Kapasitas	Biaya Operasi (Rp)	
1.	80%	Rp	71.799.763.242
2.	100%	Rp	89.749.704.053

D.6.3.2 Investasi

Investasi total pabrik tergantung pada masa konstruksi. Investasi dari modal sendiri akan habis pada tahun pertama konstruksi. Nilai modal sendiri tidak terpengaruh inflasi dan bunga bank. Sehingga modal sendiri pada masa akhir konstruksi adalah tetap.

Jntuk modal pinjaman dari bank total pinjaman pada akhir masa konstruksi adalah sebagai berikut

Tabel D.14 Modal Pinjaman Selama Masa Konstruksi

Masa Kontruksi	%	Modal Pinjaman		
		Jumlah (Rp)	Bunga = 12%	Jumlah (Rp)
-2	40%	3.748.407.151	0	Rp 3.748.407.150,73
-1	60%	5.622.610.726	449.808.858	Rp 6.072.419.584,19
0			728.690.350	Rp 728.690.350,10
Modal Pinjaman Akhir Masa Konstruksi				Rp 10.549.517.085,03

Tabel D.15 Modal Sendiri Selama Masa Konstruksi

Masa Kontruksi	%	Modal Pinjaman		
		Jumlah (Rp)	Inflasi = 3%	Jumlah (Rp)
-2	50%	7.028.263.408	0	Rp 7.028.263.408
-1	50%	7.028.263.408	210.847.902	Rp 7.239.111.310
0			217.173.339	Rp 217.173.339
Modal Pinjaman Akhir Masa Konstruksi				Rp 14.484.548.057

$$\begin{aligned} \text{Total Investasi Akhir} &= \text{Modal Sendiri} + \text{Modal Pinjaman} \\ &= \text{Rp } 14.484.548.057 + \text{Rp } 10.549.517.085 \\ &= \text{Rp } \quad \quad \quad \mathbf{25.034.065.142} \end{aligned}$$

D.6.4 Perhitungan IRR (Internal Rate of Return)

Internal rate of return berdasarkan discounted cash flow dimana seluruh discounted cash flow adalah tingkat bunga tertentu penerimaan akan dapat menutup seluruh jumlah modal

Cara yang dilakukan adalah dengan trial "i" yaitu laju bunga sehingga memenuhi persamaan berikut

$$P = \sum \frac{CF_n}{(i + 1)^n}$$

Dimana : n = tahun
CF = Cash flow pada tahun ke-n

Tahun ke-n	Cash Flow (CF)	Discounted Factor	i =	32,1%
1	Rp 6.061.885.436	0,76	Rp	4.587.526.537
2	Rp 7.800.421.956	0,57	Rp	4.467.451.293
3	Rp 7.977.653.843	0,43	Rp	3.457.703.769
4	Rp 8.154.885.730	0,33	Rp	2.674.861.749
5	Rp 8.332.117.617	0,25	Rp	2.068.281.833
6	Rp 8.509.349.504	0,19	Rp	1.598.532.802
7	Rp 8.509.349.504	0,14	Rp	1.209.741.049
8	Rp 8.509.349.504	0,11	Rp	915.510.401
9	Rp 8.509.349.504	0,08	Rp	692.841.906
10	Rp 54.555.578.765	0,06	Rp	3.361.613.804
		1	Rp	25.034.065.142

0

Dari perhitungan diperoleh nilai i sebesar **32,1% per tahun**

Harga i yang diperoleh lebih besar dari pada harga i untuk pinjaman modal pada bank.

Hal ini menunjukkan bahwa pabrik layak didirikan dengan kondisi tingkat suku bunga bank sebesar 12%

D.6.5 Waktu Pengembalian Modal (Pay Out Time, POT)

Untuk menghitung waktu pengembalian modal, dihitung akumulasi modal yaitu:

Tabel D.16 Cummulative Cash Flow

Tahun ke - n	Cummulative Cash Flow (Rp)
1	3.951.982.019
2	9.642.500.558
3	15.510.250.983
4	21.555.233.296
5	27.777.447.496
6	36.286.797.000
7	44.796.146.504
8	53.305.496.007
9	61.814.845.511
10	70.324.195.015

Berdasarkan tabel diatas maka untuk investasi = Rp 25.034.065.142
 Dengan cara interpolasi linear antara tahun ke = 4 dan 5 tahun
 Maka diperoleh waktu pengembalian modal = 4,68 tahun

D.6.6 BEP (Break Even Point), Analisis Titik Impas

Analisis titik impas digunakan untuk mengetahui kapasitas produksi dimana biaya produksi total sama dengan hasil penjualan

Tabel D.17. Data untuk Perhitungan *Break Even Point* (BEP)

No.	Keterangan	Jumlah (Rp)
1.	Biaya Tetap (FC)	
	<i>Fixed Charge</i>	Rp 2.928.443.087
	<i>Plant Overhead Cost</i>	Rp 4.604.622.926
	<i>General Expenses</i>	Rp 11.051.095.023
		Rp 18.584.161.035
2.	Biaya Variabel (VC)	Rp 73.508.297.487
3.	Total Penjualan (S)	Rp 100.901.880.000
4.	Harga produk/ton	Rp 672.679.200

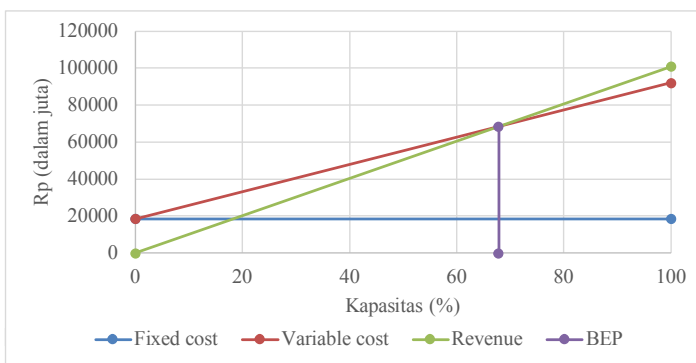
- *Direct production cost/ton* = Rp 490.055.317
- *ton/yr product required* = 101,761942
- *Annual capacity* = 150

Maka didapat nilai BEP adalah :

Break Event Point (BEP) = 67,841%

Tabel D.18. Data untuk Grafik BEP

Produksi (ton)	0%	100%
<i>Fixed Cost</i>	Rp 18.584.161.035	Rp 18.584.161.035
<i>Variable Cost</i>	Rp 18.584.161.035	Rp 92.092.458.522
<i>Revenue</i>	0	Rp 100.901.880.000



Gambar D.1. Grafik *Break Even Point* (BEP)