



TUGAS DESAIN PABRIK KIMIA - TK 184803

ALPHA TERPINEOL DARI MINYAK TERPENTIN DENGAN PROSES TERPIN HYDRATE

Oleh :

Kornelius Kevin Iskandar
NRP. 0221164000092

Fikran Sahid
NRP. 02211640000169

Dosen Pembimbing
Prof. Dr.Ir. Ali Altway, M.Sc.
Siti Nurkhamidah, S.T., M.Sc., Ph.D.

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

LEMBAR PENGESAHAN

Laporan Tugas Desain Pabrik Kimia dengan Judul:

"PRA-DESAIN PABRIK ALPHA TERPINEOL DARI MINYAK TERPENTIN DENGAN PROSES TERPIN HYDRATE"

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

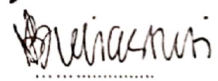
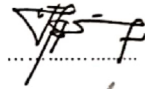
Oleh:

Kornelius Kevin Iskandar
Fikran Sahid

NRP. 0221164000092
NRP. 02211640000169

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Desain Pabrik Kimia:

1. Prof. Dr. Ir. Ali Altway, M.Sc.
(Pembimbing I)
2. Siti Nurkhamidah, S.T., M.Sc., Ph.D.
(Pembimbing II)
3. Fadlilatul Taufany, S.T., Ph.D.
(Penguji I)
4. Dr. Rendra Panca Anugraha, S.T.
(Penguji II)
5. Dr. Ir. Sri Rahmania Juliastuti, M.Eng.
(Penguji III)



Surabaya,
18 Februari 2020



INTISARI

Hutan merupakan salah satu sumber kekayaan alam yang dapat diperbaharui dan mempunyai multifungsi yaitu selain fungsi produksi dapat juga sebagai fungsi konservasi. Hutan dapat menghasilkan kayu dan non kayu yang berguna bagi kebutuhan hidup manusia. Produksi hutan berupa kayu sudah dimanfaatkan sejak dulu sebagai bahan bangunan maupun meubel, tetapi sekarang produksi kayu tersebut kurang memperhatikan kaidah kelestarian hutan, sehingga produksi kayu dari waktu ke waktu semakin menurun, akibat sumber daya hutan yang semakin berkurang. Dalam era globalisasi ini, salah satu tanaman yang menjadi andalan Indonesia di dunia perdagangan internasional adalah *Pinus merkusii*. *Pinus merkusii* merupakan jenis tumbuhan asli di Indonesia dan umumnya dimanfaatkan sebagai bahan baku kayu pertukangan dan juga berguna dalam industri pulp atau kertas. Luas hutan pinus di Indonesia yang dikelola oleh Perhutani mencapai 166.000 ha dari total \pm 2,4 juta ha untuk seluruh jenis hutan yang dikelola Perhutani. Hutan ini tersebar di Aceh, Jambi, Sumatera Utara, Sumatera Barat, Lampung, Jawa Barat, Jawa Tengah, Jawa Timur dan Sulawesi.

Perkembangan industri di Indonesia, khususnya industri kimia dari tahun ke tahun mengalami peningkatan kualitas maupun kuantitas baik industri yang menghasilkan bahan jadi maupun industri yang menghasilkan bahan setengah jadi, salah satunya adalah produksi gondorukem dan terpentin. Gondorukem dan terpentin merupakan produk industri yang diproduksi menggunakan bahan baku getah pinus, yang disadap dari pohon pinus. Selama ini Perhutani hanya memproduksi dan langsung mengimpor terpentin dalam keadaan mentah, padahal terpentin jika diolah lebih lanjut dapat menghasilkan senyawa turunan yang nilai tambahnya lebih tinggi dibanding terpentin itu sendiri yaitu *α -pinene*, *camphene*, *carene*, *α -terpineol*, dll.

. *α -terpineol* adalah senyawa turunan dari terpentin yang dihasilkan dari reaksi hidrasi dan isomerisasi *α -pinene* dengan

bantuan katalis asam kuat dan pelarut hingga menghasilkan α -*terpineol*. Fase nya cair dengan titik didih sebesar 219 °C dengan *flash point* sebesar 90 °C. Senyawa ini tidak larut dalam air, mudah terbakar, dan berwarna bening.

Penggunaan α -*terpineol* didominasi oleh industri pewangi yang digunakan dalam kosmetik, wewangian, sampo, sabun mandi, perlengkapan mandi lainnya dan desinfektan. Penggunaannya dalam formula wewangian halus mencapai 5,7% dari produk akhir dan penggunaannya di dunia mencapai 100 – 1000 metric ton per tahun. Tingginya permintaan baik dalam maupun luar negeri membuat senyawa ini memiliki nilai jual yang tinggi dibanding senyawa asalnya terpenin. Saat ini di kawasan Asia Tenggara, hanya ada satu perusahaan yang memproduksi α -*terpineol* yaitu Perhutani Pine Chemical Industry (PPCI), yang merupakan anak perusahaan dari Perhutani. Namun, kapasitas produksinya hanya 1800 ton/tahun, yang menyebabkan Indonesia harus impor α -*terpineol* dari negara lain untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri.

Oleh karena itu direncanakan pendirian pabrik α -*terpineol* yang beroperasi secara kontinu 24 jam selama 330 hari per tahun dengan kapasitas produksi 5.780 ton/tahun dengan kebutuhan bahan baku minyak terpenin sebanyak 10.511 ton/tahun. Sumber daya minyak terpenin ini diambil dari Perusahaan Gondorukem dan Terpenin (PGT) milik Perhutani yang tersebar di Jawa Tengah dan Jawa Barat.

Pabrik α -*terpineol* ini direncanakan akan didirikan di Cilacap, Jawa Tengah mulai tahun 2020 dan selesai pada 2022. Proses pembuatan dari α -*terpineol* dari minyak terpenin ini dibagi menjadi tiga bagian proses utama yaitu pemisahan α -*pinene* dari minyak terpenin, reaksi hidrasi α -*pinene* menjadi α -*terpineol*, dan pemisahan Carene dari campuran.

Berdasarkan analisis ekonomi, laju pengembalian modal (IRR) pabrik ini sebesar 20,83% pada tingkat suku bunga per tahun 9,95 %, dan laju inflasi sebesar 2,72% per tahun, sedangkan untuk waktu pengembalian modal (POT) adalah 9 tahun 1 bulan dan titik impas (BEP) sebesar 32,79 % melalui cara linear. Umur dari pabrik

selama 10 tahun dan masa konstruksi adalah 2 tahun. Untuk memproduksi α -terpineol sebanyak 5.780 ton/tahun, diperlukan biaya total produksi per tahun (TPC) sebesar Rp. 900.413.983.141 dengan biaya investasi total (TCI) sebesar Rp. 1.144.434.217.852 dan total penjualan sebesar Rp 1.110.202.632.000. Dengan melihat aspek penilaian analisis ekonomi dan teknisnya, maka pabrik α -terpineol dari minyak terpenin ini layak untuk didirikan.

KATA PENGANTAR

Segala puji syukur kami panjatkan ke hadirat Allah S.W.T. karena dengan rahmat dan berkah-Nya kami dapat menyelesaikan Tugas Desain Pabrik Kimia dengan judul:

“PRA DESAIN PABRIK ALPHA TERPINEOL DARI TERPENTIN DENGAN PROSES TERPIN HYDRATE”

Tugas Desain Pabrik Kimia merupakan salah satu syarat kelulusan Program Studi S-1 di Departemen Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri dan Rekayasa Sistem di Institut Teknologi Sepuluh nopember. Terima kasih kami sampaikan kepada berbagai pihak yang telah membantu penyusunan Tugas Desain Pabrik Kimia, yaitu:

1. Orang tua dan keluarga yang selalu memberi doa, dukungan dan motivasi dalam pengerjaan Tugas Desain Pabrik Kimia ini.
2. Ketua Departemen Teknik Kimia FTIRS-ITS
3. Bapak Prof. Dr. Ir. Ali Altway, M.Sc selaku Kepala Laboratorium Proses Perpindahan Panas dan Massa serta dosen pembimbing I yang telah membimbing kami.
4. Ibu Siti Nurkhamidah, S.T., M.Sc., Ph.D selaku dosen pembimbing II yang telah membimbing kami.

Kami menyadari bahwa penyusunan laporan tugas desain pabrik kimia ini masih perlu penyempurnaan. Oleh karena itu, kami mengharapkan saran dan kritik yang membangun. Semoga laporan tugas desain pabrik kimia ini dapat bermanfaat bagi kita semua. Terima Kasih atas perhatian dan kerjasamanya.

Surabaya, 13 Januari 2020

Penulis

DAFTAR ISI

INTISARI.....	i
KATA PENGANTAR.....	iv
DAFTAR ISI.....	v
DAFTAR GAMBAR.....	vi
DAFTAR TABEL.....	viii
BAB I LATAR BELAKANG.....	I-1
BAB II BASIS DESAIN DATA.....	II-1
II.1 Kapasitas Pabrik.....	II-1
II.2 Penentuan Lokasi Pabrik.....	II-2
II.3 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk.....	II-13
BAB III SELEKSI DAN URAIAN PROSES.....	III-1
III.1 Seleksi Proses.....	III-1
III.2 Uraian Proses.....	III-20
BAB IV NERACA MASSA DAN ENERGI.....	IV-1
IV.1 Neraca massa.....	IV-1
IV.2 Neraca Energi.....	IV-17
BAB V SPESIFIKASI PERALATAN.....	V-1
BAB VI ANALISA EKONOMI.....	VI-1
BAB VII KESIMPULAN.....	VII-1
DAFTAR PUSTAKA.....	xiii
APPENDIKS A.....	A-1
APPENDIKS B.....	B-1
APPENDIKS C.....	C-1
APPENDIKS D.....	D-1

DAFTAR GAMBAR

Gambar II.1 Peta Topografi Jawa Barat	II-10
Gambar II.2 Peta Kota Cirebon	II-11
Gambar II.3 Peta Kabupaten Cilacap	II-12
Gambar III.1 Skema Distilasi Konvensional.....	III-2
Gambar III.2 Skema Distilasi Reaktif	III-3
Gambar III.3 Informasi yang dibutuhkan dari suatu reaktor..	III-7
Gambar III.4 Reaktor <i>Batch</i>	III-8
Gambar III.5 <i>Plug Flow Reactor</i>	III-8
Gambar III.6 <i>Mixed Flow Reactor</i>	III-9
Gambar III.7 Alternatif Proses Distilasi Terpentin	III-18
Gambar III.8. Alternatif proses distilasi yang dipilih.....	III-19
Gambar III.9 Blok Diagram Sintesa Proses α - <i>terpineol</i>	III-20
Gambar III.10 Reaksi Hidrasi α - <i>pinene</i> Menjadi α - <i>terpineol</i> ..	III-21
Gambar III.11 Reaksi Isomerisasi α - <i>pinene</i>	III-22
Gambar III.12 Reaksi hidrasi isomer α - <i>pinene</i> menjadi α - <i>terpineol</i>	III-22
Gambar III.13. Diagram alternatif proses pemisahan komponen terpentin 1.....	III-23
Gambar III.14. Diagram alternatif proses pemisahan komponen terpentin 2.....	III-24
Gambar IV.1 Blok diagram D-110	IV-2
Gambar IV.2 Blok diagram Refluks D-110.....	IV-2
Gambar IV.3 Blok diagram reboiler E-116	IV-3
Gambar IV.4 Blok diagram Mixer M-120.....	IV-4
Gambar IV.5 Blok diagram Mixer M-130.....	IV-4
Gambar IV.6 Blok diagram Reaktor R-210.....	IV-5
Gambar IV.7 Blok diagram Mixer M-220.....	IV-6
Gambar IV.8 Blok diagram Mixer M-230.....	IV-6
Gambar IV.9 Blok diagram Decanter H-240.....	IV-7
Gambar IV.10 Blok diagram Distilasi D-310.....	IV-8
Gambar IV.11 Blok diagram Refluks D-310.....	IV-8
Gambar IV.12 Blok diagram Reboiler E-315.....	IV-9

Gambar IV.13	Blok diagram distilasi D-410.....	IV-10
Gambar IV.14	Blok Diagram Refluks D-410.....	IV-11
Gambar IV.15	Blok Diagram Reboiler E-413.....	IV-11
Gambar IV.16	Blok Diagram Distilasi D-510.....	IV-12
Gambar IV.17	Blok Diagram Refluks D-510.....	IV-12
Gambar IV.18	Blok Diagram Reboiler E-515.....	IV-13
Gambar IV.19	Blok Diagram Distilasi D-610.....	IV-14
Gambar IV.20	Blok Diagram Refluks D-610.....	IV-14
Gambar IV.21	Blok Diagram Reboiler E-616.....	IV-15
Gambar IV.22	Blok Diagram Preheater E-113.....	IV-17
Gambar IV.23	Blok Diagram Condenser E-114.....	IV-17
Gambar IV.24	Blok Diagram Distilasi 1 D-110.....	IV-18
Gambar IV.25	Blok Diagram Cooler E-134.....	IV-18
Gambar IV.26	Blok Diagram Mixer M-120.....	IV-19
Gambar IV.27	Blok Diagram Mixer M-130.....	IV-19
Gambar IV.28	Blok Diagram Preheater E-212.....	IV-20
Gambar IV.29	Blok diagram Reaktor R-210.....	IV-20
Gambar IV.30	Blok Diagram Mixer M-220.....	IV-21
Gambar IV.31	Blok Diagram Mixer M-230.....	IV-21
Gambar IV.32	Blok Diagram Preheater E-312.....	IV-22
Gambar IV.33	Blok Diagram Kondenser E-313.....	IV-22
Gambar IV.34	Blok Diagram Distilasi D-310.....	IV-23
Gambar IV.35	Blok Diagram Cooler E-316.....	IV-23
Gambar IV.36	Blok Diagram Condenser E-411.....	IV-24
Gambar IV.37	Blok Diagram Distilasi D-410.....	IV-24
Gambar IV.38	Blok Diagram Condenser E-511.....	IV-25
Gambar IV.39	Blok Diagram Distilasi D-510.....	IV-26
Gambar IV.40	Blok Diagram Cooler E-512.....	IV-26
Gambar IV.41	Blok Diagram Preheater E-612.....	IV-27
Gambar IV.42	Blok Diagram Condenser E-313.....	IV-27
Gambar IV.43	Blok Diagram Distilasi D-610.....	IV-28
Gambar IV.44	Blok Diagram Cooler E-614.....	IV-29
Gambar VI.1	Struktur Organisasi Perusahaan.....	VI-2

DAFTAR TABEL

Tabel I.1 Jumlah Produksi Terpentin yang ada di Indonesia.....	I-5
Tabel I.2 Data <i>Supply Demand</i> Terpentin tahun 2014-2018 di Indonesia	I-5
Tabel I.3 Pertumbuhan Rata-Rata per tahun Produksi Terpentin Tahun 2011-2018 di Indonesia	I-5
Tabel II.1 Data <i>Supply Demand α-terpineol</i> di Indonesia.....	II-1
Tabel II.2 Pertumbuhan Produksi, Konsumsi, Ekspor, dan Impor <i>α-terpineol</i> di Indonesia	II-1
Tabel II.3 Estimasi <i>Supply Demand α-terpineol</i> pada Tahun 2021	II-2
Tabel II.4 Peta Produksi Terpentin Nasional Tahun 2018	II-4
Tabel II.5 Pabrik Sasaran Produk <i>α-terpineol</i>	II-4
Tabel II.6 Data Lulusan Menurut Jenjang Pendidikan Provinsi Jawa Barat dan Jawa Tengah (2018)	II-5
Tabel II.7 Aksesabilitas dan Fasilitas Transportasi Jawa Tengah & Jawa Barat (2019).....	II-5
Tabel II.8 Lokasi Bandar Udara di Jawa Tengah dan Jawa Barat	II-6
Tabel II.9 Lokasi Pelabuhan di Jawa Tengah dan Jawa Barat	II-6
Tabel II.10 Jalan Tol yang Beroperasi di Provinsi Jawa Tengah dan Jawa Barat	II-6
Tabel II.11 Kapasitas Terpasang Pembangkit Tenaga Listrik PLN 2017	II-7
Tabel II.12 Luas Daerah Pengaliran dan Debit dari Beberapa Sungai yang Daerah Pengalirannya Lebih dari 1.000 km ²	II-8
Tabel II.13 Kondisi Iklim Jawa Barat dan Jawa Tengah	II-9
Tabel II.14 AHP Penentuan Lokasi Pabrik	II-13
Tabel II.15 Spesifikasi Terpentin	II-13
Tabel II.16 Sifat Fisik Terpentin	II-14

Tabel II.17 Sifat Fisika dan kimia α -terpineol	II-14
Tabel II.18 Sifat Fisika Dan Kimia <i>Camphene</i>	II-15
Tabel II.19 Sifat Fisika Dan Kimia β -Pinene	II-15
Tabel II.20 Sifat Fisika Dan Kimia <i>d-Limonene</i>	II-16
Tabel II.21 Sifat Fisika dan Kimia <i>Carene</i>	II-16
Tabel III.1 Kelebihan dan Kekurangan Distilasi Reaktif	III-4
Tabel III.2 Perbandingan Distilasi Konvensional dan Distilasi Reaktif	III-6
Tabel III.3 Perbandingan PFR dan MFR	III-9
Tabel III.4 Perbandingan Katalis Asam Sulfat dan Asam Kloroasetat	III-11
Tabel III.5 Komposisi dan Titik Didih Komponen dalam Terpentin	III-13
Tabel III.6 Jumlah Alternatif Proses Distilasi Berdasarkan Jumlah Produk	III-13
Tabel III.7 Perbandingan Laju Uap Tiap Alternatif Distilasi	III-19
Tabel IV.1 Neraca Massa D-110	IV-2
Tabel IV.2 Neraca Massa Refluks D-110	IV-2
Tabel IV.3 Neraca Massa reboiler E-116	IV-3
Tabel IV.4 Neraca Massa Mixer M-120	IV-4
Tabel IV.5 Neraca Massa Mixer M-130	IV-4
Tabel IV.6 Neraca Massa Reaktor R-210	IV-5
Tabel IV.7 Neraca Massa Mixer M-220	IV-6
Tabel IV.8 Neraca Massa Mixer M-230	IV-6
Tabel IV.9 Neraca Massa Decanter H-240	IV-7
Tabel IV.10 Neraca Massa Distilasi D-310	IV-8
Tabel IV.11 Neraca Massa Refluks D-310	IV-9
Tabel IV.12 Neraca Massa Reboiler E-315	IV-9
Tabel IV.13 Neraca Massa distilasi D-410	IV-10
Tabel IV.14 Neraca Massa Refluks D-410	IV-11
Tabel IV.15 Neraca Massa Reboiler E-413	IV-11
Tabel IV.16 Neraca Massa Distilasi D-510	IV-12
Tabel IV.17 Neraca Massa Refluks D-510	IV-13
Tabel IV.18 Neraca Massa Reboiler E-515	IV-13
Tabel IV.19 Neraca Massa Distilasi D-610	IV-14

Tabel IV.20	Neraca Massa Refluks D-610.....	IV-15
Tabel IV.21	Neraca Massa Reboiler E-616.....	IV-15
Tabel IV.22	Neraca Energi Preheater E-113.....	IV-17
Tabel IV.23	Neraca Energi Condenser E-114.....	IV-17
Tabel IV.24	Neraca Energi Distilasi 1 D-110.....	IV-18
Tabel IV.25	Neraca Energi Cooler E-134.....	IV-19
Tabel IV.26	Neraca Energi Mixer M-120.....	IV-19
Tabel IV.27	Neraca Energi Mixer M-130.....	IV-19
Tabel IV.28	Neraca Energi Preheater E-212.....	IV-20
Tabel IV.29	Neraca Energi Reaktor R-210.....	IV-20
Tabel IV.30	Neraca Energi Mixer M-220.....	IV-21
Tabel IV.31	Neraca Energi Mixer M-230.....	IV-21
Tabel IV.32	Neraca Energi Preheater E-312.....	IV-22
Tabel IV.33	Neraca Energi Kondenser E-313.....	IV-22
Tabel IV.34	Neraca Energi Distilasi D-310.....	IV-23
Tabel IV.35	Neraca Energi Cooler E-316.....	IV-24
Tabel IV.36	Neraca Energi Condenser E-411.....	IV-24
Tabel IV.37	Neraca Energi Distilasi D-410.....	IV-25
Tabel IV.38	Neraca Energi Condenser E-511.....	IV-25
Tabel IV.39	Neraca Energi Distilasi D-510.....	IV-26
Tabel IV.40	Neraca Energi Cooler E-512.....	IV-27
Tabel IV.41	Neraca Energi Preheater E-612.....	IV-27
Tabel IV.42	Neraca Energi Condenser E-313.....	IV-28
Tabel IV.43	Neraca Energi Distiasi D-610.....	IV-28
Tabel IV.44	Neraca Energi Cooler E-614.....	IV-29
Tabel V.1	Spesifikasi Kolom Distilasi 1 D-110.....	V-1
Tabel V.2	Spesifikasi Tangki Terpentin F-111.....	V-1
Tabel V.3	Spesifikasi Pompa L-112.....	V-2
Tabel V.4	Spesifikasi Preheater E-113.....	V-2
Tabel V.5	Spesifikasi Condenser E-114.....	V-3
Tabel V.6	Spesifikasi Pompa L-115.....	V-3
Tabel V.7	Spesifikasi Reboiler E-116.....	V-4
Tabel V.8	Spesifikasi Mixer 1 M-120.....	V-4
Tabel V.9	Spesifikasi Tangki Asam Sulfat F-121.....	V-5
Tabel V.10	Spesifikasi Pompa L-122.....	V-5

Tabel V.11 Spesifikasi Mixer 2 M-130	V-6
Tabel V.12 Spesifikasi Tangki Etanol F-131	V-6
Tabel V.13 Spesifikasi Pompa L-132	V-7
Tabel V.14 Spesifikasi Pompa L-133	V-7
Tabel V.15 Spesifikasi Cooler E-134	V-7
Tabel V.16 Spesifikasi Pompa L-135	V-8
Tabel V.17 Spesifikasi Tangki Intermediate 1 F-136	V-8
Tabel V.18 Spesifikasi Reaktor Batch R-210	V-9
Tabel V.19 Spesifikasi Pompa L-211	V-9
Tabel V.20 Spesifikasi Preheater E-212	V-10
Tabel V.21 Spesifikasi Pompa L-213	V-10
Tabel V.22 Spesifikasi Tangki Intermediate F-214	V-11
Tabel V.23 Spesifikasi Mixer M-220	V-11
Tabel V.24 Spesifikasi Tangki Penampungan Natrium Hidroksida F-221	V-12
Tabel V.25 Spesifikasi Pompa L-222	V-12
Tabel V.26 Spesifikasi Mixer 4 M-230	V-12
Tabel V.27 Spesifikasi Pompa L-231	V-13
Tabel V.28 Spesifikasi Pompa L-232	V-13
Tabel V.29 Spesifikasi Decanter H-240	V-14
Tabel V.30 Spesifikasi Pompa L-241	V-14
Tabel V.31 Spesifikasi Kolom Distilasi 2 D-310	V-15
Tabel V.32 Spesifikasi Pompa L-311	V-15
Tabel V.33 Spesifikasi Preheater E-312	V-15
Tabel V.34 Spesifikasi Condenser E-313	V-16
Tabel V.35 Spesifikasi Pompa L-314	V-17
Tabel V.36 Spesifikasi Reboiler E-315	V-17
Tabel V.37 Spesifikasi Cooler E-316	V-18
Tabel V.38 Spesifikasi Tangki α -Terpineol F-317	V-18
Tabel V.39 Spesifikasi Kolom Distilasi 3 D-410	V-19
Tabel V.40 Spesifikasi Kondenser E-411	V-19
Tabel V.41 Spesifikasi Pompa L-412	V-20
Tabel V.42 Spesifikasi Reboiler E-413	V-20
Tabel V.43 Spesifikasi Kolom Distilasi 4 D-510	V-21
Tabel V.44 Spesifikasi Condenser E-511	V-21

Tabel V.45 Spesifikasi Cooler E-512	V-22
Tabel V.46 Spesifikasi Tangki Carene F-513	V-22
Tabel V.47 Spesifikasi Pompa L-514	V-23
Tabel V.48 Spesifikasi Reboiler E-515	V-23
Tabel V.49 Spesifikasi Kolom Distilasi 5 D-610	V-24
Tabel V.50 Spesifikasi Pompa L-611	V-24
Tabel V.51 Spesifikasi Preheater E-612	V-24
Tabel V.52 Spesifikasi Condenser E-613	V-25
Tabel V.53 Spesifikasi Cooler E-614	V-26
Tabel V.54 Spesifikasi Pompa L-615	V-26
Tabel V.55 Spesifikasi Reboiler E-616	V-27
Tabel VI.1 Perhitungan Gaji Karyawan	VI-8
Tabel VI.2 Pembagian <i>Shift</i> Kerja Karyawan	VI-9

BAB I

LATAR BELAKANG

I.1 Pendahuluan

Hutan merupakan salah satu sumber kekayaan alam yang dapat diperbaharui dan mempunyai multifungsi yaitu selain fungsi produksi dapat juga sebagai fungsi konservasi. Hutan dapat menghasilkan kayu dan non kayu yang berguna bagi kebutuhan hidup manusia. Produksi hutan berupa kayu sudah dimanfaatkan sejak dulu sebagai bahan bangunan maupun meubel, tetapi sekarang produksi kayu tersebut kurang memperhatikan kaidah kelestarian hutan, sehingga produksi kayu dari waktu ke waktu semakin menurun, akibat sumber daya hutan yang semakin berkurang. Dalam era globalisasi ini, salah satu tanaman yang menjadi andalan Indonesia di dunia perdagangan internasional adalah *Pinus merkusii*.

Pinus merkusii merupakan jenis tumbuhan asli di Indonesia dan umumnya dimanfaatkan sebagai bahan baku kayu pertukangan dan juga berguna dalam industri pulp atau kertas. Luas hutan pinus di Indonesia yang dikelola oleh Perhutani mencapai 166.000 ha dari total \pm 2,4 juta ha untuk seluruh jenis hutan yang dikelola Perhutani (Perhutani, 2012). Hutan ini tersebar di Aceh, Jambi, Sumatera Utara, Sumatera Barat, Lampung, Jawa Barat, Jawa Tengah, Jawa Timur dan Sulawesi.

Salah satu kelebihan dari *Pinus merkusii* ini ialah menghasilkan produk ganda, yaitu kayu dan getah pinus. Kayu pinus yang dihasilkan dapat dimanfaatkan untuk berbagai keperluan seperti bahan baku untuk bangunan, kayu lapis, bahan pengepakan (pembungkus), batang korek api, pulp, papan gambar, dan pensil. Sementara untuk produk getah pinus yang dihasilkan, dapat diolah menjadi gondorukem yang juga mempunyai produk samping berupa terpentin.

Di Pabrik Gondorukem dan Terpentin (PGT) Indonesia, terpentin dihasilkan dari hasil atas (*Overhead*

Product) proses distilasi, dengan produk utamanya adalah gondorukem yang berada di *Bottom Product*. Produk gondorukem ini mempunyai kegunaan sebagai bahan baku dalam industri perekat, industri batik, kertas, sabun, lilin, serta keperluan lainnya (Susilowati, 2001). Sedangkan hasil samping terpentin, berfungsi sebagai bahan baku industri minyak cat dan campuran bahan pelarut. (Diana, 2011).

Pengelolaan getah pinus diawali dengan cara dipisahkan dari kotorannya dengan distilasi untuk menghasilkan minyak terpentin dan gondorukem yang dapat diolah menjadi berbagai produk turunannya yang memiliki nilai tambah secara ekonomi. Hal ini diharapkan menjadi daya Tarik masyarakat untuk lebih memilih mengambil getah pinus tanpa menebang pohonnya, sehingga hutan tetap terjaga dari kerusakannya.

Perum Perhutani sebagai pengelola tunggal hutan di Jawa terbukti belum bisa mengoptimalkan hasil hutan yang kenyataannya masih menjual bahan mentah. Diantaranya adalah produk terpentin yaitu produk yang sering disebut sebagai hasil samping pembuatan gondorukem yang ternyata mempunyai banyak senyawa-senyawa yang bermanfaat dan mempunyai nilai jual yang tinggi dibandingkan produk terpentin itu sendiri. Terpentin mentah yang dihasilkan di Indonesia seringkali langsung di ekspor tanpa diolah lebih lanjut.

Salah satu upaya agar terpentin mempunyai nilai jual tinggi adalah dengan melakukan isolasi α -pinene dari campuran bahan kimia lainnya, sehingga diperoleh kadar 97% α -pinene (Guenther, 1948; Zinkel dan Russel, 1980). Selanjutnya, dari α -pinene (97%) akan dibuat bahan kimia yang mempunyai nilai jual tinggi seperti α -terpineol (Bianchini dkk, 1985), yang dapat digunakan untuk bahan baku industry kosmetik, disinfektan, farmasi, dll. Pada pra desain pabrik ini, akan dilakukan sintesa α -terpineol dari α -pinene yang beroperasi secara kontinyu

menggunakan proses multiunit konvensional. Proses ini terdiri dari reaktor dan kolom distilasi.

Kandungan utama dari minyak terpenin adalah *alpha-pinene* (*α-pinene*) yang menjadi bahan baku utama dalam industri parfum dan berbagai *fine chemicals* yang mempunyai nilai jual tinggi. Selain produk utama *α-Pinene* yang ada didalam desain pabrik ini, juga akan menghasilkan produk samping berupa *β-Pinene*, *Camphene*, *Carene*, dan *Limonene*. Bahkan derivat dari *α-Pinene* yaitu *α-terpineol* mempunyai nilai jual yang lebih tinggi. Mahalnya harga *α-pinene* dan turunannya yaitu *α-terpineol* serta meningkatnya kebutuhan produk tersebut menjadikan desain pabrik ini menjanjikan.

Selain nilai jual yang lebih tinggi, adanya kebijakan-kebijakan pemerintah yang mendukung pembangunan industri nasional, meningkatkan nilai ekspor dan mengurangi ketergantungan impor bahan baku menjadi hal yang baik untuk pembangunan industri derivat terpenin maupun penanaman modal asing (PMA) di Indonesia. Hal ini diatur dalam UU No. 7 Tahun 2004 Pasal 25 Ayat (2) tentang Perdagangan yang menyatakan bahwa pemerintah dan pemerintah daerah berkewajiban untuk mendorong peningkatan produksi barang kebutuhan pokok dan barang penting dalam negeri untuk memenuhi kebutuhan nasional. Pemerintah juga mengeluarkan kebijakan dan regulasi yang memudahkan modal asing masuk ke Indonesia melalui UU No. 25 Tahun 2007 tentang Penanaman Modal Pasal 18 Ayat (1) – (7) yang menyatakan dukungan serta fasilitas yang disediakan oleh pemerintah terhadap penanam modal. Lalu melalui Peraturan Menteri Keuangan (PMK) No. 35 Tahun 2018, pemerintah mengeluarkan Kebijakan XVI yang salah satu isinya adalah memperluas pengurangan pajak penghasilan badan (*tax holiday*) untuk mendorong investasi langsung guna mendorong pertumbuhan ekonomi (Kementerian Keuangan RI). Harapannya peraturan dan kebijakan yang dibuat pemerintah

akan meningkatkan iklim investasi terhadap sektor industri di Indonesia.

Dengan beberapa alasan dan pertimbangan seperti diatas, maka dibuatlah desain pabrik untuk memanfaatkan terpentin menjadi produk yang lebih punya nilai jual tinggi. Judul yang kami ajukan adalah “Alpha Terpeneol Dari Minyak Terpentin Dengan Proses *Terpine Hydrate*”

I.2 Aspek Pasar

Indonesia merupakan negara produsen terpentin terbesar ketiga di dunia setelah China dan Brazil. Menurut Perhutani (2006), getah pinus merupakan salah satu komoditi yang memiliki jumlah permintaan tinggi baik di pasar lokal maupun internasional, dimana 80% produksinya dialokasikan untuk kebutuhan ekspor ke Eropa, India, Korea Selatan, Jepang dan Amerika. Produksi terpentin di seluruh dunia diestimasi mencapai 335.000 ton dimana kurang lebih 100.000 ton digunakan sebagai bahan baku untuk memproduksi aroma *chemicals*. Amerika Serikat dan China merupakan konsumen terpentin terbesar di dunia. Kebanyakan negara di Amerika membutuhkan sulfat terpentin sedangkan China membutuhkan derivat dari *gum turpentine*.

Kandungan minyak terpentin Indonesia mengandung 80-85% α -Pinene, 1-3% *camphene*, 1% β -Pinene, 10% *carene* dan *limonene* 1-3% (Fleig, 2005). Dari beberapa komposisi diatas, paling banyak yang terkandung didalam minyak terpentin adalah α -pinene yang biasa digunakan dalam industri parfum dan berbagai *fine chemicals* yang. α -pinene sendiri sebenarnya memiliki nilai jual yang cukup tinggi dibanding minyak terpentin mentah dan aplikasinya di industri cukup beragam. Namun, α -pinene akan memberikan nilai tambah lebih jika diolah lebih lanjut menjadi α -terpineol karena α -terpineol memiliki aplikasi yang lebih luas di bidang wewangian, sabun, shampoo, desinfektan dan sedang ada penelitian lebih lanjut mengenai α -terpineol yang bisa digunakan sebagai salah satu kompone terapi anti kanker

(Brentwood & Franklin) serta *demand* yang lebih tinggi dibanding *α-pinene* sendiri. Harga *α-terpineol* saat ini (produksi China) sekitar USD 15/kg atau Rp. 210.000/kg (Alibaba.com), Carene sekitar 10 USD /kg atau Rp 140.000/kg, sedangkan harga *α-pinene* hanya berkisar 3 USD/kg atau Rp 52.000/kg (Alibaba.com) dengan Kurs 1 USD = Rp 14.003 (Bank Indonesia, Januari 2020) dan harga terpentin di pasar Indonesia hanya Rp 49.000/kg. Hal ini yang menyebabkan pengolahan *α-pinene* menjadi *α-terpineol* lebih menjanjikan dibanding produksi *α-pinene* itu sendiri maupun terpentin mentah.

I.3 Penggunaan dan Konsumsi *α-terpineol*

α-terpineol adalah bahan pewangi yang digunakan dalam kosmetik dekoratif wewangian, sampo, sabun mandi, dan perlengkapan mandi lainnya serta dalam produk non-kosmetik seperti pembersih rumah tangga dan deterjen. Penggunaannya di seluruh dunia adalah sekitar 100 - 1000 metrik ton per tahun.

Penggunaan *α-terpineol* dalam formula yang masuk ke wewangian halus dilaporkan mencapai 5,7% dari produk akhir. (IFRA, *International Fragrance Association*, 2004), dengan asumsi penggunaan minyak wangi pada tingkat atas hingga 20% dalam produk akhir. Selain itu, *α-terpineol* sebagai hasil sintesis dari *α-pinene* merupakan bahan kimia yang digunakan sebagai campuran pada industri kosmetik sebagai parfum, dalam industri farmasi sebagai anti jamur dan anti serangga, desinkfektan dan lain-lain. Manfaat lain dari terpineol juga digunakan pada produk shampo dan sabun pada industri kosmetik serta pembersih dan deterjen pada produk rumah tangga.

I.4 Ketersediaan Bahan Baku

Terpentin merupakan bagian hidrokarbon yang mudah menguap dari getah pinus. Hidrokarbon ini dipisahkan dari bagian yang tidak menguap (*gondorukem*) melalui cara penyulingan. Berdasarkan sumber bahan bakunya ada 3 jenis terpentin yaitu terpentin getah (*gum terpentin*), terpentin kayu

(*wood turpentine*), dan terpentin sulfat (*sulphat turpentine*) (Wiyono dan Silitonga,1989).

Silitonga *et al* (1973) menyatakan terpentin adalah minyak yang diperoleh sebagai hasil sampingan dari pembuatan gondorukem. Oleh karena sifatnya yang khusus maka minyak terpentin banyak digunakan baik sebagai bahan pelarut ataupun sebagai minyak pengering seperti ramuan semir (sepatu, logam, dan kayu), sebagai bahan substitusi kamper dalam pembuatan *seluloid* (film) dan pelarut bahan organik. Jumlah terpentin yang terkandung dalam getah pinus berkisar antara 10-17,5%. Getah yang segar akan menghasilkan persentase terpentin yang lebih tinggi.

Terpentin dari Indonesia diperoleh dari hasil samping pengolahan getah pinus untuk produksi gondorukem yang dilakukan oleh Pabrik Gondorukem dan Terpentin (PGT) milik Perhutani. Saat ini sudah ada 8 PGT milik Perhutani yang tersebar di pulau Jawa. Berikut adalah data produksi dan *supply demand* terpentin di Indonesia :

Tabel I.1. Jumlah Produksi Terpentin yang ada di Indonesia

Tahun	Produksi (ton)
2011	10.817
2012	11.262
2013	11.138
2014	12.147
2015	11.700
2016	15.353
2017	15.345
2018	17.851

Sumber : Badan Pusat Statistik Produk Kehutanan
Indonesia

Tabel I.2. Data *Supply Demand* Terpentin tahun 2014-2018 di Indonesia

Tahun	Produksi (ton)	Konsumsi (ton)	Ekspor (ton)	Impor (ton)
2014	12.147	5.504	6.643	0
2015	11.700	4.617	7.083	0
2016	15.353	6.177	9.176	0
2017	15.345	768	14.577	0
2018	17.851	755	11.096	0

Sumber: Badan Pusat Statistik Produk Kehutanan Indonesia

Dari data tabel produksi terpentin, dapat ditemukan data pertumbuhan rata-rata/tahun produksi terpentin di Indonesia sebagai berikut :

Tabel I.3. Pertumbuhan Rata-Rata per tahun Produksi Terpentin Tahun 2011-2018 di Indonesia

Tahun	Pertumbuhan rata-rata per tahun (i) (%)
2011-2012	0.0411
2012-2013	-0.0110
2013-2014	0.0906
2014-2015	-0.0368
2015-2016	0.3122
2016-2017	-0.0005
2017-2018	0.1633
Jumlah	0.0798

Dengan menggunakan perhitungan secara *discounted*, maka bisa diprediksi untuk tahun 2021 akan menghasilkan terpentin dari perhutani sejumlah berapa ton, yaitu dengan menggunakan persamaan berikut:

$$P_{2021} = P_{2018} (1 + i)^n$$

dimana : F = jumlah produk pada tahun 2021, (ton)

P = jumlah produk pada tahun 2018, (ton)

i = pertumbuhan rata-rata pertahun

n = selisih tahun yang diperhitungkan

(Peter & Timmerhaus , 1991)

Dengan menggunakan **Tabel I.3**, diperoleh produksi terpentin rata-rata tiap tahun adalah 0.0789 (i). Sehingga perkiraan produksi terpentin pada tahun 2021 sebesar:

$$\begin{aligned} F &= P (1 + i)^n \\ &= 17.851 (1 + 0.0789)^3 \\ &= 19.110 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

BAB II BASIS DESAIN DATA

II.1 Kapasitas Pabrik

Berdasarkan tabel *supply demand α -terpineol* di Indonesia, Indonesia telah melakukan impor *α -terpineol* kurang lebih sebanyak 15.431 ton tiap tahunnya. Tabel berikut menunjukkan data pertumbuhan *supply demand α -terpineol* yang ada di Indonesia:

Tabel II.1 Data *Supply Demand α -terpineol* di Indonesia

No	Tahun	Produksi (ton)	Konsumsi (ton)	Ekspor (ton)	Impor (ton)
1.	2014	1.800	14.800	0	14.100
2.	2015	1.800	15.877	0	14.897
3.	2016	1.800	16.732	0	15.691
4.	2017	1.800	17.349	0	15.310
5.	2018	1.800	18.983	0	17.158
Rata-Rata		1.800	16.371	0	15.431

Sumber : Badan Pusat Statistik Produk Kehutanan Indonesia

Tabel II.2 Pertumbuhan Produksi, Konsumsi, Ekspor, dan Impor *α -terpineol* di Indonesia

No	Pertumbuhan Tahun	Pertumbuhan Konsumsi (ton)	Pertumbuhan Impor (ton)
1.	2014 - 2015	0,0728	0,0565
2.	2015 - 2016	0,0539	0,0533
3.	2016 - 2017	0,0369	-0,0243
4.	2017 - 2018	0,0942	0,1207
Rata-Rata		0,0644	0,0516

Berdasarkan tabel di atas, dapat diprediksi kondisi *supply demand α -terpineol* di Indonesia pada tahun 2020 dengan menggunakan persamaan *discounted* di bawah ini:

$$P_{2021} = P_{2018} \times (1+i)^n$$

Dimana:

$$n = 2021 - 2018 = 3$$

P = Kapasitas Produksi

(Peters & Timmerhaus, 1991)

Untuk kapasitas konsumsi dan ekspor menggunakan persamaan yang sama dengan perhitungan di atas. Pada kondisi ini, impor α -terpineol pada tahun 2021 sejumlah 19.953 ton/tahun dengan asumsi bahwa produksi dari pabrik α -terpineol ini akan meminimalisir angka impor α -terpineol yang ada di Indonesia. Hasil dari perhitungan estimasi *supply demand* pada tahun 2021 dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel II.3 Estimasi *Supply Demand* α -terpineol pada Tahun 2021

Tahun	Produksi (Ton/Tahun)	Konsumsi (Ton/Tahun)	Ekspor (Ton/Tahun)	Impor (Ton/Tahun)
2021	1.800	22.893	0	19.951

Dengan demikian, kapasitas minimal produksi pada tahun 2021 untuk memenuhi kebutuhan di Indonesia adalah sebagai berikut:

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas Minimal Produksi Pabrik} &= (\text{Ekspor} + \\ &\text{Konsumsi}) - (\text{Impor} + \text{Produksi}) \\ &= (0 + 22.893) - (1.800 + 19.951) \\ &= 1.142 \text{ Ton/Tahun} \end{aligned}$$

Tetapi, dengan ketersediaan bahan baku yang berlebih yaitu sebanyak 19.110 ton/tahun dimana yield α -terpineol dari α -pinene adalah 68,1% (Pakdell, 2001). Maka kapasitas pabrik yang diinginkan dengan menggunakan 55% bahan baku yang tersedia di Indonesia adalah:

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas Produksi} &= (\text{yield reaktor dari Turpentin}) \times (\text{estimasi} \\ &\text{bahan baku 2021}) \times (\% \text{ bahan baku yang mau di ambil dari} \\ &\text{2021}) \times (\text{estimasi pemurnian produk}) \\ &= (57.88\%) \times (19.110 \text{ ton/tahun}) \times (55\%) \times (95\%) \\ &= \pm 5.780 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

Sehingga, dengan jumlah kapasitas produksi yang diinginkan, dapat mengurangi Impor alpha-terpineol sebesar:
Pengurangan jumlah impor = Kapasitas produksi pabrik yang diinginkan – kapasitas minimal produksi pabrik

$$= 5.780 - 1.142 = 4.638 \text{ ton/tahun}$$

II.2 Penentuan Lokasi Pabrik

Letak geografis suatu pabrik mempunyai pengaruh besar terhadap kelangsungan atau keberhasilan pabrik tersebut. Karena penentuan lokasi pabrik yang akan didirikan sangat penting dalam perencanaannya. Lokasi pabrik yang tepat, ekonomis dan menguntungkan, harga produk yang semurah mungkin dengan keuntungan yang sebesar mungkin. Idealnya lokasi yang akan dipilih harus dapat memberikan keuntungan jangka panjang baik untuk perusahaan maupun warga sekitar, serta dapat memberikan kemungkinan untuk memperluas atau menambah kapasitas pabrik tersebut.

Pada pemilihan lokasi pendirian pabrik metanol ini, faktor yang dijadikan pertimbangan ialah sebagai berikut:

1. Ketersediaan Bahan baku
 - a. Bahan baku yang tersedia
 - b. Jarak bahan baku ke lokasi pabrik
2. Lokasi Pemasaran
 - a. Potensi penyerapan pasar
 - b. Jarak lokasi pasar dengan lokasi pabrik
3. Sumber Tenaga Kerja
 - a. Lulusan Kependidikan masyarakat setempat
4. Aksesibilitas dan Fasilitas Transportasi
 - a. Jumlah pelabuhan dan Bandara yang ada
 - b. Ketersediaan jalan tol yang beroperasi
5. Ketersediaan Listrik dan Air
 - a. Pembangkit Listrik yang beroperasi
 - b. Daerah aliran sungai
6. Iklim dan Topografi
 - a. Kondisi Tanah
 - b. Suhu Lingkungan
 - c. Frekuensi Gempa

II.2.1 Ketersediaan Bahan Baku

Tabel II.4 Peta Produksi Terpentin Nasional Tahun 2018

Unit	Provinsi	Jenis	Jumlah (buah)	Produksi Terpentin/ Tahun (Ton)
Unit 1	Jawa Tengah	PGT Perum Perhutani	4	7.663
		Mitra KSP		143
Unit 2	Jawa Timur	PGT Perum Perhutani	3	5.272
		Mitra KSP		-
Unit 3	Jawa Barat & Banten	PGT Perum Perhutani	1	2.267
		Mitra KSP		-
Total				15.345

Sumber : Buku Statistik Perhutani

Berdasarkan tabel di atas, bisa dilihat bahwa produksi terpentin terbesar berasal dari Jawa Tengah.

II.2.2. Lokasi Pemasaran

Konsumen *α -terpineol* tersebar di seluruh Indonesia, dengan pertimbangan kemudahan pemasaran daerah yang dipilih sebisa mungkin dekat dengan berbagai sarana transportasi agar mempermudah proses distribusi dari produk *α -terpineol*. Fasilitas lalu lintas yang ada pada Pulau Jawa dan Pulau Sumatera, seperti jalur pantai utara (4Iterna) ataupun jaringan tol pulau Jawa dan jalan trans-sumatera mendukung untuk proses distribusi melalui jalur darat. Sementara itu juga terdapat terdapat beberapa pelabuhan yang tersebar di sepanjang bibir pantai Pulau Jawa dan

Pulau Sumatera juga memberikan 5lternative distribusi melalui jalur laut. Dengan kemudahan sarana transportasi dapat memenuhi kebutuhan α -terpineol di seluruh Indonesia.

Tabel II.5 Pabrik Sasaran Produk α -terpineol

Nama Pabrik	Lokasi	Kebutuhan ton/Tahun (2018)
PT. Sayap Mas Utama	Jakarta Timur	6584
PT. Kao Indonesia	Bekasi, Jawa Barat	3350
PT. Unilever Indonesia	Bandung, Jawa Barat	3350
PT. Megasari Makmur	Jakarta Pusat	1215
PT. SC Jhonson Indonesia	Jakarta Barat	374
PT. Herline Indah	Jakarta	420
PT. Mandom Indonesia	Bekasi, Jawa Barat	584

Sumber : Perum Perhutani

II.2.3 Sumber Tenaga Kerja

Ketersediaan sumber daya manusia menjadi hal penting yang harus dipertimbangkan dalam merancang suatu pabrik. Lingkungan yang memiliki lebih banyak sumber tenaga kerja yang memadai, tentunya akan lebih ideal untuk dijadikan target pembangunan suatu pabrik, karena akan lebih mudah mempekerjakan masyarakat sekitar dibandingkan masyarakat dari daerah lain.

Tabel II.6 Data Lulusan Menurut Jenjang Pendidikan Provinsi Jawa Barat dan Jawa Tengah (2018)

Provin si	SD	SMP	SMA	SMK	Perguruan Tinggi
Jawa Barat	4.508.400	1.796.000	671.100	1.051.000	1.010.456
Jawa Tengah	2.857.400	1.194.700	402.800	776.300	728.324

Sumber : Statistik Pendidikan Tinggi – Ristekdikti

II.2.4 Aksesibilitas dan Fasilitas Transportasi

Aksesibilitas dan fasilitas transportasi juga menjadi faktor dalam memilih lokasi pabrik. Penyediaan bahan baku maupun pemasaran tentu akan membutuhkan kedua faktor tersebut agar pabrik dapat berjalan dengan baik. Aksesibilitas dan fasilitas transportasi ini melingkupi jalan, bandara, dan pelabuhan.

Tabel II.7 Aksesibilitas dan Fasilitas Transportasi Jawa Tengah & Jawa Barat (2019)

Provinsi	Panjang jalan (km)	Jumlah bandara	Jumlah pelabuhan
Jawa Barat	2.309,65	4	3
Jawa Tengah	1.009,28	4	2

Sumber : Kementerian Perhubungan Republik Indonesia
Berikut lokasi bandara di Jawa Tengah dan Jawa Barat:

Tabel II.8 Lokasi Bandar Udara di Jawa Tengah dan Jawa Barat

Jawa Tengah	Jawa Barat
Bandar Udara Adi Sumarno (Surakarta)	Bandar Udara Cakrabhuwana (Cirebon)
Bandar Udara Ahmad Yani (Semarang)	Bandar Udara Husein Sastranegara (Bandung)
Bandar Udara Dewadaru (Jepara)	Bandar Udara TNI Karawang (Karawang)
Bandar Udara Tunggal Wulung (Cilacap)	Bandar Udara Nusawiru (Pangandaran)

Sumber : Kementerian Perhubungan Republik Indonesia

Tabel II.9 Lokasi Pelabuhan di Jawa Tengah dan Jawa Barat

Jawa Tengah	Jawa Barat
Pelabuhan Tanjung Emas (Semarang)	Pelabuhan Cirebon (Cirebon)
Pelabuhan Tanjung Intan (Cilacap)	Pelabuhan Pertiwi (Subang)
-	Pelabuhan Pramuka (Garut)

Sumber : Kementerian Perhubungan Republik Indonesia

Tabel II.10 Jalan Tol yang Beroperasi di Provinsi Jawa Tengah dan Jawa Barat

No.	Provinsi	Nama Ruas Jalan Tol	Panjang (km)
1.	Jawa Tengah	Semarang - Bawen	23
		Semarang Seksi ABC	25
		Semarang-Solo Seksi I	11
	(Ungaran)		
Total			59
2.	Jawa Barat	Cikopo - Palimanan	1,19
		Padalarang - Cileunyi	36
		Cikampek - Purwakarta - Padalarang	58,5
		Palimanan - Plumbon - Kanci	29
		Kanci - Pejagan	36
Total			160,69

Sumber : Kementerian Perhubungan Republik Indonesia

II.2.5 Ketersediaan Listrik dan Air

Sumber energi juga merupakan faktor yang berpengaruh dalam keberlangsungan suatu pabrik. Berdasarkan informasi yang diperoleh dari Perusahaan Listrik Negara (PLN), saat ini Provinsi Jawa Tengah memiliki kapasitas terpasang pembangkit tenaga listrik yang menghasilkan daya sebesar 3.065,78 MW. Sedangkan

Provinsi Jawa Barat memiliki kapasitas listrik sebesar 6270,36 MW.

Tabel II.11 Kapasitas Terpasang Pembangkit Tenaga Listrik PLN 2017

Jenis Pembangkit	Wilayah	
	Jawa Tengah	Jawa Barat
PLUTB	1.290	2.040
PLUTM	300	-
PLTG	132,26	1.148
PLTGU	1.033,9	902
PLTMG	-	-
PLTD	-	-
PLTA	306,82	1.805,36
PLTM	2,8	-
PLTMH	-	-
PLTP	-	375
PLTB	-	-
PLTS	-	-
Total (MW)	3.065,78	6.270,36

Sumber : Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral

Tabel II.12 Luas Daerah Pengaliran dan Debit dari Beberapa Sungai yang Daerah Pengalirannya Lebih dari 1.000 km²

Provinsi dan Induk Sungai	Kabupaten	Kecamatan	Luas Daerah Pengaliran	Debit (m ³ /det)	
			Sungai (km ²)	Terbesar	Terkecil
Jawa Barat					
Sungai Cimanuk	Sumedang	Wado			
Sungai Cimanuk	Sumedang	Tomo			
Sungai Cimanuk	Majalengka	Cibeureum			
Sungai Cimanuk	Indramayu	Kertasemaya			
Sungai Citarum	Kota Bandung	Dayeuhkolot	1035,80	377,10	
Sungai Citarum	Kab Bandung	Batuajar	1718,00	416,00	5,00
Sungai Cibuni	Sukabumi	Sagaraanten			
Sungai Cibuni	Sukabumi	Sagaraanten	1080,80	246,80	11,80

Sungai Citanduy	Banjar	Pataruman	1416,20	167,60	8,60
Jawa Tengah					
Sungai Citanduy	Cilacap	Kedungreja			
Sungai Pemali	Brebes	Songgom			
Sungai Pemali	Brebes	Brebes			
S. Bengawan Solo	Kota Surakarta	Jebres			
S. Bengawan Solo	Wongiri	Wongiri			
Sungai Serayu	Banyumas	Banyumas			
K. Serayu	Banyumas	Banyumas	2631,30	802,20	0,40
K. Serayu	Banyumas	Kebasen	3060,00	520,00	16,60
Sungai Serayu	Banyumas	Kebasen			
Kali Klawing	Purbalingga	Kalianyar			

Sumber : Pemerintah Daerah Jawa Tengah dan Jawa Barat

II.2.6 Iklim dan Topografi

II.2.6.1 Iklim

Berikut ini adalah kondisi iklim di beberapa wilayah yang berpotensi untuk didirikan pabrik *α-terpineol* berdasarkan data dari Badan Meteorologi dan Geofisika dari setiap Provinsi tahun 2018 yang dirata-ratakan. Kondisi iklim beberapa wilayah ini dapat

dijadikan basis data untuk pembuatan pabrik *α-terpineol* yang akan direncanakan dibangun di beberapa wilayah berikut.

Tabel II.13 Kondisi Iklim Jawa Barat dan Jawa Tengah

Parameter	Jawa Barat (Cirebon)	Jawa Tengah (Cilacap)
Kelembaban Udara Rata-Rata (%RH)	71-82	78-85
Suhu Udara Rata-Rata (C°)	22-27	25-28
Curah Hujan (mm)	1.793	2.010
Kecepatan Angin (knot)	5	6

Sumber : Badan Meteorologi, Klimatologi, dan Geofisika Republik Indonesia

II.2.6.2 Topografi

1. Jawa Barat

Letak geografi Jawa Barat di sebelah Barat berbatasan dengan Selat Sunda, sebelah Utara dengan Laut Jawa dan daerah Khusus Ibukota Jakarta, sebelah Timur berbatasan dengan Propinsi Jawa Tengah dan sebelah Selatan dibatasi oleh Samudera Indonesia. Letak geografi selengkapnya adalah sebagai berikut :

Bujur : 104°8' - 108°41'BT.

Lintang : 5°50' - 7°50'LS.

Jawa Barat merupakan wilayah dengan beragam topografi yang berupa dataran rendah, dataran tinggi, pegunungan, berbukit dan pulau-pulau kecil, yang berada pada ketinggian antara 0 - 3.300 meter di atas permukaan laut (mdpl). Kawasan utara merupakan daerah dataran rendah, sedangkan kawasan selatan berbukit-bukit dengan sedikit pantai serta dataran tinggi bergunung-gunung ada di kawasan tengah. Wilayah ini memiliki perairan umum yang berupa danau, sungai dan waduk.



Gambar II.1 Peta Topografi Jawa Barat

Daerah Jawa Barat terletak pada jalur *Circum Pacific* dan *Mediteran*, sehingga daerahnya termasuk daerah labil yang ditandai dengan masih banyaknya gunung berapi yang masih aktif bekerja dan sering terjadi gempa Bumi.

a. Cirebon

Kota Cirebon merupakan dataran rendah dengan ketinggian bervariasi antara 0-150 meter di atas permukaan laut. Berdasarkan presentase kemiringan, wilayah kota Cirebon dapat diklasifikasikan sebagai berikut:

- i. kemiringan 0-3% tersebar di sebagian wilayah kota Cirebon, kecuali sebagian Kecamatan Harjamukti
- ii. Kemiringan 3-8% tersebar di sebagian besar wilayah Kelurahan Kalijaga, sebagian kecil Kelurahan Harjamukti, Kecamatan Harjamukti.

- iii. Kemiringan 8-15% tersebar di sebagian wilayah Kelurahan Argasurya, kecamatan Harjamukti.
- iv. Kemiringan 15-25% tersebar di wilayah Kelurahan Argasurya, kecamatan Harjamukti



Gambar II.2 Peta Kota Cirebon

2. Jawa Tengah

Propinsi Jawa Tengah, terletak antara 5°40' - 8°30' lintang selatan dan 108°30' - 111°30' bujur timur, merupakan wilayah daratan yang berbatasan di sebelah utara dengan Laut Jawa, di sebelah timur dengan Propinsi Jawa Timur, di sebelah selatan dengan Propinsi Daerah Istimewa Yogyakarta dan

Samudra Indonesia, dan di sebelah barat dengan Propinsi Jawa Barat.

Propinsi Jawa Tengah merupakan wilayah dengan beragam topografi berupa dataran dan pegunungan, yang sebagian besar yaitu sekitar 53,30 persen berada pada ketinggian antara 0 - 100 meter di atas permukaan laut, sedangkan bentang daratan yang mempunyai ketinggian 100 - 500 meter meliputi kurang lebih 27,40 persen, 500 - 1000 meter meliputi kurang lebih 14,70 persen, dan dengan ketinggian lebih dari 1.000 meter meliputi kurang lebih 4,60 persen. Wilayah ini memiliki perairan umum berupa sungai, danau, dan waduk.

(jabarprov.go.id)

a. Cilacap

Topografi wilayah Kabupaten Cilacap terdiri dari permukaan landai dan perbukitan dengan ketinggian antara 6 – 198 m dari permukaan laut. Wilayah topografi Cilacap terbagi menjadi:

- i. Daerah terendah pada umumnya dibagian selatan yang merupakan daerah pesisir dengan ketinggian antara 6 – 12 m dpl, yang meliputi dari wilayah Cilacap Timur yaitu Kecamatan Nusawungu, Binangun, Adipala, Sebagian Kesugihan, Cilacap Utara, Cilacap Tengah, Cilacap Selatan, Kampung Laut, dan sebagian Kawunganten.
- ii. Dataran rendah dan sedikit berbukit antara lain Kecamatan Jeruklegi, Maos, Sampang, Kroya, Kedungreja, dan Patimuan dengan ketinggian antara 8 – 75 m dpl.
- iii. Dataran tinggi atau perbukitan meliputi wilayah Cilacap bagian barat yaitu Kecamatan Daeyehluhur, Wanareja, Majenang, Cimanggu, Karangpucung, dengan ketinggian

antara 75 – 198 m dpl, dan Kecamatan Cipari, Sidareja, sebagian Gandrungmangu, dan sebagian Kawunganten dengan ketinggian antara 23 – 75 m dpl.

(Sumber: cilacapkab.go.id)



Gambar II.3 Peta Kabupaten Cilacap

Setelah semua faktor penentuan lokasi pabrik telah dijabarkan, maka dibuat tabel *Analytical Hierarchy (AHP)* untuk membandingkan potensi dari lokasi yang dipertimbangkan. Berikut tabel AHP yang disajikan:

Tabel II.14 AHP Penentuan Lokasi Pabrik

Indeks Pembeding	Bobot	Jawa Barat (Cirebon)		Jawa Tengah (Cilacap)	
		Nilai	Hasil	Nilai	Hasil
Ketersediaan Bahan Baku	0.212	85	18.02	90	19.08
Lokasi Pemasaran	0.151	90	13.59	75	11.33
Sumber Tenaga Kerja	0.171	80	13.68	75	12.83

Aksesibilitas dan Fasilitas Transportasi	0.160	85	13.60	80	12.80
Ketersediaan Listrik dan Air	0.181	70	12.67	85	15.39
Iklim dan Topografi	0.125	75	9.38	80	10.00
Total	1		80.935		81.415

(Peter & Timmerhaus , 1991)

Dari hasil AHP yang telah dijelaskan di **Tabel II.14**, maka ditentukan bahwa lokasi pabrik *α-terpineol* dari turpentin akan dibangun di Cilacap, Jawa Tengah.

III.3. Sepsifikasi Bahan Baku dan Produk

III.3.1. Spesifikasi Bahan Baku

Terpentin dari Indonesia yang merupakan hasil samping produksi di PGT yang dikelola oleh Perhutani memiliki kandungan komponen sebagai berikut:

Tabel II.15 Spesifikasi Terpentin

Komponen	Kandungan (% massa)
<i>α-pinene</i>	65 - 85
<i>camphene</i>	1
<i>β-pinene</i>	1 - 3
<i>carene</i>	10 - 18
<i>limonene</i>	1 - 3

Sumber : Badan Standardisasi Nasional (SNI 7633 : 2011)

Tabel II.16 Sifat Fisik Terpentin

Sifat Fisik	Nilai
Physical State	Liquid
Boiling Range (°C)	150 - 160
Density (25 °C)	0,848 – 0,865
Bias Index (20 °C)	1,464 – 1,478
Solubility in water (g/L)	0,10%
Flash Point Range (°C)	33 - 38

Vapor Pressure (mmHg)	4
Specific Gravity (Water = 1)	0,86
Relative Vapor Density (air = 1)	> 1
Volatile Component (% vol)	100
Temperatur Degradasi (°C)	300-410

Sumber : Badan Standardisasi Nasional (SNI 7633 : 2011)

III.3.2. Spesifikasi Produk Utama

Tabel II.17 Spesifikasi *α-terpineol*

Komponen	Kandungan (% massa)
<i>α-terpineol</i>	≥ 96% (FG)
Arsenic (As)	≤ 3 ppm
Cadmium (Cd)	≤ 1 ppm
Mercury (Hg)	≤ 1 ppm
Lead (Pb)	≤ 10 ppm

Sumber : Merck Sigma Aldrich

Tabel II.18 Sifat Fisik *α-terpineol*

Sifat Fisik	Nilai
Physical State	Liquid
Color	Colorless/White
Refractive Index at 20 °C	1,482 – 1,485
Purity (GC)	≥ 96%
Specific Gravity	0,930 – 0,936
Density (25 °C)	0,930
Boiling Point (°C)	210 – 219
Flash Point (°C)	90
Melting Point (°C)	31 – 32
Shelf Life (months)	12

Sumber : Merck Sigma Aldrich

III.3.3. Spesifikasi Produk Samping

1. Carene

Tabel II.19 Sifat Fisika Dan Kimia *Carene* 95%

Sifat	Kondisi
Rumus Molekul	$C_{10}H_{16}$
Berat Molekul	136.2 g/mol
Golongan	<i>Hydrocarbon</i>
Kemurnian	$\geq 90\%$
Densitas (25°C)	0.857 g/mL
<i>Flash point</i>	47 °C
<i>Boiling point</i>	168 – 169 °C / 705 mmHg
<i>Refractive Index</i>	N20/D 1.474
Kelarutan Dalam Air	<i>Insoluble</i>
Shelf Life (months)	12

Sumber : Merck Sigma Aldrich

2. β -Pinene

Tabel II.20 Sifat Fisika Dan Kimia β -Pinene

Sifat	Kondisi
Rumus Molekul	$C_{10}H_{16}$
Berat Molekul	136.2 g/mol
Golongan	<i>Hydrocarbon</i>
Densitas	873.2 kg/m ³
<i>Flash point</i>	34.9°C
Titik Didih	166.1°C
CAS-number	127-91-3
Kelarutan Dalam Air	<i>Insoluble</i>
Tekanan Uap (25°C)	2.398 mmHg
Hv	36.80 KJ/mol

Sumber : Merck Sigma Aldrich

3. *d-Limonene*

Tabel II.21 Sifat Fisika Dan Kimia *d-Limonene*

Sifat	Kondisi
Rumus Molekul	C ₁₀ H ₁₆
Berat Molekul	136.2 g/mol
Golongan	<i>Hydrocarbon</i>
Densitas	847.4 kg/m ³
<i>Flash point</i>	42.77°C
Titik Didih	176.5°C
CAS-number	5989-27-5
Kelarutan Dalam Air	<i>Insoluble</i>
Tekanan Uap (25°C)	1.541 mmHg
Hv	36.53 KJ/mol

Sumber : *Merck Sigma Aldrich*

4. *Camphene*

Tabel II.22 Sifat Fisika dan Kimia *Camphene*

Sifat	Kondisi
Rumus Molekul	C ₁₀ H ₁₆
Berat Molekul	136. 2 g/mol
Golongan	<i>Hydrocarbon</i>
Densitas	868.2 kg/m ³
<i>Flash point</i>	33.9°C
Titik Didih	160 °C
CAS-number	27-91-6
Kelarutan Dalam Air	<i>Insoluble</i>
Tekanan Uap (25°C)	3.328 mmHg
Hv	35.74 KJ/mol

Sumber : *Merck Sigma Aldrich*

BAB III

SELEKSI DAN URAIAN PROSES

III.1 Seleksi Proses

α-terpineol merupakan produk turunan dari minyak terpenin, distilat dari proses distilasi pada produksi gondorukem. Minyak terpenin mengandung berbagai macam komponen seperti *α-pinene*, *β-pinene*, *camphene*, *limonene*, dan *carene*. Pada prinsipnya, proses produksi *α-terpineol* dilakukan dengan cara reaksi hidrasi *α-pinene* menjadi *intermediate product* yaitu *terpine hydrate*, dilanjutkan dengan proses dehidrasi menghasilkan produk utama *α-terpineol* dengan katalis asam kuat untuk mempercepat reaksi dan larutan alkohol sebagai pelarut. *α-pinene* dengan kemurnian mencapai 97% sendiri dapat diperoleh dengan proses distilasi terpenin menggunakan menara distilasi pada tekanan vakum, dilanjutkan dengan proses distilasi untuk memisahkan produk-produk samping yang masih terkandung dalam minyak terpenin. Dari berbagai macam proses pembuatan *α-terpineol*, perlu dilakukan suatu pemilihan proses untuk menentukan proses yang paling efisien agar dapat memperoleh hasil yang maksimal dengan biaya dan kebutuhan energi yang seminimal mungkin. Seleksi proses tersebut meliputi seleksi proses produk utama dan seleksi proses produk samping, sebagai berikut :

III.1.1 Seleksi Proses Produk Utama

III.1.1.1 Seleksi Proses Distilasi

III.1.1.1.1 Seleksi Tipe Proses Distilasi

Distilasi adalah suatu metode separasi yang bertujuan untuk memisahkan dua atau lebih komponen dalam suatu campuran yang memiliki titik didih berbeda dengan cara menciptakan dua zona atau lebih yang memiliki temperatur, tekanan, komposisi, dan fasa yang berbeda. Tiap komponen dalam campuran yang akan dipisahkan akan mengalami reaksi dengan cara yang unik untuk mencapai kondisi dari zona yang ada. Akibatnya, dengan Bergeraknya sistem ke arah kesetimbangan, tiap komponen akan membentuk konsentrasi yang berbeda-beda di tiap

zona yang mengakibatkan pemisahan antar komponennya. (Perry, 2008)

Pemisahan pada proses distilasi bisa terjadi akibat adanya perbedaan titik didih dan volatilitas antar komponen. Komponen dengan titik didih yang lebih rendah disebut *light key* biasa terkonsentrasi dalam fasa uap, sedangkan komponen dengan titik didih lebih tinggi atau *heavy key* terkonsentrasi dalam fasa cair. Hasil dari distilasi adalah *vapor* yang mengandung banyak komponen dengan titik didih lebih rendah mengalir keluar ke bagian atas kolom sebagai *head product* dan *liquid* yang mengandung banyak komponen dengan titik didih lebih rendah mengalir ke bawah kolom sebagai *bottom product*. (Perry, 2008)

Distilasi terdiri dari dua jenis yaitu metode distilasi konvensional dan metode distilasi non-konvensional (distilasi reaktif) :

1. Distilasi Konvensional

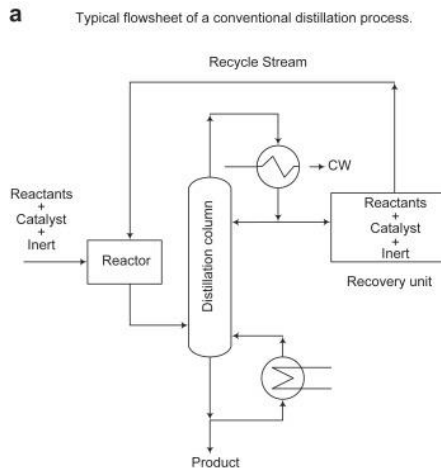
Pada distilasi konvensional, operasi separasi dilakukan dengan sistem reaktor separator-*recycle* yang membutuhkan dua alat utama yaitu reaktor sebagai tempat reaksi dan separator sebagai alat untuk memisahkan komponen-komponennya pada suatu campuran. Dapat dilihat pada **Gambar III.1**, *effluent reactor* akan masuk ke kolom distilasi dan dipisahkan komponen-komponennya berdasarkan titik didih, lalu sebagian kondensatnya akan direcycle kembali ke dalam reaktor.

Alat yang biasa digunakan untuk melakukan operasi distilasi disebut kolom distilasi. Kolom distilasi biasa terdiri dari :

- a. *Shell* vertikal dimana proses separasi komponen-komponen dalam fasa cair terjadi.
- b. Kolom internal yang terdiri dari *tray* atau *plate*, yang digunakan untuk meningkatkan kontak dan pemisahan komponen.

- c. *Reboiler*, yang berfungsi untuk penguapan pada proses distilasi.
- d. Kondensor, yang berfungsi untuk menukar panas dan mendinginkan *vapor* yang keluar dari bagian atas kolom.
- e. *Reflux drum*, yang berfungsi untuk menampung *vapor* yang terkondensasi dari bagian atas kolom supaya *liquid* dapat direcycle kembali ke dalam kolom.

(Patil , 2009)

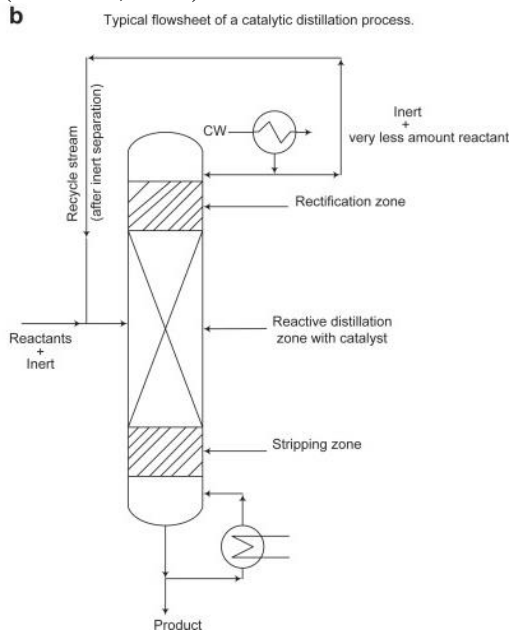


Gambar III.1 Skema Distilasi Konvensional (Stichlmair & Frey, 1999)

2. Distilasi Non-Konvensional (Distilasi Reaktif)

Distilasi non-konvensional terdiri dari *Azeotrope Distillation*, *Extraction Distillation*, dan *Reactive Distillation*. Namun, pada proses produksi α -terpineol ini yang paling memungkinkan untuk digunakan hanyalah *Reactive Distillation* karena komponen-komponen pada minyak terpenin tidak akan membentuk *azeotrope* dan fasa *feed* nya berupa *liquid-liquid*.

Distilasi Reaktif atau *Reactive Distillation (RD)* adalah suatu metode terintegrasi antara operasi reaksi kimia dan separasi suatu *feed* yang terjadi dalam satu kolom, pada waktu dan tempat yang sama (Sunmacher, 2003). Distilasi reaktif juga biasa disebut distilasi katalitik, dan bisa dianggap reaksi dan distilasi yang terjadi sebagai satu unit operasi yang baru. Metode distilasi reaktif dapat dilakukan untuk banyak jenis reaksi homogen dan heterogen, *reversible* maupun *irreversible* seperti reaksi hidrogenasi, hidrodesulfurisasi, esterifikasi, dan eterifikasi. Proses yang terintegrasi optimal ini terjadi dalam satu kolom, yang merupakan ciri dari teknologi intensifikasi. (Harmsen, 2007).



(Stichlmair & Frey, 1999)

Gambar III.2 Skema Distilasi Reaktif

Kolom distilasi reaktif pada umumnya terdiri dari 3 bagian yaitu *reactive section* di bagian tengah sebagai zona reaksi, *non-reactive rectifying section*, dan *stripping section* di bagian atas dan bawah dilengkapi dengan kondensor. Pada zona *rectifying*, reaktan B akan direcover dari aliran produk C. Pada zona *stripping*, reaktan A akan distripping dari aliran produk D. Pada zona reaksi, produk dipisahkan di dalam kolom yang menyebabkan kesetimbangan reaksi bergeser ke arah kanan dan mencegah reaksi samping yang tidak diinginkan antara reaktan A atau B dengan produk C atau D. Dengan desain kolom distilasi reaktif yang tepat, konversi tinggi dapat dicapai bahkan sampai konversi 100%. (Sirola , 1995).

Proses distilasi reaktif merupakan salah satu contoh paling signifikan dalam menggabungkan reaksi dan pemisahan dalam satu peralatan yang memiliki beberapa kelebihan maupun kekurangan dari sudut pandang reaksi maupun ekonomi yaitu :

Tabel III.1 Kelebihan dan Kekurangan Distilasi Reaktif

Kelebihan	Kekurangan
<p>- Peningkatan konversi dan selektivitas. RD dapat digunakan untuk meningkatkan selektivitas suatu reaksi secara efektif, terutama jika dibutuhkan <i>intermediate product</i> dalam kombinasi reaksi seri atau paralel. Dengan menghilangkan salah satu produk dari campuran reaksi atau dengan menjaga konsentrasi salah satu reaktan tetap rendah dapat mengurangi</p>	<p>- Syarat <i>volatility</i> Reaktan dan produk harus memiliki nilai <i>volatility</i> yang sesuai untuk menjaga konsentrasi reaktan tetap tinggi dan konsentrasi produk tetap rendah pada zona reaksi. (Shah , 2015)</p>

laju reaksi dari reaksi samping. (Sumanthotla, 2009)	
- Fleksibilitas terhadap kesetimbangan Distilasi reaktif dapat mendukung penghapusan azeotrop dalam campuran. (Villagrana , 2006)	- Kondisi proses Pada beberapa proses, temperatur dan tekanan optimum untuk proses distilasi bisa berbeda jauh dengan nilai optimal untuk reaksi dan sebaliknya. Dikarenakan kondisi operasi antara <i>rectifying</i> dan <i>stripping</i> berbeda. (Taylor, 2000)
- Kebutuhan panas yang lebih kecil akibat adanya integrasi panas Distilasi reaktif dapat menggunakan panas reaksi untuk memanaskan campuran, menguapkan cairan dan dapat menyederhanakan kontrol suhu. (Villagrana, 2006)	- Laju alir yang besar Akan sulit mendesain proses pada distilasi reaktif jika laju alir nya cukup besar dikarenakan masalah distribusi <i>liquid</i> pada <i>packed column reactive distillation</i> . Proses desain yang rumit pada distilasi reaktif menyebabkan integrasi panas kadang tidak berjalan sesuai rencana. (Patil , 2009)
- Biaya operasional lebih murah Operasi reaksi dan separasi yang dilakukan dalam satu kolom distilasi menyebabkan berkurangnya kebutuhan energi dan jumlah alat yang digunakan sehingga <i>capital investment</i> dan <i>plant operating costs</i> akan	- <i>Residence time</i> Jika <i>residence time</i> untuk reaksi cukup lama, dibutuhkan ukuran kolom distilasi reaktif yang besar dan ukuran <i>tray</i> yang cukup besar sehingga mungkin akan lebih ekonomis menggunakan metode

lebih rendah. (Doherty & Buzad , 1992)	distilasi konvensional. (Shah , 2015)
- Seleksi Reaksi Distilasi reaktif dapat mengurangi pemrosesan selanjutnya (Villagrana, 2006)	- <i>High energy consumption</i> Hasil yang baik dari reaksi/separasi sekaligus, sangat berbanding lurus dengan kebutuhan energi (Norkobilov, 2017).
- Efisiensi reaktan Biasanya, kelebihan reaktan digunakan untuk meminimalkan reaksi samping dan untuk mengatasi keterbatasan yang ditentukan oleh keseimbangan kimia. Dalam distilasi reaktif, pemisahan terus menerus mengurangi perlunya kelebihan reaktan dan mungkin dilakukan dekat dengan kondisi stoikiometrik dari <i>feed</i> . (Villagrana , 2006)	- <i>Penggunaan Energi</i> Pada kolom distilasi reaktif itu sendiri, untuk menghasilkan hasil yang baik dengan pemisahan dan reaksi yang dilakukan sekaligus, dapat mengkonsumsi energi yang sangat besar sehingga dibutuhkan studi lebih lanjut akan efisiensi energi. (Norkobilov , 2017)

Dengan membandingkan kedua metode distilasi diatas, dapat ditentukan proses distilasi yang paling efektif dan efisien dalam proses pembuatan *α -terpineol*. Berikut perbandingan proses distilasi konvensional dan distilasi reaktif :

Tabel III.2 Perbandingan Distilasi Konvensional dan Distilasi Reaktif

Parameter	Distilasi Konvensional	Distilasi Reaktif
-----------	------------------------	-------------------

1. Proses kontrol	Lebih mudah untuk dilakukan dan dikontrol karena lazim digunakan.	Sulit dilakukan untuk reaksi-reaksi yang belum pernah diteliti. (Eastman Company , 2015)
2. Desain alat	Tidak membutuhkan desain kapasitas alat yang besar dikarenakan sistem reaktor-separator.	Membutuhkan ukuran kolom yang besar dan ukuran <i>tray/plate</i> yang besar pula jika <i>feed flowrate</i> besar. (Shah , 2015)
3. Kebutuhan panas/energi	Kebutuhan energi lebih rendah dikarenakan sistemnya hanya permisahan.	Secara teori kebutuhan energi akan lebih sedikit dikarenakan adanya integrasi panas pada kolom distilasi reaktif. Namun pada kenyataannya, integrasi panas sering tidak terealisasi dikarenakan proses desain yang rumit. (Eastman Company , 2015)
4. Biaya	<i>Total Capital Investment</i> dan <i>Plant Operating Costs</i> akan lebih	Adanya pengurangan <i>Total Capital Investment</i> dan

	besar dikarenakan kebutuhan energi dan jumlah alat yang lebih banyak.	<i>Plant Operating Costs</i> hingga 20% dikarenakan integrasi panas dan jumlah alat yang berkurang. (Doherty & Buzad , 1992)
5. Konversi	Dapat mencapai konversi yang tinggi jika tidak ada sifat azeotrope pada kesetimbangan cairan (Villagrana, 2006)	Konversi dapat melebihi batas azeotrope dengan melakukan reaksi tertentu sehingga mengubah grafik kesetimbangan dan memutuskan titik azeotrop.
6. Tekanan Vakum	Pada kondisi <i>packed / tray column</i> , cocok untuk dilakukan untuk kondisi operasi tekanan vakum (Leonard, 2009)	Tekanan vakum sulit dilakukan dikarenakan kedua bagian operasi antara <i>rectifying</i> dan <i>striping</i> berbeda dan saling berhubungan satu sama lain. (Meilany, 2013)

Berdasarkan seleksi yang dilakukan terhadap berbagai proses distilasi pada pembuatan α -*terpineol* di atas, dengan didasarkan pada pertimbangan yang meliputi proses kontrol, desain alat, kebutuhan energi, biaya, konversi dan kondisi operasi yang tekanan vakum, maka dipilih proses distilasi konvensional dikarenakan dapat dilakukan untuk proses pada tekanan vakum,

proses kontrol dan desain alat yang lebih mudah dan terjamin dibanding proses distilasi reaktif.

III.1.1.1.2 Seleksi Tipe Operasi Distilasi

Jenis operasi pada proses distilasi ada dua yaitu operasi *batch* dan *continuous*. Baik *batch* maupun *continuous* memiliki kelebihan dan kekurangan yang akan berpengaruh signifikan terhadap hasil dan efisiensi proses distilasi. Berikut adalah perbandingan jenis operasi *batch* dan *continuous* :

Tabel III.3 Perbandingan antara Operasi *Batch* dan *Continuous*

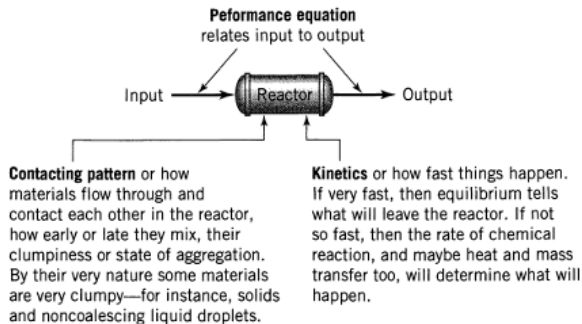
Tipe Operasi Distilasi	Kelebihan	Kekurangan
<i>Batch</i>	<ul style="list-style-type: none"> - Kemungkinan produk lebih terjamin dikarenakan proses kontrolnya manual (Seborg, 1989). - Proses <i>batch</i> sangatlah fleksibel dan cocok untuk proses produksi yang dengan reaktan berbeda-beda 	<ul style="list-style-type: none"> - Operasi <i>batch</i> hanya bisa digunakan untuk proses dengan kapasitas <i>feed</i> yang kecil. (Smith, 2005) - Proses kontrol yang masih manual menyebabkan butuh banyak tenaga kerja/<i>operating labor</i>. - Campuran larutan dapat terpapar pada suhu tinggi sehingga rentan menyebabkan <i>thermal degradation</i> atau dekomposisi pada komponen (<i>separation processes</i>. com). - Operasi <i>batch</i> tidak cocok dilakukan untuk proses distilasi

	<p>untuk menghasilkan produk yang beragam karena proses dilakukan dalam periode waktu tertentu (Smith, 2005)</p>	<p>bertingkat karena akan menyebabkan biaya alat yang lebih mahal.</p> <ul style="list-style-type: none"> - Penggunaan energi lebih besar dibandingkan operasi <i>continuous</i> (separationprocess.com).
<i>Continuous</i>	<ul style="list-style-type: none"> - Operasi <i>continuous</i> cocok untuk kapasitas <i>feed</i> yang besar dan baik untuk skala industri yang besar (Smith, 2005). - Proses kontrolnya dilakukan secara otomatis mengguna 	<ul style="list-style-type: none"> - Proses kontrolnya yang otomatis membutuhkan <i>instrumentation control</i> yang baik sehingga <i>capital investment</i> akan lebih besar untuk biaya instrumentasi. (Seborg, 1989) - Biaya produksi dan <i>capital investment</i> untuk <i>continuous distillation</i> akan lebih besar dibanding <i>batch distillation</i>.

	<p>kan alat instrumentasi berupa <i>controller</i> (Seborg, 1989).</p> <p>- Cocok untuk proses distilasi bertingkat (Smith, 2005)</p>	
--	---	--

III.1.1.2 Seleksi Proses Reaktor

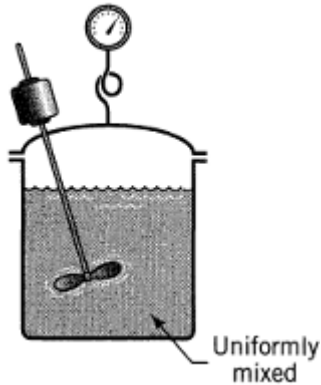
Reaktor kimia adalah suatu alat tempat terjadinya reaksi kimia bersamaan dengan terjadinya perpindahan panas, perpindahan massa, difusi, dan friksi yang harus dikontrol secara aman. Dalam reaktor, faktor-faktor seperti pencampuran reaktan, laju distribusi, waktu tinggal dan efisiensi juga menjadi hal yang diperhatikan (Perry , 2008).



Gambar III.3 Informasi yang dibutuhkan dari suatu reaktor (Levenspiel , 1999)

Reaktor idealnya dibagi menjadi tiga jenis berdasarkan laju dan *reacting pattern* yang menjadi karakter masing-masing jenis reaktor, yaitu :

1. *Ideal Batch Reactor*



Gambar III.4 Reaktor *Batch*

Pada reaktor *batch*, mula-mula reaktan masuk ke dalam tangki, diaduk, dan dibiarkan bereaksi selama periode tertentu baru kemudian campuran yang terbentuk dikeluarkan. Pada reaktor *batch*, operasi yang terjadi adalah *unsteady-state* dimana komposisi nya berubah terhadap waktu, tetapi komposisi nya uniform diseluruh bagian reaktor (Levenspiel , 1999).

2. *Plug Flow Reactor (PFR)*

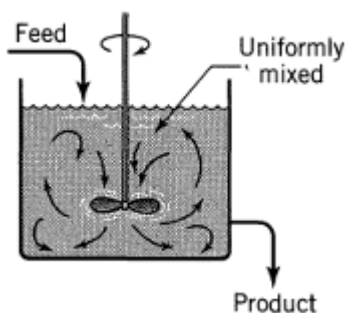


Gambar III.5 *Plug Flow Reactor*

Pada *plug flow reactor*, biasanya berbentuk tangki horizontal dimana reaktan masuk dari sisi yang satu dan produk keluar dari sisi yang satu lagi. Karakteristiknya adalah bentuk laju

alir fluida yang menyebabkan tidak ada elemen fluida yang bercampur atau tumpang tindih dengan elemen fluida di depan atau di belakang sehingga tidak ada pencampuran atau difusi yang terjadi sepanjang alir dalam reaktor (Levenspiel , 1999). Pada *plug flow reactor*, sama seperti *ideal batch reactor*, waktu tinggal (*residence time*) seluruh elemen fluida sama besar (Smith , 2005).

3. *Mixed Flow Reactor* (MFR)



Gambar III.6 *Mixed Flow Reactor*

Pada *mixed flow reactor* atau *continuous well-mixed* atau *continuous stirred tank (CSTR)*, *feed* dan produk masuk dan keluar secara kontinu dan komposisi dalam reaktor diasumsikan tercampur secara sempurna. Hal ini berarti komposisi dari produk dan temperatur yang uniform. Akibat dari pencampuran sempurna, elemen fluida dapat meninggalkan reaktor secara instan maupun berada dalam reaktor selama periode waktu tertentu sehingga waktu tinggal tiap elemen fluida bervariasi (Smith , 2005).

Pada umumnya reaktor yang seringkali digunakan dalam proses industri adalah reaktor jenis *batch* atau *continuous*. Kedua jenis reaktor tersebut memiliki kelebihan dan kekurangan yang harus dicermati dalam pemilihan jenis reaktor karena akan memengaruhi kualitas produk, biaya operasional, jadwal produksi, dan kebutuhan energi sehingga perlu pertimbangan yang matang. Dengan membandingkan kedua jenis reaktor tersebut, kita dapat menentukan jenis reaktor yang efektif dan efisien dalam proses produksi *α -terpineol*. Berikut perbandingan kedua jenis reaktor tersebut :

Tabel III.4. Perbandingan PFR dan MFR

Parameter	<i>Batch Reactor</i>	<i>Continuous Reactor</i>
- Kualitas produk	Kualitas produk yang keluar dari <i>batch reactor</i> lebih <i>uniform</i> dikarenakan reaktan bereaksi selama periode waktu tertentu baru setelah itu dikeluarkan dari reaktor (Levenspiel, 1999)	Kualitas produk yang keluar dari <i>continuous reactor</i> tidak merata dikarenakan pada MFR ada elemen fluida reaktan yang meninggalkan reaktor secara instan maupun berada dalam reaktor selama periode waktu tertentu sehingga kandungan produk yang keluar dari reaktor bervariasi, sedangkan pada PFR tidak ada proses <i>mixing</i> yang terjadi. (Levenspiel, 1999)
- Fleksibilitas	Operasi <i>batch reactor</i> lebih fleksibel dibanding <i>continuous reactor</i>	Operasi pada <i>continuous reactor</i> yang berupa kontinu menyebabkan reaktor ini kurang

	dikarenakan pada <i>batch reactor</i> hanya beroperasi pada suatu periode waktu sehingga memudahkan <i>maintenance</i> alat dan tidak mengganggu jalannya produksi.	fleksibel dikarenakan proses nya yang berjalan terus sehingga untuk melakukan <i>maintenance</i> alat dapat mengganggu operasional pabrik.
--	---	--

Berdasarkan kedua parameter diatas, maka dipilih reaktor *batch* untuk reaksi hidrasi α -pinene dikarenakan kualitas produk yang lebih *uniform* dan operasi yang lebih fleksibel.

III.1.3 Seleksi Katalis

Pada umumnya, banyak proses reaksi yang ada saat ini dikatalisasi menggunakan katalis. Katalis adalah suatu bahan yang dapat mempercepat laju reaksi tanpa mengalami perubahan kuantitas dan komposisi kimia dari suatu reaksi (Smith, 2005). Dalam mempercepat laju reaksi, katalis bersifat spesifik, artinya suatu katalis dapat mempercepat pada reaksi tertentu saja, tidak pada semua jenis reaksi kimia. Contohnya, suatu katalis A mampu mempercepat laju reaksi pada reaksi hidrogenasi namun kurang baik jika digunakan pada reaksi oksidasi. Hal tersebut berhubungan dengan sifat fisika dan kimia dari masing-masing katalis (Le Page, 1987).

Faktor-faktor yang mempengaruhi kinerja katalis antara lain adalah sifat fisika dan kimia katalis ; kondisi operasi seperti temperatur, tekanan, laju alir, waktu kontak ; jenis umpan yang digunakan ; jenis padatan pendukung yang digunakan. Katalis yang dipreparasi dengan cara yang berbeda akan menghasilkan aktivitas dan selektivitas yang berbeda pula (Rieke et al, 1997).

Pemilihan katalis yang tepat dalam suatu proses dapat menyebabkan proses yang diinginkan memiliki hasil yang optimal, sebagai contoh pada reaksi hidrasi α -pinene menjadi α -terpineol, penentuan katalis cukup signifikan karena dapat menghasilkan *yield* dan selektivitas α -terpineol yang berbeda-beda. Sebaliknya, pemilihan katalis yang tidak tepat dapat menyebabkan proses menjadi kurang efisien yang berakibat tidak ekonomis dan bahkan dapat menyebabkan efek toksisitas yang berbahaya ataupun dapat mencemari lingkungan (Dewi, 2012).

Dari berbagai macam penelitian mengenai efek katalis pada reaksi hidrasi α -pinene, ditemukan katalis homogen asam merupakan katalis yang paling baik dan efektif dalam aplikasi industri dibanding katalis heterogen. Dalam hal ini, asam kloroasetat dan asam sulfat merupakan katalis homogen asam yang biasa digunakan dalam reaksi hidrasi α -pinene dan memberikan *yield* serta selektivitas terbaik. (Budiman et al, 2015)

Pakdell et al (2001) mempelajari reaksi hidrasi dari *crude sulphate turpentine* (CST) yang mengandung 52% α -pinene dan menggunakan asam sulfat encer 15% sebagai katalis dengan bantuan larutan aseton berlebih sebagai pelarut. Dalam jurnal nya, mereka melaporkan hasil penelitiannya *yield* α -terpineol tertinggi sebesar 68% dari kandungan α -pinene awal dalam CST pada temperatur 80 – 85 °C selama 4 jam reaksi.

Aguirre et al (2005) mempelajari peran asam kloroasetat, asam oksalat, dan asam asetat sebagai katalis untuk reaksi hidrasi α -pinene menjadi α -terpineol. Mereka menemukan bahwa asam kloroasetat adalah katalis yang paling bagus dalam produksi α -terpineol dari α -pinene dikarenakan asam kloroasetat memiliki tingkat keasaman yang kuat, solubilitas yang tinggi, dan afinitas dengan bahan encer dan organik saat reaksi. Konversi tertinggi yang dicapai adalah 99% dengan selektivitas 70% pada temperatur reaksi 70 °C selama 4 jam reaksi.

Dengan membandingkan kedua jenis katalis tersebut, dapat ditentukan jenis katalis yang paling baik dalam proses

produksi *α-terpineol*. Berikut perbandingan kedua jenis katalis asam kuat tersebut :

Tabel III.5 Perbandingan Katalis Asam Sulfat dan Asam Kloroasetat

Parameter	Katalis	
	Asam Sulfat	Asam Kloroasetat
Ketersediaan bahan baku	Diproduksi di Indonsesia	Tidak diproduksi di Indonesia
<i>Yield</i> (dari kandungan <i>α-pinene</i> awal)	68,2% (Pakdell , 2001)	-
Konversi reaksi	-	99% (Aguirre , 2005)
Harga	Rp 2.900 / mL (Merck)	Rp 25.912 / mL (Merck)
Banyaknya penelitian yang telah dilakukan	6	3

Berdasarkan seleksi yang dilakukan terhadap dua jenis katalis asam kuat diatas, dengan didasarkan pada pertimbangan yang meliputi ketersediaan bahan baku, data *yield & conversion*, harga bahan baku, dan banyaknya penelitian yang sudah dilakukan menggunakan katalis yang bersangkutan, maka dipilih asam sulfat sebagai katalis dikarenakan data *yield* yang jelas dan harga yang lebih ekonomis.

III.1.2 Seleksi Proses Produk Samping

Proses pemisahan campuran di dalam terpentin menjadi beberapa komponen-komponennya yaitu *α-pinene*, *β-pinene*, carene, d-limonene dan camphene adalah dengan menggunakan proses distilasi. Distilasi merupakan metode yang digunakan untuk memisahkan komponen-komponen yang terdapat dalam satu

larutan atau campuran dan tergantung pada distribusi komponen-komponen tersebut antara fasa uap dan fasa cair. Semua komponen tersebut terdapat dalam fasa cairan dan uap. Fasa uap terbentuk dari fasa cair melalui penguapan (evaporasi) pada titik didih-nya (Geankoplis, 1983).

Tujuan dari seleksi proses produk samping ini adalah untuk mendapatkan 3-carene dengan kandungan 95% yang memiliki nilai jual walaupun tidak setinggi α -terpineol. Dengan adanya beberapa komponen, beban distilasi akan menjadi besar sehingga untuk mengurangi beban tersebut dapat dilakukan dengan pemisahan awal bahan yang mudah menguap, sedangkan bahan yang sulit menguap dipisahkan terakhir. Urutan pemisahan didalam kolom distilasi tersebut dinamakan *Sequence Distillation*.

Sequence Distillation adalah suatu metode yang digunakan untuk memperoleh beban pemisahan terkecil didalam distilasi dengan mempertimbangkan urutan-urutan pemisahan dari masing-masing komponen. Salah satu cara didalam membuat *Sequence Distillation* ini adalah berdasarkan perbedaan titik didih dari dua komponen didalam kolom distilasi tersebut (Smith, 2005). Berikut data fraksi massa dan titik didih masing-masing komponen dalam minyak terpenin :

Tabel III.6 Komposisi dan Titik Didih Komponen dalam Terpenin

Komponen di Terpenin	Kandungan (% massa)	Titik Didih (°C)	α (<i>Relative Volatility</i>)
<i>α-pinene</i>	85	156. 1	1.660
<i>Camphene</i>	3	160	1.451
<i>β-Pinene</i>	1	166	1.346
<i>Carene</i>	10	171. 4	1.170
<i>d-limonene</i>	1	176. 5	1

Sumber: MSDS

Berdasarkan jumlah produk, dapat ditentukan jumlah alternatif proses distilasi yang akan digunakan. Berikut adalah

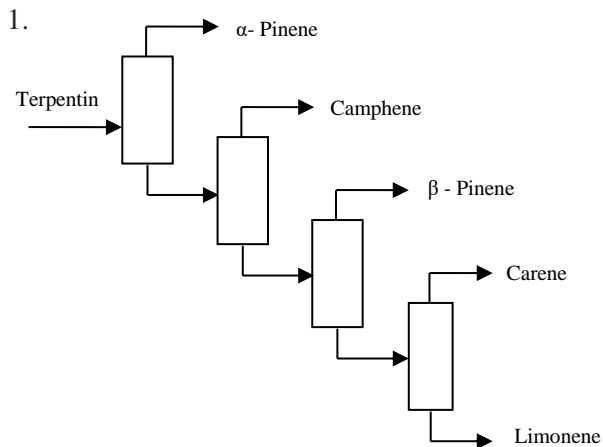
tabel yang menunjukkan jumlah kemungkinan konfigurasi yang mungkin terjadi dari proses *sequences distillation* :

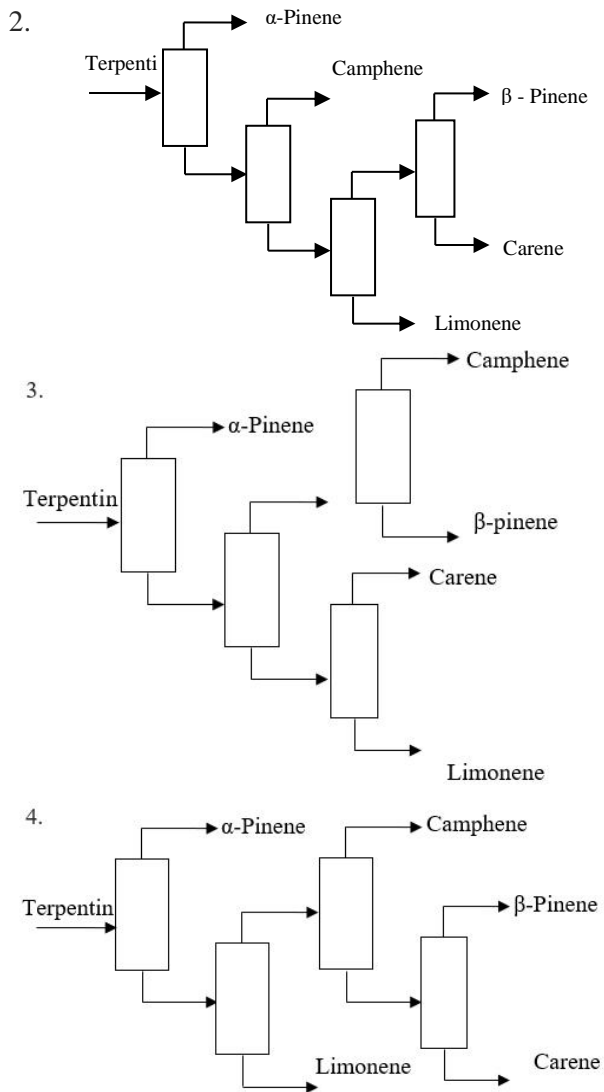
Tabel III.7 Jumlah Alternatif Proses Distilasi Berdasarkan Jumlah Produk

Jumlah produk	Jumlah alternatif konfigurasi distilasi
2	1
3	2
4	5
5	14
6	42
7	132
8	429

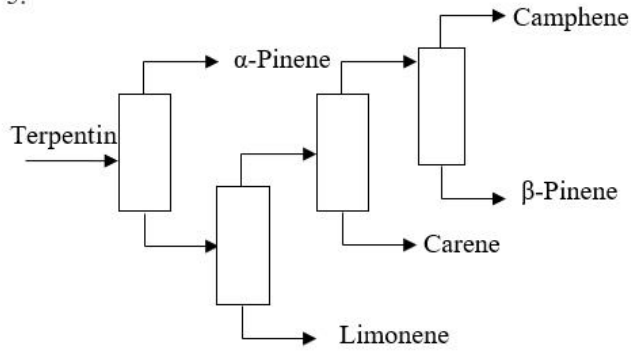
(Smith , 2005)

Minyak terpentin mengandung lima komponen yang berarti terdapat 14 alternatif konfigurasi proses distilasi. Berikut adalah alternatif konfigurasi proses distilasi pada minyak terpentin :

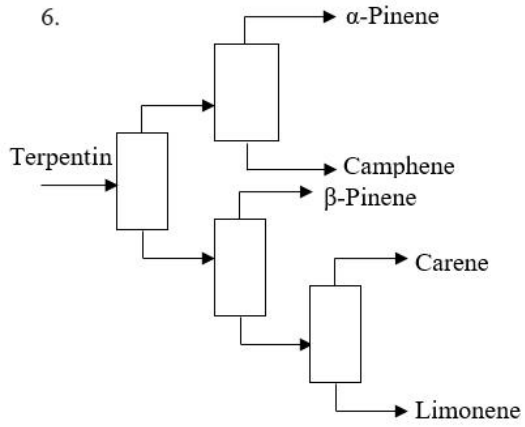




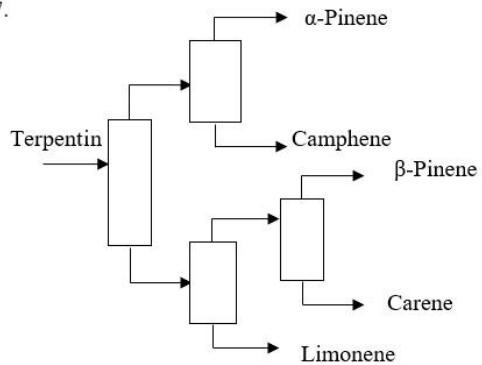
5.



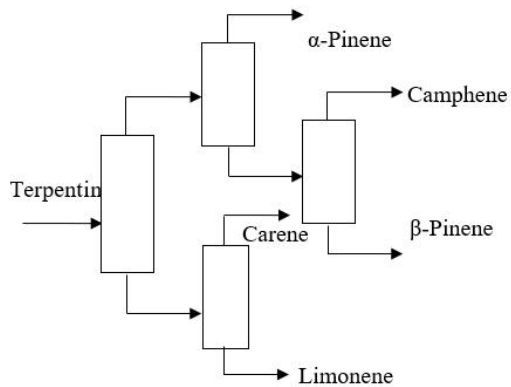
6.



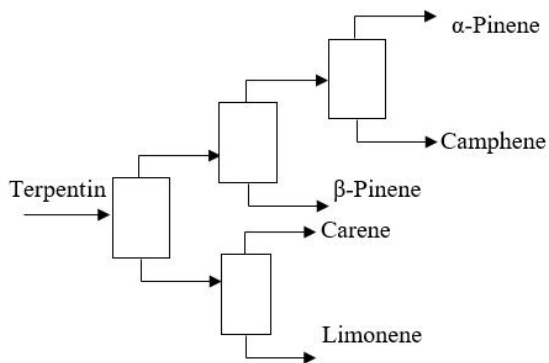
7.



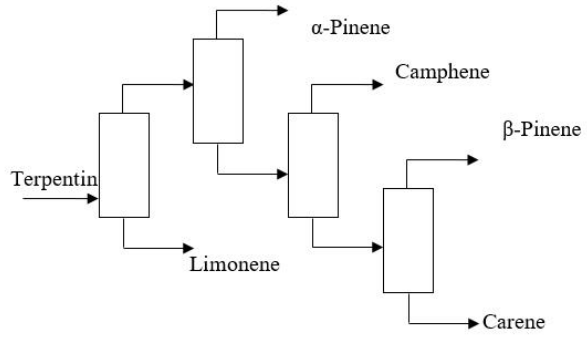
8.



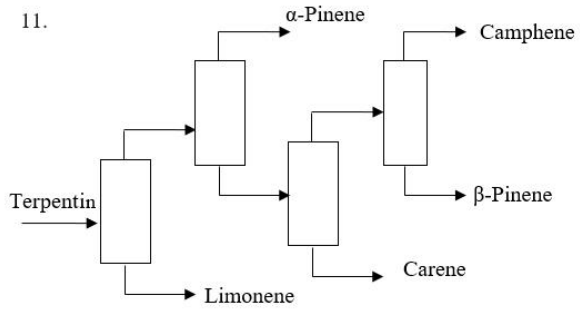
9.



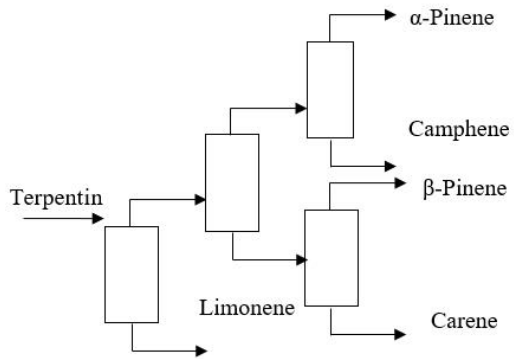
10.



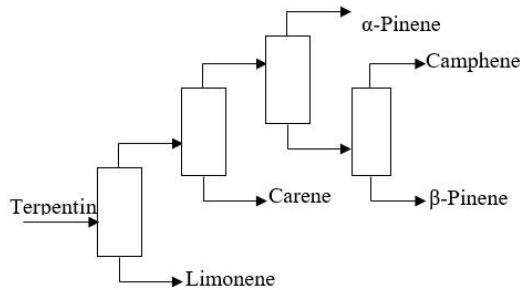
11.



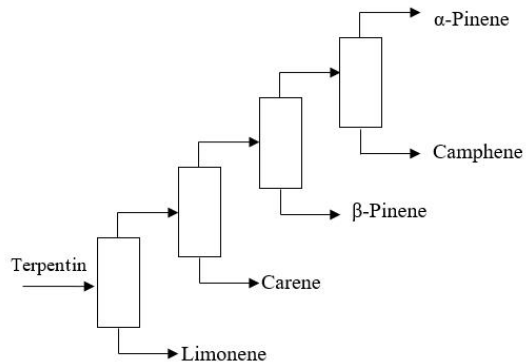
12.



13.



14.



Gambar III.7 Alternatif Proses Distilasi Terpentin

Dari 14 macam urutan distilasi yang bisa dibentuk, maka dalam menentukan urutan distilasi yang terbaik menggunakan persamaan dibawah ini untuk mengetahui nilai beban distilasi dimana beban distilasi yang paling kecil adalah proses distilasi yang paling baik:

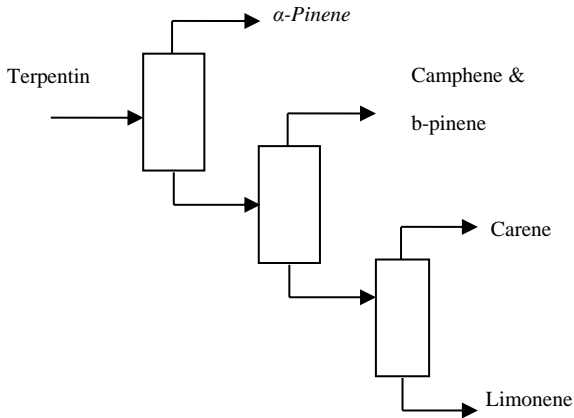
$$V = \sum_{k=1}^5 D(k) + \frac{F(k) \times R_f}{(\alpha - 1)}$$

sehingga didapatkan nilai laju uap tiap alternatif distilasi berikut ini :

Tabel III.8 Perbandingan Laju Uap Tiap Alternatif Distilasi

Alternatif	Beban Distilasi
1)	296,5675
2)	122,6941
3)	105,0901
4)	121,518
5)	110,2998
6)	195,2445
7)	196,1734
8)	129,4244
9)	215,3711
10)	187,2302
11)	172,571
12)	262,1762
13)	198,372
14)	284,3187

Pada alternatif distilasi yang ketiga, yang dipisahkan terlebih dahulu adalah α -Pinene, distilasi kedua yang dipisahkan adalah *Camphene* dan β -Pinene dengan *Carene* dan *Limonene*. Sedangkan pada kolom distilasi ketiga, sebagai distilat adalah *Camphene* dan produk bottom adalah β -Pinene. Untuk kolom distilasi keempat memisahkan *Carene* dan *Limonene*, dengan produk distillate adalah *Carene* dan produk bottom adalah *Limonene*.



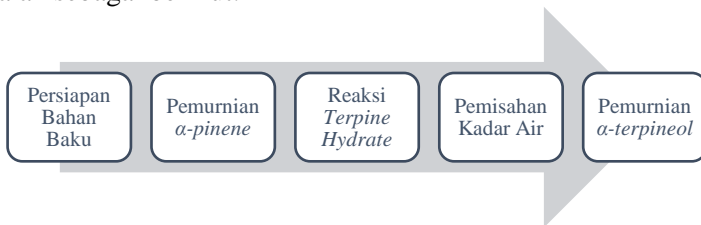
Gambar III.8. Alternatif proses distilasi yang dipilih

III.2 Uraian Proses

Pada pabrik pembuatan *α-terpineol* dari terpentin ini, uraian proses dibagi menjadi dua bagian, yaitu uraian proses produk utama dan uraian proses produk samping.

III.2.1 Uraian Proses Produk Utama

Pada uraian proses produk utama, proses utamanya adalah sebagai berikut:



Gambar III.9 Blok Diagram Sintesa Proses *α-terpineol*

1. Persiapan Bahan Baku.

Bahan baku yang digunakan pada pabrik ini adalah antara lain terpentin sebagai bahan baku utama di tangki (F-111), larutan H_2SO_4 dengan kadar 98% (% v/v) di tangki (F-121), Ethanol dengan kadar 96,5% (% v/v) di tangki (F-131) dan larutan NaOH dengan

kadar 48% (%v/v) di tangki (F-221). Semua bahan baku disimpan pada temperature ambien dengan tangki tertutup. Hal ini dikarenakan pada senyawa minyak *essence*, seperti minyak terpentin, kenaikan temperature dan senyawa oksigen dapat membuat minyak terpentin teroksidasi sehingga berubah menjadi senyawa lain (Turek & Stintzing, 2013).

2. Pemurnian α -pinene dari terpentin

Terpentin dari tangki (F-111) di pompa menuju pre-heater (E-113) hingga suhu 170,33 °C (*bubble feed temperature*) agar dapat meningkatkan efisiensi kerja kolom distilasi (D-110). Kondisi operasi kolom distilasi D-110 adalah 175 °C dan 1,23 atm. Tekanan operasi semua kolom distilasi adalah tekanan atmosferik, bukan vakum. Selain karena biaya operasi yang jauh lebih tinggi pada kolom distilasi bertekanan vakum, pada tekanan atmosferik *bubble feed temperature* tidak mencapai temperature degradasi dari bahan baku utama yaitu terpentin, yang 85% nya berupa α -pinene. Temperatur degradasi dari α -pinene dimulai dari suhu 300 – 410 °C, dimana pada suhu 410 °C α -pinene akan terdegradasi sepenuhnya (Coudour et al , 2019). Dari neraca massa, *bubble feed temperature* hanya sebesar 170,33 °C, masih jauh dari batas temperatur degradasi sehingga tekanan atmosferik lebih unggul untuk digunakan dibanding tekanan vakum.

Produk atas dari kolom distilasi (D-110) yaitu α -pinene dengan kadar sekian 97% dialirkan menuju mixer (M-130). Pada kolom distilasi (D-110), jenis condenser yang digunakan adalah *total condenser* (E-114) dikarenakan distilatnya yang gampang mengembun. Untuk produk bawah yang mengandung β -pinene, champhene, carene dan d-limonene lebih

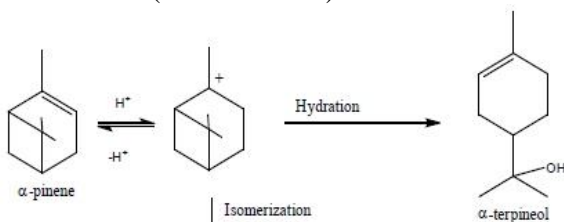
banyak di pompa menuju kolom distilasi (D-410) untuk pengolahan produk samping lebih lanjut.

Pada kolom distilasi (D-110), cara perhitungan yang dilakukan dalam distribusi komponen adalah dengan menetapkan komponen *Light Key* yaitu α -pinene dan *Heavy Key* adalah *Camphene*. Dari uap distilat α -pinene yang terjadi, proses selanjutnya akan dikondensasikan sehingga fase-nya berubah dari uap menjadi liquid dengan kemurnian yang ingin dicapai adalah 97% α -pinene.

3. Reaksi *Terpene Hydrate*

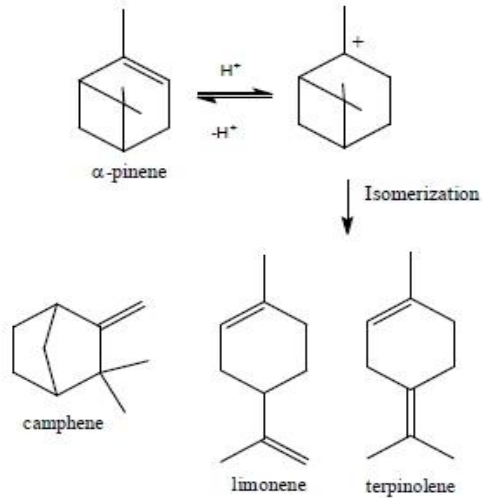
Asam sulfat dipompa dari tangki (F-121) menuju *mixer* (M-120) untuk diencerkan hingga konsentrasinya sebesar 15% (%v/v). Kemudian dari *mixer* (M-120) dialirkan menuju *mixer* (M-130) sebagai katalis yang nantinya akan mempercepat reaksi *terpene hydrate*. Agar campuran di *mixer* (M-130) lebih homogen antara α -pinene dengan asam sulfat, ditambahkan ethanol dari tangki (F-131) agar homogenisasi antara α -pinene dan katalis makin baik. Semua bahan yang telah yang dicampur dengan homogen di *mixer* (M-130), dialirkan ke reaktor *batch* (R-210). Karena reaktor *batch*, maka aliran sebelum masuk reaktor dan setelah keluar reaktor ditambahkan tangki *intermediate* 1 (F-136) dan tangki *intermediate* 2 (F-214). Reaksinya adalah sebagai berikut:

Reaksi 1 (Reaksi Utama):



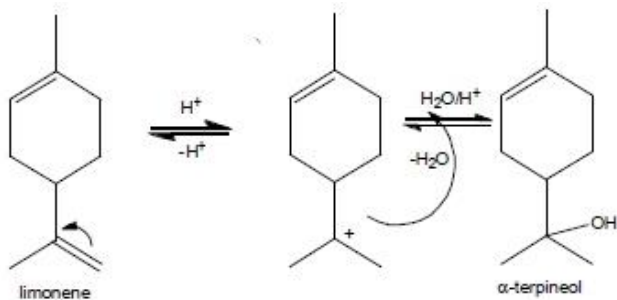
Gambar III.10 Reaksi Hidrasi α -pinene Menjadi α -terpineol
(Wijayanti, 2011)

Reaksi 2:



Gambar III.11 Reaksi Isomerisasi α -pinene
(Wijayanti, 2011)

Reaksi 3:



Gambar III.12 Reaksi hidrasi isomer α -pinene menjadi α -terpineol
(Rottava, 2011)

4. Tahap pencucian

Pada tahap ini, pH produk dari reaktor harus di buat stabil lagi (asam karena katalis H_2SO_4) agar *yield* α -terpineol tidak menurun (Pakdel et al, 2001) Sehingga digunakan larutan NaOH. NaOH di pompa dari tangki (F-221) dengan konsentrasi 48% (% v/v) diencerkan hingga 5% (% v/v) di Mixer (M-220) yang kemudian dicampurkan dengan hasil reaksi dari reaktor (R-210) di Mixer (M-230). Di tahap pencucian ini, terjadi pembentukan garam Na_2SO_4 dari H_2SO_4 dan NaOH sebagai *limiting reactant* dikarenakan pemisahan NaOH dalam pemurnian produk α -terpineol di kolom distilasi (D-310) lebih sulit dibanding memisahkan H_2SO_4

5. Tahap Pemisahan Lapisan Minyak dan Air

Pada tahap ini, hasil reaksi dari α -pinene menjadi α -terpineol telah terjadi, tetapi terdapat beberapa jenis kandungan lain seperti H_2SO_4 , ethanol dan garam Na_2SO_4 sehingga harus dipisahkan dengan *decanter* (H-240) yang dimana produk minyaknya yaitu α -terpineol dipompa menuju kolom distilasi (D-310) dan produk non-minyaknya yaitu lapisan air yaitu H_2O dan ethanol dipompa menuju kolom distilasi (D-610). Tujuan dari pengadaan kolom distilasi (D-610) ini untuk melakukan recovery Ethanol sebagai pelarut dengan kadar 97%.

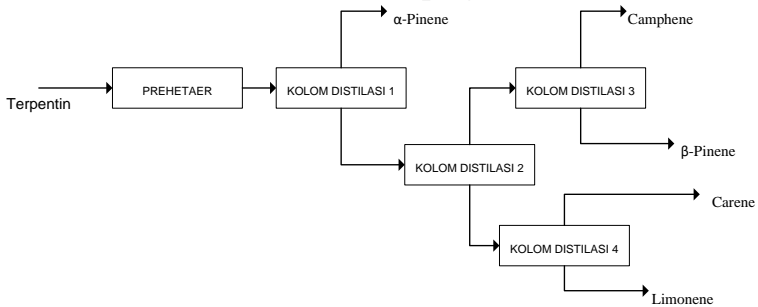
6. Tahap Pemurnian α -terpineol

Produk minyak dari *decanter* (H-240) kemudian di alirkan ke *pre-heater* (E-312) terlebih dahulu hingga suhu $108,32^\circ C$ untuk memenuhi kondisi *bubble feed temperature* lalu diproses di kolom distilasi (D-310) dengan kondisi operasi $180^\circ C$ dan 1,23 atm. Minyak α -terpineol dengan kemurnian (95%) dihasilkan dari produk bawah kolom distilasi kemudian di pompa menuju tangki (F-317) setelah

didindingkan dengan cooler (E-316) hingga suhu 40 °C. α -terpineol yang disimpan pada tangki tertutup pada suhu 40 °C memiliki *shelf time* (lama waktu suatu barang dapat disimpan sebelum berubah atau tidak dapat digunakan lagi) selama 12 bulan.

Untuk produk atasnya, dikondensasikan secara total karena distilatnya sulit untuk mengembun. Hasil distilat di kolom distilasi (D-310) dibuang menuju *waste water treatment* (WWT)

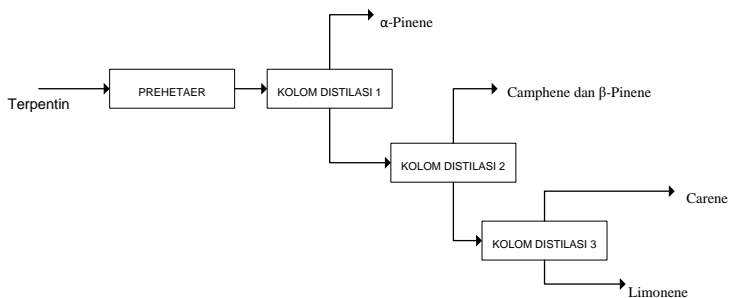
III.2.2 Uraian Proses Produk Samping



Gambar III.13. Diagram alternatif proses pemisahan komponen terpentin 1

Kolom distilasi 3 bertujuan untuk memisahkan komponen *camphene* dan β -*pinene* yang terdapat dari produk distilat kolom kedua. Tetapi, komposisi dari masing-masing komponen tersebut di dalam terpentin sangat kecil yaitu sebesar 1%.

Dengan beberapa pertimbangan di atas, maka kolom distilasi ketiga ini ditiadakan. Sehingga produk distilat dari kolom kedua tetap terdiri dari *camphene* dan β -*pinene*. Produk Carene ini tetap di jual walaupun dengan nilai ekonomis yang lebih rendah. Berikut diagram proses nya :



Gambar III.14. Diagram alternatif proses pemisahan komponen terpentin 2

Pada proses pemisahan produk samping menjadi komponen yang lebih sederhana ini, digunakan proses *Sequences Distillation*.

1. Kolom Distilasi Pertama

Selain untuk mendapatkan *α-pinene* untuk menjadi bahan baku dari proses produk utama, kolom distilasi (D-110) ini bertujuan untuk mendapatkan kandungan terpentin yang lain juga yaitu carene sebesar 10% dari berat terpentin awal. (Fleig, 2005)

2. Kolom Distilasi Kedua

Didalam kolom distilasi yang kedua ini bertujuan untuk memisahkan komponen dari *bottom product* dari distilasi pertama terdiri dari *camphene*, *β-pinene*, *carene* dan *d-limonene*. Berdasarkan perhitungan *Sequence Distillation* yang dilakukan di seleksi proses, maka akan lebih ekonomis jika produk atas berupa *camphene* dan *β-pinene* yang akan langsung dibuat ke WWT dikarenakan jumlahnya yang sangat sedikit. Sedangkan untuk *bottom product* di distilasi kedua adalah *carene* dan *d-limonene*. Di tahap ini, juga disebut sebagai pemurnian Carene tahap 1. Kondisi operasinya adalah 182,78°C dan 1,23 atm.

3. Kolom Distilasi Ketiga

Kolom distilasi yang ketiga (D-510) bertujuan untuk mendapatkan produk samping yaitu Carene dengan kemurnian 95% sebagai distilat, dan *d-limonene* yang berada di produk bottom akan dibuat ke WWT. Kondisi operasinya adalah 181,28°C dan 1,23 atm.

BAB IV NERACA MASSA DAN ENERGI

IV.1 Neraca Massa

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

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

Asumsi aliran *steady state*, maka,

$$[\text{Akumulasi}] = 0$$

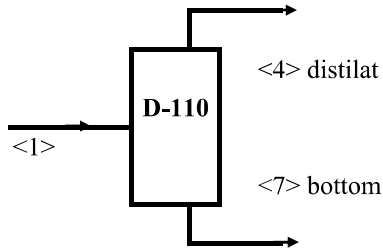
Data-data perhitungan neraca massa dalam pabrik α -terpineol adalah sebagai berikut:

- Kapasitas produksi α -terpineol per tahun= 5.780 ton
- Waktu operasi produksi dalam 1 tahun= 330 hari
- Waktu operasi produksi dalam 1 hari= 24 jam
- Produksi terpineol per jam= 730 kg
- Kebutuhan bahan baku terpentin per tahun= 10.511 ton
- Kebutuhan bahan baku terpentin per jam= 1327.08 kg
- Kemurnian produk= 95%
- Basis perhitungan= 1 jam
- Komposisi Terpentin (dalam %berat)
 - α -pinene= 85%
 - Camphene= 3%
 - β -pinene= 1%
 - 3-Carene= 10%
 - d-Limonene= 1%

Sumber: (Fleig, 2005)

1. Kolom Distilasi I (D-110)

Fungsi : Memisahkan α -pinene dengan kadar 97%

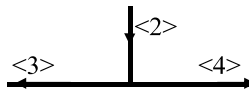


Gambar IV.1 Blok diagram D-110

Tabel IV.1 Neraca Massa D-110

Komponen	Masuk	Keluar	
	<1> kg	<4> kg	<7> kg
α -pinene	1,128.02	1,105.36	22.66
Camphene	39.81	29.86	9.95
β -pinene	13.27	4.31	8.96
3-Carene	132.71	1.02	131.69
d-Limonene	13.27	0.00	13.27
Total	1,327.08	1,140.55	186.53
		1,327.08	

2. Refluks D-110



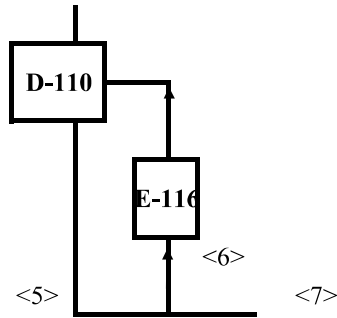
Gambar IV.2 Blok diagram Refluks D-110

Tabel IV.2 Neraca Massa Refluks D-110

Komponen	Masuk	Keluar	
	<2> kg	<3> kg	<4> kg

α -pinene	4,183.36	3,078.00	1,105.36
Camphene	113.01	83.15	29.86
β -pinene	16.33	12.01	4.31
3-Carene	3.85	2.84	1.02
d-Limonene	0.01	0.00	0.00
Total	4,316.55	3,176.00	1,140.55
		4,316.55	

3. Reboiler D-110 (E-116)



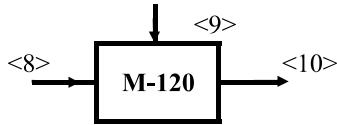
Gambar IV.3 Blok diagram reboiler E-116

Tabel IV.3 Neraca Massa Reboiler E-116

Komponen	Masuk	Keluar	
	<5> kg	<6> kg	<7> kg
α -pinene	536.90	514.23	22.66
Camphene	235.79	225.84	9.95
β -pinene	212.18	203.22	8.96
3-Carene	3,119.77	2,988.08	131.69
d-Limonene	314.36	301.09	13.27
Total	4,418.99	4,232.45	186.53
		4,418.99	

4. Mixer (M-120)

fungsi: mengencerkan H₂SO₄ dari 98% menjadi 15%



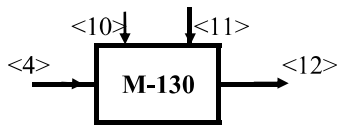
Gambar IV.4 Blok diagram Mixer M-120

Tabel IV.4 Neraca Massa Mixer M-120

Komponen	BM	Masuk				Keluar	
		<8> kg		<9> kg		<10> kg	
		Fraksi	mass rate	Fraksi	mass rate	Fraksi	mass rate
H ₂ SO ₄	98	0.98	605.35	0.00	0.00	0.25	605.3
H ₂ O	18	0.02	14.22	1.00	1,810.90	0.75	1,825.1
Total		1.00	619.56	1.00	1,810.90	1.00	2,430.5
		2,430.46				2,430	

5. Mixer (M-130)

Fungsi: melakukan homogenisasi antara Larutan H₂SO₄ dengan distilat D-110 dengan penambahan Ethanol



Gambar IV.5 Blok diagram Mixer M-130

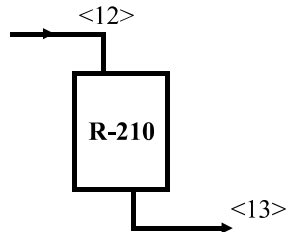
Tabel IV.5 Neraca Massa Mixer M-130

Komponen	Masuk			Keluar
	<4> kg	<10> kg	<11> kg	<12> kg
α -pinene	1,105.36	0.00	0.00	1,105.36
Camphene	29.86	0.00	0.00	29.86
β -pinene	4.31	0.00	0.00	4.31

3-Carene	1.02	0.00	0.00	1.02
d-Limonene	0.00	0.00	0.00	0.00
H ₂ SO ₄	0.00	605.35	0.00	605.35
H ₂ O	0.00	1,825.11	0.00	1,825.11
C ₂ H ₅ OH	0.00	0.00	10,901.59	10,901.59
Total	1,140.55	2,430.46	10,901.59	14,472.60
	14,472.60			14,472.60

6. Reaktor (R-210)

Fungsi: Mereaksikan α -pinene menjadi α -terpineol dari Mixer (M-130)



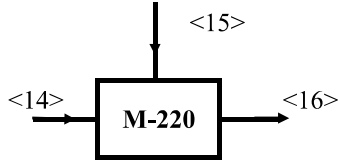
Gambar IV.6 Blok diagram Reaktor R-210

Tabel IV.6 Neraca Massa Reaktor R-210

Komponen	Masuk	Keluar
	<12> kg	<13> kg
α -pinene	1,105.36	98.38
Camphene	29.86	200.18
β -pinene	4.31	4.31
3-Carene	1.02	1.02
d-Limonene	0.00	170.32
H ₂ SO ₄	605.35	605.35
H ₂ O	1,825.11	1,737.07
C ₂ H ₅ OH	10,901.59	10,901.59
α -terpineol	0.00	754.39
Total	14,472.60	14,472.60

7. Mixer (M-220)

Fungsi: Mengencerkan NaOH 0.48 M menjadi 0.05 M



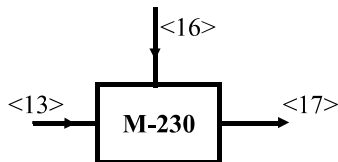
Gambar IV.7 Blok diagram Mixer M-220

Tabel IV.7 Neraca Massa Mixer M-220

Komponen	BM	Masuk				Keluar	
		<14> kg		<15> kg		<16> kg	
		Fraksi	mass rate	Fraksi	mass rate	Fraksi	mass rate
NaOH	40	0.64	469.45	0.00	0.00	0.09	469.45
H ₂ O	18	0.36	268.98	1.00	4,220.33	0.91	#####
Total		1.00	738.44	1.00	4,220.33	1.00	#####
		4,958.76				4,958.76	

8. Mixer (M-230)

Fungsi: Menetralkan Produk R-210 dengan penambahan NaOH



Gambar IV.8 Blok diagram Mixer M-230

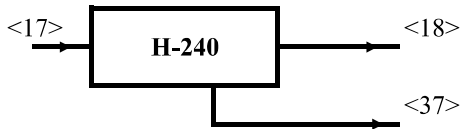
Tabel IV.8 Neraca Massa Mixer M-230

Komponen	Masuk		Keluar
	<13> kg	<16> kg	<17> kg
α -pinene	98.38	0.00	98.38

Camphene	200.18	0.00	200.18
β -pinene	4.31	0.00	4.31
3-Carene	1.02	0.00	1.02
d-Limonene	170.32	0.00	170.32
H ₂ SO ₄	605.35	0.00	30.27
H ₂ O	1,737.07	4,489.31	6,437.63
C ₂ H ₅ OH	10,901.59	0.00	10,901.59
NaOH	0.00	469.45	0.00
Na ₂ SO ₄	0.00	0.00	833.28
α -terpineol	754.39	0.00	754.39
Total	14,472.60	4,958.76	19,431.37
	19,431.37		19,431.37

9. Decanter (H-240)

Fungsi: Memisahkan minyak dengan air



Gambar IV.9 Blok diagram Decanter H-240

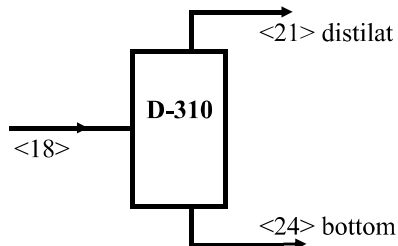
Tabel IV.9 Neraca Massa Decanter H-240

Komponen	Masuk	Keluar	
	<17> kg	<18> kg	<37> kg
α -pinene	98.38	95.43	2.95
Camphene	200.18	194.17	6.01
β -pinene	4.31	4.19	0.13
3-Carene	1.02	0.99	0.03
d-Limonene	170.32	165.21	5.11
H ₂ SO ₄	30.27	0.91	29.36
H ₂ O	6,437.63	193.13	6,244.50

C ₂ H ₅ OH	10,901.59	327.05	10,574.54
NaOH	0.00	0.00	0.00
Na ₂ SO ₄	833.28	4.17	829.12
α-terpineol	754.39	731.76	22.63
Total	19,431.37	1,716.99	17,714.38
	19,431.37	19,431.37	

10. Kolom Distilasi 2 (D-310)

Fungsi : memisahkan α-terpineol dengan kadar 95%



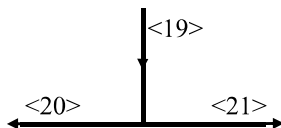
Gambar IV.10 Blok diagram Distilasi D-310

Tabel IV.10 Neraca Massa Distilasi D-310

Komponen	Masuk	Keluar	
	<18> kg	<21> kg	<24> kg
α-pinene	95.43	94.56	0.87
Camphene	194.17	191.04	3.13
β-pinene	4.19	4.09	0.10
3-Carene	0.99	0.92	0.07
d-Limonene	165.21	145.07	20.14
H ₂ SO ₄	0.91	0.00	0.91
H ₂ O	193.13	193.13	0.00
C ₂ H ₅ OH	327.05	327.05	0.00
NaOH	0.00	0.00	0.00
Na ₂ SO ₄	4.17	0.00	4.17
α-terpineol	731.76	36.59	695.17

Total	1,716.99	992.44	724.55
	1,716.99	1,716.99	

11. Refluks D-310

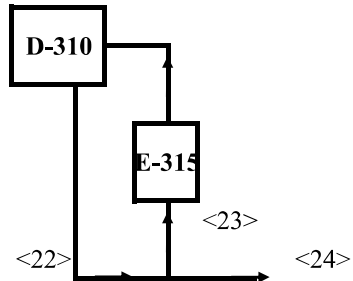


Gambar IV.11 Blok diagram Refluks D-310

Tabel IV.11 Neraca Massa Refluks D-310

Komponen	Masuk	Keluar	
	19 <kg>	20 <kg>	21 <kg>
α -pinene	143.78	49.22	94.56
Camphene	290.47	99.44	191.04
β -pinene	6.21	2.13	4.09
3-Carene	1.40	0.48	0.92
d-Limonene	220.58	75.51	145.07
H ₂ SO ₄	0.00	0.00	0.00
H ₂ O	293.65	100.53	193.13
C ₂ H ₅ OH	497.28	170.23	327.05
NaOH	0.00	0.00	0.00
Na ₂ SO ₄	0.00	0.00	0.00
α -terpineol	55.63	19.04	36.59
Total	1,509.01	226.77	435.67
		1,509.01	

12. Reboiler D-310 (E-315)



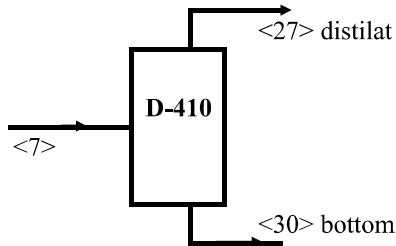
Gambar IV.12 Blok diagram Reboiler E-315

Tabel IV.12 Neraca Massa Reboiler E-315

Komponen	Masuk	Keluar	
	<22> kg	<23> kg	<24> kg
α -pinene	8.64	7.78	0.87
Camphene	31.21	28.08	3.13
β -pinene	0.98	0.88	0.10
3-Carene	0.65	0.58	0.07
d-Limonene	200.61	180.47	20.14
H ₂ SO ₄	9.05	8.14	0.91
H ₂ O	0.01	0.01	0.00
C ₂ H ₅ OH	0.00	0.00	0.00
NaOH	0.00	0.00	0.00
Na ₂ SO ₄	41.50	37.34	4.17
α -terpineol	6,925.07	6,229.90	695.17
Total	7,217.73	6,493.18	724.55
		7,217.73	

13. Kolom Distilasi 3 (D-410)

Fungsi : pemurnian-3-Carene

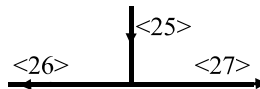


Gambar IV.13 Blok diagram distilasi D-410

Tabel IV.13 Neraca Massa distilasi D-410

Komponen	Masuk	Keluar	
	<7> kg	<27> kg	<30> kg
α -pinene	22.66	22.57	0.09
Camphene	9.95	9.30	0.65
β -pinene	8.96	6.23	2.73
3-Carene	131.69	5.27	126.42
d-Limonene	13.27	0.01	13.26
Total	186.53	43.38	143.15
		186.53	

14. Refluks D-410



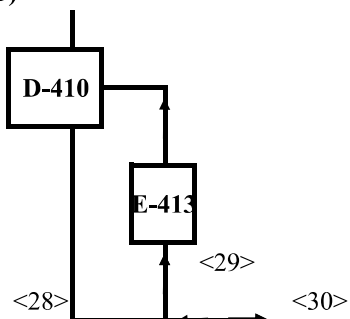
Gambar IV.14 Blok Diagram Refluks D-410

Tabel IV.14 Neraca Massa Refluks D-410

Komponen	Masuk	Keluar	
	<25> kg	<26> kg	<27> kg
α -pinene	76.28	53.70	22.57

Camphene	31.43	22.13	9.30
β -pinene	21.05	14.82	6.23
3-Carene	17.80	12.53	5.27
d-Limonene	0.02	0.01	0.01
Total	146.58	103.20	43.38
		146.58	

15. Reboiler D-410 (E-413)



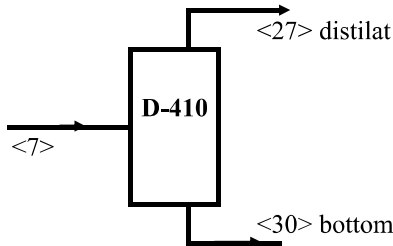
Gambar IV.15 Blok Diagram Reboiler E-413

Tabel IV.15 Neraca Massa Reboiler E-413

Komponen	Masuk	Keluar	
	<28> kg	<29> kg	<30> kg
α -pinene	126.51	0.09	126.42
Camphene	13.92	0.66	13.26
β -pinene	145.89	2.74	143.15
3-Carene	127.15	127.15	0.00
d-Limonene	13.34	13.34	0.00
Total	426.82	143.98	282.84
		426.82	

16. Kolom Distilasi 4 (D-510)

Fungsi : Memisahkan α -pinene dengan kadar 97%

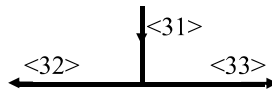


Gambar IV.16 Blok Diagram Distilasi D-510

Tabel IV.16 Neraca Massa Distilasi D-510

Komponen	Masuk	Keluar	
	<7> kg	<27> kg	<30> kg
α -pinene	0.09	0.09	0.00
Camphene	0.65	0.65	0.00
β -pinene	2.73	2.70	0.02
3-Carene	126.42	112.79	13.63
d-Limonene	13.26	2.52	10.74
Total	143.15	118.76	24.39
		143.15	

17. Refluks D-510



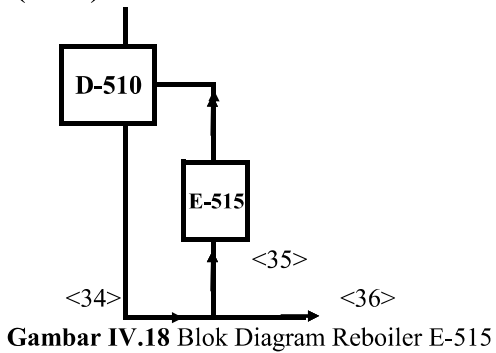
Gambar IV.17 Blok Diagram Refluks D-510

Tabel IV.17 Neraca Massa Refluks D-510

Komponen	Masuk	Keluar	
	<31> kg	<32> kg	<33> kg
α -pinene	0.44	0.35	0.09

Camphene	3.20	2.55	0.65
β -pinene	13.29	10.59	2.70
3-Carene	554.41	441.62	112.79
d-Limonene	12.39	9.87	2.52
Total	583.72	464.97	118.76
		583.72	

18. Reboiler D-510 (E-515)

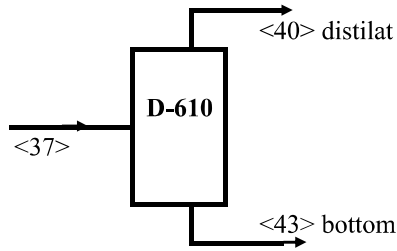


Tabel IV.18 Neraca Massa Reboiler E-515

Komponen	Masuk	Keluar	
	<34> kg	<35> kg	<36> kg
α -pinene	13.63	0.00	13.63
Camphene	10.78	0.03	10.74
β -pinene	24.92	0.53	24.39
3-Carene	338.38	338.38	0.00
d-Limonene	266.75	266.75	0.00
Total	654.46	605.70	48.77
		654.46	

19. Kolom Distilasi 5 (D-610)

Fungsi : recovery ethanol sebagai pelarut

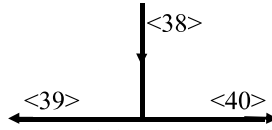


Gambar IV.19 Blok Diagram Distilasi D-610

Tabel IV.19 Neraca Massa Distilasi D-610

Komponen	Masuk	Keluar	
	<37> kg	<40> kg	<43> kg
α -pinene	2.95	0.00	2.95
Camphene	6.01	0.00	6.01
β -pinene	0.13	0.00	0.13
3-Carene	0.03	0.00	0.03
d-Limonene	5.11	0.00	5.11
H ₂ SO ₄	29.36	0.00	29.36
H ₂ O	6,244.50	371.61	5,872.89
C ₂ H ₅ OH	10,574.54	10,367.90	206.64
NaOH	0.00	0.00	0.00
Na ₂ SO ₄	829.12	0.00	829.12
α -terpineol	22.63	0.00	22.63
Total	17,714.38	10,739.51	6,974.86
	17,714.38	17,714.38	

20. Refluks D-610

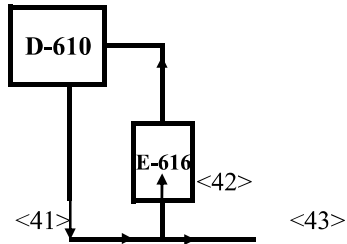


Gambar IV.20 Blok Diagram Refluks D-610

Tabel IV.20 Neraca Massa Refluks D-610

Komponen	Masuk	Keluar	
	<38> kg	<39> kg	<40> kg
α -pinene	0.00	0.00	0.00
Camphene	0.00	0.00	0.00
β -pinene	0.00	0.00	0.00
3-Carene	0.00	0.00	0.00
d-Limonene	0.00	0.00	0.00
H ₂ SO ₄	0.00	0.00	0.00
H ₂ O	442.43	70.81	371.61
C ₂ H ₅ OH	12,343.58	1,975.68	10,367.90
NaOH	0.00	0.00	0.00
Na ₂ SO ₄	0.00	0.00	0.00
α -terpineol	0.00	0.00	0.00
Total	12,786.01	2,046.50	10,739.51
		12,786.01	

21. Reboiler D-610 (E-616)



Gambar IV.21 Blok Diagram Reboiler E-616

Tabel IV.21 Neraca Massa Reboiler E-616

Komponen	Masuk	Keluar	
	<41> kg	<42> kg	<43> kg
α -pinene	5.26	2.31	2.95
Camphene	10.71	4.71	6.01
β -pinene	0.23	0.10	0.13
3-Carene	0.05	0.02	0.03
d-Limonene	9.12	4.01	5.11
H ₂ SO ₄	52.38	23.02	29.36
H ₂ O	10,476.90	4,604.01	5,872.89
C ₂ H ₅ OH	368.64	162.00	206.64
NaOH	0.00	0.00	0.00
Na ₂ SO ₄	1,479.09	649.98	829.12
α -terpineol	40.37	17.74	22.63
Total	12,442.76	5,467.89	6,974.86
		12,442.76	

IV.2 Neraca Energi

Setelah perhitungan neraca massa dilakukan, selanjutnya adalah perhitungan neraca energi dimana berlaku persamaan berikut:

$$\Delta E = Q + W - \Delta[(H + K + P)] + - \Delta H_{rx}$$

Dimana ΔE , Q , W , H , K , P secara berurutan adalah akumulasi energi, laju panas, kerja, entalpi, energi kinetik, dan energi potensial. Dengan asumsi aliran *steady state* dan perubahan kecepatan, perbedaan ketinggian fluida, kerja diabaikan serta semua sistem dianggap adiabatik maka persamaan di atas menjadi:

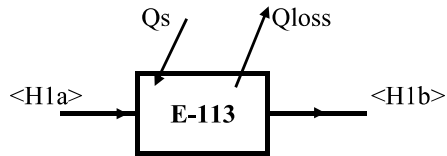
$$Q - \Delta H + (-\Delta H_{rx}) = 0$$

Adapun yang di nilai-nilai lain yang di asumsikan adalah sebagai berikut:

- 1 jam operasi
- Basis Perhitungan = 1 jam
- Asumsi Q_{loss} = 0.05 Q_s
- Suhu Referensi = 25°C (cair)
- Tekanan referensi = 1 atm

1. Preheater (E-113)

Fungsi: memanaskan Feed sebelum masuk ke distilasi D-110



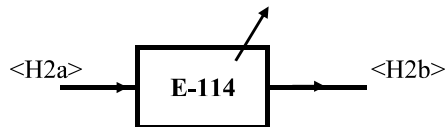
Gambar IV.22 Blok Diagram Preheater E-113

Tabel IV.22 Neraca Energi Preheater E-113

Masuk <kJ>		Keluar <kJ>	
H1a	198,093.17	H1b	427,627.83
Qs	241,615.43	Qloss	12,080.77
439,708.60		439,708.60	

2. Condenser D-110 (E-114)

Fungsi: Mengkondensasi distilat D-110



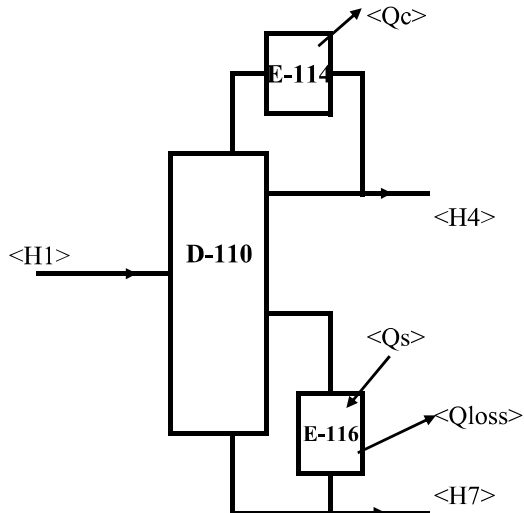
Gambar IV.23 Blok Diagram Condenser E-114

Tabel IV.23 Neraca Energi Condenser E-114

Masuk <kJ>		Keluar <kJ>	
H2a	2,355,293.76	H2b	1,218,195.34
		Qc	1,137,098.41
2,355,293.76		2,355,293.76	

3. Distilasi I (D-110)

Fungsi : Memisahkan α -pinene dengan kadar 97%



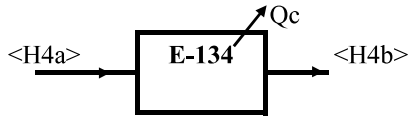
Gambar IV.24 Blok Diagram Distilasi 1 D-110

Tabel IV.24 Neraca Energi Distilasi 1 D-110

Masuk <kJ>		Keluar <kJ>	
H1	427,627.83	H4	321,880.59
Qs	1,160,176.37	H7	70,816.39
		Qc	1,137,098.41
		Qloss	58,008.82
1,587,804.20		1,587,804.20	

4. Cooler (E-134)

Fungsi: mendinginkan Distilat D-110



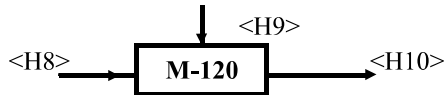
Gambar IV.25 Blok Diagram Cooler E-134

Tabel IV.25 Neraca Energi Cooler E-134

Masuk <kJ>		Keluar <kJ>	
H4a	321,880.59	H4b	17,752.45
		Qc	304,128.14
321,880.59		321,880.59	

5. Mixer (M-120)

fungsi: mengencerkan H_2SO_4 dari 98% menjadi 15%



Gambar IV.26 Blok Diagram Mixer M-120

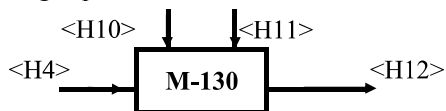
T referensi = $0^\circ C$

Tabel IV.26 Neraca Energi Mixer M-120

Masuk <kJ>		Keluar <kJ>	
H8	-28,822.27	H10	160,725.13
H9	189,547.40		
160,725.13		160,725.13	

6. Mixer (M-130)

Fungsi: melakukan homogenisasi antara Larutan H_2SO_4 dengan distilat D-110 dengan penambahan Aceton



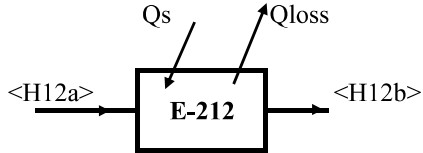
Gambar IV.27 Blok Diagram Mixer M-130

Tabel IV.27 Neraca Energi Mixer M-130

Masuk <kJ>		Keluar <kJ>	
H4	17,752.45	H12	590,878.40
H10	392,199.32		
H11	180,926.63		
590,878.40		590,878.40	

7. Preheater (E-212)

Fungsi: memanaskan Feed sebelum masuk ke distilasi R-210



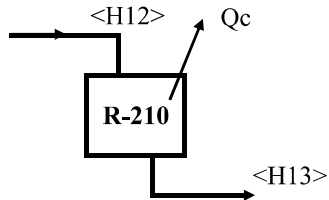
Gambar IV.28 Blok Diagram Preheater E-212

Tabel IV.28 Neraca Energi Preheater E-212

Masuk <kJ>		Keluar <kJ>	
H12a	114,101.93	H12b	1,421,878.31
Qs	1,376,606.71	Qloss	68,830.34
1,490,708.65		1,490,708.65	

8. Reaktor (R-210)

Fungsi: Mereaksikan α -pinene menjadi α -terpineol dari Mixer (M-130)



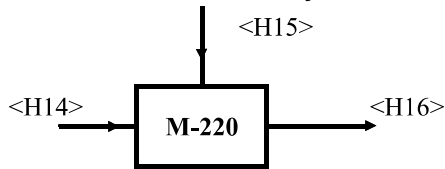
Gambar IV.29 Blok diagram Reaktor R-210

Tabel IV.28 Neraca Energi Reaktor R-210

Masuk <kJ>		Keluar <kJ>	
H12	1,421,878.31	H13	1,446,900.06
$-\Delta H_{rx}$	131,790.69	Qc	106,768.94
1,553,669.00		1,553,669.00	

9. Mixer (M-220)

fungsi: mengencerkan NaOH dari 48% menjadi 5%



Gambar IV.30 Blok Diagram Mixer M-220

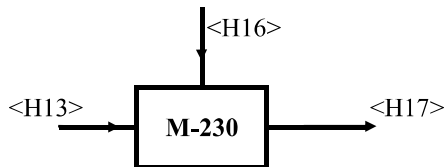
T referensi = 0°C

Tabel IV.30 Neraca Energi Mixer M-220

Masuk <kJ>		Keluar <kJ>	
H14	446,578.94	H16	888,322.70
H15	441,743.75		
888,322.70		888,322.70	

10. Mixer (M-230)

Fungsi: Menetralkan pH Produk R-210 dengan penambahan NaOH



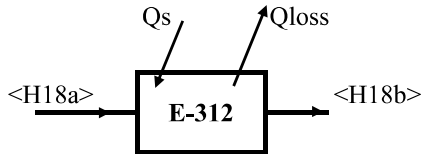
Gambar IV.31 Blok Diagram Mixer M-230

Tabel IV.31 Neraca Energi Mixer M-230

Masuk <kJ>		Keluar <kJ>	
H13	1,446,900.06	H17	2,335,222.76
H16	888,322.70		
2,335,222.76		2,335,222.76	

11. Preheater (E-312)

Fungsi: memanaskan Feed sebelum masuk ke distilasi D-310



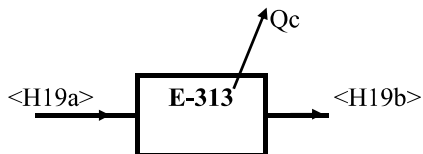
Gambar IV.32 Blok Diagram Preheater E-312

Tabel IV.32 Neraca Energi Preheater E-312

Masuk <kJ>		Keluar <kJ>	
H18a	20,011.97	H18b	89,738.87
Qs	73,396.74	Qloss	3,669.84
93,408.70		93,408.70	

12. Condenser D-310 (E-313)

Fungsi: Mengkondensasi distilat D-310



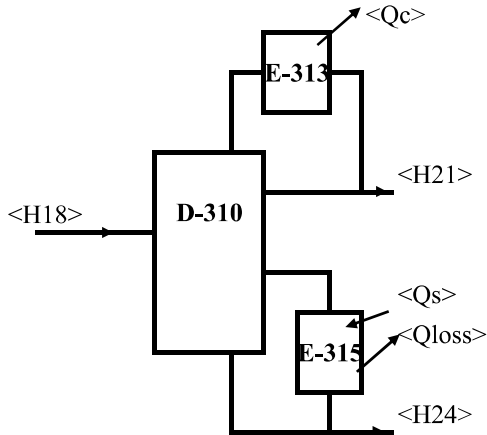
Gambar IV.33 Blok Diagram Kondenser E-313

Tabel IV.33 Neraca Energi Kondenser E-313

Masuk <kJ>		Keluar <kJ>	
H19a	1,563,565.32	H19b	304,526.92
		Qc	1,259,038.40
1,563,565.32		1,563,565.32	

13. Distilasi II (D-310)

Fungsi : Memisahkan α -pinene dengan kadar 97%



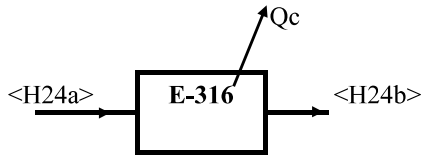
Gambar IV.34 Blok Diagram Distilasi D-310

Tabel IV.34 Neraca Energi Distilasi D-310

Masuk <kJ>		Keluar <kJ>	
H18	89,738.87	H21	200,279.43
Qs	1,893,990.61	H24	429,712.12
		Qc	1,259,038.40
		Qloss	94,699.53
1,983,729.48		1,983,729.48	

14. Cooler (E-316)

Fungsi: mendinginkan produk bottom D-310



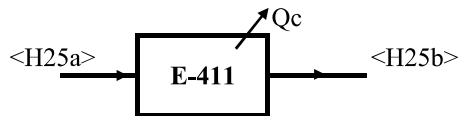
Gambar IV.35 Blok Diagram Cooler E-316

Tabel IV.35 Neraca Energi Cooler E-316

Masuk <kJ>		Keluar <kJ>	
H24a	429,712.12	H24b	6,849.07
		Qc	422,863.05
429,712.12		429,712.12	

15. Condenser D-410 (E-411)

Fungsi: Mengkondensasi distilat D-410



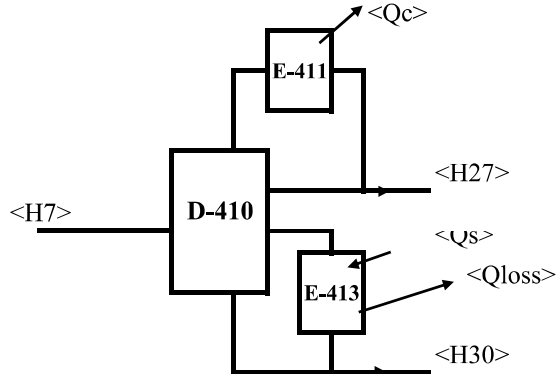
Gambar IV.36 Blok Diagram Condenser E-411

Tabel IV.36 Neraca Energi Condenser E-411

Masuk <kJ>		Keluar <kJ>	
H25a	84,523.20	H25b	45,222.57
		Qc	39,300.63
84,523.20		84,523.20	

16. Distilasi III (D-410)

Fungsi : Memisahkan α -pinene dengan kadar 97%



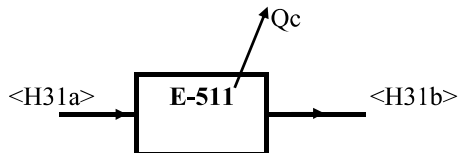
Gambar IV.37 Blok Diagram Distilasi D-410

Tabel IV.37 Neraca Energi Distilasi D-410

Masuk <kJ>		Keluar <kJ>	
H7	71,423.26	H27	13,480.42
Qs	39,826.46	H30	56,477.35
		Qc	39,300.63
		Qloss	1,991.32
111,249.72		111,249.72	

17. Condenser D-510 (E-511)

Fungsi: Mengkondensasi distilat D-510



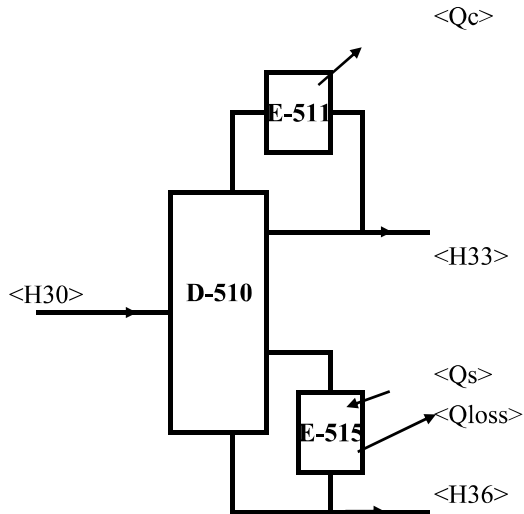
Gambar IV.38 Blok Diagram Condenser E-511

Tabel IV.38 Neraca Energi Condenser E-511

Masuk <kJ>		Keluar <kJ>	
H33a	375,673.29	H33b	212,855.44
		Qc	162,817.85
375,673.29		375,673.29	

18. Distilasi IV (D-510)

Fungsi : Memisahkan α -pinene dengan kadar 97%



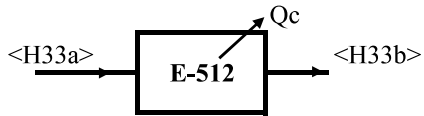
Gambar IV.39 Blok Diagram Distilasi D-510

Tabel IV.39 Neraca Energi Distilasi D-510

Masuk <kJ>		Keluar <kJ>	
H30	56,818.06	H33	43,594.97
Qs	167,900.49	H36	9,910.71
		Qc	162,817.85
		Qloss	8,395.02
224,718.55		224,718.55	

19. Cooler (E-512)

Fungsi: mendinginkan Distilat D-510



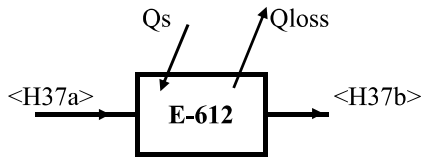
Gambar IV.40 Blok Diagram Cooler E-512

Tabel IV.40 Neraca Energi Cooler E-512

Masuk <kJ>		Keluar <kJ>	
H33a	43,594.97	H33b	1,036.81
		Qc	42,558.16
43,594.97		43,594.97	

20. Preheater (E-612)

Fungsi: memanaskan Feed sebelum masuk ke distilasi D-610



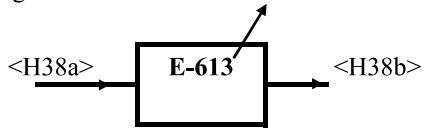
Gambar IV.41 Blok Diagram Preheater E-612

Tabel IV.41 Neraca Energi Preheater E-612

Masuk <kJ>		Keluar <kJ>	
H37a	312,820.95	H37b	3,302,643.43
Qs	3,147,181.55	Qloss	157,359.08
3,460,002.50		3,460,002.50	

21. Condenser D-610 (E-313)

Fungsi: Mengkondensasi distilat D-310



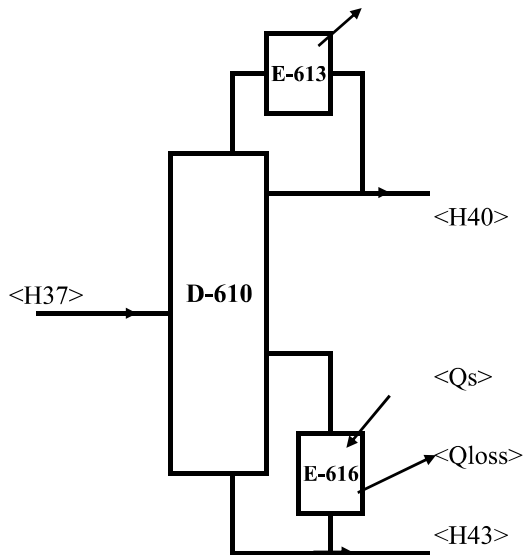
Gambar IV.42 Blok Diagram Condenser E-313

Tabel IV.42 Neraca Energi Condenser E-613

Masuk <kJ>		Keluar <kJ>	
H38a	12,591,509.65	H38b	1,259,177.10
		Qc	11,332,332.55
12,591,509.65		12,591,509.65	

22. Distilasi V (D-610)

Fungsi : Recovery Ethanol 96%



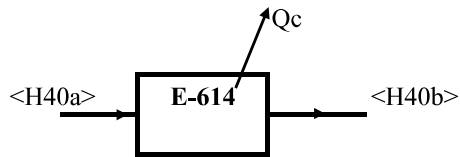
Gambar IV.43 Blok Diagram Distilasi D-610

Tabel IV.43 Neraca Energi Distilasi D-610

Masuk <kJ>		Keluar <kJ>	
H37	3,302,643.43	H40	1,057,636.26
Qs	10,784,282.55	H43	1,157,743.04
		Qc	11,332,332.55
		Qloss	539,214.13
14,086,925.98		14,086,925.98	

23. Cooler (E-614)

Fungsi: mendinginkan distilat (ethanol) D-610



Gambar IV.44 Blok Diagram Cooler E-614

Tabel IV.44 Neraca Energi Cooler E-614

Masuk <kJ>		Keluar <kJ>	
H40a	1,057,636.26	H40b	179,917.84
		Qc	877,718.42
1,057,636.26		1,057,636.26	

BAB V
SPEKIFIKASI PERALATAN

Spesifikasi semua peralatan yang digunakan pada Pra Desain Pabrik α -Terpineol dari adalah:

1. Kolom Distilasi 1 (D-110)

Tabel V.1. Spesifikasi Kolom Distilasi 1 (D-110)

Spesifikasi Alat	
Nama Alat	Kolom Distilasi 1
Kode Alat	D-110
Fungsi	Pemurnian α -pinene menjadi 96%
Tipe Plate	Sieve Trays
Kapasitas	1,327.08 kg/h
Konstruksi	
Diameter	2.13 m
Jumlah Tray	63
Tray Spacing	0.15 m
Tebal Shell	0.38 inch
Tinggi	14.94 m
Bahan Konstruksi	Carbon Steel SA 283 Grade C
Jumlah	1

2. Tangki Terpentin (F-111)

Tabel V.2. Spesifikasi Tangki Terpentin (F-111)

Spesifikasi Alat					
Nama Alat	Tangki Penyimpanan Terpentin				
Kode Alat	F-111				
Fungsi	Sebagai penyimpanan minyak terpentin				
Bentuk	Tangki silinder, tutup atas berbentuk <i>Standard Dished Head</i> dan tutup bawah berbentuk Conical				
Konstruksi					
Bahan konstruksi	Carbon Steel SA 283 Grade C.				
Diameter	19.00	ft	=	5.79	m
Tinggi	36.86	ft	=	11.24	m
Tinggi tutup atas	38.53	inch	=	0.98	m
Tinggi tutup bawah	62.56	inch	=	1.59	m
Tebal tutup atas	0.25	inch	=	0.01	m

Tebal tutup bawah	0.25	inch	=	0.01	m
Nozzle inlet Di	1.05	inch	=	0.03	m
Jumlah	1.00	buah			

3. Pompa (L-112)

Tabel V.3. Spesifikasi Pompa (L-112)

Spesifikasi Alat	
Nama Alat	Pompa
Kode Alat	L-112
Fungsi	Memompa Terpentin dari tangki F-111 ke kolom D-110
Tipe	Pompa Sentrifugal
Ukuran	1 in sch 40
Material	Carbon Steel
Kapasitas	1,327.08 kg/ jam
Efisiensi Pompa	25%
Efisiensi Motor	80%
Input Power	8.589 kW
Output Power	6.871 kW
Head Pompa	19 m

4. Preheater (E-113)

Tabel V.4. Spesifikasi Preheater (E-113)

Spesifikasi Alat			
Nama Alat	Preheater		
Kode	E-113		
Fungsi	i: memanaskan terpentin oil sebagai Feed		
Tipe	1-2 <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>		
Bahan	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>		
Shell	ID	8.00	in
	Baffle	8.00	in
	Passes	1	
	ΔP	0.0056	psi
Tube	OD	0.75	in
	ID	0.62	in
	BWG	16	
	Pitch	1.00	in
	Panjang	16.00	ft
	Jumlah	24	
	Passes	2	

	ΔP	0.8575	psi
	Rd	0.0034	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
	Jumlah Shell	1	
	Luas Area	75.38	ft ²

5. Condenser (E-114)

Tabel V.5. Spesifikasi Condenser (E-114)

Spesifikasi Alat			
Nama Alat		Condenser	
Kode		E-114	
Fungsi		Fungsi: Mengkondensasi Distilat D-110	
Tipe		Horizontal Condenser, 1-2 STHE	
Bahan		<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>	
Shell	ID	12.00	in
	Baffle	12.00	in
	Passes	1	
	ΔP	0.0077	psi
Tube	OD	1.00	in
	ID	0.87	in
	BWG	16	
	Pitch	1.25	in
	Panjang	20.00	ft
	Jumlah	22	
	Passes	2	
ΔP	0.2121	psi	
Rd		0.0031	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
Jumlah Shell		1	
Luas Area		115.19	ft ²

6. Pompa (L-115)

Tabel V.6. Spesifikasi Pompa (L-115)

Spesifikasi Alat	
Nama Alat	Pompa
Kode Alat	L-115
Fungsi	Memompa larutan dari bottom D-110 ke kolom D-410
Tipe	Pompa Sentrifugal
Ukuran	2 in sch 80
Material	Carbon Steel

Kapasitas	4,418.99 kg/ jam
Efisiensi Pompa	41%
Efisiensi Motor	80%
Input Power	5.561 kW
Output Power	4.449 kW
Head Pompa	11 m

7. Reboiler (E-116)

Tabel V.7. Spesifikasi Reboiler (E-116)

Spesifikasi Alat			
Nama Alat		Reboiler	
Kode		E-116	
Fungsi		Menguapkan Bottom D-110 yang akan masuk Distilasi	
Tipe		1-2 <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	
Bahan		<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>	
Shell	ID	12.00	in
	Baffle	9.00	in
	Passes	1	
	ΔP	0.0000	psi
Tube	OD	0.75	in
	ID	0.62	in
	BWG	16	
	Pitch	1.00	in
	Panjang	12.00	ft
	Jumlah	82	
	Passes	2	
ΔP	1.4755	psi	
Rd	0.0034	$(hr)(ft^2)(^{\circ}F)/(btu)$	
Jumlah Shell	1		
Luas Area	193.16	ft^2	

8. Mixer 1 (M-120)

Tabel V.8. Spesifikasi Mixer 1 (M-120)

Spesifikasi Alat	
Nama Alat	Tangki Pengaduk M-120
Kode Alat	M-120
Fungsi	Pengenceran H ₂ SO ₄ dari 98% menjadi 15%
Bentuk	Tangki silinder, tutup atas dan bawah Berbentuk <i>Dished Head</i>

<i>Propeller</i>	<i>Marine Propeller with 3 blades</i>		
Konstruksi			
Bahan konstruksi	Stainless Steel SA-240 Tipe 304		
Diameter Tangki	3.00	ft	= 0.91 m
Tinggi Total	5.47	ft	= 1.67 m
Tinggi tutup atas	6.08	inch	= 0.15 m
Tinggi tutup bawah	6.08	inch	= 0.15 m
Tebal tutup atas	0.51	inch	= 0.01 m
Tebal tutup bawah	0.51	inch	= 0.01 m
Energi Pengaduk	6.97	hp	
Jumlah	1.00	buah	

9. Tangki Asam Sulfat (F-121)

Tabel V.9. Spesifikasi Tangki Asam Sulfat (F-121)

Spesifikasi Alat			
Nama Alat	Tangki Asam Sulfat		
Kode Alat	F-121		
Fungsi	Sebagai tempat penyimpanan Larutan Asam Sulfat 96.5%		
Bentuk	Tangki silinder, tutup atas berbentuk <i>Standard Dished Head</i> dan tutup bawah berbentuk <i>Conical</i>		
Konstruksi			
Bahan konstruksi	Stainless Steel SA-240 Tipe 316L		
Diameter Tangki	12.00	ft	= 3.66 m
Tinggi Total	17.94	ft	= 5.47 m
Tinggi tutup atas	24.34	inch	= 0.62 m
Tinggi tutup bawah	41.62	inch	= 1.06 m
Tebal tutup atas	0.25	inch	= 0.01 m
Tebal tutup bawah	0.25	inch	= 0.01 m
Nozzle inlet Di	0.27	inch	= 0.01 m
Jumlah	1.00	buah	

10. Pompa (L-122)

Tabel V.10. Spesifikasi Pompa (L-122)

Spesifikasi Alat	
Nama Alat	Pompa
Kode Alat	L-122
Fungsi	Memompa asam sulfat dari F-111 ke M-120
Tipe	Pompa Sentrifugal

Ukuran	1 /8 in sch 40
Material	Stainless Steel
Kapasitas	619.56 kg/ jam
Efisiensi Pomp	25%
Efisiensi Moto	85%
Input Power	1.510 kW
Output Power	1.208 kW
Head Pompa	22 m

11. Mixer 2 (M-130)

Tabel V.11. Spesifikasi Mixer 2 (M-130)

Spesifikasi Alat			
Nama Alat	Tangki Pengaduk M-130		
Kode Alat	M-130		
Fungsi	Homogenisasi antara Reaktan dan Katalis dengan bantuan Ethanol		
Bentuk	Tangki silinder, tutup atas dan bawah Berbentuk <i>Dished Head</i>		
<i>Propeller</i>	<i>turbine with 6 flat blades</i>		
Konstruksi			
Bahan konstruksi	Carbon Steel SA-201 grade B		
Diameter Tangki	6.00	ft	= 1.83 m
Tinggi Total	10.98	ft	= 3.35 m
Tinggi tutup atas	12.17	inch	= 0.31 m
Tinggi tutup bawah	12.17	inch	= 0.31 m
Tebal tutup atas	1.01	inch	= 0.03 m
Tebal tutup bawah	1.01	inch	= 0.03 m
Energi Pengaduk	33.16	hp	
Jumlah	1.00	buah	

12. Tangki Etanol (F-131)

Tabel V.12. Spesifikasi Tangki Etanol (F-131)

Spesifikasi Alat	
Nama Alat	Tangki Ethanol
Kode Alat	F-131
Fungsi	Sebagai tempat penyimpanan Ethanol 96.5% (w/w%)
Bentuk	Tangki silinder, tutup atas dan bawah berbentuk <i>standard dished head</i>
Konstruksi	
Bahan konstruksi	Stainless Steel 304 (SA-167)

Diameter Tangki	23.00	ft	=	7.01	m
Tinggi Total	34.44	ft	=	10.50	m
Tinggi tutup atas	46.64	inch	=	1.18	m
Tinggi tutup bawah	46.64	inch	=	1.18	m
Tebal tutup atas	0.25	inch	=	0.01	m
Tebal tutup bawah	0.25	inch	=	0.01	m
Nozzle inlet Di	2.90	inch	=	0.07	m
Jumlah	1.00	buah			

13. Pompa (L-132)

Tabel V.13. Spesifikasi Pompa (L-132)

Spesifikasi Alat	
Nama Alat	Pompa
Kode Alat	L-132
Fungsi	Memompa Ethanol dari F-131 ke M-130
Tipe	Pompa Sentrifugal
Ukuran	3 in sch 80
Material	Stainless Steel
Kapasitas	10,901.59 kg/ jam
Efisiensi Pompa	50%
Efisiensi Motor	80%
Input Power	0.232 kW
Output Power	0.186 kW
Head Pompa	3 m

14. Pompa (L-133)

Tabel V.14. Spesifikasi Pompa (L-133)

Spesifikasi Alat	
Nama Alat	Pompa
Kode Alat	L-133
Fungsi	Memompa asam sulfat dari M-120 ke M-130
Tipe	Pompa Sentrifugal
Ukuran	1 1/4 in sch 80
Material	Stainless Steel
Kapasitas	2,430.60 kg/ jam
Efisiensi Pompa	30%

Efisiensi Motor	80%
Input Power	0.236 kW
Output Power	0.189 kW
Head Pompa	9 m

15. Cooler (E-134)

Tabel V.15. Spesifikasi Cooler (E-134)

Spesifikasi Alat			
Nama Alat	Cooler		
Kode	E-134		
Fungsi	Fungsi: mendinginkan Distilat D-110 yaitu α -pinene		
Tipe	2-4 <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>		
Bahan	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>		
Shell	ID	8.00	in
	Baffle	8.00	in
	Passes	2	
	ΔP	0.0072	psi
Tube	OD	1.00	in
	ID	0.87	in
	BWG	16	
	Pitch	1.25	in
	Panjang	16.00	ft
	Jumlah	16	
	Passes	4	
ΔP	2.2263	psi	
Rd	0.0031	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)	
Jumlah Shell	1		
Luas Area	67.02	ft ²	

16. Pompa (L-135)

Tabel V.16. Spesifikasi Pompa (L-135)

Spesifikasi Alat	
Nama Alat	Pompa
Kode Alat	L-135
Fungsi	Memompa reaktan dari M-130 ke tangki F-136
Tipe	Pompa Sentrifugal
Ukuran	3 in sch 80
Material	Stainless Steel

Kapasitas	14,472.60 kg/ jam
Efisiensi Pompa	56%
Efisiensi Motor	81%
Input Power	0.492 kW
Output Power	0.398 kW
Head Pompa	6 m

17. Tangki Intermediate 1 (F-136)

Tabel V.17. Spesifikasi Tangki Intermediate 1 (F-136)

Spesifikasi Alat			
Nama Alat	Intermediate Storage 1		
Kode Alat	F-136		
Fungsi	Menampung Reaktan Sebelum Masuk Reaktor Batch (R-210)		
Bentuk	Tangki silinder, tutup atas dan bawah berbentuk <i>standard dished head</i>		
Konstruksi			
Bahan konstruksi	Low Alloy Steel (SA-204) Grade A		
Diameter Tangki	13.00	ft	= 3.96 m
Tinggi Total	19.45	ft	= 5.93 m
Tinggi tutup atas	26.36	inch	= 0.67 m
Tinggi tutup bawah	26.36	inch	= 0.67 m
Tebal tutup atas	0.19	inch	= 0.00 m
Tebal tutup bawah	0.19	inch	= 0.00 m
Nozzle inlet Di	2.90	inch	= 0.07 m
Jumlah	1.00	buah	

18. Reaktor Batch (R-210)

Tabel V.18. Spesifikasi Reaktor Batch (R-210)

Spesifikasi Alat			
Nama Alat	Reaktor Batch		
Kode Alat	R-240		
Fungsi	Tempat Terjadinya reaksi Pembentukan α -Terpineol		
Bentuk	Tangki silinder, tutup atas dan bawah Berbentuk Dished Head dengan Jacket Pendingin		
Propeller	turbine with 6 flat blades		
Konstruksi			
Bahan konstruksi	Stainless Steel SA-167 type 304		
Diameter Tangki	14.00	ft	= 4.27 m

Tinggi Total	12.82	ft	=	3.91	m
Tinggi tutup atas	28.39	inch	=	0.72	m
Tinggi tutup bawah	28.39	inch	=	0.72	m
Tebal tutup atas	0.25	inch	=	0.01	m
Tebal tutup bawah	0.25	inch	=	0.01	m
Luas Penampang Jakt	900.00	ft ²	=	83.72	m
Energi Pengaduk	1,078.26	hp			
Jumlah	1.00	buah			

19. Pompa (L-211)

Tabel V.19. Spesifikasi Pompa (L-211)

Spesifikasi Alat	
Nama Alat	Pompa
Kode Alat	L-211
Fungsi	Memompa reaktan dari tangki F-136 ke R-210
Tipe	Pompa Sentrifugal
Ukuran	3 in sch 80
Material	Stainless Steel
Kapasitas	14,472.60 kg/ jam
Efisiensi Pompa	45%
Efisiensi Motor	85%
Input Power	0.445 kW
Output Power	0.356 kW
Head Pompa	4 m

Tabel V.20. Spesifikasi Preheater (E-212)

Spesifikasi Alat			
Nama Alat	Reboiler		
Kode	E-212		
Fungsi	Memanaskan Reaktan sebelum masuk R-210		
Tipe	1-2 <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>		
Bahan	<i>Stainless Steel Type 304</i>		
Shell	ID	12.00	in
	Baffle	12.00	in
	Passes	1	
	ΔP	0.6169	psi
	OD	1.25	in
	ID	1.12	in

Tube	BWG	16	
	Pitch	1.56	in
	Panjang	16.00	ft
	Jumlah	26	
	Passes	2	
	ΔP	0.8596	psi
Rd		0.0023	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
Jumlah Shell		1	
Luas Area		136.07	ft ²

21. Pompa (L-213)

Tabel V.21. Spesifikasi Pompa (L-213)

Spesifikasi Alat	
Nama Alat	Pompa
Kode Alat	L-213
Fungsi	Memompa Produk Reaktor R-210 ke F-214
Tipe	Pompa Sentrifugal
Ukuran	3 in sch 40
Material	Stainless Steel
Kapasitas	14,472.60 kg/ jam
Efisiensi Pompa	56%
Efisiensi Motor	81%
Input Power	0.410 kW
Output Power	0.332 kW
Head Pompa	5 m

22. Tangki Intermediate (F-214)

Tabel V.22. Spesifikasi Tangki Intermediate (F-214)

Spesifikasi Alat	
Nama Alat	Intermediate Storage 2
Kode Alat	F-214
Fungsi	Menampung Produk Setelah Keluar Reaktor Batch (R-210)
Bentuk	Tangki silinder, tutup atas dan bawah berbentuk <i>standard dished head</i>
Konstruksi	
Bahan konstruksi	Low Alloy Steel (SA-204) Grade A
Diameter Tangki	13.00 ft = 3.96 m
Tinggi Total	19.45 ft = 5.93 m

Tinggi tutup atas	26.36	inch	=	0.67	m
Tinggi tutup bawah	26.36	inch	=	0.67	m
Tebal tutup atas	0.19	inch	=	0.00	m
Tebal tutup bawah	0.19	inch	=	0.00	m
Nozzle inlet Di	2.90	inch	=	0.07	m
Jumlah	1.00	buah			

23. Mixer 3 (M-220)

Tabel V.23. Spesifikasi Mixer (M-220)

Spesifikasi Alat					
Nama Alat	Tangki Pengaduk M-220				
Kode Alat	M-220				
Fungsi	Pengenceran NaOH dari 48% menjadi 5%				
Bentuk	Tangki silinder, tutup atas dan bawah Berbentuk <i>Dished Head</i>				
<i>Propeller</i>	<i>Marine Propeller with 3 blades</i>				
Konstruksi					
Bahan konstruksi	Stainless Steel SA-167 Tipe 304				
Diameter Tangki	4.00	ft	=	1.22	m
Tinggi Total	7.31	ft	=	2.23	m
Tinggi tutup atas	8.11	inch	=	0.21	m
Tinggi tutup bawah	8.11	inch	=	0.21	m
Tebal tutup atas	0.68	inch	=	0.02	m
Tebal tutup bawah	0.68	inch	=	0.02	m
Energi Pengaduk	9.67	hp			
Jumlah	1.00	buah			

24. Tangki Natrium Hidroksida (F-221)

Tabel V.24. Tangki Penampung Natrium Hidroksida (F-221)

Spesifikasi Alat					
Nama Alat	Tangki Natrium Hidroksida				
Kode Alat	F-221				
Fungsi	Sebagai tempat penyimpanan larutan NaOH 48% (v/v%)				
Bentuk	Tangki silinder, tutup atas dan bawah berbentuk standard dished head				
Konstruksi					
Bahan konstruksi	Stainless Steel 304 (SA-167)				
Diameter Tangki	8.00	ft	=	2.44	m
Tinggi Total	11.95	ft	=	3.64	m

Tinggi tutup atas	16.22	inch	=	0.41	m
Tinggi tutup bawah	16.22	inch	=	0.41	m
Tebal tutup atas	0.19	inch	=	0.00	m
Tebal tutup bawah	0.19	inch	=	0.00	m
Nozzle inlet Di	0.74	inch	=	0.02	m
Jumlah	1.00	buah			

25. Pompa (L-222)

Tabel V.25. Spesifikasi Pompa (L-222)

Spesifikasi Alat	
Nama Alat	Pompa
Kode Alat	L-222
Fungsi	Memompa reaktan dari F-221 ke tangki M-220
Tipe	Pompa Sentrifugal
Ukuran	3/4 in sch 80
Material	Stainless Steel
Kapasitas	738.44 kg/ jam
Efisiensi Pompa	25%
Efisiensi Motor	90%
Input Power	0.741 kW
Output Power	0.667 kW
Head Pompa	4 m

26. Mixer 4 (M-230)

Tabel V.26. Spesifikasi Mixer 4 (M-230)

Spesifikasi Alat	
Nama Alat	Tangki Pengaduk M-230
Kode Alat	M-230
Fungsi	Menetralkan Produk dengan Pencampuran NaOH 5%
Bentuk	Tangki silinder, tutup atas dan bawah Berbentuk <i>Dished Head</i>
<i>Propeller</i>	<i>turbine with 6 flat blades</i>
Konstruksi	
Bahan konstruksi	Carbon Steel SA-201 grade B
Diameter Tangki	7.00 ft = 2.13 m
Tinggi Total	12.82 ft = 3.91 m
Tinggi tutup atas	14.20 inch = 0.36 m
Tinggi tutup bawah	14.20 inch = 0.36 m
Tebal tutup atas	1.18 inch = 0.03 m

Tebal tutup bawah	1.18 inch = 0.03 m
Energi Pengaduk	38.84 hp
Jumlah	1.00 buah

27. Pompa (L-231)

Tabel V.27. Spesifikasi Pompa (L-231)

Spesifikasi Alat	
Nama Alat	Pompa
Kode Alat	L-231
Fungsi	Memompa produk hasil Mixer M-220 ke Mixer M-230
Tipe	Pompa Sentrifugal
Ukuran	2 in sch 80
Material	Stainless Steel
Kapasitas	4,969.00 kg/ jam
Efisiensi Pompa	41%
Efisiensi Motor	81%
Input Power	0.752 kW
Output Power	0.610 kW
Head Pompa	4 m

28. Pompa (L-232)

Tabel V.28. Spesifikasi Pompa (L-232)

Spesifikasi Alat	
Nama Alat	Pompa
Kode Alat	L-232
Fungsi	Memompa larutan dari tangki F-214 ke Mixer M-230
Tipe	Pompa Sentrifugal
Ukuran	3 in sch 40
Material	Stainless Steel
Kapasitas	14,472.60 kg/ jam
Efisiensi Pompa	62%
Efisiensi Motor	81%
Input Power	0.305 kW
Output Power	0.247 kW
Head Pompa	4 m

29. Decanter (H-240)

Tabel V.29. Spesifikasi Decanter (H-240)

Spesifikasi Alat			
Nama Alat	Decanter		
Kode Alat	H-240		
Fungsi	Sebagai alat pemisah campuran lapisan minyak dan air		
Bentuk	Tangki silinder horizontal, tutup atas dan bawah berbentuk <i>Standard dished head</i>		
Konstruksi			
Bahan konstruksi	Carbon Steel SA-283 Grade C		
Diameter Tangki	3.50	ft	= 1.07 m
Panjang Total	13.17	ft	= 4.01 m
Tinggi tutup atas	7.10	inch	= 0.18 m
Tinggi tutup bawah	7.10	inch	= 0.18 m
Tebal tutup atas	0.188	inch	= 0.00 m
Tebal tutup bawah	0.188	inch	= 0.00 m
Jumlah	1	buah	

30. Pompa (L-241)

Tabel V.30. Spesifikasi Pompa (L-241)

Spesifikasi Alat	
Nama Alat	Pompa
Kode Alat	L-241
Fungsi	Memompa larutan dari Mixer M-230 ke Decanter H-240
Tipe	Pompa Sentrifugal
Ukuran	4 in sch 80
Material	Stainless Steel
Kapasitas	19,431.37 kg/ jam
Efisiensi Pompa	64%
Efisiensi Motor	81%
Input Power	0.684 kW
Output Power	0.554 kW
Head Pompa	7 m

Tabel V.31. Spesifikasi Kolom Distilasi 2 (D-310)

Spesifikasi Alat	
Nama Alat	Kolom Distilasi 2
Kode Alat	D-310
Fungsi	Pemurnian α -Terpineol menjadi 95%
Tipe Plate	Sieve trays
Kapasitas	1,716.99 kg/h
Konstruksi	
Diameter	1.37 m
Jumlah Tray	19
Tray Spacing	0.15 m
Tebal Shell	0.25 inch
Tinggi	4.47 m
Bahan Konstruksi	Carbon Steel SA 283 Grade C
Jumlah	1

32. Pompa (L-311)**Tabel V.32.** Spesifikasi Pompa (L-311)

Spesifikasi Alat	
Nama Alat	Pompa
Kode Alat	L-311
Fungsi	mompa larutan dari Decanter H-240 ke Heat Exchanger E-3
Tipe	Pompa Sentrifugal
Ukuran	1 1/4 in sch 80
Material	Stainless Steel
Kapasitas	1,716.99 kg/ jam
Efisiensi Pompa	35%
Efisiensi Motor	81%
Input Power	0.386 kW
Output Power	0.312 kW
Head Pompa	12 m

33. Preheater (E-312)**Tabel V.33.** Spesifikasi Preheater (E-312)

Spesifikasi Alat	
Nama Alat	Preheater
Kode	E-312
Fungsi	Fungsi: memanaskan Feed D-310

Tipe		1-2 Shell and Tube Heat Exchanger	
Bahan		<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>	
Shell	ID	12.00	in
	Baffle	12.00	in
	Passes	1	
	ΔP	0.0019	psi
Tube	OD	1.25	in
	ID	1.12	in
	BWG	16	
	Pitch	1.56	in
	Panjang	16.00	ft
	Jumlah	24	
	Passes	2	
	ΔP	1.0507	psi
Rd		0.0033	
Jumlah Shell		1	
Luas Area		125.61	ft ²

34. Condenser (E-313)

Tabel V.34. Spesifikasi Condenser (E-313)

Spesifikasi Alat			
Nama Alat		Condenser	
Kode		E-313	
Fungsi		Mengkondensasi Distilat D-310	
Tipe		Horizontal Condenser, 1-2 STHE	
Bahan		<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>	
Shell	ID	15.25	in
	Baffle	5.34	in
	Passes	1	
	ΔP	0.0055	psi
Tube	OD	1.50	in
	ID	1.37	in
	BWG	16	
	Pitch	1.88	in
	Panjang	16.00	ft
	Jumlah	34	
	Passes	2	
	ΔP	0.8775	psi

Rd	0.0034	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
Jumlah Shell	1	
Luas Area	213.52	ft ²

35. Pompa (L-314)

Tabel V.35. Spesifikasi Pompa (L-314)

Spesifikasi Alat	
Nama Alat	Pompa
Kode Alat	L-314
Fungsi	Memompa larutan dari kolom D-310 ke tangki F-317
Tipe	Pompa Sentrifugal
Ukuran	2 1/2 in sch 80
Material	Carbon Steel
Kapasitas	7,217.73 kg/ jam
Efisiensi Pompa	42%
Efisiensi Motor	80%
Input Power	0.470 kW
Output Power	0.376 kW
Head Pompa	4 m

36. Reboiler (E-315)

Tabel V.36. Spesifikasi Reboiler (E-315)

Spesifikasi Alat			
Nama Alat	Reboiler		
Kode	E-315		
Fungsi	Tangkap Bottom D-310 yang akan masuk D		
Tipe	1-2 Shell and Tube Heat Exchanger		
Bahan	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>		
Shell	ID	15.25	in
	Baffle	7.63	in
	Passes	1	
	ΔP	0.0000	psi
Tube	OD	1.25	in
	ID	1.12	in
	BWG	16	
	Pitch	1.56	in
	Panjang	16.00	ft
	Jumlah	51	

	Passes	2	
	ΔP	1.0884	psi
	Rd	0.0032	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
	Jumlah Shell	1	
	Luas Area	266.91	ft ²

37. Cooler (E-316)

Tabel V.37. Spesifikasi Cooler (E-316)

Spesifikasi Alat			
Nama Alat		Cooler	
Kode		E-316	
Fungsi		Mendinginkan α -terpineol dari D-310	
Tipe		1-2 Shell and Tube Heat Exchanger	
Bahan		<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>	
Shell	ID	12.00	in
	Baffle	12.00	in
	Passes	1	
	ΔP	0.0001	psi
Tube	OD	1.00	in
	ID	0.87	in
	BWG	16	
	Pitch	1.25	in
	Panjang	20.00	ft
	Jumlah	52	
	Passes	2	
ΔP	1.0554	psi	
Rd		0.0011	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
Jumlah Shell		1	
Luas Area		272.27	ft ²

38. Tangki α -Terpineol (F-317)

Tabel V.38. Spesifikasi Tangki α -Terpineol (F-317)

Spesifikasi Alat	
Nama Alat	Tangki α -Terpineol
Kode Alat	F-317
Fungsi	Sebagai tempat penyimpanan minyak α -terpineol

Bentuk	Tangki silinder, tutup atas berbentuk <i>Standard Dished Head</i> dan tutup bawah berbentuk <i>Conical</i>		
Konstruksi			
Bahan konstruksi	Carbon Steel SA 283 Grade C.		
Diameter Tangki	16.00	ft	= 4.88 m
Tinggi Total	31.02	ft	= 9.45 m
Tinggi tutup atas	32.45	inch	= 0.82 m
Tinggi tutup bawah	52.51	inch	= 1.33 m
Tebal tutup atas	0.25	inch	= 0.01 m
Tebal tutup bawah	0.17	inch	= 0.00 m
Nozzle inlet Di	0.42	inch	= 0.01 m
Jumlah	1.00	buah	

39. Kolom Distilasi 3 (D-410)

Tabel V.39. Spesifikasi Kolom Distilasi 3 (D-410)

Spesifikasi Alat	
Nama Alat	Kolom Distilasi 3
Kode Alat	D-410
Fungsi	Pemurnian bottom 3-carene tahap 1
Tipe Plate	Sieve trays
Kapasitas	301.64 kg/h
Konstruksi	
Diameter	0.61 m
Jumlah Tray	58
Tray Spacing	0.15 m
Tebal Shell	0.19 inch
Tinggi	8.94 m
Bahan Konstruksi	Carbon Steel SA 283 Grade C
Jumlah	1

40. Kondenser (E-411)

Tabel V.40. Spesifikasi Kondenser (E-411)

Spesifikasi Alat	
Nama Alat	Kondenser
Kode	E-411
Fungsi	Mengkondensasi Distilat D-410
Tipe	Horizontal Condenser, 1-2 STHE
Bahan	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>

Shell	ID	8.00	in
	Baffle	4.00	in
	Passes	1	
	ΔP	0.0001	psi
Tube	OD	0.75	in
	ID	0.48	in
	BWG	10	
	Pitch	1.00	in
	Panjang	12.00	ft
	Jumlah	24	
	Passes	2	
	ΔP	0.6518	psi
Rd		0.0034	$(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})/(\text{btu})$
Jumlah Shell		1	
Luas Area		56.53	ft^2

41. Pompa (L-412)

Tabel V.41. Spesifikasi Pompa (L-412)

Spesifikasi Alat	
Nama Alat	Pompa
Kode Alat	L-412
Fungsi	Memompa larutan dari kolom D-410 ke kolom D-510
Tipe	Pompa Sentrifugal
Ukuran	3/4 in sch 80
Material	Stainless Steel
Kapasitas	426.82 kg/ jam
Efisiensi Pompa	25%
Efisiensi Motor	80%
Input Power	0.619 kW
Output Power	0.496 kW
Head Pompa	5 m

42. Reboiler (E-413)

Tabel V.42. Spesifikasi Reboiler (E-413)

Spesifikasi Alat	
Nama Alat	Reboiler
Kode	E-413

Fungsi		Menguapkan Bottom D-410 yang akan masuk Distilasi	
Tipe		1-2 Shell and Tube Heat Exchanger	
Bahan		<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>	
Shell	ID	8.00	in
	Baffle	4.00	in
	Passes	1	
	ΔP	0.0000	psi
Tube	OD	0.75	in
	ID	0.48	in
	BWG	10	
	Pitch	1.00	in
	Panjang	8.00	ft
	Jumlah	26	
	Passes	2	
	ΔP	0.8575	psi
Rd	0.0031	$(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})/(\text{btu})$	
Jumlah Shell	1		
Luas Area	40.83	ft^2	

43. Kolom Distilasi 4 (D-510)

Tabel V.43 Spesifikasi Kolom Distilasi 4 (D-510)

Spesifikasi Alat	
Nama Alat	Kolom Distilasi 4
Kode Alat	D-510
Fungsi	Pemurnian carene menjadi 95%
Tipe Plate	Sieve trays
Kapasitas	143.15 kg/h
Konstruksi	
Diameter	0.91 m
Jumlah Tray	48
Tray Spacing	0.15 m
Tebal Shell	0.19 inch
Tinggi	11.00 m
Bahan Konstruksi	Carbon Steel SA 283 Grade C
Jumlah	1

44. Condenser (E-511)

Tabel V.44. Spesifikasi Condenser (E-511)

Spesifikasi Alat			
Nama Alat		Condenser	
Kode		E-511	
Fungsi		Mengkondensasi Distilat D-510	
Tipe		Horizontal Condenser, 1-2 STHE	
Bahan		<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>	
Shell	ID	8.00	in
	Baffle	1.60	in
	Passes	1.00	
	ΔP	0.0767	psi
Tube	OD	1.00	in
	ID	0.83	in
	BWG	14.00	
	Pitch	1.25	in
	Panjang	12.00	ft
	Jumlah	16.00	
	Passes	2.00	
ΔP	0.8712	psi	
Rd	0.0032	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)	
Jumlah Shell	1		
Luas Area	50.27	ft ²	

45. Cooler (E-512)

Tabel V.45. Spesifikasi Cooler (E-512)

Spesifikasi Alat			
Nama Alat		Cooler	
Kode		E-512	
Fungsi		Mendinginkan Distilat D-510 yaitu 3-Carene	
Tipe		2-4 Shell and Tube Heat Exchanger	
Bahan		<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>	
Shell	ID	10.00	in
	Baffle	10.00	in
	Passes	2	
	ΔP	0.0000	psi
	OD	1.25	in
	ID	1.12	in

Tube	BWG	16	
	Pitch	1.56	in
	Panjang	16.00	ft
	Jumlah	14	
	Passes	4	
	ΔP	0.2727	psi
Rd	0.0036	$(hr)(ft^2)(^{\circ}F)/(btu)$	
Jumlah Shell	1		
Luas Area	73.27	ft ²	

46. Tangki Carene (F-513)

Tabel V.46. Spesifikasi Tangki Carene (F-513)

Spesifikasi Alat			
Nama Alat	Tangki Carene		
Kode Alat	F-513		
Fungsi	Sebagai tempat penyimpanan Carene		
Bentuk	Tangki silinder, tutup atas berbentuk <i>Standard Dished Head</i> dan tutup bawah berbentuk <i>Conical</i>		
Konstruksi			
Bahan konstruksi	Carbon Steel SA 283 Grade C.		
Diameter Tangki	9.00	ft	= 2.74 m
Tinggi Total	17.44	ft	= 5.32 m
Tinggi tutup atas	18.25	inch	= 0.46 m
Tinggi tutup bawah	29.57	inch	= 0.75 m
Tebal tutup atas	0.19	inch	= 0.00 m
Tebal tutup bawah	0.17	inch	= 0.00 m
Nozzle inlet Di	0.36	inch	= 0.01 m
Jumlah	1.00	buah	

47. Pompa (L-514)

Tabel V.47. Spesifikasi Pompa (L-514)

Spesifikasi Alat	
Nama Alat	Pompa
Kode Alat	L-514
Fungsi	Memompa larutan dari kolom D-510 ke WWT
Tipe	Pompa Sentrifugal
Ukuran	3/4 in sch 40
Material	Stainless Steel
Kapasitas	654.46 kg/ jam

Efisiensi Pomp	25%
Efisiensi Moto	80%
Input Power	0.879 kW
Output Power	0.703 kW
Head Pompa	7 m

48. Reboiler (E-515)

Tabel V.48. Spesifikasi Reboiler (E-515)

Spesifikasi Alat			
Nama Alat		Reboiler	
Kode		E-515	
Fungsi		Menguapkan Bottom D-510 yang akan masuk Distilasi	
Tipe		1-2 Shell and Tube Heat Exchanger	
Bahan		<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>	
Shell	ID	8.00	in
	Baffle	6.00	in
	Passes	1	
	ΔP	0.0000	psi
Tube	OD	0.75	in
	ID	0.48	in
	BWG	10	
	Pitch	1.00	in
	Panjang	8.00	ft
	Jumlah	26	
	Passes	2	
ΔP	1.1584	psi	
Rd	0.0035	$(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})/(\text{btu})$	
Jumlah Shell	1		
Luas Area	73.27	ft^2	

49. Kolom Distilasi 5 (D-610)

Tabel V.49. Spesifikasi Kolom Distilasi 5 (D-610)

Spesifikasi Alat	
Nama Alat	Kolom Distilasi 5
Kode Alat	D-610
Fungsi	Recovery Ethanol 96.5%
Tipe Plate	Sieve trays
Kapasitas	17,714.38 kg/h

Konstruksi	
Diameter	6.40 m
Jumlah Tray	67
Tray Spacing	0.15 m
Tebal Shell	0.44 inch
Tinggi	17.23 m
Bahan Konstruksi	Stainless Steel SA-167 Type 304
Jumlah	1

50. Pompa (L-611)

Tabel V.50. Spesifikasi Pompa (L-611)

Spesifikasi Alat	
Nama Alat	Pompa
Kode Alat	L-611
Fungsi	Memompa larutan dari Decanter H-240 ke kolom D-610
Tipe	Pompa Sentrifugal
Ukuran	4 in sch 80
Material	Stainless Steel
Kapasitas	17,714.38 kg/ jam
Efisiensi Pompa	62%
Efisiensi Motor	81%
Input Power	0.616 kW
Output Power	0.499 kW
Head Pompa	6 m

51. Preheater (E-612)

Tabel V.51. Spesifikasi Preheater (E-612)

Spesifikasi Alat			
Nama Alat		Preheater	
Kode		E-612	
Fungsi		Memanaskan Feed D-610	
Tipe		1-2 Shell and Tube Heat Exchanger	
Bahan		<i>Stainless Steel Type 304</i>	
Shell	ID	17.25	in
	Baffle	17.25	in
	Passes	1.00	
	ΔP	0.07	psi

Tube	OD	1.50	in
	ID	1.33	in
	BWG	14.00	
	Pitch	1.88	in
	Panjang	16.00	ft
	Jumlah	42.00	
	Passes	2.00	
	ΔP	0.85	psi
Rd	0.00	$(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})/(\text{btu})$	
Jumlah Shell	1.00		
Luas Area	263.76	ft^2	

52. Condenser (E-613)

Tabel V.52. Spesifikasi Condenser (E-613)

Spesifikasi Alat			
Nama Alat	Condenser		
Kode	E-613		
Fungsi	Fungsi: Mengkondensasi Distilat D-610		
Tipe	Horizontal Condenser, 1-2 STHE		
Bahan	<i>Stainless Steel Type 304</i>		
Shell	ID	13.25	in
	Baffle	6.63	in
	Passes	1	
	ΔP	0.5603	psi
Tube	OD	1.50	in
	ID	1.37	in
	BWG	16	
	Pitch	1.88	in
	Panjang	20.00	ft
	Jumlah	22	
	Passes	2	
ΔP	3.8214	psi	
Rd	0.0011	$(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})/(\text{btu})$	
Jumlah Shell	1		
Luas Area	172.70	ft^2	

53. Cooler (E-614)

Tabel V.53. Spesifikasi Cooler (E-614)

Spesifikasi Alat			
Nama Alat	Cooler		
Kode	E-614		
Fungsi	Mendinginkan Distilat D-610 yaitu Recovery Ethanol		
Tipe	2-4 Shell and Tube Heat Exchanger		
Bahan	<i>Stainless Steel Type 304</i>		
Shell	ID	13.25	in
	Baffle	6.63	in
	Passes	1	
	ΔP	0.5603	psi
Tube	OD	1.50	in
	ID	1.37	in
	BWG	16	
	Pitch	1.88	in
	Panjang	20.00	ft
	Jumlah	22	
	Passes	2	
ΔP	3.8214	psi	
Rd	0.0011	$(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})/(\text{btu})$	
Jumlah Shell	1		
Luas Area	172.70	ft^2	

54. Pompa (L-615)

Tabel V.54. Spesifikasi Pompa (L-615)

Spesifikasi Alat	
Nama Alat	Pompa
Kode Alat	L-615
Fungsi	Memompa larutan dari kolom D-610 ke WWT
Tipe	Pompa Sentrifugal
Ukuran	3 in sch 80
Material	Stainless Steel
Kapasitas	12,442.76 kg/ jam
Efisiensi Pomp	43%
Efisiensi Moto	80%
Input Power	0.430 kW

Output Power	0.344 kW
Head Pompa	10 m

55. Reboiler (E-616)

Tabel V.55. Spesifikasi Reboiler (E-616)

Spesifikasi Alat			
Nama Alat	Reboiler		
Kode	E-616		
Fungsi	Mempakan Bottom D-610 yang akan masuk D		
Tipe	1-2 <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>		
Bahan	<i>Stainless Steel Type 304</i>		
Shell	ID	33.00	in
	Baffle	6.60	in
	Passes	1	
	ΔP	0.0000	psi
Tube	OD	1.50	in
	ID	1.37	in
	BWG	16	
	Pitch	1.88	in
	Panjang	16.00	ft
	Jumlah	206	
	Passes	2	
ΔP	0.9823	psi	
Rd	0.0013	$(hr)(ft^2)(^{\circ}F)/(btu)$	
Jumlah Shell	1		
Luas Area	1,294	ft^2	

BAB VI

ANALISA EKONOMI

VI.1 Pengelolaan Sumber Daya Manusia

VI.1.1 Bentuk Badan Perusahaan

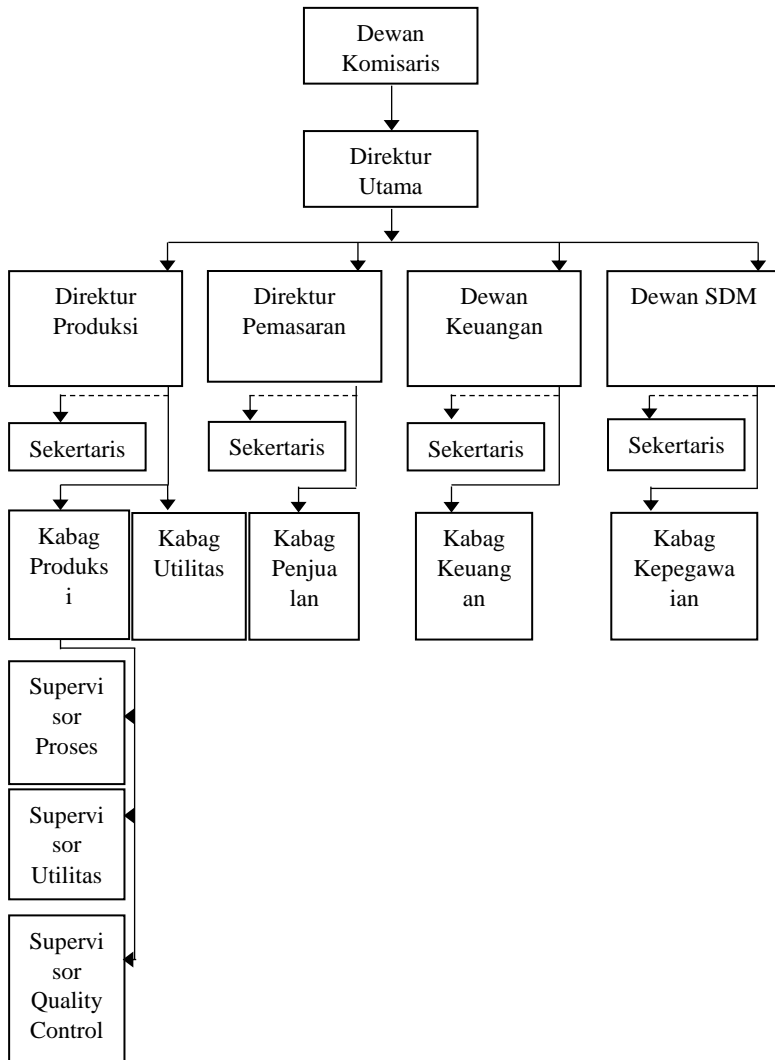
Bentuk badan perusahaan Pabrik α -terpinol dari minyak terpetin ini dipilih Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas merupakan suatu persekutuan yang menjalankan perusahaan dengan modal usaha yang terbagi atas beberapa saham, di mana tiap sekutu (disebut juga persero) turut mengambil bagian sebanyak satu atau lebih saham. Hal ini dipilih karena beberapa pertimbangan sebagai berikut:

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

VI.1.2 Struktur Organisasi Perusahaan

Berdasarkan sistem organisasi yang dipilih, yakni garis dan staff maka disusunlah suatu bagan struktur organisasi perusahaan. Jumlah setiap bagian yang ada didasarkan pada jumlah tenaga kerja yang diperlukan oleh perusahaan dimana perusahaan dengan kapasitas 18 ton/hari dengan tiga tahapan proses utama, maka diperlukan jumlah tenaga kerja sebanyak 203 pekerja.

(Peter & Timmerhauss, 1991)



Gambar VI.1 Struktur Organisasi Perusahaan

Bagan diatas merupakan struktur organisasi perusahaan dari Pabrik α -terpineol dari Minyak Terpentin dan berikut ini merupakan penjelasan pembagian kerja dalam organisasi perusahaan tersebut :

1. Dewan Komisaris

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

Tugas dewan komisaris :

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

2. Direktur Utama

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

Tugas direktur utama

- Menetapkan strategi perusahaan, merumuskan rencana-rencana dan cara melaksanakannya.
- Menetapkan sistem organisasi yang dianut dan menetapkan pembagian kerja, tugas dan tanggung jawab dalam perusahaan untuk mencapai tujuan yang telah ditetapkan.
- Mengadakan koordinasi yang tepat dari semua bagian.
- Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk mengadakan tugas masing-masing.

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

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

3. Direktur Produksi

Direktur produksi dan pemeliharaan bertugas membantu direktur utama dalam pelaksanaan tugasnya, terutama yang berhubungan dengan operasi produksi pabrik, konstruksi pabrik dan kualitas dari bahan baku yang digunakan, serta produk yang dihasilkan. Dalam hal ini, seorang direktur produksi dan pemeliharaan dibantu oleh supervisor yang menangani bidang proses dan quality control, dan membawahi supervisor di bagian masing-masing.

Tugas direktur produksi adalah:

- Membantu direktur utama 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 melaksanakan tugas masing-masing.
- Bertanggung jawab langsung kepada direktur utama.

4. Direktur Keuangan

Direktur keuangan bertugas membantu direktur utama dalam pelaksanaan tugasnya yang berhubungan dengan hal keuangan dan pembukuan perusahaan. Dalam hal ini, direktur keuangan dibantu oleh kepala bidang pengelolaan dana membawahi karyawan di bidangnya.

Tugas direktur keuangan adalah:

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

5. Direktur Pemasaran

Direktur pemasaran bertugas membantu direktur utama dalam pelaksanaan tugasnya yang berhubungan dengan pemasaran. Dalam hal ini direktur pemasaran dibantu oleh kepala bagian yang menangani bidang penjualan, dan membawahi beberapa karyawan bidangnya.

Tugas direktur pemasaran adalah :

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

6. Direktur Sumber Daya Manusia (SDM)

Direktur SDM bertugas membantu direktur utama dalam pelaksanaan tugasnya yang berhubungan dengan kepegawaian. Dalam hal ini, direktur SDM dibantu oleh seorang kepala bagian kepegawaian yang membawahi beberapa karyawan bidangnya.

- Membantu direktur utama dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok dalam bidang kepegawaian, fasilitas bagi karyawan, peningkatan mutu

karyawan, pelayanan terhadap masyarakat maupun karyawan serta keamanan pabrik.

Tugas direktur SDM adalah :

- Mengadakan koordinasi yang tepat dari bagian kepegawaian.
- Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk mengadakan tugas masing-masing.
- Bertanggung jawab langsung kepada direktur utama.

7. Kepala Bagian Produksi

Tugas kepala bagian produksi adalah :

- Bertanggung jawab langsung kepada direktur produksi.
- Memastikan dalam produksi berjalan lancar.
- Memastikan produksi sesuai dengan spesifikasi alat yang telah ada.
- Memastikan bahwa bagian produksi menguasai proses produksi.

8. Kepala Bagian Utilitas

Tugas kepala bagian utilitas adalah :

- Memelihara alat-alat dalam utilitas dan untuk IPAL (Instalasi Pengolahan Air Limbah)

9. Kepala Bagian Penjualan

Tugas kepala bagian penjualan adalah :

- Mengusahakan agar hasil-hasil produksi dapat disalurkan dan didistribusikan secara tepat agar harga jual terjangkau dan mendapat keuntungan optimum.
- Mengumpulkan fakta-fakta kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
- Berkoordinasi dengan karyawan bidang penjualan.
- Bertanggung jawab langsung kepada direktur pemasaran.

10. Kepala Bagian Pengelolaan Dana

Tugas kepala bagian pengelolaan dana adalah :

- Mengadakan kontak dengan pihak penjual bahan baku dan mempersiapkan order-order pembelian. Untuk mempersiapkan pembelian, harus ditetapkan :
 - Barang yang dibeli

- Jumlah yang dibeli
 - Waktu pembelian
 - Tempat pembelian
 - Syarat penyerahan barang yang akan dibeli
 - Mengumpulkan fakta-fakta kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
 - Berkoordinasi dengan karyawan bidang pengelolaan dana.
 - Bertanggung jawab langsung kepada direktur keuangan.
11. Kepala Bagian Kepegawaian
- Tugas kepala bagian kepegawaian adalah :
- Mengurusi penelitian dan pelatihan terhadap karyawan maupun pelajar yang akan melakukan kerja praktek.
 - Mengurusi kesejahteraan karyawan meliputi gaji, tunjangan dan penerimaan pegawai baru.
 - Mengurusi fasilitas bagi karyawan, peningkatan mutu karyawan, pelayanan terhadap masyarakat maupun karyawan serta keamanan pabrik.
 - Bertugas untuk memberikan bantuan kepada direktur SDM dalam masalah-masalah kepegawaian, antara lain : penerimaan, pemilihan, penempatan, pemberhentian tenaga kerja dan masalah upah.
 - Bertanggung jawab langsung kepada direktur SDM.
12. Supervisor Utilitas
- Tugas supervisor utilitas adalah :
- Mengawasi dan mengatur support forklift dan alat berat ke semua bagian.
 - Mengkoordinasikan karyawan bagian utilitas yang terdiri dari supervisor dan operator yang bekerja langsung di lapangan.
 - Menjaga ketersediaan sistem/metode/prosedur baku yang terukur untuk meningkatkan dan mengevaluasi sistem/metode/prosedur pemeliharaan dan perbaikan mesin utilitas maupun cara mengoperasikannya dengan mengatur dan memonitor jadwal pemeliharaan dan perbaikan.

- Bertanggung jawab langsung kepada kepala bagian utilitas.

13. Supervisor Proses

Supervisor proses bertugas mengusahakan agar proses produksi dilakukan dengan teknik yang efektif dan efisien dan memudahkan karyawan sehingga diperoleh produk dengan biaya rendah, kualitas tinggi dan harga yang bersaing yang diinginkan dalam waktu yang sesingkat mungkin.

Tugas supervisor proses adalah :

- Mengumpulkan fakta-fakta kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
- Mengkoordinasikan karyawan bagian produksi yang terdiri dari supervisor dan operator yang bekerja langsung di lapangan.
- Bertanggung jawab langsung kepada kepala bagian produksi.

14. Supervisor Quality Control

Tugas supervisor quality control antara lain adalah :

- Mengontrol kualitas produk, 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.
- Bertanggung jawab langsung kepada kepala bagian produksi.

VI.1.3 Perincian Jumlah Tenaga Kerja

Pabrik α -terpineol dari minyak terpenin ini memiliki kapasitas 6.000 ton/tahun atau 18 ton/hari. Berdasarkan kapasitas tersebut dan jenis proses yang terjadi di pabrik, dari Fig. 6-9 buku Peter & Timmerhaus, maka diperoleh bahwa pabrik ini membutuhkan sebanyak 48 jam tenaga kerja/langkah proses. hari, dengan adanya 3 tahapan proses utama mulai dari pemurnian sampai dengan reaksi maka jumlah pekerja yang dibutuhkan

adalah 144 jam. tenaga kerja/hari. Dengan 3 *shift* kerja operator selama 8 jam, dan 4 grup kerja maka dibutuhkan 24 tenaga kerja sebagai operator per *shift* nya (Peter & Timmerhauss, 1991).

VI.1.4 Status Karyawan dan Pemberian Gaji

Sistem pemberian gaji karyawan dibedakan menurut status karyawan, tingkatan pendidikan, besar kecilnya tanggung jawab/kedudukannya, serta keahlian dan masa kerja. Berdasarkan statusnya, karyawan pabrik dapat digolongkan menjadi 3 golongan sebagai berikut :

- a. Karyawan Tetap
Karyawan tetap adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan surat keputusan (SK) direksi dan mendapat gaji bulanan berdasarkan kedudukan, keahlian dan masa kerja.
- b. Karyawan Harian
Karyawan yang diangkat dan diberhentikan oleh direksi tanpa SK dari direksi dan mendapat upah harian yang dibayar setiap akhir pekan.
- c. Pekerja Borongan
Pekerja borongan adalah tenaga yang diperlukan oleh pabrik bila diperlukan pada saat tertentu saja, misalnya : tenaga *shut down*, bongkar muat bahan baku. Pekerja borongan menerima upah borongan untuk suatu pekerjaan tertentu.

Tabel VI.1 Perhitungan Gaji Karyawan

No	Jabatan	Gaji/bulan (Rp)	Jumlah	Total (Rp)
1	Dewan Komisaris	35.000.000	3	105.000.000
2	Direktur Utama	25.000.000	1	25.000.000
3	Direktur Produksi	15.000.000	1	15.000.000

4	Direktur Keuangan	15.000.000	1	15.000.000
5	Direktur Pemasaran	15.000.000	1	15.000.000
6	Direktur SDM	15.000.000	1	15.000.000
7	Sekretaris	5.000.000	5	25.000.000
8	Kepala Bagian			
	a. Kabag Produksi	10.000.000	1	10.000.000
	b. Kabag Quality Control	10.000.000	1	10.000.000
	c. Kabag Utilitas	10.000.000	1	10.000.000
	d. Kabag Penjualan	10.000.000	1	10.000.000
	e. Kabag Keuangan	10.000.000	1	10.000.000
	f. Kabag Kepegawaian	10.000.000	1	10.000.000
9	Supervisor			
	a. Utilitas	8.000.000	3	24.000.000
	b. Proses	8.000.000	6	48.000.000
	c. Quality Control	8.000.000	3	24.000.000
10	Operator			
	a. Maintenance	4.500.000	24	108.000.000
	b. Utilitas	4.500.000	24	108.000.000

	c. Proses	4.500.000	72	324.000.000
	d. Quality Control	4.500.000	24	108.000.000
11	Karyawan			
	a. Dokter	15.000.000	2	30.000.000
	b. Perawat	4.000.000	2	8.000.000
	c. Penjualan	2.000.000	4	8.000.000
	d. Pembukuan	2.000.000	4	8.000.000
	e. Pengelolaan Dana	2.000.000	4	8.000.000
	f. Kepegawaian	2.000.000	4	8.000.000
	g. Pendidikan dan Latihan	2.000.000	4	8.000.000
12	Keamanan	2.000.000	4	8.000.000
TOTAL			203	1.105.000.000

Untuk tenaga kerja operator dan karyawan tidak tetap, diberlakukan sistem waktu kerja *shift*. Sistem ini terdiri atas tiga *shift*, yaitu pagi, sore, dan malam, dengan tujuan ada waktu istirahat lebih untuk karyawan tersebut. Dimana sistem pembagian jam kerja adalah sebagai berikut :

Tabel VI.2 Pembagian *Shift* Kerja Karyawan

<i>Shift</i>	Jam Kerja
<i>Shift</i> Pagi	06.00 – 14.00
<i>Shift</i> Siang	14.00 – 22.00
<i>Shift</i> Malam	22.00 – 06.00

VI.2 Utilitas

Utilitas merupakan sarana penunjang suatu industri, karena utilitas merupakan penunjang proses utama dan memegang peranan penting dalam pelaksanaan operasi dan proses. Sarana utilitas pada pabrik 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 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.

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 menguapkan air pada boiler yang kemudian diapankan sehingga air umpan boiler berubah fase menjadi *saturated steam*.

VI.2.3. Unit Pembangkit Listrik

Listrik pada pabrik α -terpineol digunakan untuk memenuhi kebutuhan listrik proses dan operasional non-proses dari pabrik ini. Pada *plant* direncanakan keperluan listrik 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 ini diambil dari generator sebagai penghasil tenaga listrik untuk proses produksi dan untuk penerangan pabrik dan kantor.

VI.3. Analisa Ekonomi

Analisa Ekonomi dihitung untuk dapat mengetahui apakah suatu pabrik yang direncanakan layak didirikan atau tidak. Pada pra desain pabrik α -terpineol dari minyak terpentin ini dilakukan evaluasi atau studi kelayakan dan penilaian investasi. Faktor-faktor yang perlu ditinjau untuk memutuskan layak atau tidaknya pabrik ini didirikan adalah :

1. Laju Pengembalian Modal (*Internal Rate of Return / IRR*)
2. Waktu Pengembalian Modal Minimum (*Pay Out Time / POT*)
3. Titik Impas (*Break Even Point / BEP*)

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

Dari hasil perhitungan pada Appendiks D, didapatkan harga $i = 15,45\%$. Harga i yang diperoleh lebih besar dari harga i untuk bunga pinjaman yaitu $9,95\%$ per tahun. Dengan harga $i = 15,45\%$ yang didapatkan dari perhitungan menunjukkan bahwa pabrik ini layak didirikan.

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

Dari perhitungan yang dilakukan pada Appendiks D didapatkan bahwa waktu pengembalian modal minimum adalah 6 tahun 1 bulan. Hal ini menunjukkan bahwa pabrik ini layak untuk didirikan karena POT yang didapatkan lebih kecil dari usia pabrik (10 tahun).

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

Analisa titik impas digunakan untuk mengetahui besarnya kapasitas produksi dimana biaya produksi total sama dengan hasil penjualan. Biaya tetap (FC) dan Biaya variabel (VC), Biaya semi variabel (SVC) dan biaya total tidak dipengaruhi oleh kapasitas produksi. Dari perhitungan yang dilakukan pada Appendiks D didapatkan bahwa Titik Impas (BEP) = $32,79\%$ atau $6,64$ ton per hari.

BAB VII KESIMPULAN

Berdasarkan hasil yang telah dipaparkan pada bab-bab sebelumnya, maka dapat disimpulkan beberapa hal sebagai berikut:

1. Perencanaan operasi : kontinyu, 24 jam/hari, 330 hari/tahun
2. Kapasitas produksi α -terpineol : 5.780 ton/tahun
3. Bahan minyak terpentin : 10.511 ton/tahun
4. Umur pabrik : 10 tahun
5. Masa konstruksi : 2 tahun
6. Analisis ekonomi :
 - *Total Capital Investment* = Rp 1.144.434.217.852
 - *Total Production Cost* = Rp 900.413.983.141
 - *Internal Rate of Return* = 15,45%
 - *Pay Out Time* = 9 tahun 1 bulan
 - *Break Even Point* = 32,79% atau 6,64 ton per hari

Berdasarkan hasil analisis ekonomi tersebut, terlihat bahwa IRR sebesar 15,45% berada di atas bunga pinjaman bank sebesar 9,95%. Jangka waktu pengembalian modal (POT) pada tahun keenam bulan kesatu lebih kecil dari waktu pengembalian modal yang ditetapkan pemberi pinjaman yaitu 10 tahun. Berdasarkan kondisi seperti ini, pabrik dari α -terpineol dari minyak terpentin ini layak untuk didirikan.

DAFTAR PUSTAKA

- Buku Statistik Perhutani. 2018. Badan Usaha Milik Negara Perhutani
- Daryono, E. D. 2015. *Sintesis Alpha-Pinene Menjadi Alpha-Terpineol Menggunakan Katalis H_2SO_4 dengan Variasi Suhu Reaksi dan Volume Etanol*. Jurnal Teknik Kimia USU, Vol. 4, No. 2
- Geankoplis, Christie. 2003. *Transport Process and Unit Operations 4th Edition*. New Jersey: Prentice-Hall, Inc.
- Kern, Donald Q. 1965. *Process Heat Transfer*. Tokyo: McGraw-Hill Book Company.
- Ludwig, Ernest E, dkk. 1994. *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, Volume 3 Third Edition*. Gulf Propesional Publishing.
- McCabe, Warren L. 1993. *Unit Operations of Chemical Engineering 5th Edition*. New York: McGraw Hill, Inc.
- Pakdel, H., Sarron, S, & Roy, C. 2001. *Alpha-Terpineol from Hydration of Crude Sulfate Turpentine Oil*. Journal of Agricultural Food Chemical, No. 49, pp. 4337 - 4341
- Peters, MS., Timmerhauss, KD. 1991. "*Plant Design and Economics for Chemical Engineers 5th Edition*". McGraw Hill Book Co : Singapore
- Perry, Robert H. 1997. *Perry's Chemical Engineers' Handbook 7th Edition*. New York: McGraw-Hill, Inc.
- Richardson's & Coulson. 2000. *Chemical Engineering Design*. Great Britain: Butterworth Heinemann.
- Smith, Robin. 2005. *Chemical Process Design and Integration*. USA: John Wiley & Sons Inc.
- Ulrich, Gael D. 1984. *A Giude to Chemical Engineering Process Design and Economics*. USA: John Wiley & Sons Inc.
- Van Ness, Smith. 2010. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*. Singapore: Mc Graw Hill.
- Wijayati, N., Pranowo H. D., & Triyono, J. 2012. *Study of Homogeneous Acid Catalysis for the Hydration of Alpha-*

- Pinene*. Prime Research on Medicine (PROM) Journal. Vol. 2, No. 5, pp. 120-123
- <https://www.kemenkeu.go.id/publikasi/berita/tax-holiday-melalui-pmk-35pmk0102018-mulai-dorong-investasi/> diakses pada tanggal 11 Januari 2020.
- <https://nasional.kontan.co.id/news/bi-paket-kebijakan-xvi-bisa-mengurangi-impor> diakses pada tanggal 11 Januari 2020.
- [http://www. matche.com/EquiptCost](http://www.matche.com/EquiptCost) diakses pada tanggal 9 Januari 2020.
- <http://www.bumn.go.id/perhutani/halaman/147> diakses pada tanggal 2 Oktober 2019.
- <http://www.bumn.go.id/perhutani/halaman/148> diakses pada tanggal 2 Oktober 2019.
- <http://bumn.go.id/perhutani/berita/102> diakses pada tanggal 2 Oktober 2019.

APPENDIKS A
PERHITUNGAN NERACA MASSA

Data-data perhitungan neraca massa dalam pabrik α -terpineol :

- Kapasitas produksi terpineol per tahun = 5.780 ton
- Waktu operasi produksi dalam 1 tahun = 330 hari
- Waktu operasi produksi dalam 1 hari = 24 jam
- Produksi terpineol per jam = 730 kg
- Kebutuhan bahan baku terpineol per tahun = 10.511 ton
- Kebutuhan bahan baku terpineol per jam = 1.327,08 kg
- Kemurnian produk = 95%
- Basis perhitungan = 1 jam
- Komposisi Terpineol (dalam %berat) =
 - α -pinene = 85 %
 - Camphene = 3 %
 - β -pinene = 1 %
 - 3-Carene = 10 %
 - d-Limonene = 1 %

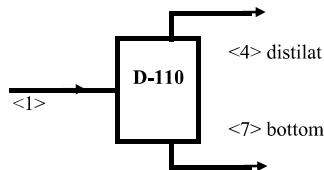
Sumber: (Fleig, 2005)

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

aliran steady state maka, $[\text{Akumulasi}] = 0$

1. Kolom Distilasi I (D-110)

Fungsi : Memisahkan α -pinene dengan kadar 97%



Komposisi <1> dari pre-heater

No	Komponen	frac. Massa	Massa (kg)	BM (kg/kmol)	Molar (kmol)
1	α -pinene	0,85	1.128,02	136,23	8,28
2	Camphene	0,03	39,81	136,23	0,29
3	β -pinene	0,01	13,27	136,23	0,10
4	3-Carene	0,10	132,71	136,23	0,97
5	d-Limonene	0,01	13,27	136,23	0,10
Total		1,00	1.327,08		9,74

Perhitungan menggunakan metode *Short-Cut Distillation* :

1. *Light Key* adalah α -pinene dan *Heavy Key* adalah Camphene.
2. *Recovery Light Key sebesar* = 0,98
3. *Recovery Heavy Key sebesar* = 0,25
4. Asumsi : komponen yang lebih ringan dari *Light Key* akan 100% ke distilat dan yang lebih berat dari *Heavy Key* akan 100% ke bottom

Komponen	Feed (kmol)		Distillate (kmol)		Bottom (kmol)	
	x_F	F_i	x_D	D_i	x_B	B_i
α -pinene	0,85	8,28	0,97	8,11	0,12	0,17
Camphene	0,03	0,29	0,03	0,22	0,05	0,07
β -pinene	0,01	0,10	0,00	0,00	0,07	0,10
3-Carene	0,10	0,97	0,00	0,00	0,69	0,97
d-Limonene	0,01	0,10	0,00	0,00	0,07	0,10
Total	1,00	9,74	1,00	8,33	1,00	1,41

Data konstanta Antoine (P dalam kPa dan T dalam K)

Komponen	A	B	C	D	E	F
α -pinene	34,29	-5.963	0,00	-2,58	0,00	2,00
Camphene	73,77	-7.641	0,00	-8,62	0,00	2,00
β -pinene	104,80	-9.162	0,00	-13,28	0,00	2,00
3-Carene	62,30	-7.954	0,00	-6,53	0,00	6,00
d-Limonene	61,26	-7.417	0,00	-6,66	0,00	2,00

Tekanan saturated dapat dihitung menggunakan Persamaan Antoine dengan trial T
Komponen referensi adalah Camphene (HK)

BUBBLE POINT FEED

T trial = 443,33 K 170,33 C P = 140 kPa

Komponen	x_i	P_i^{Sat}	K_i	y_i	α_{ij}
α -pinene	0,85	146,06	1,04	0,89	1,13
Camphene	0,03	128,74	0,92	0,03	1,00
β -pinene	0,01	118,56	0,85	0,01	0,92
3-Carene	0,10	98,49	0,70	0,07	0,77
d-Limonene	0,01	81,12	0,58	0,01	0,63
Total				1,00	

LK
HK

DEW POINT DISTILLATE

T trial = 432,64 K 159,64 C P = 112 kPa

Komponen	y_i	P_i^{Sat}	K_i	x_i	α_{ij}
α -pinene	0,97	112,41	1,00	0,97	1,13
Camphene	0,03	99,57	0,89	0,03	1,00
β -pinene	0,00	91,29	0,82	0,00	0,92
3-Carene	0,00	73,82	0,66	0,00	0,74
d-Limonene	0,00	61,82	0,55	0,00	0,62
Total				1,00	

LK
HK

BUBBLE POINT BOTTOM

T trial = 453,75 K 180,75 C P = 137 kPa

Komponen	x_i	P_i^{Sat}	K_i	y_i	α_{ij}
α -pinene	0,12	186,00	1,36	0,16	1,14
Camphene	0,05	163,19	1,19	0,06	1,00
β -pinene	0,07	150,87	1,10	0,08	0,92
3-Carene	0,69	128,42	0,94	0,65	0,79
d-Limonene	0,07	104,23	0,76	0,05	0,64
Total	1,00			1,00	

LK
HK

Menghitung ulang distribusi komponen

$$\alpha_{LH} = 1,13$$

Jumlah Minimum Stage (Smith 168)

$$N_{\min} = \text{Log} [r_{L,D} / (1-r_{L,D}) * r_{H,B} / (1-r_{H,B})] / \text{log}(\alpha_{LH})$$

$$N_{\min} = 22,12$$

1 Untuk α -pinene

$$(\alpha_{ij})_{\text{mean}} = [(a_{ij})_{\text{top}} \cdot (a_{ij})_{\text{bottom}}]^{(1/2)}$$

$$(\alpha_{ij})_{\text{mean}} = 1,13$$

$$D_{\alpha\text{-pinene}} / B_{\alpha\text{-pinene}} = \alpha_{ij}^{(N_{\min})} * D_{\text{champene}} / B_{\text{champene}}$$

$$D_{\alpha\text{-pinene}} / B_{\alpha\text{-pinene}} = 48,77$$

Overall balance α -Pinene :

$$F_{\alpha\text{-pinene}} = D_{\alpha\text{-pinene}} + B_{\alpha\text{-pinene}}$$
$$8,28 = 48,77 \quad B_{\alpha\text{-pinene}} + B_{\alpha\text{-pinene}}$$

$$B_{\alpha\text{-pinene}} = 0,1664$$

$$D_{\alpha\text{-pinene}} = 8,1139$$

2 Untuk Champene

$$(\alpha_{ij})_{\text{mean}} = 1,00$$

$$D_{\text{champene}} / B_{\text{champene}} = 3,0000$$

Overall balance champene :

$$F_{\text{champene}} = D_{\text{champene}} + B_{\text{champene}}$$
$$0,29 = 3,00 \quad B_{\text{champene}} + B_{\text{champene}}$$

$$B_{\text{champene}} = 0,0731$$

$$D_{\text{champene}} = 0,2192$$

3 Untuk β -pinene

$$(\alpha_{ij})_{\text{mean}} = 0,92$$

$$D_{\alpha\text{-pinene}} / B_{\alpha\text{-pinene}} = 0,48$$

Overall balance β -Pinene :

$$F_{\beta\text{-pinene}} = D_{\beta\text{-pinene}} + B_{\beta\text{-pinene}}$$
$$0,10 = 0,48 \quad B_{\alpha\text{-pinene}} + B_{\alpha\text{-pinene}}$$

$$B_{\alpha\text{-pinene}} = 0,0657$$

$$D_{\alpha\text{-pinene}} = 0,0317$$

4 Untuk 3-Carene

$$(\alpha_{ij})_{\text{mean}} = 0,76$$

$$D_{\text{Carene}} / B_{\text{Carene}} = 0,0077$$

Overall balance Carene :

$$F_{\text{Carene}} = D_{\text{Carene}} + B_{\text{Carene}}$$

$$0,97 = 0,01 B_{\text{Carene}} + B_{\text{Carene}}$$

$$B_{\text{Carene}} = 0,9667$$

$$D_{\text{Carene}} = 0,0075$$

5 Untuk d-Limonene

$$(a_{ij})_{\text{mean}} = 0,63$$

$$D_{\text{d-Limonene}} / B_{\text{d-Limonene}} = 0,00011$$

Overall balance d-Limonene :

$$F_{\text{d-Limonene}} = D_{\text{d-Limonene}} + B_{\text{d-Limonene}}$$

$$0,10 = 0,00 B_{\text{d-Limonene}} + B_{\text{d-Limonene}}$$

$$B_{\text{d-Limonene}} = 0,09740$$

$$D_{\text{d-Limonene}} = 0,00001$$

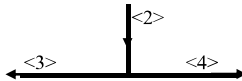
Distribusi Komponen yang baru adalah sebagai berikut

Komponen	Feed (kmol)		Distillate (kmol)		Bottom (kmol)	
	x_F	F_i	x_D	D_i	x_B	B_i
α -pinene	0,8500	8,2803	0,9691	8,1139	0,1215	0,1664
Camphene	0,0300	0,2922	0,0262	0,2192	0,0534	0,0731
β -pinene	0,0100	0,0974	0,0038	0,0317	0,0480	0,0657
3-Carene	0,1000	0,9741	0,0009	0,0075	0,7060	0,9667
d-Limonene	0,0100	0,0974	0,0000	0,0000	0,0711	0,0974
Total	1,0000	9,7415	1,0000	8,3722	1,0000	1,3692

Sehingga Neraca massa D-110 adalah

Komponen	Masuk	Keluar	
	<1> kg	<4> kg	<17> kg
α -pinene	1.128,02	1.105,36	22,66
Camphene	39,81	29,86	9,95
β -pinene	13,27	4,31	8,96
3-Carene	132,71	1,02	131,69
d-Limonene	13,27	0,00	13,27
Total	1.327,08	1.140,55	186,53
		1.327,08	

2. Reflaks D-110



Komposisi <4>

No	Komponen	frac. Massa	Massa (kg)	BM (kg/kmol)	Molar (kmol)
1	α -pinene	0,97	1.105,36	136,23	8,11
2	Camphene	0,03	29,86	136,23	0,22
3	β -pinene	0,00	4,31	136,23	0,03
4	3-Carene	0,00	1,02	136,23	0,01
5	d-Limonene	0,00	0,00	136,23	0,00
	Total	1,00	1.140,55		

Perhitungan Refluks Rasio :

$$1 - q = \sum(\alpha_i x_{if}) / (\alpha_i - \theta) \quad R_{m+1} = \sum(\alpha_i x_{iD}) / (\alpha_i - \theta)$$

$$q = 1 \text{ (asumsi saturated liquid)}$$

$$T = 443,20 \text{ K}$$

$$P = 140,00 \text{ kPa}$$

$$\theta = 0,79$$

Komponen	x_F	x_D	P_i^{Sat}	K_i	α	$\alpha_i x_{if} / (\alpha_i - \theta)$	$\alpha_i x_{iD} / (\alpha_i - \theta)$
α -Pinene	0,85	0,97	145,61	1,04	1,13	2,80	3,20
Camphene	0,03	0,03	128,35	0,92	1,00	0,14	0,12
β -Pinene	0,01	0,00	118,19	0,84	0,92	0,07	0,03
3-Carene	0,10	0,00	98,15	0,70	0,76	-2,98	-0,03
d-Limonene	0,01	0,00	80,86	0,58	0,63	-0,04	0,00
Total	1,00	1,00				0,00	3,32

$$R_{m+1} = 3,32$$

$$R_m = 2,32$$

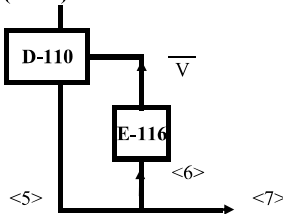
$$\text{Asumsi } R = R_m * 1,20$$

$$R = 2,78$$

Maka didapatkan neraca massa sistem :

Komponen	Masuk	Keluar	
	<2> kg	<3> kg	<4> kg
α -pinene	4.183,36	3.078,00	1.105,36
Camphene	113,01	83,15	29,86
β -pinene	16,33	12,01	4,31
3-Carene	3,85	2,84	1,02
d-Limonene	0,01	0,00	0,00
Total	4.316,55	3.176,00	1.140,55
		4.316,55	

3. Reboiler D-110 (E-116)



Untuk mencari massa vapor yang masuk reboiler, digunakan persamaan neraca energi sebagai berikut :

$$\underline{Q}_{reboiler} = \bar{V} \times (H_v - H_l)$$

$$\bar{V} = Q_{reboiler} / \lambda_s$$

dari appendiks B, didapatkan

$$Q_{\text{reboiler}} = 1.160.176,37 \text{ kJ}$$

komposisi <6> = komposisi <7>

Komponen	λ (kJ/kg)	Fraksi	$\lambda * \text{fraksi}$
α -pinene	261,14	0,12	31,73
Camphene	265,12	0,05	14,15
β -pinene	275,11	0,05	13,21
Carene	276,56	0,71	195,25
d-Limonene	278,02	0,07	19,78
Total		1,00	274,11

sehingga λ adalah sigma dari λ komponen(i) x fraksi komponen (i)

$$\lambda = 274,11 \text{ kJ/kg}$$

maka,

$$\bar{V} = 4.232,45 \text{ kg}$$

$$\text{massa aliran } \bar{V} = <6>$$

maka komposisi aliran <6> adalah

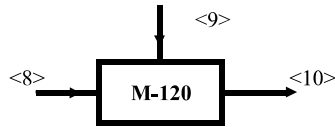
No	Komponen	frac. Massa	Massa (kg)
1	α -pinene	0,12	514,23
2	Camphene	0,05	225,84
3	β -pinene	0,05	203,22
4	3-Carene	0,71	2.988,08
5	d-Limonene	0,07	301,09
	Total	1,00	4.232,45

sehingga neraca massa di reboiler adalah

Komponen	Masuk	Keluar	
	<5> kg	<6> kg	<7> kg
α -pinene	536,90	514,23	22,66
Camphene	235,79	225,84	9,95
β -pinene	212,18	203,22	8,96
3-Carene	3.119,77	2.988,08	131,69
d-Limonene	314,36	301,09	13,27
Total	4.418,99	4.232,45	186,53
		4.418,99	

4. Mixer (M-120)

fungsi: mengencerkan H₂SO₄ dari 98% menjadi 15%



Asam sulfat cair didapatkan dari PT. Indo Acidatama Tbk, Solo, Jawa Tengah

Konsentrasi asam sulfat yang tersedia (M1) = 1,0 (v/v)

Konsentrasi asam sulfat yang dibutuhkan (M2) = 0,15 (v/v)

Banyaknya asam sulfat yang digunakan = 4 mL asam sulfat 15% / 2 gr alpha-pinene di dalam mixture

Maka:

Alpha pinene dalam larutan = 1.105.358 gram

Larutan asam sulfat 15% yang ditambahkan = 2.210.715 mL

Volume asam sulfat 15% yang dibutuhkan sebesar (V2) = 2.210,72 L

$$n1 = n2$$

$$M1 \cdot V1 = M2 \cdot V2$$

$$98\% \cdot V1 = 15\% \cdot 2.210,72$$

$$V1 = 338,37 = 0,34 \text{ m}^3$$

Untuk menyelesaikan neraca massa, v/v% harus diubah menjadi w/w%.

Berikut data yang diperlukan :

ρ H₂SO₄ 15% (25 °C) = 1.099 kg/m³

ρ H₂SO₄ 98% (25 °C) = 1.831 kg/m³

ρ H₂SO₄ 100% (25 °C) = 1.826 kg/m³

Konsentrasi asam sulfat masuk (98% v/v) = 0,9771 (w/w %)

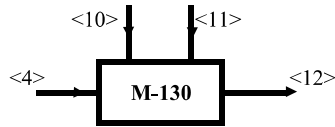
Konsentrasi asam sulfat masuk (15% v/v) = 0,2491 (w/w %)

Maka, neraca massa sistem adalah :

Komponen	BM	<8> kg		<9> kg		<10> kg	
		Fraksi	mass rate	Fraksi	mass rate	Fraksi	mass rate
H ₂ SO ₄	98	0,9771	605,35	0	0,00	0,2491	605,35
H ₂ O	18	0,0229	14,22	1	1.810,90	0,7509	1.825,11
Total		1,0000	619,56	1	1.810,90	1,0000	2.430,46
		2.430,46				2.430,46	

5. Mixer (M-130)

Fungsi: melakukan homogenisasi antara Larutan H₂SO₄ dengan distilat D-110 dengan penambahan Ethanol



Banyaknya ethanol yang digunakan = 25 mL ethanol/2 gr alpha-pinene di dalam mixture maka,

Alpha pinene dalam larutan = 1.105.358 gr

Larutan ethanol yang ditambahkan = 13.816.971 mL

Densitas acetone (25 C) = 0,79 gr/ mL

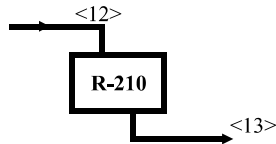
Massa acetone yang ditambahkan = 10.901,59 kg

Sehingga Neraca massa sistem

Komponen	Masuk			Keluar
	<4> kg	<10> kg	<11> kg	<12> kg
α -pinene	1.105,36	0,00	0,00	1.105,36
Camphene	29,86	0,00	0,00	29,86
β -pinene	4,31	0,00	0,00	4,31
3-Carene	1,02	0,00	0,00	1,02
d-Limonene	0,00	0,00	0,00	0,00
H ₂ SO ₄	0,00	605,35	0,00	605,35
H ₂ O	0,00	1.825,11	0,00	1.825,11
C ₂ H ₅ OH	0,00	0,00	10.901,59	10.901,59
Total	1.140,55	2.430,46	10.901,59	14.472,60
		14.472,60		14.472,60

6. Reaktor (R-210)

Fungsi: Mereaksikan α -pinene menjadi α -terpineol dari Mixer (M-130)



Reaksi yang terjadi di dalam reaktor adalah sebagai berikut :

1. Reaksi hidrasi alfa pinene menjadi alfa terpineol dengan konversi = 0,48

$$\begin{aligned} \alpha\text{-pinene yang bereaksi adalah} &= \text{mol awal di } \langle 12 \rangle \times \text{konversi} = 8,11 \times 0,48 \\ &= 3,89 \end{aligned}$$

	α -pinene	+	H_2O	\rightarrow	$C_{10}H_{18}O$
M	8,11		101,40		
R	3,89		3,89		3,89
S	4,22		97,50		3,89

2. Reaksi isomerisasi (Reaksi Paralel dengan reaksi pertama) alfa pinene menjadi isomer dengan konversi = 0,43

$$\alpha\text{-pinene yang bereaksi adalah} = \text{mol awal di } \langle 12 \rangle \times \text{konversi} = 8,11 \times 0,43 = 3,50$$

	α -pinene	\rightarrow	Isomer
M	8,11		
R	3,50		3,50
S	4,62		3,50

3. Reaksi pembentukan alfa terpineol dari isomer (reaksi seri dari reaksi kedua) dengan konversi = 0,29

$$\text{Isomer yang bereaksi adalah} = \text{mol yang terbentuk di reaksi 2} = 3,50 \times 0,29 = 1,00$$

	Isomer	+	H_2O	\rightarrow	$C_{10}H_{18}O$
M	3,50		97,50		
R	1,00		1,00		1,00
S	2,50		96,50		1,00

Maka dari hasil reaksi :

$$\begin{aligned} \text{alpha pinene yang bereaksi} &= \text{yang bereaksi di reaksi 1 dan 2} \\ &= 7,39 \text{ kmol} = 1.006,98 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{alpha terpineol yang terbentuk} &= \text{yang terbentuk di reaksi 1 dan 3} \\ &= 4,89 \text{ kmol} = 754,39 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\text{isomer alpha pinene yang terbentuk} = \text{yang terbentuk di reaksi 2 dan yang bereaksi di reaksi 3} = 2,50 \text{ kmol} = 340,63 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned} H_2O \text{ yang bereaksi} &= \text{yang bereaksi di reaksi 1 dan 3} \\ &= 4,89 \text{ kmol} = 88,04 \text{ kg} \end{aligned}$$

isomer yang terbentuk adalah champene dan d-limonene dengan perbandingan 1:1

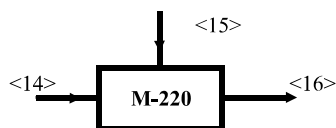
maka komposisi di aliran $\langle 13 \rangle$ tiap komponen adalah = in + generasi - konsumsi tiap komponen

maka Neraca Massa Reaktor adalah

Komponen	Masuk	Keluar
	<12> kg	<13> kg
α -pinene	1.105,36	98,38
Camphene	29,86	200,18
β -pinene	4,31	4,31
Carene	1,02	1,02
d-Limonene	0,00	170,32
H ₂ SO ₄	605,35	605,35
H ₂ O	1.825,11	1.737,07
C ₂ H ₅ OH	10.901,59	10.901,59
α -terpineol	0,00	754,39
Total	14.472,60	14.472,60

7. Mixer (M-220)

Fungsi: Mengencerkan NaOH 0.48 M menjadi 0.05 M



NaOH cair didapatkan dari PT. Asahimas Chemical, Cilegon, Banten

Konsentrasi NaOH yang tersedia (M1) = 0,48 (v/v)

Konsentrasi NaOH yang dibutuhkan (M2) = 0,05 (v/v)

Mol NaOH yang dibutuhkan dapat dihitung dengan stokiometri reaksi asam basa sebagai berikut :

	H ₂ SO ₄	+	2 NaOH	→	Na ₂ SO ₄	+	2 H ₂ O
M	6,18		x				
R	6,18		12,35		6,18		12,35
S	0,00		0,00		6,18		12,35

maka NaOH mula-mula yang dibutuhkan adalah = 11,74 (-5% agar NaOH Limiting Reactant dan habis bereaksi)
diketahui:

ρ NaOH 5% (20 °C) = 1.054 kg/m³

ρ NaOH 48% (20 °C) = 1.507 kg/m³

ρ NaOH 100% (20 °C) = 1.995 kg/m³ (Perry)

Konsentrasi NaOH masuk (48% v/v) = 0,6357 (w/w %)

Konsentrasi NaOH keluar (5% v/v) = 0,0947 (w/w %)

Maka, neraca massa sistem adalah :

Komponen	BM	<14> kg		<15> kg		<16> kg	
		Fraksi	mass rate	Fraksi	mass rate	Fraksi	mass rate
NaOH	40	0,6357	469,45	0	0,00	0,0947	469,45
H ₂ O	18	0,3643	268,98	1	4.220,33	0,9053	4.489,31
Total		1,0000	738,44	1	4.220,33	1,0000	4.958,76
		4.958,76				4.958,76	

8. Mixer (M-230)

Fungsi: Menetralkan pH Produk R-210 dengan penambahan NaOH



Reaksi yang terjadi di M-230 adalah

	H ₂ SO ₄	+	2 NaOH	→	Na ₂ SO ₄	+	2 H ₂ O
M	6,18		11,74				
R	5,87		11,74		5,87		11,74
S	0,31		0,00		5,87		11,74

maka produk / sisa dari R-230 adalah

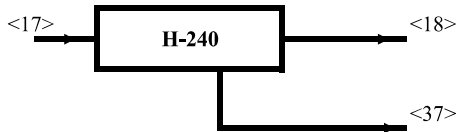
Na ₂ SO ₄	= 833,28 kg	BM = 142
H ₂ SO ₄	= 30,27 kg	BM = 98
2 H ₂ O	= 211,25 kg	BM = 18

Sehingga Neraca Massa Sistemnya adalah:

Komponen	Masuk		Keluar
	<13> kg	<16> kg	<17> kg
α-pinene	98,38	0,00	98,38
Camphene	200,18	0,00	200,18
β-pinene	4,31	0,00	4,31
Carene	1,02	0,00	1,02
d-Limonene	170,32	0,00	170,32
H ₂ SO ₄	605,35	0,00	30,27
H ₂ O	1.737,07	4.489,31	6.437,63
C ₂ H ₅ OH	10.901,59	0,00	10.901,59
NaOH	0,00	469,45	0,00
Na ₂ SO ₄	0,00	0,00	833,28
α-terpineol	754,39	0,00	754,39
Total	14.472,60	4.958,76	19.431,37
	19.431,37		19.431,37

9. Decanter (H-240)

Fungsi: Memisahkan minyak dengan air



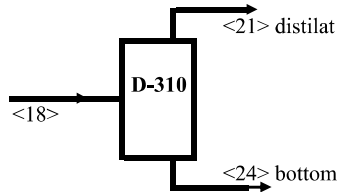
Asumsi :

1. Air yang terikut di dalam minyak sebesar = 0,03
2. Minyak yang terikut di dalam larutan air sebesar = 0,03
3. Garam yang terikut dalam minyak sebesar = 0,01

Komponen	Masuk	Keluar	
	<17> kg	<18> kg	<37> kg
α -pinene	98,38	95,43	2,95
Camphene	200,18	194,17	6,01
β -pinene	4,31	4,19	0,13
Carene	1,02	0,99	0,03
d-Limonene	170,32	165,21	5,11
H ₂ SO ₄	30,27	0,91	29,36
H ₂ O	6.437,63	193,13	6.244,50
C ₂ H ₅ OH	10.901,59	327,05	10.574,54
NaOH	0,00	0,00	0,00
Na ₂ SO ₄	833,28	4,17	829,12
α -terpineol	754,39	731,76	22,63
Total	19.431,37	1.716,99	17.714,38
	19.431,37	19.431,37	

10. Kolom Distilasi II (D-310)

Fungsi : memisahkan α -terpineol dengan kadar 95%



Komposisi Aliran <18>

No	Komponen	frac. massa	Massa (kg/h)	BM (kg/kmol)
1	α -pinene	0,06	95,43	136,23
2	Camphene	0,11	194,17	136,23
3	β -pinene	0,00	4,19	136,23
4	Carene	0,00	0,99	136,23
5	d-Limonene	0,10	165,21	136,23
6	H ₂ SO ₄	0,00	0,91	98,00
7	H ₂ O	0,11	193,13	18,00
8	C ₂ H ₅ OH	0,19	327,05	46,00
9	NaOH	0,00	0,00	40,00
10	Na ₂ SO ₄	0,00	4,17	142,00
11	α -terpineol	0,43	731,76	154,23
Total		1,00	1.716,99	

Perhitungan menggunakan metode *Short-Cut Distillation* :

1. *Light Key* adalah d-Limonene dan *Heavy Key* adalah α -terpineol.
2. *Recovery Light Key* sebesar = 0,98
3. *Recovery Heavy Key* sebesar = 0,95
4. Asumsi : komponen yang lebih ringan dari *Light Key* akan 100% ke distilat dan yang lebih berat dari *Heavy Key* akan 100% ke bottom

Komponen	Feed (kmol)		Distilat (kmol)		Bottom (kmol)	
	x_F	F_i	x_D	D_i	x_B	B_i
α -pinene	0,03	0,70	0,03	0,70	0,00	0,00
Camphene	0,05	1,43	0,07	1,43	0,00	0,00
β -pinene	0,00	0,03	0,00	0,03	0,00	0,00
Carene	0,00	0,01	0,00	0,01	0,00	0,00
d-Limonene	0,05	1,21	0,06	1,19	0,01	0,02
H ₂ SO ₄	0,00	0,01	0,00	0,00	0,00	0,01
H ₂ O	0,41	10,73	0,50	10,73	0,00	0,00

C ₂ H ₅ OH	0,27	7,11	0,33	7,11	0,00	0,00
NaOH	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Na ₂ SO ₄	0,00	0,03	0,00	0,00	0,01	0,03
α -terpineol	0,18	4,74	0,01	0,24	0,99	4,51
Total	1,00	26,00	1,00	21,43	1,00	4,57

Data konstanta Antoine (P dalam kPa dan T dalam °C) :

Komponen	A	B	C	D	E	F
α -pinene	34,29	-5.963	0,00	-2,58	0,00	2,00
Camphene	73,77	-7.641	0,00	-8,62	0,00	2,00
β -pinene	104,80	-9.162	0,00	-13,28	0,00	2,00
Carene	62,30	-7.954	0,00	-6,53	0,00	6,00
d-Limonene	61,26	-7.417	0,00	-6,66	0,00	2,00
H ₂ SO ₄	7,51	-9.758	0,00	2,36	0,00	6,00
H ₂ O	65,93	-7.228	0,00	-7,18	0,00	2,00
C ₂ H ₅ OH	86,49	-7.931	0,00	-10,25	0,00	2,00
NaOH	-113,18	-4.453	0,00	17,00	0,00	2,00
Na ₂ SO ₄	7,51	-9.758	0,00	2,36	0,00	6,00
α -terpineol	62,86	-8.757	0,00	-6,53	0,00	6,00

Tekanan *saturated* dapat dihitung menggunakan Persamaan Antoine dengan trial T
Komponen referensi adalah H₂O (HK)

BUBBLE POINT FEED

T trial = 381,32 K 108,32 C P = 140 kPa

Komponen	x_i	Pi sat	Ki	yi	α_{ij}	
α -pinene	0,03	25,17	0,18	0,00	8,50	LK
Camphene	0,05	22,80	0,16	0,01	7,70	
β -pinene	0,00	20,21	0,14	0,00	6,83	
Carene	0,00	13,78	0,10	0,00	4,65	
d-Limonene	0,05	12,98	0,09	0,00	4,38	
H ₂ SO ₄	0,00	0,02	0,00	0,00	0,01	
H ₂ O	0,41	134,66	0,96	0,40	45,48	
C ₂ H ₅ OH	0,27	297,38	2,12	0,58	100,43	
NaOH	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	
Na ₂ SO ₄	0,00	0,02	0,00	0,00	0,01	
α -terpineol	0,18	2,96	0,02	0,00	1,00	HK
Total	1,00			1,00		

DEW POINT DISTILAT

T trial = 400,56 K 127,56 C P = 112 kPa

Komponen	yi	Pi sat	Ki	xi	α_{ij}	
α -pinene	0,03	46,43	0,41	0,08	7,16	
Camphene	0,07	41,75	0,37	0,18	6,44	
β -pinene	0,00	37,60	0,34	0,00	5,80	
Carene	0,00	27,21	0,24	0,00	4,19	
d-Limonene	0,06	24,63	0,22	0,25	3,80	LK
H ₂ SO ₄	0,00	0,07	0,00	0,00	0,01	
H ₂ O	0,50	249,73	2,23	0,22	38,50	
C ₂ H ₅ OH	0,33	536,74	4,79	0,07	82,76	
NaOH	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	
Na ₂ SO ₄	0,00	0,07	0,00	0,00	0,01	
α -terpineol	0,01	6,49	0,06	0,19	1,00	HK
Total	1,00			1,00		

BUBBLE POINT BOTTOM

T trial = 505,55 K 232,55 C P = 137 kPa

Komponen	xi	Pi sat	Ki	yi	α_{ij}	
α -pinene	0,00	520,16	3,80	0,00	3,79	
Camphene	0,00	450,01	3,28	0,00	3,28	
β -pinene	0,00	423,14	3,09	0,00	3,09	
Carene	0,00	367,55	2,68	0,00	2,68	
d-Limonene	0,01	302,92	2,21	0,01	2,21	LK
H ₂ SO ₄	0,00	18,73	0,14	0,00	0,14	
H ₂ O	0,00	2.922,48	21,33	0,00	21,32	
C ₂ H ₅ OH	0,00	5.537,30	40,42	0,00	40,39	
NaOH	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	
Na ₂ SO ₄	0,01	18,73	0,14	0,00	0,14	
α -terpineol	0,99	137,09	1,00	0,99	1,00	HK
Total	1,00			1,00		

Menghitung ulang distribusi komponen

$$\alpha_{LH} = 4,38$$

Jumlah Minimum Stage (Smith 168)

$$N_{\min} = \frac{\log [r_{L,D} / (1-r_{L,D}) * r_{H,B} / (1-r_{H,B})]}{\log(\alpha_{LH})}$$

$$N_{\min} = 4,62$$

1. Untuk α -pinene

$$(\alpha_{ij})_{\text{mean}} = [(a_{ij})_{\text{top}} \cdot (a_{ij})_{\text{bottom}}]^{(1/2)}$$

$$(\alpha_{ij})_{\text{mean}} = 5,21$$

$$D_{\alpha\text{-pinene}} / B_{\alpha\text{-pinene}} = \alpha_{ij}^{\wedge}(N_{\min}) * D_{\alpha\text{-terpineol}} / B_{\alpha\text{-terpineol}}$$

$$D_{\alpha\text{-pinene}} / B_{\alpha\text{-pinene}} = 108,97$$

Overall balance α -Pinene :

$$F_{\alpha\text{-pinene}} = D_{\alpha\text{-pinene}} + B_{\alpha\text{-pinene}}$$

$$0,7005 = 108,97 B_{\alpha\text{-pinene}} + B_{\alpha\text{-pinene}}$$

$$B_{\alpha\text{-pinene}} = 0,0064$$

$$D_{\alpha\text{-pinene}} = 0,6941$$

2. Untuk Champene

$$(\alpha_{ij})_{\text{mean}} = 4,60$$

$$D_{\text{champene}} / B_{\text{champene}} = 60,97$$

Overall balance champene :

$$F_{\text{champene}} = D_{\text{champene}} + B_{\text{champene}}$$

$$1,43 = 60,97 B_{\text{champene}} + B_{\text{champene}}$$

$$B_{\text{champene}} = 0,0230$$

$$D_{\text{champene}} = 1,4023$$

3. Untuk β -pinene

$$(\alpha_{ij})_{\text{mean}} = 4,23$$

$$D_{\alpha\text{-pinene}} / B_{\alpha\text{-pinene}} = 41,50$$

Overall balance β -Pinene :

$$F_{\beta\text{-pinene}} = D_{\beta\text{-pinene}} + B_{\beta\text{-pinene}}$$

$$0,03 = 41,50 B_{\alpha\text{-pinene}} + B_{\alpha\text{-pinene}}$$

$$B_{\alpha\text{-pinene}} = 0,0007$$

$$D_{\alpha\text{-pinene}} = 0,0300$$

4. Untuk Carene

$$(\alpha_{ij})_{\text{mean}} = 3,35$$

$$D_{\text{Carene}} / B_{\text{Carene}} = 14,18$$

Overall balance Carene :

$$F_{\text{Carene}} = D_{\text{Carene}} + B_{\text{Carene}}$$

$$0,0073 = 14,18 B_{\text{Carene}} + B_{\text{Carene}}$$

$$B_{\text{Carene}} = 0,0005$$

$$D_{\text{Carene}} = 0,0068$$

5. Untuk d-Limonene

$$(\alpha_{ij})_{\text{mean}} = 2,90$$

$$D_{\text{d-Limonene}} / B_{\text{d-Limonene}} = 7,20$$

Overall balance d-Limonene :

$$F_{\text{d-Limonene}} = D_{\text{d-Limonene}} + B_{\text{d-Limonene}}$$
$$1,21 = 7,20 B_{\text{d-Limonene}} + B_{\text{d-Limonene}}$$

$$B_{\text{d-Limonene}} = 0,1478$$

$$D_{\text{d-Limonene}} = 1,0649$$

6. Untuk H₂SO₄

$$(\alpha_{ij})_{\text{mean}} = 0,04$$

$$D_{\alpha\text{-pinene}} / B_{\alpha\text{-pinene}} = 0,000$$

Overall balance Asam Sulfat :

$$F_{\text{H}_2\text{SO}_4} = D_{\text{H}_2\text{SO}_4} + B_{\text{H}_2\text{SO}_4}$$
$$0,009 = 0,000 B_{\text{H}_2\text{SO}_4} + B_{\text{H}_2\text{SO}_4}$$

$$B_{\text{H}_2\text{SO}_4} = 0,0093$$

$$D_{\text{H}_2\text{SO}_4} = 0,0000$$

7. Untuk H₂O

$$(\alpha_{ij})_{\text{mean}} = 28,65$$

$$D_{\text{H}_2\text{O}} / B_{\text{H}_2\text{O}} = 288.589$$

Overall balance H₂O :

$$F_{\text{H}_2\text{O}} = D_{\text{H}_2\text{O}} + B_{\text{H}_2\text{O}}$$
$$10,73 = 288.588,52 B_{\text{H}_2\text{O}} + B_{\text{H}_2\text{O}}$$

$$B_{\text{air}} = 0,0000$$

$$D_{\text{air}} = 10,7293$$

8. Untuk Acetone

$$(\alpha_{ij})_{\text{mean}} = 57,82$$

$$D_{\text{Acetone}} / B_{\text{Acetone}} = 7.421.574,82$$

Overall balance acetone :

$$\begin{aligned}F_{\text{Acetone}} &= D_{\text{Acetone}} + B_{\text{Acetone}} \\7,11 &= 7.421.574,82 B_{\text{d-Limonene}} + B_{\text{d-Limonene}} \\B_{\text{d-Limonene}} &= 0,0000 \\D_{\text{d-Limonene}} &= 7,1097\end{aligned}$$

9. Untuk NaOH

$$(\alpha_{ij})_{\text{mean}} = 0,00$$

$$D_{\text{NaOH}} / B_{\text{NaOH}} = 0,0000$$

Overall balance NaOH :

$$\begin{aligned}F_{\text{NaOH}} &= D_{\text{NaOH}} + B_{\text{NaOH}} \\0,00 &= 0,00 B_{\text{NaOH}} + B_{\text{NaOH}} \\B_{\text{NaOH}} &= 0,0000 \\D_{\text{NaOH}} &= 0,0000\end{aligned}$$

10. Untuk Na₂SO₄

$$(\alpha_{ij})_{\text{mean}} = 0,04$$

$$D_{\text{Na}_2\text{SO}_4} / B_{\text{Na}_2\text{SO}_4} = 0,0000$$

Overall balance d-Limonene :

$$\begin{aligned}F_{\text{Na}_2\text{SO}_4} &= D_{\text{Na}_2\text{SO}_4} + B_{\text{Na}_2\text{SO}_4} \\0,03 &= 0,00 B_{\text{Na}_2\text{SO}_4} + B_{\text{Na}_2\text{SO}_4} \\B_{\text{Na}_2\text{SO}_4} &= 0,0293 \\D_{\text{Na}_2\text{SO}_4} &= 0,0000\end{aligned}$$

11. Untuk α -terpineol

$$(\alpha_{ij})_{\text{mean}} = 1,0000$$

$$D_{\alpha\text{-terpineol}} / B_{\alpha\text{-terpineol}} = 0,0526$$

Overall balance champene :

$$\begin{aligned}F_{\alpha\text{-terpineol}} &= D_{\alpha\text{-terpineol}} + B_{\alpha\text{-terpineol}} \\4,74 &= 0,05 B_{\alpha\text{-terpineol}} + B_{\alpha\text{-terpineol}} \\B_{\alpha\text{-terpineol}} &= 4,5074 \\D_{\alpha\text{-terpineol}} &= 0,2372\end{aligned}$$

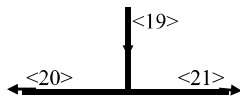
Distribusi Komponen yang baru adalah sebagai berikut

Komponen	Feed (kmol)		Distilat (kmol)		Bottom (kmol)	
	x_F	F_i	x_D	D_i	x_B	B_i
α -pinene	0,0269	0,7005	0,0326	0,6941	0,0013	0,0064
Camphene	0,0548	1,4253	0,0659	1,4023	0,0049	0,0230
β -pinene	0,0012	0,0307	0,0014	0,0300	0,0002	0,0007
3-Carene	0,0003	0,0073	0,0003	0,0068	0,0001	0,0005
d-Limonene	0,0466	1,2127	0,0501	1,0649	0,0313	0,1478
H ₂ SO ₄	0,0004	0,0093	0,0000	0,0000	0,0020	0,0093
H ₂ O	0,4127	10,7294	0,5043	10,7293	0,0000	0,0000
C ₂ H ₅ OH	0,2735	7,1097	0,3342	7,1097	0,0000	0,0000
NaOH	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Na ₂ SO ₄	0,0011	0,0293	0,0000	0,0000	0,0062	0,0293
α -terpineol	0,1825	4,7446	0,0112	0,2372	0,9541	4,5074
Total	1,0000	25,9988	1,0000	21,2744	1,0000	4,7244

Sehingga Neraca massa D-310 adalah

Komponen	Masuk	Keluar	
	<18> kg	<21> kg	<24> kg
α -pinene	95,43	94,56	0,87
Camphene	194,17	191,04	3,13
β -pinene	4,19	4,09	0,10
3-Carene	0,99	0,92	0,07
d-Limonene	165,21	145,07	20,14
H ₂ SO ₄	0,91	0,00	0,91
H ₂ O	193,13	193,13	0,00
C ₂ H ₅ OH	327,05	327,05	0,00
NaOH	0,00	0,00	0,00
Na ₂ SO ₄	4,17	0,00	4,17
α -terpineol	731,76	36,59	695,17
Total	1.716,99	992,44	724,55
	1.716,99	1.716,99	

11. Refluks D-310



Komposisi <23>

No	Komponen	frac. Massa	Massa (kg)	BM (kg/kmol)	Molar (kmol)
1	α -pinene	0,10	94,56	136,23	0,69
2	Camphene	0,19	191,04	136,23	1,40
3	β -pinene	0,00	4,09	136,23	0,03
4	3-Carene	0,00	0,92	136,23	0,01

5	d-Limonene	0,15	145,07	136,23	1,06
6	H ₂ SO ₄	0,00	0,00	98,00	0,00
7	H ₂ O	0,19	193,13	18,00	10,73
8	C ₂ H ₅ OH	0,33	327,05	46,00	7,11
9	NaOH	0,00	0,00	40,00	0,00
10	Na ₂ SO ₄	0,00	0,00	142,00	0,00
11	α-terpineol	0,04	36,59	154,23	0,24
Total		1,00	992,44		

Perhitungan Refluks Rasio :

$$1 - q = \sum(\alpha_i x_{if}) / (\alpha_i - \theta) \quad R_{m+1} = \sum(\alpha_i x_{iD}) / (\alpha_i - \theta)$$

q = 1 (asumsi saturated liquid)

T = 453,05 K

P = 140,00 kPa

θ = 14,00

Komponen	x _F	x _D	P _i Sat	K _i	α	α _i .x _{iF} /(α _i - θ)	α _i .x _{iD} /(α _i - θ)
α-pinene	0,03	0,03	183,09	1,31	4,95	-0,01	-0,02
Camphene	0,05	0,07	160,69	1,15	4,35	-0,02	-0,03
β-pinene	0,00	0,00	148,52	1,06	4,02	0,00	0,00
Carene	0,00	0,00	121,50	0,87	3,29	0,00	0,00
d-Limonene	0,05	0,05	102,54	0,73	2,78	-0,01	-0,01
H ₂ SO ₄	0,00	0,00	1,54	0,01	0,04	0,00	0,00
H ₂ O	0,41	0,50	1.000,00	7,14	27,06	0,86	1,04
C ₂ H ₅ OH	0,27	0,33	2.005,65	14,33	54,28	0,37	0,45
NaOH	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Na ₂ SO ₄	0,00	0,00	1,54	0,01	0,04	0,00	0,00
α-terpineol	0,18	0,01	36,95	0,26	1,00	-0,01	0,00
Total	0,13	0,00				-0,05	1,43

R_m + 1 = 1,43

R_m = 0,43

Asumsi R = R_m * 1,20

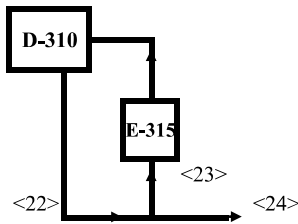
R = 0,52

Maka didapatkan neraca massa sistem :

Komponen	Masuk	Keluar	
	<19> kg	<20> kg	<21> kg
α-pinene	143,78	49,22	94,56
Camphene	290,47	99,44	191,04
β-pinene	6,21	2,13	4,09
Carene	1,40	0,48	0,92

d-Limonene	220,58	75,51	145,07
H ₂ SO ₄	0,00	0,00	0,00
H ₂ O	293,65	100,53	193,13
C ₂ H ₅ OH	497,28	170,23	327,05
NaOH	0,00	0,00	0,00
Na ₂ SO ₄	0,00	0,00	0,00
α-terpineol	55,63	19,04	36,59
Total	1.509,01	516,57	992,44
		1.509,01	

12. Reboiler D-310 (E-315)



Untuk mencari massa vapor yang masuk reboiler, digunakan persamaan neraca energi sebagai berikut :

$$\begin{aligned} Q_{\text{reboiler}} &= \bar{V} \times (H_v - H_l) \\ &= Q_{\text{reboiler}} / \lambda_s \end{aligned}$$

dari appendix B didapatkan

$$Q_{\text{reboiler}} = 1.911.221,06 \text{ kJ}$$

komposisi <23> = komposisi <24>

Komponen	λ (kJ/kg)	Fraksi	$\lambda * \text{fraksi}$
α-pinene	261,14	0,001	0,31
Camphene	265,12	0,004	1,15
β-pinene	275,11	0,000	0,04
Carene	276,56	0,000	0,02
d-Limonene	278,02	0,028	7,73
H ₂ SO ₄	533,91	0,001	0,67
H ₂ O	2.256,47	0,000	0,00
C ₂ H ₅ OH	835,42	0,000	0,00
NaOH	-819,24	0,000	0,00
Na ₂ SO ₄	368,66	0,006	2,12
α-terpineol	294,23	0,959	282,30
Total		1,00	294,34

sehingga λ adalah sigma dari λ komponen(i) x fraksi komponen (i)
maka,

$$\frac{\lambda}{V} = \frac{294,34 \text{ kJ/kg}}{6.493,18 \text{ kg}}$$

massa aliran $\overline{V} = <23>$

maka komposisi aliran <23> adalah

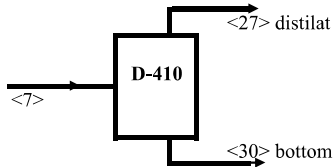
No	Komponen	frac. Massa	Massa (kg)
1	α -pinene	0,00	7,78
2	Camphene	0,00	28,08
3	β -pinene	0,00	0,88
4	Carene	0,00	0,58
5	d-Limonene	0,03	180,47
6	H2SO4	0,00	8,14
7	H2O	0,00	0,01
8	C2H5OH	0,00	0,00
9	NaOH	0,00	0,00
10	Na2SO4	0,01	37,34
11	α -terpineol	0,96	6.229,90
Total		6.493,18	6.493,18

sehingga neraca massa di reboiler adalah

Komponen	Masuk	Keluar	
	<22> kg	<23> kg	<24> kg
α -pinene	8,64	7,78	0,87
Camphene	31,21	28,08	3,13
β -pinene	0,98	0,88	0,10
Carene	0,65	0,58	0,07
d-Limonene	200,61	180,47	20,14
H2SO4	9,05	8,14	0,91
H2O	0,01	0,01	0,00
C2H5OH	0,00	0,00	0,00
NaOH	0,00	0,00	0,00
Na2SO4	41,50	37,34	4,17
α -terpineol	6.925,07	6.229,90	695,17
Total	7.217,73	6.493,18	724,55
		7.217,73	

13. Kolom Distilasi III (D-410)

Fungsi : pemurnian 3-carene tahap 1



Komposisi <7> dari D-410

No	Komponen	frac. Massa	Massa (kg)	BM (kg/kmol)	Molar (kmol)
1	α -pinene	0,12	22,66	136,23	0,17
2	Camphene	0,05	9,95	136,23	0,07
3	β -pinene	0,05	8,96	136,23	0,07
4	3-Carene	0,71	131,69	136,23	0,97
5	d-Limonene	0,07	13,27	136,23	0,10
Total			186,53		1,37

Perhitungan menggunakan metode *Short-Cut Distillation* :

1. *Light Key* adalah β -pinene dan *Heavy Key* adalah 3-Carene.
2. *Recovery Light Key sebesar* = 0,60
3. *Recovery Heavy Key sebesar* = 0,96
4. Asumsi : komponen yang lebih ringan dari *Light Key* akan 100% ke distilat dan yang lebih berat dari *Heavy Key* akan 100% ke bottom

Komponen	Feed (kmol)		Distillate (kmol)		Bottom (kmol)	
	x_F	F_i	x_D	D_i	x_B	B_i
α -pinene	0,12	0,17	0,52	0,17	0,00	0,00
Camphene	0,05	0,07	0,23	0,07	0,00	0,00
β -pinene	0,05	0,07	0,12	0,04	0,03	0,03
3-Carene	0,71	0,97	0,12	0,04	0,88	0,93
d-Limonene	0,07	0,10	0,00	0,00	0,09	0,10
Total	0,00	1,37	1,00	0,32	1,00	1,05

Data konstanta Antoine (P dalam kPa dan T dalam K)

Komponen	A	B	C	D	E	F
α -pinene	34,29	-5.963	0,00	-2,58	0,00	2
Camphene	73,77	-7.641	0,00	-8,62	0,00	2
β -pinene	104,80	-9.162	0,00	-13,28	0,00	2
3-Carene	62,30	-7.954	0,00	-6,53	0,00	6
d-Limonene	61,26	-7.417	0,00	-6,66	0,00	2

Tekanan saturated dapat dihitung menggunakan Persamaan Antoine dengan trial T
Komponen referensi adalah 3-carene (HK)

BUBBLE POINT FEED

T trial = 454,75 K 181,75 C P = 140 kPa

Komponen	x_i	P_i^{Sat}	K_i	y_i	α_{ij}
α -pinene	0,12	190,24	1,36	0,17	1,45
Camphene	0,05	166,85	1,19	0,06	1,27
β -pinene	0,05	154,30	1,10	0,05	1,17
Carene	0,71	131,64	0,94	0,66	1,00
d-Limonene	0,07	106,70	0,76	0,05	0,81
Total				1,00	

LK
HK

DEW POINT DISTILLATE

T trial = 437,06 K 164,06 C P = 112 kPa

Komponen	y_i	P_i^{Sat}	K_i	x_i	α_{ij}
α -pinene	0,52	125,50	1,12	0,47	1,51
Camphene	0,23	110,93	0,99	0,23	1,33
β -pinene	0,12	101,90	0,91	0,14	1,22
Carene	0,12	83,34	0,74	0,16	1,00
d-Limonene	0,00	69,30	0,62	0,00	0,83
Total				1,00	

LK
HK

BUBBLE POINT BOTTOM

T trial = 456,92 K 183,92 C P = 137,00 kPa

Komponen	x_i	P_i^{Sat}	K_i	y_i	α_{ij}
α -pinene	0,00	199,66	1,46	0,00	1,44
Camphene	0,00	174,96	1,28	0,00	1,26
β -pinene	0,03	161,92	1,18	0,03	1,17
Carene	0,88	138,80	1,01	0,89	1,00
d-Limonene	0,09	112,18	0,82	0,08	0,81
Total	1,00			1,00	

LK
HK

Menghitung ulang distribusi komponen

$$\alpha_{LH} = 1,17$$

Jumlah Minimum Stage (Smith 168)

$$N_{min} = \text{Log} [r_{L,D} / (1-r_{L,D}) * r_{H,B} / (1-r_{H,B})] / \text{log}(\alpha_{LH})$$

$$N_{min} = 22,56$$

1 Untuk α -pinene

$$(\alpha_{ij})_{mean} = [(a_{ij})_{top} \cdot (a_{ij})_{bottom}]^{(1/2)}$$

$$(\alpha_{ij})_{mean} = 1,47$$

$$D_{\alpha\text{-pinene}} / B_{\alpha\text{-pinene}} = \alpha_{ij}^{(N_{min})} * D_{3\text{-carene}} / B_{3\text{-carene}}$$

$$D_{\alpha\text{-pinene}} / B_{\alpha\text{-pinene}} = 254,454$$

Overall balance α -Pinene :

$$F_{\alpha\text{-pinene}} = D_{\alpha\text{-pinene}} + B_{\alpha\text{-pinene}}$$

$$0,17 = 254,45 B_{\alpha\text{-pinene}} + B_{\alpha\text{-pinene}}$$

$$B_{\alpha\text{-pinene}} = 0,0007$$

$$D_{\alpha\text{-pinene}} = 0,1657$$

2 Untuk Champene

$$(\alpha_{ij})_{\text{mean}} = 1,30$$

$$D_{\text{champene}} / B_{\text{champene}} = 14,2658$$

Overall balance champene :

$$\begin{aligned} F_{\text{champene}} &= D_{\text{champene}} + B_{\text{champene}} \\ 0,07 &= 14,27 B_{\text{champene}} + B_{\text{champene}} \\ B_{\text{champene}} &= 0,0048 \\ D_{\text{champene}} &= 0,0683 \end{aligned}$$

3 Untuk β -pinene

$$(\alpha_{ij})_{\text{mean}} = 1,19$$

$$D_{\alpha\text{-pinene}} / B_{\alpha\text{-pinene}} = 2,2865$$

Overall balance β -Pinene :

$$\begin{aligned} F_{\beta\text{-pinene}} &= D_{\beta\text{-pinene}} + B_{\beta\text{-pinene}} \\ 0,07 &= 2,29 B_{\alpha\text{-pinene}} + B_{\alpha\text{-pinene}} \\ B_{\alpha\text{-pinene}} &= 0,0200 \\ D_{\alpha\text{-pinene}} &= 0,0457 \end{aligned}$$

4 Untuk Carene

$$(\alpha_{ij})_{\text{mean}} = 1,00$$

$$D_{\text{Carene}} / B_{\text{Carene}} = 0,0417$$

Overall balance Carene :

$$\begin{aligned} F_{\text{Carene}} &= D_{\text{Carene}} + B_{\text{Carene}} \\ 0,97 &= 0,04 B_{\text{Carene}} + B_{\text{Carene}} \\ B_{\text{Carene}} &= 0,9280 \\ D_{\text{Carene}} &= 0,0387 \end{aligned}$$

5 Untuk d-Limonene

$$(\alpha_{ij})_{\text{mean}} = 0,82$$

$$D_{\text{d-Limonene}} / B_{\text{d-Limonene}} = 0,0005$$

Overall balance d-Limonene :

$$\begin{aligned} F_{\text{d-Limonene}} &= D_{\text{d-Limonene}} + B_{\text{d-Limonene}} \\ 0,0974 &= 0,0005 B_{\text{d-Limonene}} + B_{\text{d-Limonene}} \\ B_{\text{d-Limonene}} &= 0,0974 \\ D_{\text{d-Limonene}} &= 0,00005 \end{aligned}$$

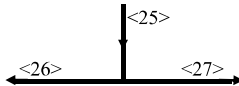
Distribusi Komponen yang baru adalah sebagai berikut

Komponen	Feed (kmol)		Distillate (kmol)		Bottom (kmol)	
	x_F	F_i	x_D	D_i	x_B	B_i
α -pinene	0,12	0,17	0,52	0,17	0,00	0,00
Camphene	0,05	0,07	0,21	0,07	0,00	0,00
β -pinene	0,05	0,07	0,14	0,05	0,02	0,02
3-Carene	0,71	0,97	0,12	0,04	0,88	0,93
d-Limonene	0,07	0,10	0,00	0,00	0,09	0,10
Total	1,00	1,37	1,00	0,32	1,00	1,05

Sehingga Neraca massa D-410 adalah

Komponen	Masuk	Keluar	
	<7> kg	<27> kg	<30> kg
α -pinene	22,66	22,57	0,09
Camphene	9,95	9,30	0,65
β -pinene	8,96	6,23	2,73
3-Carene	131,69	5,27	126,42
d-Limonene	13,27	0,01	13,26
Total	186,53	43,38	143,15
		186,53	

14. Refluks D-410



Komposisi <27>

No	Komponen	frac. Massa	Massa (kg)	BM (kg/kmol)	Molar (kmol)
1	α -pinene	0,52	22,57	136,23	0,17
2	Camphene	0,21	9,30	136,23	0,07
3	β -pinene	0,14	6,23	136,23	0,05
4	3-Carene	0,12	5,27	136,23	0,04
5	d-Limonene	0,00	0,01	136,23	0,00
	Total	1,00	43,38		0,32

Perhitungan Refluks Rasio :

$$1 - q = \sum(\alpha_i x_{if}) / (\alpha_i - \theta) \quad R_{m+1} = \sum(\alpha_i x_{iD}) / (\alpha_i - \theta)$$

$$q = 1 \text{ (asumsi saturated liquid)}$$

$$T = 446,99 \text{ K}$$

$$P = 140,00 \text{ kPa}$$

$$\theta = 0,83$$

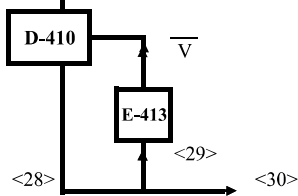
Komponen	x_F	x_D	P_i^{Sat}	K_i	α	$\sum \alpha_i x_{iF} / (\alpha_i - \theta)$	$\sum \alpha_i x_{iD} / (\alpha_i - \theta)$
α -Pinene	0,12	0,52	159,25	1,14	1,47	0,28	1,20
Camphene	0,05	0,21	140,13	1,00	1,29	0,15	0,60
β -Pinene	0,05	0,14	129,23	0,92	1,19	0,16	0,47
3-Carene	0,71	0,12	108,30	0,77	1,00	4,19	0,72
d-Limonene	0,07	0,00	88,73	0,63	0,82	-4,78	-0,01
Total	1,00	1,00				0,00	2,98

$$\begin{aligned}
 R_m + 1 &= 2,98 \\
 R_m &= 1,98 \\
 \text{Asumsi } R &= R_m * 1,20 \\
 R &= 2,38 \\
 L &= 0,76
 \end{aligned}$$

Maka didapatkan neraca massa sistem :

Komponen	Masuk	Keluar	
	<25> kg	<26> kg	<27> kg
α -pinene	76,28	53,70	22,57
Camphene	31,43	22,13	9,30
β -pinene	21,05	14,82	6,23
Carene	17,80	12,53	5,27
d-Limonene	0,02	0,01	0,01
Total	146,58	103,20	43,38
		146,58	

15. Reboiler D-410 (E-413)



Untuk mencari massa vapor yang masuk reboiler, digunakan persamaan neraca energi sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{reboiler}} &= \overline{V} \times (H_v - H_l) \\
 \overline{V} &= Q_{\text{reboiler}} / (H_v - H_l)
 \end{aligned}$$

$$\overline{V} = Q_{\text{reboiler}} / \lambda_s$$

dari appendix B didapatkan

$$Q_{\text{reboiler}} = 39.826,46 \text{ kJ}$$

komposisi <29> = komposisi <30>

Komponen	λ (kJ/kg)	Fraksi	$\lambda * \text{fraksi}$
α -pinene	261,14	0,00	0,16
Camphene	265,12	0,00	1,21
β -pinene	275,11	0,02	5,24
Carene	276,56	0,88	244,24
d-Limonene	278,02	0,09	25,76
Total		1,00	276,61

sehingga λ adalah sigma dari λ komponen(i) x fraksi komponen (i)

$$\lambda = 276,61 \text{ kJ/kg}$$

maka,

$$\bar{V} = 143,98 \text{ kg}$$

massa aliran $\bar{V} = <29>$

maka komposisi aliran <29> adalah

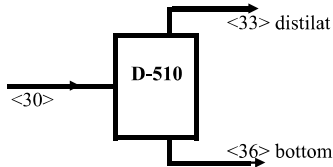
No	Komponen	frac. Massa	Massa (kg)
1	α -pinene	0,00	0,09
2	Camphene	0,00	0,66
3	β -pinene	0,02	2,74
4	3-Carene	0,88	127,15
5	d-Limonene	0,09	13,34
Total		1,00	143,98

sehingga neraca massa di reboiler adalah

Komponen	Masuk	Keluar	
	<28> kg	<29> kg	<30> kg
α -pinene	126,51	0,09	126,42
Camphene	13,92	0,66	13,26
β -pinene	145,89	2,74	143,15
3-Carene	127,15	127,15	0,00
d-Limonene	13,34	13,34	0,00
Total	426,82	143,98	282,84
		426,82	

16. Kolom Distilasi IV (D-510)

Fungsi : Pemurnian Carene tahap 2



Komposisi <30> dari D-510

No	Komponen	frac. Massa	Massa (kg)	BM (kg/kmol)	Molar (kmol)
1	α -pinene	0,00	0,09	136,23	0,001
2	Camphene	0,00	0,65	136,23	0,005
3	β -pinene	0,02	2,73	136,23	0,020
4	3-Carene	0,88	126,42	136,23	0,928
5	d-Limonene	0,09	13,26	136,23	0,097
Total			143,15		1,051

Perhitungan menggunakan metode *Short-Cut Distillation* :

1. *Light Key* adalah 3-carene dan *Heavy Key* adalah d-limonene.
2. *Recovery Light Key sebesar* = 0,90
3. *Recovery Heavy Key sebesar* = 0,81
4. Asumsi : komponen yang lebih ringan dari *Light Key* akan 100% ke distilat dan yang lebih berat dari *Heavy Key* akan 100% ke bottom

Komponen	Feed (kmol)		Distillate (kmol)		Bottom (kmol)	
	x_F	F_i	x_D	D_i	x_B	B_i
α -pinene	0,001	0,001	0,001	0,001	0,000	0,000
Camphene	0,005	0,005	0,005	0,005	0,000	0,000
β -pinene	0,019	0,020	0,023	0,020	0,000	0,000
3-Carene	0,883	0,928	0,950	0,835	0,541	0,093
d-Limonene	0,093	0,097	0,021	0,018	0,459	0,079
Total	0,000	1,051	1,000	0,879	1,000	0,172

Data konstanta Antoine (P dalam kPa dan T dalam K)

Komponen	A	B	C	D	E	F
α -pinene	34,29	-5.963	0,00	-2,58	0,00	2,00
Camphene	73,77	-7.641	0,00	-8,62	0,00	2,00
β -pinene	104,80	-9.162	0,00	-13,28	0,00	2,00
3-Carene	62,30	-7.954	0,00	-6,53	0,00	6,00
d-Limonene	61,26	-7.417	0,00	-6,66	0,00	2,00

Tekanan saturated dapat dihitung menggunakan Persamaan Antoine dengan trial T
Komponen referensi adalah d-limonene (HK)

BUBBLE POINT FEED

T trial = 457,84 K 184,84 C P = 140 kPa

Komponen	x_i	p_i^{Sat}	K_i	y_i	α_{ij}
α -pinene	0,00	203,76	1,46	0,00	1,78
Camphene	0,00	178,48	1,27	0,01	1,56
β -pinene	0,02	165,24	1,18	0,02	1,44
Carene	0,88	141,93	1,01	0,90	1,24
d-Limonene	0,09	114,57	0,82	0,08	1,00
Total				1,00	

LK
HK

DEW POINT DISTILLATE

T trial = 448,35 K 175,35 C P = 112 kPa

Komponen	y_i	p_i^{Sat}	K_i	x_i	α_{ij}
α -pinene	0,00	164,37	1,47	0,00	1,79
Camphene	0,01	144,55	1,29	0,00	1,58
β -pinene	0,02	133,38	1,19	0,02	1,45
Carene	0,95	112,13	1,00	0,95	1,22
d-Limonene	0,02	91,69	0,82	0,03	1,00
Total				1,00	

LK
HK

BUBBLE POINT BOTTOM

T trial = 460,21 K 187,21 C P = 137 kPa

Komponen	x_i	p_i^{Sat}	K_i	y_i	α_{ij}
α -pinene	0,00	214,68	1,57	0,00	1,78
Camphene	0,00	187,87	1,37	0,00	1,55
β -pinene	0,00	174,08	1,27	0,00	1,44
Carene	0,54	150,29	1,10	0,59	1,24
d-Limonene	0,46	120,94	0,88	0,41	1,00
Total	1,00			1,00	

LK
HK

Menghitung ulang distribusi komponen

$$\alpha_{LH} = 1,24$$

Jumlah Minimum Stage (Smith 168)

$$N_{min} = \text{Log} [r_{L,D} / (1-r_{L,D}) * r_{H,B} / (1-r_{H,B})] / \text{log}(\alpha_{LH})$$

$$N_{min} = 17,03$$

1 Untuk α -pinene

$$(\alpha_{ij})_{mean} = [(\alpha_{ij})_{top} \cdot (\alpha_{ij})_{bottom}]^{(1/2)}$$

$$(\alpha_{ij})_{mean} = 1,78$$

$$D_{\alpha\text{-pinene}} / B_{\alpha\text{-pinene}} = \alpha_{ij}^{(N_{min})} * D_{d\text{-limonene}} / B_{d\text{-limonene}}$$

$$D_{\alpha\text{-pinene}} / B_{\alpha\text{-pinene}} = 4.478,68$$

Overall balance α -Pinene :

$$F_{\alpha\text{-pinene}} = D_{\alpha\text{-pinene}} + B_{\alpha\text{-pinene}}$$

$$0,00 = 4.478,68 B_{\alpha\text{-pinene}} + B_{\alpha\text{-pinene}}$$

$$B_{\alpha\text{-pinene}} = 0,0000$$

$$D_{\alpha\text{-pinene}} = 0,0007$$

2 Untuk Champene

$$(\alpha_{ij})_{\text{mean}} = 1,56$$

$$D_{\text{champene}} / B_{\text{champene}} = 481,59$$

Overall balance champene :

$$F_{\text{champene}} = D_{\text{champene}} + B_{\text{champene}}$$
$$0,00 = 481,59 B_{\text{champene}} + B_{\text{champene}}$$

$$B_{\text{champene}} = 0,00001$$

$$D_{\text{champene}} = 0,00478$$

3 Untuk β -pinene

$$(\alpha_{ij})_{\text{mean}} = 1,45$$

$$D_{\alpha\text{-pinene}} / B_{\alpha\text{-pinene}} = 126,75$$

Overall balance β -Pinene :

$$F_{\beta\text{-pinene}} = D_{\beta\text{-pinene}} + B_{\beta\text{-pinene}}$$
$$0,02 = 126,75 B_{\alpha\text{-pinene}} + B_{\alpha\text{-pinene}}$$

$$B_{\alpha\text{-pinene}} = 0,0002$$

$$D_{\alpha\text{-pinene}} = 0,0198$$

4 Untuk Carene

$$(\alpha_{ij})_{\text{mean}} = 1,23$$

$$D_{\text{Carene}} / B_{\text{Carene}} = 8,2765$$

Overall balance Carene :

$$F_{\text{Carene}} = D_{\text{Carene}} + B_{\text{Carene}}$$
$$0,93 = 8,28 B_{\text{Carene}} + B_{\text{Carene}}$$

$$B_{\text{Carene}} = 0,100$$

$$D_{\text{Carene}} = 0,828$$

5 Untuk d-Limonene

$$(\alpha_{ij})_{\text{mean}} = 1,00$$

$$D_{\text{d-Limonene}} / B_{\text{d-Limonene}} = 0,23$$

Overall balance d-Limonene :

$$F_{\text{d-Limonene}} = D_{\text{d-Limonene}} + B_{\text{d-Limonene}}$$
$$0,10 = 0,23 B_{\text{d-Limonene}} + B_{\text{d-Limonene}}$$

$$B_{\text{d-Limonene}} = 0,07886$$

$$D_{\text{d-Limonene}} = 0,01850$$

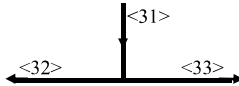
Distribusi Komponen yang baru adalah sebagai berikut

Komponen	Feed (kmol)		Distillate (kmol)		Bottom (kmol)	
	x_F	F_i	x_D	D_i	x_B	B_i
α -pinene	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Camphene	0,00	0,00	0,01	0,00	0,00	0,00
β -pinene	0,02	0,02	0,02	0,02	0,00	0,00
3-Carene	0,88	0,93	0,95	0,83	0,56	0,10
d-Limonene	0,09	0,10	0,02	0,02	0,44	0,08
Total	0,00	1,05	1,00	0,87	1,00	0,18

Sehingga Neraca massa D-510 adalah

Komponen	Masuk	Keluar	
	<30> kg	<33> kg	<36> kg
α -pinene	0,09	0,09	0,00
Camphene	0,65	0,65	0,00
β -pinene	2,73	2,70	0,02
3-Carene	126,42	112,79	13,63
d-Limonene	13,26	2,52	10,74
Total	143,15	118,76	24,39
		143,15	

17. Refluks D-510



Komposisi <33>

No	Komponen	frac. Massa	Massa (kg)	BM (kg/kmol)	Molar (kmol)
1	α -pinene	0,00	0,09	136,23	0,00
2	Camphene	0,01	0,65	136,23	0,00
3	β -pinene	0,02	2,70	136,23	0,02
4	3-Carene	0,95	112,79	136,23	0,83
5	d-Limonene	0,02	2,52	136,23	0,02
Total		1,00	118,76		0,87

Perhitungan Refluks Rasio :

$$1 - q = \sum(\alpha_i x_{if}) / (\alpha_i - \theta)$$

$$Rm+1 = \sum(\alpha_i x_{iD}) / (\alpha_i - \theta)$$

$$q = 1 \text{ (asumsi saturated liquid)}$$

$$T = 454,28 \text{ K}$$

$$P = 140,00 \text{ kPa}$$

$$\theta = 1,02$$

Komponen	x_F	x_D	P_i^{Sat}	K_i	α	$\alpha_i x_{iF} / (\alpha_i - \theta)$	$\alpha_i x_{iD} / (\alpha_i - \theta)$
α -Pinene	0,00	0,00	188,23	1,34	1,78	0,00	0,00
Camphene	0,00	0,01	165,12	1,18	1,56	0,01	0,02
β -Pinene	0,02	0,02	152,68	1,09	1,45	0,06	0,08
3-Carene	0,88	0,95	130,12	0,93	1,23	5,04	5,42
d-Limonene	0,09	0,02	105,53	0,75	1,00	-5,47	-1,25

Total	1,00	1,00				-0,35	4,26
-------	------	------	--	--	--	-------	------

$$R_m + 1 = 4,26$$

$$R_m = 3,26$$

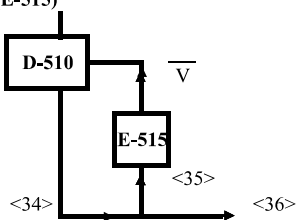
$$\text{Asumsi } R = R_m * 1,20$$

$$R = 3,92$$

Maka didapatkan neraca massa sistem :

Komponen	Masuk	Keluar	
	<31> kg	<32> kg	<33> kg
α -pinene	0,44	0,35	0,09
Camphene	3,20	2,55	0,65
β -pinene	13,29	10,59	2,70
Carene	554,41	441,62	112,79
d-Limonene	12,39	9,87	2,52
Total	583,72	464,97	118,76
		583,72	

18. Reboiler D-510 (E-515)



Untuk mencari massa vapor yang masuk reboiler, digunakan persamaan neraca energi sebagai berikut :

$$Q_{\text{reboiler}} = \overline{V} \times (H_v - H_l)$$

$$\overline{V} = Q_{\text{reboiler}} / \lambda_s$$

dari appendix B didapatkan

$$Q_{\text{reboiler}} = 167.900,49 \text{ kJ}$$

komposisi <35> = komposisi <36>

Komponen	λ (kJ/kg)	Fraksi	$\lambda * \text{fraksi}$
α -pinene	261,14	0,00	0,00
Camphene	265,12	0,00	0,01
β -pinene	275,11	0,00	0,24
Carene	276,56	0,56	154,51
d-Limonene	278,02	0,44	122,44
Total		1,00	277,20

sehingga λ adalah sigma dari λ komponen(i) x fraksi komponen (i)

$$\lambda = 277,20 \text{ kJ/kg}$$

maka,

$$\overline{V} = 605,70 \text{ kg}$$

massa aliran $\overline{V} = <35>$

maka komposisi aliran $<35>$ adalah

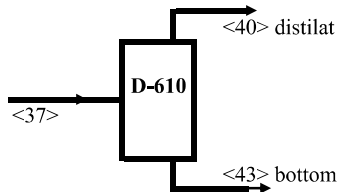
No	Komponen	frac. Massa	Massa (kg)
1	α -pinene	0,0000	0,00
2	Camphene	0,0001	0,03
3	β -pinene	0,0009	0,53
4	3-Carene	0,5587	338,38
5	d-Limonene	0,4404	266,75
Total		1,0000	605,70

sehingga neraca massa di reboiler adalah

Komponen	Masuk	Keluar	
	$<34>$ kg	$<35>$ kg	$<36>$ kg
α -pinene	13,63	0,00	13,63
Camphene	10,78	0,03	10,74
β -pinene	24,92	0,53	24,39
3-Carene	338,38	338,38	0,00
d-Limonene	266,75	266,75	0,00
Total	654,46	605,70	48,77
		654,46	

19. Kolom Distilasi V (D-610)

Fungsi : recovery ethanol sebagai pelarut



Komposisi Aliran <37>

No	Komponen	frac. massa	Massa (kg/h)	BM (kg/kmol)
1	α -pinene	0,00	2,95	136,23
2	Camphene	0,00	6,01	136,23
3	β -pinene	0,00	0,13	136,23
4	Carene	0,00	0,03	136,23
5	d-Limonene	0,00	5,11	136,23
6	H ₂ SO ₄	0,00	29,36	98,00
7	H ₂ O	0,35	6.244,50	18,00
8	C ₂ H ₅ OH	0,60	10.574,54	46,00
9	NaOH	0,00	0,00	40,00
10	Na ₂ SO ₄	0,05	829,12	142,00
11	α -terpineol	0,00	22,63	154,23
Total		1,00	17.714,38	

Perhitungan menggunakan metode *Short-Cut Distillation* :

1. *Light Key* adalah C₂H₅OH dan *Heavy Key* adalah H₂O
2. *Recovery Light Key* sebesar = 0,98
3. *Recovery Heavy Key* sebesar = 0,94
4. Asumsi : komponen yang lebih ringan dari *Light Key* akan 100% ke distilat dan yang lebih berat dari *Heavy Key* akan 100% ke bottom

Komponen	Feed (kmol)		Distilat (kmol)		Bottom (kmol)	
	x _F	F _i	x _D	D _i	x _B	B _i
α -pinene	0,00	0,02	0,00	0,00	0,00	0,02
Camphene	0,00	0,04	0,00	0,00	0,00	0,04
β -pinene	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Carene	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
d-Limonene	0,00	0,04	0,00	0,00	0,00	0,04
H ₂ SO ₄	0,00	0,30	0,00	0,00	0,00	0,30
H ₂ O	0,59	346,92	0,08	20,65	0,97	326,27
C ₂ H ₅ OH	0,39	229,88	0,92	225,28	0,01	4,60
NaOH	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

Na ₂ SO ₄	0,01	5,84	0,00	0,00	0,02	5,84
α -terpineol	0,00	0,15	0,00	0,00	0,00	0,15
Total	1,00	583,19	1,00	245,93	1,00	337,26

Data konstanta Antoine (P dalam kPa dan T dalam °C) :

Komponen	A	B	C	D	E	F
α -pinene	34,29	-5.963	0,00	-2,58	0,00	2,00
Camphene	73,77	-7.641	0,00	-8,62	0,00	2,00
β -pinene	104,80	-9.162	0,00	-13,28	0,00	2,00
Carene	62,30	-7.954	0,00	-6,53	0,00	6,00
d-Limonene	61,26	-7.417	0,00	-6,66	0,00	2,00
H ₂ SO ₄	7,51	-9.758	0,00	2,36	0,00	6,00
H ₂ O	65,93	-7.228	0,00	-7,18	0,00	2,00
C ₂ H ₅ OH	86,49	-7.931	0,00	-10,25	0,00	2,00
NaOH	-113,18	-4.453	0,00	17,00	0,00	2,00
Na ₂ SO ₄	7,51	-9.758	0,00	2,36	0,00	6,00
α -terpineol	62,86	-8.757	0,00	-6,53	0,00	6,00

Tekanan *saturated* dapat dihitung menggunakan Persamaan Antoine dengan trial T
Komponen referensi adalah α -terpineol (HK)

BUBBLE POINT FEED

T trial = 371,28 K 98,28 C P = 140 kPa

Komponen	x _i	P _{i sat}	K _i	y _i	α_{ij}	
α -pinene	0,00	17,77	0,13	0,00	0,19	
Camphene	0,00	16,14	0,12	0,00	0,17	
β -pinene	0,00	14,16	0,10	0,00	0,15	
Carene	0,00	9,33	0,07	0,00	0,10	
d-Limonene	0,00	9,01	0,06	0,00	0,10	
H ₂ SO ₄	0,00	0,01	0,00	0,00	0,00	
H ₂ O	0,59	94,74	0,68	0,40	1,00	HK
C ₂ H ₅ OH	0,39	212,22	1,52	0,60	2,24	LK
NaOH	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	
Na ₂ SO ₄	0,01	0,01	0,00	0,00	0,00	
α -terpineol	0,00	1,89	0,01	0,00	0,02	
Total	1,00			1,00		

DEW POINT DISTILAT

T trial = 356,54 K 83,54 C P = 112 kPa

Komponen	yi	Pi sat	Ki	xi	α_{ij}
α -pinene	0,00	10,24	0,09	0,00	0,19
Camphene	0,00	9,32	0,08	0,00	0,17
β -pinene	0,00	8,02	0,07	0,00	0,15
Carene	0,00	5,01	0,04	0,00	0,09
d-Limonene	0,00	5,04	0,05	0,00	0,09
H ₂ SO ₄	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H ₂ O	0,08	54,25	0,48	0,17	1,00
C ₂ H ₅ OH	0,92	124,09	1,11	0,83	2,29
NaOH	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Na ₂ SO ₄	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
α -terpineol	0,00	0,93	0,01	0,00	0,02
Total	1,00			1,00	

HK
LK

BUBBLE POINT BOTTOM

T trial = 381,90 K 108,90 C P = 137 kPa

Komponen	xi	Pi sat	Ki	yi	α_{ij}
α -pinene	0,00	25,67	0,19	0,00	0,19
Camphene	0,00	23,25	0,17	0,00	0,17
β -pinene	0,00	20,62	0,15	0,00	0,15
Carene	0,00	14,08	0,10	0,00	0,10
d-Limonene	0,00	13,25	0,10	0,00	0,10
H ₂ SO ₄	0,00	0,02	0,00	0,00	0,00
H ₂ O	0,97	137,32	1,00	0,97	1,00
C ₂ H ₅ OH	0,01	303,02	2,21	0,03	2,21
NaOH	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Na ₂ SO ₄	0,02	0,02	0,00	0,00	0,00
α -terpineol	0,00	3,04	0,02	0,00	0,02
Total	1,00			1,00	

HK
LK

Menghitung ulang distribusi komponen

$$\alpha_{LH} = 2,24$$

Jumlah Minimum Stage (Smith 168)

$$N_{min} = \frac{\log [r_{L,D} / (1-r_{L,D}) * r_{H,B} / (1-r_{H,B})]}{\log(\alpha_{LH})}$$

$$N_{min} = 8,25$$

1. Untuk α -pinene

$$(\alpha_{ij})_{mean} = [(a_{ij})_{top} \cdot (a_{ij})_{bottom}]^{(1/2)}$$

$$(\alpha_{ij})_{mean} = 0,1878$$

$$D_{\alpha\text{-pinene}} / B_{\alpha\text{-pinene}} = \alpha_{ij}^{(N_{\min})} * D_{H_2O} / B_{H_2O}$$

$$D_{\alpha\text{-pinene}} / B_{\alpha\text{-pinene}} = 0,0000$$

Overall balance α -Pinene :

$$F_{\alpha\text{-pinene}} = D_{\alpha\text{-pinene}} + B_{\alpha\text{-pinene}}$$

$$0,0217 = 0,0000 B_{\alpha\text{-pinene}} + B_{\alpha\text{-pinene}}$$

$$B_{\alpha\text{-pinene}} = 0,0217$$

$$D_{\alpha\text{-pinene}} = 0,0000$$

2. Untuk Champene

$$(\alpha_{ij})_{\text{mean}} = 0,17$$

$$D_{\text{champene}} / B_{\text{champene}} = 0,000$$

Overall balance champene :

$$F_{\text{champene}} = D_{\text{champene}} + B_{\text{champene}}$$

$$0,0441 = 0,0000 B_{\text{champene}} + B_{\text{champene}}$$

$$B_{\text{champene}} = 0,0441$$

$$D_{\text{champene}} = 0,0000$$

3. Untuk β -pinene

$$(\alpha_{ij})_{\text{mean}} = 0,15$$

$$D_{\alpha\text{-pinene}} / B_{\alpha\text{-pinene}} = 0,0000$$

Overall balance β -Pinene :

$$F_{\beta\text{-pinene}} = D_{\beta\text{-pinene}} + B_{\beta\text{-pinene}}$$

$$0,0010 = 0,0000 B_{\alpha\text{-pinene}} + B_{\alpha\text{-pinene}}$$

$$B_{\alpha\text{-pinene}} = 0,0010$$

$$D_{\alpha\text{-pinene}} = 0,0000$$

4 Untuk Carene

$$(\alpha_{ij})_{\text{mean}} = 0,0973$$

$$D_{\text{Carene}} / B_{\text{Carene}} = 0,0000$$

Overall balance Carene :

$$F_{\text{Carene}} = D_{\text{Carene}} + B_{\text{Carene}}$$

$$0,0002 = 0,0000 B_{\text{Carene}} + B_{\text{Carene}}$$

$$B_{\text{Carene}} = 0,0002$$

$$D_{\text{Carene}} = 0,0000$$

5 Untuk d-Limonene

$$(\alpha_{ij})_{\text{mean}} = 0,0947$$

$$D_{\text{d-Limonene}} / B_{\text{d-Limonene}} = 0,00000$$

Overall balance d-Limonene :

$$F_{\text{d-Limonene}} = D_{\text{d-Limonene}} + B_{\text{d-Limonene}}$$
$$0,0375 = 0,0000 B_{\text{d-Limonene}} + B_{\text{d-Limonene}}$$

$$B_{\text{d-Limonene}} = 0,0375$$

$$D_{\text{d-Limonene}} = 0,0000$$

6. Untuk H₂SO₄

$$(\alpha_{ij})_{\text{mean}} = 0,00$$

$$D_{\alpha\text{-pinene}} / B_{\alpha\text{-pinene}} = 0,00$$

Overall balance Asam Sulfat :

$$F_{\text{H}_2\text{SO}_4} = D_{\text{H}_2\text{SO}_4} + B_{\text{H}_2\text{SO}_4}$$
$$0,30 = 0,00 B_{\text{H}_2\text{SO}_4} + B_{\text{H}_2\text{SO}_4}$$

$$B_{\text{H}_2\text{SO}_4} = 0,30$$

$$D_{\text{H}_2\text{SO}_4} = 0,00$$

7 Untuk H₂O

$$(\alpha_{ij})_{\text{mean}} = 1,00$$

$$D_{\text{H}_2\text{O}} / B_{\text{H}_2\text{O}} = 0,06$$

Overall balance H₂O :

$$F_{\text{H}_2\text{O}} = D_{\text{H}_2\text{O}} + B_{\text{H}_2\text{O}}$$
$$346,92 = 0,06 B_{\text{H}_2\text{O}} + B_{\text{H}_2\text{O}}$$

$$B_{\text{air}} = 326,27$$

$$D_{\text{air}} = 20,65$$

8 Untuk Acetone

$$(\alpha_{ij})_{\text{mean}} = 2,25$$

$$D_{\text{Acetone}} / B_{\text{Acetone}} = 50,17$$

Overall balance acetone :

$$\begin{aligned}F_{\text{Acetone}} &= D_{\text{Acetone}} + B_{\text{Acetone}} \\229,88 &= 50,17 \quad B_{\text{d-Limonene}} + B_{\text{d-Limonene}} \\B_{\text{d-Limonene}} &= 4,49 \\D_{\text{d-Limonene}} &= 225,39\end{aligned}$$

9. Untuk NaOH

$$(\alpha_{ij})_{\text{mean}} = 0,00$$

$$D_{\text{NaOH}} / B_{\text{NaOH}} = 0,00$$

Overall balance NaOH :

$$\begin{aligned}F_{\text{NaOH}} &= D_{\text{NaOH}} + B_{\text{NaOH}} \\0,00 &= 0,00 \quad B_{\text{NaOH}} + B_{\text{NaOH}} \\B_{\text{NaOH}} &= 0,00 \\D_{\text{NaOH}} &= 0,00\end{aligned}$$

10. Untuk Na_2SO_4

$$(\alpha_{ij})_{\text{mean}} = 0,0001$$

$$D_{\text{Na}_2\text{SO}_4} / B_{\text{Na}_2\text{SO}_4} = 0,0000$$

Overall balance d-Limonene :

$$\begin{aligned}F_{\text{Na}_2\text{SO}_4} &= D_{\text{Na}_2\text{SO}_4} + B_{\text{Na}_2\text{SO}_4} \\5,84 &= 0,00 \quad B_{\text{Na}_2\text{SO}_4} + B_{\text{Na}_2\text{SO}_4} \\B_{\text{Na}_2\text{SO}_4} &= 5,84 \\D_{\text{Na}_2\text{SO}_4} &= 0,00\end{aligned}$$

11 Untuk α -terpineol

$$(\alpha_{ij})_{\text{mean}} = 0,019$$

$$D_{\alpha\text{-terpineol}} / B_{\alpha\text{-terpineol}} = 0,000$$

Overall balance champene :

$$\begin{aligned}F_{\alpha\text{-terpineol}} &= D_{\alpha\text{-terpineol}} + B_{\alpha\text{-terpineol}} \\0,15 &= 0,00 \quad B_{\alpha\text{-terpineol}} + B_{\alpha\text{-terpineol}} \\B_{\alpha\text{-terpineol}} &= 0,15 \\D_{\alpha\text{-terpineol}} &= 0,00\end{aligned}$$

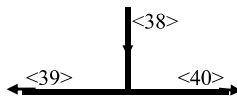
Distribusi Komponen yang baru adalah sebagai berikut

Komponen	Feed (kmol)		Distilat (kmol)		Bottom (kmol)	
	x_F	F_i	x_D	D_i	x_B	B_i
α -pinene	0,00	0,02	0,00	0,00	0,00	0,02
Camphene	0,00	0,04	0,00	0,00	0,00	0,04
β -pinene	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
3-Carene	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
d-Limonene	0,00	0,04	0,00	0,00	0,00	0,04
H ₂ SO ₄	0,00	0,30	0,00	0,00	0,00	0,30
H ₂ O	0,59	346,92	0,08	20,65	0,97	326,27
C ₂ H ₅ OH	0,39	229,88	0,92	225,39	0,01	4,49
NaOH	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Na ₂ SO ₄	0,01	5,84	0,00	0,00	0,02	5,84
α -terpineol	0,00	0,15	0,00	0,00	0,00	0,15
Total	1,00	583,19	1,00	246,03	1,00	337,15

Sehingga Neraca massa D-610 adalah

Komponen	Masuk	Keluar	
	<37> kg	<40> kg	<43> kg
α -pinene	2,95	0,00	2,95
Camphene	6,01	0,00	6,01
β -pinene	0,13	0,00	0,13
3-Carene	0,03	0,00	0,03
d-Limonene	5,11	0,00	5,11
H ₂ SO ₄	29,36	0,00	29,36
H ₂ O	6.244,50	371,61	5.872,89
C ₂ H ₅ OH	10.574,54	10.367,90	206,64
NaOH	0,00	0,00	0,00
Na ₂ SO ₄	829,12	0,00	829,12
α -terpineol	22,63	0,00	22,63
Total	17.714,38	10.739,51	6.974,86
	17.714,38	17.714,38	

20. Refluks D-610



Komposisi <40>

No	Komponen	frac. Massa	Massa (kg)	BM (kg/kmol)	Molar (kmol)
1	α -pinene	0,00	0,00	136,23	0,00
2	Camphene	0,00	0,00	136,23	0,00
3	β -pinene	0,00	0,00	136,23	0,00
4	3-Carene	0,00	0,00	136,23	0,00

5	d-Limonene	0,00	0,00	136,23	0,00
6	H ₂ SO ₄	0,00	0,00	98,00	0,00
7	H ₂ O	0,03	371,61	18,00	20,65
8	C ₂ H ₅ OH	0,97	10.367,90	46,00	225,39
9	NaOH	0,00	0,00	40,00	0,00
10	Na ₂ SO ₄	0,00	0,00	142,00	0,00
11	α -terpineol	0,00	0,00	154,23	0,00
Total		1,00	10.739,51		

Perhitungan Refluks Rasio :

$$1 - q = \sum(\alpha_i x_{if}) / (\alpha_i - \theta) \quad R_{m+1} = \sum(\alpha_i x_{iD}) / (\alpha_i - \theta)$$

q = 1 (asumsi saturated liquid)

T = 369,22 K

P = 140,00 kPa

θ = 14,00

Komponen	x _F	x _D	P _i Sat	K _i	α	$\alpha_i x_{iF} / (\alpha_i - \theta)$	$\alpha_i x_{iD} / (\alpha_i - \theta)$
α -pinene	0,00	0,00	16,50	0,12	9,60	0,00	0,00
Camphene	0,00	0,00	14,99	0,11	8,72	0,00	0,00
β -pinene	0,00	0,00	13,12	0,09	7,63	0,00	0,00
Carene	0,00	0,00	8,58	0,06	4,99	0,00	0,00
d-Limonene	0,00	0,00	8,33	0,06	4,85	0,00	0,00
H ₂ SO ₄	0,00	0,00	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00
H ₂ O	0,59	0,08	87,90	0,63	51,12	0,82	0,12
C ₂ H ₅ OH	0,39	0,92	197,50	1,41	114,86	0,45	1,04
NaOH	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Na ₂ SO ₄	0,01	0,00	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00
α -terpineol	0,00	0,00	1,72	0,01	1,00	0,00	0,00
Total	0,00	0,00				0,00	1,16

R_m + 1 = 1,16

R_m = 0,16

Asumsi R = R_m * 1,20

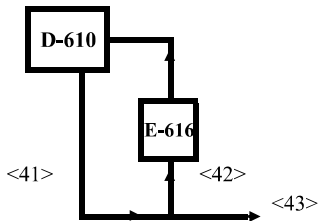
R = 0,19

Maka didapatkan neraca massa sistem :

Komponen	Masuk	Keluar	
	<38> kg	<39> kg	<40> kg
α -pinene	0,00	0,00	0,00
Camphene	0,00	0,00	0,00
β -pinene	0,00	0,00	0,00

Carene	0,00	0,00	0,00
d-Limonene	0,00	0,00	0,00
H ₂ SO ₄	0,00	0,00	0,00
H ₂ O	442,43	70,81	371,61
C ₂ H ₅ OH	12.343,58	1.975,68	10.367,90
NaOH	0,00	0,00	0,00
Na ₂ SO ₄	0,00	0,00	0,00
α-terpineol	0,00	0,00	0,00
Total	12.786,01	2.046,50	10.739,51
		12.786,01	

21. Reboiler D-610 (E-616)



Untuk mencari massa vapor yang masuk reboiler, digunakan persamaan neraca energi sebagai

$$Q_{\text{reboiler}} = \dot{V} \times (H_v - H_l)$$

$$\dot{V} = Q_{\text{reboiler}} / \lambda_s$$

dari appendiks B didapatkan

$$Q_{\text{reboiler}} = 10.784.282,55 \text{ kJ}$$

komposisi <42> = komposisi <43>

Komponen	λ (kJ/kg)	Fraksi	$\lambda * \text{fraksi}$
α-pinene	261,14	0,00	0,11
Camphene	265,12	0,00	0,23
β-pinene	275,11	0,00	0,01
Carene	276,56	0,00	0,00
d-Limonene	278,02	0,00	0,20
H ₂ SO ₄	533,91	0,00	2,25
H ₂ O	2.256,47	0,84	1.899,97
C ₂ H ₅ OH	835,42	0,03	24,75
NaOH	-819,24	0,00	0,00
Na ₂ SO ₄	368,66	0,12	43,82
α-terpineol	294,23	0,00	0,95

Total	1,00	1.972,29
-------	------	----------

sehingga λ adalah sigma dari λ komponen(i) x fraksi komponen (i) maka,

$$\lambda = 1.972,29 \text{ kJ/kg}$$

maka,

$$\bar{V} = 5.467,89 \text{ kg}$$

massa aliran $\bar{V} = <42>$

maka komposisi aliran <42> adalah

No	Komponen	frac. Massa	Massa (kg)
1	α -pinene	0,00	2,31
2	Camphene	0,00	4,71
3	β -pinene	0,00	0,10
4	Carene	0,00	0,02
5	d-Limonene	0,00	4,01
6	H ₂ SO ₄	0,00	23,02
7	H ₂ O	0,84	4.604,01
8	C ₂ H ₅ OH	0,03	162,00
9	NaOH	0,00	0,00
10	Na ₂ SO ₄	0,12	649,98
11	α -terpineol	0,00	17,74
Total		5.467,89	5.467,89

sehingga neraca massa di reboiler adalah

Komponen	Masuk	Keluar	
	<41> kg	<42> kg	<43> kg
α -pinene	5,26	2,31	2,95
Camphene	10,71	4,71	6,01
β -pinene	0,23	0,10	0,13
Carene	0,05	0,02	0,03
d-Limonene	9,12	4,01	5,11
H ₂ SO ₄	52,38	23,02	29,36
H ₂ O	10.476,90	4.604,01	5.872,89
C ₂ H ₅ OH	368,64	162,00	206,64
NaOH	0,00	0,00	0,00
Na ₂ SO ₄	1.479,09	649,98	829,12
α -terpineol	40,37	17,74	22,63
Total	12.442,76	5.467,89	6.974,86
		12.442,76	

APPENDIKS B
PERHITUNGAN NERACA PANAS

Basis = 1 jam operasi

- Asumsi yang dipakai: 1. Perubahan Energi Potensial diabaikan
2. Perubahan Energi Kinetik diabaikan
3. *Steady State System*
4. Asumsi $Q_{loss} = 0.05 Q_s$

Referensi suhu = 25 C = 298 K

$$\Delta T = (T - T_{ref})$$

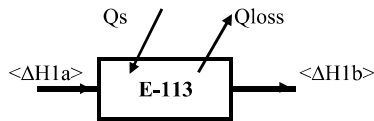
Persamaan neraca energi yang digunakan adalah

$$Q = \Delta H + (-\Delta H_{rx})$$

$$\Delta H = \Delta H_{out} - \Delta H_{in}$$

1. Preheater (E-113)

Fungsi: memanaskan Feed sebelum masuk ke distilasi D-110



Entalpi Pada aliran $\langle H_{1a} \rangle$ $T = 30,00$ C $\Delta T = 5,00$ C

No	Komponen	Massa (kg)	Cp	ΔH_{1a}
1	α -pinene	1.128,02	0,91	148.480,61
2	Camphene	39,81	1,58	9.164,00
3	β -pinene	13,27	1,67	3.217,51
4	3-Carene	132,71	1,75	33.707,14
5	d-Limonene	13,27	1,83	3.523,92
Total		1.327,08		198.093,17

Entalpi Pada aliran $\langle H_{1b} \rangle$ $T = 170,33$ C $\Delta T = 145,33$ C

No	Komponen	Massa (kg)	CP	ΔH_{1b}
1	α -pinene	1.128,02	2,19	358.204,09
2	Camphene	39,81	2,32	13.435,41
3	β -pinene	13,27	2,40	4.621,13
4	3-Carene	132,71	2,42	46.656,94
5	d-Limonene	13,27	2,44	4.710,26
Total		1.327,08		427.627,83

Neraca panas pada Preheater adalah:

$$Q = \Delta H$$

$$Q = \Delta H1b - \Delta H1a$$

$$= 229.534,66 \text{ kJ}$$

Q positif, sehingga membutuhkan pemanas

$$\Delta H1a + Qs = \Delta H1b + Qloss$$

$$Qs - 0.05 Qs = \Delta H1b - \Delta H1a$$

$$0.95 Qs = 229.534,66 \text{ kJ}$$

$$Qs = 241.615,43 \text{ kJ}$$

Steam yang digunakan adalah

$$T = 185 \text{ C}$$

$$P = 892,64 \text{ kPa}$$

$$Hv = 2.771,80 \text{ kJ/kg}$$

$$Hl = 741,10 \text{ kJ/kg}$$

Menghitung massa steam yang masuk di preheater

$$Qs = ms(Hv-Hl)$$

$$ms = Qs / (Hv-Hl)$$

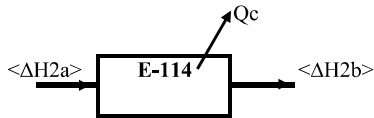
$$ms = 118,98 \text{ kg}$$

Sehingga Neraca panas dalam Preheater E-113 adalah:

Masuk <kJ>		Keluar <kJ>	
$\Delta H1a$	198.093,17	$\Delta H1b$	427.627,83
Qs	241.615,43	$Qloss$	12.080,77
439.708,60		439.708,60	

2. Condenser D-110 (E-114)

Fungsi: Mengkondensasi distilat D-110



Entalpi Pada aliran $\langle H2a \rangle$ $T = 159,64 \text{ C}$ $\Delta T = 134,64 \text{ C}$

No	Komponen	Massa (kg)	Cp	$\Delta H2a$
1	α -pinene	4.183,36	2,11	1.186.412,23
2	Camphene	113,01	2,27	34.515,41
3	β -pinene	16,33	2,34	5.151,22
4	3-Carene	3,85	2,37	1.230,02
5	d-Limonene	0,01	2,40	1,75
Total		4.316,55		1.227.310,63

Panas laten pada aliran <H2a> T = 159,64 C

No	Komponen	Massa (kg)	λ (kJ/kg)	ΔH_{2a}
1	α -pinene	4.183,36	261,14	1.092.462,87
2	Camphene	113,01	265,12	29.960,48
3	β -pinene	16,33	275,11	4.492,24
4	3-Carene	3,85	276,56	1.066,03
5	d-Limonene	0,01	278,02	1,51
Total		4.316,55		1.127.983,13

Entalpi Pada aliran <H2b> T= 158,64 C $\Delta T = 133,64$ C

No	Komponen	Massa (kg)	Cp	ΔH_{2b}
1	α -pinene	4.183,36	2,11	1.177.600,70
2	Camphene	113,01	2,27	34.259,06
3	β -pinene	16,33	2,34	5.112,97
4	3-Carene	3,85	2,37	1.220,88
5	d-Limonene	0,01	2,40	1,74
Total		4.316,55		1.218.195,34

Neraca panas pada Condenser adalah:

$$Q = \Delta H$$

$$Q = \Delta H_{2b} - \Delta H_{2a}$$

$$= -99.327,50 \text{ kJ}$$

Q negatif, sehingga membutuhkan pendingin

Menghitung kebutuhan air pendingin

$$T_{in} = 30 \text{ C}$$

$$T_{out} = 45 \text{ C}$$

$$\begin{aligned} H_{Cw \text{ in}} &= mc \times Cp \times \Delta T \\ &= mc \times 4.181 \times (30-25) \\ &= mc \quad 20,91 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_{Cw \text{ out}} &= mc \times Cp \times \Delta T \\ &= mc \times 4.181 \times (45-25) \\ &= mc \quad 83,62 \end{aligned}$$

$$Q_c = H_{Cw \text{ out}} - H_{Cw \text{ in}}$$

$$1.137.098,4 = 83,62 \text{ mc} - 20,91 \text{ mc}$$

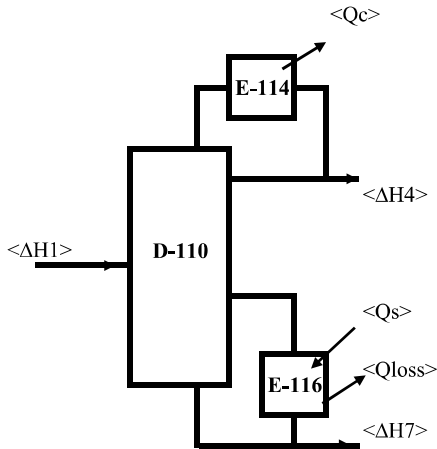
$$mc = 18.131,20 \text{ kg}$$

Sehingga Neraca panas dalam condenser E-114 adalah:

Masuk <kJ>	Keluar <kJ>
ΔH_{2a} 2.355.293,8	ΔH_{2b} 1.218.195,3
	Qc 1.137.098,4
2.355.293,76	2.355.293,76

3. Distilasi I (D-110)

Fungsi : Memisahkan α -pinene dengan kadar 97%



Neraca Panas dari Distilasi D-110 adalah

$$\Delta H1 + Qs = \Delta H4 + \Delta H7 + Qc + Qloss$$

$$H1 = 427.627,83 \text{ kJ}$$

$$Qc = 1.137.098,41 \text{ kJ}$$

Entalpi Pada aliran <4> $T = 158,64 \text{ C}$ $\Delta T = 133,64 \text{ C}$

No	Komponen	Massa (kg)	Cp	$\Delta H4$
1	α -pinene	1.105,36	2,11	311.154,37
2	Camphene	29,86	2,27	9.052,18
3	β -pinene	4,31	2,34	1.350,99
4	3-Carene	1,02	2,37	322,59
5	d-Limonene	0,00	2,40	0,46
Total		1.140,55		321.880,59

Entalpi Pada aliran <7> $T = 180,75 \text{ C}$ $\Delta T = 155,75 \text{ C}$

No	Komponen	Massa (kg)	Cp	$\Delta H7$
1	α -pinene	22,66	2,26	7.976,78
2	Camphene	9,95	2,37	3.680,97
3	β -pinene	8,96	2,45	3.414,73
4	3-Carene	131,69	2,47	50.604,91
5	d-Limonene	13,27	2,49	5.138,99
Total		186,53		70.816,39

Maka Neraca panas untuk menghitung Qs adalah $Q_{loss} = 0.05 Q_s$

$$\Delta H1 + Q_s = \Delta H4 + \Delta H7 + Q_c + Q_{loss}$$

$$0.95 Q_s = \Delta H4 + \Delta H7 + Q_c - \Delta H1$$

$$Q_s = (\Delta H4 + \Delta H7 + Q_c - \Delta H1) / 0.95$$

$$Q_s = 1.160.176,37 \text{ kJ}$$

Steam yang digunakan adalah

$$T = 195,00 \text{ C}$$

$$P = 1.412,45 \text{ kPa}$$

$$H_v = 2.787,75 \text{ kJ/kg}$$

$$H_l = 829,90 \text{ kJ/kg}$$

Menghitung massa steam yang masuk di reboiler

$$Q_s = m_s \times (H_v - H_l)$$

$$m_s = Q_s / (H_v - H_l)$$

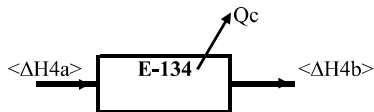
$$m_s = 592,58 \text{ kg}$$

Sehingga Neraca energi dalam distilasi D-110 adalah:

Masuk <kJ>	Keluar <kJ>
$\Delta H1$ 427.627,83	$\Delta H4$ 321.880,59
Q_s 1.160.176,37	$\Delta H7$ 70.816,39
	Q_c 1.137.098,41
	Q_{loss} 58.008,82
1.587.804,20	1.587.804,20

4. Cooler (E-134)

Fungsi: mendinginkan Distilat D-110



$$\Delta H4a = 321.880,59 \text{ kJ}$$

Entalpi Pada aliran $\Delta H4b$ $T = 40,00 \text{ C}$ $\Delta T = 15,00 \text{ C}$

No	Komponen	Massa (kg)	Cp	$\Delta H4b$
1	α -pinene	1.105,36	1,02	16.878,81
2	Camphene	29,86	1,64	734,54
3	β -pinene	4,31	1,72	111,57
4	3-Carene	1,02	1,80	27,48
5	d-Limonene	0,00	1,87	0,04
	Total	1.140,55		17.752,45

Neraca panas pada Cooler adalah:

$$\begin{aligned}
 Q &= \Delta H \\
 Q &= \Delta H_{4b} - \Delta H_{4a} \\
 &= -304.128,14 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Q negatif, sehingga membutuhkan pendingin

Menghitung kebutuhan air pendingin

$$\begin{aligned}
 T_{in} &= 30 \text{ C} \\
 T_{out} &= 45 \text{ C}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H_{Cw \text{ in}} &= mc \times C_p \times \Delta T \\
 &= mc \times 4.181 \times (30-25) \\
 &= mc \quad 20,91
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H_{Cw \text{ out}} &= mc \times C_p \times \Delta T \\
 &= mc \times 4.181 \times (45-25) \\
 &= mc \quad 83,62
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_c &= H_{Cw \text{ out}} - H_{Cw \text{ in}} \\
 304.128,14 &= 83,62 \text{ mc} - 20,91 \text{ mc} \\
 mc &= 4.849,37 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

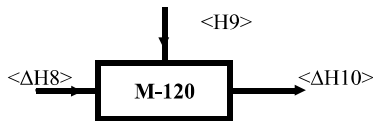
Sehingga Neraca panas dalam cooler E-134 adalah:

Masuk <kJ>		Keluar <kJ>	
ΔH_{4a}	321.880,59	ΔH_{4b}	17.752,45
		Q_c	304.128,14
	321.880,59		321.880,59

5. Mixer (M-120)

fungsi: mengencerkan H_2SO_4 dari 98% menjadi 15%

$$T_{ref} = 0^\circ C$$



neraca massa sistem M-120 adalah :

Komponen	BM	<8> kg		<9> kg		<10> kg	
		Fraksi	mass rate	Fraksi	mass rate	Fraksi	mass rate
H_2SO_4	98,00	0,98	605,35	0,00	0,00	0,25	605,35
H_2O	18,00	0,02	14,22	1,00	1.810,90	0,75	1.825,11
Total		1,00	619,56	1,00	1.810,90	1,00	2.430,46
		2.430,46				2.430,46	

Asumsi suhu aliran <8> dan <9> adalah 30°C.
 Neraca energi pada M-120 adalah

$$T_{ref} = 0^\circ\text{C}$$

$$\langle 8 \rangle \times \hat{H}_{\langle 8 \rangle} + \langle 9 \rangle \times \hat{H}_{\langle 9 \rangle} = \langle 10 \rangle \times \hat{H}_{\langle 10 \rangle}$$

Entalpi dari masing-masing aliran adalah

$$\hat{H}_{\langle 8 \rangle} (\text{wt } 97.71 \%) = -20 \text{ BTU/lbm}$$

$$\hat{H}_{\langle 9 \rangle} (\text{wt } 0 \%) = 45 \text{ BTU/lbm}$$

(Van ness Ed. 6th, hal 449)

$$1 \text{ BTU} = 1,06 \text{ kJ}$$

$$1 \text{ lbm} = 0,45 \text{ kg}$$

$$\hat{H}_{\langle 8 \rangle} (\text{wt } 97.71 \%) = -46,52 \text{ kJ/kg}$$

$$\hat{H}_{\langle 9 \rangle} (\text{wt } 0 \%) = 104,67 \text{ kJ/kg}$$

maka nilai dari $\hat{H}_{\langle 10 \rangle}$ adalah

$$\begin{aligned} \hat{H}_{\langle 10 \rangle} &= (\langle 8 \rangle \times \hat{H}_{\langle 8 \rangle} + \langle 9 \rangle \times \hat{H}_{\langle 9 \rangle}) / \langle 10 \rangle \\ &= 66,13 \text{ kJ/kg} = 28,43 \text{ BTU/lbm} \end{aligned}$$

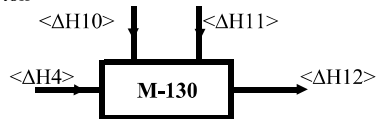
Maka, suhu <10> (wt 24.91%) adalah = 71,11 °C

(Van ness Ed. 6th, hal 449)

Masuk <kJ>		Keluar <kJ>	
ΔH_8	-28.822,27	ΔH_{10}	160.725,13
ΔH_9	189.547,40		
	160.725,13		160.725,13

6. Mixer (M-130)

Fungsi: melakukan homogenisasi antara Larutan H₂SO₄ dengan distilat D-110 dengan penambahan Aceton



Neraca massa sistem M-130 adalah sebagai berikut

Komponen	Masuk			Keluar
	<4> kg	<10> kg	<11> kg	<12> kg
α -pinene	1.105,36	0,00	0,00	1.105,36
Camphene	29,86	0,00	0,00	29,86
β -pinene	4,31	0,00	0,00	4,31
3-Carene	1,02	0,00	0,00	1,02
d-Limonene	0,00	0,00	0,00	0,00
H ₂ SO ₄	0,00	605,35	0,00	605,35

H ₂ O	0,00	1.825,11	0,00	1.825,11
C ₂ H ₅ OH	0,00	0,00	10.901,59	10.901,59
Total	1.140,55	2.430,46	10.901,59	14.472,60
	14.472,60			14.472,60

$$\Delta H4 = 17.752,45 \text{ kJ}$$

Entalpi Pada aliran <10> T= 71,11 C $\Delta T = 46,11$ C

No	Komponen	Massa (kg)	Cp	$\Delta H10$
1	H ₂ SO ₄	605,35	1,39	38.817,74
2	H ₂ O	1.825,11	4,20	353.381,58
Total		2.430,46		392.199,32

Entalpi Pada aliran <11> T= 30,00 C $\Delta T = 5,00$ C

No	Komponen	Massa (kg)	Cp	$\Delta H11$
1	C ₂ H ₅ OH	10.901,59	3,32	180.926,63
Total		10.901,59		180.926,63

$$\Delta H12 = \Delta H4 + \Delta H10 + \Delta H11$$

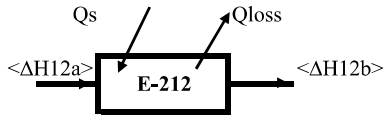
$$\Delta H12 = 590.878,40 \text{ kJ}$$

dengan hysys, didapatkan suhu keluaran adalah 37,79 C

Masuk <kJ>		Keluar <kJ>	
$\Delta H4$	17.752,45	$\Delta H12$	590.878,40
$\Delta H10$	392.199,32		
$\Delta H11$	180.926,63		
590.878,40		590.878,40	

7. Preheater (E-212)

Fungsi: memanaskan Feed sebelum masuk ke distilasi R-210



Entalpi Pada aliran $\langle H_{12a} \rangle$ $T = 30,00 \text{ C}$ $\Delta T = 5,00 \text{ C}$

No	Komponen	Massa (kg)	Cp	ΔH_{12a}
1	α -pinene	1.105,36	0,91	5.005,88
2	Camphene	29,86	1,58	236,47
3	β -pinene	4,31	1,67	35,99
4	3-Carene	1,02	1,75	8,90
5	d-Limonene	0,00	1,83	0,01
6	H_2SO_4	605,35	1,24	3.759,22
7	H_2O	1.825,11	4,01	36.593,48
8	C_2H_5OH	10.901,59	1,26	68.461,98
Total		14.472,60		114.101,93

Entalpi Pada aliran $\langle H_{12b} \rangle$ $T = 80,00 \text{ C}$ $\Delta T = 55,00 \text{ C}$

No	Komponen	Massa (kg)	Cp	ΔH_{12b}
1	α -pinene	1.105,36	1,43	87.039,45
2	Camphene	29,86	1,86	3.052,52
3	β -pinene	4,31	1,94	460,04
4	3-Carene	1,02	2,00	111,85
5	d-Limonene	0,00	2,05	0,16
6	H_2SO_4	605,35	1,40	46.640,80
7	H_2O	1.825,11	4,19	420.944,57
8	C_2H_5OH	10.901,59	1,44	863.628,91
Total		14.472,60		1.421.878,31

Neraca panas pada Preheater adalah:

$$Q = \Delta H$$

$$Q = \Delta H_{12b} - \Delta H_{12a}$$

$$= 1.307.776,38 \text{ kJ}$$

Q positif, sehingga membutuhkan pemanas

$$\Delta H_{12a} + Q_s = \Delta H_{12b} + Q_{\text{loss}}$$

$$Q_s - 0,05 Q_s = \Delta H_{12b} - \Delta H_{12a}$$

$$0,95 Q_s = 1.307.776,38 \text{ kJ}$$

$$Q_s = 1.376.606,71 \text{ kJ}$$

Steam yang digunakan adalah

$$\begin{aligned}
 T &= 94,00 \text{ C} \\
 P &= 81,46 \text{ kPa} \\
 H_v &= 2.666,60 \text{ kJ/kg} \\
 H_l &= 393,80 \text{ kJ/kg}
 \end{aligned}$$

Menghitung massa steam yang masuk di preheater

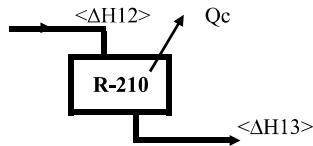
$$\begin{aligned}
 Q_s &= m_s(H_v - H_l) \\
 m_s &= Q_s / (H_v - H_l) \\
 m_s &= 605,69 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Sehingga Neraca panas dalam Preheater E-212 adalah:

Masuk <kJ>		Keluar <kJ>	
ΔH_{12a}	114.101,93	ΔH_{12b}	1.421.878,31
Q_s	1.376.606,71	Q_{loss}	68.830,34
1.490.708,65		1.490.708,65	

8. Reaktor (R-210)

Fungsi: Mereaksikan α -pinene menjadi α -terpineol dari Mixer (M-130)

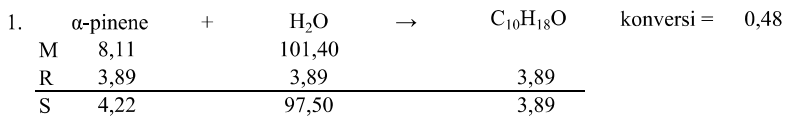


Energi Pembentukan tiap komponen

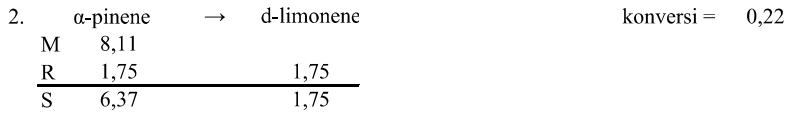
Komponen	$\Delta H_f 25 \text{ }^\circ\text{C}$
	kJ/kmol
α -pinene	28.300
Camphene	-28.600
d-Limonene	-6.400
H_2O	-241.814
α -terpineol	-217.045

Sumber: hysys

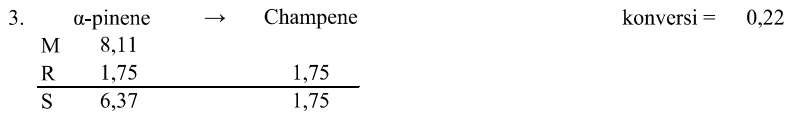
semua reaksi yang terjadi dan jumlah Entalpi pembentukannya tiap reaksi adalah sebagai berikut



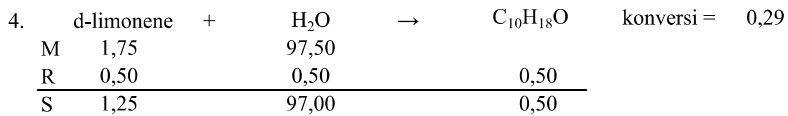
$$\begin{aligned} \Delta H_{rx1} &= \Delta H_f \text{ Produk (kJ)} - \Delta H_f \text{ Reaktan (kJ)} \\ &= -845.319,88 - (-831.567,78) = -13.752,10 \text{ kJ} \end{aligned}$$



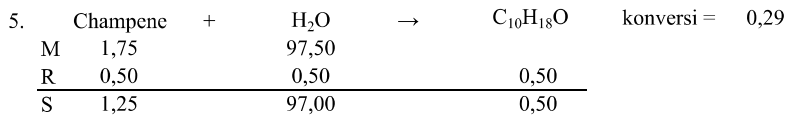
$$\Delta H_{rx2} = -11.190,70 - 49.483,88 = -60.674,58 \text{ kJ}$$



$$\Delta H_{rx3} = -50.008,45 - 49.483,88 = -99.492,33 \text{ kJ}$$



$$\Delta H_{rx4} = -108.161,32 - (-123.693,95) = 15.532,63 \text{ kJ}$$



$$\begin{aligned} \Delta H_{rx5} &= -108.161,32 - (-134.757,01) = 26.595,69 \text{ kJ} \\ \Delta H_{rx \text{ total}} &= -131.790,69 \text{ kJ} \end{aligned}$$

Entalpi Pada aliran <12> T= 80,00 °C ΔT= 55,00 °C

No	Komponen	Massa (kg)	Cp	ΔH12
1	α -pinene	1.105,36	1,43	87.039,45
2	Camphene	29,86	1,86	3.052,52
3	β -pinene	4,31	1,94	460,04
4	Carene	1,02	2,00	111,85
5	d-Limonene	0,00	2,05	0,16
6	H ₂ SO ₄	605,35	1,40	46.640,80
7	H ₂ O	1.825,11	4,19	420.944,57
8	C ₂ H ₅ OH	10.901,59	1,44	863.628,91
9	α -terpineol	0,00	2,12	0,00
Total		14.472,60		1.421.878,31

Entalpi Pada aliran <13> T= 80,00 °C ΔT = 55,00 °C

No	Komponen	Massa (kg)	Cp	ΔH13
1	α-pinene	98,38	1,43	7.746,51
2	Camphene	200,18	1,86	20.463,93
3	β-pinene	4,31	1,94	460,04
4	Carene	1,02	2,00	111,85
5	d-Limonene	170,32	2,05	19.247,85
6	H ₂ SO ₄	605,35	1,40	46.640,80
7	H ₂ O	1.737,07	4,19	400.638,00
8	C ₂ H ₅ OH	10.901,59	1,44	863.628,91
9	α-terpineol	754,39	2,12	87.962,17
Total		14.472,60		1.446.900,06

Neraca panas pada Reaktor R-210 adalah:

$$Q = \Delta H + (-\Delta H_{rx})$$

$$Q = \Delta H_{13} - \Delta H_{12} - (-\Delta H_{rx})$$

$$= -106.768,94 \text{ kJ}$$

Q negatif, sehingga
membutuhkan pendingin

Menghitung kebutuhan air pendinging

$$T_{in} = 30,00 \text{ C}$$

$$T_{out} = 45,00 \text{ C}$$

$$\begin{aligned} H \text{ Cw in} &= mc \times Cp \times \Delta T \\ &= mc \times 4.181 \times (30-25) \\ &= mc \quad 20,91 \end{aligned}$$

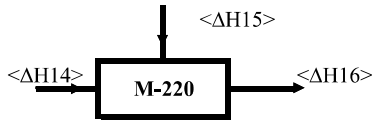
$$\begin{aligned} H \text{ Cw out} &= mc \times Cp \times \Delta T \\ &= mc \times 4.181 \times (45-25) \\ &= mc \quad 83,62 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_c &= H \text{ Cw out} - H \text{ Cw in} \\ 106.768,94 &= 83,62 \text{ mc} - 20,91 \text{ mc} \\ mc &= 1.702,45 \text{ kg} \end{aligned}$$

Masuk <kJ>	Keluar <kJ>
ΔH12 1.421.878,31	ΔH13 1.446.900,06
(-ΔHrx) 131.790,69	Qc 106.768,94
1.553.669,00	1.553.669,00

9. Mixer (M-220)

fungsi: mengencerkan NaOH dari 48% menjadi 5%



neraca massa sistem M-220 adalah :

Komponen	BM	$\langle 14 \rangle$ kg		$\langle 15 \rangle$ kg		$\langle 16 \rangle$ kg	
		Fraksi	mass rate	Fraksi	mass rate	Fraksi	mass rate
NaOH	40	0,64	469,45	0,00	0,00	0,09	469,45
H ₂ O	18	0,36	268,98	1,00	4.220,33	0,91	4.489,31
Total		1,00	738,44	1,00	4.220,33	1,00	4.958,76
		4.958,76				4.958,76	

asumsi suhu aliran $\langle 14 \rangle$ dan $\langle 15 \rangle$ adalah 30°C

T ref = 0°C

neraca energi pada M-220 adalah

$$\langle 14 \rangle \times \hat{H}_{\langle 14 \rangle} + \langle 15 \rangle \times \hat{H}_{\langle 15 \rangle} = \langle 16 \rangle \times \hat{H}_{\langle 16 \rangle}$$

Enthalpy dari masing-masing aliran adalah

$$\hat{H}_{\langle 14 \rangle} \text{ (wt 63,57 \%)} = 260 \text{ BTU/lbm}$$

$$\hat{H}_{\langle 15 \rangle} \text{ (wt 00,00 \%)} = 45 \text{ BTU/lbm} \quad (\text{van ness ed. 6, hal 452})$$

$$1 \text{ BTU} = 1,06 \text{ kJ}$$

$$1 \text{ lbm} = 0,45 \text{ kg}$$

$$\hat{H}_{\langle 14 \rangle} \text{ (wt 63,57 \%)} = 604,76 \text{ kJ/kg}$$

$$\hat{H}_{\langle 15 \rangle} \text{ (wt 00,00 \%)} = 104,67 \text{ kJ/kg}$$

maka nilai dari $\hat{H}_{\langle 16 \rangle}$ adalah

$$\hat{H}_{\langle 16 \rangle} = (\langle 14 \rangle \times \hat{H}_{\langle 14 \rangle} + \langle 15 \rangle \times \hat{H}_{\langle 15 \rangle}) / \langle 16 \rangle$$

$$= 179,14 \text{ kJ/kg} = 77,02 \text{ BTU/lbm}$$

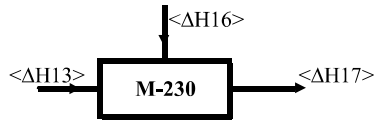
Maka, suhu $\langle 16 \rangle$ (wt 9,47%) adalah = 43,33 C

(van ness ed. 6, hal 452)

Masuk $\langle kJ \rangle$		Keluar $\langle kJ \rangle$	
ΔH_{14}	446.578,94	ΔH_{18}	888.322,70
ΔH_{15}	441.743,75		
888.322,70		888.322,70	

10. Mixer (M-230)

Fungsi: Menetralkan Produk R-210 dengan penambahan NaOH



Neraca Massa Sistem M-230 adalah:

Komponen	Masuk		Keluar
	$\langle 13 \rangle$ kg	$\langle 16 \rangle$ kg	$\langle 17 \rangle$ kg
α -pinene	98,38	0,00	98,38
Camphene	200,18	0,00	200,18
β -pinene	4,31	0,00	4,31
Carene	1,02	0,00	1,02
d-Limonene	170,32	0,00	170,32
H ₂ SO ₄	605,35	0,00	30,27
H ₂ O	1.737,07	4.489,31	6.437,63
C ₂ H ₅ OH	10.901,59	0,00	10.901,59
NaOH	0,00	469,45	0,00
Na ₂ SO ₄	0,00	0,00	833,28
α -terpineol	754,39	0,00	754,39
Total	14.472,60	4.958,76	19.431,37
	19.431,37		19.431,37

$$\Delta H_{13} = 1.446.900,06 \text{ kJ}$$

$$\Delta H_{16} = 888.322,70 \text{ kJ}$$

$$\Delta H_{17} = 2.335.222,76 \text{ kJ}$$

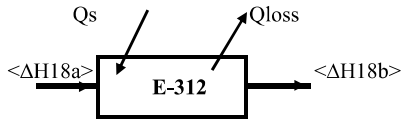
dengan hysys, didapatkan suhu keluaran adalah 37,86 °C

(asumsi suhu $\langle 13 \rangle$ sebesar 65°C)

Masuk $\langle kJ \rangle$		Keluar $\langle kJ \rangle$	
ΔH_{13}	1.446.900,06	ΔH_{17}	2.335.222,76
ΔH_{16}	888.322,70		
2.335.222,76		2.335.222,76	

11. Preheater (E-312)

Fungsi: memanaskan Feed sebelum masuk ke distilasi D-310



Entalpi pada aliran $\langle 18a \rangle$ $T = 30,00 \text{ C}$ $\Delta T = 5,00 \text{ C}$

No	Komponen	Massa (kg)	Cp	ΔH_{18a}
1	α -pinene	95,43	0,91	432,16
2	Camphene	194,17	1,58	1.537,71
3	β -pinene	4,19	1,67	34,91
4	Carene	0,99	1,75	8,63
5	d-Limonene	165,21	1,83	1.509,33
6	H_2SO_4	0,91	1,34	6,09
7	H_2O	193,13	4,22	4.078,91
8	C_2H_5OH	327,05	3,32	5.427,80
9	NaOH	0,00	4,09	0,00
10	Na_2SO_4	4,17	1,19	24,71
11	α -terpineol	731,76	1,90	6.951,73
Total		1.716,99		20.011,97

Entalpi pada aliran $\langle 18b \rangle$ $T = 108,32 \text{ C}$ $\Delta T = 83,32 \text{ C}$

No	Komponen	Massa (kg)	CP	ΔH_{18b}
1	α -pinene	95,43	1,69	13.451,87
2	Camphene	194,17	2,01	32.478,15
3	β -pinene	4,19	1,69	589,96
4	Carene	0,99	1,94	159,29
5	d-Limonene	165,21	2,18	29.988,24
6	H_2SO_4	0,91	1,43	6,50
7	H_2O	193,13	2,09	2.015,70
8	C_2H_5OH	327,05	1,71	2.790,07
9	NaOH	0,00	4,03	0,00
10	Na_2SO_4	4,17	1,29	26,77
11	α -terpineol	731,76	2,25	8.232,31
Total		1.716,99		89.738,87

Neraca panas pada Preheater adalah:

$$Q = \Delta H$$

$$Q = \Delta H_{18b} - \Delta H_{18a}$$

$$= 69.726,90 \text{ kJ}$$

Q positif, sehingga membutuhkan pemanas

$$\begin{aligned} \Delta H18a + Q_s &= \Delta H18b + Q_{loss} \\ Q_s - 0.05 Q_s &= \Delta H18b - \Delta H18a \\ 0.95 Q_s &= 69.726,90 \quad \text{kJ} \\ Q_s &= 73.396,74 \quad \text{kJ} \end{aligned}$$

Steam yang digunakan adalah

$$\begin{aligned} T &= 119 \text{ C} \\ P &= 192,36 \text{ kPa} \\ H_v &= 2.704,50 \text{ kJ/kg} \\ H_l &= 499,50 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

Menghitung massa steam yang masuk di preheater

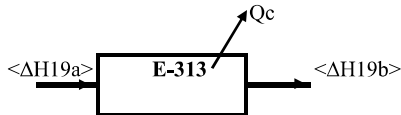
$$\begin{aligned} Q_s &= m_s(H_v - H_l) \\ m_s &= Q_s / (H_v - H_l) \\ m_s &= 33,29 \text{ kg} \end{aligned}$$

Sehingga Neraca panas dalam Preheater E-312 adalah:

Masuk <kJ>		Keluar <kJ>	
$\Delta H18a$	20.011,97	$\Delta H18b$	89.738,87
Q_s	73.396,74	Q_{loss}	3.669,84
93.408,70		93.408,70	

12. Condenser D-310 (E-313)

Fungsi: Mengkondensasi distilat D-310



Entalpi Pada aliran $\langle 19a \rangle$ $T = 127,56 \text{ C}$ $\Delta T = 102,56 \text{ C}$

No	Komponen	Massa (kg)	C_p	$\Delta H19a$
1	α -pinene	143,78	1,86	27.353,95
2	Camphene	290,47	2,11	62.747,91
3	β -pinene	6,21	2,18	1.391,03
4	Carene	1,40	2,22	319,75
5	d-Limonene	220,58	2,26	51.150,16
6	H_2SO_4	0,00	1,45	0,00
7	H_2O	293,65	2,03	61.014,11
8	C_2H_5OH	497,28	1,77	90.197,12
9	NaOH	0,00	4,03	0,00
10	Na_2SO_4	0,00	1,31	0,00
11	α -terpineol	55,63	2,34	13.351,35
Total		1.509,01		307.525,39

Panas laten pada aliran <19a> T = 127,56 C ΔT = 102,56 C

No	Komponen	Massa (kg)	λ (kJ/kg)	ΔH19a
1	α-pinene	143,78	261,14	37.546,40
2	Camphene	290,47	265,12	77.010,97
3	β-pinene	6,21	275,11	1.709,47
4	Carene	1,40	276,56	388,07
5	d-Limonene	220,58	278,02	61.325,28
6	H ₂ SO ₄	0,00	533,91	0,00
7	H ₂ O	293,65	2.256,47	662.620,82
8	C ₂ H ₅ OH	497,28	835,42	415.438,91
9	NaOH	0,00	-819,24	0,00
10	Na ₂ SO ₄	0,00	368,66	0,00
11	α-terpineol	55,63	294,23	16.368,92
Total		1.509,01		1.272.408,85

Entalpi Pada aliran <19b> T= 126,56 C ΔT = 101,56 C

No	Komponen	Massa (kg)	Cp	ΔH19b
1	α-pinene	143,78	1,86	27.087,24
2	Camphene	290,47	2,11	62.136,09
3	β-pinene	6,21	2,18	1.377,47
4	Carene	1,40	2,22	316,64
5	d-Limonene	220,58	2,26	50.651,43
6	H ₂ SO ₄	0,00	1,45	0,00
7	H ₂ O	293,65	2,03	60.419,21
8	C ₂ H ₅ OH	497,28	1,77	89.317,67
9	NaOH	0,00	4,03	0,00
10	Na ₂ SO ₄	0,00	1,31	0,00
11	α-terpineol	55,63	2,34	13.221,17
Total		1.509,01		304.526,92

Neraca panas pada Condenser adalah:

$$Q = \Delta H$$

$$Q = \Delta H_{19b} - \Delta H_{19a}$$

$$= -1.275.407,33 \text{ kJ}$$

Q negatif, sehingga membutuhkan pendingin

Menghitung kebutuhan air pendingin

$$T_{in} = 30,00 \text{ C}$$

$$T_{out} = 45,00 \text{ C}$$

$$H \text{ Cw in} = mc \times Cp \times \Delta T$$

$$= mc \times 4.181 \times (30-25)$$

$$= mc \quad 20,91$$

$$\begin{aligned}
 H_{Cw\ out} &= mc \times C_p \times \Delta T \\
 &= mc \times 4.181 \times (45-25) \\
 &= mc \quad 83,62
 \end{aligned}$$

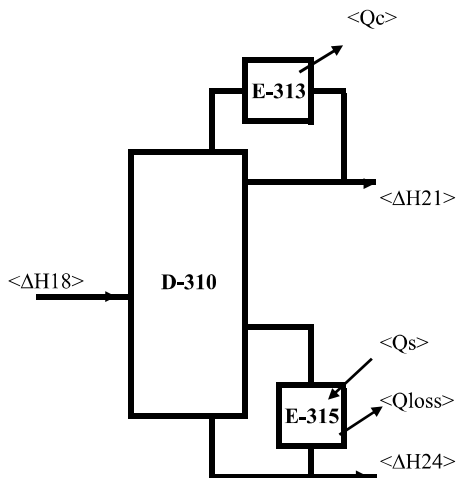
$$\begin{aligned}
 Q_c &= H_{Cw\ out} - H_{Cw\ in} \\
 1.275.407,33 &= 83,62 \quad mc - 20,91 \quad mc \\
 mc &= 20.336,56 \quad kg
 \end{aligned}$$

Sehingga Neraca panas dalam condenser E-313 adalah:

Masuk <kJ>	Keluar <kJ>
ΔH_{19a} 1.579.934,25	ΔH_{19b} 304.526,92
	Q_c 1.275.407,33
1.579.934,25	1.579.934,25

13. Distilasi II (D-310)

Fungsi : Pemurnian α -terpineol dengan kadar 95%



Neraca Panas dari Distilasi D-310 adalah

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{18} + Q_s &= \Delta H_{21} + \Delta H_{24} + Q_c + Q_{loss} \\
 \Delta H_{18} &= 89.738,87 \quad kJ \\
 Q_c &= 1.275.407,33 \quad kJ
 \end{aligned}$$

Entalpi Pada aliran <21> T= 126,56 C ΔT = 101,56 C

No	Komponen	Massa (kg)	Cp	ΔH21
1	α-pinene	94,56	1,86	17.814,57
2	Camphene	191,04	2,11	40.865,29
3	β-pinene	4,09	2,18	905,93
4	Carene	0,92	2,22	208,24
5	d-Limonene	145,07	2,26	33.312,13
6	H ₂ SO ₄	0,00	1,45	0,00
7	H ₂ O	193,13	2,03	39.736,14
8	C ₂ H ₅ OH	327,05	1,77	58.741,91
9	NaOH	0,00	4,03	0,00
10	Na ₂ SO ₄	0,00	1,31	0,00
11	α-terpineol	36,59	2,34	8.695,22
Total		992,44		200.279,43

Entalpi Pada aliran <24> T= 232,55 C ΔT = 207,55 C

No	Komponen	Massa (kg)	Cp	ΔH24
1	α-pinene	0,87	2,16	388,96
2	Camphene	3,13	2,19	1.424,26
3	β-pinene	0,10	2,23	45,61
4	Carene	0,07	2,23	30,17
5	d-Limonene	20,14	2,24	9.342,37
6	H ₂ SO ₄	0,91	1,55	291,97
7	H ₂ O	0,00	1,97	0,27
8	C ₂ H ₅ OH	0,00	2,09	0,02
9	NaOH	0,00	4,12	0,00
10	Na ₂ SO ₄	4,17	1,41	1.218,58
11	α-terpineol	695,17	2,89	416.969,88
Total		724,55		429.712,12

Maka Neraca panas Untuk menghitung Qs adalah

$$\Delta H_{18} + Q_s = \Delta H_{21} + \Delta H_{24} + Q_c + Q_{loss}$$

$$0,95 Q_s = \Delta H_{21} + \Delta H_{24} + Q_c - \Delta H_{18}$$

$$Q_s = (\Delta H_{21} + \Delta H_{24} + Q_c - \Delta H_{18}) / 0,95$$

$$Q_s = 1.911.221,06 \text{ kJ}$$

Steam yang digunakan adalah

$$T = 248,00 \text{ C}$$

$$P = 3.844,90 \text{ kPa}$$

$$H_v = 2.801,00 \text{ kJ/kg}$$

$$H_l = 1.076,10 \text{ kJ/kg}$$

Menghitung massa steam yang masuk di reboiler

$$Q_s = m_s \times (H_v - H_l)$$

$$m_s = Q_s / (H_v - H_l)$$

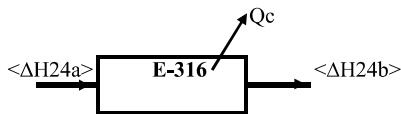
$$m_s = 1.108,02 \text{ kg}$$

Sehingga Neraca energi dalam distilasi D-310 adalah:

Masuk <kJ>		Keluar <kJ>	
ΔH_{18}	89.738,87	ΔH_{21}	200.279,43
Q_s	1.911.221,06	ΔH_{24}	429.712,12
		Q_c	1.275.407,33
		Q_{loss}	95.561,05
	2.000.959,93		2.000.959,93

14. Cooler (E-316)

Fungsi: mendinginkan produk bottom D-310



$$\Delta H_{24a} = 429.712,12 \text{ kJ}$$

Entalpi Pada aliran ΔH_{24b} $T = 40,00 \text{ C}$ $\Delta T = 15,00 \text{ C}$

No	Komponen	Massa (kg)	C_p	ΔH_{24b}
1	α -pinene	0,87	0,91	11,79
2	Camphene	3,13	1,58	74,44
3	β -pinene	0,10	1,67	2,46
4	Carene	0,07	1,75	1,71
5	d-Limonene	20,14	1,83	551,95
6	H_2SO_4	0,91	1,34	18,26
7	H_2O	0,00	4,22	0,04
8	C_2H_5OH	0,00	3,32	0,00
9	NaOH	0,00	4,09	0,00
10	Na_2SO_4	4,17	1,19	74,12
11	α -terpineol	695,17	1,90	19.812,42
	Total	724,55		20.547,20

Neraca panas pada Condenser adalah:

$$Q = \Delta H$$

$$Q = \Delta H_{24b} - \Delta H_{24a}$$

$$= -409.164,92 \text{ kJ}$$

Q negatif, sehingga membutuhkan pendingin

Menghitung kebutuhan air pendinging

$$T_{in} = 30,00 \text{ C}$$

$$T_{out} = 45,00 \text{ C}$$

$$\begin{aligned} H_{Cw \text{ in}} &= mc \times C_p \times \Delta T \\ &= mc \times 4.181 \times (30-25) \\ &= mc \quad 20,91 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_{Cw \text{ out}} &= mc \times C_p \times \Delta T \\ &= mc \times 4.181 \times (45-25) \\ &= mc \quad 83,62 \end{aligned}$$

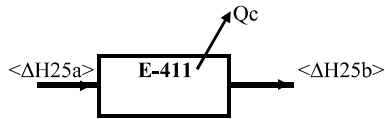
$$\begin{aligned} Q_c &= H_{Cw \text{ out}} - H_{Cw \text{ in}} \\ 409.164,92 &= 83,62 \text{ mc} - 20,91 \text{ mc} \\ mc &= 6.524,20 \text{ kg} \end{aligned}$$

Sehingga Neraca panas dalam cooler E-316 adalah:

Masuk <kJ>		Keluar <kJ>	
ΔH_{24a}	429.712,12	ΔH_{24b}	20.547,20
		Q_c	409.164,92
429.712,12		429.712,12	

15. Condenser D-410 (E-411)

Fungsi: Mengkondensasi distilat D-410



Entalpi Pada aliran <25a> T= 164,06 C $\Delta T = 139,06$ C

No	Komponen	Massa (kg)	Cp	ΔH_{25a}
1	α -pinene	76,28	2,14	22.690,98
2	Camphene	31,43	2,29	10.011,16
3	β -pinene	21,05	2,36	6.924,35
4	3-Carene	17,80	2,39	5.916,53
5	d-Limonene	0,02	2,42	7,10
Total		146,58		45.550,12

Panas laten pada aliran <25a> T = 164,06 C

No	Komponen	Massa (kg)	λ (kJ/kg)	ΔH_{25a}
1	α -pinene	76,28	261,14	19.919,83
2	Camphene	31,43	265,12	8.332,37
3	β -pinene	21,05	275,11	5.792,40
4	3-Carene	17,80	276,56	4.922,61
5	d-Limonene	0,02	278,02	5,87
Total		146,58		38.973,08

Entalpi Pada aliran <25b> T= 163,06 C $\Delta T = 138,06$ C

No	Komponen	Massa (kg)	Cp	ΔH_{25b}
1	α -pinene	76,28	2,14	22.527,81
2	Camphene	31,43	2,29	9.939,17
3	β -pinene	21,05	2,36	6.874,56
4	3-Carene	17,80	2,39	5.873,99
5	d-Limonene	0,02	2,42	7,04
Total		146,58		45.222,57

Neraca panas pada Condenser adalah:

$$Q = \Delta H$$

$$Q = \Delta H_{25b} - \Delta H_{25a}$$

$$= -39.300,63 \text{ kJ}$$

Q negatif, sehingga membutuhkan pendingin

Menghitung kebutuhan air pendingin

$$T_{in} = 30 \text{ C}$$

$$T_{out} = 45 \text{ C}$$

$$\begin{aligned}
 H_{Cw\ in} &= mc \times Cp \times \Delta T \\
 &= mc \times 4.181 \times (30-25) \\
 &= mc \quad 20,91
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H_{Cw\ out} &= mc \times Cp \times \Delta T \\
 &= mc \times 4.181 \times (45-25) \\
 &= mc \quad 83,62
 \end{aligned}$$

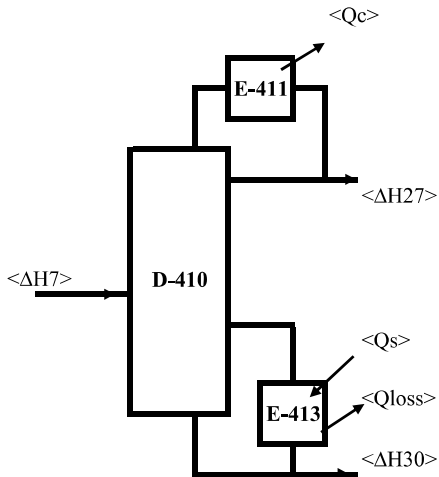
$$\begin{aligned}
 Q_c &= H_{Cw\ out} - H_{Cw\ in} \\
 39.300,63 &= 83,62 \text{ mc} - 20,91 \text{ mc} \\
 mc &= 626,65 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Sehingga Neraca panas dalam condenser E-411 adalah:

Masuk <kJ>		Keluar <kJ>	
ΔH_{25a}	84.523,20	ΔH_{25b}	45.222,57
		Q_c	39.300,63
84.523,20		84.523,20	

16. Distilasi III (D-410)

Fungsi : Pemurnian Carene tahap 1



Neraca Panas dari Distilasi D-410 adalah

$$\Delta H_7 + Q_s = \Delta H_{27} + \Delta H_{30} + Q_c + Q_{loss}$$

$$Q_c = 39.300,63 \text{ kJ}$$

Entalpi Pada aliran <7> T= 181,75 C ΔT = 156,75 C

No	Komponen	Massa (kg)	Cp	ΔH7
1	α-pinene	22,66	2,27	8.054,48
2	Camphene	9,95	2,38	3.712,89
3	β-pinene	8,96	2,45	3.444,04
4	3-Carene	131,69	2,47	51.030,51
5	d-Limonene	13,27	2,49	5.181,34
Total		186,53		71.423,26

Entalpi Pada aliran <27> T= 164,06 C ΔT = 139,06 C

No	Komponen	Massa (kg)	Cp	ΔH27
1	α-pinene	22,57	2,14	6.715,32
2	Camphene	9,30	2,29	2.962,77
3	β-pinene	6,23	2,36	2.049,24
4	3-Carene	5,27	2,39	1.750,98
5	d-Limonene	0,01	2,42	2,10
Total		43,38		13.480,42

Entalpi Pada aliran <30> T= 183,92 C ΔT = 158,92 C

No	Komponen	Massa (kg)	Cp	ΔH30
1	α-pinene	0,09	2,28	32,17
2	Camphene	0,65	2,39	247,67
3	β-pinene	2,73	2,46	1.066,96
4	3-Carene	126,42	2,48	49.861,22
5	d-Limonene	13,26	2,50	5.269,32
Total		143,15		56.477,35

Maka Neraca panas Untuk menghitung Qs adalah $Q_{loss} = 0.05 Q_s$

$$\Delta H7 + Q_s = \Delta H27 + \Delta H30 + Q_c + Q_{loss}$$

$$0.95 Q_s = \Delta H27 + \Delta H30 + Q_c - \Delta H7$$

$$Q_s = (\Delta H27 + \Delta H30 + Q_c - \Delta H7) / 0.95$$

$$Q_s = 39.826,46 \text{ kJ}$$

Steam yang digunakan adalah

$$T = 200 \text{ C}$$

$$P = 1.554,90 \text{ kPa}$$

$$H_v = 2.790,90 \text{ kJ/kg}$$

$$H_l = 852,40 \text{ kJ/kg}$$

Menghitung massa steam yang masuk di reboiler

$$Q_s = m_s \times (H_v - H_l)$$

$$m_s = Q_s / (H_v - H_l)$$

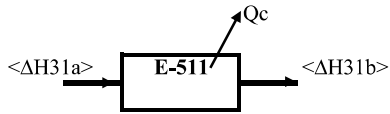
$$m_s = 20,54 \text{ kg}$$

Sehingga Neraca energi dalam distilasi D-410 adalah:

Masuk <kJ>		Keluar <kJ>	
$\Delta H7$	71.423,26	$\Delta H27$	13.480,42
Qs	39.826,46	$\Delta H30$	56.477,35
		Qc	39.300,63
		Qloss	1.991,32
111.249,72		111.249,72	

18. Condenser D-510 (E-511)

Fungsi: Mengkondensasi distilat D-510



Entalpi pada aliran $\langle 31a \rangle$ $T = 175,35 \text{ C}$ $\Delta T = 150,35 \text{ C}$

No	Komponen	Massa (kg)	Cp	ΔH_{31a}
1	α -pinene	0,44	2,22	145,60
2	Camphene	3,20	2,35	1.128,66
3	β -pinene	13,29	2,42	4.837,69
4	3-Carene	554,41	2,44	203.580,78
5	d-Limonene	12,39	2,46	4.587,93
Total		583,72		214.280,67

Panas laten pada aliran $\langle 31a \rangle$ $T = 175,35 \text{ C}$

No	Komponen	Massa (kg)	λ (kJ/kg)	ΔH_{31a}
1	α -pinene	0,44	261,14	113,85
2	Camphene	3,20	265,12	847,87
3	β -pinene	13,29	275,11	3.656,30
4	3-Carene	554,41	276,56	153.330,94
5	d-Limonene	12,39	278,02	3.443,66
Total		583,72		161.392,63

Entalpi Pada aliran $\langle 31b \rangle$ $T = 174,35 \text{ C}$ $\Delta T = 149,35 \text{ C}$

No	Komponen	Massa (kg)	Cp	ΔH_{31b}
1	α -pinene	0,44	2,22	144,64
2	Camphene	3,20	2,35	1.121,15
3	β -pinene	13,29	2,42	4.805,51
4	3-Carene	554,41	2,44	202.226,73
5	d-Limonene	12,39	2,46	4.557,42
Total		583,72		212.855,44

Neraca panas pada Condenser adalah:

$$Q = \Delta H$$

$$Q = \Delta H_{31b} - \Delta H_{31a}$$

$$= -162.817,85 \text{ kJ} \quad Q \text{ negatif, sehingga membutuhkan pendingin (Eksoterm)}$$

Menghitung kebutuhan air pendinging

$$T_{in} = 30 \text{ C}$$

$$T_{out} = 45 \text{ C}$$

$$\begin{aligned} H_{Cw \text{ in}} &= mc \times C_p \times \Delta T \\ &= mc \times 4.181 \times (30-25) \\ &= mc \times 20,91 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_{Cw \text{ out}} &= mc \times C_p \times \Delta T \\ &= mc \times 4.181 \times (45-25) \\ &= mc \times 83,62 \end{aligned}$$

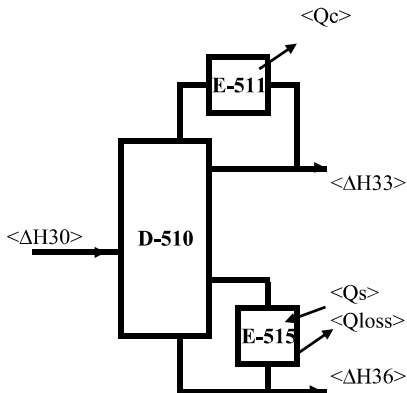
$$\begin{aligned} Q_c &= H_{Cw \text{ out}} - H_{Cw \text{ in}} \\ 162.817,85 &= 83,62 \text{ mc} - 20,91 \text{ mc} \\ mc &= 2.596,15 \text{ kg} \end{aligned}$$

Sehingga Neraca panas dalam condenser E-511 adalah:

Masuk <kJ>		Keluar <kJ>	
ΔH_{31a}	375.673,29	ΔH_{31b}	212.855,44
		Q_c	162.817,85
	375.673,29		375.673,29

19. Distilasi IV (D-510)

Fungsi : Pemurnian Carene tahap 2



Neraca Panas dari Distilasi D-510 adalah

$$\Delta H_{30} + Q_s = \Delta H_{33} + \Delta H_{36} + Q_c + Q_{loss}$$

$$Q_c = 162.817,85 \text{ kJ}$$

Entalpi Pada aliran <30> T= 184,84 C ΔT= 159,84 C

No	Komponen	Massa (kg)	Cp	ΔH30
1	α-pinene	0,09	2,28	32,37
2	Camphene	0,65	2,39	249,17
3	β-pinene	2,73	2,46	1.073,42
4	3-Carene	126,42	2,48	50.162,09
5	d-Limonene	13,26	2,50	5.301,00
Total		143,15		56.818,06

Entalpi Pada aliran <33> T= 175,35 C ΔT= 150,35 C

No	Komponen	Massa (kg)	Cp	ΔH33
1	α-pinene	0,09	2,22	29,62
2	Camphene	0,65	2,35	229,62
3	β-pinene	2,70	2,42	984,22
4	3-Carene	112,79	2,44	41.418,10
5	d-Limonene	2,52	2,46	933,41
Total		118,76		43.594,97

Entalpi Pada aliran <36> T= 187,21 C ΔT= 162,21 C

No	Komponen	Massa (kg)	Cp	ΔH36
1	α-pinene	0,00	2,31	0,01
2	Camphene	0,00	2,41	0,53
3	β-pinene	0,02	2,48	8,58
4	3-Carene	13,63	2,50	5.520,31
5	d-Limonene	10,74	2,51	4.381,28
Total		24,39		9.910,71

Maka Neraca panas Untuk menghitung Qs adalah $Q_s = 0.05 Q_{loss}$

$$\Delta H_{30} + Q_s = \Delta H_{33} + \Delta H_{36} + Q_c + Q_{loss}$$

$$0.95 Q_s = \Delta H_{33} + \Delta H_{36} + Q_c - \Delta H_{30}$$

$$Q_s = (\Delta H_{33} + \Delta H_{36} + Q_c - \Delta H_{30}) / 0.95$$

$$Q_s = 167.900,49 \text{ kJ}$$

Steam yang digunakan adalah

$$T = 202 \text{ C}$$

$$P = 1.621,00 \text{ kPa}$$

$$H_v = 2.792,10 \text{ kJ/kg}$$

$$H_l = 861,40 \text{ kJ/kg}$$

Menghitung massa steam yang masuk di reboiler

$$Q_s = m_s \times (H_v - H_l)$$

$$m_s = Q_s / (H_v - H_l)$$

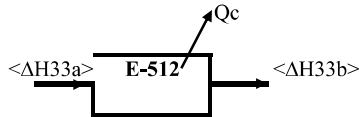
$$m_s = 86,96 \text{ kg}$$

Sehingga Neraca energi dalam distilasi D-510 adalah:

Masuk <kJ>		Keluar <kJ>	
ΔH_{30}	56.818,06	ΔH_{33}	43.594,97
Q_s	167.900,49	ΔH_{36}	9.910,71
		Q_c	162.817,85
		Q_{loss}	8.395,02
224.718,55		224.718,55	

20. Cooler (E-512)

Fungsi: mendinginkan Carene



$H_{33a} = 43.594,97 \text{ kJ}$

Entalpi Pada aliran $33b$ $T = 40,00 \text{ C}$ $\Delta T = 15,00 \text{ C}$

No	Komponen	Massa (kg)	C_p	ΔH_{33b}
1	α -pinene	0,09	0,91	1,21
2	Camphene	0,65	1,58	15,46
3	β -pinene	2,70	1,67	67,66
4	3-Carene	112,79	1,75	2.957,03
5	d-Limonene	2,52	1,83	69,07
Total		118,76		3.110,43

Neraca panas pada Cooler adalah:

$$Q = \Delta H$$

$$Q = \Delta H_{33b} - \Delta H_{33a}$$

$$= -40.484,54 \text{ kJ}$$

Q negatif, sehingga membutuhkan pendingin (Eksoterm)

Menghitung kebutuhan air pendingin

$T_{in} = 30 \text{ C}$

$T_{out} = 45 \text{ C}$

$$H_{Cw \text{ in}} = mc \times C_p \times \Delta T$$

$$= mc \times 4.181 \times (30-25)$$

$$= mc \ 20,91$$

$$H_{Cw \text{ out}} = mc \times C_p \times \Delta T$$

$$= mc \times 4.181 \times (45-25)$$

$$= mc \ 83,62$$

$$Q_c = H_{Cw \text{ out}} - H_{Cw \text{ in}}$$

$$40.484,54 = 83,62 \ mc - 20,91 \ mc$$

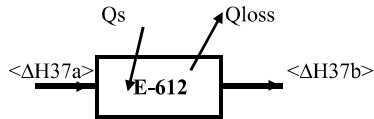
$$mc = 645,53 \ \text{kg}$$

Sehingga Neraca panas dalam cooler E-512 adalah:

Masuk <kJ>		Keluar <kJ>	
ΔH_{33a}	43.594,97	ΔH_{33b}	3.110,43
		Qc	40.484,54
43.594,97		43.594,97	

21. Preheater (E-613)

Fungsi: memanaskan Feed sebelum masuk ke distilasi D-310



Entalpi Pada aliran $\langle 37a \rangle$ $T = 30,00 \text{ C}$ $\Delta T = 5,00 \text{ C}$

No	Komponen	Massa (kg)	Cp	ΔH_{37a}
1	α -pinene	2,95	0,91	13,37
2	Camphene	6,01	1,58	47,56
3	β -pinene	0,13	1,67	1,08
4	Carene	0,03	1,75	0,27
5	d-Limonene	5,11	1,83	46,68
6	H ₂ SO ₄	29,36	1,34	196,79
7	H ₂ O	6.244,50	4,22	131.884,66
8	C ₂ H ₅ OH	10.574,54	3,32	175.498,83
9	NaOH	0,00	4,09	0,00
10	Na ₂ SO ₄	829,12	1,19	4.916,71
11	α -terpineol	22,63	1,90	215,00
Total		17.714,38		312.820,95

Entalpi Pada aliran $\langle 37b \rangle$ $T = 98,28 \text{ C}$ $\Delta T = 73,28 \text{ C}$

No	Komponen	Massa (kg)	Cp	ΔH_{37b}
1	α -pinene	2,95	1,60	346,56
2	Camphene	6,01	1,96	860,41
3	β -pinene	0,13	2,03	19,29
4	Carene	0,03	2,08	4,67
5	d-Limonene	5,11	2,13	799,38
6	H ₂ SO ₄	29,36	1,42	3.057,43
7	H ₂ O	6.244,50	4,20	1.919.990,27
8	C ₂ H ₅ OH	10.574,54	1,67	1.296.540,33
9	NaOH	0,00	4,04	0,00
10	Na ₂ SO ₄	829,12	1,27	77.376,49
11	α -terpineol	22,63	2,20	3.648,59
Total		17.714,38		3.302.643,43

Neraca panas pada Preheater adalah:

$$Q = \Delta H$$

$$Q = \Delta H_{37b} - \Delta H_{37a}$$

$$= 2.989.822,48 \text{ kJ}$$

Q positif, sehingga membutuhkan pemanas

$$\begin{aligned} \Delta H_{37a} + Q_s &= \Delta H_{37b} + Q_{\text{loss}} \\ Q_s - 0.05 Q_s &= \Delta H_{37b} - \Delta H_{37a} \\ 0.95 Q_s &= 2.989.822,48 \text{ kJ} \\ Q_s &= 3.147.181,55 \text{ kJ} \end{aligned}$$

Steam yang digunakan adalah

$$\begin{aligned} T &= 109 \text{ C} \\ P &= 140,50 \text{ kPa} \\ H_v &= 2.681,20 \text{ kJ/kg} \\ H_l &= 452,10 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

menghitung msassa steam yang masuk di preheater

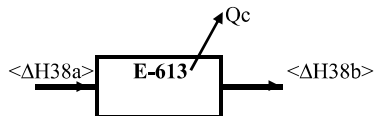
$$\begin{aligned} Q_s &= m_s \times (H_v - H_l) \\ m_s &= Q_s / (H_v - H_l) \\ m_s &= 1.411,86 \text{ kg} \end{aligned}$$

Sehingga Neraca panas dalam Preheater E-612 adalah:

Masuk <kJ>		Keluar <kJ>	
ΔH_{37a}	312.820,95	ΔH_{37b}	3.302.643,43
Q_s	3.147.181,55	Q_{loss}	157.359,08
3.460.002,50		3.460.002,50	

22. Condenser D-610 (E-313)

Fungsi: Mengkondensasi distilat D-610



Entalpi Pada aliran $\langle H_{38a} \rangle$ $T = 83,54 \text{ C}$ $\Delta T = 58,54 \text{ C}$

No	Komponen	Massa (kg)	C_p	ΔH_{38a}
1	α -pinene	0,00	1,46	0,00
2	Camphene	0,00	1,88	0,00
3	β -pinene	0,00	1,96	0,00
4	Carene	0,00	2,01	0,00
5	d-Limonene	0,00	2,07	0,00
6	H ₂ SO ₄	0,00	1,40	0,00
7	H ₂ O	442,43	4,19	108.574,39
8	C ₂ H ₅ OH	12.343,58	1,62	1.172.487,90
9	NaOH	0,00	4,05	0,00
10	Na ₂ SO ₄	0,00	1,26	0,00
11	α -terpineol	0,00	2,13	0,00
Total		12.786,01		1.281.062,29

Panas laten pada aliran <H40a> T = 83,54 C ΔT = 58,54 C

No	Komponen	Massa (kg)	λ (kJ/kg)	ΔH40a
1	α-pinene	0,00	261,14	0,00
2	Camphene	0,00	265,12	0,00
3	β-pinene	0,00	275,11	0,00
4	Carene	0,00	276,56	0,00
5	d-Limonene	0,00	278,02	0,00
6	H2SO4	0,00	533,91	0,00
7	H2O	442,43	2.256,47	998.325,94
8	C2H5OH	12.343,58	835,42	10.312.121,43
9	NaOH	0,00	-819,24	0,00
10	Na2SO4	0,00	368,66	0,00
11	α-terpineol	0,00	294,23	0,00
Total		12.786,01		11.310.447,36

Entalpi Pada aliran <H38b> T= 82,54 C ΔT = 57,54 C

No	Komponen	Massa (kg)	Cp	ΔH38b
1	α-pinene	0,00	1,46	0,00
2	Camphene	0,00	1,88	0,00
3	β-pinene	0,00	1,96	0,00
4	Carene	0,00	2,01	0,00
5	d-Limonene	0,00	2,07	0,00
6	H2SO4	0,00	1,40	0,00
7	H2O	442,43	4,19	106.719,54
8	C2H5OH	12.343,58	1,62	1.152.457,56
9	NaOH	0,00	4,05	0,00
10	Na2SO4	0,00	1,26	0,00
11	α-terpineol	0,00	2,13	0,00
Total		12.786,01		1.259.177,10

Neraca panas pada Condenser adalah:

$$Q = \Delta H$$

$$Q = \Delta H_{38b} - \Delta H_{38a}$$

$$= -11.332.332,55 \text{ kJ}$$

Q negatif, sehingga membutuhkan pendingin (Eksoterm)

Menghitung kebutuhan air pendinging

$$T_{in} = 30 \text{ C}$$

$$T_{out} = 45 \text{ C}$$

$$H \text{ Cw in} = m \times C_p \times \Delta T$$

$$= m \times 4.181 \times (30-25)$$

$$= m \quad 20,91$$

$$\begin{aligned}
 H_{Cw\ out} &= m \times C_p \times \Delta T \\
 &= m \times 4,181 \times (45-25) \\
 &= m \times 83,62
 \end{aligned}$$

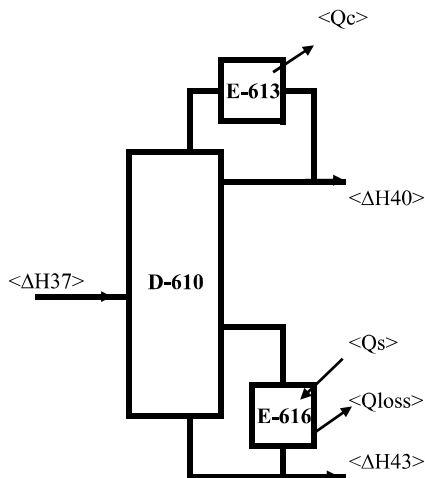
$$\begin{aligned}
 Q_c &= H_{Cw\ out} - H_{Cw\ in} \\
 11.332.332,5 &= 83,62 \ m - 20,91 \ m \\
 m &= 180.695,73 \ \text{kg}
 \end{aligned}$$

Sehingga Neraca panas dalam condenser E-613 adalah:

Masuk <kJ>		Keluar <kJ>	
ΔH_{38a}	12.591.509,7	ΔH_{38b}	1.259.177,10
		Q_c	11.332.332,5
	12.591.509,65		12.591.509,65

23. Distilasi I (D-610)

Fungsi : Memurnikan ethanol dengan kadar 96%



Neraca Panas dari Distilasi D-610 adalah

$$\Delta H_{37} + Q_s = \Delta H_{40} + \Delta H_{43} + Q_c + Q_{loss}$$

$$\Delta H_{37} : 3.302.643 \ \text{kJ}$$

$$Q_c = 11.332.333 \ \text{kJ}$$

Entalpi Pada aliran <40> T= 82,54 C ΔT= 57,54 C

No	Komponen	Massa (kg)	Cp	ΔH40
1	α-pinene	0,00	1,46	0,00
2	Camphene	0,00	1,88	0,00
3	β-pinene	0,00	1,96	0,00
4	Carene	0,00	2,01	0,00
5	d-Limonene	0,00	2,07	0,00
6	H2SO4	0,00	1,40	0,00
7	H2O	371,61	4,19	89.638,27
8	C2H5OH	10.367,90	1,62	967.997,99
9	NaOH	0,00	4,05	0,00
10	Na2SO4	0,00	1,26	0,00
11	α-terpineol	0,00	2,13	0,00
Total		10.739,51		1.057.636,26

Entalpi Pada aliran <43> T= 108,90 C ΔT= 83,90 C

No	Komponen	Massa (kg)	Cp	ΔH43
1	α-pinene	2,95	1,69	418,93
2	Camphene	6,01	2,01	1.011,46
3	β-pinene	0,13	1,69	18,37
4	Carene	0,03	1,94	4,96
5	d-Limonene	5,11	2,18	933,91
6	H2SO4	29,36	1,43	3.527,12
7	H2O	5.872,89	2,09	1.028.572,80
8	C2H5OH	206,64	1,71	29.582,11
9	NaOH	0,00	4,03	0,00
10	Na2SO4	829,12	1,29	89.400,95
11	α-terpineol	22,63	2,25	4.272,43
Total		6.974,86		1.157.743,04

Maka Neraca Massa Untuk menghitung Qs adalah

$$\Delta H_{37} + Q_s = \Delta H_{40} + \Delta H_{43} + Q_c + Q_{loss}$$

$$0,95 Q_s = \Delta H_{40} + \Delta H_{43} + Q_c - H_{37}$$

$$Q_s = (\Delta H_{40} + \Delta H_{43} + Q_c - \Delta H_{37}) / 0,95$$

$$Q_s = 10.784.282,55 \text{ kJ}$$

Steam yang digunakan adalah

$$T = 124,00 \text{ C}$$

$$P = 225,04 \text{ kPa}$$

$$H_v = 2.711,60 \text{ kJ/kg}$$

$$H_l = 520,70 \text{ kJ/kg}$$

Menghitung massa steam yang masuk di reboiler

$$Q_s = m_s \times (H_v - H_l)$$

$$m_s = Q_s / (H_v - H_l)$$

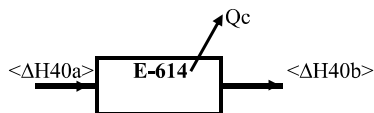
$$m_s = 4.922,31 \text{ kg}$$

Sehingga Neraca energi dalam distilasi D-610 adalah:

Masuk <kJ>	Keluar <kJ>
ΔH_{37} 3.302.643,43	ΔH_{40} 1.057.636,26
Q_s 10.784.282,6	ΔH_{43} 1.157.743,04
	Q_c 11.332.332,5
	Q_{loss} 539.214,13
14.086.925,98	14.086.925,98

24. Cooler (E-614)

Fungsi: mendinginkan distilat (ethanol) D-610



$$\Delta H_{40a} = 1.057.636,26 \text{ kJ}$$

Entalpi Pada aliran ΔH_{40b} $T = 40,00 \text{ C}$ $\Delta T = 15,00 \text{ C}$

No	Komponen	Massa (kg)	C_p	ΔH_{40b}
1	α -pinene	0,00	0,91	0,00
2	Camphene	0,00	1,58	0,00
3	β -pinene	0,00	1,67	0,00
4	Carene	0,00	1,75	0,00
5	d-Limonene	0,00	1,83	0,00
6	H ₂ SO ₄	0,00	1,34	0,00
7	H ₂ O	371,61	4,22	23.545,60
8	C ₂ H ₅ OH	10.367,90	3,32	516.207,93
9	NaOH	0,00	4,09	0,00
10	Na ₂ SO ₄	0,00	1,19	0,00
11	α -terpineol	0,00	1,90	0,00
Total		10.739,51		539.753,53

Neraca panas pada Cooler adalah:

$$Q = \Delta H$$

$$Q = \Delta H_{40b} - \Delta H_{40a}$$

$$= -517.882,74 \text{ kJ}$$

Q negatif, sehingga membutuhkan pendingin (Eksoterm)

Menghitung kebutuhan air pendinging

$$T_{in} = 30,00 \text{ C}$$

$$T_{out} = 45,00 \text{ C}$$

$$\begin{aligned} H_{Cw \text{ in}} &= mc \times C_p \times \Delta T \\ &= mc \times 4.181 \times (30-25) \\ &= mc \quad 20,91 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_{Cw \text{ out}} &= mc \times C_p \times \Delta T \\ &= mc \times 4.181 \times (45-25) \\ &= mc \quad 83,62 \end{aligned}$$

$$Q_c = H_{Cw \text{ out}} - H_{Cw \text{ in}}$$

$$517.882,74 = 83,62 \text{ mc} - 20,91 \text{ mc}$$

$$\text{mc} = 8.257,72 \text{ kg}$$

Sehingga Neraca panas dalam cooler E-614 adalah:

Masuk <kJ>		Keluar <kJ>	
ΔH_{40a}	1.057.636,26	ΔH_{40b}	539.753,53
		Q_c	517.882,74
1.057.636,26		1.057.636,26	

APPENDIKS C
PERHITUNGAN SPESIFIKASI ALAT

1. Kolom Distilasi (D-110)

Fungsi : memisahkan α -pinene dengan kadar 97% dari terpenin

Tipe : *Sieve-tray*

Dari data neraca massa pada Appendiks A, diketahui :

- a. Feed
 - Rate = 1327,08 kg/h
 - Temperatur = 170,33 °C
 - Tekanan = 140 kPa
- b. Distilat
 - Rate = 1140,55 kg/h
 - Temperatur = 159,64 °C
 - Tekanan = 112 kPa
- c. Bottom
 - Rate = 186,53 kg/h
 - Temperatur = 180,75 °C
 - Tekanan = 137 kPa

Dari perhitungan neraca massa pada Appendiks A, didapat nilai R, Rm, dan N min:

$$R = 2,785$$

$$\frac{R}{R + 1} = 0,736$$

$$R_m = 2,321$$

$$\frac{R_m}{R_m + 1} = 0,699$$

$$N \text{ min} = 22$$

- Menentukan jumlah plate aktual

Jumlah plate aktual dapat ditentukan dengan korelasi *Erbar-Maddox*. (Geankoplis hal. 688)
Dengan nilai R/(R+1) sebagai sumbu y, ditarik garis ke garis Rm/(Rm+1), didapatkan sumbu x
yaitu nilai Nm/N :

$$N_m/N = 0,55$$

sehingga didapatkan nilai N teoritis sebesar :

$$N = 41 \text{ plate}$$

- Menentukan efisiensi plate

Effisiensi plate (Eo) dapat ditentukan menggunakan korelasi *O'Connell* sebagai berikut :

$$E_o = 51 - 32,5 (\log \alpha \mu) \quad (\text{Coulson hal. 550})$$

Dari neraca massa telah didapatkan :

Bagian Distilat :

$$\alpha_D = 1,129$$

$$\alpha_{av} = (\alpha_D \alpha_B)^{0,5} = 1,134$$

$$\mu = 0,33 \text{ cP}$$

$$E_o = 64,87 \%$$

Bagian Bottom :

$$\alpha_B = 1,140$$

sehingga N aktual dapat ditentukan sebagai berikut :

$$N \text{ aktual} = \frac{N \text{ teoritis}}{E_o} = \frac{41}{64,87\%} = 63$$

- **Menentukan letak masuk *feed***

Penentuan letak *feed* dapat dilakukan menggunakan (Geankoplis hal. 687) metode Kirkbride's sebagai berikut :

$$\log (N_e/N_s) = 0.206 \log [(x_{HF} / x_{LF}) (B/D) (x_{LW} / x_{HD})^2]$$

$$x_{HF} = 0,03$$

$$x_{LB} = 0,121$$

$$x_{LF} = 0,85$$

$$x_{HD} = 0,026$$

$$B = 1,369 \text{ kmol}$$

$$D = 8,372 \text{ kmol}$$

$$\log \frac{N_e}{N_s} = 0,206 \log \left[\left(\frac{0,03}{0,85} \right) \left(\frac{1,37}{8,37} \right) \left(\frac{0,121}{0,026} \right) \right]$$

$$\log \frac{N_e}{N_s} = -0,32384$$

$$\frac{N_e}{N_s} = 0,474$$

$$N_e = 0,474 N_s$$

$$N_e + N_s = N \text{ teoritis}$$

$$0,474 N_s + N_s = 41$$

$$N_s = 28$$

$$N_e = 13$$

Jadi letak masuk *feed* adalah 13 plate dari atas.

- **Menentukan Diameter Kolom**

Untuk menentukan besar diameter kolom, perlu dibandingkan antara diameter kolom perhitungan pada Top dan Bottom.

Hasil yang lebih besar akan diambil sebagai nilai diameter kolom.

a. Menentukan Laju Uap berdasarkan *Tower Cross Section*

TOP

Berikut data yang diperlukan :

Data	Top
Vapor Rate (kg/h)	4316,55
Liquid Rate (kg/h)	3176,00
Vapor Density (kg/m ³)	4,257
Liquid Density (kg/m ³)	725,445
Surface Tension (dyne/cm)	12,15

Top Vapor adalah laju uap keluar kolom menuju kondensor, sedangkan *Top Liquid* adalah laju liquid masuk kolom hasil refluk

BOTTOM

Berikut data yang diperlukan :

Data	Bottom
Vapor Rate (kg/h)	4232,45
Liquid Rate (kg/h)	4418,99
Vapor Density (kg/m ³)	5,222
Liquid Density (kg/m ³)	732,258
Surface Tension (dyne/cm)	12,01

Bottom Vapor adalah laju uap masuk kolom dari reboiler, sedangkan *Bottom Liquid* adalah laju liquid keluar kolom menuju reboiler

Perhitungan menentukan laju uap v_c dapat menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$e_w = 0,22 \left(\frac{73}{\sigma} \right) \left(\frac{v_c}{S'} \right) \quad (\text{Ludwig hal. 96})$$

$$S' = S_t - 1,5 \quad (\text{in})$$

Keterangan :

- e_w = *weight liquid entrained/unit weight of vapor flowing in sieve tray*
- σ = *liquid surface tension, dyne/cm*
- v_c = *vapor velocity based on column cross-section, ft/s*
- S_t = *tray spacing, inch*
- S' = *effective tray spacing, distances between top of foam and next plate above, inch*

$$S_t = 9 \text{ in} = 0,229 \text{ m}$$

$$S' = 9,00 - 1,5 = 7,5 \text{ in}$$

$$\sigma = 12,15 \text{ dyne/cm}$$

$$e_w = 0,05 \text{ lbs liquid/lb vapor}$$

$$0,05 = 0,22 \left(\frac{73}{12,15} \right) \left(\frac{v_c}{7,5} \right)$$

$$v_c = 0,2836 \text{ ft/s}$$

$$S_t = 9 \text{ in} = 0,229 \text{ m}$$

$$S' = 9,00 - 1,5 = 7,5 \text{ in}$$

$$\sigma = 12,01 \text{ dyne/cm}$$

$$e_w = 0,05 \text{ lbs liquid/lb vapor}$$

$$0,05 = 0,22 \left(\frac{73}{12,01} \right) \left(\frac{v_c}{7,5} \right)$$

$$v_c = 0,2805 \text{ ft/s}$$

b. Menentukan Diameter Kolom

Perhitungan diameter kolom menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$D = \left[\frac{4 V}{\pi v_c} \right]^{0,5} \quad (\text{Ludwig hal. 96})$$

Keterangan :

- v_c = *vapor velocity based on column cross-section, ft/s*
- V = *maximum vapor volumetric rate, ft³/s*

$$\begin{array}{l}
 v_c = 0,2836 \text{ ft/s} \\
 V = 0,281666 \text{ m}^3/\text{s} = 9,947 \text{ ft}^3/\text{s} \\
 D = \left[\frac{4}{\pi} \left(\frac{9,947}{0,284} \right) \right]^{0,5} \\
 D = 6,684 \text{ ft} = 80,21 \text{ in}
 \end{array}
 \quad \left| \quad
 \begin{array}{l}
 v_c = 0,2805 \text{ ft/s} \\
 V = 0,22512 \text{ m}^3/\text{s} = 7,95 \text{ ft}^3/\text{s} \\
 D = \left[\frac{4}{\pi} \left(\frac{7,950}{0,280} \right) \right]^{0,5} \\
 D = 6,009 \text{ ft} = 72,11 \text{ in}
 \end{array}$$

Maka diambil diameter *top* sebagai diameter kolom karena nilainya lebih besar.

- **Menentukan Tekanan Desain Kolom**

$$P_{\text{operasi}} = 124,5 \text{ kPa} = 18,06 \text{ psi}$$

$$P_{\text{desain}} = 1,1 \quad P_{\text{operasi}} = 19,86 \text{ psi}$$

- **Menentukan Tebal Kolom**

a. Tebal bagian *shell*

Digunakan bahan konstruksi yang terbuat dari *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Pengelasan berupa *double welded butt joint*.

Efisiensi pengelasan, E = 0,8 (Brownell & Young, hal. 254)

Faktor korosi, C = 0,1250 (Brownell & Young, hal. 89)

Allowable stress, f = 12500 psi (Brownell & Young, hal. 251)

$$ts = \frac{P_d \times ID}{2 \times (f \times E - 0,6 \times P_d)} + C$$

ts = tebal bagian silinder (in)

P_d = tekanan desain bejana (lb/in^2)

ID = diameter dalam bejana silinder (in)

f = *allowable stress* (lb/in^2)

E = faktor pengelasan

C = faktor korosi (in)

$$ts = \frac{19,86 \times 80,21}{2 \times (12500 \times 0,8 - 0,6 \times 19,86)} + 0,1250$$

$$ts = 0,205 \text{ in}$$

$$ts = \frac{3,28}{16} \approx \frac{5}{16} = 0,313 \text{ in}$$

Dari nilai ts, maka dapat ditentukan besar *outside diameter* (OD) :

$$OD = ID + (2 \times ts)$$

$$OD = 80,84 \text{ in} \approx 84 \text{ in}$$

b. Tebal tutup atas

Tutup atas berupa *elliptical*.

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

$$t_{ha} = \frac{P_d \times ID \times V}{2 (f \times E - 0,1 P_d)} + C$$

dengan $V = 1/6 \times (2 + (a/b)^2)$

Dengan nilai $r = 84 \text{ in}$ dan $ID = 83 \text{ in}$, maka nilai $rc/d = 1,007$ sehingga nilai a/b dapat ditentukan pada Tabel 8.1 buku Brownell & Young : $a/b = 2,3$
Maka $V = 1,215$

$$t_{ha} = \frac{19,86 \times 83 \times 1,215}{2 (12500 \times 0,8 - 0,1 \times 19,86)} + 0,125$$

$$t_{ha} = 0,226$$

$$t_{ha} = \frac{3,61}{16} \approx \frac{5}{16} = 0,313 \text{ in}$$

c. Tebal tutup bawah

Tutup bawah berupa *elliptical* sehingga tebal tutup bawah t_{hb} sama besar dengan t_{ha} .

$$t_{hb} = 0,313 \text{ in}$$

- Menentukan Tinggi Kolom

a. Tinggi bagian *shell*

Tinggi bagian *shell* dapat ditentukan dengan cara sebagai berikut :

Tinggi bagian *shell*, $L = \text{jumlah spacing} \times \text{tray spacing}$

$$L = 560 \text{ in}$$

b. Tinggi bagian atas dan bawah

$$h_a = h_b = 0,169 \times OD$$

$$h_a = h_b = 14,2 \text{ in}$$

Spesifikasi Alat	
Nama Alat	Kolom Distilasi 1
Kode Alat	D-110
Fungsi	Pemurnian α -pinene menjadi 96%
Tipe Plate	Sieve trays
Kapasitas	1.327,08 kg/h
Konstruksi	
Diameter	2,13 m
Jumlah Tray	63
Tray Spacing	0,15 m
Tebal Shell	1/3 inch
Tinggi	14,94 m
Bahan Konstruksi	Carbon Steel SA 283 Grade C
Jumlah	1

2. Tangki Terpentin (F-111)

Fungsi : tempat menampung minyak terpentin

Tipe : berbentuk silinder dengan tutup atas berupa *Standard Dished Head* dan tutup bawah berupa *Conical* 120°C

Dasar Perancangan

$$\text{Suhu} = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 86 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Tekanan} = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psia}$$

$$\text{Kapasitas} = 1327,08 \text{ kg/jam}$$

$$\rho \text{ terpentin} = 866,07 \text{ kg/m}^3 = 0,031 \text{ lb/in}^3$$

Pengelasan berupa *double welded butt joint*.

Efisiensi pengelasan, E = 0,8 (Brownell & Young, hal. 254)

Faktor korosi, C = 0,0625 (Brownell & Young, hal. 89)

Material yang digunakan adalah *Carbon Steel SA 283 Grade C*.

Allowable stress, f = 12650 psi (Brownell & Young, hal. 251)

Tutup atas dan tutup bawah berbentuk *standard dished head*.

Volume terpentin = 0,8 Volume tangki

- Menentukan Volume Tangki

$$\begin{aligned} \text{Volumetric Rate} &= \text{mass rate terpentin} / \rho \text{ terpentin} \\ &= 1,5323 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 54,1053 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Direncanakan tangki menampung terpentin untuk kebutuhan sel ϵ = 6 hari = 144 jam

$$\begin{aligned} \text{Volume terpentin selama 6 hari} &= \text{volumetric rate} \text{ terpentin} \times \text{waktu tinggal} \\ &= 7791,16 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume terpentin selama 6 hari} &= 0,8 \text{ Volume Tangki} \\ 7791,16 &= 0,8 \text{ Volume Tangki} \\ \text{Volume Tangki} &= 9738,95 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

- Menentukan Dimensi Tangki

$$\begin{aligned} \text{Asumsi : } L_s/D_i &= 1,5 \\ L_s &= 1,5 D_i \\ \alpha &= 120 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume Tangki} &= \text{Volume tutup bawah} + \text{Volume silinder} + \text{Volume tutup atas} \\ 9738,95 &= (\pi / 24 \text{ tg } \alpha/2) + (\pi D_i^2 L_s/4) + 0,0847 D_i^3 \\ 9738,95 &= 0,4088 D_i^3 + 1,1775 D_i^3 + 0,0847 D_i^3 \\ 9738,95 &= 1,6710 D_i^3 \\ D_i^3 &= 5828,21 \\ D_i &= 18,00 \text{ ft} = 216 \text{ inch} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tangki, } L_s &= 1,5 D_i \\ L_s &= 26,99 \text{ ft} = 324 \text{ inch} \end{aligned}$$

- Mencari tinggi liquid dalam tangki :

$$\begin{aligned} \text{Volume liquid} &= \text{Volume tutup bawah} + \text{Volume silinder} \\ 7791,16 &= 0,4088 \text{ Di}^3 + (\pi \text{ Di}^2 \text{ H}_{\text{liquid}}/4) \\ 7791,16 &= 2382,58651 + 254,23 \text{ H}_{\text{liquid}} \\ \text{H}_{\text{liquid}} &= 21,27 \text{ ft} = 255 \text{ inch} \end{aligned}$$

- Menentukan Tekanan Desain Bejana

$$\begin{aligned} P_{\text{operasi}} &= 14,7 \text{ psia} \\ P_{\text{total}} &= P_{\text{hidrostatik}} + P_{\text{operasi}} \\ &= (\rho g \text{ H}_{\text{liquid}} / gc) + 14,7 \\ &= 0,055 + 14,7 \\ &= 14,76 \text{ psi} \end{aligned}$$

P_{desain} diambil 5% lebih besar dari P_{total}

$$\begin{aligned} P_{\text{desain}} &= 1.05 \times P_{\text{total}} \\ &= 15,49 \text{ psi} \end{aligned}$$

- Menentukan Tebal Tangki

$$t_s = \frac{P_d \times D_i}{2 \times (f \times E - 0.6 \times P_d)} + C \quad (\text{Brownell \& Young, hal. 254})$$

- t_s = tebal bagian silinder (inch)
- P_d = tekanan desain bejana (lb/inch²)
- D_i = diameter dalam bejana silinder (inch)
- f = allowable stress (lb/inch²)
- E = faktor pengelasan
- c = faktor korosi

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{15,49 \times 216}{2 \times (12650 \times 0,8 - 0,6 \times 15,49)} + 0,0625 \\ t_s &= 0,228 \text{ inch} \approx 0,25 \text{ inch (standarisasi)} \end{aligned}$$

Check :

$$\begin{aligned} D_o &= D_i + 2 t_s \\ &= 216 + (2 \times 0,25) \\ &= 216,45 \text{ inch} \end{aligned}$$

D_o standarisasi = 228 inch

sehingga koreksi terhadap D_i menjadi :

$$\begin{aligned} D_i &= D_o - 2 t_s \\ &= 228 - (2 \times 0,25) \\ D_i &= 227,5 \text{ in} = 18,96 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L_s &= 1,5 D_i \\ L_s &= 28,44 \text{ ft} = 341,25 \text{ inch} \end{aligned}$$

Tinggi liquid dalam tangki :

Volume liquid = Volume tutup bawah + Volume silinder

$$7791,16 = 0,4088 D_i^3 + (\pi D_i^2 H_{\text{liquid}}/4)$$

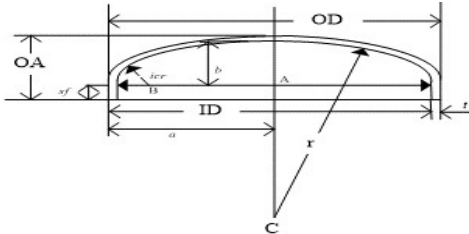
$$7791,16 = 2786 + 282,14 H_{\text{liquid}}$$

$$5005,59 = 282,14 H_{\text{liquid}}$$

$$H_{\text{liquid}} = 17,74 \text{ ft} = 212,90 \text{ inch}$$

Tebal tutup atas

Tutup atas berupa *standard dished head*.



$$r_c = 228 \text{ in}$$

r_c = Do jika standar dishead

$$t_{ha} = \frac{0,885 \times Pd \times r_c}{(f \times E - 0,1 Pd)} + C$$

dimana :

t_{ha} = tebal tutup atas (in)

Pd = tekanan desain bejana (lb/in^2)

r_c = *crown radius* (in) untuk *standard dished head*, *crown radius* sama dengan D_i

f = *allowable stress* (lb/in^2)

E = faktor pengelasan

C = faktor korosi

$$t_{ha} = \frac{0,885 \times 15,49 \times 228}{(12650 \times 0,80 - 0,1 \times 15,49)} + 0,0625$$

$$= 0,217 \text{ inch}$$

$$t_{ha} = \frac{3,47}{16} \approx \frac{4}{16} = 0,250 \text{ inch}$$

Tebal tutup atas standard = 0,250 inch

Dari Brownell & Young, hal 88 Tabel 5.6, didapatkan dimensi tutup atas :

Standard Straight Flange (sf) = 3,00 inch

Inside Corner Radius (icr) = 13,75 inch

Tinggi tutup atas *standard dished head* (ha) = 0,169 x Do (Kusnarjo, 2010)

$$ha = 38,53 \text{ inch}$$

Tebal tutup bawah

Tutup bawah berupa *Conical* 120°

$$t_{hb} = \frac{Pd \times Di}{2 \cos \alpha (f \times E - 0.6 Pd)} + C$$

$$t_{hb} = \frac{15,493 \times 227,50}{1,63 \times (10120 - 9,3)} + 0,0625$$

$$t_{hb} = 0,21 \text{ inch} \approx 0,25 \text{ inch}$$

$$\begin{aligned} hb &= Do / (2 \times \tan (\alpha/2)) \\ &= 216,45 / 3,46 \\ &= 62,56 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{maka tinggi total Tangki adalah} &= hb + Ls + ha \\ &= 442,34 \text{ inch} \end{aligned}$$

Perhitungan diameter Nozzle

$$\text{Rate solution masuk} = 2.926,2 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Rate Volumetrik} = 0,0150 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\rho \text{ larutan} = 866,07 \text{ kg/m}^3 = 54,07 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Viskositas larutan} = 1,59 \text{ cP} = 0,00107 \text{ lb/ft.s}$$

Dicoba dengan menetapkan jenis aliran turbulenti

Dari Peter and Timmerhouse edisi V, hal 501 persamaan 15 didapatkan persamaan :

$$\begin{aligned} Di_{\text{optimum}} &= 3,9 \times Qf^{0.45} \times \rho^{0.13} \\ &= 3,9 \times 0,0150 \text{ ft}^3/\text{s}^{0.45} \times 54,1 \text{ lbm/ft}^3^{0.13} \\ &= 0,99 \text{ inch} \end{aligned}$$

Dipilih pipa 1 in Schedule 40 (tabel 11, Kern hal 844)

dimana :

$$Do = 1,32 \text{ inch}$$

$$= 0,11 \text{ ft}$$

$$Di = 1,049 \text{ inch}$$

$$= 0,09 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Flow area} &= 0,864 \text{ inch}^2 \\ &= 0,0060 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Perhitungan N_{Re}

$$N_{Re} = \frac{\rho \times Di \times V}{\mu}$$

$$\begin{aligned} \text{dimana : } V &= \frac{\text{rate volumetrik}}{\text{luas area}} \\ &= \frac{0,0150 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,0060 \text{ ft}^2} = 2,50 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

sehingga

$$N_{Re} = \frac{54,1 \text{ lb/ft}^3 \times 0,09 \text{ ft} \times 2,50 \text{ ft/s}}{0,00107 \text{ lb/ft.s}}$$

$$= 11.091,66 \text{ (Aliran turbulen, maka asumsi benar)}$$

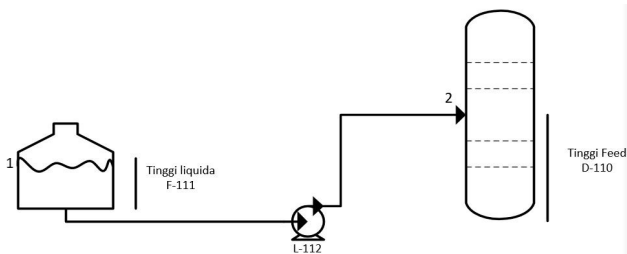
Dengan demikian diambil diameter nozzle inlet = 1,049 inch

Spesifikasi Alat :	
Nama Alat	: Turpentine Oil Storage
Kode Alat	: F-111
Fungsi	: Sebagai tempat penyimpanan minyak terpentin
Bentuk	: Tangki silinder, tutup atas berbentuk <i>Standard Dished Head</i> dan tutup bawah berbentuk <i>Conical 120°</i>
Shell	
Bahan konstruksi	= Carbon Steel SA 283 Grade C.
Diameter	= 19,00 ft = 5,7912 m
Tinggi	= 36,86 ft = 11,2355 m
Tinggi tutup atas	= 38,53 inch = 0,9787 m
Tinggi tutup bawah	= 62,56 inch = 1,5890 m
Tebal tutup atas	= 0,250 inch = 0,0064 m
Tebal tutup bawah	= 0,250 inch = 0,0064 m
Nozzle inlet Di	= 1,049 inch = 0,0266 m
Jumlah	= 1 buah

3. Pompa (L-112)

Fungsi: Memompa terpentin dari F-111 ke D-110

Tipe: Pompa Sentrifugal



$$\begin{aligned} \text{massrate} &= 1327,08 \text{ kg/h} = 2926,21 \text{ lb/h} & T &= 30 \text{ C} \\ \rho &= 866,07 \text{ kg/m}^3 = 54,13 \text{ lb/ft}^3 \\ \mu &= 1,586 \text{ cp} = 0,001067 \text{ lb/ft.s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{flowrate} = Q &= \text{massrate} / \rho = 1,5323 \text{ m}^3/\text{h} = 54,059 \text{ ft}^3/\text{h} \\ &= 0,015 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 5,613 \text{ gpm} \end{aligned}$$

Menentukan Jenis Pipa yang Digunakan

Asumsi Aliran Turbulen

$$\begin{aligned} ID &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 0,151 \times 1,680 \\ &= 0,9905 \text{ inch} \end{aligned}$$

dipilih pipe 1 in sch 40

$$\begin{aligned} ID &= 1,049 \text{ in} = 0,0874 \text{ ft} \\ OD &= 1,32 \text{ in} = 0,1100 \text{ ft} \\ A &= 0,864 \text{ in}^2 = 0,0060 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q/A &= v \\ v &= 2,503 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$N_{re} = \frac{ID \times v \times \rho}{\mu} = \frac{11,843}{0,001067} = 11095,02$$

Perhitungan Friksi pada Pipa

1. Sudden Contraction loss

$$\begin{aligned} K_c &= 0,55 \times (1 - A_2/A_1) \\ K_c &= 0,55 \times 1 \\ &= 0,55 \end{aligned}$$

A1 = luas permukaan tangki

A2 = flow area pipa

maka asumsi $A_1 \gg A_2$ sehingga $A_1/A_2 = 0$

$$\alpha = 1 \quad (\text{Aliran turbulen})$$

$$g_c = 32,17 \text{ lbf}\cdot\text{ft}/\text{lbf}\cdot\text{s}^2$$

$$h_c = \frac{K_c \times v^2}{2 \alpha g_c}$$

eq 2.10-16 (Geankoplis, 98)

$$h_c = \frac{0,55 \times 6,264}{2 \times 1 \times 32,17}$$

$$= 0,053538 \text{ ft}\cdot\text{lbf}/\text{lbfm}$$

2. Straight Pipe Friction

$$ID = 0,087 \text{ ft}$$

$$N_{Re} = 11095,02$$

$$\varepsilon = 4,6E-05 \text{ m} = 1,51E-04 \text{ ft}$$

Figure 2.10-3 (Geankoplis)

$$\varepsilon/D = 0,00173$$

$$f = 0,008$$

Panjang pipa dari tangki F-111 ke kolom D-110

$$10 \text{ m} = 32,808 \text{ ft}$$

$$F_f = \frac{4f \times \Delta L \times v^2}{ID \times 2 g_c}$$

eq 2.10-6 (Geankoplis, 93)

$$= \frac{0,032 \times 32,808 \times 6,264}{0,087 \times 2 \times 32,17}$$

$$= 1,1691 \text{ ft}\cdot\text{lbf}/\text{lbfm}$$

3. Losses in fittings and valves

$$1 \text{ buah gate valve (wide open)} \quad K_f = 0,17$$

Tabel 2.10-1 (Geankoplis, 99)

$$3 \text{ buah elbow } 90^\circ \quad K_f = 3 \times 0,75$$

$$\text{Total } K_f = 2,42$$

$$h_f = \frac{K_f \times v^2}{2 g_c}$$

eq 2.10-17 (Geankoplis, 94)

$$= \frac{2,42 \times 6,264}{2 \times 32,174}$$

$$= 0,236 \text{ ft}\cdot\text{lbf}/\text{lbfm}$$

4. Sudden Enlargement losses

A1 = flow area pipa

A2 = luas permukaan kolom

$$K_{ex} = (1 - A1/A2)^2$$

$$= 1$$

maka asumsi $A2 \gg A1$ sehingga $A1/A2 = 0$

$$\begin{aligned}
 h_{ex} &= \frac{K_{ex} \times v^2}{2 \alpha g c} && \text{eq 2.10-15 (Geankoplis, 98)} \\
 &= \frac{1 \times 6,264}{2 \times 1 \times 32,17} \\
 &= 0,097 \text{ ft.lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

Total Friksi pada Pompa adalah

$$\begin{aligned}
 \Sigma F &= h_c + F_f + h_f + h_{ex} \\
 &= 1,5555 \text{ ft.lbf/lbm} = 4,6494 \text{ J/kg}
 \end{aligned}$$

Mechanical Energy Balance

$$-W_s = (P_2 - P_1) / \rho + (Z_2 - Z_1) + (V_2^2 - V_1^2) / 2\alpha + \Sigma F \quad \text{eq 2.7-28 (Geankoplis, 103)}$$

Ws di anggap keluar

$P_2 =$	140000	Pa	
$P_1 =$	101325	Pa	
$Z_2 =$	15,5	m	tinggi feed plate D-110
$Z_1 =$	1,54	m	tinggi Liquida tangki F-111
$V_2 =$	0,7628	m/s	
$V_1 =$	0	m/s	

maka, nilai dari -Ws adalah

$$-W_s = 186,4039 \text{ J/kg}$$

Perhitungan Efisiensi dan Power dari Pompa

flowrate =	5,613	gpm	
efisiensi pomp:	0,250		figure 12 - 17 (Timmerhaus, 5 th ed, 516)

$$\begin{aligned}
 W_s &= (-\eta W_p) \\
 -186,404 &= -0,250 \times W_p \\
 W_p &= 745,615 \text{ J/kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Daya} &= \text{massrate} \times W_p \\
 &= 0,3686 \text{ kg/s} \times 745,615 \text{ J/kg} \\
 &= 6,8715 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

Efisiensi Motor =	0,80		figure 12 - 18 (Timmerhaus, 5 th ed, 516)
Daya Motor =	8,5893	kW	

Spesifikasi Alat	
Nama Alat	Pompa
Kode Alat	L-112
Fungsi	Memompa Terpentin dari tangki F-111 ke kolom D-110
Tipe	Pompa Sentrifugal
Ukuran	1 in sch 40
Material	Carbon Steel
Kapasitas	1.327,08 kg/jam
Efisiensi Pompa	25,00%
Efisiensi Motor	80,00%
Input Power	8,589 kW
Output Power	6,871 kW
Head Pompa	19 m

4. Preheater (E-113)

Hot Fluid: Steam $t_1 = 185 \text{ C}$ $t_2 = 185 \text{ C}$ $m = 262,35 \text{ lb/hr}$ (Tube)
 Cold Fluid: Turpentine $T_1 = 30 \text{ C}$ $T_2 = 170,3 \text{ C}$ $M = 2926,22 \text{ lb/hr}$ (Shell)

1. Q calculation
 cold fluid

$$C_p = 0,2453 \text{ Btu/lb.F}$$

$$Q = M C_p \Delta T$$

$$Q = 227276,03 \text{ BTU}$$

2. LMTD Δt

Cold Fluid	Fahrenheit (F)	Steam		
338,59	Higher Temp	365	26,41	Δt_1
86	Lower Temp	365	279	Δt_2
252,59	Differences	0	-252,59	$\Delta t_1 - \Delta t_2$

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln(\Delta t_1/\Delta t_2)} = \frac{-252,59}{\ln\left(\frac{26,41}{279,00}\right)} = 246,7 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Harga $F_t=1$ karena prosesnya isothermal $t_1 = t_2$ $R = \text{tak hingga}$ $S = 0$

$$F_t = 1 \quad T_c = 212,3 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t = F_t \times \text{LMTD} = 246,7 \text{ } ^\circ\text{F} \quad t_c = 365 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Trial $U_d = 14$ (*heavy organic 6-60*) (*Tabel 8.App Kern*)

$$\begin{aligned} Q_{\text{desain}} &= 1.1 \times Q_{\text{teoritis}} \\ &= 250003,63 \text{ Btu/hr} \end{aligned}$$

$$A = \frac{Q}{U_d \times \text{LMTD}} = 72,3858 \text{ ft}^2$$

Dipakai Tube 3/4 in OD, 1 in triangular pitch

$$P_T = 1 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 0,75 \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 16$$

$$L = 16 \text{ ft}$$

$$a''_t = 0,1963 \text{ ft}^2$$

$$a'_t = 0,302 \text{ in}^2$$

$$\begin{aligned} N_t &= \frac{A}{L \times a''_t} \\ &= 23,0 \end{aligned}$$

Shell Passes = 1
 Nt standar = 24
 ID shell = 8
 Tube Passes = 2
 Baffles = 8

Faktor Pengali Baffle 1

Check

$$A = N_t \times L \times a''t$$

$$= 75,3792 \text{ ft}^2$$

$$UD = Q / (A \times \Delta T)$$

$$= 13,44$$

COLD FLUID: Shell Side, Turpentine	HOT FLUID: Tube Side, Steam
4'. Flow area, $a_s = \frac{ID \times C'B}{144 \times P_T}$	4". at = $\frac{N_t \times a''t}{144n} = \frac{7,248}{144 \times 2}$
$= \frac{16}{144 \times 1} = 0,111 \text{ ft}^2$	$= 0,025 \text{ ft}^2$
5'. $G_s = \frac{M}{a_s} = \frac{2926,22}{0,111}$	5". $G_t = \frac{m}{at} = \frac{262,35}{0,025}$
$= 26336,0 \text{ lb/hr.ft}^2$	$= 10424,66 \text{ lb/hr.ft}^2$
6'. $Re_s = \frac{De \times G_s}{\mu}$	6". $Re_t = \frac{D \times G_t}{\mu}$
Pada Tc = 212,30 °F	Pada tc = 365 °F
$\mu = 0,714 \text{ Cp} \times 2,42$	$\mu = 0,02 \text{ Cp} \times 2,42$
$= 1,728 \text{ lb/ft.hr}$	$= 0,04 \text{ lb/ft.hr}$
$De = \frac{0,73}{12,00} \text{ inch (figure 28)}$	ID = $\frac{0,62}{12} \text{ inch (Tabel 10)}$
$= 0,061 \text{ ft}$	$= 0,051667 \text{ ft}$
$Re_s = 927,1$	$Re_t = 14329$
7'. $j_H = 10,25 \text{ (gambar 28)}$	9". $hi = 1500$
8'. Pada Tc = 212,3 °F	$hio = hi \times ID/OD$
$k = 0,04268 \text{ Btu/(hr)(ft}^2)(\text{°F/ft)}$	$= 1500 \times 0,83$
$c = 0,24533 \text{ Btu/lb °F}$	$= 1240$
$(c \mu / k)^{1/3} = 2,14963$	

$$9'. \quad h_o = jH \times (k/De) \times (c \mu/k)^{1/3}$$

$$= 15,459$$

$$(10') \quad t_w = t_c + h_o/(h_{io} + h_o) * (T_c - t_c)$$

$$t_w = 363,12 \text{ F}$$

$$\mu_w = 0,4 \text{ cp}$$

$$= 0,968 \text{ lb/ ft.hr}$$

$$(11') \quad \Phi_s = (\mu / \mu_w)^{0,14}$$

$$\Phi_s = 1,084521$$

$$(12') \quad h_o = 14,25389$$

13 Clean overall coefficient U_c

$$U_c = \frac{(h_{io} \times h_o)}{(h_{io} + h_o)} = \frac{17674,82808}{1254,25}$$

$$= 14,092 \text{ Btu/ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

14 Dirt Factor (R_d)

$$R_d = \frac{(U_c - U_D)}{(U_c \times U_D)} = 0,0034 \text{ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/ Btu}$$

lebih kecil dari 0.003 Vegetables Oil

PRESSURE DROP

1'. Untuk Res 927,1 (*gambar 29*)

$$f = 0,0015 \text{ ft}^2 / \text{in}^2$$

$$\rho = 53,69 \text{ lb / ft}^3$$

$$s = \frac{53,69}{62,5} = 0,85904$$

$$D_s = \frac{8}{12} \text{ inch} = 0,67 \text{ ft}$$

2'. Jumlah passes, $N + 1 = 12 \text{ L / B}$

$$= \frac{192}{8} = 24$$

$$3'. \quad \Delta P_s = \frac{f \times G_s^2 \times D_s (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \times D_e \times s \times \Phi_s}$$

$$= \frac{16645998}{2958444113}$$

$$= 0,005627 \text{ Psi}$$

1". Untuk Ret 14329 (*gambar 26*)

$$f = 0,00018 \text{ ft}^2 / \text{in}^2$$

$$s = 0,0096$$

$$2''. \quad \Delta P_t = \frac{f \times G_t^2 \times L \times n}{5,22 \times 10^{10} \times D_t \times s \times \Phi_t}$$

$$= \frac{625959,2465}{25891200}$$

$$= 0,024177 \text{ Psi}$$

3''. $G_t = 10424,66$

$$V^2 / 2g = 0,001 \text{ (*gambar 27*)}$$

$$\Delta P_r = (4 n / s) \times (V^2 / 2g)$$

$$= 833,3333 \times 0,001$$

$$= 0,833 \text{ Psi}$$

4''. $\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$

$$= 0,024 + 0,833$$

$$= 0,85751 \text{ Psi}$$

Spesifikasi Alat :	
Nama Alat	= Preheater
Kode	= E-113
Fungsi	= Memanaskan terpentin oil sebagai Feed D-110
Tipe	= 1-2 <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan	= <i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Shell	ID = 8 in
	Baffle = 8 in
	Passes = 1
	ΔP = 0,006 psi
Tube	OD = 3/4 in
	ID = 5/8 in
	BWG = 16
	Pitch = 1 in
	Panjang = 16 ft
	Jumlah = 24
	Passes = 2
ΔP = 0,858 psi	
Rd	= 0,0034 (hr)(ft ²)(°F)/(btu)
Jumlah Shell	= 1
Luas Area	= 75,38 ft ²

5. Condenser (E-114)

Cold fluid: Cooling Water $t_1 = 30 \text{ C}$ $t_2 = 45 \text{ C}$ $m = 39978,86 \text{ lb/hr}$ (Tube)
 Hot Fluid: Distilat D-110 $T_1 = 159,4 \text{ C}$ $T_2 = 158,4 \text{ C}$ $M = 9517,99 \text{ lb/hr}$ (Shell)

1. Q calculation

Cold Fluid

$$C_p = 1,0000 \text{ Btu/lb.F}$$

$$Q = m C_p \Delta t$$

$$Q = 3638075,81 \text{ BTU}$$

2. LMTD Δt

Cold Fluid	Fahrenheit (F)	Hot Fluid		
113,00	Higher Temp	318,92	205,92	Δt_1
86	Lower Temp	317,12	231,12	Δt_2
27,00	Differences	1,80	-25,20	$\Delta t_1 - \Delta t_2$

$$LMTD = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln(\Delta t_1/\Delta t_2)} = \frac{-25,20}{\ln\left(\frac{205,92}{231,12}\right)} = 502,6 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{(T_1 - T_2)}{(t_2 - t_1)} = 0,07$$

$$S = \frac{(t_2 - t_1)}{(T_1 - t_1)} = 0,12$$

di Shell Pass yang berjumlah 1 didapatkan nilai Ft sebesar

$$F_t = 1,00 \quad T_c = 318 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t = F_t \times LMTD = 502,6 \text{ } ^\circ\text{F} \quad t_c = 99,5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Trial Ud = 75 (medium organic 50-125) (Tabel 8.App Kern)

$$Q_{\text{desain}} = 1.1 \times Q_{\text{teoritis}} = 4001883,39 \text{ Btu/hr}$$

$$A = \frac{Q}{U_d \times LMTD} = 106,1642 \text{ ft}^2$$

Dipakai Tube 1 in OD, 1 1/4 in triangular pitch

$$P_T = 1,25 \text{ in}$$

$$OD = 1 \text{ in}$$

$$BWG = 16$$

$$L = 20 \text{ ft}$$

$$a''_t = 0,2618 \text{ ft}^2$$

$$a'_t = 0,594 \text{ in}^2$$

$$N_t = \frac{A}{L \times a''t}$$

$$= 20,3$$

$$\text{Shell Passes} = 1$$

$$N_t \text{ standar} = 22$$

$$\text{ID shell} = 12$$

$$\text{Tube Passes} = 2$$

$$\text{Baffles} = 12$$

$$\text{Faktor Pengali Baffle} = 1$$

Check

$$A = N_t \times L \times a''t$$

$$= 115,192 \text{ ft}^2$$

$$UD = Q / (A \times \Delta T)$$

$$= 82,95$$

HOT FLUID: Shell Side, Distilat D-110	COLD FLUID: Tube Side , Cooling Water
<p>4'. Flow area, $a_s = \frac{ID \times C'B}{144 \times P_T}$</p> $= \frac{36}{144 \times 1} = 0,200 \text{ ft}^2$	<p>4". $a_t = \frac{N_t \times a''t}{144n} = \frac{13,068}{144 \times 2}$</p> $= 0,045 \text{ ft}^2$
<p>5'. $G_s = \frac{M}{a_s} = \frac{9517,99}{0,200}$</p> $= 47590,0 \text{ lb/ hr.ft}^2$	<p>5". $G_t = \frac{m}{a_t} = \frac{39978,86}{0,045}$</p> $= 881076,69 \text{ lb/ hr.ft}^2$
<p>6'. $Re_s = \frac{De \times G_s}{\mu}$</p> <p>Pada $T_c = 318,02 \text{ } ^\circ\text{F}$</p> $\mu = \frac{0,228}{0,552} \text{ Cp} \times 2,42$ $= 0,552 \text{ lb/ ft.hr}$ <p>$De = \frac{0,72}{12,00} \text{ inch (figure 28)}$</p> $= 0,06 \text{ ft}$ <p>$Re_s = 5168,4$</p>	<p>6". $Re_t = \frac{D \times G_t}{\mu}$</p> <p>Pada $t_c = 99,5 \text{ } ^\circ\text{F}$</p> $\mu = \frac{0,68}{1,65} \text{ Cp} \times 2,42$ $= 1,65 \text{ lb/ ft.hr}$ <p>$ID = \frac{0,87}{12} \text{ inch (Tabel 10)}$</p> $= 0,0725 \text{ ft}$ <p>$Re_t = 38610$</p>
<p>7'. Pada $T_c = 318 \text{ } ^\circ\text{F}$</p> $k = 0,03493 \text{ Btu/ (hr)(ft}^2)(^\circ\text{F/ft)}$ $c = 0,45800 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F}$	<p>9". $hi = 1600 \times 1,20 \text{ fig.25}$</p> $= 1920$ <p>$h_{io} = hi \times ID/ OD$</p> $= 1920 \times 0,87$ $= 1670$

$$(c \mu / k)^{1/3} = 1,93489$$

$$8'. \quad \overline{h} = h_o$$

$$h_o = 250 \text{ trial}$$

$$t_w = t_c + h_o / (h_{io} + h_o) * (T_c - t_c)$$

$$t_w = 127,95 \text{ F}$$

$$t_f = (T_c + t_w) / 2$$

$$= 222,98$$

$$k_f = 0,029$$

$$\mu_f = 0,25$$

$$\rho_f = 57,5$$

$$\overline{h} = h_o = \mu_f^2 / (k_f^3 \rho_f^2 g)$$

$$= 111,612$$

13 Clean overall coefficient U_c

$$U_c = \frac{(h_{io} \times h_o)}{(h_{io} + h_o)} = \frac{186437,5159}{1670,40}$$

$$= 111,612 \text{ Btu/ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

14 Dirt Factor (R_d)

$$R_d = \frac{(U_c - U_D)}{(U_c \times U_D)} = 0,0031 \text{ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/ Btu}$$

lebih kecil dari 0.003 Vegetables Oil

PRESSURE DROP

1'. Untuk Res = 5168,4 (*gambar 29*)

$$f = 0,001 \text{ ft}^2 / \text{in}^2$$

$$\rho = 57,5 \text{ lb} / \text{ft}^3$$

$$s = \frac{57,5}{62,5} = 0,92000$$

$$D_s = \frac{12}{12} \text{ inch} = 1,00 \text{ ft}$$

2'. Jumlah passes, $N + 1 = 12 \text{ L} / \text{B}$

$$= \frac{240}{12} = 20$$

3'. $\Delta P_s = \frac{f \times G_s^2 \times D_s (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \times D_e \times s \times 2}$

$$= \frac{45296092,99}{5,22 \times 10^{10} \times D_e \times s \times 2}$$

1'. Untuk Ret 38610 (*gambar 26*)

$$f = 0,00002 \text{ ft}^2 / \text{in}^2$$

$$s = 1$$

2". $\Delta P_t = \frac{f \times G_t^2 \times L \times n}{5,22 \times 10^{10} \times D_t \times s \times \Phi_t}$

$$= \frac{621036912,9}{3784500000}$$

$$= 0,1641 \text{ Psi}$$

3". $G_t = 881076,69$

$$V^2 / 2g = 0,006 \text{ (*gambar 27*)}$$

$$\Delta P_r = (4 n / s) \times (V^2 / 2g)$$

$$= 8 \times 0,006$$

$$5762880000$$

$$= 0,00786 \text{ Psi}$$

$$= 0,048 \text{ Psi}$$

$$4". \Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$$

$$= 0,164 + 0,048$$

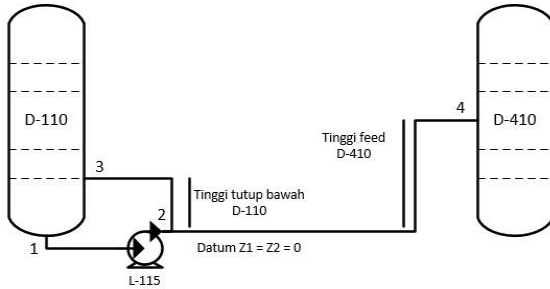
$$= 0,2121 \text{ Psi}$$

Spesifikasi Alat		
Nama Alat	=	Condenser
Kode	=	E-114
Fungsi	=	Fungsi: Mengkondensasi Distilat D-110
Tipe	=	Horizontal Condenser, 1-2 STHE
Bahan	=	Carbon Steel SA 283 Grade C
Shell	ID	= 12 in
	Baffle	= 12 in
	Passes	= 1
	ΔP	= 0,0079 psi
Tube	OD	= 1 in
	ID	= 7/8 in
	BWG	= 16
	Pitch	= 1 1/4 in
	Panjang	= 20 ft
	Jumlah	= 22
	Passes	= 2
ΔP	= 0,212 psi	
Rd	=	0,0031 (hr)(ft ²)(°F)/(btu)
Jumlah Shell	=	1
Luas Area	=	115,19 ft ²

6. Pompa (L-115)

Fungsi: Memompa larutan dari bottom D-110 ke kolom D-410

Tipe: Pompa Sentrifugal



Menentukan P₂ dari datum 2-3

$$\begin{aligned} \text{massrate} &= 4232,45 \text{ kg/h} = 9332,55 \text{ lb/h} & T &= 180,8 \text{ C} \\ \rho &= 722,5 \text{ kg/m}^3 = 45,16 \text{ lb/ft}^3 \\ \mu &= 0,29 \text{ cp} = 0,000195 \text{ lb/ft.s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{flowrate} = Q &= \text{massrate} / \rho = 5,8581 \text{ m}^3/\text{h} = 206,672 \text{ ft}^3/\text{h} \\ &= 0,057 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 21,459 \text{ gpm} \end{aligned}$$

Menentukan Jenis Pipa yang Digunakan

Asumsi Aliran Turbulen

$$\begin{aligned} ID &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 0,276 \times 1,641 \\ &= 1,7690 \text{ inch} \end{aligned}$$

dipilih pipe 2 in sch 80

$$\begin{aligned} ID &= 1,939 \text{ in} = 0,1616 \text{ ft} \\ OD &= 2,38 \text{ in} = 0,1983 \text{ ft} \\ A &= 2,95 \text{ in}^2 = 0,0205 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q/A &= v \\ v &= 2,802 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$N_{re} = \frac{ID \times v \times \rho}{\mu} = \frac{20,447}{0,000195} = 104766,4$$

Perhitungan Friksi pada Pipa

$$\alpha = 1 \quad (\text{Aliran turbulen})$$

$$gc = 32,17 \text{ lbf.ft/lbf.s}^2$$

1. Straight Pipe Friction

$$\begin{aligned}
 ID &= 0,162 \text{ ft} \\
 N_{Re} &= 104766,4 \\
 \varepsilon &= 4,6E-05 \text{ m} = 1,51E-04 \text{ ft} \\
 \varepsilon/D &= 0,00093 \\
 f &= 0,006
 \end{aligned}$$

Figure 2.10-3 (Geankoplis)

Panjang pipa dari pompa L-115 ke bottom D-110
 $2 \text{ m} = 6,5616 \text{ ft}$

$$\begin{aligned}
 F_f &= \frac{4f \times \Delta L \times v^2}{ID \times 2 \text{ gc}} && \text{eq 2.10-6 (Geankoplis, 93)} \\
 &= \frac{0,024 \times 6,5616 \times 7,853}{0,162 \times 2 \times 32,17} \\
 &= 0,1189 \text{ ft.lbf/ lbm}
 \end{aligned}$$

2. Losses in fittings and valves

1 buah gate valve (wide open) $K_f = 0,17$
 2 buah elbow 90° $K_f = 2 \times 0,75$
 Total $K_f = 1,67$

Tabel 2.10-1 (Geankoplis, 99)

$$\begin{aligned}
 h_f &= \frac{K_f \times v^2}{2 \text{ gc}} && \text{eq 2.10-17 (Geankoplis, 94)} \\
 &= \frac{1,67 \times 7,853}{2 \times 32,174} \\
 &= 0,204 \text{ ft.lbf/ lbm}
 \end{aligned}$$

3. Sudden Enlargement losses

A_1 = flow area pipa
 A_2 = luas permukaan kolom
 maka asumsi $A_2 \gg A_1$ sehingga $A_1/A_2 = 0$

$$\begin{aligned}
 K_{ex} &= (1 - A_1/A_2)^2 = 1 \\
 h_{ex} &= \frac{K_{ex} \times v^2}{2 \text{ gc}} && \text{eq 2.10-15 (Geankoplis, 98)} \\
 &= \frac{1 \times 7,853}{2 \times 32,17} \\
 &= 0,12 \text{ ft.lbf/ lbm}
 \end{aligned}$$

Total Friksi pada Pompa adalah

$$\begin{aligned}
 \Sigma F &= F_f + h_f + h_{ex} \\
 &= 0,4448 \text{ ft.lbf/lbm} = 1,3295 \text{ J/kg}
 \end{aligned}$$

Mechanical Energy Balance

$$0 = (P_3 - P_2) / \rho + g(Z_3 - Z_2) + (V_3^2 - V_2^2) / 2\alpha + \Sigma F \quad \text{eq 2.7-28 (Geankoplis, 103)}$$

$$\begin{aligned} P_3 &= 137000 \text{ Pa} \\ Z_3 &= 0,36068 \text{ m} \\ Z_2 &= 0 \text{ m} \\ V_3 &= 2,8023 \text{ m/s} \\ V_2 &= 2,8023 \text{ m/s} \end{aligned}$$

$$P_2 = 140514 \text{ Pa}$$

Menentukan P_2 dari datum 2-4

$$\begin{aligned} \text{massrate} &= 186,53 \text{ kg/h} = 411,30 \text{ lb/h} & T &= 180,8 \text{ C} \\ \rho &= 722,5 \text{ kg/m}^3 = 45,16 \text{ lb/ft}^3 \\ \mu &= 0,29 \text{ cp} = 0,000195 \text{ lb/ft.s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{flowrate} = Q &= \text{massrate} / \rho = 0,2582 \text{ m}^3/\text{h} = 9,108 \text{ ft}^3/\text{h} \\ &= 0,003 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 0,946 \text{ gpm} \end{aligned}$$

Menentukan Jenis Pipa yang Digunakan

Asumsi Aliran Turbulen

$$\begin{aligned} ID &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 0,068 \times 1,641 \\ &= 0,4341 \text{ inch} \end{aligned}$$

dipilih pipe 3/8 in sch 40

$$\begin{aligned} ID &= 0,493 \text{ in} = 0,0411 \text{ ft} \\ OD &= 0,675 \text{ in} = 0,0563 \text{ ft} \\ A &= 0,192 \text{ in}^2 = 0,0013 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q/A &= v \\ v &= 1,898 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$N_{re} = \frac{ID \times v \times \rho}{\mu} = \frac{3,520}{0,000195} = 18037,18$$

Perhitungan Friksi pada Pipa

$$\alpha = 1 \quad (\text{Aliran turbulen})$$

$$g_c = 32,17 \text{ lbm.ft/lbf.s}^2$$

1. *Sraight Pipe Friction*

$$\begin{aligned} ID &= 0,041 \text{ ft} \\ N_{Re} &= 18037,18 \\ \varepsilon &= 4,6E-05 \text{ m} = 1,51E-04 \text{ ft} \end{aligned}$$

Figure 2.10-3 (Geankoplis)

$$\begin{aligned}\varepsilon/D &= 0,00367 \\ f &= 0,008\end{aligned}$$

Panjang pipa dari pompa L-115 ke Feed D-410

$$8 \text{ m} = 26,2464 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}F_f &= \frac{4f \times \Delta L \times v^2}{ID \times 2 \text{ gc}} && \text{eq 2.10-6 (Geankoplis, 93)} \\ &= \frac{0,032 \times 26,2464 \times 3,601}{0,041 \times 2 \times 32,17} \\ &= 1,1440 \text{ ft.lbf/ lbm}\end{aligned}$$

2. Losses in fittings and valves

$$\begin{aligned}1 \text{ buah gate valve (wide open)} & K_f = 0,17 && \text{Tabel 2.10-1 (Geankoplis, 99)} \\ 2 \text{ buah elbow } 90^\circ & K_f = 2 \times 0,75 \\ \text{Total } K_f &= 1,67\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}h_f &= \frac{K_f \times v^2}{2 \text{ gc}} && \text{eq 2.10-17 (Geankoplis, 94)} \\ &= \frac{1,67 \times 3,601}{2 \times 32,17} \\ &= 0,093 \text{ ft.lbf/ lbm}\end{aligned}$$

3. Sudden Enlargement losses

A1 = flow area pipa

A2 = luas permukaan Kolom

maka asumsi A2 >>> A1 sehingga A1/A2 = 0

$$K_{ex} = (1 - A_1/A_2)^2 = 1$$

$$\begin{aligned}h_{ex} &= \frac{K_{ex} \times v^2}{2 \alpha \text{ gc}} && \text{eq 2.10-15 (Geankoplis, 98)} \\ &= \frac{1 \times 3,601}{2 \times 1 \times 32,17} \\ &= 0,06 \text{ ft.lbf/lbm}\end{aligned}$$

Total Friksi pada Pompa adalah

$$\begin{aligned}\Sigma F &= F_f + h_f + h_{ex} \\ &= 1,2934 \text{ ft.lbf/lbm} = 3,8659 \text{ J/kg}\end{aligned}$$

Mechanical Energy Balance

$$0 = (P_4 - P_2)/\rho + g(Z_4 - Z_2) + (V_4^2 - V_2^2)/2\alpha + \Sigma F \quad \text{eq 2.7-28 (Geankoplis,103)}$$

$$P_4 = 140000 \text{ Pa}$$

$$\begin{aligned}
 Z_4 &= 3,2004 \text{ m} \\
 Z_2 &= 0 \text{ m} \\
 V_4 &= 1,8976 \text{ m/s} \\
 V_2 &= 1,8976 \text{ m/s} \\
 P_2 &= 165454 \text{ Pa}
 \end{aligned}$$

Sehingga P_2 Terbesar adalah = 165454 Pa

Menentukan Power Pompa dari Aliran 1-2

$$\begin{aligned}
 \text{massrate} &= 4418,99 \text{ kg/h} = 9743,87 \text{ lb/h} & T &= 180,8 \text{ C} \\
 \rho &= 722,5 \text{ kg/m}^3 = 45,16 \text{ lb/ft}^3 \\
 \mu &= 0,29 \text{ cp} = 0,000195 \text{ lb/ft.s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{flowrate} = Q &= \text{massrate} / \rho = 6,1162 \text{ m}^3/\text{h} = 215,781 \text{ ft}^3/\text{h} \\
 &= 0,060 \text{ ft}^3/\text{s} \\
 &= 22,405 \text{ gpm}
 \end{aligned}$$

Menentukan Jenis Pipa yang Digunakan

Asumsi Aliran Turbulen

$$\begin{aligned}
 ID &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\
 &= 3,9 \times 0,282 \times 1,641 \\
 &= 1,8036 \text{ inch}
 \end{aligned}$$

dipilih pipe 2 in sch 80

$$\begin{aligned}
 ID &= 1,939 \text{ in} = 0,1616 \text{ ft} \\
 OD &= 2,38 \text{ in} = 0,1983 \text{ ft} \\
 A &= 2,95 \text{ in}^2 = 0,0205 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q/A &= v \\
 v &= 2,926 \text{ ft/s}
 \end{aligned}$$

$$Nre = \frac{ID \times v \times \rho}{\mu} = \frac{21,348}{0,000195} = 109383,8$$

Perhitungan Friksi pada Pipa

1. *Sudden Contraction loss*

$$\begin{aligned}
 Kc &= 0,55 \times (1 - A_2/A_1) \\
 Kc &= 0,55 \times 1 \\
 &= 0,55
 \end{aligned}$$

$$\alpha = 1 \quad (\text{Aliran turbulen})$$

A_1 = luas permukaan kolom

A_2 = flow area pipa

maka asumsi $A_1 \gg A_2$ sehingga $A_1/A_2 = 0$

$$gc = 32,17 \text{ lbf.ft/lbf.s}^2$$

$$\begin{aligned}
 hc &= \frac{K_c \times v^2}{2 \alpha gc} && \text{eq 2.10-16 (Geankoplis, 98)} \\
 hc &= \frac{0,55 \times 8,561}{2 \times 1 \times 32,17} \\
 &= 0,07317 \text{ ft.lbf/ lbm}
 \end{aligned}$$

2. Straight Pipe Friction

$$\begin{aligned}
 ID &= 0,162 \text{ ft} \\
 N_{Re} &= 109383,8 \\
 \varepsilon &= 4,6E-05 \text{ m} = 1,51E-04 \text{ ft} && \text{Figure 2.10-3 (Geankoplis)} \\
 \varepsilon/D &= 0,00093 \\
 f &= 0,005
 \end{aligned}$$

Panjang pipa dari titik Datum 1 ke titik Datum 2

$$3 \text{ m} = 9,8424 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}
 Ff &= \frac{4f \times \Delta L \times v^2}{ID \times 2 gc} && \text{eq 2.10-6 (Geankoplis, 93)} \\
 &= \frac{0,020 \times 9,8424 \times 8,561}{0,162 \times 2 \times 32,17} \\
 &= 0,1621 \text{ ft.lbf/ lbm}
 \end{aligned}$$

3. Losses in fittings and valves

$$\begin{aligned}
 1 \text{ buah gate valve (wide open)} & Kf = 0,17 && \text{Tabel 2.10-1 (Geankoplis, 99)} \\
 1 \text{ buah elbow } 90^\circ & Kf = 1 \times 0,75 \\
 \text{Total } Kf &= 0,92
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 hf &= \frac{Kf \times v^2}{2 gc} && \text{eq 2.10-17 (Geankoplis, 94)} \\
 &= \frac{0,92 \times 8,561}{2 \times 32,174} \\
 &= 0,122 \text{ ft.lbf/ lbm}
 \end{aligned}$$

Total Friksi pada Pompa adalah

$$\begin{aligned}
 \Sigma F &= hc + Ff + hf \\
 &= 0,3576 \text{ ft.lbf/lbm} = 1,0690 \text{ J/kg}
 \end{aligned}$$

Mechanical Energy Balance

$$\begin{aligned}
 -W_s &= (P_2 - P_1)/\rho + (Z_2 - Z_1) + (V_2^2 - V_1^2)/2\alpha + \Sigma F && \text{eq 2.7-28 (Geankoplis,103)} \\
 & && \text{Ws di anggap keluar}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
P_2 &= 165454 \text{ Pa} \\
P_1 &= 137000 \text{ Pa} \\
Z_2 &= 6,4 \text{ m} \\
Z_1 &= 0 \text{ m} \\
V_2 &= 0,8918 \text{ m/s} \\
V_1 &= 0,8918 \text{ m/s}
\end{aligned}$$

maka, nilai dari $-W_s$ adalah

$$-W_s = 103,4316 \text{ J/kg}$$

Perhitungan Efisiensi dan Power dari Pompa

$$\begin{aligned}
\text{flowrate} &= 22,405 \text{ gpm} \\
\text{efisiensi pompa} &= 0,41
\end{aligned}$$

figure 12 - 17 (Timmerhaus, 5thed, 516)

$$\begin{aligned}
W_s &= (-\eta W_p) \\
-103,432 &= -0,41 \times W_p \\
W_p &= 252,272 \text{ J/kg}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Daya} &= \text{massrate} \times W_p \\
&= 1,1757 \text{ kg/s} \times 252,272 \text{ J/kg} \\
&= 4,4489 \text{ kW}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Efisiensi Motor} &= 0,80 \\
\text{Daya Motor} &= 5,5611 \text{ kW}
\end{aligned}$$

figure 12 - 18 (Timmerhaus, 5thed, 516)

Spesifikasi Alat	
Nama Alat	Pompa
Kode Alat	L-115
Fungsi	Memompa larutan dari bottom D-110 ke kolom D-410
Tipe	Pompa Sentrifugal
Ukuran	2 in sch 80
Material	Carbon Steel
Kapasitas	4,418,99 kg/ jam
Efisiensi Pompa	41,00%
Efisiensi Motor	80,00%
Input Power	5,561 kW
Output Power	4,449 kW
Head Pompa	11 m

7. Reboiler (E-116)

Hot Fluid: Steam

$$t_1 = 195 \text{ C} \quad t_2 = 194 \text{ C} \quad m = 1306,64 \text{ lb/hr} \quad (\text{Tube})$$

Cold Fluid: Bottom D-110

$$T_1 = 180,8 \text{ C} \quad T_2 = 181,8 \text{ C} \quad M = 9331,56 \text{ lb/hr} \quad (\text{Shell})$$

1. Q calculation
cold fluid

$$\lambda = 117,7256 \text{ Btu/lb}$$

$$Q = M \times \lambda$$

$$Q = 1098563,77 \text{ BTU}$$

2. LMTD Δt

Cold Fluid	Fahrenheit (F)	Steam		
359,15	Higher Temp	381,2	22,05	Δt_1
357,35	Lower Temp	383	25,65	Δt_2
1,80	Differences	-1,8	-3,60	$\Delta t_1 - \Delta t_2$

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln(\Delta t_1/\Delta t_2)} = \frac{-3,60}{\ln\left(\frac{22,05}{25,65}\right)} = 54,81 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Harga Ft=1 karena prosesnya isothermal $t_1 = t_2$ $R = \text{tak hingga}$ $S = 0$

$$F_t = 1 \quad T_c = 358,3 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t = F_t \times \text{LMTD} = 54,81 \text{ } ^\circ\text{F} \quad t_c = 382,1 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Trial Ud = 150 (light organic 75-150) (Tabel 8.App Kern)

$$\begin{aligned} Q_{\text{desain}} &= 1.1 \times Q_{\text{teoritis}} \\ &= 1208420,14 \text{ Btu/hr} \end{aligned}$$

$$A = \frac{Q}{U_d \times \text{LMTD}} = 146,9770 \text{ ft}^2$$

Dipakai Tube 3/4 in OD, 1 in triangular pitch

$$P_T = 1 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 0,75 \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 16$$

$$L = 12 \text{ ft}$$

$$a''_t = 0,1963 \text{ ft}^2$$

$$a'_t = 0,302 \text{ in}^2$$

$$N_t = \frac{A}{L \times a''_t}$$

$$\begin{aligned}
 &= 62,4 \\
 \text{Shell Passes} &= 1 \\
 \text{Nt standar} &= 82 \\
 \text{ID shell} &= 12 \\
 \text{Tube Passes} &= 2 \\
 \text{Baffles} &= 9
 \end{aligned}$$

Faktor Pengali Baffle 0,75

Check

$$\begin{aligned}
 A &= Nt \times L \times a''t \\
 &= 193,1592 \text{ ft}^2 \\
 UD &= Q / (A \times \Delta T) \\
 &= 114,14
 \end{aligned}$$

COLD FLUID: Shell Side, Bottom D-110	HOT FLUID: Tube Side , Steam
9'. $h_o = 300 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{°F}$	4". $at = \frac{Nt \times a''t}{144n} = \frac{24,764}{144 \times 2}$ $= 0,086 \text{ ft}^2$
10'. $tw = tc + (hio/(hio+h_o)) (Tc-tc)$ $= 362,8961 \text{ °F}$	5". $G_t = \frac{m}{at} = \frac{1306,64}{0,086}$ $= 15195,93 \text{ lb/hr.ft}^2$
$(\Delta t)_w = -19,2 \text{ °F}$	6". $Re_t = \frac{D \times G_t}{\mu}$
$h_o > 300$ (fig. 15.11) maka digunakan $h_o = 300$	Pada $tc = 382,1 \text{ °F}$ $\mu = 0,015 \text{ Cp} \times 2,42$ $= 0,04 \text{ lb/ft.hr}$
	ID = $\frac{0,62}{12} \text{ inch}$ (Tabel 10) $= 0,051667 \text{ ft}$
	$Re_t = D \times G_t / \mu$ $Re_t = 22324$
	9". $h_i = 1500$
	$hio = h_i \times ID / OD$ $= 1500 \times 0,83$ $= 1240$

13 Clean overall coefficient U_c

$$U_c = \frac{(h_{io} \times h_o)}{(h_{io} + h_o)} = \frac{372000}{1540,00}$$

$$= 241,558 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

14 Dirt Factor (R_d)

$$R_d = \frac{(U_c - U_D)}{(U_c \times U_D)} = 0,0034 \text{ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/ Btu}$$

lebih kecil dari 0.003 Vegetables Oil

PRESSURE DROP

1'.		1". Untuk Ret 22324 (gambar 26) $f = 0,003 \text{ ft}^2 / \text{in}^2$ $s = 0,0096$
2'.		2". $\Delta P_t = \frac{f \times G t^2 \times L \times n}{5.22 \times 10^{10} \times D t \times s \times \Phi t}$ $= \frac{16625972,13}{25891200}$ $= 0,642148 \text{ Psi}$
3'.		3". $G t = 15195,93$ $V^2 / 2g = 0,001$ (gambar 27) $\Delta P_r = (4 n / s) \times (V^2 / 2g)$ $= 833,3333 \times 0,001$ $= 0,833 \text{ Psi}$
		4". $\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$ $= 0,642 + 0,833$ $= 1,475481 \text{ Psi}$

Spesifikasi Alat :

Nama Alat	=	Reboiler
Kode	=	E-116
Fungsi	=	Fungsi: menguapkan Bottom D-110 yang akan masuk Distilasi
Tipe	=	1-2 Shell and Tube Heat Exchanger
Bahan	=	Carbon Steel SA 283 Grade C
Shell	ID	= 12 in
	Baffle	= 9 in
	Passes	= 1
	ΔP	= 0,000 psi
	OD	= 3/4 in
	ID	= 5/8 in
	BWG	= 16

Tube	Pitch	=	1 in
	Panjang	=	12 ft
	Jumlah	=	82
	Passes	=	2
	ΔP	=	1,4755 psi
Rd	=	0,0034 (hr)(ft ²)(°F)/(btu)	
Jumlah Shell	=	1	
Luas Area	=	193,16 ft ²	

8. Tangki Pengaduk Asam Sulfat (M-120)

Fungsi: Mengencerkan asam sulfat hingga 15%

Tipe : berbentuk silinder dengan tutup atas dan bawah berupa *Standard Dished Head* dengan pengaduk

Komponen	Massa (kg)	x	s,g	ρ (kg/m ³)	V (m ³)
H ₂ SO ₄	605,349	0,2491	1,8473	1839,26	0,3291
H ₂ O	1825,000	0,7509	1,0000	995,65	1,8330
TOTAL	2430,349	1	1,2110	1205,7767	2,0156

$$\rho \text{ air (30}^\circ\text{C)} = 995,7 \text{ kg/m}^3$$

Dasar Perancangan

$$\text{Suhu} = 71 \text{ }^\circ\text{C} = 160 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{Tekanan} = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psia}$$

$$\text{Kapasitas} = 2430,35 \text{ kg/jam}$$

$$\rho \text{ H}_2\text{SO}_4 \text{ (15\%)} = 1205,8 \text{ kg/m}^3 = 0,044 \text{ lb/in}^3$$

$$\text{waktu tinggal} = \tau = 0,17 \text{ jam}$$

- Menentukan Volume Tangki

$$\text{Volume Liquid} = m / \rho * \tau$$

$$= 0,336 \text{ m}^3 = 11,862 \text{ ft}^3$$

$$\text{Volume Liquid} = 0,7 \text{ Volume Tangki}$$

$$11,9 = 0,7 \text{ Volume Tangki}$$

$$\text{Volume Tangki} = 16,95 \text{ ft}^3$$

- Menentukan Dimensi Tangki

$$\text{Asumsi : } L_s/D_i = 1,5$$

$$L_s = 1,5 D_i$$

$$\text{Volume Tangki} = \text{Volume tutup bawah} + \text{Volume silinder} + \text{Volume tutup atas}$$

$$16,9 = 0,0847 D_i^3 + (\pi D_i^2 L_s/4) + 0,0847 D_i^3$$

$$16,9 = 0,0847 D_i^3 + 1,1775 D_i^3 + 0,0847 D_i^3$$

$$16,9 = 1,3469 D_i^3$$

$$D_i^3 = 12,581$$

$$D_i = 2,33 \text{ ft} = 28 \text{ inch}$$

$$\text{Tinggi tangki , } L_s = 1,5 D_i$$

$$L_s = 3,49 \text{ ft} = 42 \text{ inch}$$

- Mencari tinggi liquida dalam tangki :

$$\text{Volume liquid} = \text{Volume tutup bawah} + \text{Volume silinder}$$

$$11,9 = 0,0847 D_i^3 + (\pi D_i^2 H_{\text{liquid}}/4)$$

$$11,9 = 1,06560997 + 4,25 H_{\text{liquid}}$$

$$H_{\text{liquid}} = 2,54 \text{ ft} = 31 \text{ inch}$$

- Menentukan Tekanan Desain Bejana

$$\begin{aligned}
 P_{\text{operasi}} &= 14,7 \text{ psia} \\
 P_{\text{total}} &= P_{\text{hidrostatik}} + P_{\text{operasi}} \\
 &= (\rho \cdot g \cdot H_{\text{liquid}} / gc) + 14,7 \\
 &= 0,009 + 14,7 \\
 &= 14,71 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

P_{desain} diambil 5% lebih besar dari P_{total}

$$\begin{aligned}
 P_{\text{desain}} &= 1.05 \times P_{\text{total}} \\
 &= 15,44 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Pengelasan berupa *double welded butt joint*.

Efisiensi pengelasan, $E = 0,8$ (Brownell & Young, hal. 254)

Faktor korosi, $C = 0,1250$ (Brownell & Young, hal. 89)

Material yang digunakan adalah **Stainless Steel SA-240 Tipe 316**

Allowable stress, $f = 20000$ psi (Brownell & Young, hal. 251)

- Menentukan Tebal Tangki

$$t_s = \frac{P_d \times D_i}{2 \times (f \times E - 0.6 \times P_d)} + C \quad (\text{Brownell \& Young, hal. 254})$$

t_s = tebal bagian silinder (inch)

P_d = tekanan desain bejana (lb/inch²)

D_i = diameter dalam bejana silinder (inch)

f = allowable stress (lb/inch²)

E = faktor pengelasan

C = faktor korosi

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{15,44 \times 2}{2 \times (20000 \times 0,8 - 0,6 \times 15,44)} + 0,1250 \\
 t_s &= 0,126 \text{ inch}
 \end{aligned}$$

$$t_s = \frac{2,02}{16} \approx \frac{3}{16} = 0,188 \text{ inch}$$

Check :

$$\begin{aligned}
 D_o &= D_i + 2 t_s \\
 &= 28 + (2 \times 0,1875) \\
 &= 28,28 \text{ inch}
 \end{aligned}$$

Do standarisasi = 36 inch

sehingga koreksi terhadap D_i menjadi :

$$\begin{aligned}
 D_i &= D_o - 2 t_s \\
 &= 36 - (2 \times 0,188) \\
 D_i &= 35,625 \text{ in} = 2,97 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$L_s = 1,5 \text{ Di}$$

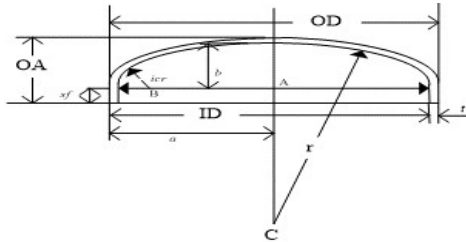
$$L_s = 53,44 \text{ in} = 4,45 \text{ ft}$$

Tinggi liquid dalam tangki :

$$\begin{aligned} \text{Volume liquid} &= \text{Volume tutup bawah} + \text{Volume silinder} \\ 11,9 &= 0,0847 \text{ Di}^3 + (\pi \text{ Di}^2 \text{ H}_{\text{liquid}}/4) \\ 11,9 &= 2,22 + 6,92 \text{ H}_{\text{liquid}} \\ 9,64556 &= 6,92 \text{ H}_{\text{liquid}} \\ \text{H}_{\text{liquid}} &= 1,39 \text{ ft} = 16,73 \text{ inch} \end{aligned}$$

2. Tebal tutup atas

Tutup atas berupa *standard dished head*.



$$r_c = 36 \text{ in}$$

$$t_{ha} = \frac{0,885 \times Pd \times r_c}{2 \times (f \times E - 0,1 Pd)} + C$$

dimana :

t_{ha} = tebal tutup atas (in)

Pd = tekanan desain bejana (lb/in^2)

r_c = *crown radius* (in) untuk *standard dished head*, *crown radius* sama dengan Di

f = *allowable stress* (lb/in^2)

E = faktor pengelasan

C = faktor korosi

$$\begin{aligned} t_{ha} &= \frac{0,885 \times 15,44 \times 36}{(20000 \times 0,80 - 0,1 \times 15,44)} + 0,1250 \\ &= 0,140 \text{ inch} \\ t_{ha} &= \frac{2,25}{16} \approx \frac{3}{16} = 0,188 \text{ inch} \end{aligned}$$

Tebal tutup atas standard = 0,188 inch

Dari Brownell & Young, hal 88 Tabel 5.6, didapatkan dimensi tutup atas :

Standard Straight Flange (sf) = 2,0 inch

Inside Corner Radius (icr) = 2,25 inch

Tinggi tutup atas *standard dished head* (ha) = $0,169 \times D_o$ (Kusnarjo, 2010)

$$ha = 6,08 \text{ inch}$$

$$= 0,51 \text{ ft}$$

karena tutup atas dan bawah *dished head*, maka, $t_{ha} = t_{hb}$
 $h_a = h_b$

$$\begin{aligned} \text{Maka, tinggi total tangk} &= L_s + \text{Tinggi tutup atas} + \text{Tinggi tutup bawah} \\ &= 53,44 + 6,08 + 6,08 \\ &= 65,61 \text{ inch} \\ &= 5,47 \text{ ft} \end{aligned}$$

Menghitung Dimensi Pengaduk

Tipe: *Marine Propeller with 3 blades*

Di = Diameter of impeller
Dt = Diameter of tank
N = rps
w = width of baffle
Zi = elevation of impeller above tank
J = Baffle of tank

$$\begin{aligned} Dt/Di &= 3 \\ Di &= 12,0 \text{ inch} = 0,30 \text{ m} \quad (\text{G.G. Brown hal 509}) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Zi/Di &= 1,1 \\ Zi &= 13,2 \text{ inch} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Dt/J &= 10 \\ J &= 2,83 \text{ inch} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{pitch} &= 2 * Dt \\ &= 56,57 \text{ inch} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} N &= 700 \text{ rpm} \\ &= 11,67 \text{ rps} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \mu &= 0,622 \text{ cp} \\ &= 0,00062 \text{ Pa. s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} N're &= Di^2 * N * \rho / \mu \\ &= 2.101.131 \end{aligned}$$

dari grafik figure 447 (G.G. Brown halaman 507) didapatkan nilai N_p sebesar 0,9

$$\begin{aligned} P &= N_p \rho N^3 Di^5 \\ P &= 4533,41 \text{ J/s} \\ P &= 6,061 \text{ hp} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{design}} &= 1.15 * P_{\text{teoritis}} \\ P_{\text{design}} &= 6,97034 \text{ hp} \end{aligned}$$

Spesifikasi Alat			
Nama Alat	:	Tangki Pengaduk M-120	
Kode Alat	:	M-120	
Fungsi	:	Pengenceran H ₂ SO ₄ dari 98% menjadi 15%	
Bentuk	:	Tangki silinder, tutup atas dan bawah Berbentuk <i>Dished Head</i>	
<i>Propeller</i>	:	<i>Marine Propeller with 3 blades</i>	
Konstruksi			
Bahan konstruksi	=	Stainless Steel SA-240 Tipe 304	
Diameter Tangki	=	3,00 ft	= 0,9144 m
Tinggi Total	=	5,47 ft	= 1,6664 m
Tinggi tutup atas	=	6,08 inch	= 0,1545 m
Tinggi tutup bawah	=	6,08 inch	= 0,1545 m
Tebal tutup atas	=	0,51 inch	= 0,0129 m
Tebal tutup bawah	=	0,51 inch	= 0,0129 m
Energi Pengaduk	=	6,9703 hp	
Jumlah	=	1 buah	

9. Tangki Asam Sulfat (F-121)

Fungsi : tempat menampung katalis asam sulfat cair 98% (v/v%)

Tipe : berbentuk silinder dengan tutup atas dan bawah berupa Standard Dished Head dan tutup bawah berupa *Flat Bottom*

Komponen	Massa (kg)	x	s,g	ρ (kg/m ³)	V (m ³)
H ₂ SO ₄	605,349	0,9771	1,8473	1839,26	0,3291
H ₂ O	14,215	0,0229	1,0000	995,65	0,0143
TOTAL	619,564	1	1,8279	1819,9086	0,3404

$$\rho \text{ air (30}^\circ\text{C)} = 995,7 \text{ kg/m}^3$$

Dasar Perancangan

$$\text{Suhu} = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 86 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{Tekanan} = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psia}$$

$$\text{Kapasitas} = 619,56 \text{ kg/jam}$$

$$\rho \text{ H}_2\text{SO}_4 \text{ (96,5\%)} = 1819,9 \text{ kg/m}^3 = 0,066 \text{ lb/in}^3$$

Pengelasan berupa *double welded butt joint*.

$$\text{Efisiensi pengelasan, E} = 0,8 \text{ (Brownell \& Young, hal. 254)}$$

$$\text{Faktor korosi, C} = 0,1250 \text{ (Brownell \& Young, hal. 89)}$$

Material yang digunakan adalah **Stainless Steel SA-240 Tipe 304**

$$\text{Allowable stress, } f = 18750 \text{ psi (Brownell \& Young, hal. 251)}$$

Tutup atas berbentuk *standard dished head* dan tutup bawah *flat bottom*

$$\text{Volume Asam Sulfat} = 0,8 \text{ Volume tangki}$$

- Menentukan Volume Tangki

$$\begin{aligned} \text{Volumetric Rate} &= \text{mass rate Asam Sulfat} / \rho \text{ Asam Sulfat} \\ &= 0,3404 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 12,02 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Direncanakan tangki menampung Asam Sulfat untuk kebutuhan sel = 7 hari = 168 jam

$$\begin{aligned} \text{Volume Asam Sulfat selama 7 ha} &= \text{volumetric rate Asam Sulfat} \times \text{waktu tinggal} \\ &= 2019,5 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume Asam Sulfat selama 7 ha} &= 0,8 \text{ Volume Tangki} \\ 2019,5 &= 0,8 \text{ Volume Tangki} \\ \text{Volume Tangki} &= 2524,37 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

- Menentukan Dimensi Tangki

$$\begin{aligned} \text{Asumsi : } L_s/D_i &= 1,5 \\ L_s &= 1,5 D_i \\ \alpha &= 120 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume Tangki} &= \text{Volume tutup bawah} + \text{Volume silinder} + \text{Volume tutup atas} \\ 2524,37 &= (\pi / 24 \text{ tg } \alpha/2) + (\pi D_i^2 L_s/4) + 0,0847 D_i^3 \\ 2524,37 &= 0,4088 D_i^3 + 1,1775 D_i^3 + 0,0847 D_i^3 \\ 2524,37 &= 1,6710 D_i^3 \end{aligned}$$

$$D_i^3 = 1510,69$$

$$D_i = 11,47 \text{ ft} = 138 \text{ inch}$$

Tinggi tangki, $L_s = 1,5 D_i$

$$L_s = 17,21 \text{ ft} = 207 \text{ inch}$$

- Mencari tinggi liquidida dalam tangki :

Volume liquid = Volume tutup bawah + Volume silinder

$$2019,5 = 0,4088 D_i^3 + (\pi D_i^2 H_{\text{liquid}}/4)$$

$$2019,5 = 617,575817 + 103,35 H_{\text{liquid}}$$

$$H_{\text{liquid}} = 13,56 \text{ ft} = 163 \text{ inch}$$

- Menentukan Tekanan Desain Bejana

$$P_{\text{operasi}} = 14,7 \text{ psia}$$

$$P_{\text{total}} = P_{\text{hidrostatik}} + P_{\text{operasi}}$$

$$= (\rho g H_{\text{liquid}} / gc) + 14,7$$

$$= 0,074 + 14,7$$

$$= 14,77 \text{ psi}$$

P_{desain} diambil 5% lebih besar dari P_{total}

$$P_{\text{desain}} = 1.05 \times P_{\text{total}}$$

$$= 15,51 \text{ psi}$$

- Menentukan Tebal Tangki

$$t_s = \frac{P_d \times D_i}{2 \times (f \times E - 0.6 \times P_d)} + C \quad (\text{Brownell \& Young, hal. 254})$$

t_s = tebal bagian silinder (inch)

P_d = tekanan desain bejana (lb/inch²)

D_i = diameter dalam bejana silinder (inch)

f = allowable stress (lb/inch²)

E = faktor pengelasan

C = faktor korosi

$$t_s = \frac{15,51 \times 138}{2 \times (18750 \times 0,8 - 0,6 \times 15,51)} + 0,1250$$

$$t_s = 0,196 \text{ inch}$$

$$t_s = \frac{3,14}{16} \approx \frac{4}{16} = 0,250 \text{ inch}$$

Check :

$$D_o = D_i + 2 t_s$$

$$= 138 + (2 \times 0,250)$$

$$= 138,19 \text{ inch}$$

Do standarisasi = 144 inch

sehingga koreksi terhadap Di menjadi :

$$\begin{aligned}
 D_i &= D_o - 2 t_s \\
 &= 144 - (2 \times 0,250) \\
 D_i &= 143,5 \text{ in} = 11,96 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

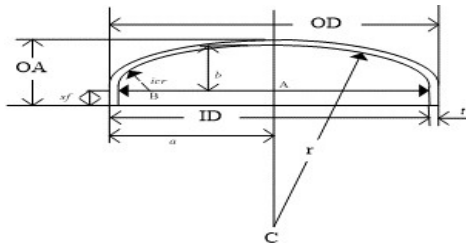
$$\begin{aligned}
 L_s &= 1,5 D_i \\
 L_s &= 215,25 \text{ in} = 17,94 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Tinggi liquida dalam tangki :

$$\begin{aligned}
 \text{Volume liquid} &= \text{Volume tutup bawah} + \text{Volume silinder} \\
 2019,5 &= 0,4088 D_i^3 + (\pi D_i^2 H_{\text{liquid}}/4) \\
 2019,5 &= 699 + 112,26 H_{\text{liquid}} \\
 1320,42 &= 112,26 H_{\text{liquid}} \\
 H_{\text{liquid}} &= 11,76 \text{ ft} = 141,15 \text{ inch}
 \end{aligned}$$

2. Tebal tutup atas

Tutup atas berupa *standard dished head*.



$$\begin{aligned}
 r_c &= 144 \text{ in} \\
 t_{ha} &= \frac{0,885 \times P_d \times r_c}{2 \times (f \times E - 0,1 P_d)} + C
 \end{aligned}$$

dimana :

- t_{ha} = tebal tutup atas (in)
- P_d = tekanan desain bejana (lb/in^2)
- r_c = *crown radius* (in) untuk *standard dished head*, *crown radius* sama dengan D_i
- f = *allowable stress* (lb/in^2)
- E = faktor pengelasan
- C = faktor korosi

$$\begin{aligned}
 t_{ha} &= \frac{0,885 \times 15,51 \times 144}{(18750 \times 0,80 - 0,1 \times 15,51)} + 0,1250 \\
 &= 0,191 \text{ inch} \\
 t_{ha} &= \frac{3,05}{16} \approx \frac{4}{16} = 0,250 \text{ inch}
 \end{aligned}$$

Tebal tutup atas standard = 0,250 inch

Dari Brownell & Young, hal 88 Tabel 5.6, didapatkan dimensi tutup atas :
Standard Straight Flange (sf) = 3,0 inch

$$\text{Inside Corner Radius (icr)} = 8,75 \text{ inch}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tutup atas standard dished head (ha)} &= 0,169 \times \text{Do} \quad (\text{Kusnarjo}, 2010) \\ \text{ha} &= 24,3 \text{ inch} \\ &= 2,03 \text{ ft} \end{aligned}$$

Tebal tutup bawah

Tutup bawah berupa *Conical* 120°

$$t_{hb} = \frac{Pd \times Di}{2 \cos a (f \times E - 0.6 Pd)} + C$$

$$t_{hb} = \frac{15,513 \times 143,50}{1,63 \times (15000 - 9,3)} + 0,1250$$

$$t_{hb} = 0,22 \text{ inch} \approx 0,25 \text{ inch}$$

$$\begin{aligned} hb &= \text{Do} / (2 \times \tan(a/2)) \\ &= 144,00 / 3,46 \\ &= 41,62 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{maka tinggi total Tangki adala} &= hb + Ls + ha \\ &= 281,20 \text{ inch} \end{aligned}$$

Perhitungan diameter Nozzle

$$\text{Rate solution masuk} = 1.366,1 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Rate Volumetrik} = 0,0033 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\rho \text{ larutan} = 1.819,91 \text{ kg/m}^3 = 113,61 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Viskositas larutan} = 19,78 \text{ cP} = 0,013 \text{ lb/ft.s}$$

Dicoba dengan menetapkan jenis aliran laminar

Dari Peter and Timmerhouse edisi V, hal 501 persamaan 15 didapatkan persamaan :

$$\begin{aligned} Di_{\text{optimum}} &= 3,9 \times Qf^{0,36} \times \mu^{0,18} \\ &= 3,9 \times 0,0033 \text{ ft}^3/\text{s}^{0,36} \times 0,013 \text{ lbm/ft}^3 \times 0,18 \\ &= 0,23 \text{ inch} \end{aligned}$$

Dipilih pipa 1/8 in Schedule 40 (tabel 11, Kern hal 844)

dimana :

$$\text{Do} = 0,41 \text{ inch}$$

$$= 0,03 \text{ ft}$$

$$\text{Di} = 0,269 \text{ inch}$$

$$= 0,02 \text{ ft}$$

$$\text{Flow area} = 0,058 \text{ inch}^2$$

$$= 0,0004 \text{ ft}^2$$

Perhitungan N_{Re}

$$N_{Re} = \frac{\rho \times D_i \times V}{\mu}$$

dimana : $V = \frac{\text{rate volumetrik}}{\text{luas area}}$

$$= \frac{0,0033 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,0004 \text{ ft}^2} = 8,29 \text{ ft/s}$$

sehingga

$$N_{Re} = \frac{113,6 \text{ lb/ft}^3 \times 0,02 \text{ ft} \times 8,29 \text{ ft/s}}{0,01331 \text{ lb/ft.s}}$$

$$= 1.586,08 \text{ (Aliran laminar, maka asumsi benar)}$$

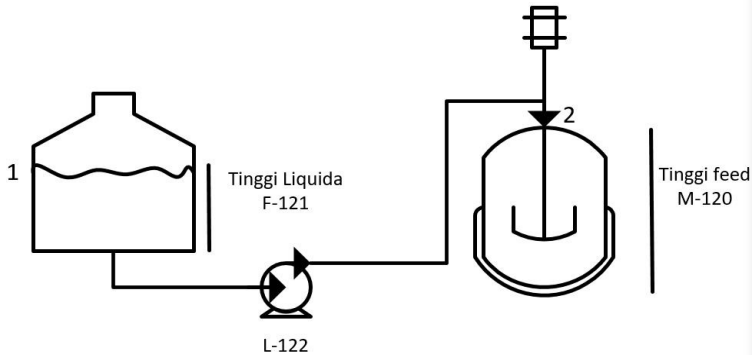
Dengan demikian diambil diameter nozzle inlet = 0,269 inch

Spesifikasi Alat :	
Nama Alat	: Sulfuric Acid Storage
Kode Alat	: F-121
Fungsi	: Sebagai tempat penyimpanan Larutan Asam Sulfat 96.5%
Bentuk	: Tangki silinder, tutup atas berbentuk <i>Standard Dished Head</i> dan tutup bawah berbentuk Conical 120°
Shell	
Bahan konstruksi	= Stainless Steel SA-240 Tipe 304
Diameter	= 12,00 ft = 3,6576 m
Tinggi	= 23,43 ft = 7,1426 m
Tinggi tutup atas	= 24,34 inch = 0,6181 m
Tinggi tutup bawah	= 41,62 inch = 1,0571 m
Tebal tutup atas	= 0,250 inch = 0,0064 m
Tebal tutup bawah	= 0,25 inch = 0,0064 m
Nozzle inlet Di	= 0,269 inch = 0,0068 m
Jumlah	= 1 buah

10. Pompa (L-122)

Fungsi: Memompa asam sulfat dari F-111 ke M-120

Tipe: Pompa Sentrifugal



$$\begin{aligned}
 \text{massrate} &= 619,56 \text{ kg/h} = 1366,13 \text{ lb/h} & T &= 30 \text{ C} \\
 \rho &= 1831,78 \text{ kg/m}^3 = 114,49 \text{ lb/ft}^3 \\
 \mu &= 19,78 \text{ cp} = 0,013312 \text{ lb/ft.s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{flowrate} = Q &= \text{massrate} / \rho = 0,3382 \text{ m}^3/\text{h} = 11,933 \text{ ft}^3/\text{h} \\
 &= 0,003 \text{ ft}^3/\text{s} \\
 &= 1,239 \text{ gpm}
 \end{aligned}$$

Menentukan Jenis Pipa yang Digunakan

Asumsi Aliran Laminar

$$\begin{aligned}
 ID &= 3,9 \times Q^{0,36} \times \mu^{0,18} \\
 &= 3,9 \times 0,128 \times 0,460 \\
 &= 0,2295 \text{ inch}
 \end{aligned}$$

dipilih pipa 1/8 in sch 40

$$\begin{aligned}
 ID &= 0,269 \text{ in} = 0,0224 \text{ ft} \\
 OD &= 0,405 \text{ in} = 0,0338 \text{ ft} \\
 A &= 0,058 \text{ in}^2 = 0,0004 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q/A &= v \\
 v &= 8,229 \text{ ft/s}
 \end{aligned}$$

$$Nre = \frac{ID \times v \times \rho}{\mu} = \frac{21,120}{0,013312} = 1586,55$$

Perhitungan Friksi pada Pipa

1. Sudden Contraction loss

$$K_c = 0.55 \times (1 - A_2/A_1)$$

$$K_c = 0.55 \times 1$$

$$= 0.55$$

$$\alpha = 0.5 \quad (\text{Aliran laminar})$$

A1 = luas permukaan tangki

A2 = flow area pipa

maka asumsi $A_1 \gg A_2$ sehingga $A_1/A_2 = 0$

$$g_c = 32.17 \text{ lbf} \cdot \text{ft} / \text{lbm} \cdot \text{s}^2$$

$$h_c = \frac{K_c \times v^2}{2 \alpha g_c} \quad \text{eq 2.10-16 (Geankoplis, 98)}$$

$$h_c = \frac{0.55 \times 67.724}{2 \times 0.5 \times 32.17}$$

$$= 1.157708 \text{ ft} \cdot \text{lbf} / \text{lbm}$$

2. Straight Pipe Friction

$$ID = 0.022 \text{ ft}$$

$$N_{Re} = 1586.55$$

$$\varepsilon = 4.6E-05 \text{ m} = 1.51E-04 \text{ ft}$$

Figure 2.10-3 (Geankoplis)

$$\varepsilon/D = 0.00673$$

$$f = 0.010$$

Panjang pipa dari tangki F-111 ke kolom D-110

$$8 \text{ m} = 26.2464 \text{ ft}$$

$$F_f = \frac{4f \times \Delta L \times v^2}{ID \times 2 g_c} \quad \text{eq 2.10-6 (Geankoplis, 93)}$$

$$= \frac{0.040 \times 26.2464 \times 67.724}{0.022 \times 2 \times 32.17}$$

$$= 49.2907 \text{ ft} \cdot \text{lbf} / \text{lbm}$$

3. Losses in fittings and valves

$$1 \text{ buah gate valve (wide open)} \quad K_f = 0.17$$

Tabel 2.10-1 (Geankoplis, 99)

$$4 \text{ buah elbow 900} \quad K_f = 4 \times 0.75$$

$$\text{Total } K_f = 3.17$$

$$h_f = \frac{K_f \times v^2}{2 g_c} \quad \text{eq 2.10-17 (Geankoplis, 94)}$$

$$= \frac{3.17 \times 67.724}{2 \times 32.17}$$

$$= 3.336 \text{ ft} \cdot \text{lbf} / \text{lbm}$$

4. Sudden Enlargement losses

A1 = flow area pipa

A2 = luas permukaan kolom

maka asumsi $A2 \gg A1$ sehingga $A1/A2 = 0$

$$K_{ex} = (1 - A1/A2)^2 = 1$$

$$h_{ex} = \frac{K_{ex} \times v^2}{2 \alpha g c} \quad \text{eq 2.10-15 (Geankoplis, 98)}$$

$$= \frac{1 \times 67,724^2}{2 \times 0,5 \times 32,17}$$

$$= 2,105 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Total Friksi pada Pompa adalah

$$\sum F = h_c + F_f + h_f + h_{ex}$$

$$= 55,8896 \text{ ft.lbf/lbm} = 167,0541 \text{ J/kg}$$

Mechanical Energy Balance

$$-W_s = (P_2 - P_1)/\rho + (Z_2 - Z_1) + (V_2^2 - V_1^2)/2\alpha + \sum F \quad \text{eq 2.7-28 (Geankoplis,103)}$$

$$P_2 = 101325 \text{ Pa}$$

$$P_1 = 101325 \text{ Pa}$$

$$Z_2 = 7,12 \text{ m} \quad \text{tinggi M-120}$$

$$Z_1 = 2,432 \text{ m} \quad \text{tinggi Liquida tangki F-121}$$

$$V_2 = 2,5083 \text{ m/s}$$

$$V_1 = 0 \text{ m/s}$$

maka, nilai dari $-W_s$ adalah

$$-W_s = 219,2882 \text{ J/kg}$$

Perhitungan Efisiensi dan Power dari Pompa

$$\text{flowrate} = 1,239 \text{ gpm}$$

$$\text{efisiensi pompa} = 0,250$$

figure 12 - 17 (Timmerhaus, 5thed, 516)

$$W_s = (-\eta W_p)$$

$$-219,288 = -0,250 \times W_p$$

$$W_p = 877,153 \text{ J/kg}$$

$$\text{Daya} = \text{massrate} \times W_p$$

$$= 0,1721 \text{ kg/s} \times 877,153 \text{ J/kg}$$

$$= 1,2077 \text{ kW}$$

Efisiensi Motor = 0,80 figure 12 - 18 (Timmerhaus, 5thed, 516)
Daya Motor = 1,5096 kW

Spesifikasi Alat	
Nama Alat	Pompa
Kode Alat	L-122
Fungsi	Memompa asam sulfat dari F-111 ke M-120
Tipe	Pompa Sentrifugal
Ukuran	1 /8 in sch 40
Material	Stainless Steel
Kapasitas	619,56 kg/ jam
Efisiensi Pompa	25,00%
Efisiensi Motor	80,00%
Input Power	1,510 kW
Output Power	1,208 kW
Head Pompa	22 m

11. Tangki Pengaduk reaktan dengan katalis (M-130)

Fungsi: Mengencerkan asam sulfat hingga 15%

Tipe : berbentuk silinder dengan tutup atas dan bawah berupa *Standard Dished Head* dengan pengaduk

Dasar Perancangan

$$\text{Suhu} = 38 \text{ } ^\circ\text{C} = 100 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Tekanan} = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psia}$$

$$\text{Kapasitas} = 14472,60 \text{ kg/jam}$$

$$\rho \text{ campuran} = 885,4 \text{ kg/m}^3 = 0,032 \text{ lb/in}^3$$

$$\text{waktu tinggal} = \tau = 0,33 \text{ jam}$$

- Menentukan Volume Tangki

$$\text{Volume Liquid} = m / \rho * \tau$$

$$= 5,448 \text{ m}^3 = 192,386 \text{ ft}^3$$

$$\text{Volume Liquid} = 0,7 \text{ Volume Tangki}$$

$$192,4 = 0,7 \text{ Volume Tangki}$$

$$\text{Volume Tangki} = 274,84 \text{ ft}^3$$

- Menentukan Dimensi Tangki

$$\text{Asumsi : } L_s/D_i = 1,5$$

$$L_s = 1,5 D_i$$

$$\text{Volume Tangki} = \text{Volume tutup bawah} + \text{Volume silinder} + \text{Volume tutup atas}$$

$$274,8 = 0,0847 D_i^3 + (\pi D_i^2 L_s/4) + 0,0847 D_i^3$$

$$274,8 = 0,0847 D_i^3 + 1,1775 D_i^3 + 0,0847 D_i^3$$

$$274,8 = 1,3469 D_i^3$$

$$D_i^3 = 204,052$$

$$D_i = 5,89 \text{ ft} = 71 \text{ inch}$$

$$\text{Tinggi tangki, } L_s = 1,5 D_i$$

$$L_s = 8,83 \text{ ft} = 106 \text{ inch}$$

- Mencari tinggi liquid dalam tangki :

$$\text{Volume liquid} = \text{Volume tutup bawah} + \text{Volume silinder}$$

$$192,4 = 0,0847 D_i^3 + (\pi D_i^2 H_{\text{liquid}}/4)$$

$$192,4 = 17,2831823 + 27,21 H_{\text{liquid}}$$

$$H_{\text{liquid}} = 6,44 \text{ ft} = 77 \text{ inch}$$

- Menentukan Tekanan Desain Bejana

$$P_{\text{operasi}} = 14,7 \text{ psia}$$

$$P_{\text{total}} = P_{\text{hidrostatik}} + P_{\text{operasi}}$$

$$= (\rho g H_{\text{liquid}} / g_c) + 14,7$$

$$= 0,017 + 14,7$$

$$= 14,72 \text{ psi}$$

P_{desain} diambil 5% lebih besar dari P_{total}

$$P_{\text{desain}} = 1.05 \times P_{\text{total}} \\ = 15,45 \text{ psi}$$

Pengelasan berupa *double welded butt joint*.

Efisiensi pengelasan, $E = 0,8$ (Brownell & Young, hal. 254)

Faktor korosi, $C = 0,0625$ (Brownell & Young, hal. 89)

Material yang digunakan adalah *Carbon Steel SA-201 grade B*

Allowable stress, $f = 15000$ psi (Brownell & Young, hal. 251)

- Menentukan Tebal Tangki

$$ts = \frac{Pd \times Di}{2 \times (f \times E - 0.6 \times Pd)} + C \quad (\text{Brownell \& Young, hal. 254})$$

ts = tebal bagian silinder (inch)

Pd = tekanan desain bejana (lb/inch^2)

Di = diameter dalam bejana silinder (inch)

f = allowable stress (lb/inch^2)

E = faktor pengelasan

C = faktor korosi

$$ts = \frac{15,45 \times 5,89}{2 \times (15000 \times 0,8 - 0,6 \times 15,45)} + 0,0625 \\ ts = 0,066 \text{ inch}$$

$$ts = \frac{1,06}{16} \approx \frac{3}{16} = 0,188 \text{ inch}$$

Check :

$$Do = Di + 2 \ ts \\ = 71 + (2 \times 0,1875) \\ = 71,02 \text{ inch}$$

Do standarisasi = 72 inch

sehingga koreksi terhadap Di menjadi :

$$Di = Do - 2 \ ts \\ = 72 - (2 \times 0,188) \\ Di = 71,625 \text{ in} = 5,97 \text{ ft}$$

$Ls = 1,5 \ Di$

$Ls = 107,44 \text{ in} = 8,95 \text{ ft}$

Tinggi liquida dalam tangki :

Volume liquid = Volume tutup bawah + Volume silinder

$$192,4 = 0,0847 \ Di^3 + (\pi \ Di^2 \ H_{\text{liquid}}/4)$$

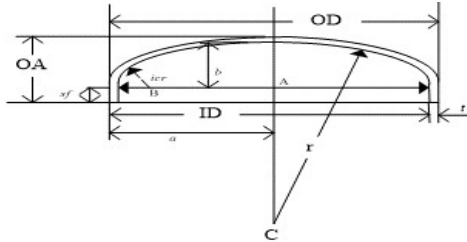
$$192,4 = 18 + 27,97 \ H_{\text{liquid}}$$

$$174,375 = 27,97 \ H_{\text{liquid}}$$

$$H_{\text{liquid}} = 6,24 \text{ ft} = 74,82 \text{ inch}$$

2. Tebal tutup atas

Tutup atas berupa *standard dished head*.



$$r_c = 72 \text{ in}$$

$$t_{ha} = \frac{0,885 \times Pd \times r_c}{2 \times (f \times E - 0,1 Pd)} + C$$

dimana :

t_{ha} = tebal tutup atas (in)

Pd = tekanan desain bejana (lb/in^2)

r_c = *crown radius* (in) untuk *standard dished head*, *crown radius* sama dengan D_i

f = *allowable stress* (lb/in^2)

E = faktor pengelasan

C = faktor korosi

$$t_{ha} = \frac{0,885 \times 15,45 \times 72}{(15000 \times 0,80 - 0,1 \times 15,45)} + 0,0625$$

$$= 0,104 \text{ inch}$$

$$t_{ha} = \frac{1,66}{16} \approx \frac{3}{16} = 0,188 \text{ inch}$$

Tebal tutup atas standard = 0,188 inch

Dari Brownell & Young, hal 88 Tabel 5.6, didapatkan dimensi tutup atas :

Standard Straight Flange (sf) = 2,0 inch

Inside Corner Radius (icr) = 5,13 inch

Tinggi tutup atas *standard dished head* (ha) = $0,169 \times D_o$ (Kusnarjo, 2010)

$$ha = 12,2 \text{ inch}$$

$$= 1,01 \text{ ft}$$

karena tutup atas dan bawah *dished head*, maka, $tha = thb$

$$ha = hb$$

Maka, tinggi total tangk = $L_s + \text{Tinggi tutup atas} + \text{Tinggi tutup bawah}$

$$= 107,44 + 12,17 + 12,17$$

$$= 131,77 \text{ inch}$$

$$= 10,98 \text{ ft}$$

Menghitung Dimensi Pengaduk

Tipe: *turbine with 6 flat blades*

D_i = Diameter of impeller

D_t = Diameter of tank

N = rps

w = width of baffle

Z_i = elevation of impeller above tank

J = Baffle of tank

$$D_t / D_i = 3$$

$$D_i = 24,0 \text{ inch} = 0,61 \text{ m} \quad (\text{G.G. Brown hal 509})$$

$$Z_i / D_i = 1$$

$$Z_i = 24,0 \text{ inch}$$

$$D_t / J = 12$$

$$J = 5,92 \text{ inch}$$

$$w / D_i = 0,2$$

$$= 4,80 \text{ inch}$$

$$N = 250 \text{ rpm}$$

$$4,167 \text{ rps}$$

$$\mu = 0,974 \text{ cp}$$

$$= 0,00097 \text{ Pa. s}$$

$$N'_{re} = D_i^2 * N * \rho / \mu$$

$$= 1.407,567$$

dari grafik figure 447 (G.G. Brown halaman 507) didapatkan nilai N_p sebesar 4

$$P = N_p \rho N^3 D_i^5$$

$$P = 21567,53 \text{ J/s}$$

$$P = 28,836 \text{ hp}$$

$$P_{\text{design}} = 1.15 * P_{\text{teoritis}}$$

$$P_{\text{design}} = 33,1612 \text{ hp}$$

Spesifikasi Alat :			
Nama Alat	:	Tangki Pengaduk M-130	
Kode Alat	:	M-130	
Fungsi	:	Homogenisasi antara Reaktan dan Katalis dengan bantuan Ethanol	
Bentuk	:	Tangki silinder, tutup atas dan bawah Berbentuk <i>Dished Head</i>	
<i>Propeller</i>	:	<i>turbine with 6 flat blades</i>	
Konstruksi			
Bahan konstruksi	=	Carbon Steel SA-201 grade B	
Diameter Tangki	=	6,00 ft	= 1,8288 m
Tinggi Total	=	10,98 ft	= 3,3470 m
Tinggi tutup atas	=	12,17 inch	= 0,3091 m
Tinggi tutup bawah	=	12,17 inch	= 0,3091 m
Tebal tutup atas	=	1,01 inch	= 0,0258 m
Tebal tutup bawah	=	1,01 inch	= 0,0258 m
Energi Pengaduk	=	33,161 hp	
Jumlah	=	1 buah	

12. Tangki Ethanol (F-131)

Fungsi : tempat menampung larutan ethanol 96.5% (w/w%)

Tipe : berbentuk silinder dengan tutup atas dan bawah berupa *Standard Dished Head*

Komponen	Massa (kg)	x	s,g	ρ (kg/m ³)	V (m ³)
C ₂ H ₅ OH	10520,03	0,965	0,7915	788,06	13,3493
H ₂ O	381,56	0,035	1,0000	995,65	0,3832
TOTAL	10901,59	1	0,7988	795,3227	13,7071

$$\rho \text{ air (30}^\circ\text{C)} = 995,7 \text{ kg/m}^3$$

Dasar Perancangan

$$\text{Suhu} = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 86 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{Tekanan} = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psia}$$

$$\text{Kapasitas} = 10901,59 \text{ kg/jam}$$

$$\rho \text{ C}_2\text{H}_5\text{OH (96.5\%)} = 795,32 \text{ kg/m}^3 = 0,029 \text{ lb/in}^3$$

Pengelasan berupa *double welded butt joint*.

$$\text{Efisiensi pengelasan, E} = 0,8 \text{ (Brownell \& Young, hal. 254)}$$

$$\text{Faktor korosi, C} = 0,0750 \text{ (Brownell \& Young, hal. 89)}$$

Material yang digunakan adalah *Stainless Steel 304 (SA-167)*

$$\text{Allowable stress, f} = 18750 \text{ psi (Brownell \& Young, hal. 251)}$$

Tutup atas dan bawah berbentuk *standard dished head*

$$\text{Volume Ethanol} = 0,8 \text{ Volume tangki}$$

- Menentukan Volume Tangki

$$\begin{aligned} \text{Volumetric Rate} &= \text{mass rate Ethanol} / \rho \text{ Ethanol} \\ &= 13,7071 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 484,00 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\text{Direncanakan tangki menampung Ethanol untuk kebutuhan selar} = 1 \text{ hari} = 24 \text{ jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume Ethanol selama 1 hari} &= \text{volumetric rate Ethanol} \times \text{waktu tinggal} \\ &= 11616 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume Ethanol selama 1 hari} &= 0,8 \text{ Volume Tangki} \\ 11616,0 &= 0,8 \text{ Volume Tangki} \\ \text{Volume Tangki} &= 14520 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

- Menentukan Dimensi Tangki

$$\text{Asumsi : } L_s/D_i = 1,5$$

$$L_s = 1,5 D_i$$

$$\text{Volume Tangki} = \text{Volume tutup bawah} + \text{Volume silinder} + \text{Volume tutup atas}$$

$$14520 = 0,0847 D_i^3 + (\pi D_i^2 L_s/4) + 0,0847 D_i^3$$

$$14520 = 0,0847 D_i^3 + 1,1775 D_i^3 + 0,0847 D_i^3$$

$$14520 = 1,3469 D_i^3$$

$$D_i^3 = 10780,3$$

$$D_i = 22,09 \text{ ft} = 265 \text{ inch}$$

$$\text{Tinggi tangki, } L_s = 1,5 D_i$$

$$L_s = 33,14 \text{ ft} = 398 \text{ inch}$$

- Mencari tinggi liquid dalam tangki :

$$\text{Volume liquid} = \text{Volume tutup bawah} + \text{Volume silinder}$$

$$11616 = 0,0847 D_i^3 + (\pi D_i^2 H_{\text{liquid}}/4)$$

$$11616 = 913,09 + 383,08 H_{\text{liquid}}$$

$$H_{\text{liquid}} = 27,94 \text{ ft} = 335,27 \text{ inch}$$

- Menentukan Tekanan Desain Bejana

$$P_{\text{operasi}} = 14,7 \text{ psia}$$

$$P_{\text{total}} = P_{\text{hidrostatik}} + P_{\text{operasi}}$$

$$= (\rho g H_{\text{liquid}} / gc) + 14,7$$

$$= 0,067 + 14,7$$

$$= 14,77 \text{ psi}$$

P_{desain} diambil 5% lebih besar dari P_{total}

$$P_{\text{desain}} = 1.05 \times P_{\text{total}}$$

$$= 15,51 \text{ psi}$$

- Menentukan Tebal Tangki

1. Tebal bagian silinder

$$t_s = \frac{P_d \times D_i}{2 \times (f \times E - 0.6 \times P_d)} + C$$

t_s = tebal bagian silinder (inch)

P_d = tekanan desain bejana (lb/inch^2)

D_i = diameter dalam bejana silinder (inch)

f = allowable stress (lb/inch^2)

E = faktor pengelasan

C = faktor korosi

$$t_s = \frac{15,51 \times 265}{2 \times (18750 \times 0,8 - 0,6 \times 15,51)} + 0,0750$$

$$t_s = 0,212 \text{ inch}$$

$$t_s = \frac{3,39}{16} \approx \frac{4}{16} = 0,250 \text{ inch}$$

Check :

$$D_o = D_i + 2 t_s$$

$$= 265 + (2 \times 0,250)$$

$$= 265,59 \text{ inch}$$

D_o standarisasi = 276 inch

sehingga koreksi terhadap Di menjadi :

$$D_i = D_o - 2 t_s$$

$$= 276 - (2 \times 0,250)$$

$$D_i = 275,5 \text{ in} = 23 \text{ ft}$$

$$L_s = 1,5 D_i$$

$$L_s = 413,25 \text{ in} = 34 \text{ ft}$$

Tinggi liquida dalam tangki :

$$\text{Volume liquid} = \text{Volume tutup bawah} + \text{Volume silinder}$$

$$11616 = 0,0847 D_i^3 + (\pi D_i^2 H_{\text{liquid}}/4)$$

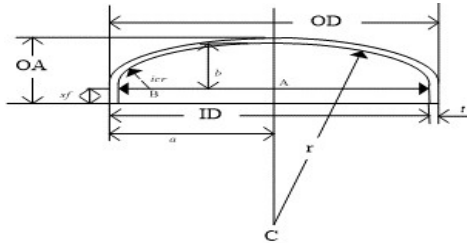
$$11616 = 1025 + 413,76 H_{\text{liquid}}$$

$$10591 = 413,76 H_{\text{liquid}}$$

$$H_{\text{liquid}} = 25,60 \text{ ft} = 307,16 \text{ inch}$$

2. Tebal tutup atas

Tutup atas berupa *standard dished head*.



$$r_c = 276 \text{ in}$$

$$t_{ha} = \frac{0,885 \times P_d \times r_c}{(f \times E - 0,6 P_d)} + C$$

dimana :

- t_{ha} = tebal tutup atas (in)
- P_d = tekanan desain bejana (lb/in²)
- r_c = *crown radius* (in) untuk *standard dished head*, *crown radius* sama dengan Di
- f = *allowable stress* (lb/in²)
- E = faktor pengelasan
- C = faktor korosi

$$t_{ha} = \frac{0,885 \times 15,51 \times 276}{(18750 \times 0,80 - 0,6 \times 15,51)} + 0,0750$$

$$= 0,201 \text{ inch}$$

$$t_{ha} = \frac{3,22}{16} \approx \frac{4}{16} = 0,250 \text{ inch}$$

Tebal tutup atas standard = 0,250 inch

Dari Brownell & Young, hal 88 Tabel 5.6, didapatkan dimensi tutup atas :

$$\begin{aligned} \text{Standard Straight Flange (sf)} &= 3,00 \text{ inch} \\ \text{Inside Corner Radius (icr)} &= 16,56 \text{ inch} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tutup atas standard dished head (ha)} &= 0,169 \times D_o \quad (\text{Kusnarjo, 2010}) \\ &= 46,6 \text{ inch} \\ &= 3,89 \text{ ft} \end{aligned}$$

karena tutup atas dan bawah *dished head*, maka, $th_a = th_b$
 $ha = hb$

$$\begin{aligned} \text{Maka, tinggi total tangk} &= L_s + \text{Tinggi tutup atas} + \text{Tinggi tutup bawah} \\ &= 413,25 + 46,64 + 46,64 \\ &= 506,54 \text{ inch} \\ &= 42,21 \text{ ft} \end{aligned}$$

Perhitungan diameter Nozzle

$$\begin{aligned} \text{Rate solution masuk} &= 24.038 \text{ lb/jam} \\ \text{Rate Volumetrik} &= 0,1344 \text{ ft}^3/\text{s} \\ \rho \text{ larutan} &= 795,32 \text{ kg/m}^3 = 49,65 \text{ lb/ft}^3 \\ \text{Viskositas larutan} &= 1,10 \text{ cP} = 0,00074 \text{ lb/ft.s} \end{aligned}$$

Dicoba dengan menetapkan jenis aliran turbulents

Dari Peter and Timmerhouse edisi V, hal 501 persamaan 15 didapatkan persamaan :

$$\begin{aligned} Di_{\text{optimum}} &= 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 0,1344 \text{ ft}^3/\text{s}^{0,45} \times 49,7 \text{ lbm/ft}^3^{0,13} \\ &= 2,63 \text{ inch} \end{aligned}$$

Dipilih pipa 3 in Schedule 80 (tabel 11, Kern hal 844)
 dimana :

$$\begin{aligned} Do &= 3,50 \text{ inch} \\ &= 0,29 \text{ ft} \\ Di &= 2,9 \text{ inch} \\ &= 0,24 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Flow area} &= 6,610 \text{ inch}^2 \\ &= 0,0459 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Perhitungan N_{Re}

$$N_{Re} = \frac{\rho \times Di \times V}{\mu}$$

$$\begin{aligned} \text{dimana : } V &= \frac{\text{rate volumetrik}}{\text{luas area}} \\ &= \frac{0,1344 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,0459 \text{ ft}^2} = 2,93 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

sehingga

$$N_{Re} = \frac{49,7 \text{ lb/ft}^3 \times 0,24 \text{ ft} \times 2,93 \text{ ft/s}}{0,00074 \text{ lb/ft.s}}$$

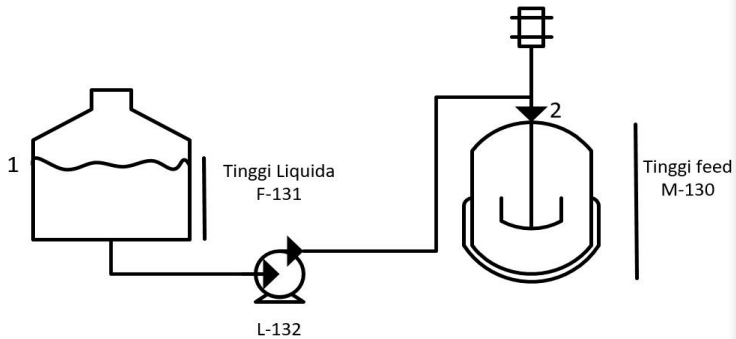
= 47.471,67 (Aliran turbulen, maka asumsi benar)
 Dengan demikian diambil diameter nozzle inlet = 2,900 inch

Spesifikasi Alat :			
Nama Alat	:	Ethanol Storage	
Kode Alat	:	F-131	
Fungsi	:	Sebagai tempat penyimpanan larutan Ethanol 96.5% (w/w%)	
Bentuk	:	Tangki silinder, tutup atas dan bawah berbentuk <i>standard dished head</i>	
Konstruksi			
Bahan konstruksi	=	Stainless Steel 304 (SA-167)	
Diameter	=	23,00 ft	= 7,0104 m
Tinggi	=	42,21 ft	= 12,8661 m
Tinggi tutup atas	=	46,64 inch	= 1,1848 m
Tinggi tutup bawah	=	46,64 inch	= 1,1848 m
Tebal tutup atas	=	0,250 inch	= 0,0064 m
Tebal tutup bawah	=	0,25 inch	= 0,0064 m
Nozzle inlet Di	=	2,900 inch	= 0,0737 m
Jumlah	=	1 buah	

13.Pompa (L-132)

Fungsi: Memompa Ethanol dari F-131 ke M-130

Tipe: Pompa Sentrifugal



$$\begin{aligned} \text{massrate} &= 10901,59 \text{ kg/h} = 24038,01 \text{ lb/h} & T &= 30 \text{ C} \\ \rho &= 795,32 \text{ kg/m}^3 = 49,71 \text{ lb/ft}^3 \\ \mu &= 1,1 \text{ cp} = 0,000740 \text{ lb/ft.s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{flowrate} = Q &= \text{massrate} / \rho = 13,7072 \text{ m}^3/\text{h} = 483,589 \text{ ft}^3/\text{h} \\ &= 0,134 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 50,213 \text{ gpm} \end{aligned}$$

Menentukan Jenis Pipa yang Digunakan

Asumsi Aliran Turbulen

$$\begin{aligned} ID &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 0,405 \times 1,662 \\ &= 2,6259 \text{ inch} \end{aligned}$$

dipilih pipe 3 in sch 80

$$\begin{aligned} ID &= 2,9 \text{ in} = 0,2417 \text{ ft} \\ OD &= 3,5 \text{ in} = 0,2917 \text{ ft} \\ A &= 6,61 \text{ in}^2 = 0,0459 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q/A &= v \\ v &= 2,926 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$Nre = \frac{ID \times v \times \rho}{\mu} = \frac{35,154}{0,000740} = 47486,04$$

Perhitungan Friksi pada Pipa

1. Sudden Contraction loss

$$K_c = 0.55 \times (1 - A_2/A_1)$$

$$K_c = 0.55 \times 1$$

$$= 0.55$$

$$\alpha = 1 \quad (\text{Aliran turbulen})$$

A1 = luas permukaan tangki

A2 = flow area pipa

maka asumsi $A_1 \gg A_2$ sehingga $A_1/A_2 = 0$

$$g_c = 32.17 \text{ lbf} \cdot \text{ft} / \text{lbf} \cdot \text{s}^2$$

$$h_c = \frac{K_c \times v^2}{2 \alpha g_c} \quad \text{eq 2.10-16 (Geankoplis, 98)}$$

$$h_c = \frac{0.55 \times 8.564}{2 \times 1 \times 32.17}$$

$$= 0.073198 \text{ ft} \cdot \text{lbf} / \text{lbfm}$$

2. Straight Pipe Friction

$$ID = 0.242 \text{ ft}$$

$$N_{Re} = 47486.04$$

$$\varepsilon = 4.6E-05 \text{ m} = 1.51E-04 \text{ ft}$$

Figure 2.10-3 (Geankoplis)

$$\varepsilon/D = 0.00062$$

$$f = 0.006$$

Panjang pipa dari tangki F-131 ke tangki M-130

$$7.5 \text{ m} = 24.606 \text{ ft}$$

$$F_f = \frac{4f \times \Delta L \times v^2}{ID \times 2 g_c} \quad \text{eq 2.10-6 (Geankoplis, 93)}$$

$$= \frac{0.024 \times 24.606 \times 8.564}{0.242 \times 2 \times 32.17}$$

$$= 0.3252 \text{ ft} \cdot \text{lbf} / \text{lbfm}$$

3. Losses in fittings and valves

$$1 \text{ buah gate valve (wide open)} \quad K_f = 0.17$$

Tabel 2.10-1 (Geankoplis, 99)

$$4 \text{ buah elbow } 90^\circ \quad K_f = 4 \times 0.75$$

$$\text{Total } K_f = 3.17$$

$$h_f = \frac{K_f \times v^2}{2 g_c} \quad \text{eq 2.10-17 (Geankoplis, 94)}$$

$$= \frac{3.17 \times 8.564}{2 \times 32.17}$$

$$= 0.422 \text{ ft} \cdot \text{lbf} / \text{lbfm}$$

4. Sudden Enlargement losses

A1 = flow area pipa

A2 = luas permukaan kolom

maka asumsi $A2 \gg A1$ sehingga $A1/A2 = 0$

$$K_{ex} = (1 - A1/A2)^2 = 1$$

$$\begin{aligned} h_{ex} &= \frac{K_{ex} \times v^2}{2 \alpha g c} && \text{eq 2.10-15 (Geankoplis, 98)} \\ &= \frac{1 \times 8,564^2}{2 \times 1 \times 32,17} \\ &= 0,13 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

Total Friksi pada Pompa adalah

$$\begin{aligned} \Sigma F &= h_c + F_f + h_f + h_{ex} \\ &= 0,9534 \text{ ft.lbf/lbm} = 2,8497 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

Mechanical Energy Balance

$$-W_s = (P_2 - P_1)/\rho + g(Z_2 - Z_1) + (V_2^2 - V_1^2)/2\alpha + \Sigma F \quad \text{eq 2.7-28 (Geankoplis,103)}$$

Ws di anggap keluar

$P_2 =$	101325	Pa	
$P_1 =$	101325	Pa	
$Z_2 =$	6	m	tinggi M-130
$Z_1 =$	3,2	m	tinggi Liquida tangki F-131
$V_2 =$	0,8920	m/s	
$V_1 =$	0	m/s	

maka, nilai dari -Ws adalah

$$-W_s = 30,6875 \text{ J/kg}$$

Perhitungan Efisiensi dan Power dari Pompa

$$\text{flowrate} = 50,213 \text{ gpm}$$

$$\text{efisiensi pompa} = 0,50$$

figure 12 - 17 (Timmerhaus, 5thed, 516)

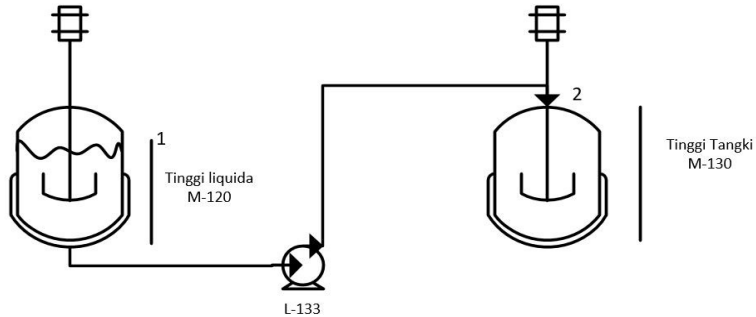
$$\begin{aligned} W_s &= (-\eta W_p) \\ -30,687 &= -0,50 \times W_p \\ W_p &= 61,375 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Daya} &= \text{massrate} \times W_p \\ &= 3,0282 \text{ kg/s} \times 61,375 \text{ J/kg} \\ &= 0,1859 \text{ kW} \end{aligned}$$

14. Pompa (L-133)

Fungsi: Memompa asam sulfat dari M-120 ke M-130

Tipe: Pompa Sentrifugal



$$\begin{aligned} \text{massrate} &= 2430,6 \text{ kg/h} = 5359,47 \text{ lb/h} & T &= 30 \text{ C} \\ \rho &= 1099 \text{ kg/m}^3 = 68,69 \text{ lb/ft}^3 \\ \mu &= 0,5206 \text{ cp} = 0,000350 \text{ lb/ft.s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{flowrate} = Q &= \text{massrate} / \rho = 2,2116 \text{ m}^3/\text{h} = 78,027 \text{ ft}^3/\text{h} \\ &= 0,022 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 8,102 \text{ gpm} \end{aligned}$$

Menentukan Jenis Pipa yang Digunakan

Asumsi Aliran Turbulen

$$\begin{aligned} ID &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 0,178 \times 1,733 \\ &= 1,2051 \text{ inch} \end{aligned}$$

dipilih pipe 1 1/4 in sch 80

$$\begin{aligned} ID &= 1,278 \text{ in} = 0,1065 \text{ ft} \\ OD &= 1,66 \text{ in} = 0,1383 \text{ ft} \\ A &= 1,28 \text{ in}^2 = 0,0089 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q/A &= v \\ v &= 2,438 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$Nre = \frac{ID \times v \times \rho}{\mu} = \frac{17,837}{0,000350} = 50909,93$$

Perhitungan Friksi pada Pipa

1. Sudden Contraction loss

A1 = luas permukaan tangki

A2 = flow area pipa

$$K_c = 0.55 \times (1 - A_2/A_1) \quad \text{maka asumsi } A_1 \gg A_2 \quad \text{sehingga } A_1/A_2 = 0$$

$$K_c = 0.55 \times 1 = 0.55$$

$$\alpha = 1 \quad (\text{Aliran turbulen})$$

$$g_c = 32.17 \text{ lbf} \cdot \text{ft} / \text{lbm} \cdot \text{s}^2$$

$$h_c = \frac{K_c \times v^2}{2 \alpha g_c} \quad \text{eq 2.10-16 (Geankoplis, 98)}$$

$$h_c = \frac{0.55 \times 5.946^2}{2 \times 1 \times 32.17} = 0.050818 \text{ ft} \cdot \text{lbf} / \text{lbm}$$

2. Straight Pipe Friction

$$ID = 0.107 \text{ ft}$$

$$N_{Re} = 50909.93$$

$$\varepsilon = 4.6 \times 10^{-5} \text{ m} = 1.51 \times 10^{-4} \text{ ft}$$

Figure 2.10-3 (Geankoplis)

$$\varepsilon/D = 0.00142$$

$$f = 0.015$$

Panjang pipa dari tangki M-120 ke tangki M-130

$$7.5 \text{ m} = 24.606 \text{ ft}$$

$$F_f = \frac{4f \times \Delta L \times v^2}{ID \times 2 g_c} \quad \text{eq 2.10-6 (Geankoplis, 93)}$$

$$= \frac{0.060 \times 24.606 \times 5.946^2}{0.107 \times 2 \times 32.17} = 1.2808 \text{ ft} \cdot \text{lbf} / \text{lbm}$$

3. Losses in fittings and valves

$$1 \text{ buah gate valve (wide open)} \quad K_f = 0.17$$

Tabel 2.10-1 (Geankoplis, 99)

$$4 \text{ buah elbow 900} \quad K_f = 4 \times 0.75$$

$$\text{Total } K_f = 3.17$$

$$h_f = \frac{K_f \times v^2}{2 g_c} \quad \text{eq 2.10-17 (Geankoplis, 94)}$$

$$= \frac{3.17 \times 5.946^2}{2 \times 32.17} = 0.293 \text{ ft} \cdot \text{lbf} / \text{lbm}$$

4. Sudden Enlargement losses

A1 = flow area pipa

A2 = luas permukaan kolom

$$K_{ex} = (1 - A_1/A_2)^2 \quad \text{maka asumsi } A_2 \gg A_1 \quad \text{sehingga } A_1/A_2 = 0$$

$$= 1$$

$$h_{ex} = \frac{K_{ex} \times v^2}{2 \alpha g c} \quad \text{eq 2.10-15 (Geankoplis, 98)}$$

$$= \frac{1 \times 5,946}{2 \times 1 \times 32,17}$$

$$= 0,09 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Total Friksi pada Pompa adalah

$$\Sigma F = h_c + F_f + h_f + h_{ex}$$

$$= 1,7170 \text{ ft.lbf/lbm} = 5,1320 \text{ J/kg}$$

Mechanical Energy Balance

$$-W_s = (P_2 - P_1)/\rho + (Z_2 - Z_1) + (V_2^2 - V_1^2)/2\alpha + \Sigma F \quad \text{eq 2.7-28 (Geankoplis,103)}$$

Ws di anggap keluar

$P_2 =$	101325	Pa	
$P_1 =$	101325	Pa	
$Z_2 =$	8,43	m	tinggi M-130
$Z_1 =$	0,42395	m	tinggi liquida M-120
$V_2 =$	0,7432	m/s	
$V_1 =$	0	m/s	

maka, nilai dari -Ws adalah

$$-W_s = 83,8674 \text{ J/kg}$$

Perhitungan Efisiensi dan Power dari Pompa

$$\text{flowrate} = 8,102 \text{ gpm}$$

$$\text{efisiensi pompa} = 0,30 \quad \text{figure 12 - 17 (Timmerhaus, 5thed, 516)}$$

$$W_s = (-\eta W_p)$$

$$-83,867 = -0,30 \times W_p$$

$$W_p = 279,558 \text{ J/kg}$$

$$\text{Daya} = \text{massrate} \times W_p$$

$$= 0,6752 \text{ kg/s} \times 279,558 \text{ J/kg}$$

$$= 0,1887 \text{ kW}$$

$$\text{Efisiensi Motor} = 0,80 \quad \text{figure 12 - 18 (Timmerhaus, 5thed, 516)}$$

$$\text{Daya Motor} = 0,2359 \text{ kW}$$

Spesifikasi Alat	
Nama Alat	Pompa
Kode Alat	L-133
Fungsi	Memompa asam sulfat dari M-120 ke M-130
Tipe	Pompa Sentrifugal
Ukuran	1 1/4 in sch 80
Material	Stainless Steel
Kapasitas	2.430,60 kg/jam
Efisiensi Pompa	30,00%
Efisiensi Motor	80,00%
Input Power	0,236 kW
Output Power	0,189 kW
Head Pompa	9 m

15. Cooler (E-134)

Cold fluid: Cooling Water $t_1 = 30 \text{ C}$ $t_2 = 45 \text{ C}$ $m = 10692,05 \text{ lb/hr}$ (Tube)
 Hot Fluid: Distilat D-110 $T_1 = 158,6 \text{ C}$ $T_2 = 40 \text{ C}$ $M = 2513,70 \text{ lb/hr}$ (Shell)

1. Q calculation

Cold Fluid

$$C_p = 1,0000 \text{ Btu/lb.F}$$

$$Q = m C_p \Delta t$$

$$Q = 972976,10 \text{ BTU}$$

2. LMTD Δt

Cold Fluid	Fahrenheit (F)	Hot Fluid		
113,00	Higher Temp	317,55	204,55	Δt_1
86	Lower Temp	104,00	18	Δt_2
27,00	Differences	213,55	186,55	$\Delta t_1 - \Delta t_2$

$$LMTD = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln(\Delta t_1/\Delta t_2)} = \frac{186,55}{\ln\left(\frac{204,55}{18,00}\right)} = 176,7 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R = (T_1 - T_2)/(t_2 - t_1) = 7,91 \quad S = (t_2 - t_1)/(T_1 - t_1) = 0,12$$

di Shell Pass yang berjumlah 2 didapatkan nilai Ft sebesar

$$F_t = 0,95 \quad T_c = 210,8 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t = F_t \times LMTD = 167,9 \text{ } ^\circ\text{F} \quad t_c = 99,5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Trial Ud = 100 (*light organic 75-150*) (Tabel 8.App Kern)

$$Q_{\text{desain}} = 1.1 \times Q_{\text{teoritis}}$$

$$= 1070273,70 \text{ Btu/hr}$$

$$A = \frac{Q}{U_d \times LMTD} = 63,7445 \text{ ft}^2$$

Dipakai Tube 1 in OD, 1 1/4 in triangular pitch

$$P_T = 1,25 \text{ in}$$

$$OD = 1 \text{ in}$$

$$BWG = 16$$

$$L = 16 \text{ ft}$$

$$a''_t = 0,2618 \text{ ft}^2$$

$$a'_t = 0,594 \text{ in}^2$$

$$N_t = \frac{A}{L \times a''t}$$

$$= 15,2$$

$$\text{Shell Passes} = 2$$

$$N_t \text{ standar} = 16$$

$$\text{ID shell} = 8$$

$$\text{Tube Passes} = 4$$

$$\text{Baffles} = 8$$

Faktor Pengali Baffle 1

Check

$$A = N_t \times L \times a''t$$

$$= 67,0208 \text{ ft}^2$$

$$UD = Q / (A \times \Delta T)$$

$$= 114,13$$

HOT FLUID: Shell Side, Distilat D-110	COLD FLUID: Tube Side , Cooling Water
<p>4'. Flow area, $a_s = \frac{ID \times C'B}{144 \times P_T}$</p> $= \frac{16}{144 \times 1} = 0,089 \text{ ft}^2$	<p>4". $a_t = \frac{N_t \times a''t}{144n} = \frac{9,504}{144 \times 4}$</p> $= 0,017 \text{ ft}^2$
<p>5'. $G_s = \frac{M}{a_s} = \frac{2513,70}{0,089}$</p> $= 28279,1 \text{ lb/ hr.ft}^2$	<p>5". $G_t = \frac{m}{a_t} = \frac{10692,05}{0,017}$</p> $= 648002,73 \text{ lb/ hr.ft}^2$
<p>6'. $Re_s = \frac{De \times G_s}{\mu}$</p> <p>Pada $T_c = 210,78 \text{ } ^\circ\text{F}$</p> $\mu = \frac{0,773 \text{ Cp} \times 2,42}{1,870} \text{ lb/ ft.hr}$ <p>$De = \frac{0,72}{12,00} \text{ inch (figure 28)}$</p> $= 0,06 \text{ ft}$ <p>$Re_s = 907,2$</p>	<p>6". $Re_t = \frac{D \times G_t}{\mu}$</p> <p>Pada $t_c = 99,5 \text{ } ^\circ\text{F}$</p> $\mu = \frac{0,68 \text{ Cp} \times 2,42}{1,65} \text{ lb/ ft.hr}$ <p>$ID = \frac{0,87}{12} \text{ inch (Tabel 10)}$</p> $= 0,0725 \text{ ft}$ <p>$Re_t = 28397$</p>
<p>7'. $j_H = 97 \text{ (gambar 28)}$</p>	<p>9". $hi = 600 \times 1,20 \text{ fig.25}$</p> $= 720$
<p>8'. Pada $T_c = 210,8 \text{ } ^\circ\text{F}$</p> $k = 0,06636 \text{ Btu/ (hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F/ft)}$	<p>$V = \frac{G_t}{3600\rho}$</p> $= 2,880012 \text{ ft/s}$ <p>$h_{io} = hi \times ID/ OD$</p> $= 720 \times 0,87$ $= 626,4$

$$c = 0,38764 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F}$$

$$(c \mu / k)^{1/3} = 2,21892$$

$$\begin{aligned} 9'. \quad h_o &= jH \times (k/De) \times (c \mu/k)^{1/3} \\ &= 238,065 \end{aligned}$$

$$(10') \quad t_w = t_c + h_o/(h_{io} + h_o) * (T_c - t_c)$$

$$t_w = 130,14 \text{ F}$$

$$\mu_w = 0,91 \text{ cp}$$

$$= 2,202 \text{ lb/ ft.hr}$$

$$(11') \quad \Phi_s = (\mu / \mu_w)^{0,14}$$

$$\Phi_s = 0,9773968$$

$$(12') \quad h_o / \Phi_s = 243,5706$$

13 Clean overall coefficient U_c

$$U_c = \frac{(h_{io} \times h_o)}{(h_{io} + h_o)} = \frac{152572,613}{869,97}$$

$$= 175,377 \text{ Btu/ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

14 Dirt Factor (R_d)

$$R_d = \frac{(U_c - U_D)}{(U_c \times U_D)} = 0,0031 \text{ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/ Btu}$$

lebih kecil dari 0.003 Vegetables Oil

PRESSURE DROP

1'. Untuk Res 907,2 (*gambar 29*)

$$f = 0,0015 \text{ ft}^2 / \text{in}^2$$

$$\rho = 54,12 \text{ lb / ft}^3$$

$$s = \frac{54,12}{62,5} = 0,86592$$

$$D_s = \frac{8}{12} \text{ inch} = 0,67 \text{ ft}$$

2'. Jumlah passes, $N + 1 = 12 \text{ L / B}$

$$= \frac{192}{8} = 24$$

$$\begin{aligned} 3'. \quad \Delta P_s &= \frac{f \times G_s^2 \times D_s (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \times D_e \times s \times \Phi_s} \\ &= \frac{19193013,86}{2650760130} \\ &= 0,0072406 \text{ Psi} \end{aligned}$$

1". Untuk Ret 28397 (*gambar 26*)

$$f = 0,0003 \text{ ft}^2 / \text{in}^2$$

$$s = 1$$

$$\begin{aligned} 2''. \quad \Delta P_t &= \frac{f \times G_t^2 \times L \times n}{5,22 \times 10^{10} \times D_t \times s \times \Phi_t} \\ &= \frac{8062224663}{3784500000} \\ &= 2,130328 \text{ Psi} \end{aligned}$$

3". $G_t = 648002,73$

$$V^2 / 2g = 0,006 \text{ (*gambar 27*)}$$

$$\begin{aligned} \Delta P_r &= (4n / s) \times (V^2 / 2g) \\ &= 16 \times 0,006 \\ &= 0,096 \text{ Psi} \end{aligned}$$

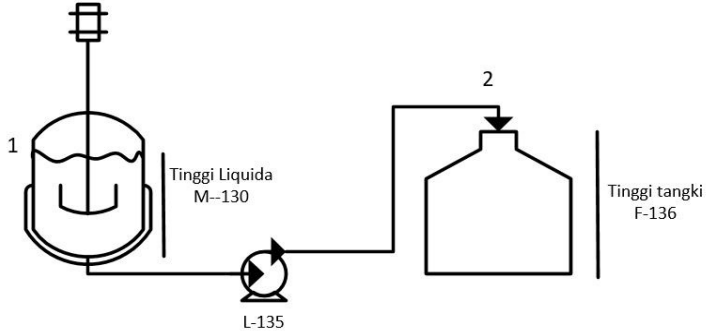
$$\begin{aligned}
 4'' \cdot \Delta P_T &= \Delta P_t + \Delta P_r \\
 &= 2,13 + 0,096 \\
 &= 2,226328 \text{ Psi}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi Alat			
Nama Alat	=	Cooler	
Kode	=	E-134	
Fungsi	=	Fungsi: mendinginkan Distilat D-110 yaitu α -pinene	
Tipe	=	2-4 <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	
Bahan	=	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>	
Shell	ID	=	8 in
	Baffle	=	8 in
	Passes	=	2
	ΔP	=	0,0072 psi
Tube	OD	=	1 in
	ID	=	7/8 in
	BWG	=	16
	Pitch	=	1 1/4 in
	Panjang	=	16 ft
	Jumlah	=	16
	Passes	=	4
ΔP	=	2,226 psi	
Rd	=	0,0031 (hr)(ft ²)(°F)/(btu)	
Jumlah Shell	=	1	
Luas Area	=	67,02 ft ²	

16.Pompa(L-135)

Fungsi: Memompa reaktan dari M-130 ke tangki F-136

Tipe: Pompa Sentrifugal



$$\begin{aligned}
 \text{massrate} &= 14472,6 \text{ kg/h} = 31912,08 \text{ lb/h} & T &= 37,79 \text{ C} \\
 \rho &= 1121 \text{ kg/m}^3 = 70,06 \text{ lb/ft}^3 \\
 \mu &= 1,21 \text{ cp} = 0,000814 \text{ lb/ft.s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{flowrate} = Q &= \text{massrate} / \rho = 12,9104 \text{ m}^3/\text{h} = 455,480 \text{ ft}^3/\text{h} \\
 &= 0,127 \text{ ft}^3/\text{s} \\
 &= 47,294 \text{ gpm}
 \end{aligned}$$

Menentukan Jenis Pipa yang Digunakan

Asumsi Aliran Turbulen

$$\begin{aligned}
 ID &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\
 &= 3,9 \times 0,394 \times 1,737 \\
 &= 2,6727 \text{ inch}
 \end{aligned}$$

dipilih pipe 3 in sch 80

$$\begin{aligned}
 ID &= 2,9 \text{ in} = 0,2417 \text{ ft} \\
 OD &= 3,5 \text{ in} = 0,2917 \text{ ft} \\
 A &= 6,61 \text{ in}^2 = 0,0459 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q/A &= v \\
 v &= 2,756 \text{ ft/s}
 \end{aligned}$$

$$Nre = \frac{ID \times v \times \rho}{\mu} = \frac{46,669}{0,000814} = 57309,95$$

Perhitungan Friksi pada Pipa

1. Sudden Contraction loss

A1 = luas permukaan tangki

A2 = flow area pipa

$$K_c = 0.55 \times (1 - A_2/A_1) \quad \text{maka asumsi } A_1 \gg A_2 \quad \text{sehingga } A_1/A_2 = 0$$

$$K_c = 0.55 \times 1 = 0.55$$

$$\alpha = 1 \quad (\text{Aliran turbulen})$$

$$g_c = 32.17 \text{ lbf} \cdot \text{ft} / \text{lbm} \cdot \text{s}^2$$

$$h_c = \frac{K_c \times v^2}{2 \alpha g_c} \quad \text{eq 2.10-16 (Geankoplis, 98)}$$

$$h_c = \frac{0.55 \times 7.597^2}{2 \times 1 \times 32.17} = 0.064936 \text{ ft} \cdot \text{lbf} / \text{lbm}$$

2. Straight Pipe Friction

$$ID = 0.242 \text{ ft}$$

$$N_{Re} = 57309.95$$

$$\varepsilon = 4.6 \times 10^{-5} \text{ m} = 1.51 \times 10^{-4} \text{ ft}$$

Figure 2.10-3 (Geankoplis)

$$\varepsilon/D = 0.00062$$

$$f = 0.006$$

Panjang pipa dari tangki M-130 ke tangki F-136

$$7.5 \text{ m} = 24.606 \text{ ft}$$

$$F_f = \frac{4f \times \Delta L \times v^2}{ID \times 2 g_c} \quad \text{eq 2.10-6 (Geankoplis, 93)}$$

$$= \frac{0.024 \times 24.606 \times 7.597^2}{0.242 \times 2 \times 32.17} = 0.2885 \text{ ft} \cdot \text{lbf} / \text{lbm}$$

3. Losses in fittings and valves

$$1 \text{ buah gate valve (wide open)} \quad K_f = 0.17$$

Tabel 2.10-1 (Geankoplis, 99)

$$4 \text{ buah elbow } 90^\circ \quad K_f = 4 \times 0.75$$

$$\text{Total } K_f = 3.17$$

$$h_f = \frac{K_f \times v^2}{2 g_c} \quad \text{eq 2.10-17 (Geankoplis, 94)}$$

$$= \frac{3.17 \times 7.597^2}{2 \times 32.17} = 0.374 \text{ ft} \cdot \text{lbf} / \text{lbm}$$

4. Sudden Enlargement losses

A1 = flow area pipa

A2 = luas permukaan kolom

$$K_{ex} = (1 - A_1/A_2)^2 \quad \text{maka asumsi } A_2 \gg A_1 \quad \text{sehingga } A_1/A_2 = 0$$

$$= 1$$

$$h_{ex} = \frac{K_{ex} \times v^2}{2 \alpha g c} \quad \text{eq 2.10-15 (Geankoplis, 98)}$$

$$= \frac{1 \times 7,597}{2 \times 1 \times 32,17}$$

$$= 0,12 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Total Friksi pada Pompa adalah

$$\Sigma F = h_c + F_f + h_f + h_{ex}$$

$$= 0,8458 \text{ ft.lbf/lbm} = 2,5280 \text{ J/kg}$$

Mechanical Energy Balance

$$-W_s = (P_2 - P_1)/\rho + (Z_2 - Z_1) + (V_2^2 - V_1^2)/2\alpha + \Sigma F \quad \text{eq 2.7-28 (Geankoplis,103)}$$

Ws di anggap keluar

$P_2 =$	101325	Pa	
$P_1 =$	101325	Pa	
$Z_2 =$	7,2686	m	tinggi F-136
$Z_1 =$	1,9032	m	tinggi liquida M-130
$V_2 =$	0,8401	m/s	
$V_1 =$	0	m/s	

maka, nilai dari -Ws adalah

$$-W_s = 55,4618 \text{ J/kg}$$

Perhitungan Efisiensi dan Power dari Pompa

$$\text{flowrate} = 47,294 \text{ gpm}$$

$$\text{efisiensi pompa} = 0,56 \quad \text{figure 12 - 17 (Timmerhaus, 5thed, 516)}$$

$$W_s = (-\eta W_p)$$

$$-55,462 = -0,56 \times W_p$$

$$W_p = 99,039 \text{ J/kg}$$

$$\text{Daya} = \text{massrate} \times W_p$$

$$= 4,0202 \text{ kg/s} \times 99,039 \text{ J/kg}$$

$$= 0,3982 \text{ kW}$$

$$\text{Efisiensi Motor} = 0,81 \quad \text{figure 12 - 18 (Timmerhaus, 5thed, 516)}$$

$$\text{Daya Motor} = 0,4915 \text{ kW}$$

Spesifikasi Alat	
Nama Alat	Pompa
Kode Alat	L-135
Fungsi	Memompa reaktan dari M-130 ke tangki F-136
Tipe	Pompa Sentrifugal
Ukuran	3 in sch 80
Material	Stainless Steel
Kapasitas	14.472,60 kg/ jam
Efisiensi Pompa	56,00%
Efisiensi Motor	81,00%
Input Power	0,492 kW
Output Power	0,398 kW
Head Pompa	6 m

17. Tangki Intermediate 1 (F-136)

Fungsi: Menampung Reaktan sebelum masuk Reaktor Batch (R-210)

Tipe : berbentuk silinder dengan tutup atas dan bawah berupa *Standard Dished Head*

Dasar Perancangan

$$\text{Suhu} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 77 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Tekanan} = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psia}$$

$$\text{Kapasitas} = 14472,60 \text{ kg/jam}$$

$$\rho \text{ reaktan} = 1121,00 \text{ kg/m}^3 = 0,040 \text{ lb/in}^3$$

Pengelasan berupa *double welded butt joint*.

Efisiensi pengelasan, $E = 0,8$ (Brownell & Young, hal. 254)

Faktor korosi, $C = 0,0750$ (Brownell & Young, hal. 89)

Material yang digunakan adalah **Low Alloy Steel (SA-204) Grade A**

Allowable stress, f = 16250 psi (Brownell & Young, hal. 251)

Tutup atas dan bawah berbentuk *standard dished head*

$$\text{Volume reaktan} = 0,8 \text{ Volume tangki}$$

- Menentukan Volume Tangki

$$\begin{aligned} \text{Volumetric Rate} &= \text{mass rate reaktan} / \rho \text{ reaktan} \\ &= 12,9104 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 455,87 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Direncanakan tangki menampung reaktan untuk kebutuhan selan = 4,5 jam

$$\begin{aligned} \text{Volume reaktan selama 4,5 jam} &= \text{volumetric rate reaktan} \times \text{waktu tinggal} \\ &= 2051,4 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume reaktan selama 4,5 jam} &= 0,8 \text{ Volume Tangki} \\ 2051,4 &= 0,8 \text{ Volume Tangki} \\ \text{Volume Tangki} &= 2564,25 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

- Menentukan Dimensi Tangki

$$\begin{aligned} \text{Asumsi : } L_s/D_i &= 1,5 \\ L_s &= 1,5 D_i \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume Tangki} &= \text{Volume tutup bawah} + \text{Volume silinder} + \text{Volume tutup atas} \\ 2564,25 &= 0,0847 D_i^3 + (\pi D_i^2 L_s/4) + 0,0847 D_i^3 \\ 2564,25 &= 0,0847 D_i^3 + 1,1775 D_i^3 + 0,0847 D_i^3 \\ 2564,25 &= 1,3469 D_i^3 \\ D_i^3 &= 1903,82 \\ D_i &= 12,39 \text{ ft} = 149 \text{ inch} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tangki, } L_s &= 1,5 D_i \\ L_s &= 18,59 \text{ ft} = 223 \text{ inch} \end{aligned}$$

- Mencari tinggi liquid dalam tangki :

$$\begin{aligned} \text{Volume liquid} &= \text{Volume tutup bawah} + \text{Volume silinder} \\ 2051,4 &= 0,0847 D_i^3 + (\pi D_i^2 H_{\text{liquid}}/4) \end{aligned}$$

$$2051,4 = 161,25 + 120,58 H_{\text{liquid}}$$

$$H_{\text{liquid}} = 15,68 \text{ ft} = 188,10 \text{ inch}$$

- Menentukan Tekanan Desain Bejana

$$P_{\text{operasi}} = 14,7 \text{ psia}$$

$$P_{\text{total}} = P_{\text{hidrostatik}} + P_{\text{operasi}}$$

$$= (\rho g H_{\text{liquid}} / gc) + 14,7$$

$$= 0,053 + 14,7$$

$$= 14,75 \text{ psi}$$

P_{desain} diambil 5% lebih besar dari P_{total}

$$P_{\text{desain}} = 1.05 \times P_{\text{total}}$$

$$= 15,49 \text{ psi}$$

- Menentukan Tebal Tangki

1. Tebal bagian silinder

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

ts = tebal bagian silinder (inch)
 Pd = tekanan desain bejana (lb/inch²)
 Di = diameter dalam bejana silinder (inch)
 f = allowable stress (lb/inch²)
 E = faktor pengelasan
 C = faktor korosi

$$ts = \frac{15,49 \times 149}{2 \times (16250 \times 0,8 - 0,6 \times 15,49)} + 0,0750$$

$$ts = 0,164 \text{ inch}$$

$$ts = \frac{2,62}{16} \approx \frac{3}{16} = 0,188 \text{ inch}$$

Check :

$$Do = Di + 2 \text{ ts}$$

$$= 149 + (2 \times 0,1875)$$

$$= 149,10 \text{ inch}$$

Do standarisasi = 156 inch

sehingga koreksi terhadap Di menjadi :

$$Di = Do - 2 \text{ ts}$$

$$= 156 - (2 \times 0,188)$$

$$Di = 155,625 \text{ in} = 13 \text{ ft}$$

$$Ls = 1,5 \text{ Di}$$

$$Ls = 233,44 \text{ in} = 19,45 \text{ ft}$$

Tinggi liquid dalam tangki :

Volume liquid = Volume tutup bawah + Volume silinder

$$2051,4 = 0,0847 D_i^3 + (\pi D_i^2 H_{\text{liquid}}/4)$$

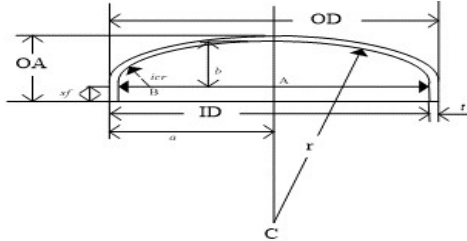
$$2051,4 = 185 + 132,03 H_{\text{liquid}}$$

$$1866,66 = 132,03 H_{\text{liquid}}$$

$$H_{\text{liquid}} = 14,14 \text{ ft} = 169,66 \text{ inch}$$

2. Tebal tutup atas

Tutup atas berupa *standard dished head*.



$$r_c = 156 \text{ in}$$

$$t_{\text{ha}} = \frac{0,885 \times Pd \times r_c}{(f \times E - 0,2 Pd)} + C$$

dimana :

t_{ha} = tebal tutup atas (in)

Pd = tekanan desain bejana (lb/in^2)

r_c = *crown radius* (in) untuk *standard dished head*, *crown radius* sama dengan D_i

f = *allowable stress* (lb/in^2)

E = faktor pengelasan

C = faktor korosi

$$t_{\text{ha}} = \frac{0,885 \times 15,49 \times 156}{(16250 \times 0,80 - 0,2 \times 15,49)} + 0,0750$$

$$= 0,157 \text{ inch}$$

$$t_{\text{ha}} = \frac{2,52}{16} \approx \frac{3}{16} = 0,188 \text{ inch}$$

Tebal tutup atas standard = 0,188 inch

Dari Brownell & Young, hal 88 Tabel 5.6, didapatkan dimensi tutup atas :

Standard Straight Flange (sf) = 2,00 inch

Inside Corner Radius (icr) = 9,25 inch

Tinggi tutup atas *standard dished head* (ha) = 0,169 x Do (Kusnarjo, 2010)

$$ha = 26,4 \text{ inch}$$

$$= 2,20 \text{ ft}$$

karena tutup atas dan bawah *dished head*, maka, $t_{\text{ha}} = t_{\text{hb}}$

$$h_a = h_b$$

$$\begin{aligned} \text{Maka, tinggi total tangki} &= L_s + \text{Tinggi tutup atas} + \text{Tinggi tutup bawah} \\ &= 233,44 + 26,36 + 26,36 \\ &= 286,17 \text{ inch} \\ &= 23,85 \text{ ft} \end{aligned}$$

Perhitungan diameter Nozzle

$$\begin{aligned} \text{Rate solution masuk} &= 31.912 \text{ lb/jam} \\ \text{Rate Volumetrik} &= 0,1266 \text{ ft}^3/\text{s} \\ \rho \text{ larutan} &= 1.121,00 \text{ kg/m}^3 = 69,98 \text{ lb/ft}^3 \\ \text{Viskositas larutan} &= 1,21 \text{ cP} = 0,00081 \text{ lb/ft.s} \end{aligned}$$

Dicoba dengan menetapkan jenis aliran turbulen

Dari Peter and Timmerhouse edisi V, hal 501 persamaan 15 didapatkan persamaan :

$$\begin{aligned} Di_{\text{optimum}} &= 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 0,1266 \text{ ft}^3/\text{s}^{0,45} \times 70,0 \text{ lbm/ft}^3^{0,13} \\ &= 2,67 \text{ inch} \end{aligned}$$

Dipilih pipa 3 in Schedule 80 (tabel 11, Kern hal 844)
dimana :

$$\begin{aligned} Do &= 3,50 \text{ inch} \\ &= 0,29 \text{ ft} \\ Di &= 2,9 \text{ inch} \\ &= 0,24 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Flow area} &= 6,610 \text{ inch}^2 \\ &= 0,0459 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Perhitungan N_{Re}

$$N_{Re} = \frac{\rho \times Di \times V}{\mu}$$

$$\begin{aligned} \text{dimana : } V &= \frac{\text{rate volumetrik}}{\text{luas area}} \\ &= \frac{0,1266 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,0459 \text{ ft}^2} = 2,76 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

sehingga

$$N_{Re} = \frac{70,0 \text{ lb/ft}^3 \times 0,24 \text{ ft} \times 2,76 \text{ ft/s}}{0,00081 \text{ lb/ft.s}}$$

$$= 57.292,60 \text{ (Aliran turbulen, maka asumsi benar)}$$

Dengan demikian diambil diameter nozzle inlet = 2,9 inch

Spesifikasi Alat :			
Nama Alat	:	Intermediate Storage 1	
Kode Alat	:	F-136	
Fungsi	:	Menampung Reaktan Sebelum Masuk Reaktor Batch (R-210)	
Bentuk	:	Tangki silinder, tutup atas dan bawah berbentuk <i>standard dished head</i>	
Shell			
Bahan konstruksi	=	Low Alloy Steel (SA-204) Grade A	
Diameter	=	13,00 ft	= 3,9624 m
Tinggi	=	23,85 ft	= 7,2686 m
Tinggi tutup atas	=	26,36 inch	= 0,6696 m
Tinggi tutup bawah	=	26,36 inch	= 0,6696 m
Tebal tutup atas	=	0,19 inch	= 0,0048 m
Tebal tutup bawah	=	0,19 inch	= 0,0048 m
Nozzle inlet Di	=	2,90 inch	= 0,0737 m
Jumlah	=	1 buah	

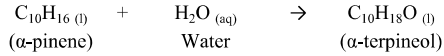
18. Reaktor (R-210)

Fungsi : mereaksikan α -pinene dengan air menjadi α -terpineol

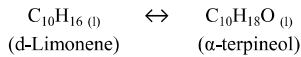
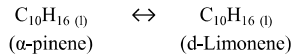
Tipe : *Stirred Tank Reactor*

Operasi : *Batch*

Reaksi utama yang terjadi pada reaktor adalah reaksi hidrasi α -pinene menjadi α -terpineol :



Lalu pada saat yang bersamaan juga terjadi beberapa reaksi isomerisasi sebagai berikut :



- Data Reaksi

Dari neraca massa dan energi pada Appendix A didapatkan data sebagai berikut :

Parameter	Data	Satuan
Temperatur reaksi	80	$^{\circ}\text{C}$
α -terpineol / α -pinene	1,132	kg α -terpineol / kg α -pinene
BM α -terpineol	154,23	kg/kmol
Konversi overall	0,91%	
Panas yang keluar	423418,7679	kJ/h
Laju alir <i>feed</i>	14472,60	kg/h
Densitas campuran	818,057	kg/m ³
Densitas α -pinene	809,837	kg/m ³
Waktu reaksi	4,0	jam

- Menentukan Volume Reaktor

(Silla hal. 398)

a. Menentukan konstanta reaksi (k) dari persamaan berikut :

$$\begin{aligned} t_R &= \frac{\ln [1 / (1 - x_A)]}{k} \\ 4,0 &= \frac{0,009}{k} \\ k &= 0,00229 \text{ jam}^{-1} \end{aligned}$$

b. Menentukan *batch time* (t_B)

Nilai *batch time* dapat ditentukan dari waktu yang dibutuhkan untuk melakukan 1 cycle proses dalam reaktor sebagai berikut :

Proses	Waktu (jam)
<i>Carry out reaction</i>	4,0

Maka *batch time*, $t_B = 4$ jam

c. Menentukan volume reaksi (V_r)

$$V_r = \frac{m \times t_B}{\rho}$$

$$V_r = \frac{57890,41}{818,057}$$

$$V_r = 70,76575 \text{ m}^3 = 4318388 \text{ in}^3$$

Volume reaksi dapat diasumsikan sebagai volume liquid. Maka dengan asumsi volume liquid mengisi 70% ruang reaktor, volume reaktor dapat ditentukan sebagai berikut :

$$V_R = \frac{100 V_r}{70} = \frac{7076,58}{70} = 101,09 \text{ m}^3$$

$$= 26709 \text{ gal}$$

Dari Tabel 7.3 buku H. Silla, didapatkan nilai standarisasi volume reaktor sebesar :

$$V_R = 27000 \text{ gal} = 102,195 \text{ m}^3 = 6236317 \text{ in}^3$$

- Menentukan Dimensi Reaktor

$$\text{Asumsi : } L_s/D_i = 1,5$$

$$L_s = 1,5 D_i$$

Volume Tangki = Volume tutup bawah + Volume silinder + Volume tutup atas

$$6236317,02 = 0,0847 D_i^3 + (\pi D_i^2 L_s/4) + 0,0847 D_i^3$$

$$6236317,02 = 1,1775 D_i^3 + 0,1694 D_i^3$$

$$6236317,02 = 1,3469 D_i^3$$

$$D_i^3 = 4630126$$

$$D_i = 166,67 \text{ in} \approx 168 \text{ in}$$

- Mencari tinggi liquida dalam tangki :

Volume liquid = Volume tutup bawah + Volume silinder

$$4318388 = 0,0847 D_i^3 + (\pi D_i^2 H_{\text{liquid}}/4)$$

$$4318388 = 401616,2 + 22156 H_{\text{liquid}}$$

$$H_{\text{liquid}} = 177 \text{ in}$$

- **Menentukan Tekanan Desain Bejana**

$$\begin{aligned}
 P_{\text{operasi}} &= 14,7 \text{ psia} \\
 P_{\text{total}} &= P_{\text{hidrostatik}} + P_{\text{operasi}} \\
 &= (\rho \text{ g } H_{\text{liquid}} / \text{gc}) + 14,7 \\
 &= 0,036 + 14,7 \\
 &= 14,74 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

P_{desain} diambil 5% lebih besar dari P_{total}

$$\begin{aligned}
 P_{\text{desain}} &= 1.05 \times P_{\text{total}} \\
 &= 15,47 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

- **Menentukan Tebal Tangki**

a. Tebal bagian silinder

Digunakan bahan konstruksi yang terbuat dari Stainless Steel 304 (SA-167)

Pengelasan berupa *double welded butt joint*.

Efisiensi pengelasan, E = 0,8 (Brownell & Young, hal. 254)

Faktor korosi, C = 0,1250 (Brownell & Young, hal. 89)

Allowable stress, f = 18750 psi (Brownell & Young, hal. 251)

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

ts = tebal bagian silinder (inch)
 Pd = tekanan desain bejana (lb/inch²)
 Di = diameter dalam bejana silinder (inch)
 f = allowable stress (lb/inch²)
 E = faktor pengelasan
 C = faktor korosi

$$ts = \frac{15,47 \times 168}{2 \times (18750 \times 0,8 - 0,6 \times 15,47)} + 0,1250$$

$$ts = 0,212 \text{ inch}$$

$$ts = \frac{3,39}{16} \approx \frac{4}{16} = 0,250 \text{ inch}$$

$$OD = ID + (2 \times ts)$$

$$OD = 167,2 \text{ in} \approx 168 \text{ in}$$

$$Ls = 1,5 \text{ OD}$$

$$Ls = 252 \text{ in}$$

- b. Tebal tutup atas
Tutup atas berupa *standard dished head*.

$$r_c = 168 \text{ in} \quad (\text{karena } dished \text{ head, maka } r_c = OD)$$

$$t_{ha} = \frac{0,885 \times Pd \times r_c}{2 \times (f \times E - 0,1 Pd)} + C$$

dimana :

t_{ha} = tebal tutup atas (in)

Pd = tekanan desain bejana (lb/in²)

r_c = *crow*n radius (in) untuk *standard dished head*, *crow*n radius sama dengan D_i

f = *allowable stress* (lb/in²)

E = faktor pengelasan

C = faktor korosi

$$t_{ha} = \frac{0,885 \times 15,47 \times 168}{2 \times (18750 \times 0,80 - 0,1 \times 15,47)} + 0,1250$$

$$= 0,202 \text{ inch}$$

$$t_{ha} = \frac{3,23}{16} \approx \frac{4}{16} = 0,250 \text{ inch}$$

- c. Tebal tutup bawah
Tutup bawah berupa *standard dished head* sehingga t_{hb} sama dengan t_{ha} .

$$t_{hb} = 0,250 \text{ in}$$

- Menentukan Tinggi Reaktor

- a. Tinggi tutup atas (h_a)

$$\text{Tinggi tutup atas } standard \text{ dished head, } (h_a) = 0,169 \text{ OD}$$

$$h_a = 28,39 \text{ in}$$

- a. Tinggi tutup bawah (h_b)

Karena tinggi tutup bawah juga *standard dished head*, maka $h_b = h_a = 28,39 \text{ in}$

Maka tinggi total reaktor adalah :

$$\text{Tinggi total reaktor} = L_s + h_a + h_b$$

$$\text{Tinggi total reaktor} = 308,8 \text{ in}$$

- Menentukan luas perpindahan panas

- a. Menentukan laju perpindahan panas yang harus dipindahkan

Dari Appendix A, laju perpindahan panas yang harus dipindahkan (Q_c) menggunakan media air pendingin melalui jaket sudah dihitung :

$$Q_c = 423418,8 \text{ kJ/h} = 401323,5 \text{ Btu/h}$$

- b Menentukan jenis dan luas area perpindahan panas

Dari nilai Q_c , dapat disimpulkan reaktor harus melepas panas sehingga harus didinginkan menggunakan jaket yang dialiri air pendingin. Untuk jaket yang dialiri air pendingin dan larutan pada reaktor yang merupakan *organic* solution, maka didapatkan nilai koefisien perpindahan panas (U) dari Tabel 7.6 buku Silla sebesar 50 - 80 Btu/h . °F. ft²

Maka ditentukan nilai U sebesar, $U = 65 \text{ Btu/h . °F. ft}^2 = 368,8403 \text{ W/h. m}^2. \text{ °C}$

dengan temperatur inlet sebesar 30 °C dan temperatur outlet sebesar 31 °C sehingga :

$$T_j = 30,5 \text{ °C} = 86,9 \text{ °F}$$

Dari Tabel 7.3 untuk volume reaktor tertentu didapatkan nilai luas penampang jaket sebesar :

$$A_j = 900 \text{ ft}^2 = 83,94 \text{ m}^2$$

Maka laju perpindahan panas yang dapat diterima jaket dapat ditentukan :

$$Q_j = U \times A_j \times T_j$$

$$Q_j = 5083650 \text{ Btu/h} \quad (\text{bandingkan dengan } Q_c)$$

Dari nilai Q_j , dapat disimpulkan jaket memenuhi sebagai media

$$Q_j > Q_c$$

- **Menentukan Mixer Power (samain dengan cara desain impeller mixer)**
Menghitung Dimensi Pengaduk

Tipe: *turbine with 6 flat blades*

D_i = Diameter of impeller

D_t = Diameter of tank

N = rps

w = width of baffle

Z_i = elevation of impeller above tank

J = Baffle of tank

$$D_t / D_i = 3$$

$$D_i = 56,0 \text{ inch} = 1,42 \text{ m} \quad (\text{G.G. Brown hal 509})$$

$$Z_i / D_i = 1,1$$

$$Z_i = 61,6 \text{ inch}$$

$$D_t / J = 12$$

$$J = 14 \text{ inch}$$

$$w / D_i = 0,2$$

$$= 11 \text{ inch}$$

$$N = 200 \text{ rpm}$$

$$3,333 \text{ rps}$$

$$\begin{aligned}\mu &= 0,402 \text{ cp} & \rho &= 813 \text{ kg/m}^3 \\ &= 0,000402 \text{ Pa. s}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}N're &= Di^2 * N * \rho / \mu \\ &= 13.639.132\end{aligned}$$

dari grafik figure 447 (G.G. Brown halaman 507) didapatkan nilai N_p sebesar 4

$$\begin{aligned}P &= N_p \rho N^3 Di^5 \\ P &= 701286,52 \text{ J/s} \\ P &= 937,62 \text{ hp}\end{aligned}$$

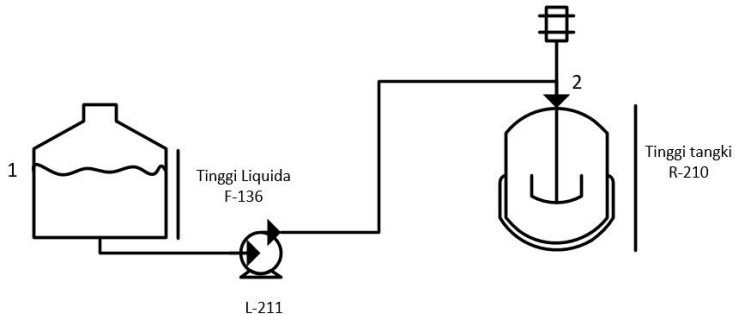
$$\begin{aligned}P_{\text{design}} &= 1.15 * P_{\text{teoritis}} \\ P_{\text{design}} &= 1078,26 \text{ hp}\end{aligned}$$

Spesifikasi Alat	
Nama Alat	: Reaktor Batch
Kode Alat	: R-240
Fungsi	: Tempat Terjadinya reaksi Pembentukan α -Terpineol
Bentuk	: Tangki silinder, tutup atas dan bawah Berbentuk <i>Dished Head</i> dengan Jaket Pendingin
<i>Propeller</i>	: <i>turbine with 6 flat blades</i>
Konstruksi	
Bahan konstruksi	= Stainless Steel SA-167 type 304
Diameter Tangki	= 14,00 ft = 4,2700 m
Tinggi Total	= 12,82 ft = 3,9098 m
Tinggi tutup atas	= 28,39 inch = 0,7212 m
Tinggi tutup bawah	= 28,39 inch = 0,7212 m
Tebal tutup atas	= 0,25 inch = 0,0064 m
Tebal tutup bawah	= 0,25 inch = 0,0064 m
Luas Penampang Jaket	= 900 ft ² = 83,723 m
Energi Pengaduk	= 1.078,26 hp
Jumlah	= 1 buah

19.Pompa (L-211)

Fungsi: Memompa reaktan dari tangki F-136 ke R-210

Tipe: Pompa Sentrifugal



$$\begin{aligned} \text{massrate} &= 14472,6 \text{ kg/h} = 31912,08 \text{ lb/h} & T &= 30 \text{ C} \\ \rho &= 1172 \text{ kg/m}^3 = 73,25 \text{ lb/ft}^3 \\ \mu &= 1,29 \text{ cp} = 0,000868 \text{ lb/ft.s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{flowrate} = Q &= \text{massrate} / \rho = 12,3486 \text{ m}^3/\text{h} = 435,660 \text{ ft}^3/\text{h} \\ &= 0,121 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 45,236 \text{ gpm} \end{aligned}$$

Menentukan Jenis Pipa yang Digunakan

Asumsi Aliran Turbulen

$$\begin{aligned} ID &= 3,9 \times Q^{0.45} \times \rho^{0.13} \\ &= 3,9 \times 0,387 \times 1,748 \\ &= 2,6349 \text{ inch} \end{aligned}$$

dipilih pipe 3 in sch 80

$$\begin{aligned} ID &= 2,9 \text{ in} = 0,2417 \text{ ft} \\ OD &= 3,5 \text{ in} = 0,2917 \text{ ft} \\ A &= 6,61 \text{ in}^2 = 0,0459 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q/A &= v \\ v &= 2,636 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$Nre = \frac{ID \times v \times \rho}{\mu} = \frac{46,669}{0,000868} = 53755,84$$

Perhitungan Friksi pada Pipa

1. Sudden Contraction loss

A1 = luas permukaan tangki

A2 = flow area pipa

$$K_c = 0,55 \times (1 - A_2/A_1) \quad \text{maka asumsi } A_1 \gg A_2 \quad \text{sehingga } A_1/A_2 = 0$$

$$K_c = 0,55 \times 1 = 0,55$$

$$\alpha = 1 \quad (\text{Aliran turbulen})$$

$$g_c = 32,17 \text{ lbf} \cdot \text{ft} / \text{lbm} \cdot \text{s}^2$$

$$h_c = \frac{K_c \times v^2}{2 \alpha g_c} \quad \text{eq 2.10-16 (Geankoplis, 98)}$$

$$h_c = \frac{0,55 \times 6,950^2}{2 \times 1 \times 32,17} = 0,059407 \text{ ft} \cdot \text{lbf} / \text{lbm}$$

2. Straight Pipe Friction

$$ID = 0,242 \text{ ft}$$

$$N_{Re} = 53755,84$$

$$\varepsilon = 4,6E-05 \text{ m} = 1,51E-04 \text{ ft}$$

Figure 2.10-3 (Geankoplis)

$$\varepsilon/D = 0,00062$$

$$f = 0,0055$$

Panjang pipa dari tangki M-130 ke tangki F-136

$$7,5 \text{ m} = 24,606 \text{ ft}$$

$$F_f = \frac{4f \times \Delta L \times v^2}{ID \times 2 g_c} \quad \text{eq 2.10-6 (Geankoplis, 93)}$$

$$= \frac{0,022 \times 24,606 \times 6,950^2}{0,242 \times 2 \times 32,17} = 0,2419 \text{ ft} \cdot \text{lbf} / \text{lbm}$$

3. Losses in fittings and valves

$$1 \text{ buah gate valve (wide open)} \quad K_f = 0,17$$

Tabel 2.10-1 (Geankoplis, 99)

$$4 \text{ buah elbow 900} \quad K_f = 4 \times 0,75$$

$$\text{Total } K_f = 3,17$$

$$h_f = \frac{K_f \times v^2}{2 g_c} \quad \text{eq 2.10-17 (Geankoplis, 94)}$$

$$= \frac{3,17 \times 6,950^2}{2 \times 32,17} = 0,342 \text{ ft} \cdot \text{lbf} / \text{lbm}$$

4. Sudden Enlargement losses

A1 = flow area pipa

A2 = luas permukaan kolom

$$K_{ex} = (1 - A_1/A_2)^2 \quad \text{maka asumsi } A_2 \gg A_1 \quad \text{sehingga } A_1/A_2 = 0$$

$$= 1$$

$$h_{ex} = \frac{K_{ex} \times v^2}{2 \alpha g c} \quad \text{eq 2.10-15 (Geankoplis, 98)}$$

$$= \frac{1 \times 6,950}{2 \times 1 \times 32,17}$$

$$= 0,11 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Total Friksi pada Pompa adalah

$$\Sigma F = h_c + F_f + h_f + h_{ex}$$

$$= 0,7518 \text{ ft.lbf/lbm} = 2,2470 \text{ J/kg}$$

Mechanical Energy Balance

$$-W_s = (P_2 - P_1)/\rho + (Z_2 - Z_1) + (V_2^2 - V_1^2)/2\alpha + \Sigma F \quad \text{eq 2.7-28 (Geankoplis,103)}$$

Ws di anggap keluar

$P_2 =$	101325	Pa	
$P_1 =$	101325	Pa	
$Z_2 =$	8,12	m	tinggi R-210
$Z_1 =$	4,3127	m	tinggi liquida F-136
$V_2 =$	0,8036	m/s	
$V_1 =$	0	m/s	

maka, nilai dari -Ws adalah

$$-W_s = 39,8814 \text{ J/kg}$$

Perhitungan Efisiensi dan Power dari Pompa

$$\text{flowrate} = 45,236 \text{ gpm}$$

$$\text{efisiensi pompa} = 0,45 \quad \text{figure 12 - 17 (Timmerhaus, 5thed, 516)}$$

$$W_s = (-\eta W_p)$$

$$-39,881 = -0,45 \times W_p$$

$$W_p = 88,625 \text{ J/kg}$$

$$\text{Daya} = \text{massrate} \times W_p$$

$$= 4,0202 \text{ kg/s} \times 88,625 \text{ J/kg}$$

$$= 0,3563 \text{ kW}$$

$$\text{Efisiensi Motor} = 0,80 \quad \text{figure 12 - 18 (Timmerhaus, 5thed, 516)}$$

$$\text{Daya Motor} = 0,4454 \text{ kW}$$

Spesifikasi Alat	
Nama Alat	Pompa
Kode Alat	L-211
Fungsi	Memompa reaktan dari tangki F-136 ke R-210
Tipe	Pompa Sentrifugal
Ukuran	3 in sch 80
Material	Stainless Steel
Kapasitas	14.472,60 kg/ jam
Efisiensi Pompa	45,00%
Efisiensi Motor	80,00%
Input Power	0,445 kW
Output Power	0,356 kW
Head Pompa	4 m

20. Preheater (E-212)

Hot Fluid: Steam

$$t_1 = 94 \text{ C} \quad t_2 = 94 \text{ C} \quad m = 1335,54 \text{ lb/hr} \quad (\text{Tube})$$

Cold Fluid: reaktan R-210

$$T_1 = 30 \text{ C} \quad T_2 = 80 \text{ C} \quad M = 31912,09 \text{ lb/hr} \quad (\text{Shell})$$

1. Q calculation
cold fluid

$$C_p = 0,4266 \text{ Btu/lb.F}$$

$$Q = M C_p \Delta T$$

$$Q = 2096750,91 \text{ BTU}$$

2. LMTD Δt

Cold Fluid	Fahrenheit (F)	Steam		
176,00	Higher Temp	201,2	25,20	Δt_1
86	Lower Temp	201,2	115,2	Δt_2
90,00	Differences	0	-90,00	$\Delta t_1 - \Delta t_2$

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln(\Delta t_1/\Delta t_2)} = \frac{-90,00}{\ln\left(\frac{25,20}{115,20}\right)} = 136,4 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Harga $F_t=1$ karena prosesnya isothermal $t_1 = t_2$ $R = \text{tak hingga}$ $S = 0$

$$F_t = 1 \quad T_c = 131 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t = F_t \times \text{LMTD} = 136 \text{ } ^\circ\text{F} \quad t_c = 201,2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Trial Ud = 100 (*light organic 75 -150*) (Tabel 8.App Kern)

$$\begin{aligned} Q_{\text{desain}} &= 1.1 \times Q_{\text{teoritis}} \\ &= 2306426,00 \text{ Btu/hr} \end{aligned}$$

$$A = \frac{Q}{U_d \times \text{LMTD}} = 169,1512 \text{ ft}^2$$

Dipakai Tube 1 1/4 in OD, 1 9/16 in triangular pitch

$$P_T = 1,5625 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 1,25 \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 16$$

$$L = 16 \text{ ft}$$

$$a''_t = 0,3271 \text{ ft}^2$$

$$a'_t = 0,985 \text{ in}^2$$

$$\begin{aligned} N_t &= \frac{A}{L \times a''_t} \\ &= 24,0 \end{aligned}$$

Shell Passes = 1
 Nt standar = 26
 ID shell = 12
 Tube Passes = 2
 Baffles = 12

Faktor Pengali Baffle 1

Check

$$A = N_t \times L \times a''t$$

$$= 136,0736 \text{ ft}^2$$

$$UD = Q / (A \times \Delta T)$$

$$= 124,31$$

COLD FLUID: Shell Side, Reactant R-210	HOT FLUID: Tube Side , Steam
4'. Flow area, $a_s = \frac{ID \times C'B}{144 \times P_T}$	4". $a_t = \frac{N_t \times a''t}{144n} = \frac{25,61}{144 \times 2}$
$= \frac{45}{144 \times 2} = 0,200 \text{ ft}^2$	$= 0,089 \text{ ft}^2$
5'. $G_s = \frac{M}{a_s} = \frac{31912,09}{0,200}$	5". $G_t = \frac{m}{a_t} = \frac{1335,54}{0,089}$
$= 159560,4 \text{ lb/ hr.ft}^2$	$= 15018,97 \text{ lb/ hr.ft}^2$
6'. $Re_s = \frac{De \times G_s}{\mu}$	6". $Re_t = \frac{D \times G_t}{\mu}$
Pada Tc = 131,00 °F	Pada tc = 201,2 °F
$\mu = 0,680 \text{ Cp} \times 2,42$	$\mu = 0,31 \text{ Cp} \times 2,42$
$= 1,645 \text{ lb/ ft.hr}$	$= 0,75 \text{ lb/ ft.hr}$
$De = \frac{0,91}{12,00} \text{ inch (figure 28)}$	ID = $\frac{1,12}{12} \text{ inch (Tabel 10)}$
$= 0,076 \text{ ft}$	$= 0,093333 \text{ ft}$
$Re_s = 7357,6$	$Re_t = 1861$
7'. $j_H = 65 \text{ (gambar 28)}$	9". $hi = 1500$
8'. Pada Tc = 131 °F	$hio = hi \times ID/OD$
$k = 0,14025 \text{ Btu/ (hr)(ft}^2)(\text{°F/ft)}$	$= 1500 \times 0,90$
$c = 0,42665 \text{ Btu/lb } \text{°F}$	$= 1344$
$(c \mu / k)^{1/3} = 1,71032$	

$$9'. \quad h_o = jH \times (k/De) \times (c \mu/k)^{1/3}$$

$$= 205,599$$

$$(10') \quad tw = tc + h_o/(h_{io} + h_o) * (Tc - tc)$$

$$tw = 191,89 \quad F$$

$$\mu_w = 0,52 \quad cp$$

$$= 1,258 \quad lb/ft.hr$$

$$(11') \quad \Phi_s = (\mu / \mu_w)^{0,14}$$

$$\Phi_s = 1,03818$$

$$(12') \quad h_o / \Phi_s = 198,038$$

13 Clean overall coefficient U_c

$$U_c = \frac{(h_{io} \times h_o)}{(h_{io} + h_o)} = \frac{266162,9997}{1542,04}$$

$$= 172,605 \quad Btu/hr \, ft^2 \, ^\circ F$$

14 Dirt Factor (R_d)

$$R_d = \frac{(U_c - U_D)}{(U_c \times U_D)} = 0,002251 \quad hr \, ft^2 \, ^\circ F / Btu$$

lebih kecil dari 0.002 Solvent oil mixed feed

PRESSURE DROP	
----------------------	--

1'. Untuk Res 7357,6 (gambar 29)

$$f = 0,005 \quad ft^2 / in^2$$

$$\rho = 50,21 \quad lb / ft^3$$

$$s = \frac{50,21}{62,5} = 0,80336$$

$$D_s = \frac{12}{12} \text{ inch} = 1,00 \quad ft$$

2'. Jumlah passes, $N + 1 = 12 \, L / B$

$$= \frac{192}{12} = 16$$

$$3'. \quad \Delta P_s = \frac{f \times G_s^2 \times D_s (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \times De \times s \times \Phi_s}$$

$$= \frac{2036762524}{3301516330}$$

$$= 0,616917 \quad Psi$$

1". Untuk Ret 1861 (gambar 26)

$$f = 0,00017 \quad ft^2 / in^2$$

$$s = 0,0096$$

$$2''. \quad \Delta P_t = \frac{f \times G_t^2 \times L \times n}{5,22 \times 10^{10} \times D_t \times s \times \Phi_t}$$

$$= \frac{1227097,949}{46771200}$$

$$= 0,026236 \quad Psi$$

3". $G_t = 15018,97$

$$V^2 / 2g = 0,001 \quad (gambar 27)$$

$$\Delta P_r = (4 \, n / s) \times (V^2 / 2g)$$

$$= 833,3333 \times 0,001$$

$$= 0,833 \quad Psi$$

$$4''. \quad \Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$$

$$= 0,026 + 0,833$$

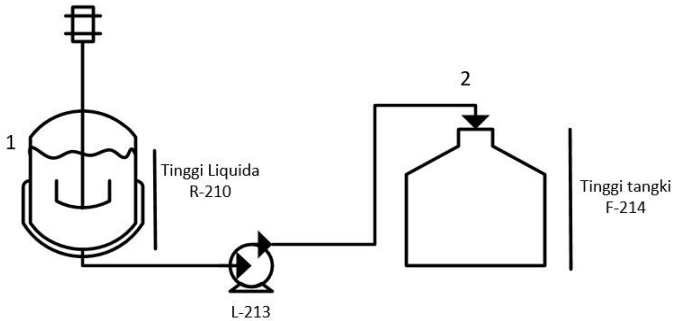
$$= 0,85957 \quad Psi$$

Spesifikasi Alat :		
Nama Alat	=	Preheater
Kode	=	E-212
Fungsi	=	Fungsi: memanaskan Reaktan sebelum masuk R-210
Tipe	=	1-2 <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan	=	<i>Stainless Steel Type 304</i>
Shell	ID	= 12 in
	Baffle	= 12 in
	Passes	= 1
	ΔP	= 0,617 psi
Tube	OD	= 1 1/4 in
	ID	= 1 1/8 in
	BWG	= 16
	Pitch	= 1 4/7 in
	Panjang	= 16 ft
	Jumlah	= 26
	Passes	= 2
ΔP	= 0,860 psi	
Rd	=	0,0023 (hr)(ft ²)(°F)/(btu)
Jumlah Shell	=	1
Luas Area	=	136,07 ft ²

21. Pompa (L-213)

Fungsi: Memompa Produk Reaktor R-210 ke F-214

Tipe: Pompa Sentrifugal



$$\begin{aligned} \text{massrate} &= 14472,6 \text{ kg/h} = 31912,08 \text{ lb/h} & T &= 80 \text{ C} \\ \rho &= 813,2788738 \text{ kg/m}^3 = 50,83 \text{ lb/ft}^3 \\ \mu &= 0,402878463 \text{ cp} = 0,000271 \text{ lb/ft.s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{flowrate} = Q &= \text{massrate} / \rho = 17,7954 \text{ m}^3/\text{h} = 627,821 \text{ ft}^3/\text{h} \\ &= 0,174 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 65,189 \text{ gpm} \end{aligned}$$

Menentukan Jenis Pipa yang Digunakan

Asumsi Aliran Turbulen

$$\begin{aligned} ID &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 0,455711 \times 1,666 \\ &= 2,9618 \text{ inch} \end{aligned}$$

dipilih pipe 3 in sch 40

$$\begin{aligned} ID &= 3,068 \text{ in} = 0,2557 \text{ ft} \\ OD &= 3,5 \text{ in} = 0,2917 \text{ ft} \\ A &= 7,38 \text{ in}^2 = 0,0513 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q/A &= v \\ v &= 3,403 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$Nre = \frac{ID \times v \times \rho}{\mu} = \frac{44,221}{0,000271} = 163096,2$$

Perhitungan Friksi pada Pipa

1. Sudden Contraction loss

A1 = luas permukaan tangki

A2 = flow area pipa

$$K_c = 0,55 \times (1 - A_2/A_1) \quad \text{maka asumsi } A_1 \gg A_2 \quad \text{sehingga } A_1/A_2 = 0$$

$$K_c = 0,55 \times 1 = 0,55$$

$$\alpha = 1 \quad (\text{Aliran turbulen})$$

$$g_c = 32,17 \text{ lbf} \cdot \text{ft} / \text{lbm} \cdot \text{s}^2$$

$$h_c = \frac{K_c \times v^2}{2 \alpha g_c} \quad \text{eq 2.10-16 (Geankoplis, 98)}$$

$$h_c = \frac{0,55 \times 11,579^2}{2 \times 1 \times 32,17} = 0,098971 \text{ ft} \cdot \text{lbf} / \text{lbm}$$

2. Straight Pipe Friction

$$ID = 0,256 \text{ ft}$$

$$N_{Re} = 163096,2$$

$$\epsilon = 4,6E-05 \text{ m} = 1,51E-04 \text{ ft}$$

Figure 2.10-3 (Geankoplis)

$$\epsilon/D = 0,00059$$

$$f = 0,0070$$

Panjang pipa dari Reaktor R-210 ke tangki F-214

$$7,5 \text{ m} = 24,606 \text{ ft}$$

$$F_f = \frac{4f \times \Delta L \times v^2}{ID \times 2 g_c} \quad \text{eq 2.10-6 (Geankoplis, 93)}$$

$$= \frac{0,028 \times 24,606 \times 11,579^2}{0,256 \times 2 \times 32,17} = 0,4849 \text{ ft} \cdot \text{lbf} / \text{lbm}$$

3. Losses in fittings and valves

$$1 \text{ buah gate valve (wide open)} \quad K_f = 0,17$$

Tabel 2.10-1 (Geankoplis, 99)

$$3 \text{ buah elbow } 90^\circ \quad K_f = 3 \times 0,75$$

$$\text{Total } K_f = 2,42$$

$$h_f = \frac{K_f \times v^2}{2 g_c} \quad \text{eq 2.10-17 (Geankoplis, 94)}$$

$$= \frac{2,42 \times 11,579^2}{2 \times 32,17} = 0,435 \text{ ft} \cdot \text{lbf} / \text{lbm}$$

4. Sudden Enlargement losses

A_1 = flow area pipa

A_2 = luas permukaan tangki

$$K_{ex} = (1 - A_1/A_2)^2$$

maka asumsi $A_2 \gg A_1$ sehingga $A_1/A_2 = 0$

$$= 1$$

$$\begin{aligned} \text{hex} &= \frac{K_{ex} \times v^2}{2 \alpha g c} && \text{eq 2.10-15 (Geankoplis, 98)} \\ &= \frac{1 \times 11,579}{2 \times 1 \times 32,17} \\ &= 0,18 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

Total Friksi pada Pompa adalah

$$\begin{aligned} \sum F &= hc + F_f + hf + hex \\ &= 1,1993 \text{ ft.lbf/lbm} = 3,5847 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

Mechanical Energy Balance

$$-W_s = (P_2 - P_1) / \rho + (Z_2 - Z_1) + (V_2^2 - V_1^2) / 2\alpha + \sum F \quad \text{eq 2.7-28 (Geankoplis,103)}$$

Ws di anggap keluar

$P_2 =$	101325	Pa	
$P_1 =$	101325	Pa	
$Z_2 =$	7,2686	m	tinggi F-214
$Z_1 =$	2,9738	m	tinggi liquida R-210
$V_2 =$	1,0372	m/s	
$V_1 =$	0	m/s	

maka, nilai dari -Ws adalah

$$-W_s = 46,2121 \text{ J/kg}$$

Perhitungan Efisiensi dan Power dari Pompa

flowrate =	65,189	gpm	
efisiensi pompa =	0,56		figure 12 - 17 (Timmerhaus, 5 th ed, 516)

$$\begin{aligned} W_s &= (-\eta W_p) \\ -46,212 &= -0,56 \times W_p \\ W_p &= 82,522 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Daya} &= \text{massrate} \times W_p \\ &= 4,0202 \text{ kg/s} \times 82,522 \text{ J/kg} \\ &= 0,3318 \text{ kW} \end{aligned}$$

Efisiensi Motor =	0,81		figure 12 - 18 (Timmerhaus, 5 th ed, 516)
Daya Motor =	0,4096	kW	

Spesifikasi Alat	
Nama Alat	Pompa
Kode Alat	L-213
Fungsi	Memompa Produk Reaktor R-210 ke F-214
Tipe	Pompa Sentrifugal
Ukuran	3 in sch 40
Material	Stainless Steel
Kapasitas	14.472,60 kg/ jam
Efisiensi Pompa	56,00%
Efisiensi Motor	81,00%
Input Power	0,410 kW
Output Power	0,332 kW
Head Pompa	5 m

22. Tangki Intermediate 2 (F-214)

Fungsi: Menampung Produk setelah keluar Reaktor Batch (R-210)

Tipe : berbentuk silinder dengan tutup atas dan bawah berupa *Standard Dished Head*

Dasar Perancangan

$$\text{Suhu} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 77 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Tekanan} = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psia}$$

$$\text{Kapasitas} = 14472,60 \text{ kg/jam}$$

$$\rho \text{ produk} = 1201,00 \text{ kg/m}^3 = 0,043 \text{ lb/in}^3$$

Pengelasan berupa *double welded butt joint*.

Efisiensi pengelasan, $E = 0,8$ (Brownell & Young, hal. 254)

Faktor korosi, $C = 0,0750$ (Brownell & Young, hal. 89)

Material yang digunakan adalah **Low Alloy Steel (SA-204) Grade A**

Allowable stress, f = 16250 psi (Brownell & Young, hal. 251)

Tutup atas dan bawah berbentuk *standard dished head*

$$\text{Volume produk} = 0,8 \text{ Volume tangki}$$

- Menentukan Volume Tangki

$$\begin{aligned} \text{Volumetric Rate} &= \text{mass rate produk} / \rho \text{ produk} \\ &= 12,0505 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 425,50 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Direncanakan tangki menampung reaktan untuk kebutuhan selan = 4,5 jam

$$\begin{aligned} \text{Volume produk selama 4.5 jam} &= \text{volumetric rate produk} \times \text{waktu tinggal} \\ &= 1914,76 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume produk selama 4.5 jam} &= 0,8 \text{ Volume Tangki} \\ 1914,8 &= 0,8 \text{ Volume Tangki} \\ \text{Volume Tangki} &= 2393,45 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

- Menentukan Dimensi Tangki

$$\begin{aligned} \text{Asumsi : } L_s/D_i &= 1,5 \\ L_s &= 1,5 D_i \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume Tangki} &= \text{Volume tutup bawah} + \text{Volume silinder} + \text{Volume tutup atas} \\ 2393,45 &= 0,0847 D_i^3 + (\pi D_i^2 L_s/4) + 0,0847 D_i^3 \\ 2393,45 &= 0,0847 D_i^3 + 1,1775 D_i^3 + 0,0847 D_i^3 \\ 2393,45 &= 1,3469 D_i^3 \\ D_i^3 &= 1777 \\ D_i &= 12,11 \text{ ft} = 145,35 \text{ inch} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tangki, } L_s &= 1,5 D_i \\ L_s &= 18,17 \text{ ft} = 218,02 \text{ inch} \end{aligned}$$

- Mencari tinggi liquid dalam tangki :

$$\begin{aligned} \text{Volume liquid} &= \text{Volume tutup bawah} + \text{Volume silinder} \\ 1914,76 &= 0,0847 D_i^3 + (\pi D_i^2 H_{\text{liquid}}/4) \end{aligned}$$

$$1914,76 = 150,51 + 115,17 H_{\text{liquid}}$$

$$H_{\text{liquid}} = 15,32 \text{ ft} = 183,83 \text{ inch}$$

- Menentukan Tekanan Desain Bejana

$$P_{\text{operasi}} = 14,7 \text{ psia}$$

$$P_{\text{total}} = P_{\text{hidrostatik}} + P_{\text{operasi}}$$

$$= (\rho g H_{\text{liquid}} / gc) + 14,7$$

$$= 0,055 + 14,7$$

$$= 14,76 \text{ psi}$$

P_{desain} diambil 5% lebih besar dari P_{total}

$$P_{\text{desain}} = 1.05 \times P_{\text{total}}$$

$$= 15,49 \text{ psi}$$

- Menentukan Tebal Tangki

1. Tebal bagian silinder

$$ts = \frac{Pd \times Di}{2 \times (f \times E - 0.6 \times Pd)} + C$$

ts = tebal bagian silinder (inch)

Pd = tekanan desain bejana (lb/inch^2)

Di = diameter dalam bejana silinder (inch)

f = allowable stress (lb/inch^2)

E = faktor pengelasan

C = faktor korosi

$$ts = \frac{15,49 \times 145}{2 \times (16250 \times 0,8 - 0,6 \times 15,49)} + 0,0750$$

$$ts = 0,162 \text{ inch}$$

$$ts = \frac{2,59}{16} \approx \frac{3}{16} = 0,188 \text{ inch}$$

Check :

$$Do = Di + 2 \text{ ts}$$

$$= 145 + (2 \times 0,1875)$$

$$= 145,72 \text{ inch}$$

Do standarisasi = 156 inch

sehingga koreksi terhadap Di menjadi :

$$Di = Do - 2 \text{ ts}$$

$$= 156 - (2 \times 0,188)$$

$$Di = 155,625 \text{ in} = 13 \text{ ft}$$

$$Ls = 1,5 \text{ Di}$$

$$Ls = 233,44 \text{ in} = 19,45 \text{ ft}$$

Tinggi liquid dalam tangki :

Volume liquid = Volume tutup bawah + Volume silinder

$$1914,76 = 0,0847 D_i^3 + (\pi D_i^2 H_{\text{liquid}}/4)$$

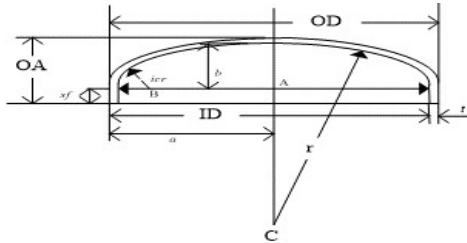
$$1914,76 = 185 + 132,03 H_{\text{liquid}}$$

$$1730,01 = 132,03 H_{\text{liquid}}$$

$$H_{\text{liquid}} = 13,10 \text{ ft} = 157,24 \text{ inch}$$

2. Tebal tutup atas

Tutup atas berupa *standard dished head*.



$$r_c = 156 \text{ in}$$

$$t_{ha} = \frac{0,885 \times Pd \times r_c}{(f \times E - 0,2 Pd)} + C$$

dimana :

t_{ha} = tebal tutup atas (in)

Pd = tekanan desain bejana (lb/in^2)

r_c = *crown radius* (in) untuk *standard dished head*, *crown radius* sama dengan D_i

f = *allowable stress* (lb/in^2)

E = faktor pengelasan

C = faktor korosi

$$t_{ha} = \frac{0,885 \times 15,49 \times 156}{(16250 \times 0,80 - 0,2 \times 15,49)} + 0,0750$$

$$= 0,157 \text{ inch}$$

$$t_{ha} = \frac{2,52}{16} \approx \frac{3}{16} = 0,188 \text{ inch}$$

Tebal tutup atas standard = 0,188 inch

Dari Brownell & Young, hal 88 Tabel 5.6, didapatkan dimensi tutup atas :

Standard Straight Flange (sf) = 2,00 inch

Inside Corner Radius (icr) = 9,25 inch

Tinggi tutup atas *standard dished head* (ha) = 0,169 x Do (Kusnarjo, 2010)

$$ha = 26,4 \text{ inch}$$

$$= 2,20 \text{ ft}$$

karena tutup atas dan bawah *dished head*, maka, $t_{ha} = t_{hb}$

$$ha = hb$$

$$\begin{aligned}
 \text{Maka, tinggi total tangki} &= L_s + \text{Tinggi tutup atas} + \text{Tinggi tutup bawah} \\
 &= 233,44 + 26,36 + 26,36 \\
 &= 286,17 \text{ inch} \\
 &= 23,85 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Perhitungan diameter Nozzle

$$\begin{aligned}
 \text{Rate solution masuk} &= 31.912 \text{ lb/jam} \\
 \text{Rate Volumetrik} &= 0,1182 \text{ ft}^3/\text{s} \\
 \rho \text{ larutan} &= 1.201,00 \text{ kg/m}^3 = 74,98 \text{ lb/ft}^3 \\
 \text{Viskositas larutan} &= 1,21 \text{ cP} = 0,00081 \text{ lb/ft.s}
 \end{aligned}$$

Dicoba dengan menetapkan jenis aliran turbulen

Dari Peter and Timmerhouse edisi V, hal 501 persamaan 15 didapatkan persamaan :

$$\begin{aligned}
 Di_{\text{optimum}} &= 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \\
 &= 3,9 \times 0,1182 \text{ ft}^3/\text{s}^{0,45} \times 75,0 \text{ lbm/ft}^3^{0,13} \\
 &= 2,62 \text{ inch}
 \end{aligned}$$

Dipilih pipa 3 in Schedule 80 (tabel 11, Kern hal 844)

dimana :

$$\begin{aligned}
 Do &= 3,50 \text{ inch} \\
 &= 0,29 \text{ ft} \\
 Di &= 2,9 \text{ inch} \\
 &= 0,24 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Flow area} &= 6,610 \text{ inch}^2 \\
 &= 0,0459 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Perhitungan N_{Re}

$$N_{Re} = \frac{\rho \times Di \times V}{\mu}$$

$$\begin{aligned}
 \text{dimana : } V &= \frac{\text{rate volumetrik}}{\text{luas area}} \\
 &= \frac{0,1182 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,0459 \text{ ft}^2} = 2,57 \text{ ft/s}
 \end{aligned}$$

sehingga

$$N_{Re} = \frac{75,0 \text{ lb/ft}^3 \times 0,24 \text{ ft} \times 2,57 \text{ ft/s}}{0,00081 \text{ lb/ft.s}}$$

$$= 57.292,60 \text{ (Aliran turbulen, maka asumsi benar)}$$

Dengan demikian diambil diameter nozzle inlet = 2,9 inch

Spesifikasi Alat :			
Nama Alat	:	Intermediate Storage 2	
Kode Alat	:	F-214	
Fungsi	:	Menampung Produk Setelah Keluar Reaktor Batch (R-210)	
Bentuk	:	Tangki silinder, tutup atas dan bawah berbentuk <i>standard dished head</i>	
Shell			
Bahan konstruksi	=	Low Alloy Steel (SA-204) Grade A	
Diameter	=	13,00 ft	= 3,9624 m
Tinggi	=	23,85 ft	= 7,2686 m
Tinggi tutup atas	=	26,36 inch	= 0,6696 m
Tinggi tutup bawah	=	26,36 inch	= 0,6696 m
Tebal tutup atas	=	0,19 inch	= 0,0048 m
Tebal tutup bawah	=	0,19 inch	= 0,0048 m
Nozzle inlet Di	=	2,90 inch	= 0,0737 m
Jumlah	=	1 buah	

23. Tangki Pengaduk NaOH (M-220)

Fungsi: Mengencerkan asam sulfat hingga 5%

Tipe : berbentuk silinder dengan tutup atas dan bawah berupa *Standard Dished Head* dengan pengaduk

Komponen	Massa (kg)	x	s,g	ρ (kg/m ³)	V (m ³)
NaOH	469,450	0,0947	1,9950	1986,32	0,2363
H ₂ O	4489,310	0,9053	1,0000	995,65	4,5089
TOTAL	4958,760	1	1,0942	1089,4377	4,5517

$$\rho \text{ air (30}^\circ\text{C)} = 995,7 \text{ kg/m}^3$$

Dasar Perancangan

$$\text{Suhu} = 43,3 \text{ }^\circ\text{C} = 110 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{Tekanan} = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psia}$$

$$\text{Kapasitas} = 4958,76 \text{ kg/jam}$$

$$\rho \text{ NaOH(5\%)} = 1089,4 \text{ kg/m}^3 = 0,039 \text{ lb/in}^3$$

$$\text{waktu tinggal} = \tau = 0,17 \text{ jam}$$

- Menentukan Volume Tangki

$$\text{Volume Liquid} = m / \rho * \tau$$

$$= 0,759 \text{ m}^3 = 26,787 \text{ ft}^3$$

$$\text{Volume Liquid} = 0,7 \text{ Volume Tangki}$$

$$26,8 = 0,7 \text{ Volume Tangki}$$

$$\text{Volume Tangki} = 38,27 \text{ ft}^3$$

- Menentukan Dimensi Tangki

$$\text{Asumsi : } L_s/D_i = 1,5$$

$$L_s = 1,5 D_i$$

$$\text{Volume Tangki} = \text{Volume tutup bawah} + \text{Volume silinder} + \text{Volume tutup atas}$$

$$38,3 = 0,0847 D_i^3 + (\pi D_i^2 L_s/4) + 0,0847 D_i^3$$

$$38,3 = 0,0847 D_i^3 + 1,1775 D_i^3 + 0,0847 D_i^3$$

$$38,3 = 1,3469 D_i^3$$

$$D_i^3 = 28,4108$$

$$D_i = 3,05 \text{ ft} = 37 \text{ inch}$$

$$\text{Tinggi tangki , } L_s = 1,5 D_i$$

$$L_s = 4,58 \text{ ft} = 55 \text{ inch}$$

- Mencari tinggi liquida dalam tangki :

$$\text{Volume liquid} = \text{Volume tutup bawah} + \text{Volume silinder}$$

$$26,8 = 0,0847 D_i^3 + (\pi D_i^2 H_{\text{liquid}}/4)$$

$$26,8 = 2,40639636 + 7,31 H_{\text{liquid}}$$

$$H_{\text{liquid}} = 3,34 \text{ ft} = 40 \text{ inch}$$

- Menentukan Tekanan Desain Bejana

$$\begin{aligned}
 P_{\text{operasi}} &= 14,7 \text{ psia} \\
 P_{\text{total}} &= P_{\text{hidrostatik}} + P_{\text{operasi}} \\
 &= (\rho \cdot g \cdot H_{\text{liquid}} / gc) + 14,7 \\
 &= 0,011 + 14,7 \\
 &= 14,71 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

P_{desain} diambil 5% lebih besar dari P_{total}

$$\begin{aligned}
 P_{\text{desain}} &= 1.05 \times P_{\text{total}} \\
 &= 15,45 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Pengelasan berupa *double welded butt joint*.

Efisiensi pengelasan, $E = 0,8$ (Brownell & Young, hal. 254)

Faktor korosi, $C = 0,1000$ (Brownell & Young, hal. 89)

Material yang digunakan adalah **Stainless Steel SA-167 Tipe 304**

Allowable stress, $f = 18750$ psi (Brownell & Young, hal. 251)

- Menentukan Tebal Tangki

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

t_s = tebal bagian silinder (inch)

P_d = tekanan desain bejana (lb/inch²)

D_i = diameter dalam bejana silinder (inch)

f = allowable stress (lb/inch²)

E = faktor pengelasan

C = faktor korosi

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{15,45 \times 3}{2 \times (18750 \times 0,8 - 0,6 \times 15,45)} + 0,1000 \\
 t_s &= 0,102 \text{ inch}
 \end{aligned}$$

$$t_s = \frac{1,63}{16} \approx \frac{3}{16} = 0,188 \text{ inch}$$

Check :

$$\begin{aligned}
 D_o &= D_i + 2 t_s \\
 &= 37 + (2 \times 0,1875) \\
 &= 36,99 \text{ inch}
 \end{aligned}$$

Do standarisasi = 48 inch

sehingga koreksi terhadap D_i menjadi :

$$\begin{aligned}
 D_i &= D_o - 2 t_s \\
 &= 48 - (2 \times 0,188) \\
 D_i &= 47,625 \text{ in} = 3,97 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$L_s = 1,5 \text{ Di}$$

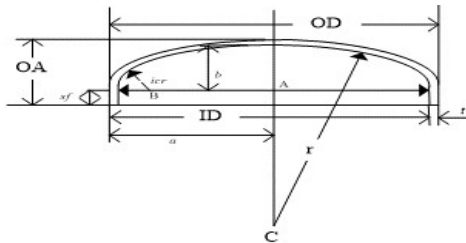
$$L_s = 71,44 \text{ in} = 5,95 \text{ ft}$$

Tinggi liquid dalam tangki :

$$\begin{aligned} \text{Volume liquid} &= \text{Volume tutup bawah} + \text{Volume silinder} \\ 26,8 &= 0,0847 \text{ Di}^3 + (\pi \text{ Di}^2 \text{ H}_{\text{liquid}}/4) \\ 26,8 &= 5,29 + 12,36 \text{ H}_{\text{liquid}} \\ 21,4918 &= 12,36 \text{ H}_{\text{liquid}} \\ \text{H}_{\text{liquid}} &= 1,74 \text{ ft} = 20,86 \text{ inch} \end{aligned}$$

2. Tebal tutup atas

Tutup atas berupa *standard dished head*.



$$r_c = 48 \text{ in}$$

$$t_{ha} = \frac{0,885 \times Pd \times r_c}{2 \times (f \times E - 0,1 Pd)} + C$$

dimana :

t_{ha} = tebal tutup atas (in)

Pd = tekanan desain bejana (lb/in^2)

r_c = *crown radius* (in) untuk *standard dished head*, *crown radius* sama dengan Di

f = *allowable stress* (lb/in^2)

E = faktor pengelasan

C = faktor korosi

$$\begin{aligned} t_{ha} &= \frac{0,885 \times 15,45 \times 48}{(18750 \times 0,80 - 0,1 \times 15,45)} + 0,1000 \\ &= 0,122 \text{ inch} \\ t_{ha} &= \frac{1,95}{16} \approx \frac{3}{16} = 0,188 \text{ inch} \end{aligned}$$

Tebal tutup atas standard = 0,188 inch

Dari Brownell & Young, hal 88 Tabel 5.6, didapatkan dimensi tutup atas :

Standard Straight Flange (sf) = 2,0 inch

Inside Corner Radius (icr) = 3,00 inch

Tinggi tutup atas *standard dished head* (ha) = $0,169 \times Do$ (Kusnarjo, 2010)

$$ha = 8,11 \text{ inch}$$

$$= 0,68 \text{ ft}$$

karena tutup atas dan bawah *dished head*, maka, $t_{ha} = t_{hb}$
 $h_a = h_b$

$$\begin{aligned} \text{Maka, tinggi total tangk} &= L_s + \text{Tinggi tutup atas} + \text{Tinggi tutup bawah} \\ &= 71,44 + 8,11 + 8,11 \\ &= 87,66 \text{ inch} \\ &= 7,31 \text{ ft} \end{aligned}$$

Menghitung Dimensi Pengaduk

Tipe: *Marine Propeller with 3 blades*

Di = Diameter of impeller
Dt = Diameter of tank
N = rps
w = width of baffle
Zi = elevation of impeller above tank
J = Baffle of tank

$$\begin{aligned} Dt/Di &= 3 \\ Di &= 16,0 \text{ inch} = 0,41 \text{ m} \quad (\text{G.G. Brown hal 509}) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Zi/Di &= 1 \\ Zi &= 16,0 \text{ inch} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Dt/J &= 10 \\ J &= 3,70 \text{ inch} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{pitch} &= 2 * Dt \\ &= 73,98 \text{ inch} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} N &= 500 \text{ rpm} \\ &= 8,333 \text{ rps} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \mu &= 0,668 \text{ cp} \\ &= 0,00067 \text{ Pa. s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} N're &= Di^2 * N * \rho / \mu \\ &= 2.244,668 \end{aligned}$$

dari grafik figure 447 (G.G. Brown halaman 507) didapatkan nilai N_p sebesar 0,9

$$\begin{aligned} P &= N_p \rho N^3 Di^5 \\ P &= 6290,28 \text{ J/s} \\ P &= 8,410 \text{ hp} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{design}} &= 1.15 * P_{\text{teoritis}} \\ P_{\text{design}} &= 9,67161 \text{ hp} \end{aligned}$$

Spesifikasi Alat :			
Nama Alat	:	Tangki Pengaduk M-220	
Kode Alat	:	M-220	
Fungsi	:	Pengenceran NaoH dari 48% menjadi 5%	
Bentuk	:	Tangki silinder, tutup atas dan bawah Berbentuk <i>Dished Head</i>	
<i>Propeller</i>	:	<i>Marine Propeller with 3 blades</i>	
Konstruksi			
Bahan konstruksi	=	Stainless Steel SA-167 Tipe 304	
Diameter Tangki	=	4,00 ft	= 1,2192 m
Tinggi Total	=	7,31 ft	= 2,2266 m
Tinggi tutup atas	=	8,11 inch	= 0,2060 m
Tinggi tutup bawah	=	8,11 inch	= 0,2060 m
Tebal tutup atas	=	0,68 inch	= 0,0172 m
Tebal tutup bawah	=	0,68 inch	= 0,0172 m
Energi Pengaduk		9,6716 hp	
Jumlah	=	1 buah	

24. Tangki NaOH (F-221)

Fungsi : tempat menampung larutan NaOH 48% (w/w%)

Tipe : berbentuk silinder dengan tutup atas dan bawah berupa *Standard Dished Head*

Komponen	Massa (kg)	x	s,g	ρ (kg/m ³)	V (m ³)
NaOH	469,45	0,636	1,9950	1986,32	0,2363
H ₂ O	268,80	0,364	1,0000	995,65	0,2700
TOTAL	738,25	1	1,6325	1625,4200	0,4542

$$\rho \text{ air (30}^\circ\text{C)} = 995,7 \text{ kg/m}^3$$

Dasar Perancangan

$$\text{Suhu} = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 86 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{Tekanan} = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psia}$$

$$\text{Kapasitas} = 738,44 \text{ kg/jam}$$

$$\rho \text{ NaOH (48\%)} = 1625,42 \text{ kg/m}^3 = 0,059 \text{ lb/in}^3$$

Pengelasan berupa *double welded butt joint*.

$$\text{Efisiensi pengelasan, E} = 0,8 \text{ (Brownell \& Young, hal. 254)}$$

$$\text{Faktor korosi, C} = 0,0750 \text{ (Brownell \& Young, hal. 89)}$$

Material yang digunakan adalah *Stainless Steel 304 (SA-167)*

$$\text{Allowable stress, f} = 18750 \text{ psi (Brownell \& Young, hal. 251)}$$

Tutup atas dan bawah berbentuk *standard dished head*

$$\text{Volume Ethanol} = 0,8 \text{ Volume tangki}$$

- Menentukan Volume Tangki

$$\begin{aligned} \text{Volumetric Rate} &= \text{mass rate NaOH} / \rho \text{ NaOH} \\ &= 0,4542 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 16,04 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\text{Direncanakan tangki menampung NaOH untuk kebutuhan selam} = 1 \text{ hari} = 24 \text{ jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume NaOH selama 7 hari} &= \text{volumetric rate NaOH} \times \text{waktu tinggal} \\ &= 384,901 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume NaOH selama 7 hari} &= 0,8 \text{ Volume Tangki} \\ 384,9 &= 0,8 \text{ Volume Tangki} \\ \text{Volume Tangki} &= 481 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

- Menentukan Dimensi Tangki

$$\text{Asumsi : } L_s/D_i = 1,5$$

$$L_s = 1,5 D_i$$

$$\text{Volume Tangki} = \text{Volume tutup bawah} + \text{Volume silinder} + \text{Volume tutup atas}$$

$$481 = 0,0847 D_i^3 + (\pi D_i^2 L_s/4) + 0,0847 D_i^3$$

$$481 = 0,0847 D_i^3 + 1,1775 D_i^3 + 0,0847 D_i^3$$

$$481 = 1,3469 D_i^3$$

$$D_i^3 = 357,21$$

$$D_i = 7,10 \text{ ft} = 85,1 \text{ inch}$$

$$\text{Tinggi tangki, } L_s = 1,5 D_i$$

$$L_s = 10,64 \text{ ft} = 127,7 \text{ inch}$$

- Mencari tinggi liquid dalam tangki :

$$\text{Volume liquid} = \text{Volume tutup bawah} + \text{Volume silinder}$$

$$384,901 = 0,0847 D_i^3 + (\pi D_i^2 H_{\text{liquid}}/4)$$

$$384,901 = 30,26 + 39,52 H_{\text{liquid}}$$

$$H_{\text{liquid}} = 8,97 \text{ ft} = 107,69 \text{ inch}$$

- Menentukan Tekanan Desain Bejana

$$P_{\text{operasi}} = 14,7 \text{ psia}$$

$$P_{\text{total}} = P_{\text{hidrostatik}} + P_{\text{operasi}}$$

$$= (\rho g H_{\text{liquid}} / gc) + 14,7$$

$$= 0,044 + 14,7$$

$$= 14,74 \text{ psi}$$

P_{desain} diambil 5% lebih besar dari P_{total}

$$P_{\text{desain}} = 1.05 \times P_{\text{total}}$$

$$= 15,48 \text{ psi}$$

- Menentukan Tebal Tangki

1 Tebal bagian silinder

$$t_s = \frac{P_d \times D_i}{2 \times (f \times E - 0.6 \times P_d)} + C$$

t_s = tebal bagian silinder (inch)

P_d = tekanan desain bejana (lb/inch²)

D_i = diameter dalam bejana silinder (inch)

f = allowable stress (lb/inch²)

E = faktor pengelasan

C = faktor korosi

$$t_s = \frac{15,48 \times 85}{2 \times (18750 \times 0,8 - 0,6 \times 15,48)} + 0,0750$$

$$t_s = 0,119 \text{ inch}$$

$$t_s = \frac{1,90}{16} \approx \frac{3}{16} = 0,188 \text{ inch}$$

Check :

$$D_o = D_i + 2 t_s$$

$$= 85 + (2 \times 0,1875)$$

$$= 85,52 \text{ inch}$$

Do standarisasi = 96 inch

sehingga koreksi terhadap Di menjadi :

$$\begin{aligned}
 D_i &= D_o - 2 t_s \\
 &= 96 - (2 \times 0,188) \\
 D_i &= 95,625 \text{ in} = 8,0 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

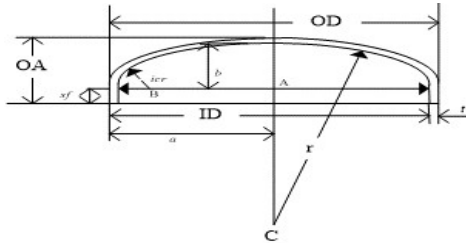
$$\begin{aligned}
 L_s &= 1,5 D_i \\
 L_s &= 143,44 \text{ in} = 12,0 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Tinggi liquida dalam tangki :

$$\begin{aligned}
 \text{Volume liquid} &= \text{Volume tutup bawah} + \text{Volume silinder} \\
 384,901 &= 0,0847 D_i^3 + (\pi D_i^2 H_{\text{liquid}}/4) \\
 384,901 &= 42,9 + 49,85 H_{\text{liquid}} \\
 342,041 &= 49,85 H_{\text{liquid}} \\
 H_{\text{liquid}} &= 6,86 \text{ ft} = 82,34 \text{ inch}
 \end{aligned}$$

2. Tebal tutup atas

Tutup atas berupa *standard dished head*.



$$\begin{aligned}
 r_c &= 96 \text{ in} \\
 t_{ha} &= \frac{0,885 \times P_d \times r_c}{(f \times E - 0,6 P_d)} + C
 \end{aligned}$$

dimana :

- t_{ha} = tebal tutup atas (in)
- P_d = tekanan desain bejana (lb/in^2)
- r_c = *crown radius* (in) untuk *standard dished head*, *crown radius* sama dengan D_i
- f = *allowable stress* (lb/in^2)
- E = faktor pengelasan
- C = faktor korosi

$$\begin{aligned}
 t_{ha} &= \frac{0,885 \times 15,48 \times 96}{(18750 \times 0,80 - 0 \times 15,48)} + 0,0750 \\
 &= 0,119 \text{ inch} \\
 t_{ha} &= \frac{1,90}{16} \approx \frac{3}{16} = 0,19 \text{ inch}
 \end{aligned}$$

Tebal tutup atas standard = 0,188 inch

Dari Brownell & Young, hal 88 Tabel 5.6, didapatkan dimensi tutup atas :

$$\begin{aligned} \text{Standard Straight Flange (sf)} &= 2,00 \text{ inch} \\ \text{Inside Corner Radius (icr)} &= 10,88 \text{ inch} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tutup atas standard dished head (ha)} &= 0,169 \times D_o \quad (\text{Kusnarjo, 2010}) \\ &= 16,2 \text{ inch} \\ &= 1,35 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{karena tutup atas dan bawah dished head, maka,} \quad & \text{tha} = \text{thb} \\ & \text{ha} = \text{hb} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka, tinggi total tangk} &= L_s + \text{Tinggi tutup atas} + \text{Tinggi tutup bawah} \\ &= 143,44 + 16,22 + 16,22 \\ &= 175,89 \text{ inch} \\ &= 14,66 \text{ ft} \end{aligned}$$

Perhitungan diameter Nozzle

$$\begin{aligned} \text{Rate solution masuk} &= 1.628 \text{ lb/jam} \\ \text{Rate Volumetrik} &= 0,0045 \text{ ft}^3/\text{s} \\ \rho \text{ larutan} &= 1.625,42 \text{ kg/m}^3 = 101,47 \text{ lb/ft}^3 \\ \text{Viskositas larutan} &= 0,37 \text{ cP} = 0,00025 \text{ lb/ft.s} \end{aligned}$$

Dicoba dengan menetapkan jenis aliran turbulen

Dari Peter and Timmerhouse edisi V, hal 501 persamaan 15 didapatkan persamaan :

$$\begin{aligned} D_{i \text{ optimum}} &= 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 0,0045 \text{ ft}^3/\text{s}^{0,45} \times 101,5 \text{ lbm/ft}^3^{0,13} \\ &= 0,622 \text{ inch} \end{aligned}$$

Dipilih pipa 3/4 in Schedule 80 (tabel 11, Kern hal 844)
dimana :

$$\begin{aligned} D_o &= 1,05 \text{ inch} \\ &= 0,09 \text{ ft} \\ D_i &= 0,742 \text{ inch} \\ &= 0,06 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Flow area} &= 0,432 \text{ inch}^2 \\ &= 0,0030 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Perhitungan N_{Re}

$$N_{Re} = \frac{\rho \times D_i \times V}{\mu}$$

$$\begin{aligned} \text{dimana : } V &= \frac{\text{rate volumetrik}}{\text{luas area}} \\ &= \frac{0,0045 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,0030 \text{ ft}^2} = 1,48 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

sehingga

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{101,5 \text{ lb/ft}^3 \times 0,06 \text{ ft} \times 1,48 \text{ ft/s}}{0,00025 \text{ lb/ft.s}} \\ &= 37.825,61 \quad (\text{Aliran turbulen, maka asumsi benar}) \end{aligned}$$

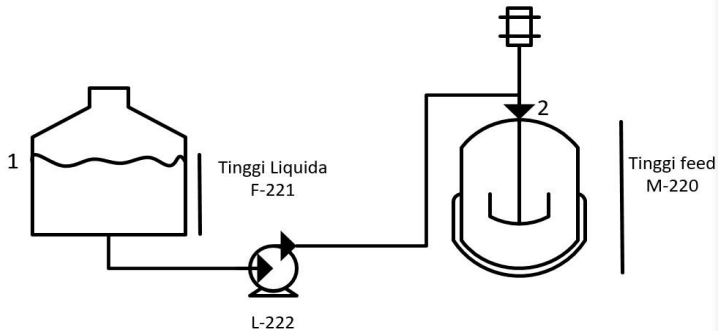
Dengan demikian diambil diameter nozzle inlet = 0,742 inch

Spesifikasi Alat :			
Nama Alat	:	Natrium Hidroksida Storage	
Kode Alat	:	F-221	
Fungsi	:	Sebagai tempat penyimpanan larutan NaOH 48% (v/v%)	
Bentuk	:	Tangki silinder, tutup atas dan bawah berbentuk <i>standard dished head</i>	
Shell			
Bahan konstruksi	=	Stainless Steel 304 (SA-167)	
Diameter	=	8,00 ft	= 2,4384 m
Tinggi	=	14,66 ft	= 4,4675 m
Tinggi tutup atas	=	16,22 inch	= 0,4121 m
Tinggi tutup bawah	=	16,22 inch	= 0,4121 m
Tebal tutup atas	=	0,188 inch	= 0,0048 m
Tebal tutup bawah	=	0,19 inch	= 0,0048 m
Nozzle inlet Di	=	0,742 inch	= 0,0188 m
Jumlah	=	1 buah	

25. Pompa (L-222)

Fungsi: Memompa reaktan dari F-221 ke tangki M-220

Tipe: Pompa Sentrifugal



$$\begin{aligned} \text{massrate} &= 738,44 \text{ kg/h} = 1628,26 \text{ lb/h} & T &= 30 \text{ C} \\ \rho &= 1625,42 \text{ kg/m}^3 = 101,59 \text{ lb/ft}^3 \\ \mu &= 0,37 \text{ cp} = 0,000249 \text{ lb/ft.s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{flowrate} = Q &= \text{massrate} / \rho = 0,4543 \text{ m}^3/\text{h} = 16,028 \text{ ft}^3/\text{h} \\ &= 0,004 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 1,664 \text{ gpm} \end{aligned}$$

Menentukan Jenis Pipa yang Digunakan

Asumsi Aliran Turbulen

$$\begin{aligned} ID &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 0,087 \times 1,823 \\ &= 0,6220 \text{ inch} \end{aligned}$$

dipilih pipe 3/4 in sch 80

$$\begin{aligned} ID &= 0,742 \text{ in} = 0,0618 \text{ ft} \\ OD &= 1,05 \text{ in} = 0,0875 \text{ ft} \\ A &= 0,432 \text{ in}^2 = 0,0030 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q/A &= v \\ v &= 1,484 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$Nre = \frac{ID \times v \times \rho}{\mu} = \frac{9,322}{0,000249} = 37437,42$$

Perhitungan Friksi pada Pipa

1. Sudden Contraction loss

A1 = luas permukaan tangki

A2 = flow area pipa

$$K_c = 0,55 \times (1 - A_2/A_1) \quad \text{maka asumsi } A_1 \gg A_2 \quad \text{sehingga } A_1/A_2 = 0$$

$$K_c = 0,55 \times 1 = 0,55$$

$$\alpha = 1 \quad (\text{Aliran turbulen})$$

$$g_c = 32,17 \text{ lbf} \cdot \text{ft} / \text{lbm} \cdot \text{s}^2$$

$$h_c = \frac{K_c \times v^2}{2 \alpha g_c} \quad \text{eq 2.10-16 (Geankoplis, 98)}$$

$$h_c = \frac{0,55 \times 2,202^2}{2 \times 1 \times 32,17} = 0,018825 \text{ ft} \cdot \text{lbf} / \text{lbm}$$

2. Straight Pipe Friction

$$ID = 0,062 \text{ ft}$$

$$N_{Re} = 37437,42$$

$$\varepsilon = 4,6E-05 \text{ m} = 1,51E-04 \text{ ft}$$

Figure 2.10-3 (Geankoplis)

$$\varepsilon/D = 0,00244$$

$$f = 0,007$$

Panjang pipa dari tangki M-130 ke tangki F-136

$$10 \text{ m} = 32,808 \text{ ft}$$

$$F_f = \frac{4f \times \Delta L \times v^2}{ID \times 2 g_c} \quad \text{eq 2.10-6 (Geankoplis, 93)}$$

$$= \frac{0,028 \times 32,808 \times 2,202^2}{0,062 \times 2 \times 32,17} = 0,5085 \text{ ft} \cdot \text{lbf} / \text{lbm}$$

3. Losses in fittings and valves

$$1 \text{ buah gate valve (wide open)} \quad K_f = 0,17$$

Tabel 2.10-1 (Geankoplis, 99)

$$4 \text{ buah elbow 900} \quad K_f = 4 \times 0,75$$

$$\text{Total } K_f = 3,17$$

$$h_f = \frac{K_f \times v^2}{2 g_c} \quad \text{eq 2.10-17 (Geankoplis, 94)}$$

$$= \frac{3,17 \times 2,202^2}{2 \times 32,17} = 0,109 \text{ ft} \cdot \text{lbf} / \text{lbm}$$

4. Sudden Enlargement losses

A1 = flow area pipa

A2 = luas permukaan kolom

$$K_{ex} = (1 - A_1/A_2)^2 = 1$$

maka asumsi A2 >>> A1 sehingga A1/A2 = 0

$$\begin{aligned}
 h_{ex} &= \frac{K_{ex} \times v^2}{2 \alpha g c} && \text{eq 2.10-15 (Geankoplis, 98)} \\
 &= \frac{1 \times 2,202}{2 \times 1 \times 32,17} \\
 &= 0,03 \text{ ft.lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

Total Friksi pada Pompa adalah

$$\begin{aligned}
 \Sigma F &= hc + F_f + hf + h_{ex} \\
 &= 0,6701 \text{ ft.lbf/lbm} = 2,0028 \text{ J/kg}
 \end{aligned}$$

Mechanical Energy Balance

$$-W_s = (P_2 - P_1) / \rho + (Z_2 - Z_1) + (V_2^2 - V_1^2) / 2\alpha + \Sigma F \quad \text{eq 2.7-28 (Geankoplis, 103)}$$

Ws di anggap keluar

$P_2 =$	101325	Pa	
$P_1 =$	101325	Pa	
$Z_2 =$	6,023	m	tinggi M-220
$Z_1 =$	2,0923	m	tinggi liquida F-221
$V_2 =$	0,4523	m/s	
$V_1 =$	0	m/s	

maka, nilai dari -Ws adalah

$$-W_s = 40,6260 \text{ J/kg}$$

Perhitungan Efisiensi dan Power dari Pompa

flowrate =	1,664	gpm	
efisiensi pompa =	0,25		figure 12 - 17 (Timmerhaus, 5 th ed, 516)

$$\begin{aligned}
 W_s &= (-\eta W_p) \\
 -40,626 &= -0,25 \times W_p \\
 W_p &= 162,504 \text{ J/kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Daya} &= \text{massrate} \times W_p \\
 &= 4,1024 \text{ kg/s} \times 162,504 \text{ J/kg} \\
 &= 0,6667 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

Efisiensi Motor =	0,90		figure 12 - 18 (Timmerhaus, 5 th ed, 516)
Daya Motor =	0,7407	kW	

Spesifikasi Alat	
Nama Alat	Pompa
Kode Alat	L-222
Fungsi	Memompa reaktan dari F-221 ke tangki M-220
Tipe	Pompa Sentrifugal
Ukuran	3/4 in sch 80
Material	Stainless Steel
Kapasitas	738,44 kg/jam
Efisiensi Pompa	25,00%
Efisiensi Motor	90,00%
Input Power	0,741 kW
Output Power	0,667 kW
Head Pompa	4 m

26. Tangki Pengaduk Netralisasi (M-230)

Fungsi: Mengencerkan asam sulfat hingga 15%

Tipe : berbentuk silinder dengan tutup atas dan bawah berupa *Standard Dished Head* dengan pengaduk

Dasar Perancangan

$$\text{Suhu} = 38 \text{ } ^\circ\text{C} = 100 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Tekanan} = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psia}$$

$$\text{Kapasitas} = 19431,60 \text{ kg/jam}$$

$$\rho \text{ campuran} = 937,0 \text{ kg/m}^3 = 0,034 \text{ lb/in}^3$$

$$\text{waktu tinggal} = \tau = 0,33 \text{ jam}$$

- Menentukan Volume Tangki

$$\text{Volume Liquid} = m / \rho * \tau$$

$$= 6,913 \text{ m}^3 = 244,087 \text{ ft}^3$$

$$\text{Volume Liquid} = 0,7 \text{ Volume Tangki}$$

$$244,1 = 0,7 \text{ Volume Tangki}$$

$$\text{Volume Tangki} = 348,70 \text{ ft}^3$$

- Menentukan Dimensi Tangki

$$\text{Asumsi : } L_s/D_i = 1,5$$

$$L_s = 1,5 D_i$$

$$\text{Volume Tangki} = \text{Volume tutup bawah} + \text{Volume silinder} + \text{Volume tutup atas}$$

$$348,7 = 0,0847 D_i^3 + (\pi D_i^2 L_s/4) + 0,0847 D_i^3$$

$$348,7 = 0,0847 D_i^3 + 1,1775 D_i^3 + 0,0847 D_i^3$$

$$348,7 = 1,3469 D_i^3$$

$$D_i^3 = 258,888$$

$$D_i = 6,37 \text{ ft} = 76 \text{ inch}$$

$$\text{Tinggi tangki, } L_s = 1,5 D_i$$

$$L_s = 9,56 \text{ ft} = 115 \text{ inch}$$

- Mencari tinggi liquid dalam tangki :

$$\text{Volume liquid} = \text{Volume tutup bawah} + \text{Volume silinder}$$

$$244,1 = 0,0847 D_i^3 + (\pi D_i^2 H_{\text{liquid}}/4)$$

$$244,1 = 21,9278197 + 31,89 H_{\text{liquid}}$$

$$H_{\text{liquid}} = 6,97 \text{ ft} = 84 \text{ inch}$$

- Menentukan Tekanan Desain Bejana

$$P_{\text{operasi}} = 14,7 \text{ psia}$$

$$P_{\text{total}} = P_{\text{hidrostatik}} + P_{\text{operasi}}$$

$$= (\rho g H_{\text{liquid}}/g_c) + 14,7$$

$$= 0,02 + 14,7$$

$$= 14,72 \text{ psi}$$

P_{desain} diambil 5% lebih besar dari P_{total}

$$P_{\text{desain}} = 1.05 \times P_{\text{total}} \\ = 15,46 \text{ psi}$$

Pengelasan berupa *double welded butt joint*.

Efisiensi pengelasan, $E = 0,8$ (Brownell & Young, hal. 254)

Faktor korosi, $C = 0,0625$ (Brownell & Young, hal. 89)

Material yang digunakan adalah *Carbon Steel SA-201 grade B*

Allowable stress, $f = 15000$ psi (Brownell & Young, hal. 251)

- Menentukan Tebal Tangki

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

t_s = tebal bagian silinder (inch)

P_d = tekanan desain bejana (lb/inch^2)

D_i = diameter dalam bejana silinder (inch)

f = allowable stress (lb/inch^2)

E = faktor pengelasan

C = faktor korosi

$$t_s = \frac{15,46 \times 6,37}{2 \times (15000 \times 0,8 - 0,6 \times 15,46)} + 0,0625 \\ t_s = 0,067 \text{ inch}$$

$$t_s = \frac{1,07}{16} \approx \frac{3}{16} = 0,188 \text{ inch}$$

Check :

$$D_o = D_i + 2 t_s \\ = 76 + (2 \times 0,1875) \\ = 76,86 \text{ inch}$$

Do standarisasi = 84 inch

sehingga koreksi terhadap D_i menjadi :

$$D_i = D_o - 2 t_s \\ = 84 - (2 \times 0,188) \\ D_i = 83,625 \text{ in} = 6,97 \text{ ft}$$

$$L_s = 1,5 D_i$$

$$L_s = 125,44 \text{ in} = 10,45 \text{ ft}$$

Tinggi liquida dalam tangki :

Volume liquid = Volume tutup bawah + Volume silinder

$$244,1 = 0,0847 D_i^3 + (\pi D_i^2 H_{\text{liquid}}/4)$$

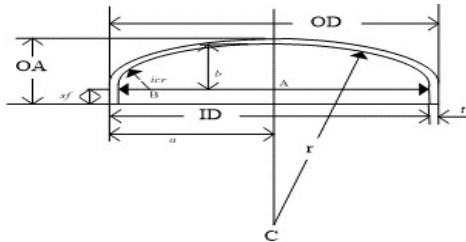
$$244,1 = 28,7 + 38,12 H_{\text{liquid}}$$

$$215,423 = 38,12 H_{\text{liquid}}$$

$$H_{\text{liquid}} = 5,65 \text{ ft} = 67,81 \text{ inch}$$

2. Tebal tutup atas

Tutup atas berupa *standard dished head*.



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

$$t_{ha} = \frac{0,885 \times Pd \times r_c}{2 \times (f \times E - 0,1 Pd)} + C$$

dimana :

t_{ha} = tebal tutup atas (in)

Pd = tekanan desain bejana (lb/in^2)

r_c = *crown radius* (in) untuk *standard dished head*, *crown radius* sama dengan D_i

f = *allowable stress* (lb/in^2)

E = faktor pengelasan

C = faktor korosi

$$t_{ha} = \frac{0,885 \times 15,46 \times 84}{(15000 \times 0,80 - 0,1 \times 15,46)} + 0,0625$$

$$= 0,110 \text{ inch}$$

$$t_{ha} = \frac{1,77}{16} \approx \frac{3}{16} = 0,188 \text{ inch}$$

Tebal tutup atas standard = 0,188 inch

Dari Brownell & Young, hal 88 Tabel 5.6, didapatkan dimensi tutup atas :

Standard Straight Flange (sf) = 2,0 inch

Inside Corner Radius (icr) = 5,88 inch

Tinggi tutup atas *standard dished head* (ha) = $0,169 \times Do$ (Kusnarjo, 2010)

$$ha = 14,2 \text{ inch}$$

$$= 1,18 \text{ ft}$$

karena tutup atas dan bawah *dished head*, maka, $tha = thb$

$$ha = hb$$

Maka, tinggi total tangk = $Ls + \text{Tinggi tutup atas} + \text{Tinggi tutup bawah}$

$$= 125,44 + 14,20 + 14,20$$

$$= 153,83 \text{ inch}$$

$$= 12,82 \text{ ft}$$

Menghitung Dimensi Pengaduk

Tipe: *turbine with 6 flat blades*

D_i = Diameter of impeller

D_t = Diameter of tank

N = rps

w = width of baffle

Z_i = elevation of impeller above tank

J = Baffle of tank

$$D_t / D_i = 3$$

$$D_i = 28,0 \text{ inch} = 0,71 \text{ m} \quad (\text{G.G. Brown hal 509})$$

$$Z_i / D_i = 1,1$$

$$Z_i = 30,8 \text{ inch}$$

$$D_t / J = 12$$

$$J = 6,40 \text{ inch}$$

$$w / D_i = 0,2$$

$$= 5,60 \text{ inch}$$

$$N = 200 \text{ rpm}$$

$$3,333 \text{ rps}$$

$$\mu = 0,791 \text{ cp}$$

$$= 0,00079 \text{ Pa. s}$$

$$N'_{re} = D_i^2 * N * \rho / \mu$$

$$= 1.997.217$$

dari grafik figure 447 (G.G. Brown halaman 507) didapatkan nilai N_p sebesar 4

$$P = N_p \rho N^3 D_i^5$$

$$P = 25257,74 \text{ J/s}$$

$$P = 33,770 \text{ hp}$$

$$P_{\text{design}} = 1.15 * P_{\text{teoritis}}$$

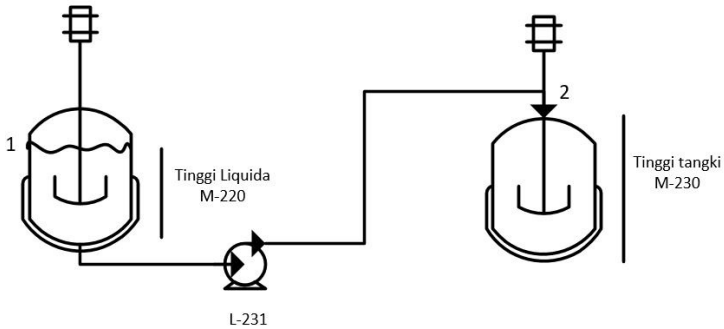
$$P_{\text{design}} = 38,835 \text{ hp}$$

Spesifikasi Alat :			
Nama Alat	:	Tangki Pengaduk M-230	
Kode Alat	:	M-230	
Fungsi	:	Menetralkan Produk dengan Pencampuran NaOH 5%	
Bentuk	:	Tangki silinder, tutup atas dan bawah Berbentuk <i>Dished Head</i>	
<i>Propeller</i>	:	<i>turbine with 6 flat blades</i>	
Konstruksi			
Bahan konstruksi	=	Carbon Steel SA-201 grade B	
Diameter Tangki	=	7,00 ft	= 2,1336 m
Tinggi Total	=	12,82 ft	= 3,9073 m
Tinggi tutup atas	=	14,20 inch	= 0,3606 m
Tinggi tutup bawah	=	14,20 inch	= 0,3606 m
Tebal tutup atas	=	1,18 inch	= 0,0300 m
Tebal tutup bawah	=	1,18 inch	= 0,0300 m
Energi Pengaduk	=	38,835 hp	
Jumlah	=	1 buah	

27. Pompa (L-231)

Fungsi: Memompa produk hasil Mixer M-220 ke Mixer M-230

Tipe: Pompa Sentrifugal



$$\begin{aligned} \text{massrate} &= 4969 \text{ kg/h} = 10956,65 \text{ lb/h} & T &= 45 \text{ C} \\ \rho &= 944,403 \text{ kg/m}^3 = 59,03 \text{ lb/ft}^3 \\ \mu &= 0,5939 \text{ cp} = 0,000400 \text{ lb/ft.s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{flowrate} = Q &= \text{massrate} / \rho = 5,2615 \text{ m}^3/\text{h} = 185,627 \text{ ft}^3/\text{h} \\ &= 0,052 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 19,274 \text{ gpm} \end{aligned}$$

Menentukan Jenis Pipa yang Digunakan

Asumsi Aliran Turbulen

$$\begin{aligned} ID &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 0,263 \times 1,699 \\ &= 1,7452 \text{ inch} \end{aligned}$$

dipilih pipe 2 in sch 80

$$\begin{aligned} ID &= 1,939 \text{ in} = 0,1616 \text{ ft} \\ OD &= 2,38 \text{ in} = 0,1983 \text{ ft} \\ A &= 2,95 \text{ in}^2 = 0,0205 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q/A &= v \\ v &= 2,517 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$Nre = \frac{ID \times v \times \rho}{\mu} = \frac{24,006}{0,000400} = 60059,78$$

Perhitungan Friksi pada Pipa

1. Sudden Contraction loss

A1 = luas permukaan tangki

A2 = flow area pipa

$$K_c = 0.55 \times (1 - A_2/A_1) \quad \text{maka asumsi } A_1 \gg A_2 \quad \text{sehingga } A_1/A_2 = 0$$

$$K_c = 0.55 \times 1 = 0.55$$

$$\alpha = 1 \quad (\text{Aliran turbulen})$$

$$g_c = 32.17 \text{ lbf} \cdot \text{ft} / \text{lbm} \cdot \text{s}^2$$

$$h_c = \frac{K_c \times v^2}{2 \alpha g_c} \quad \text{eq 2.10-16 (Geankoplis, 98)}$$

$$h_c = \frac{0.55 \times 6.335^2}{2 \times 1 \times 32.17} = 0.054148 \text{ ft} \cdot \text{lbf} / \text{lbm}$$

2. Straight Pipe Friction

$$ID = 0.162 \text{ ft}$$

$$N_{Re} = 60059.78$$

$$\varepsilon = 4.6 \times 10^{-5} \text{ m} = 1.51 \times 10^{-4} \text{ ft}$$

Figure 2.10-3 (Geankoplis)

$$\varepsilon/D = 0.00093$$

$$f = 0.008$$

Panjang pipa dari tangki M-220 ke tangki M-230

$$7.5 \text{ m} = 24.606 \text{ ft}$$

$$F_f = \frac{4f \times \Delta L \times v^2}{ID \times 2 g_c} \quad \text{eq 2.10-6 (Geankoplis, 93)}$$

$$= \frac{0.032 \times 24.606 \times 6.335^2}{0.162 \times 2 \times 32.17} = 0.4798 \text{ ft} \cdot \text{lbf} / \text{lbm}$$

3. Losses in fittings and valves

$$1 \text{ buah gate valve (wide open)} \quad K_f = 0.17$$

Tabel 2.10-1 (Geankoplis, 99)

$$4 \text{ buah elbow 900} \quad K_f = 4 \times 0.75$$

$$\text{Total } K_f = 3.17$$

$$h_f = \frac{K_f \times v^2}{2 g_c} \quad \text{eq 2.10-17 (Geankoplis, 94)}$$

$$= \frac{3.17 \times 6.335^2}{2 \times 32.17} = 0.312 \text{ ft} \cdot \text{lbf} / \text{lbm}$$

4. Sudden Enlargement losses

A1 = flow area pipa

A2 = luas permukaan tangki

maka asumsi A2 >>> A1 sehingga A1/A2 = 0

$$K_{ex} = (1 - A1/A2)^2 = 1$$

$$\begin{aligned} h_{ex} &= \frac{K_{ex} \times v^2}{2 \alpha g c} && \text{eq 2.10-15 (Geankoplis, 98)} \\ &= \frac{1 \times 6,335^2}{2 \times 1 \times 32,17} \\ &= 0,10 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

Total Friksi pada Pompa adalah

$$\begin{aligned} \Sigma F &= h_c + F_f + h_f + h_{ex} \\ &= 0,9444 \text{ ft.lbf/lbm} = 2,8229 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

Mechanical Energy Balance

$$-W_s = (P_2 - P_1)/\rho + (Z_2 - Z_1) + (V_2^2 - V_1^2)/2\alpha + \Sigma F \quad \text{eq 2.7-28 (Geankoplis,103)}$$

Ws di anggap keluar

P ₂ =	101325	Pa	
P ₁ =	101325	Pa	
Z ₂ =	3,9073	m	tinggi M-230
Z ₁ =	0,5304	m	tinggi liquida M-220
V ₂ =	0,7672	m/s	
V ₁ =	0	m/s	

maka, nilai dari -Ws adalah

$$-W_s = 36,2108 \text{ J/kg}$$

Perhitungan Efisiensi dan Power dari Pompa

$$\text{flowrate} = 19,274 \text{ gpm}$$

$$\text{efisiensi pompa} = 0,41$$

figure 12 - 17 (Timmerhaus, 5thed, 516)

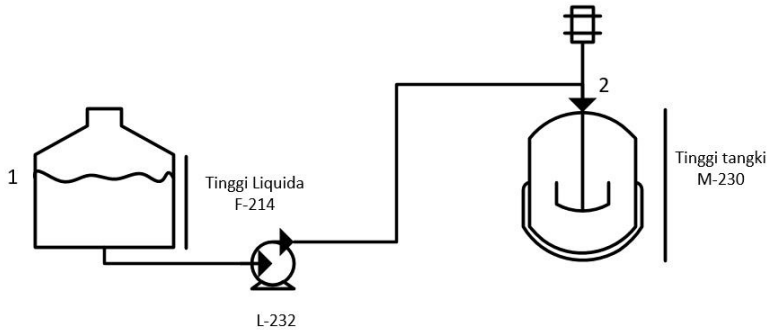
$$\begin{aligned} W_s &= (-\eta W_p) \\ -36,211 &= -0,41 \times W_p \\ W_p &= 88,319 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Daya} &= \text{massrate} \times W_p \\ &= 1,3803 \text{ kg/s} \times 88,319 \text{ J/kg} \\ &= 0,6095 \text{ kW} \end{aligned}$$

28. Pompa (L-232)

Fungsi: Memompa larutan dari tangki F-214 ke Mixer M-230

Tipe: Pompa Sentrifugal



$$\begin{aligned} \text{massrate} &= 14472,599 \text{ kg/h} = 31912,08 \text{ lb/h} & T &= 65 \text{ C} \\ \rho &= 820,142 \text{ kg/m}^3 = 51,26 \text{ lb/ft}^3 \\ \mu &= 0,4988 \text{ cp} = 0,000336 \text{ lb/ft.s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{flowrate} = Q &= \text{massrate} / \rho = 17,6465 \text{ m}^3/\text{h} = 622,567 \text{ ft}^3/\text{h} \\ &= 0,173 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 64,643 \text{ gpm} \end{aligned}$$

Menentukan Jenis Pipa yang Digunakan

Asumsi Aliran Turbulen

$$\begin{aligned} ID &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 0,454 \times 1,668 \\ &= 2,9538 \text{ inch} \end{aligned}$$

dipilih pipe 3 in sch 40

$$\begin{aligned} ID &= 3,068 \text{ in} = 0,2557 \text{ ft} \\ OD &= 3,5 \text{ in} = 0,2917 \text{ ft} \\ A &= 7,38 \text{ in}^2 = 0,0513 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q/A &= v \\ v &= 3,374 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$Nre = \frac{ID \times v \times \rho}{\mu} = \frac{44,221}{0,000336} = 131732$$

Perhitungan Friksi pada Pipa

1. Sudden Contraction loss

A1 = luas permukaan tangki

A2 = flow area pipa

$$K_c = 0,55 \times (1 - A_2/A_1) \quad \text{maka asumsi } A_1 \gg A_2 \quad \text{sehingga } A_1/A_2 = 0$$

$$K_c = 0,55 \times 1 = 0,55$$

$$\alpha = 1 \quad (\text{Aliran turbulen})$$

$$g_c = 32,17 \text{ lbm.ft/lbf.s}^2$$

$$h_c = \frac{K_c \times v^2}{2 \alpha g_c} \quad \text{eq 2.10-16 (Geankoplis, 98)}$$

$$h_c = \frac{0,55 \times 11,386^2}{2 \times 1 \times 32,17} = 0,097321 \text{ ft.lbf/lbm}$$

2. Straight Pipe Friction

$$ID = 0,256 \text{ ft}$$

$$N_{Re} = 131732$$

$$\varepsilon = 4,6E-05 \text{ m} = 1,51E-04 \text{ ft}$$

Figure 2.10-3 (Geankoplis)

$$\varepsilon/D = 0,00059$$

$$f = 0,005$$

Panjang pipa dari tangki M-220 ke tangki M-230

$$9 \text{ m} = 29,5272 \text{ ft}$$

$$F_f = \frac{4f \times \Delta L \times v^2}{ID \times 2 g_c} \quad \text{eq 2.10-6 (Geankoplis, 93)}$$

$$= \frac{0,020 \times 29,5272 \times 11,386^2}{0,256 \times 2 \times 32,17} = 0,4087 \text{ ft.lbf/lbm}$$

3. Losses in fittings and valves

$$1 \text{ buah gate valve (wide open)} \quad K_f = 0,17$$

Tabel 2.10-1 (Geankoplis, 99)

$$4 \text{ buah elbow 900} \quad K_f = 4 \times 0,75$$

$$\text{Total } K_f = 3,17$$

$$h_f = \frac{K_f \times v^2}{2 g_c} \quad \text{eq 2.10-17 (Geankoplis, 94)}$$

$$= \frac{3,17 \times 11,386^2}{2 \times 32,17}$$

$$= 0,561 \text{ ft.lbf/lbm}$$

4. Sudden Enlargement losses

A1 = flow area pipa

A2 = luas permukaan tangki

$$K_{ex} = (1 - A_1/A_2)^2 = 1$$

maka asumsi A2 >>> A1 sehingga A1/A2 = 0

$$\begin{aligned} \text{hex} &= \frac{Kex \times v^2}{2 \alpha gc} && \text{eq 2.10-15 (Geankoplis, 98)} \\ &= \frac{1 \times 11,386}{2 \times 1 \times 32,17} \\ &= 0,18 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

Total Friksi pada Pompa adalah

$$\begin{aligned} \Sigma F &= hc + Ff + hf + hex \\ &= 1,2439 \text{ ft.lbf/lbm} = 3,7180 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

Mechanical Energy Balance

$$\begin{aligned} -W_s &= (P_2 - P_1)/\rho + (Z_2 - Z_1) + (V_2^2 - V_1^2)/2\alpha + \Sigma F && \text{eq 2.7-28 (Geankoplis,103)} \\ &&& W_s \text{ di anggap keluar} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_2 &= 101325 \text{ Pa} \\ P_1 &= 101325 \text{ Pa} \\ Z_2 &= 7,45 \text{ m} && \text{tinggi M-230} \\ Z_1 &= 3,99 \text{ m} && \text{tinggi liquida F-214} \\ V_2 &= 1,0285 \text{ m/s} \\ V_1 &= 0 \text{ m/s} \end{aligned}$$

maka, nilai dari -Ws adalah

$$-W_s = 38,1550 \text{ J/kg}$$

Perhitungan Efisiensi dan Power dari Pompa

$$\begin{aligned} \text{flowrate} &= 64,643 \text{ gpm} \\ \text{efisiensi pompa} &= 0,62 && \text{figure 12 - 17 (Timmerhaus, 5}^{\text{th}}\text{ed, 516)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} W_s &= (-\eta W_p) \\ -38,155 &= -0,62 \times W_p \\ W_p &= 61,540 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Daya} &= \text{massrate} \times W_p \\ &= 4,0202 \text{ kg/s} \times 61,540 \text{ J/kg} \\ &= 0,2474 \text{ kW} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Efisiensi Motor} &= 0,81 && \text{figure 12 - 18 (Timmerhaus, 5}^{\text{th}}\text{ed, 516)} \\ \text{Daya Motor} &= 0,3054 \text{ kW} \end{aligned}$$

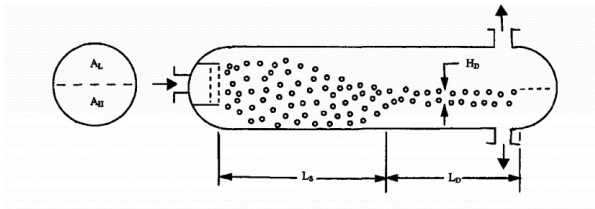
Spesifikasi Alat	
Nama Alat	Pompa
Kode Alat	L-232
Fungsi	Memompa larutan dari tangki F-214 ke Mixer M-230
Tipe	Pompa Sentrifugal
Ukuran	3 in sch 40
Material	Stainless Steel
Kapasitas	14.472,60 kg/ jam
Efisiensi Pompa	62,00%
Efisiensi Motor	81,00%
Input Power	0,305 kW
Output Power	0,247 kW
Head Pompa	4 m

29. Dekanter

Fungsi : memisahkan campuran larutan minyak dan air

Tipe : Horizontal Decanter

Subscript : L = Light H = Heavy
 D = Dispersed C = Continuous



Gambar 1. Ilustrasi model separator *liquid-liquid* ideal

Sumber : Silla

Pada *feed*, yang termasuk minyak adalah α -pinene, β -pinene, Camphene, Carene, d-Limonene dan α -terpineol, sedangkan yang termasuk air adalah H_2SO_4 , H_2O , C_2H_5OH , dan Na_2SO_4 . Maka didapatkan data sebagai berikut pada $T = 30\text{ }^\circ\text{C}$ dan $P = 101.3\text{ kPa}$:

Properties	Minyak	Air
$\rho\text{ (kg/m}^3\text{)}$	839,478	927,352
$\mu\text{ (Pa.s)}$	0,0003	0,0010
$m\text{ (kg/s)}$	0,34	5,06

Berdasarkan data massa jenis, maka ditentukan minyak sebagai *light phase* dan air sebagai *heavy phase*.

- Menentukan *Dispersed Phase*

$$\theta = \frac{V_L}{V_H} \left(\frac{\rho_L \mu_L}{\rho_H \mu_H} \right)^{0.3} \quad (\text{Silla hal. 306})$$

Keterangan :

V_L = *light phase volumetric rate (m³/s)*

ρ_L = *light phase density (kg/m³)*

μ_L = *light phase viscosity (Pa.s)*

V_H = *heavy phase volumetric rate (m³/s)*

ρ_H = heavy phase density (kg/m³)

μ_H = heavy phase viscosity (Pa.s)

$$V_L = \frac{m_L}{\rho_L} = \frac{0,3}{839,478} = 0,000407 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$V_H = \frac{m_H}{\rho_H} = \frac{5,1}{927,352} = 0,005452 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\theta = \frac{4E-04}{0,005} \left(\frac{839,5}{927,4} \frac{0,000}{0,001} \right)^{0,3}$$

$$\theta = 0,000822 < 0,3$$

Berdasarkan Tabel 6.13 dari Silla, diperoleh kesimpulan dari nilai θ $0,00082 < 0,3$ artinya *light phase* (minyak) yang terdispersi.

Maka data untuk fase terdispersi (minyak) sama dengan *light phase* (minyak), begitupula dengan data untuk fase kontinu (air) sama dengan *heavy phase* (air).

$$\begin{aligned} V_D &= V_L & V_C &= V_H \\ u_D &= u_L & u_C &= u_H \\ \rho_D &= \rho_L & \rho_C &= \rho_H \end{aligned}$$

- Menentukan Diameter Dekanter

(Silla hal. 311)

LIGHT PHASE

HEAVY PHASE

$$(1). \quad A_L = \frac{1}{2} \frac{D_L^2 \pi}{4} = \frac{D_L^2 \pi}{8}$$

A_L : flow area untuk *light phase*

$$A_H = \frac{1}{2} \frac{D_H^2 \pi}{4} = \frac{D_H^2 \pi}{8}$$

A_H : flow area untuk *heavy phase*

Pada separasi *liquid-liquid* yang terjadi, *interface* antara *dispersed* dan *continuous phase* terletak di tengah dekanter sehingga *flow area* sebesar 1/2 *cross-sectional area*.

$$(2). \quad u_L = \frac{V_L}{A_L}$$

u_L : velocity untuk *light phase*

$$u_H = \frac{V_H}{A_H}$$

u_H : velocity untuk *heavy phase*

Substitusi persamaan (1) ke persamaan (2)

$$(3). \quad u_L = \frac{8 V_L}{D_L^2 \pi}$$

$$u_H = \frac{8 V_H}{D_H^2 \pi}$$

$$(4). \quad Rh_L = \frac{A_L}{P} = \frac{D_L^2 \pi / 8}{D_L + (\pi D_L / 2)}$$

$$Rh_H = \frac{A_H}{P} = \frac{D_H^2 \pi / 8}{D_H + (\pi D_H / 2)}$$

$$Rh_L = \frac{D_L \pi}{(2 + \pi) \times 4}$$

$$Rh_H = \frac{D_H \pi}{(2 + \pi) \times 4}$$

P : *wetted perimeter*, besarnya sama dengan diameter dekanter ditambah 1/2 keliling

dekanter.

Rh_L : *hydraulic radius* untuk *light phase*

Rh_H : *hydraulic radius* untuk *heavy phase*

$$(5). \quad Re_L = \frac{4 \times Rh_L \times \rho_L \times u_L}{\mu_L}$$

$$Re_H = \frac{4 \times Rh_H \times \rho_H \times u_H}{\mu_H}$$

Re_L : *Reynold number* untuk *light phase*

Re_H : *Reynold number* untuk *heavy phase*

Substitusi persamaan (3) dan (4) ke persamaan (5)

$$(6). \quad Re_L = \frac{8 \times \rho_L \times V_L}{(2 + \pi) \times \mu_L \times D_L}$$

$$Re_H = \frac{8 \times \rho_H \times V_H}{(2 + \pi) \times \mu_H \times D_H}$$

Dari persamaan (6), diameter dekanter *light phase* maupun *heavy phase* dapat dihitung :

$$D_L = \frac{8 \times \rho_L \times V_L}{(2 + \pi) \times \mu_L \times Re_L}$$

$$D_H = \frac{8 \times \rho_H \times V_H}{(2 + \pi) \times \mu_H \times Re_H}$$

$$D_L = \frac{8 \times 839,5 \times 0,000407}{5,142 \times 0,000 \times 10000}$$

$$D_H = \frac{8 \times 927,4 \times 0,005}{5,142 \times 0,001 \times 10000}$$

$$D_L = 0,158$$

$$D_H = 0,8 \text{ m}$$

Maka diameter dekanter adalah diameter yang lebih besar yaitu $D_H = 0,8 \text{ m} = 31,51 \text{ in}$ distandarisasi menjadi sebesar $D = 36 \text{ inch} = 0,914 \text{ m}$ (Silla)

- **Menentukan Panjang *Shell* Dekanter** (Silla hal. 313)

Dari perhitungan diatas didapat data sebagai berikut :

$$\rho_C = \rho_H$$

$$\rho_D = \rho_L$$

$$\mu_C = \mu_H$$

Didapatkan pula data *particle diameter* dan *residence time* :

$$D_p = 0,00015 \text{ m} \quad (\text{nilai diameter partikel untuk desain dekanter}) \quad (\text{Silla})$$

$$t_R = 300 \text{ s} \quad (\text{data eksperimental}) \quad (\text{Silla})$$

a. Menentukan *settling velocity* dari tetesan minyak.

$$u_d = \frac{g \times d^2 \times (\rho_D - \rho_C)}{18 \times \mu_C} \quad (\text{Silla})$$

$$u_d = \frac{9,807 \times 2E-08 \times -87,874}{18 \times 0,00098}$$

$$u_d = -0,0010959 \text{ m/s}$$

Tanda negatif menandakan tetesan minyak bergerak ke arah atas, bukan ke bawah.

Karena nilai $D = D_{II}$, $V_D = V_L$, dan $u_D = u_L$, maka u_D dapat dihitung sebagai berikut :

$$u_L = \frac{8 V_L}{D_L^2 \pi}$$

$$u_D = \frac{8 V_D}{D_{II}^2 \pi} = \frac{8 \cdot 0,000407}{0,914^2 \cdot 3,142}$$

$$u_D = 0,001132 \text{ m/s}$$

b. Menentukan *settling length* (Silla)

$$(7). \quad t_D = \frac{D}{2 \times u_d} \quad t_D : \text{dispersed-phase settling time}$$

$$(8). \quad L_S = u_D \times t_D \quad L_S : \text{settling length}$$

Substitusi persamaan (7) ke persamaan (8) :

$$(9). \quad L_S = \frac{D \times u_D}{2 \times u_d} = \frac{0,914 \cdot 0,001132}{2 \cdot 0,0010959}$$

$$L_S = 0,472 \text{ m}$$

c. Menentukan *dispersion layer thickness* (Silla)

$$(10). \quad H_D = 0,1 \cdot D$$

$$H_D = 0,1 \cdot 0,914$$

$$H_D = 0,091 \text{ m} \quad H_D : \text{dispersion layer thickness}$$

d. Menentukan *dispersion length* (Silla)

$$(11). \quad t_R = \frac{H_D \times A_I}{2 \times V_D}$$

Dari persamaan (11), *interfacial area* (A_I) dapat dicari :

$$A_I = \frac{2 \times t_R \times V_D}{H_D}$$

$$A_I = \frac{2 \cdot 300 \cdot 0,000407}{0,09144}$$

$$A_I = 2,668 \text{ m}^2$$

Coalescing length dapat dicari dengan menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$L_D = \frac{A_I}{D} = \frac{2,668}{0,914}$$

$$L_D = 2,917 \text{ m} \quad L_D : \text{coalescing length}$$

- c. Menentukan *total shell decanter length* :

Nilai panjang *total shell* dekanter adalah *settling length* ditambah *coalescing length* :

$$L = L_s + L_D$$

$$L = 0,472 + 2,917$$

$$L = 3 \text{ m} = 11,12 \text{ ft}$$

Distandarisasi menjadi $L = 12 \text{ ft} = 4 \text{ m} = 144 \text{ in}$

- **Menentukan Tinggi Baffle** (Silla)

Menurut Silla, letak *interface* dari *dispersed* dan *continuous phase* terletak di tengah dekanter sehingga dapat diasumsi tinggi *baffle* secara vertikal sebagai berikut :

$$B = 0,7 \text{ D}$$

$$B = 0,7 \cdot 0,914$$

$$B = 0,64 \text{ m}$$

Tinggi *baffle* adalah setinggi 0,732 m.

- **Menentukan L/D Ratio**

$$\frac{L}{D} = \frac{4}{0,914} = 4$$

- **Menentukan Tekanan Desain Kolom**

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi}$$

$$P_{\text{desain}} = 1,1 \text{ P}_{\text{operasi}} = 16,17 \text{ psi}$$

- **Menentukan Tebal Dekanter**

- a. Tebal bagian silinder

Digunakan bahan konstruksi yang terbuat dari *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Pengelasan berupa *double welded butt joint*.

Efisiensi pengelasan, $E = 0,8$ (Brownell & Young, hal. 254)

Faktor korosi, $C = 0,1250$ (Brownell & Young, hal. 89)

Allowable stress, f = 12500 psi (Brownell & Young, hal. 251)

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

t_s = tebal bagian silinder (in)

P_d = tekanan desain bejana (lb/in^2)

D_i = diameter dalam bejana silinder (in)

f = *allowable stress* (lb/in^2)

E = faktor pengelasan

C = faktor korosi (in)

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{16,17 \times 36}{2 \times (12500 \times 0,8 - 0,6 \times 16,17)} + 0,1250 \\
 t_s &= 0,154 \text{ in} \\
 t_s &= \frac{2,47}{16} \approx \frac{3}{16} = 0,188 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari nilai t_s , dapat ditentukan nilai *outside diameter* (OD) :

$$\begin{aligned}
 OD &= ID + (2 \times t_s) \\
 OD &= 36 + 0,38 = 36,38 \text{ in} \approx 42 \text{ in}
 \end{aligned}$$

b. Tebal Tutup Atas

Tutup atas berupa *standard dished head*

$$\begin{aligned}
 r_c &= 36 \text{ in} \\
 t_{ha} &= \frac{0,885 \times Pd \times r_c}{(f \times E - 0,1 Pd)} + C \\
 t_{ha} &= \frac{0,885 \times 16,17 \times 36}{(12500 \times 0,8 - 0,1 \times 16,17)} + 0,125 \\
 t_{ha} &= 0,177 \text{ in} \\
 t_{ha} &= \frac{2,824}{16} \approx \frac{3}{16} = 0,188 \text{ in}
 \end{aligned}$$

c. Tebal tutup bawah

Tutup bawah berupa *standard dished head*, sehingga nilai t_{hb} sama dengan t_{ha} .

$$t_{hb} = 0,188 \text{ in}$$

- **Menentukan Panjang Total dekanter**

a. Tinggi tutup atas

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi tutup atas } \textit{standard dished head} (h_a) &= 0,169 \times D_o \quad (\text{Kusnarjo, 2010}) \\
 h_a &= 7,1 \text{ in}
 \end{aligned}$$

b. Tinggi tutup bawah

Tinggi tutup bawah h_b sama besar dengan h_a , maka : $h_b = 7,1 \text{ in}$

Maka panjang total dekanter adalah :

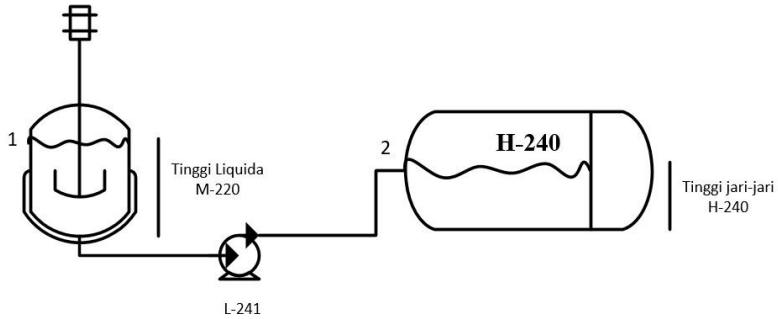
$$\begin{aligned}
 \text{Panjang Total dekanter} &= \text{Panjang Shell dekanter} + \text{Tinggi Tutup Atas} + \text{Tinggi Tutup Bawah} \\
 &= 158 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi Alat :	
Nama Alat	: dekanter
Kode Alat	: H-240
Fungsi	: Sebagai alat pemisah campuran larutan minyak dan air
Tipe	: <i>Horizontal Decanter</i>
Bentuk	: Tangki silinder horizontal, tutup atas berbentuk <i>standard dished head</i> dan tutup bawah berbentuk <i>standard dished head</i>
Shell	
Bahan konstruksi	= Carbon Steel SA-283 Grade C
Diameter	= 42 inch = 1,07 m
Panjang Total	= 158 inch = 4,02 m
Tinggi tutup atas	= 7,1 inch = 0,180 m
Tinggi tutup bawah	= 7,1 inch = 0,180 m
Tebal tutup atas	= 0,188 inch = 0,0048 m
Tebal tutup bawah	= 0,188 inch = 0,0048 m
Tinggi <i>Baffle</i>	= 0,640 m
Jumlah	= 1 buah

30. Pompa (L-241)

Fungsi: Memompa larutan dari Mixer M-230 ke Decanter H-240

Tipe: Pompa Sentrifugal



$$\begin{aligned} \text{massrate} &= 19431,365 \text{ kg/h} = 42846,16 \text{ lb/h} & T &= 38 \text{ C} \\ \rho &= 917,107 \text{ kg/m}^3 = 57,32 \text{ lb/ft}^3 \\ \mu &= 0,7802 \text{ cp} = 0,000525 \text{ lb/ft.s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{flowrate} = Q &= \text{massrate} / \rho = 21,1877 \text{ m}^3/\text{h} = 747,501 \text{ ft}^3/\text{h} \\ &= 0,208 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 77,616 \text{ gpm} \end{aligned}$$

Menentukan Jenis Pipa yang Digunakan

Asumsi Aliran Turbulen

$$\begin{aligned} ID &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 0,493 \times 1,693 \\ &= 3,2541 \text{ inch} \end{aligned}$$

dipilih pipe 4 in sch 80

$$\begin{aligned} ID &= 3,826 \text{ in} = 0,3188 \text{ ft} \\ OD &= 4,5 \text{ in} = 0,3750 \text{ ft} \\ A &= 11,5 \text{ in}^2 = 0,0799 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q/A &= v \\ v &= 2,600 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$N_{re} = \frac{ID \times v \times \rho}{\mu} = \frac{47,516}{0,000525} = 90493,37$$

Perhitungan Friksi pada Pipa

1. Sudden Contraction loss

A1 = luas permukaan tangki

A2 = flow area pipa

$$K_c = 0,55 \times (1 - A_2/A_1) \quad \text{maka asumsi } A_1 \gg A_2 \quad \text{sehingga } A_1/A_2 = 0$$

$$K_c = 0,55 \times 1 = 0,55$$

$$\alpha = 1 \quad (\text{Aliran turbulen})$$

$$g_c = 32,17 \text{ lbf} \cdot \text{ft} / \text{lbf} \cdot \text{s}^2$$

$$h_c = \frac{K_c \times v^2}{2 \alpha g_c} \quad \text{eq 2.10-16 (Geankoplis, 98)}$$

$$h_c = \frac{0,55 \times 6,760}{2 \times 1 \times 32,17} = 0,05778 \text{ ft} \cdot \text{lbf} / \text{lbfm}$$

2. Straight Pipe Friction

$$ID = 0,319 \text{ ft}$$

$$N_{Re} = 90493,37$$

$$\varepsilon = 4,6E-05 \text{ m} = 1,51E-04 \text{ ft}$$

Figure 2.10-3 (Geankoplis)

$$\varepsilon/D = 0,00047$$

$$f = 0,005$$

Panjang pipa dari Mixer M-230 ke Decanter H-240

$$7,5 \text{ m} = 24,606 \text{ ft}$$

$$F_f = \frac{4f \times \Delta L \times v^2}{ID \times 2 g_c} \quad \text{eq 2.10-6 (Geankoplis, 93)}$$

$$= \frac{0,020 \times 24,606 \times 6,760}{0,319 \times 2 \times 32,17} = 0,1622 \text{ ft} \cdot \text{lbf} / \text{lbfm}$$

3. Losses in fittings and valves

$$1 \text{ buah gate valve (wide open)} \quad K_f = 0,17$$

Tabel 2.10-1 (Geankoplis, 99)

$$1 \text{ buah elbow 900} \quad K_f = 1 \times 0,75$$

$$\text{Total } K_f = 0,92$$

$$h_f = \frac{K_f \times v^2}{2 g_c} \quad \text{eq 2.10-17 (Geankoplis, 94)}$$

$$= \frac{0,92 \times 6,760}{2 \times 32,17} = 0,097 \text{ ft} \cdot \text{lbf} / \text{lbfm}$$

4. Sudden Enlargement losses

A1 = flow area pipa

A2 = luas permukaan tangki

$$K_{ex} = (1 - A_1/A_2)^2$$

maka asumsi $A_2 \gg A_1$ sehingga $A_1/A_2 = 0$

$$= 1$$

$$\begin{aligned} \text{hex} &= \frac{K_{ex} \times v^2}{2 \alpha g c} && \text{eq 2.10-15 (Geankoplis, 98)} \\ &= \frac{1 \times 6,760}{2 \times 1 \times 32,17} \\ &= 0,11 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

Total Friksi pada Pompa adalah

$$\begin{aligned} \Sigma F &= hc + F_f + hf + hex \\ &= 0,4216 \text{ ft.lbf/lbm} = 1,2603 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

Mechanical Energy Balance

$$-W_s = (P_2 - P_1) / \rho + (Z_2 - Z_1) + (V_2^2 - V_1^2) / 2\alpha + \Sigma F \quad \text{eq 2.7-28 (Geankoplis,103)}$$

Ws di anggap keluar

$P_2 =$	101325	Pa	
$P_1 =$	101325	Pa	
$Z_2 =$	7,64	m	tinggi inlet H-240
$Z_1 =$	1,1	m	tinggi liquida M-230
$V_2 =$	0,7925	m/s	
$V_1 =$	0	m/s	

maka, nilai dari -Ws adalah

$$-W_s = 65,6663 \text{ J/kg}$$

Perhitungan Efisiensi dan Power dari Pompa

$$\begin{aligned} \text{flowrate} &= 77,616 \text{ gpm} \\ \text{efisiensi pompa} &= 0,64 && \text{figure 12 - 17 (Timmerhaus, 5}^{\text{th}}\text{ed, 516)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} W_s &= (-\eta W_p) \\ -65,666 &= -0,64 \times W_p \\ W_p &= 102,604 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Daya} &= \text{massrate} \times W_p \\ &= 5,3976 \text{ kg/s} \times 102,604 \text{ J/kg} \\ &= 0,5538 \text{ kW} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Efisiensi Motor} &= 0,81 && \text{figure 12 - 18 (Timmerhaus, 5}^{\text{th}}\text{ed, 516)} \\ \text{Daya Motor} &= 0,6837 \text{ kW} \end{aligned}$$

Spesifikasi Alat	
Nama Alat	Pompa
Kode Alat	L-241
Fungsi	Memompa larutan dari Mixer M-230 ke Decanter H-240
Tipe	Pompa Sentrifugal
Ukuran	4 in sch 80
Material	Stainless Steel
Kapasitas	19,431,37 kg/ jam
Efisiensi Pompa	64,00%
Efisiensi Motor	81,00%
Input Power	0,684 kW
Output Power	0,554 kW
Head Pompa	7 m

31. Kolom Distilasi (D-310)

Fungsi : memisahkan α -terpineol dari campuran

Tipe : *Sieve-tray*

Dari data neraca massa pada Appendix A, diketahui :

a. Feed

$$\begin{aligned}\text{Rate} &= 1716,99 \text{ kg/h} \\ \text{Temperatur} &= 108,32 \text{ }^\circ\text{C} \\ \text{Tekanan} &= 140 \text{ kPa}\end{aligned}$$

b. Distilat

$$\begin{aligned}\text{Rate} &= 992,44 \text{ kg/h} \\ \text{Temperatur} &= 127,56 \text{ }^\circ\text{C} \\ \text{Tekanan} &= 112 \text{ kPa}\end{aligned}$$

c. Bottom

$$\begin{aligned}\text{Rate} &= 724,55 \text{ kg/h} \\ \text{Temperatur} &= 232,55 \text{ }^\circ\text{C} \\ \text{Tekanan} &= 137 \text{ kPa}\end{aligned}$$

Dari perhitungan neraca massa pada Appendix A, didapat nilai R, Rm, dan N min sebagai berikut :

$$R = 0,521$$

$$\frac{R}{R+1} = 0,343$$

$$R_m = 0,43$$

$$\frac{R_m}{R_m+1} = 0,301$$

$$N_{\text{min}} = 5$$

Menentukan jumlah plate aktual

Jumlah plate aktual dapat ditentukan dengan korelasi *Erbar-Maddox*. (Geankoplis hal. 688)

Dengan nilai $R/(R+1)$ sebagai sumbu y, ditarik garis ke garis $R_m/(R_m+1)$, didapatkan sumbu x yaitu nilai N_m/N :

$$N_m/N = 0,45$$

sehingga didapatkan nilai N teoritis sebesar :

$$N = 10 \text{ plate}$$

- Menentukan efisiensi plate

Effisiensi plate (E_o) dapat ditentukan menggunakan korelasi O'Connell sebagai berikut :

$$E_o = 51 - 32,5 (\log \alpha \mu) \quad (\text{Coulson hal. 550})$$

Dari neraca massa telah didapatkan :

Bagian Distilat :

$$\alpha_D = 3,795$$

$$\alpha_{av} = (\alpha_D \alpha_B)^{0,5} = 2,896$$

$$\mu = 0,252 \text{ cP}$$

$$E_o = 55,44 \%$$

Bagian Bottom :

$$\alpha_B = 2,210$$

sehingga N aktual dapat ditentukan sebagai berikut :

$$N \text{ aktual} = \frac{N \text{ teoritis}}{E_o} = \frac{10}{55,44\%} = 19$$

- Menentukan letak masuk *feed*

Penentuan letak *feed* dapat dilakukan

menggunakan metode Kirkbride's (Geankoplis hal. 687) sebagai berikut :

$$\log (N_e/N_s) = 0.206 \log [(x_{HF} / x_{LF}) (B/D) (x_{LW} / x_{HD})^2]$$

$$x_{HF} = 0,182$$

$$x_{LB} = 0,031$$

$$x_{LF} = 0,047$$

$$x_{HD} = 0,011$$

$$B = 4,724 \text{ kmol}$$

$$D = 21,274 \text{ kmol}$$

$$\log \frac{N_e}{N_s} = 0,206 \log \left[\left(\frac{0,182}{0,047} \right) \left(\frac{4,72}{21,27} \right) \left(\frac{0,031}{0,011} \right) \right]$$

$$\log \frac{N_e}{N_s} = 0,078877$$

$$\frac{N_e}{N_s} = 1,199$$

$$N_e = 1,199 N_s$$

$$N_e + N_s = N \text{ teoritis}$$

$$1,199 N_s + N_s = 10$$

$$N_s = 5$$

$$N_e = 6$$

Jadi letak masuk *feed* adalah 6 plate dari atas.

- Menentukan Diameter Kolom

Untuk menentukan besar diameter kolom, perlu dibandingkan antara diameter kolom perhitungan pada *Top* dan *Bottom*. Hasil yang lebih besar akan diambil sebagai nilai diameter kolom.

a. Menentukan Laju Uap berdasarkan *Tower Cross Section*

TOP

Berikut data yang diperlukan :

Data	Top
Vapor Rate (kg/h)	1509,01
Liquid Rate (kg/h)	516,57
Vapor Density (kg/m ³)	1,938
Liquid Density (kg/m ³)	720,305
Surface Tension (dyne/cm)	25,525

Top Vapor adalah laju uap keluar kolom menuju kondensor, sedangkan *Top Liquid* adalah laju liquid masuk kolom hasil refluks

BOTTOM

Berikut data yang diperlukan :

Data	Bottom
Vapor Rate (kg/h)	6493,18
Liquid Rate (kg/h)	7217,73
Vapor Density (kg/m ³)	9,462
Liquid Density (kg/m ³)	769,157
Surface Tension (dyne/cm)	230,452

Bottom Vapor adalah laju uap masuk kolom dari reboiler, sedangkan *Bottom Liquid* adalah laju liquid keluar kolom menuju reboiler

Perhitungan menentukan laju uap v_c dapat menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$e_w = 0,22 \left(\frac{73}{\sigma} \right) \left(\frac{v_c}{S'} \right) \quad (\text{Ludwig hal. 96})$$

$$S' = S_t - 1,5 \quad (\text{in})$$

Keterangan :

- e_w = *weight liquid entrained/unit weight of vapor flowing in sieve tray*
- σ = *liquid surface tension, dyne/cm*
- v_c = *vapor velocity based on column cross-section, ft/s*
- S_t = *tray spacing, inch*
- S' = *effective tray spacing, distances between top of foam and next plate above, inch*

$$S_t = 9 \text{ in} = 1,372 \text{ m}$$

$$S' = 9,00 - 1,5 = 7,5 \text{ in}$$

$$\sigma = 25,52 \text{ dyne/cm}$$

$$e_w = 0,05 \text{ lbs liquid/lb vapor}$$

$$0,05 = 0,22 \left(\frac{73}{25,52} \right) \left(\frac{v_c}{7,5} \right)$$

$$v_c = 0,5960 \text{ ft/s}$$

$$S_t = 9 \text{ in} = 1,3716 \text{ m}$$

$$S' = 9,00 - 1,5 = 7,5 \text{ in}$$

$$\sigma = 230,45 \text{ dyne/cm}$$

$$e_w = 0,05 \text{ lbs liquid/lb vapor}$$

$$0,05 = 0,22 \left(\frac{73}{230,5} \right) \left(\frac{v_c}{7,5} \right)$$

$$v_c = 5,3810 \text{ ft/s}$$

b. Menentukan Diameter Kolom

Perhitungan diameter kolom menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$D = \left[\frac{4 V}{\pi v_c} \right]^{0,5} \quad (\text{Ludwig hal. 96})$$

Keterangan :

v_c = vapor velocity based on column cross-section, ft/s

V = maximum vapor volumetric rate, ft³/s

$$v_c = 0,5960 \text{ ft/s}$$

$$V = 0,216279 \text{ m}^3/\text{s} = 7,638 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$D = \left[\frac{4}{\pi} \left(\frac{7,638}{0,596} \right) \right]^{0,5}$$

$$D = 4,04 \text{ ft} = 48,49 \text{ in}$$

$$v_c = 5,3810 \text{ ft/s} = 6,732 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$V = 0,190631 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$D = \left[\frac{4}{\pi} \left(\frac{6,732}{5,381} \right) \right]^{0,5}$$

$$D = 1,262 \text{ ft} = 15,15 \text{ in}$$

Maka diambil diameter *top* sebagai diameter kolom karena nilainya lebih besar.

- **Menentukan Tekanan Desain Kolom**

$$P_{\text{operasi}} = 124,5 \text{ kPa} = 18,06 \text{ psi}$$

$$P_{\text{desain}} = 1,1 P_{\text{operasi}} = 19,86 \text{ psi}$$

- **Menentukan Tebal Kolom**

a. Tebal bagian *shell*

Digunakan bahan konstruksi yang terbuat dari *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Pengelasan berupa *double welded butt joint*.

Efisiensi pengelasan, E = 0,8 (Brownell & Young, hal. 254)

Faktor korosi, C = 0,1250 (Brownell & Young, hal. 89)

Allowable stress, f = 12500 psi (Brownell & Young, hal. 251)

$$ts = \frac{P_d \times ID}{2 \times (f \times E - 0,6 \times P_d)} + C$$

ts = tebal bagian silinder (in)

P_d = tekanan desain bejana (lb/in²)

ID = diameter dalam bejana silinder (in)

f = allowable stress (lb/in²)

E = faktor pengelasan

C = faktor korosi (in)

$$ts = \frac{19,86 \times 48,49}{2 \times (12500 \times 0,8 - 0,6 \times 19,86)} + 0,1250$$

$$ts = 0,173 \text{ in}$$

$$ts = \frac{2,77}{16} \approx \frac{3}{16} = 0,188 \text{ in}$$

Dari nilai ts, maka dapat ditentukan besar *outside diameter* (OD) :

$$OD = ID + (2 \times ts)$$

$$OD = 48,9 \text{ in} \approx 54 \text{ in}$$

b. Tebal tutup atas

Tutup atas berupa *elliptical*.

$$r_c = 54 \text{ in}$$

$$t_{ha} = \frac{P_d \times ID \times V}{2 \left(f \times E - 0,1 P_d \right)} + C$$

dengan $V = 1/6 \times (2 + (a/b)^2)$

Dengan nilai $r = 54 \text{ in}$ dan $ID = 54 \text{ in}$, maka nilai $rc/d = 1,007$ sehingga nilai a/b dapat ditentukan pada Tabel 8.1 buku Brownell & Young : $a/b = 2,3$
Maka $V = 1,215$

$$t_{ha} = \frac{19,86 \times 53,63 \times 1,215}{2 \left(12500 \times 0,8 - 0,1 \times 19,86 \right)} + 0,125$$

$$t_{ha} = 0,190$$

$$t_{ha} = \frac{3,036}{16} \approx \frac{4}{16} = 0,250 \text{ in}$$

c. Tebal tutup bawah

Tutup bawah berupa *elliptical* sehingga tebal tutup bawah t_{hb} sama besar dengan t_{ha} .

$$t_{hb} = 0,250 \text{ in}$$

- Menentukan Tinggi Kolom

a. Tinggi bagian *shell*

Tinggi bagian *shell* dapat ditentukan dengan cara sebagai berikut :

Tinggi bagian *shell*, $L = \text{jumlah spacing} \times \text{tray spacing}$

$$L = 158 \text{ in}$$

b. Tinggi bagian atas dan bawah

$$h_a = h_b = 0,169 \times OD$$

$$h_a = h_b = 9,126 \text{ in}$$

Spesifikasi Alat	
Nama Alat	Kolom Distilasi 2
Kode Alat	D-310
Fungsi	Pemurnian α -terpineol menjadi 96%
Tipe Plate	Sieve trays
Kapasitas	1.716,99 kg/h
Konstruksi	
Diameter	1,37 m
Jumlah Tray	19
Tray Spacing	0,15 m
Tebal Shell	1/5 inch
Tinggi	4,47 m
Bahan Konstruksi	Carbon Steel SA 283 Grade C
Jumlah	1

32.Pompa(L-311)

Fungsi: Memompa larutan dari *Decanter* H-240 ke *Heat Exchanger E-312*

Tipe: Pompa Sentrifugal

$$\begin{aligned} \text{massrate} &= 1716,989 \text{ kg/h} = 3785,96 \text{ lb/h} & T &= 30 \text{ C} \\ \rho &= 874,003 \text{ kg/m}^3 = 54,63 \text{ lb/ft}^3 \\ \mu &= 0,4791 \text{ cp} = 0,000322 \text{ lb/ft.s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{flowrate} = Q &= \text{massrate} / \rho = 1,9645 \text{ m}^3/\text{h} = 69,308 \text{ ft}^3/\text{h} \\ &= 0,019 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 7,196 \text{ gpm} \end{aligned}$$

Menentukan Jenis Pipa yang Digunakan

Asumsi Aliran Turbulen

$$\begin{aligned} ID &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 0,169 \times 1,682 \\ &= 1,1090 \text{ inch} \end{aligned}$$

dipilih pipa 1 1/4 in sch 80

$$\begin{aligned} ID &= 1,278 \text{ in} = 0,1065 \text{ ft} \\ OD &= 1,66 \text{ in} = 0,1383 \text{ ft} \\ A &= 1,28 \text{ in}^2 = 0,0089 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q/A &= v \\ v &= 2,166 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$N_{re} = \frac{ID \times v \times \rho}{\mu} = \frac{12,600}{0,000322} = 39078,2$$

Perhitungan Friksi pada Pipa

1. *Sudden Contraction* loss

A1 = luas permukaan tangki

A2 = flow area pipa

maka asumsi A1 >>> A2 sehingga A1/A2 = 0

$$K_c = 0,55 \times (1 - A_2/A_1)$$

$$K_c = 0,55 \times 1$$

$$= 0,55$$

$$\alpha = 1 \quad (\text{Aliran turbulen})$$

$$g_c = 32,17 \text{ lbf.ft/lbf.s}^2$$

$$h_c = \frac{K_c \times v^2}{2 \alpha g_c}$$

eq 2.10-16 (Geankoplis, 98)

$$\begin{aligned} h_c &= \frac{0,55 \times 4,691}{2 \times 1 \times 32,17} \\ &= 0,040095 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

2. Straight Pipe Friction

$$\begin{aligned}
 ID &= 0,107 \text{ ft} \\
 N_{Re} &= 39078,2 \\
 \varepsilon &= 4,6E-05 \text{ m} = 1,51E-04 \text{ ft} \\
 \varepsilon/D &= 0,00142 \\
 f &= 0,008
 \end{aligned}$$

Figure 2.10-3 (Geankoplis)

Panjang pipa dari Mixer M-230 ke Decanter H-240

$$7,5 \text{ m} = 24,606 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}
 F_f &= \frac{4f \times \Delta L \times v^2}{ID \times 2 \text{ gc}} && \text{eq 2.10-6 (Geankoplis, 93)} \\
 &= \frac{0,032 \times 24,606 \times 4,691}{0,107 \times 2 \times 32,17} \\
 &= 0,5390 \text{ ft.lbf/Ibm}
 \end{aligned}$$

3. Losses in fittings and valves

$$\begin{aligned}
 1 \text{ buah gate valve (wide open)} \quad K_f &= 0,17 \\
 2 \text{ buah elbow 900} \quad K_f &= 2 \times 0,75 \\
 \text{Total } K_f &= 1,67
 \end{aligned}$$

Tabel 2.10-1 (Geankoplis, 99)

$$\begin{aligned}
 h_f &= \frac{K_f \times v^2}{2 \text{ gc}} && \text{eq 2.10-17 (Geankoplis, 94)} \\
 &= \frac{1,67 \times 4,691}{2 \times 32,174} \\
 &= 0,122 \text{ ft.lbf/Ibm}
 \end{aligned}$$

4. Sudden Enlargement losses

A1 = flow area pipa

A2 = luas permukaan kolom

$$\begin{aligned}
 K_{ex} &= (1 - A_1/A_2)^2 && \text{maka asumsi } A_2 \gg A_1 \quad \text{sehingga } A_1/A_2 = 0 \\
 &= 1
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 h_{ex} &= \frac{K_{ex} \times v^2}{2 \alpha \text{ gc}} && \text{eq 2.10-15 (Geankoplis, 98)} \\
 &= \frac{1 \times 4,691}{2 \times 1 \times 32,17} \\
 &= 0,07 \text{ ft.lbf/Ibm}
 \end{aligned}$$

Total Friksi pada Pompa adalah

$$\begin{aligned}
 \Sigma F &= h_c + F_f + h_f + h_{ex} \\
 &= 0,7737 \text{ ft.lbf/Ibm} = 2,3126 \text{ J/kg}
 \end{aligned}$$

Mechanical Energy Balance

$$-W_s = (P_2 - P_1) / \rho + (Z_2 - Z_1) + (V_2^2 - V_1^2) / 2\alpha + \Sigma F \quad \text{eq 2.7-28 (Geankoplis, 103)}$$

Ws di anggap keluar

$P_2 =$	140000	Pa	
$P_1 =$	101325	Pa	
$Z_2 =$	7,886	m	tinggi feed stage kolom D-310
$Z_1 =$	0,96012	m	tinggi liquida H-240
$V_2 =$	0,6602	m/s	
$V_1 =$	0	m/s	

maka, nilai dari -Ws adalah

$$-W_s = 114,6546 \text{ J/kg}$$

Perhitungan Efisiensi dan Power dari Pompa

flowrate = 7,196 gpm

efisiensi pompa = 0,35

figure 12 - 17 (Timmerhaus, 5thed, 516)

$$W_s = (-\eta W_p)$$

$$-114,655 = -0,35 \times W_p$$

$$W_p = 327,585 \text{ J/kg}$$

$$\text{Daya} = \text{massrate} \times W_p$$

$$= 0,4769 \text{ kg/s} \times 327,585 \text{ J/kg}$$

$$= 0,3125 \text{ kW}$$

Efisiensi Motor = 0,81

figure 12 - 18 (Timmerhaus, 5thed, 516)

Daya Motor = 0,3858 kW

Spesifikasi Alat	
Nama Alat	Pompa
Kode Alat	L-311
Fungsi	Memompa larutan dari Decanter H-240 ke Heat Exchanger E-312
Tipe	Pompa Sentrifugal
Ukuran	1 1/4 in sch 80
Material	Stainless Steel
Kapasitas	1.716,99 kg/ jam
Efisiensi Pompa	35,00%
Efisiensi Motor	81,00%
Input Power	0,386 kW

Output Power	0,312 kW
Head Pompa	12 m

33. Preheater (E-312)

Hot Fluid: Steam

$$t_1 = 119 \text{ C} \quad t_2 = 119 \text{ C} \quad m = 1335,54 \text{ lb/hr} \quad (\text{Tube})$$

Cold Fluid: Feed D-310

$$T_1 = 30 \text{ C} \quad T_2 = 108,3 \text{ C} \quad M = 3785,96 \text{ lb/hr} \quad (\text{Shell})$$

1. Q calculation
cold fluid

$$C_p = 0,4917 \text{ Btu/lb.F}$$

$$Q = M C_p \Delta T$$

$$Q = 381543,29 \text{ BTU}$$

2. LMTD Δt

Cold Fluid	Fahrenheit (F)	Steam		
226,98	Higher Temp	246,2	19,22	Δt_1
86	Lower Temp	246,2	160,2	Δt_2
140,98	Differences	0	-140,98	$\Delta t_1 - \Delta t_2$

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln(\Delta t_1/\Delta t_2)} = \frac{-140,98}{\ln\left(\frac{19,22}{160,20}\right)} = 153,1 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Harga $F_t=1$ karena prosesnya isothermal $t_1 = t_2$ $R = \text{tak hingga}$ $S = 0$

$$F_t = 1 \quad T_c = 156,5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t = F_t \times \text{LMTD} = 153,1 \text{ } ^\circ\text{F} \quad t_c = 246,2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Trial $U_d = 22$ (heavy organic 6 -60) (Tabel 8.App Kern)

$$\begin{aligned} Q_{\text{desain}} &= 1.1 \times Q_{\text{teoritis}} \\ &= 419697,62 \text{ Btu/hr} \end{aligned}$$

$$A = \frac{Q}{U_d \times \text{LMTD}} = 124,6071 \text{ ft}^2$$

Dipakai Tube 1 1/4 in OD, 1 9/16 in square pitch

$$P_T = 1,5625 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 1,25 \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 16$$

$$L = 16 \text{ ft}$$

$$a''_t = 0,3271 \text{ ft}^2$$

$$a'_t = 0,985 \text{ in}^2$$

$$\begin{aligned} N_t &= \frac{A}{L \times a''_t} \\ &= 23,8 \end{aligned}$$

Shell Passes = 1
 Nt standar = 24
 ID shell = 12
 Tube Passes = 2
 Baffles = 12

Faktor Pengali Baffle 1

Check

$$A = N_t \times L \times a''t$$

$$= 125,6064 \text{ ft}^2$$

$$UD = Q / (A \times \Delta T)$$

$$= 21,82$$

COLD FLUID: Shell Side, Feed D-310	HOT FLUID: Tube Side , Steam
4'. Flow area, $a_s = \frac{ID \times C'B}{144 \times P_T}$	4". $a_t = \frac{N_t \times a''t}{144n} = \frac{23,64}{144 \times 2}$
$= \frac{45}{144 \times 2} = 0,200 \text{ ft}^2$	$= 0,082 \text{ ft}^2$
5'. $G_s = \frac{M}{a_s} = \frac{3785,96}{0,200}$	5". $G_t = \frac{m}{a_t} = \frac{1335,54}{0,082}$
$= 18929,8 \text{ lb/ hr.ft}^2$	$= 16270,55 \text{ lb/ hr.ft}^2$
6'. $Re_s = \frac{De \times G_s}{\mu}$	6". $Re_t = \frac{D \times G_t}{\mu}$
Pada Tc = 156,49 °F	Pada tc = 246,2 °F
$\mu = 0,678 \text{ Cp} \times 2,42$	$\mu = 0,01 \text{ Cp} \times 2,42$
$= 1,640 \text{ lb/ ft.hr}$	$= 0,03 \text{ lb/ ft.hr}$
$De = \frac{1,23}{12,00} \text{ inch (figure 28)}$	ID = $\frac{1,12}{12} \text{ inch (Tabel 10)}$
$= 0,103 \text{ ft}$	$= 0,093333 \text{ ft}$
$Re_s = 1183,2$	$Re_t = 48800$
7'. $j_H = 9,3 \text{ (gambar 28)}$	9". $hi = 1500$
8'. Pada Tc = 156,5 °F	$=$
$k = 0,16208 \text{ Btu/ (hr)(ft}^2)(\text{°F/ft)}$	$hio = hi \times ID/ OD$
$c = 0,49166 \text{ Btu/lb °F}$	$= 1500 \times 0,90$
$(c \mu / k)^{1/3} = 1,70705$	$= 1344$
9'. $ho = j_H \times (k/De) \times (c \mu / k)^{1/3}$	

$$= 25,104$$

$$(10') \quad tw = tc + ho/(hio + ho) * (Tc - tc)$$

$$tw = 244,56 \text{ F}$$

$$\mu_w = 0,48 \text{ cp}$$

$$= 1,162 \text{ lb/ ft.hr}$$

$$(11') \quad \Phi_s = (\mu / \mu_w)^{0,14}$$

$$\Phi_s = 1,049461$$

$$(12') \quad ho / \Phi_s = 23,92101$$

13 Clean overall coefficient U_c

$$U_c = \frac{(hio \times ho)}{(hio + ho)} = \frac{32149,83515}{1367,92}$$

$$= 23,503 \text{ Btu/ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

14 Dirt Factor (R_d)

$$R_d = \frac{(U_c - U_D)}{(U_c \times U_D)} = 0,003271 \text{ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/ Btu}$$

lebih kecil dari 0.003 Vegetable oil

PRESSURE DROP

1'. Untuk Res 1183,2 (*gambar 29*)

$$f = 0,0017 \text{ ft}^2 / \text{in}^2$$

$$\rho = 57 \text{ lb / ft}^3$$

$$s = \frac{57}{62,5} = 0,91200$$

$$D_s = \frac{12}{12} \text{ inch} = 1,00 \text{ ft}$$

2'. Jumlah passes, $N + 1 = 12 \text{ L / B}$

$$= \frac{192}{12} = 16$$

$$3'. \quad \Delta P_s = \frac{f \times G_s^2 \times D_s (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \times D_e \times s \times \Phi_s}$$

$$= \frac{9746777,8}{5121006716}$$

$$= 0,001903 \text{ Psi}$$

1". Untuk Ret 48800 (*gambar 26*)

$$f = 0,0012 \text{ ft}^2 / \text{in}^2$$

$$s = 0,0096$$

$$2''. \quad \Delta P_t = \frac{f \times G_t^2 \times L \times n}{5,22 \times 10^{10} \times D_t \times s \times \Phi_t}$$

$$= \frac{10165664,38}{46771200}$$

$$= 0,217349 \text{ Psi}$$

3''. $G_t = 16270,55$

$$V^2 / 2g = 0,001 \text{ (*gambar 27*)}$$

$$\Delta P_r = (4 n / s) \times (V^2 / 2g)$$

$$= 833,3333 \times 0,001$$

$$= 0,833 \text{ Psi}$$

$$4''. \quad \Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$$

$$= 0,217 + 0,833$$

$$= 1,050682 \text{ Psi}$$

Spesifikasi Alat :			
Nama Alat	=	Preheater	
Kode	=	E-312	
Fungsi	=	Fungsi: memanaskan Feed D-310	
Tipe	=	1-2 <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	
Bahan	=	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>	
Shell	ID	= 12	in
	Baffle	= 12	in
	Passes	= 1	
	ΔP	= 0,002	psi
Tube	OD	= 1 1/4	in
	ID	= 1 1/8	in
	BWG	= 16	
	Pitch	= 1 4/7	in
	Panjang	= 16	ft
	Jumlah	= 24	
	Passes	= 2	
ΔP	= 1,051	psi	
Rd	=	0,0033	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
Jumlah Shell	=	1	
Luas Area	=	125,61	ft ²

34. Condenser (E-313)

Cold fluid: Cooling Water $t_1 = 30 \text{ C}$ $t_2 = 45 \text{ C}$ $m = 44100 \text{ lb/hr}$ (Tube)
 Hot Fluid: Distilat D-310 $T_1 = 127,6 \text{ C}$ $T_2 = 126,6 \text{ C}$ $M = 3327,35 \text{ lb/hr}$ (Shell)

1. Q calculation

Cold Fluid

$$C_p = 1,0000 \text{ Btu/lb.F}$$

$$Q = m C_p \Delta t$$

$$Q = 4013100 \text{ BTU}$$

2. LMTD Δt

Cold Fluid	Fahrenheit (F)	Hot Fluid		
113,00	Higher Temp	261,68	148,68	Δt_1
86	Lower Temp	259,88	173,88	Δt_2
27,00	Differences	1,80	-25,20	$\Delta t_1 - \Delta t_2$

$$LMTD = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln(\Delta t_1/\Delta t_2)} = \frac{-25,20}{\ln\left(\frac{148,68}{173,88}\right)} = 370,6 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{(T_1 - T_2)}{(t_2 - t_1)} = 0,07$$

$$S = \frac{(t_2 - t_1)}{(T_1 - t_1)} = 0,15$$

di Shell Pass yang berjumlah 1 didapatkan nilai Ft sebesar

$$F_t = 1,00 \quad T_c = 260,8 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t = F_t \times LMTD = 370,6 \text{ } ^\circ\text{F} \quad t_c = 99,5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Trial Ud} = 59 \text{ (heavy organic 5-75) (Tabel 8.App Kern)}$$

$$Q_{\text{desain}} = 1.1 \times Q_{\text{teoritis}} = 4414410,00 \text{ Btu/hr}$$

$$A = \frac{Q}{U_d \times LMTD} = 201,8879 \text{ ft}^2$$

Dipakai Tube 1 1/2 in OD, 1 7/8 in triangular pitch

$$P_T = 1,875 \text{ in}$$

$$OD = 1,5 \text{ in}$$

$$BWG = 16$$

$$L = 16 \text{ ft}$$

$$a''_t = 0,3925 \text{ ft}^2$$

$$a'_t = 1,47 \text{ in}^2$$

$$N_t = \frac{A}{L \times a''t}$$

$$= 32,1$$

$$\text{Shell Passes} = 1$$

$$N_t \text{ standar} = 34$$

$$\text{ID shell} = 15,25$$

$$\text{Tube Passes} = 2$$

$$\text{Baffles} = 5,338$$

$$\text{Faktor Pengali Baffle} = 0,35$$

Check

$$A = N_t \times L \times a''t$$

$$= 213,52 \text{ ft}^2$$

$$UD = Q / (A \times \Delta T)$$

$$= 66,94$$

HOT FLUID: Shell Side, Distilat D-310	COLD FLUID: Tube Side , Cooling Water
<p>4'. Flow area, $a_s = \frac{ID \times C'B}{144 \times P_T}$</p> $= \frac{30 \ 1/2}{144 \times 2} = 0,113 \text{ ft}^2$	<p>4". $a_t = \frac{N_t \times a''t}{144n} = \frac{49,98}{144 \times 2}$</p> $= 0,174 \text{ ft}^2$
<p>5'. $G_s = \frac{M}{a_s} = \frac{3327,35}{0,113}$</p> $= 29432,2 \text{ lb/ hr.ft}^2$	<p>5". $G_t = \frac{m}{a_t} = \frac{44100,00}{0,174}$</p> $= 254117,65 \text{ lb/ hr.ft}^2$
<p>6'. $Re_s = \frac{De \times G_s}{\mu}$</p> <p>Pada $T_c = 260,78 \text{ } ^\circ F$</p> $\mu = 0,141 \text{ Cp} \times 2,42$ $= 0,342 \text{ lb/ ft.hr}$ <p>$De = \frac{1,08}{12,00} \text{ inch (figure 28)}$</p> $= 0,09 \text{ ft}$ <p>$Re_s = 7752,0$</p>	<p>6". $Re_t = \frac{D \times G_t}{\mu}$</p> <p>Pada $t_c = 99,5 \text{ } ^\circ F$</p> $\mu = 0,68 \text{ Cp} \times 2,42$ $= 1,65 \text{ lb/ ft.hr}$ <p>$ID = \frac{1,37}{12} \text{ inch (Tabel 10)}$</p> $= 0,114167 \text{ ft}$ <p>$Re_t = 17536$</p> <p>$V = \frac{G_t}{3600\rho}$</p> $= 1,129412 \text{ ft/s}$
<p>7' Pada $T_c = 260,8 \text{ } ^\circ F$</p> $k = 0,06510 \text{ Btu/ (hr)(ft}^2)(^\circ F/ft)$	<p>9". $hi = 650 \times 1,05 \text{ fig.25}$</p> $= 682,5$ <p>$hio = hi \times ID/ OD$</p> $= 682,5 \times 0,91$ $= 623,4$

$$c = 0,48891 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F}$$

$$(c \mu / k)^{1/3} = 1,36909$$

$$8' \quad \overline{h} = h_o$$

$$h_o = 300 \text{ trial}$$

$$t_w = t_c + h_o / (h_{io} + h_o) * (T_c - t_c)$$

$$t_w = 151,90 \text{ F}$$

$$t_f = (T_c + t_w) / 2$$

$$= 206,34$$

$$k_f = 0,0216$$

$$\mu_f = 0,15$$

$$\rho_f = 60,8$$

$$\overline{h} = h_o = \mu_f^2 / (k_f^3 \rho_f^2 g)$$

$$= 86,971$$

13 Clean overall coefficient U_c

$$U_c = \frac{(h_{io} \times h_o)}{(h_{io} + h_o)} = \frac{54213,63931}{623,35}$$

$$= 86,971 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

14 Dirt Factor (R_d)

$$R_d = \frac{(U_c - U_D)}{(U_c \times U_D)} = 0,0034 \text{ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/Btu}$$

lebih kecil dari 0.003 Vegetables Oil

PRESSURE DROP

1'. Untuk Res = 7752,0 (*gambar 29*)

$$f = 0,0013 \text{ ft}^2 / \text{in}^2$$

$$\rho = 60,8 \text{ lb / ft}^3$$

$$s = \frac{60,8}{62,5} = 0,97280$$

$$D_s = \frac{15 \frac{1}{4}}{12} \text{ inch} = 1,27 \text{ ft}$$

2'. Jumlah passes, $N + 1 = 12 \text{ L / B}$

$$= \frac{192}{5 \frac{1}{3}} = 36$$

3'. $\Delta P_s = \frac{f \times G_s^2 \times D_s (N+1)}{5.22 \times 10^{10} \times D_e \times s \times 2}$

1". Untuk Ret = 17536 (*gambar 26*)

$$f = 0,0023 \text{ ft}^2 / \text{in}^2$$

$$s = 1$$

2". $\Delta P_t = \frac{f \times G_t^2 \times L \times n}{5.22 \times 10^{10} \times D_t \times s \times \Phi t}$

$$= \frac{4752777301}{5959500000}$$

$$= 0,797513 \text{ Psi}$$

3". $G_t = 254117,65$

$$V^2 / 2g = 0,01 \text{ (*gambar 27*)}$$

$$\Delta P_r = (4n / s) \times (V^2 / 2g)$$

$$= \frac{51480231,03}{9140428800}$$

$$= 0,0056321 \text{ Psi}$$

$$= 8 \times 0,01$$

$$= 0,08 \text{ Psi}$$

$$4". \Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$$

$$= 0,798 + 0,08$$

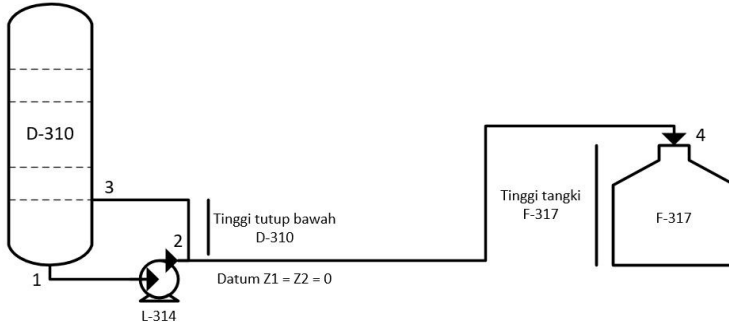
$$= 0,877513 \text{ Psi}$$

Spesifikasi Alat :	
Nama Alat	= Condenser
Kode	= E-313
Fungsi	= Mengkondensasi Distilat D-310
Tipe	= Horizontal Condenser, 1-2 STHE
Bahan	= <i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Shell	ID = 15 1/4 in
	Baffle = 5 1/3 in
	Passes = 1
	ΔP = 0,006 psi
Tube	OD = 1 1/2 in
	ID = 1 3/8 in
	BWG = 16
	Pitch = 1 7/8 in
	Panjang = 16 ft
	Jumlah = 34
	Passes = 2
ΔP = 0,878 psi	
Rd	= 0,0034 (hr)(ft ²)(°F)/(btu)
Jumlah Shell	= 1
Luas Area	= 213,52 ft ²

35.Pompa(L-314)

Fungsi: Memompa larutan dari kolom D-310 ke tangki F-317

Tipe: Pompa Sentrifugal



Menentukan P₂ dari datum 2-3

$$\begin{aligned} \text{massrate} &= 6493,23 \text{ kg/h} = 14317,57 \text{ lb/h} & T &= 230 \text{ C} \\ \rho &= 655,828 \text{ kg/m}^3 = 40,99 \text{ lb/ft}^3 \\ \mu &= 0,1586 \text{ cp} = 0,000107 \text{ lb/ft.s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{flowrate} = Q &= \text{massrate} / \rho = 9,9008 \text{ m}^3/\text{h} = 349,301 \text{ ft}^3/\text{h} \\ &= 0,097 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 36,269 \text{ gpm} \end{aligned}$$

Menentukan Jenis Pipa yang Digunakan

Asumsi Aliran Turbulen

$$\begin{aligned} ID &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 0,350 \times 1,620 \\ &= 2,2122 \text{ inch} \end{aligned}$$

dipilih pipe 2 1/2 in sch 80

$$\begin{aligned} ID &= 2,323 \text{ in} = 0,1936 \text{ ft} \\ OD &= 2,88 \text{ in} = 0,2400 \text{ ft} \\ A &= 4,23 \text{ in}^2 = 0,0294 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q/A &= v \\ v &= 3,303 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$Nre = \frac{ID \times v \times \rho}{\mu} = \frac{26,209}{0,000107} = 245549,3$$

Perhitungan Friksi pada Pipa

$\alpha = 1$ (Aliran turbulen)

$gc = 32,17 \text{ lbm.ft/lbf.s}^2$

1. Straight Pipe Friction

$$\begin{aligned}
 ID &= 0,194 \text{ ft} \\
 N_{Re} &= 245549,3 \\
 \varepsilon &= 4,6E-05 \text{ m} = 1,51E-04 \text{ ft} \\
 \varepsilon/D &= 0,00078 \\
 f &= 0,004
 \end{aligned}$$

Figure 2.10-3 (Geankoplis)

Panjang pipa dari pompa L-314 ke bottom D-310

$$3 \text{ m} = 9,8424 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}
 F_f &= \frac{4f \times \Delta L \times v^2}{ID \times 2 \text{ gc}} && \text{eq 2.10-6 (Geankoplis, 93)} \\
 &= \frac{0,016 \times 9,8424 \times 10,910^2}{0,194 \times 2 \times 32,17} \\
 &= 0,1379 \text{ ft.lbf/ lbm}
 \end{aligned}$$

2. Losses in fittings and valves

$$\begin{aligned}
 1 \text{ buah gate valve (wide open)} & K_f = 0,17 \\
 2 \text{ buah elbow } 90^\circ & K_f = 2 \times 0,75 \\
 \text{Total } K_f &= 1,67
 \end{aligned}$$

Tabel 2.10-1 (Geankoplis, 99)

$$\begin{aligned}
 h_f &= \frac{K_f \times v^2}{2 \text{ gc}} && \text{eq 2.10-17 (Geankoplis, 94)} \\
 &= \frac{1,67 \times 10,910^2}{2 \times 32,174} \\
 &= 0,283 \text{ ft.lbf/ lbm}
 \end{aligned}$$

3. Sudden Enlargement losses

A1 = flow area pipa
 A2 = luas permukaan kolom
 maka asumsi A2 >>> A1 sehingga A1/A2 = 0

$$\begin{aligned}
 K_{ex} &= (1 - A1/A2)^2 \\
 &= 1
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 h_{ex} &= \frac{K_{ex} \times v^2}{2 \alpha \text{ gc}} && \text{eq 2.10-15 (Geankoplis, 98)} \\
 &= \frac{1 \times 10,910^2}{2 \times 1 \times 32,17} \\
 &= 0,17 \text{ ft.lbf/ lbm}
 \end{aligned}$$

Total Friksi pada Pompa adalah

$$\begin{aligned}
 \Sigma F &= F_f + h_f + h_{ex} \\
 &= 0,5906 \text{ ft.lbf/lbm} = 1,7654 \text{ J/kg}
 \end{aligned}$$

Mechanical Energy Balance

$$0 = (P_3 - P_2) / \rho + g(Z_3 - Z_2) + (V_3^2 - V_2^2) / 2\alpha + \Sigma F \quad \text{eq 2.7-28 (Geankoplis,103)}$$

$$\begin{aligned} P_3 &= 137000 \quad \text{Pa} \\ Z_3 &= 0,23180 \quad \text{m} \\ Z_2 &= 0 \quad \text{m} \\ V_3 &= 3,3031 \quad \text{m/s} \\ V_2 &= 3,3031 \quad \text{m/s} \\ \\ P_2 &= 139648 \quad \text{Pa} \end{aligned}$$

Menentukan P₂ dari datum 2-4

$$\begin{aligned} \text{massrate} &= 724,55 \quad \text{kg/h} = 1597,63 \quad \text{lb/h} & T &= 230 \quad \text{C} \\ \rho &= 655,828 \quad \text{kg/m}^3 = 40,99 \quad \text{lb/ft}^3 \\ \mu &= 0,1586 \quad \text{cp} = 0,000107 \quad \text{lb/ft.s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{flowrate} = Q &= \text{massrate} / \rho = 1,1048 \quad \text{m}^3/\text{h} = 38,977 \quad \text{ft}^3/\text{h} \\ &= 0,011 \quad \text{ft}^3/\text{s} \\ &= 4,047 \quad \text{gpm} \end{aligned}$$

Menentukan Jenis Pipa yang Digunakan

Asumsi Aliran Turbulen

$$\begin{aligned} ID &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 0,130 \times 1,620 \\ &= 0,8246 \quad \text{inch} \end{aligned}$$

dipilih pipe 1 in sch 80

$$\begin{aligned} ID &= 0,957 \quad \text{in} = 0,0798 \quad \text{ft} \\ OD &= 1,32 \quad \text{in} = 0,1100 \quad \text{ft} \\ A &= 0,718 \quad \text{in}^2 = 0,0050 \quad \text{ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q/A &= v \\ v &= 2,171 \quad \text{ft/s} \end{aligned}$$

$$Nre = \frac{ID \times v \times \rho}{\mu} = \frac{7,098}{0,000107} = 66500,51$$

Perhitungan Friksi pada Pipa

$$\alpha = 1 \quad (\text{Aliran turbulen})$$

$$gc = 32,17 \quad \text{lbm.ft/lbf.s}^2$$

1. *Sraight Pipe Friction*

$$ID = 0,080 \quad \text{ft}$$

$$\begin{aligned}
N_{Re} &= 66500,51 \\
\varepsilon &= 4,6E-05 \text{ m} = 1,51E-04 \text{ ft} \\
\varepsilon/D &= 0,00189 \\
f &= 0,007
\end{aligned}$$

Figure 2.10-3 (Geankoplis)

Panjang pipa dari pompa L-514 ke Tangki F-317
 $12 \text{ m} = 39,3696 \text{ ft}$

$$\begin{aligned}
F_f &= \frac{4f \times \Delta L \times v^2}{ID \times 2 \text{ gc}} && \text{eq 2.10-6 (Geankoplis, 93)} \\
&= \frac{0,028 \times 39,3696 \times 4,715}{0,080 \times 2 \times 32,17} \\
&= 1,0128 \text{ ft.lbf/ lbm}
\end{aligned}$$

2. Losses in fittings and valves

1 buah gate valve (wide open) $K_f = 0,17$ Tabel 2.10-1 (Geankoplis, 99)
3 buah elbow 90° $K_f = 3 \times 0,75$
Total $K_f = 2,42$

$$\begin{aligned}
h_f &= \frac{K_f \times v^2}{2 \text{ gc}} && \text{eq 2.10-17 (Geankoplis, 94)} \\
&= \frac{2,42 \times 4,715}{2 \times 32,174} \\
&= 0,177 \text{ ft.lbf/ lbm}
\end{aligned}$$

3. Sudden Enlargement losses

A_1 = flow area pipa
 A_2 = luas F-317
maka asumsi $A_2 \gg A_1$ sehingga $A_1/A_2 = 0$

$$K_{ex} = (1 - A_1/A_2)^2 = 1$$

$$\begin{aligned}
h_{ex} &= \frac{K_{ex} \times v^2}{2 \alpha \text{ gc}} && \text{eq 2.10-15 (Geankoplis, 98)} \\
&= \frac{1 \times 4,715}{2 \times 1 \times 32,17} \\
&= 0,07 \text{ ft.lbf/lbm}
\end{aligned}$$

Total Friksi pada Pompa adalah

$$\begin{aligned}
\Sigma F &= F_f + h_f + h_{ex} \\
&= 1,2634 \text{ ft.lbf/lbm} = 3,7764 \text{ J/kg}
\end{aligned}$$

Mechanical Energy Balance

$$0 = (P_4 - P_2)/\rho + g(Z_4 - Z_2) + (V_4^2 - V_2^2)/2\alpha + \Sigma F \quad \text{eq 2.7-28 (Geankoplis, 103)}$$

$$\begin{aligned}
 P_4 &= 101325 \text{ Pa} \\
 Z_4 &= 9,454 \text{ m} \\
 Z_2 &= 0 \text{ m} \\
 V_4 &= 2,1714 \text{ m/s} \\
 V_2 &= 2,1714 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

$$P_2 = 164564 \text{ Pa}$$

Sehingga P_2 Terbesar adalah = 164564 Pa

Menentukan Power Pompa dari Aliran 1-2

$$\begin{aligned}
 \text{massrate} &= 7217,73 \text{ kg/h} = 15915,09 \text{ lb/h} & T &= 230 \text{ C} \\
 \rho &= 655,828 \text{ kg/m}^3 = 40,99 \text{ lb/ft}^3 \\
 \mu &= 0,1586 \text{ cp} = 0,000107 \text{ lb/ft.s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{flowrate} = Q &= \text{massrate} / \rho = 11,0055 \text{ m}^3/\text{h} = 388,275 \text{ ft}^3/\text{h} \\
 &= 0,108 \text{ ft}^3/\text{s} \\
 &= 40,316 \text{ gpm}
 \end{aligned}$$

Menentukan Jenis Pipa yang Digunakan

Asumsi Aliran Turbulen

$$\begin{aligned}
 ID &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\
 &= 3,9 \times 0,367 \times 1,620 \\
 &= 2,3200 \text{ inch}
 \end{aligned}$$

dipilih pipe 2 1/2 in sch 80

$$\begin{aligned}
 ID &= 2,323 \text{ in} = 0,1936 \text{ ft} \\
 OD &= 2,88 \text{ in} = 0,2400 \text{ ft} \\
 A &= 4,23 \text{ in}^2 = 0,0294 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q/A &= v \\
 v &= 3,672 \text{ ft/s}
 \end{aligned}$$

$$N_{re} = \frac{ID \times v \times \rho}{\mu} = \frac{29,134}{0,000107} = 272947,2$$

Perhitungan Friksi pada Pipa

1. Sudden Contraction loss

A_1 = luas permukaan kolom

A_2 = flow area pipa

maka asumsi $A_1 \gg A_2$ sehingga $A_1/A_2 = 0$

$$\begin{aligned}
 K_c &= 0,55 \times (1 - A_2/A_1) \\
 K_c &= 0,55 \times 1 \\
 &= 0,55
 \end{aligned}$$

$$\alpha = 1 \quad (\text{Aliran turbulen})$$

$$g_c = 32,17 \text{ lbm.ft/lbf.s}^2$$

$$h_c = \frac{K_c \times v^2}{2 \alpha g_c}$$

eq 2.10-16 (Geankoplis, 98)

$$h_c = \frac{0,55 \times 13,481}{2 \times 1 \times 32,17}$$

$$= 0,115225 \text{ ft.lbf/ lbm}$$

2. Straight Pipe Friction

$$ID = 0,194 \text{ ft}$$

$$N_{Re} = 272947,2$$

$$\varepsilon = 4,6E-05 \text{ m} = 1,51E-04 \text{ ft}$$

Figure 2.10-3 (Geankoplis)

$$\varepsilon/D = 0,00078$$

$$f = 0,0040$$

Panjang pipa dari titik Datum 1 ke titik Datum 2

$$3 \text{ m} = 9,8424 \text{ ft}$$

$$F_f = \frac{4f \times \Delta L \times v^2}{ID \times 2 g_c}$$

eq 2.10-6 (Geankoplis, 93)

$$= \frac{0,016 \times 9,8424 \times 13,481}{0,194 \times 2 \times 32,17}$$

$$= 0,1704 \text{ ft.lbf/ lbm}$$

3. Losses in fittings and valves

$$1 \text{ buah gate valve (wide open)} \quad K_f = 0,17$$

Tabel 2.10-1 (Geankoplis, 99)

$$1 \text{ buah elbow } 90^\circ \quad K_f = 1 \times 0,75$$

$$\text{Total } K_f = 0,92$$

$$h_f = \frac{K_f \times v^2}{2 g_c}$$

eq 2.10-17 (Geankoplis, 94)

$$= \frac{0,92 \times 13,481}{2 \times 32,174}$$

$$= 0,193 \text{ ft.lbf/ lbm}$$

Total Friksi pada Pompa adalah

$$\Sigma F = h_c + F_f + h_f$$

$$= 0,4784 \text{ ft.lbf/lbm} = 1,4299 \text{ J/kg}$$

Mechanical Energy Balance

$$-W_s = (P_2 - P_1) / \rho + (Z_2 - Z_1) + (V_2^2 - V_1^2) / 2\alpha + \Sigma F \quad \text{eq 2.7-28 (Geankoplis, 103)}$$

Ws di anggap keluar

$$\begin{aligned} P_2 &= 164564 \quad \text{Pa} \\ P_1 &= 137000 \quad \text{Pa} \\ Z_2 &= 0 \quad \text{m} \\ Z_1 &= 0 \quad \text{m} \\ V_2 &= 1,1191 \quad \text{m/s} \\ V_1 &= 1,1191 \quad \text{m/s} \end{aligned}$$

maka, nilai dari -Ws adalah

$$-W_s = 43,7941 \quad \text{J/kg}$$

Perhitungan Efisiensi dan Power dari Pompa

$$\begin{aligned} \text{flowrate} &= 40,316 \quad \text{gpm} \\ \text{efisiensi pompa} &= 0,42 \end{aligned} \quad \text{figure 12 - 17 (Timmerhaus, 5thed, 516)}$$

$$\begin{aligned} W_s &= (-\eta W_p) \\ -43,794 &= -0,42 \times W_p \\ W_p &= 104,272 \quad \text{J/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Daya} &= \text{massrate} \times W_p \\ &= 1,8037 \quad \text{kg/s} \quad \times \quad 104,272 \quad \text{J/kg} \\ &= 0,3761 \quad \text{kW} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Efisiensi Motor} &= 0,80 \quad \text{figure 12 - 18 (Timmerhaus, 5thed, 516)} \\ \text{Daya Motor} &= 0,4702 \quad \text{kW} \end{aligned}$$

Spesifikasi Alat	
Nama Alat	Pompa
Kode Alat	L-314
Fungsi	Memompa larutan dari kolom D-310 ke tangki F-317
Tipe	Pompa Sentrifugal
Ukuran	2 1/2 in sch 80
Material	Carbon Steel
Kapasitas	7.217,73 kg/ jam
Efisiensi Pompa	42,00%
Efisiensi Motor	80,00%
Input Power	0,470 kW
Output Power	0,376 kW
Head Pompa	4 m

36. Reboiler (E-315)

Hot Fluid: Steam

$$t_1 = 248 \text{ C} \quad t_2 = 247 \text{ C} \quad m = 2443,14 \text{ lb/hr} \quad (\text{Tube})$$

Cold Fluid: Bottom D-310

$$T_1 = 232,5 \text{ C} \quad T_2 = 233,5 \text{ C} \quad M = 14317,07 \text{ lb/hr} \quad (\text{Shell})$$

1. Q calculation
cold fluid

$$\lambda = 126,4385 \text{ Btu/lb}$$

$$Q = M \times \lambda$$

$$Q = 1810227,62 \text{ BTU}$$

2. LMTD Δt

Cold Fluid	Fahrenheit (F)	Steam		
452,30	Higher Temp	476,6	24,30	Δt_1
450,5	Lower Temp	478,4	27,9	Δt_2
1,80	Differences	-1,8	-3,60	$\Delta t_1 - \Delta t_2$

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln(\Delta t_1/\Delta t_2)} = \frac{-3,60}{\ln\left(\frac{24,30}{27,90}\right)} = 60 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Harga Ft=1 karena prosesnya isothermal $t_1 = t_2$ R = tak hingga S = 0

$$F_t = 1 \quad T_c = 451,4 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t = F_t \times \text{LMTD} = 60 \text{ } ^\circ\text{F} \quad t_c = 477,5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Trial Ud = 150 (light organic 75-150) (Tabel 8.App Kern)

$$Q_{\text{desain}} = 1.1 \times Q_{\text{teoritis}} = 1991250,38 \text{ Btu/hr}$$

$$A = \frac{Q}{U_d \times \text{LMTD}} = 221,2424 \text{ ft}^2$$

Dipakai Tube 1 1/4 in OD, 1 9/16 in triangular pitch

$$P_T = 1,5625 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 1,25 \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 16$$

$$L = 16 \text{ ft}$$

$$a''_t = 0,3271 \text{ ft}^2$$

$$a'_t = 0,985 \text{ in}^2$$

$$N_t = \frac{A}{L \times a''_t}$$

$$\begin{aligned}
 &= 42,3 \\
 \text{Shell Passes} &= 1 \\
 \text{Nt standar} &= 51 \\
 \text{ID shell} &= 15,25 \\
 \text{Tube Passes} &= 2 \\
 \text{Baffles} &= 7,625 \qquad \text{Faktor Pengali Baffle} \quad 0,5
 \end{aligned}$$

Check

$$\begin{aligned}
 A &= Nt \times L \times a''t \\
 &= 266,9136 \text{ ft}^2 \\
 UD &= Q / (A \times \Delta T) \\
 &= 124,33
 \end{aligned}$$

COLD FLUID: Shell Side, Bottom D-310	HOT FLUID: Tube Side, Steam
<p>9'. $h_o = 300 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{°F}$</p> <p>10'. $t_w = t_c + (h_{io}/(h_{io}+h_o))(T_c-t_c)$ $= 456,16277 \text{ °F}$</p> <p>$(\Delta t)_w = -21,34 \text{ °F}$</p> <p>$h_o > 300$ (fig. 15.11) maka digunakan $h_o = 300$</p>	<p>4". $a_t = \frac{Nt \times a''t}{144n} = \frac{50,235}{144 \times 2}$ $= 0,174 \text{ ft}^2$</p> <p>5". $G_t = \frac{m}{a_t} = \frac{2443,14}{0,174}$ $= 14006,66 \text{ lb/hr.ft}^2$</p> <p>6". $Re_t = \frac{D \times G_t}{\mu}$</p> <p>Pada $t_c = 477,5 \text{ °F}$ $\mu = 0,018 \text{ Cp} \times 2,42$ $= 0,04 \text{ lb/ft.hr}$</p> <p>ID = $\frac{1,12}{12} \text{ inch}$ (Tabel 10) $= 0,093333 \text{ ft}$</p> <p>$Re_t = D \times G_t / \mu$ $Re_t = 29792$</p> <p>9". $h_i = 1500$</p> <p>$h_{io} = h_i \times ID / OD$ $= 1500 \times 0,90$ $= 1344$</p>

13 Clean overall coefficient U_c

$$U_c = \frac{(h_{io} \times h_o)}{(h_{io} + h_o)} = \frac{403200}{1644,00}$$

$$= 245,255 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

14 Dirt Factor (R_d)

$$R_d = \frac{(U_c - U_D)}{(U_c \times U_D)} = 0,0032 \text{ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/ Btu}$$

lebih kecil dari 0.003 Vegetables Oil

PRESSURE DROP

1'.		1". Untuk Ret 29792 (gambar 26) $f = 0,0019 \text{ ft}^2 / \text{in}^2$ $s = 0,0096$
2'.		2". $\Delta P_t = \frac{f \times G_t^2 \times L \times n}{5.22 \times 10^{10} \times D_t \times s \times \Phi t}$ $= \frac{11928132,37}{46771200}$ $= 0,255032 \text{ Psi}$
3'.		3". $G_t = 14006,66$ $V^2 / 2g = 0,001$ (gambar 27) $\Delta P_r = (4 n / s) \times (V^2 / 2g)$ $= 833,3333 \times 0,001$ $= 0,833 \text{ Psi}$
		4". $\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$ $= 0,255 + 0,833$ $= 1,088365 \text{ Psi}$

Spesifikasi Alat :	
Nama Alat	= Reboiler
Kode	= E-315
Fungsi	= Fungsi: menguapkan Bottom D-310 yang akan masuk Distilasi
Tipe	= 1-2 Shell and Tube Heat Exchanger
Bahan	= Carbon Steel SA 283 Grade C
Shell	ID = 15 1/4 in
	Baffle = 7 5/8 in
	Passes = 1
	ΔP = 0,000 psi
	OD = 1 1/4 in
	ID = 1 1/8 in
	BWG = 16

Tube	Pitch	=	1 4/7 in
	Panjang	=	16 ft
	Jumlah	=	51
	Passes	=	2
	ΔP	=	1,088 psi
Rd	=	0,0032 (hr)(ft ²)(°F)/(btu)	
Jumlah Shell	=	1	
Luas Area	=	266,91 ft ²	

37. Cooler (E-316)

Cold fluid: Cooling Water $t_1 = 30 \text{ C}$ $t_2 = 45 \text{ C}$ $m = 14866,11 \text{ lb/hr}$ (Tube)
 Hot Fluid: α -terpineol $T_1 = 232,6 \text{ C}$ $T_2 = 40 \text{ C}$ $M = 1596,42 \text{ lb/hr}$ (Shell)

1. Q calculation

Cold Fluid

$$C_p = 1,0000 \text{ Btu/lb.F}$$

$$Q = m C_p \Delta t$$

$$Q = 1352816,01 \text{ BTU}$$

2. LMTD Δt

Cold Fluid	Fahrenheit (F)	Hot Fluid		
113,00	Higher Temp	450,59	337,59	Δt_1
86	Lower Temp	104,00	18	Δt_2
27,00	Differences	346,59	319,59	$\Delta t_1 - \Delta t_2$

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln(\Delta t_1/\Delta t_2)} = \frac{319,59}{\ln\left(\frac{337,59}{18,00}\right)} = 251 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{(T_1 - T_2)/(t_2 - t_1)}{= 12,84}$$

$$S = \frac{(t_2 - t_1)/(T_1 - t_1)}{= 0,07}$$

di Shell Pass yang berjumlah 1 didapatkan nilai Ft sebesar

$$F_t = 1,00 \quad T_c = 277,3 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t = F_t \times \text{LMTD} = 251 \text{ } ^\circ\text{F} \quad t_c = 99,5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Trial Ud = 23 (*heavy organic 5-75*) (*Tabel 8.App Kern*)

$$Q_{\text{desain}} = 1.1 \times Q_{\text{teoritis}} = 1488097,61 \text{ Btu/hr}$$

$$A = \frac{Q}{U_d \times \text{LMTD}} = 257,7382 \text{ ft}^2$$

Dipakai Tube 1 in OD, 1 1/4 in triangular pitch

$$P_T = 1,25 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 1 \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 16$$

$$L = 20 \text{ ft}$$

$$a''_t = 0,2618 \text{ ft}^2$$

$$a'_t = 0,594 \text{ in}^2$$

$$N_t = \frac{A}{L \times a''t}$$

$$= 49,2$$

$$\text{Shell Passes} = 1$$

$$N_t \text{ standar} = 52$$

$$\text{ID shell} = 12$$

$$\text{Tube Passes} = 2$$

$$\text{Baffles} = 12$$

$$\text{Faktor Pengali Baffle} = 1$$

Check

$$A = N_t \times L \times a''t$$

$$= 272,272 \text{ ft}^2$$

$$UD = Q / (A \times \Delta T)$$

$$= 26,13$$

HOT FLUID: Shell Side, α -terpineol	COLD FLUID: Tube Side, Cooling Water
4'. Flow area, $a_s = \frac{ID \times C'B}{144 \times P_T}$ $= \frac{36}{144 \times 1} = 0,200 \text{ ft}^2$	4". $a_t = \frac{N_t \times a''t}{144n} = \frac{30,888}{144 \times 2}$ $= 0,107 \text{ ft}^2$
5'. $G_s = \frac{M}{a_s} = \frac{1596,42}{0,200}$ $= 7982,1 \text{ lb/hr.ft}^2$	5". $G_t = \frac{m}{a_t} = \frac{14866,11}{0,107}$ $= 138611,75 \text{ lb/hr.ft}^2$
6'. $Re_s = \frac{De \times G_s}{\mu}$ Pada $T_c = 277,30 \text{ } ^\circ\text{F}$ $\mu = \frac{0,900}{2,178} \text{ Cp} \times 2,42$ $= 2,178 \text{ lb/ft.hr}$ $De = \frac{0,72}{12,00} \text{ inch (figure 28)}$ $= 0,06 \text{ ft}$ $Re_s = 219,9$	6". $Re_t = \frac{D \times G_t}{\mu}$ Pada $t_c = 99,5 \text{ } ^\circ\text{F}$ $\mu = \frac{0,68}{1,65} \text{ Cp} \times 2,42$ $= 1,65 \text{ lb/ft.hr}$ $ID = \frac{0,87}{12} \text{ inch (Tabel 10)}$ $= 0,0725 \text{ ft}$ $Re_t = 6074$ $V = \frac{G_t}{3600\rho}$ $= 0,616052 \text{ ft/s}$
7'. $j_H = 9$ (gambar 28)	9". $h_i = 300 \times 1,20$ fig.25 $= 360$ $h_{io} = h_i \times ID / OD$ $= 360 \times 0,87$ $= 313,2$
8'. Pada $T_c = 277,3 \text{ } ^\circ\text{F}$ $k = 0,06702 \text{ Btu/ (hr)(ft}^2\text{)}(^\circ\text{F/ft)}$	

$$c = 0,54227 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F}$$

$$(c \mu / k)^{1/3} = 2,60228$$

$$\begin{aligned} 9'. \quad h_o &= jH \times (k/De) \times (c \mu / k)^{1/3} \\ &= 26,161 \end{aligned}$$

$$(10') \quad t_w = t_c + h_o / (h_{io} + h_o) * (T_c - t_c)$$

$$t_w = 113,21 \text{ F}$$

$$\mu_w = 2,1 \text{ cp}$$

$$= 5,082 \text{ lb/ ft.hr}$$

$$(11') \quad \Phi_s = (\mu / \mu_w)^{0,14}$$

$$\Phi_s = 0,8881437$$

$$(12') \quad h_o / \Phi_s = 29,45598$$

13 Clean overall coefficient U_c

$$U_c = \frac{(h_{io} \times h_o)}{(h_{io} + h_o)} = \frac{9225,613556}{342,66}$$

$$= 26,924 \text{ Btu/ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

14 Dirt Factor (R_d)

$$R_d = \frac{(U_c - U_D)}{(U_c \times U_D)} = 0,0011 \text{ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/ Btu}$$

lebih kecil dari 0.001 Organic Liquid

PRESSURE DROP

1'. Untuk Res 219,9 (*gambar 29*)

$$f = 0,0002 \text{ ft}^2 / \text{in}^2$$

$$\rho = 61,5 \text{ lb / ft}^3$$

$$s = \frac{61,5}{62,5} = 0,98400$$

$$D_s = \frac{12}{12} \text{ inch} = 1,00 \text{ ft}$$

2'. Jumlah passes, $N + 1 = 12 \text{ L / B}$

$$= \frac{240}{12} = 20$$

$$\begin{aligned} 3'. \quad \Delta P_s &= \frac{f \times G_s^2 \times D_s (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \times D_e \times s \times \Phi_s} \\ &= \frac{254855,6816}{2737159478} \\ &= 9,311\text{E-}05 \text{ Psi} \end{aligned}$$

1". Untuk Ret 6074 (*gambar 26*)

$$f = 0,005 \text{ ft}^2 / \text{in}^2$$

$$s = 1$$

$$\begin{aligned} 2''. \quad \Delta P_t &= \frac{f \times G_t^2 \times L \times n}{5,22 \times 10^{10} \times D_t \times s \times \Phi_t} \\ &= \frac{3842643351}{3784500000} \\ &= 1,015364 \text{ Psi} \end{aligned}$$

3". $G_t = 138611,75$

$$V^2 / 2g = 0,005 \text{ (*gambar 27*)}$$

$$\begin{aligned} \Delta P_r &= (4 n / s) \times (V^2 / 2g) \\ &= 8 \times 0,005 \\ &= 0,04 \text{ Psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 4'' \Delta P_T &= \Delta P_t + \Delta P_r \\
 &= 1,015 + 0,04 \\
 &= 1,055364 \text{ Psi}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi Alat :			
Nama Alat	=	Cooler	
Kode	=	E-317	
Fungsi	=	Fungsi: mendinginkan α -terpineol dari D-310	
Tipe	=	1-2 <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	
Bahan	=	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>	
Shell	ID	=	12 in
	Baffle	=	12 in
	Passes	=	1
	ΔP	=	0,0001 psi
Tube	OD	=	1 in
	ID	=	7/8 in
	BWG	=	16
	Pitch	=	1 1/4 in
	Panjang	=	20 ft
	Jumlah	=	52
	Passes	=	2
ΔP	=	1,055 psi	
Rd	=	0,0011 (hr)(ft ²)(°F)/(btu)	
Jumlah Shell	=	1	
Luas Area	=	272,27	ft ²

38. Tangki α -Terpineol (F-317)

Fungsi : tempat menampung minyak α -Terpineol

Tipe : berbentuk silinder dengan tutup atas berupa *Standard Dished Head* dan tutup bawah berupa *Conical* 120°C

Dasar Perancangan

$$\text{Suhu} = 40 \text{ } ^\circ\text{C} = 104 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Tekanan} = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psia}$$

$$\text{Kapasitas} = 724,55 \text{ kg/jam}$$

$$\rho \text{ } \alpha\text{-terpineol} = 934,00 \text{ kg/m}^3 = 0,034 \text{ lb/in}^3$$

Pengelasan berupa *double welded butt joint*.

Efisiensi pengelasan, E = 0,8 (Brownell & Young, hal. 254)

Faktor korosi, C = 0,0625 (Brownell & Young, hal. 89)

Material yang digunakan adalah *Carbon Steel SA 283 Grade C*.

Allowable stress, f = 12650 psi (Brownell & Young, hal. 251)

Tutup atas dan tutup bawah berbentuk *standard dished head*.

Volume terpentin = 0,8 Volume tangki

- Menentukan Volume Tangki

$$\begin{aligned} \text{Volumetric Rate} &= \text{mass rate } \alpha\text{-terpineol} / \rho \text{ } \alpha\text{-terpineol} \\ &= 0,7757 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 27,3917 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Direncanakan tangki menampung α -terpineol untuk kebutuhan selar = 7 = 168 jam

$$\begin{aligned} \text{Volume } \alpha\text{-terpineol selama 7 hari} &= \text{volumetric rate } \alpha\text{-terpineol} \times \text{waktu tinggal} \\ &= 4601,81 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume } \alpha\text{-terpineol selama 7 hari} &= 0,8 \text{ Volume Tangki} \\ 4601,81 &= 0,8 \text{ Volume Tangki} \\ \text{Volume Tangki} &= 5752,26 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

- Menentukan Dimensi Tangki

$$\begin{aligned} \text{Asumsi : } L_s/D_i &= 1,5 \\ L_s &= 1,5 D_i \\ \alpha &= 120 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume Tangki} &= \text{Volume tutup bawah} + \text{Volume silinder} + \text{Volume tutup atas} \\ 5752,26 &= (\pi / 24 \text{ tg } \alpha/2) + (\pi D_i^2 L_s/4) + 0,0847 D_i^3 \\ 5752,26 &= 0,4088 D_i^3 + 1,1775 D_i^3 + 0,0847 D_i^3 \\ 5752,26 &= 1,6710 D_i^3 \\ D_i^3 &= 3442,4 \\ D_i &= 15,10 \text{ ft} = 181 \text{ inch} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tangki, } L_s &= 1,5 D_i \\ L_s &= 22,65 \text{ ft} = 272 \text{ inch} \end{aligned}$$

- Mencari tinggi liquid dalam tangki :

$$\text{Volume liquid} = \text{Volume tutup bawah} + \text{Volume silinder}$$

$$4601,81 = 0,4088 \text{ Di}^3 + (\pi \text{ Di}^2 \text{ H}_{\text{liquid}}/4)$$

$$4601,81 = 1407,26211 + 178,97 \text{ H}_{\text{liquid}}$$

$$\text{H}_{\text{liquid}} = 17,85 \text{ ft} = 214 \text{ inch}$$

- Menentukan Tekanan Desain Bejana

$$\begin{aligned} P_{\text{operasi}} &= 14,7 \text{ psia} \\ P_{\text{total}} &= P_{\text{hidrostatik}} + P_{\text{operasi}} \\ &= (\rho \text{ g H}_{\text{liquid}} / \text{gc}) + 14,7 \\ &= 0,05 + 14,7 \\ &= 14,75 \text{ psi} \end{aligned}$$

P_{desain} diambil 5% lebih besar dari P_{total}

$$\begin{aligned} P_{\text{desain}} &= 1.05 \times P_{\text{total}} \\ &= 15,49 \text{ psi} \end{aligned}$$

- Menentukan Tebal Tangki

$$t_s = \frac{P_d \times D_i}{2 \times (f \times E - 0.6 \times P_d)} + C \quad (\text{Brownell \& Young, hal. 254})$$

t_s = tebal bagian silinder (inch)
 P_d = tekanan desain bejana (lb/inch²)
 D_i = diameter dalam bejana silinder (inch)
 f = allowable stress (lb/inch²)
 E = faktor pengelasan
 c = faktor korosi

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{15,49 \times 181}{2 \times (12650 \times 0,8 - 0,6 \times 15,49)} + 0,0625 \\ t_s &= 0,201 \text{ inch} \approx 0,25 \text{ inch (standarisasi)} \end{aligned}$$

Check :

$$\begin{aligned} D_o &= D_i + 2 t_s \\ &= 181 + (2 \times 0,25) \\ &= 181,69 \text{ inch} \end{aligned}$$

D_o standarisasi = 192 inch

sehingga koreksi terhadap D_i menjadi :

$$\begin{aligned} D_i &= D_o - 2 t_s \\ &= 192 - (2 \times 0,25) \\ D_i &= 191,5 \text{ in} = 15,96 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$L_s = 1,5 D_i$$

$$L_s = 23,94 \text{ ft} = 287,25 \text{ inch}$$

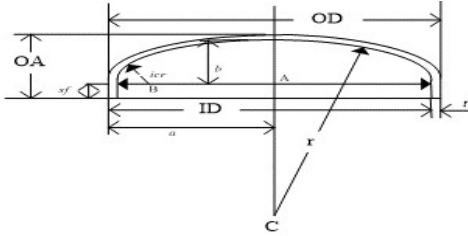
Tinggi liquida dalam tangki :

$$\text{Volume liquid} = \text{Volume tutup bawah} + \text{Volume silinder}$$

$$\begin{aligned}
 4601,81 &= 0,4088 \text{ Di}^3 + (\pi \text{ Di}^2 \text{ H}_{\text{liquid}}/4) \\
 4601,81 &= 1661 + 199,91 \text{ H}_{\text{liquid}} \\
 2940,4 &= 199,91 \text{ H}_{\text{liquid}} \\
 \text{H}_{\text{liquid}} &= 14,71 \text{ ft} = 176,50 \text{ inch}
 \end{aligned}$$

Tebal tutup atas

Tutup atas berupa *standard dished head*.



$$r_c = 192 \text{ in} \qquad r_c = \text{Do jika standar dishead}$$

$$t_{ha} = \frac{0,885 \times Pd \times r_c}{(f \times E - 0,1 Pd)} + C$$

dimana :

- t_{ha} = tebal tutup atas (in)
- Pd = tekanan desain bejana (lb/in^2)
- r_c = *crown radius* (in) untuk *standard dished head*, *crown radius* sama dengan D_i
- f = *allowable stress* (lb/in^2)
- E = faktor pengelasan
- C = faktor korosi

$$\begin{aligned}
 t_{ha} &= \frac{0,885 \times 15,49 \times 192}{(12650 \times 0,80 - 0,1 \times 15,49)} + 0,0625 \\
 &= 0,193 \text{ inch} \\
 t_{ha} &= \frac{3,08}{16} \approx \frac{4}{16} = 0,250 \text{ inch}
 \end{aligned}$$

Tebal tutup atas standard = 0,250 inch

Dari Brownell & Young, hal 88 Tabel 5.6, didapatkan dimensi tutup atas :

- Standard Sraight Flange* (sf) = 3,00 inch
- Inside Corner Radius* (icr) = 11,50 inch

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi tutup atas } \textit{standard dished head} \text{ (ha)} &= 0,169 \times \text{Do} \quad (\text{Kusnarjo}, 2010) \\
 \text{ha} &= 32,45 \text{ inch}
 \end{aligned}$$

Tebal tutup bawah

Tutup bawah berupa *Conical* 120°

$$t_{hb} = \frac{Pd \times Di}{2 \cos \alpha (f \times E - 0.6 Pd)} + C$$

$$t_{hb} = \frac{15,488 \times 191,50}{1,63 \times (10120 - 9,3)} + 0,0625$$

$$t_{hb} = 0,180 \text{ inch} \approx 0,167 \text{ inch}$$

$$\begin{aligned} hb &= Do / (2 \times \tan (\alpha/2)) \\ &= 181,69 / 3,46 \\ &= 52,51 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{maka tinggi total Tangki adalah} &= hb + Ls + ha \\ &= 372,21 \text{ inch} \end{aligned}$$

Perhitungan diameter Nozzle

$$\text{Rate solution masuk} = 1.597,6 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Rate Volumetrik} = 0,0076 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\rho \text{ larutan} = 934,00 \text{ kg/m}^3 = 58,31 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Viskositas larutan} = 67,00 \text{ cP} = 0,04509 \text{ lb/ft.s}$$

Dicoba dengan menetapkan jenis aliran laminar

Dari Peter and Timmerhouse edisi V, hal 501 persamaan 15 didapatkan persamaan :

$$\begin{aligned} Di_{\text{optimum}} &= 3,9 \times Q_f^{0,36} \times \mu^{0,18} \\ &= 3,9 \times 0,0076 \text{ ft}^3/\text{s}^{0,36} \times 0,045 \text{ lbm/ft}^3 \times 0,18 \\ &= 0,39 \text{ inch} \end{aligned}$$

Dipilih pipa 3/8 in Schedule 40 (tabel 11, Kern hal 844)

dimana :

$$Do = 0,68 \text{ inch}$$

$$= 0,06 \text{ ft}$$

$$Di = 0,423 \text{ inch}$$

$$= 0,04 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Flow area} &= 0,141 \text{ inch}^2 \\ &= 0,0010 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Perhitungan N_{Re}

$$N_{Re} = \frac{\rho \times Di \times V}{\mu}$$

$$\begin{aligned} \text{dimana : } V &= \frac{\text{rate volumetrik}}{\text{luas area}} \\ &= \frac{0,0076 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,0010 \text{ ft}^2} = 7,77 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

sehingga

$$N_{Re} = \frac{58,3 \text{ lb/ft}^3 \times 0,04 \text{ ft} \times 7,77 \text{ ft/s}}{0,04509 \text{ lb/ft.s}}$$

$$= 354,21 \quad (\text{Aliran turbulen, maka laminar benar})$$

Dengan demikian diambil diameter nozzle inlet = 0,423 inch

Spesifikasi Alat :	
Nama Alat	: Tangki minyak α - Terpineol
Kode Alat	: F-318
Fungsi	: Sebagai tempat penyimpanan minyak α -terpineol
Bentuk	: Tangki silinder, tutup atas berbentuk <i>Standard Dished Head</i> dan tutup bawah berbentuk <i>Conical 120°</i>
Shell	
Bahan konstruksi	= Carbon Steel SA 283 Grade C.
Diameter	= 16,00 ft = 4,8768 m
Tinggi	= 31,02 ft = 9,4541 m
Tinggi tutup atas	= 32,45 inch = 0,8242 m
Tinggi tutup bawah	= 52,51 inch = 1,3338 m
Tebal tutup atas	= 0,250 inch = 0,0064 m
Tebal tutup bawah	= 0,167 inch = 0,0042 m
Nozzle inlet Di	= 0,423 inch = 0,0107 m
Jumlah	= 1 buah

39. Kolom Distilasi (D-410)

Fungsi : memisahkan Carene dari campuran

Tipe : *Sieve-tray*

Dari data neraca massa pada Appendix A, diketahui :

a. Feed

$$\begin{aligned}\text{Rate} &= 301,64 \text{ kg/h} \\ \text{Temperatur} &= 181,75 \text{ }^\circ\text{C} \\ \text{Tekanan} &= 140 \text{ kPa}\end{aligned}$$

b. Distilat

$$\begin{aligned}\text{Rate} &= 43,38 \text{ kg/h} \\ \text{Temperatur} &= 164,06 \text{ }^\circ\text{C} \\ \text{Tekanan} &= 112 \text{ kPa}\end{aligned}$$

c. Bottom

$$\begin{aligned}\text{Rate} &= 91,21 \text{ kg/h} \\ \text{Temperatur} &= 183,92 \text{ }^\circ\text{C} \\ \text{Tekanan} &= 137 \text{ kPa}\end{aligned}$$

Dari perhitungan neraca massa pada Appendix A, didapat nilai R, Rm, dan N min sebagai berikut :

$$R = 2,103$$

$$\frac{R}{R+1} = 0,678$$

$$R_m = 1,75$$

$$\frac{R_m}{R_m+1} = 0,636$$

$$N_{\text{min}} = 23$$

Menentukan jumlah plate aktual

Jumlah plate aktual dapat ditentukan dengan korelasi *Erbar-Maddox*. (Geankoplis hal. 688)

Dengan nilai R/(R+1) sebagai sumbu y, ditarik garis ke garis Rm/(Rm+1), didapatkan sumbu x yaitu nilai Nm/N :

$$N_m/N = 0,58$$

sehingga didapatkan nilai N teoritis sebesar :

$$N = 39 \text{ plate}$$

- Menentukan efisiensi plate

Effisiensi plate (Eo) dapat ditentukan menggunakan korelasi O'Connell sebagai berikut :

$$E_o = 51 - 32,5 (\log \alpha \mu) \quad (\text{Coulson hal. 550})$$

Dari neraca massa telah didapatkan :

Bagian Distilat :

$$\alpha_D = 1,223$$

$$\alpha_{av} = (\alpha_D \alpha_B)^{0,5} = 1,194$$

$$\mu = 0,275 \text{ cP}$$

$$E_o = 66,72 \%$$

Bagian Bottom :

$$\alpha_B = 1,167$$

sehingga N aktual dapat ditentukan sebagai berikut :

$$N \text{ aktual} = \frac{N \text{ teoritis}}{E_o} = \frac{38,89655}{66,72\%} = 58$$

- Menentukan letak masuk *feed*

Penentuan letak *feed* dapat dilakukan menggunakan metode *Kirkbride's* (Geankoplis hal. 687) sebagai berikut :

$$\log (N_e/N_s) = 0,206 \log [(x_{HF} / x_{LF}) (B/D) (x_{LW} / x_{HD})^2]$$

$$x_{HF} = 0,706$$

$$x_{LB} = 0,019$$

$$x_{LF} = 0,048$$

$$x_{HD} = 0,121$$

$$B = 1,051 \text{ kmol}$$

$$D = 0,318 \text{ kmol}$$

$$\log \frac{N_e}{N_s} = 0,206 \log \left[\left(\frac{0,706}{0,048} \right) \left(\frac{1,05}{0,32} \right) \left(\frac{0,019}{0,121} \right) \right]$$

$$\log \frac{N_e}{N_s} = 0,181669$$

$$\frac{N_e}{N_s} = 1,519$$

$$N_e = 1,519 N_s$$

$$N_e + N_s = N \text{ teoritis}$$

$$1,519 N_s + N_s = 39$$

$$N_s = 15$$

$$N_e = 23$$

Jadi letak masuk *feed* adalah 23 plate dari atas.

Menentukan Diameter Kolom

Untuk menentukan besar diameter kolom, perlu dibandingkan antara diameter kolom perhitungan pada *Top* dan *Bottom*. Hasil yang lebih besar akan diambil sebagai nilai diameter kolom.

a. Menentukan Laju Uap berdasarkan *Tower Cross Section*

TOP

Berikut data yang diperlukan :

Data	Top
Vapor Rate (kg/h)	146,58
Liquid Rate (kg/h)	103,20
Vapor Density (kg/m ³)	4,257
Liquid Density (kg/m ³)	726,640
Surface Tension (dyne/cm)	12,17

Top Vapor adalah laju uap keluar kolom menuju kondensor, sedangkan *Top Liquid* adalah laju liquid masuk kolom hasil refluks

BOTTOM

Berikut data yang diperlukan :

Data	Bottom
Vapor Rate (kg/h)	143,98
Liquid Rate (kg/h)	426,82
Vapor Density (kg/m ³)	5,344
Liquid Density (kg/m ³)	719,713
Surface Tension (dyne/cm)	11,91

Bottom Vapor adalah laju uap masuk kolom dari reboiler, sedangkan *Bottom Liquid* adalah laju liquid keluar kolom menuju reboiler

Perhitungan menentukan laju uap v_c dapat menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$e_w = 0,22 \left(\frac{73}{\sigma} \right) \left(\frac{v_c}{S'} \right) \quad (\text{Ludwig hal. 96})$$

$$S' = S_t - 1,5 \quad (\text{in})$$

Keterangan :

- e_w = *weight liquid entrained/unit weight of vapor flowing in sieve tray*
- σ = *liquid surface tension, dyne/cm*
- v_c = *vapor velocity based on column cross-section, ft/s*
- S_t = *tray spacing, inch*
- S' = *effective tray spacing, distances between top of foam and next plate above, inch*

$$S_t = 9 \text{ in} = 0,229 \text{ m}$$

$$S' = 9,00 - 1,5 = 7,5 \text{ in}$$

$$\sigma = 12,17 \text{ dyne/cm}$$

$$e_w = 0,05 \text{ lbs liquid/lb vapor}$$

$$0,05 = 0,22 \left(\frac{73}{12,17} \right) \left(\frac{v_c}{7,5} \right)$$

$$v_c = 0,2841 \text{ ft/s}$$

$$S_t = 9 \text{ in} = 0,229 \text{ m}$$

$$S' = 9,00 - 1,5 = 7,5 \text{ in}$$

$$\sigma = 11,91 \text{ dyne/cm}$$

$$e_w = 0,05 \text{ lbs liquid/lb vapor}$$

$$0,05 = 0,22 \left(\frac{73}{11,91} \right) \left(\frac{v_c}{7,5} \right)$$

$$v_c = 0,2780 \text{ ft/s}$$

b. Menentukan Diameter Kolom

Perhitungan diameter kolom menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$D = \left[\frac{4 V}{\pi v_c} \right]^{0,5} \quad (\text{Ludwig hal. 96})$$

Keterangan :

v_c = vapor velocity based on column cross-section, ft/s

V = maximum vapor volumetric rate, ft³/s

$$v_c = 0,2841 \text{ ft/s}$$

$$V = 0,009565 \text{ m}^3/\text{s} = 0,338 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$D = \left[\frac{4}{\pi} \left(\frac{0,338}{0,284} \right) \right]^{0.5}$$

$$D = 1,231 \text{ ft} = 14,77 \text{ in}$$

$$v_c = 0,2780 \text{ ft/s}$$

$$V = 0,007484 \text{ m}^3/\text{s} = 0,264 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$D = \left[\frac{4}{\pi} \left(\frac{0,264}{0,278} \right) \right]^{0.5}$$

$$D = 1,1 \text{ ft} = 13,21 \text{ in}$$

Maka diambil diameter *top* sebagai diameter kolom karena nilainya lebih besar.

- **Menentukan Tekanan Desain Kolom**

$$P_{\text{operasi}} = 124,5 \text{ kPa} = 18,06 \text{ psi}$$

$$P_{\text{desain}} = 1,1 P_{\text{operasi}} = 19,86 \text{ psi}$$

- **Menentukan Tebal Kolom**

a. Tebal bagian *shell*

Digunakan bahan konstruksi yang terbuat dari *Carbon Steel SA-283 Grade C*
Pengelasan berupa *double welded butt joint*.

Efisiensi pengelasan, E = 0,8 (Brownell & Young, hal. 254)

Faktor korosi, C = 0,1250 (Brownell & Young, hal. 89)

Allowable stress, f = 12500 psi (Brownell & Young, hal. 251)

$$ts = \frac{P_d \times ID}{2 \times (f \times E - 0.6 \times P_d)} + C$$

ts = tebal bagian silinder (in)

P_d = tekanan desain bejana (lb/in²)

ID = diameter dalam bejana silinder (in)

f = *allowable stress* (lb/in²)

E = faktor pengelasan

C = faktor korosi (in)

$$ts = \frac{19,86 \times 14,77}{2 \times (12500 \times 0,8 - 0,6 \times 19,86)} + 0,1250$$

$$ts = 0,140 \text{ in}$$

$$ts = \frac{2,23}{16} \approx \frac{3}{16} = 0,188 \text{ in}$$

Dari nilai ts , maka dapat ditentukan besar *outside diameter* (OD) :

$$OD = ID + (2 \times ts)$$

$$OD = 15,1 \text{ in} \approx 24 \text{ in}$$

b. Tebal tutup atas

Tutup atas berupa *elliptical*.

$$r_c = 24 \text{ in}$$

$$t_{ha} = \frac{P_d \times ID \times V}{2 (f \times E - 0,1 P_d)} + C$$

dengan $V = 1/6 \times (2 + (a/b)^2)$

Dengan nilai $r = 24 \text{ in}$ dan $ID = 23,63 \text{ in}$, maka nilai $rc/d = 1,016$ sehingga nilai a/b dapat ditentukan pada Tabel 8.1 buku Brownell & Young : $a/b = 2,3$
Maka $V = 1,215$

$$t_{ha} = \frac{19,86 \times 23,63 \times 1,215}{2 (12500 \times 0,8 - 0,1 \times 19,86)} + 0,125$$

$$t_{ha} = 0,154$$

$$t_{ha} = \frac{2,456}{16} \approx \frac{3}{16} = 0,188 \text{ in}$$

c. Tebal tutup bawah

Tutup bawah berupa *elliptical* sehingga tebal tutup bawah t_{hb} sama besar dengan t_{ha} .

$$t_{hb} = 0,188 \text{ in}$$

- Menentukan Tinggi Kolom

a. Tinggi bagian *shell*

Tinggi bagian *shell* dapat ditentukan dengan cara sebagai berikut :

Tinggi bagian *shell* , $L = \text{jumlah spacing} \times \text{tray spacing}$

$$L = 344 \text{ in}$$

b. Tinggi bagian atas dan bawah

$$h_a = h_b = 0,169 \times OD$$

$$h_a = h_b = 4,056 \text{ in}$$

Spesifikasi Alat	
Nama Alat	Kolom Distilasi 3
Kode Alat	D-410
Fungsi	Pemurnian bottom 3-carene tahap 1
Tipe Plate	Sieve trays
Kapasitas	301,64 kg/h
Konstruksi	
Diameter	0,61 m
Jumlah Tray	58
Tray Spacing	0,15 m
Tebal Shell	1/5 inch
Tinggi	8,94 m
Bahan Konstruksi	Carbon Steel SA 283 Grade C
Jumlah	1

40. Condenser (E-411)

Cold fluid: Cooling Water $t_1 = 30 \text{ C}$ $t_2 = 45 \text{ C}$ $m = 1380,33 \text{ lb/hr}$ (Tube)
 Hot Fluid: Distilat D-410 $T_1 = 164,4 \text{ C}$ $T_2 = 163,4 \text{ C}$ $M = 324,14 \text{ lb/hr}$ (Shell)

1. Q calculation

Cold Fluid

$$C_p = 1,0000 \text{ Btu/lb.F}$$

$$Q = m C_p \Delta t$$

$$Q = 125610,03 \text{ BTU}$$

2. LMTD Δt

Cold Fluid	Fahrenheit (F)	Hot Fluid		
113,00	Higher Temp	327,92	214,92	Δt_1
86	Lower Temp	326,12	240,12	Δt_2
27,00	Differences	1,80	-25,20	$\Delta t_1 - \Delta t_2$

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln(\Delta t_1/\Delta t_2)} = \frac{-25,20}{\ln\left(\frac{214,92}{240,12}\right)} = 523,3 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{(T_1 - T_2)}{(t_2 - t_1)} = 0,07$$

$$S = \frac{(t_2 - t_1)}{(T_1 - t_1)} = 0,11$$

di Shell Pass yang berjumlah 1 didapatkan nilai Ft sebesar

$$F_t = 1,00 \quad T_c = 327 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t = F_t \times \text{LMTD} = 523,3 \text{ } ^\circ\text{F} \quad t_c = 99,5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Trial Ud = 5 (heavy organic 5-75) (Tabel 8.App Kern)

$$Q_{\text{desain}} = 1.1 \times Q_{\text{teoritis}} = 138171,03 \text{ Btu/hr}$$

$$A = \frac{Q}{U_d \times \text{LMTD}} = 52,8027 \text{ ft}^2$$

Dipakai Tube 3/4 in OD, 1 in triangular pitch

$$P_T = 1 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 0,75 \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 10$$

$$L = 12 \text{ ft}$$

$$a''_t = 0,1963 \text{ ft}^2$$

$$a'_t = 0,182 \text{ in}^2$$

$$N_t = \frac{A}{L \times a''t}$$

$$= 22,4$$

Shell Passes = 1
 Nt standar = 24
 ID shell = 8
 Tube Passes = 2
 Baffles = 4

Faktor Pengali Baffle 0,5

Check

$$A = N_t \times L \times a''t$$

$$= 56,5344 \text{ ft}^2$$

$$UD = Q / (A \times \Delta T)$$

$$= 5,60$$

HOT FLUID: Shell Side, Distilat D-410	COLD FLUID: Tube Side , Cooling Water
4'. Flow area, $a_s = \frac{ID \times C'B}{144 \times P_T}$ $= \frac{8}{144 \times 1} = 0,056 \text{ ft}^2$	4". $a_t = \frac{N_t \times a''t}{144n} = \frac{4,368}{144 \times 2}$ $= 0,015 \text{ ft}^2$
5'. $G_s = \frac{M}{a_s} = \frac{324,14}{0,056}$ $= 5834,4 \text{ lb/ hr.ft}^2$	5". $G_t = \frac{m}{a_t} = \frac{1380,33}{0,015}$ $= 91010,77 \text{ lb/ hr.ft}^2$
6'. $Re_s = \frac{De \times G_s}{\mu}$ Pada $T_c = 327,02 \text{ } ^\circ F$ $\mu = 0,206 \text{ Cp} \times 2,42$ $= 0,499 \text{ lb/ ft.hr}$ $De = \frac{0,73}{12,00} \text{ inch (figure 28)}$ $= 0,0608 \text{ ft}$ $Re_s = 712,0$	6". $Re_t = \frac{D \times G_t}{\mu}$ Pada $t_c = 99,5 \text{ } ^\circ F$ $\mu = 0,68 \text{ Cp} \times 2,42$ $= 1,65 \text{ lb/ ft.hr}$ $ID = \frac{0,48}{12} \text{ inch (Tabel 10)}$ $= 0,040167 \text{ ft}$ $Re_t = 2210$ $V = \frac{G_t}{3600p}$ $= 0,404492 \text{ ft/s}$
7' Pada $T_c = 327 \text{ } ^\circ F$ $k = 0,03550 \text{ Btu/ (hr)(ft}^2)(^\circ F/ft)$	9". $hi = 200 \times 0,80 \text{ fig.25}$ $= 160$ $hio = hi \times ID/ OD$ $= 160 \times 0,64$ $= 102,8$

$$c = 0,48600 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F}$$

$$(c \mu / k)^{1/3} = 1,89684$$

$$8' \quad \overline{h} = h_o$$

$$h_o = 200 \text{ trial}$$

$$t_w = t_c + h_o / (h_{io} + h_o) * (T_c - t_c)$$

$$t_w = 249,76 \text{ F}$$

$$t_f = (T_c + t_w) / 2$$

$$= 288,39$$

$$k_f = 0,0725$$

$$\mu_f = 0,229$$

$$\rho_f = 58,9$$

$$\overline{h} = h_o = \mu_f^2 / (k_f^3 \rho_f^2 g)$$

$$= 5,712$$

13 Clean overall coefficient U_c

$$U_c = \frac{(h_{io} \times h_o)}{(h_{io} + h_o)} = \frac{587,3467973}{102,83}$$

$$= 5,712 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

14 Dirt Factor (R_d)

$$R_d = \frac{(U_c - U_D)}{(U_c \times U_D)} = 0,0034 \text{ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/Btu}$$

lebih kecil dari 0.003 Vegetables Oil

PRESSURE DROP

1'. Untuk $Re_s = 712,0$ (*gambar 29*)

$$f = 0,001 \text{ ft}^2 / \text{in}^2$$

$$\rho = 58,9 \text{ lb / ft}^3$$

$$s = \frac{58,9}{62,5} = 0,94240$$

$$D_s = \frac{8}{12} \text{ inch} = 0,67 \text{ ft}$$

2'. Jumlah passes, $N + 1 = 12 \text{ L / B}$

$$= \frac{144}{4} = 36$$

3'. $\Delta P_s = \frac{f \times G_s^2 \times D_s (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \times D_e \times s \times 2}$

1". Untuk $Re_t = 2210$ (*gambar 26*)

$$f = 0,0035 \text{ ft}^2 / \text{in}^2$$

$$s = 1$$

2". $\Delta P_t = \frac{f \times G_t^2 \times L \times n}{5,22 \times 10^{10} \times D_t \times s \times \Phi_t}$

$$= \frac{695768649,7}{2096700000}$$

$$= 0,33184 \text{ Psi}$$

3". $G_t = 91010,77$

$$V^2 / 2g = 0,04 \text{ (gambar 27)}$$

$$\Delta P_r = (4n / s) \times (V^2 / 2g)$$

$$= \frac{816973,7622}{5985182400}$$

$$= 0,0001365 \text{ Psi}$$

$$= 8 \times 0,04$$

$$= 0,32 \text{ Psi}$$

$$4". \Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$$

$$= 0,332 + 0,32$$

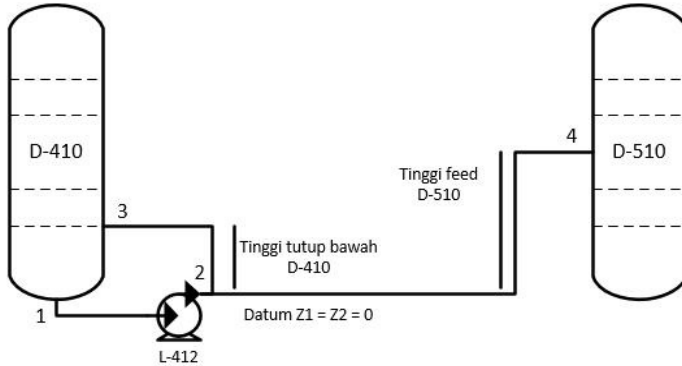
$$= 0,65184 \text{ Psi}$$

Spesifikasi Alat :	
Nama Alat	= Condenser
Kode	= E-411
Fungsi	= Mengkondensasi Distilat D-410
Tipe	= Horizontal Condenser, 1-2 STHE
Bahan	= <i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Shell	ID = 8 in
	Baffle = 4 in
	Passes = 1
	ΔP = 0,000 psi
Tube	OD = 3/4 in
	ID = 1/2 in
	BWG = 10
	Pitch = 1 in
	Panjang = 12 ft
	Jumlah = 24
	Passes = 2
ΔP = 0,652 psi	
Rd	= 0,0034 (hr)(ft ²)(°F)/(btu)
Jumlah Shell	= 1
Luas Area	= 56,53 ft ²

41.Pompa (L-412)

Fungsi: Memompa larutan dari kolom D-410 ke kolom D-510

Type: Pompa Sentrifugal



Menentukan P_2 dari datum 2-3

$$\begin{aligned} \text{massrate} &= 143,98 \text{ kg/h} = 317,48 \text{ lb/h} & T &= 184 \text{ C} \\ \rho &= 717,39 \text{ kg/m}^3 = 44,84 \text{ lb/ft}^3 \\ \mu &= 0,3196 \text{ cp} = 0,000215 \text{ lb/ft.s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{flowrate} = Q &= \text{massrate} / \rho = 0,2007 \text{ m}^3/\text{h} = 7,081 \text{ ft}^3/\text{h} \\ &= 0,002 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 0,735 \text{ gpm} \end{aligned}$$

Menentukan Jenis Pipa yang Digunakan

Asumsi Aliran Turbulen

$$\begin{aligned} ID &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 0,061 \times 1,640 \\ &= 0,3872 \text{ inch} \end{aligned}$$

dipilih pipe 3/8 in sch 80

$$\begin{aligned} ID &= 0,423 \text{ in} = 0,0353 \text{ ft} \\ OD &= 0,675 \text{ in} = 0,0563 \text{ ft} \\ A &= 0,141 \text{ in}^2 = 0,0010 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q/A &= v \\ v &= 2,009 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$N_{re} = \frac{ID \times v \times \rho}{\mu} = \frac{3,175}{0,000215} = 14760,09$$

Perhitungan Friksi pada Pipa

$\alpha = 1$ (Aliran turbulen)

$gc = 32,17 \text{ lbm.ft/lbf.s}^2$

1. *Sraight Pipe Friction*

ID = 0,035 ft

$N_{Re} = 14760,09$

$\epsilon = 4,6E-05 \text{ m} = 1,51E-04 \text{ ft}$

Figure 2.10-3 (Geankoplis)

$\epsilon/D = 0,00428$

$f = 0,008$

Panjang pipa dari pompa L-412 ke bottom D-410

$2 \text{ m} = 6,5616 \text{ ft}$

$$F_f = \frac{4f \times \Delta L \times v^2}{ID \times 2 gc}$$

$$= \frac{0,032 \times 6,5616 \times 4,035}{0,035 \times 2 \times 32,17}$$

$$= 0,3735 \text{ ft.lbf/ lbm}$$

eq 2.10-6 (Geankoplis, 93)

2. *Losses in fittings and valves*

1 buah gate valve (wide oper) $K_f = 0,17$

Tabel 2.10-1 (Geankoplis, 99)

2 buah elbow 90° $K_f = 2 \times 0,75$

Total $K_f = 1,67$

$$h_f = \frac{K_f \times v^2}{2 gc}$$

$$= \frac{1,67 \times 4,035}{2 \times 32,174}$$

$$= 0,105 \text{ ft.lbf/ lbm}$$

eq 2.10-17 (Geankoplis, 94)

3. *Sudden Enlargement losses*

A_1 = flow area pipa

A_2 = luas permukaan kolom

$K_{ex} = (1 - A_1/A_2)^2$
 $= 1$

maka asumsi $A_2 \gg \gg A_1$ sehingga $A_1/A_2 = 0$

$$h_{ex} = \frac{K_{ex} \times v^2}{2 \alpha gc}$$

$$= \frac{1 \times 4,035}{2 \times 1 \times 32,17}$$

$$= 0,06 \text{ ft.lbf/lbm}$$

eq 2.10-15 (Geankoplis, 98)

Total Friksi pada Pompa adalah

$$\begin{aligned}\Sigma F &= F_f + hf + hex \\ &= 0,5409 \quad \text{ft.lbf/lbm} = 1,6168 \quad \text{J/kg}\end{aligned}$$

Mechanical Energy Balance

$$0 = (P_3 - P_2)/\rho + g(Z_3 - Z_2) + (V_3^2 - V_2^2)/2\alpha + \Sigma F \quad \text{eq 2.7-28 (Geankoplis,103)}$$

$$P_3 = 137000 \quad \text{Pa}$$

$$Z_3 = 0,10302 \quad \text{m}$$

$$Z_2 = 0 \quad \text{m}$$

$$V_3 = 2,0087 \quad \text{m/s}$$

$$V_2 = 2,0087 \quad \text{m/s}$$

$$P_2 = 138884 \quad \text{Pa}$$

Menentukan P_2 dari datum 2-4

$$\begin{aligned}\text{massrate} &= 282,84 \quad \text{kg/h} = 623,66 \quad \text{lb/h} & T &= 184 \quad \text{C} \\ \rho &= 717,39 \quad \text{kg/m}^3 = 44,84 \quad \text{lb/ft}^3 \\ \mu &= 0,3196 \quad \text{cp} = 0,000215 \quad \text{lb/ft.s}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{flowrate} = Q &= \text{massrate} / \rho = 0,3943 \quad \text{m}^3/\text{h} = 13,910 \quad \text{ft}^3/\text{h} \\ &= 0,004 \quad \text{ft}^3/\text{s} \\ &= 1,444 \quad \text{gpm}\end{aligned}$$

Menentukan Jenis Pipa yang Digunakan

Asumsi Aliran Turbulen

$$\begin{aligned}ID &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 0,082 \times 1,640 \\ &= 0,5247 \quad \text{inch}\end{aligned}$$

dipilih pipe 1/2 in sch 80

$$ID = 0,546 \quad \text{in} = 0,0455 \quad \text{ft}$$

$$OD = 0,84 \quad \text{in} = 0,0700 \quad \text{ft}$$

$$A = 0,235 \quad \text{in}^2 = 0,0016 \quad \text{ft}^2$$

$$Q/A = v$$

$$v = 2,368 \quad \text{ft/s}$$

$$Nre = \frac{ID \times v \times \rho}{\mu} = \frac{4,830}{0,000215} = 22455,93$$

Perhitungan Friksi pada Pipa

$\alpha = 1$ (Aliran turbulen)

$gc = 32,17 \text{ lbm.ft/lbf.s}^2$

1. *Sraight Pipe Friction*

ID = 0,046 ft

$N_{Re} = 22455,93$

$\epsilon = 4,6E-05 \text{ m} = 1,51E-04 \text{ ft}$

Figure 2.10-3 (Geankoplis)

$\epsilon/D = 0,00332$

f = 0,008

Panjang pipa dari pompa L-412 ke Feed D-510

8 m = 26,2464 ft

$$F_f = \frac{4f \times \Delta L \times v^2}{ID \times 2 gc}$$

$$= \frac{0,032 \times 26,2464 \times 5,605}{0,046 \times 2 \times 32,17}$$

$$= 1,6080 \text{ ft.lbf/ lbm}$$

eq 2.10-6 (Geankoplis, 93)

2. *Losses in fittings and valves*

1 buah gate valve (wide open) $K_f = 0,17$

Tabel 2.10-1 (Geankoplis, 99)

2 buah elbow 90° $K_f = 2 \times 0,75$

Total $K_f = 1,67$

$$h_f = \frac{K_f \times v^2}{2 gc}$$

$$= \frac{1,67 \times 5,605}{2 \times 32,174}$$

$$= 0,145 \text{ ft.lbf/ lbm}$$

eq 2.10-17 (Geankoplis, 94)

3. *Sudden Enlargement losses*

A1 = flow area pipa

A2 = luas permukaan Kolom

$K_{ex} = (1 - A1/A2)^2$
 $= 1$

maka asumsi $A2 \gg A1$ sehingga $A1/A2 = 0$

$$h_{ex} = \frac{K_{ex} \times v^2}{2 \alpha gc}$$

$$= \frac{1 \times 5,605}{2 \times 1 \times 32,17}$$

$$= 0,09 \text{ ft.lbf/lbm}$$

eq 2.10-15 (Geankoplis, 98)

Total Friksi pada Pompa adalah

$$\begin{aligned}\Sigma F &= F_f + h_f + h_{ex} \\ &= 1,8406 \text{ ft.lbf/lbm} = 5,5015 \text{ J/kg}\end{aligned}$$

Mechanical Energy Balance

$$0 = (P_4 - P_2) / \rho + g(Z_4 - Z_2) + (V_4^2 - V_2^2) / 2\alpha + \Sigma F \quad \text{eq 2.7-28 (Geankoplis,103)}$$

$$\begin{aligned}P_4 &= 140000 \text{ Pa} \\ Z_4 &= 4,1148 \text{ m} \\ Z_2 &= 0 \text{ m} \\ V_4 &= 2,3676 \text{ m/s} \\ V_2 &= 2,3676 \text{ m/s}\end{aligned}$$

$$P_2 = 172876 \text{ Pa}$$

Sehingga P_2 Terbesar adalah = 172876 Pa

Menentukan Power Pompa dari Aliran 1-2

$$\begin{aligned}\text{massrate} &= 426,82 \text{ kg/h} = 941,14 \text{ lb/h} & T &= 184 \text{ C} \\ \rho &= 717,39 \text{ kg/m}^3 = 44,84 \text{ lb/ft}^3 \\ \mu &= 0,3196 \text{ cp} = 0,000215 \text{ lb/ft.s}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{flowrate} = Q &= \text{massrate} / \rho = 0,5950 \text{ m}^3/\text{h} = 20,990 \text{ ft}^3/\text{h} \\ &= 0,006 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 2,179 \text{ gpm}\end{aligned}$$

Menentukan Jenis Pipa yang Digunakan

Asumsi Aliran Turbulen

$$\begin{aligned}ID &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 0,099 \times 1,640 \\ &= 0,6315 \text{ inch}\end{aligned}$$

dipilih pipe 3/4 in sch 80

$$\begin{aligned}ID &= 0,742 \text{ in} = 0,0618 \text{ ft} \\ OD &= 1,05 \text{ in} = 0,0875 \text{ ft} \\ A &= 0,432 \text{ in}^2 = 0,0030 \text{ ft}^2 \\ Q/A &= v \\ v &= 1,944 \text{ ft/s}\end{aligned}$$

$$N_{re} = \frac{ID \times v \times \rho}{\mu} = \frac{5,388}{0,000215} = 25051,31$$

Perhitungan Friksi pada Pipa

1. Sudden Contraction loss

$$K_c = 0.55 \times (1 - A_2/A_1)$$

$$K_c = 0.55 \times 1 = 0.55$$

$$\alpha = 1 \quad (\text{Aliran turbulen})$$

A1 = luas permukaan kolom

A2 = flow area pipa

maka asumsi $A_1 \gg A_2$ sehingga $A_1/A_2 = 0$

$$g_c = 32.17 \text{ lbf} \cdot \text{ft} / \text{lbm} \cdot \text{s}^2$$

$$h_c = \frac{K_c \times v^2}{2 \alpha g_c} \quad \text{eq 2.10-16 (Geankoplis, 98)}$$

$$h_c = \frac{0.55 \times 3.777^2}{2 \times 1 \times 32.17} = 0.032286 \text{ ft} \cdot \text{lbf} / \text{lbm}$$

2. Straight Pipe Friction

$$ID = 0.062 \text{ ft}$$

$$N_{Re} = 25051.31$$

$$\varepsilon = 4.6 \times 10^{-5} \text{ m} = 1.51 \times 10^{-4} \text{ ft}$$

Figure 2.10-3 (Geankoplis)

$$\varepsilon/D = 0.00244$$

$$f = 0.007$$

Panjang pipa dari titik Datum 1 ke titik Datum 2

$$3 \text{ m} = 9.8424 \text{ ft}$$

$$F_f = \frac{4f \times \Delta L \times v^2}{ID \times 2 g_c} \quad \text{eq 2.10-6 (Geankoplis, 93)}$$

$$= \frac{0.028 \times 9.8424 \times 3.777^2}{0.062 \times 2 \times 32.17} = 0.2616 \text{ ft} \cdot \text{lbf} / \text{lbm}$$

3. Losses in fittings and valves

$$1 \text{ buah gate valve (wide open)} \quad K_f = 0.17$$

Tabel 2.10-1 (Geankoplis, 99)

$$1 \text{ buah elbow } 90^\circ \quad K_f = 1 \times 0.75$$

$$\text{Total } K_f = 0.92$$

$$h_f = \frac{K_f \times v^2}{2 g_c} \quad \text{eq 2.10-17 (Geankoplis, 94)}$$

$$= \frac{0.92 \times 3.777^2}{2 \times 32.17} = 0.054 \text{ ft} \cdot \text{lbf} / \text{lbm}$$

Total Friksi pada Pompa adalah

$$\begin{aligned}\Sigma F &= hc + F_f + h_f \\ &= 0,3479 \text{ ft.lbf/lbm} = 1,0399 \text{ J/kg}\end{aligned}$$

Mechanical Energy Balance

$$-W_s = (P_2 - P_1)/\rho + (Z_2 - Z_1) + (V_2^2 - V_1^2)/2\alpha + \Sigma F \quad \text{eq 2.7-28 (Geankoplis,103)}$$

Ws di anggap keluar

$$P_2 = 172876 \text{ Pa}$$

$$P_1 = 137000 \text{ Pa}$$

$$Z_2 = 0 \text{ m}$$

$$Z_1 = 0 \text{ m}$$

$$V_2 = 0,5924 \text{ m/s}$$

$$V_1 = 0,5924 \text{ m/s}$$

maka, nilai dari -Ws adalah

$$-W_s = 51,6252 \text{ J/kg}$$

Perhitungan Efisiensi dan Power dari Pompa

$$\text{flowrate} = 2,179 \text{ gpm}$$

$$\text{efisiensi pompa} = 0,25$$

figure 12 - 17 (Timmerhaus, 5thed, 516)

$$W_s = (-\eta W_p)$$

$$-51,625 = -0,25 \times W_p$$

$$W_p = 206,501 \text{ J/kg}$$

$$\text{Daya} = \text{massrate} \times W_p$$

$$= 0,0400 \text{ kg/s} \times 206,501 \text{ J/kg}$$

$$= 0,4955 \text{ kW}$$

$$\text{Efisiensi Motor} = 0,80$$

$$\text{Daya Motor} = 0,6194 \text{ kW}$$

figure 12 - 18 (Timmerhaus, 5thed, 516)

Spesifikasi Alat	
Nama Alat	Pompa
Kode Alat	L-412
Fungsi	Memompa larutan dari kolom D-410 ke kolom D-510
Tipe	Pompa Sentrifugal
Ukuran	3/4 in sch 80
Material	Carbon Steel
Kapasitas	426,82 kg/ jam
Efisiensi Pompa	25,00%
Efisiensi Motor	80,00%
Input Power	0,619 kW
Output Power	0,496 kW
Head Pompa	5 m

42.Reboiler (E-413)

Hot Fluid: Steam

$$t_1 = 200 \text{ C} \quad t_2 = 199 \text{ C} \quad m = 45,29 \text{ lb/hr} \quad (\text{Tube})$$

Cold Fluid: Bottom D-410

$$T_1 = 183,9 \text{ C} \quad T_2 = 184,9 \text{ C} \quad M = 315,32 \text{ lb/hr} \quad (\text{Shell})$$

1. Q calculation
cold fluid

$$\lambda = 118,8195 \text{ Btu/lb}$$

$$Q = M \times \lambda$$

$$Q = 37465,57 \text{ BTU}$$

2. LMTD Δt

Cold Fluid	Fahrenheit (F)	Steam		
364,86	Higher Temp	390,2	25,34	Δt_1
363,056	Lower Temp	392	28,944	Δt_2
1,80	Differences	-1,8	-3,60	$\Delta t_1 - \Delta t_2$

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln(\Delta t_1/\Delta t_2)} = \frac{-3,60}{\ln\left(\frac{25,34}{28,94}\right)} = 62,41 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Harga Ft=1 karena prosesnya isothermal $t_1 = t_2$ R = tak hingga S = 0

$$F_t = 1 \quad T_c = 364 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t = F_t \times \text{LMTD} = 62,41 \text{ } ^\circ\text{F} \quad t_c = 391,1 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Trial Ud = 75 (light organic 75-150) (Tabel 8.App Kern)

$$Q_{\text{desain}} = 1.1 \times Q_{\text{teoritis}} = 41212,13 \text{ Btu/hr}$$

$$A = \frac{Q}{U_d \times \text{LMTD}} = 8,8046 \text{ ft}^2$$

Dipakai Tube 3/4 in OD, 1 in square pitch

$$P_T = 1 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 0,75 \text{ in}$$

BWG = 10

$$L = 8 \text{ ft}$$

$$a''_t = 0,1963 \text{ ft}^2$$

$$a'_t = 0,182 \text{ in}^2$$

$$N_t = \frac{A}{L \times a''_t}$$

$$\begin{aligned}
 &= 5,6 \\
 \text{Shell Passes} &= 1 \\
 \text{Nt standar} &= 26 \\
 \text{ID shell} &= 8 \\
 \text{Tube Passes} &= 2 \\
 \text{Baffles} &= 4
 \end{aligned}$$

Faktor Pengali Baffle 0,5

Check

$$\begin{aligned}
 A &= Nt \times L \times a''t \\
 &= 40,8304 \text{ ft}^2 \\
 UD &= Q / (A \times \Delta T) \\
 &= 149,87
 \end{aligned}$$

COLD FLUID: Shell Side, Bottom D-410	HOT FLUID: Tube Side, Steam
$9'. \quad h_o = 300 \text{ trial Btu/hr.ft}^2 \cdot \text{°F}$	$4''. \quad a_t = \frac{Nt \times a''t}{144n} = \frac{4,732}{144 \times 2}$ $= 0,016 \text{ ft}^2$
$10'. \quad t_w = t_c + (h_{io}/(h_{io}+h_o)) (T_c-t_c)$ $= 370,39841 \text{ °F}$	$5''. \quad G_t = \frac{m}{a_t} = \frac{45,29}{0,016}$ $= 2756,49 \text{ lb/hr.ft}^2$
$(\Delta t)_w = -20,7 \text{ °F}$	$6''. \quad Re_t = \frac{D \times G_t}{\mu}$
$h_o > 300 \text{ (fig. 15.11)}$ <p>maka digunakan $h_o = 300$</p>	<p>Pada $t_c = 391,1 \text{ °F}$</p> $\mu = 0,014 \text{ Cp} \times 2,42$ $= 0,03 \text{ lb/ft.hr}$
	$ID = \frac{0,48}{12} \text{ inch (Tabel 10)}$ $= 0,040167 \text{ ft}$
	$Re_t = D \cdot G_t / \mu$ $Re_t = 3381$
	$9''. \quad h_i = 1500$
	$h_{io} = h_i \times ID / OD$ $= 1500 \times 0,64$ $= 964$

13 Clean overall coefficient U_c

$$U_c = \frac{(h_{io} \times h_o)}{(h_{io} + h_o)} = \frac{289200}{1264,00}$$

$$= 228,797 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

14 Dirt Factor (R_d)

$$R_d = \frac{(U_c - U_D)}{(U_c \times U_D)} = 0,0031 \text{ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/Btu}$$

lebih kecil dari 0.003 Vegetables Oil

PRESSURE DROP

1'.

1". Untuk $Re_t = 3381$ (gambar 26)

$$f = 0,004 \text{ ft}^2 / \text{in}^2$$

$$s = 0,0096$$

2".

$$\Delta P_t = \frac{f \times Gt^2 \times L \times n}{5.22 \times 10^{10} \times D_t \times s \times \Phi_t}$$

$$= \frac{486287,9899}{20128320}$$

$$= 0,024159 \text{ Psi}$$

2'.

3". $G_t = 2756,49$

$$V^2 / 2g = 0,001 \text{ (gambar 27)}$$

$$\Delta P_r = (4 n / s) \times (V^2 / 2g)$$

$$= 833,3333 \times 0,001$$

$$= 0,833 \text{ Psi}$$

3'.

4". $\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$

$$= 0,024 + 0,833$$

$$= 0,857493 \text{ Psi}$$



Spesifikasi Alat :		
Nama Alat	=	Reboiler
Kode	=	E-413
Fungsi	=	Menguapkan Bottom D-410 yang akan masuk Distilasi
Tipe	=	1-2 Shell and Tube Heat Exchanger
Bahan	=	Carbon Steel SA 283 Grade C
Shell	ID	= 8 in
	Baffle	= 4 in
	Passes	= 1
	ΔP	= 0,000 psi
Tube	OD	= 3/4 in
	ID	= 1/2 in
	BWG	= 10
	Pitch	= 1 in
	Panjang	= 8 ft
	Jumlah	= 26
	Passes	= 2
ΔP	= 0,857 psi	
Rd	=	0,0031 (hr)(ft ²)(°F)/(btu)
Jumlah Shell	=	1
Luas Area	=	40,83 ft ²

43. Kolom Distilasi (D-510)

Fungsi : memisahkan Carene dari campuran

Tipe : *Sieve-tray*

Dari data neraca massa pada Appendix A, diketahui :

a. Feed

$$\begin{aligned}\text{Rate} &= 143,15 \text{ kg/h} \\ \text{Temperatur} &= 184,84 \text{ }^\circ\text{C} \\ \text{Tekanan} &= 140 \text{ kPa}\end{aligned}$$

b. Distilat

$$\begin{aligned}\text{Rate} &= 118,76 \text{ kg/h} \\ \text{Temperatur} &= 175,35 \text{ }^\circ\text{C} \\ \text{Tekanan} &= 112 \text{ kPa}\end{aligned}$$

c. Bottom

$$\begin{aligned}\text{Rate} &= 24,39 \text{ kg/h} \\ \text{Temperatur} &= 187,21 \text{ }^\circ\text{C} \\ \text{Tekanan} &= 137 \text{ kPa}\end{aligned}$$

Dari perhitungan neraca massa pada Appendix A, didapat nilai R, Rm, dan N min sebagai berikut :

$$R = 3,915$$

$$\frac{R}{R+1} = 0,797$$

$$R_m = 3,26$$

$$\frac{R_m}{R_m+1} = 0,765$$

$$N_{\text{min}} = 17$$

Menentukan jumlah plate aktual

Jumlah plate aktual dapat ditentukan dengan korelasi *Erbar-Maddox*. (Geankoplis hal. 688)

Dengan nilai R/(R+1) sebagai sumbu y, ditarik garis ke garis Rm/(Rm+1), didapatkan sumbu x yaitu nilai Nm/N :

$$N_m/N = 0,51$$

sehingga didapatkan nilai N teoritis sebesar :

$$N = 33 \text{ plate}$$

Menentukan efisiensi plate

Effisiensi plate (Eo) dapat ditentukan menggunakan korelasi O'Connell sebagai berikut :

$$E_o = 51 - 32,5 (\log \alpha \mu) \quad (\text{Coulson hal. 550})$$

Dari neraca massa telah didapatkan :

Bagian Distilat :

$$\alpha_D = 1,223$$

$$\alpha_{av} = (\alpha_D \alpha_B)^{0,5} = 1,194$$

$$\mu = 0,219 \text{ cP}$$

$$E_o = 69,90 \%$$

Bagian Bottom :

$$\alpha_B = 1,167$$

sehingga N aktual dapat ditentukan sebagai berikut :

$$N \text{ aktual} = \frac{N \text{ teoritis}}{E_o} = \frac{33}{69,90\%} = 48$$

Menentukan letak masuk *feed*

Penentuan letak *feed* dapat dilakukan menggunakan metode Kirkbride's (Geankoplis hal. 687) sebagai berikut :

$$\log (N_e/N_s) = 0,206 \log [(x_{HF} / x_{LF}) (B/D) (x_{LW} / x_{HD})^2]$$

$$x_{HF} = 0,093$$

$$x_{LB} = 0,559$$

$$x_{LF} = 0,883$$

$$x_{HD} = 0,021$$

$$B = 0,179 \text{ kmol}$$

$$D = 0,872 \text{ kmol}$$

$$\log \frac{N_e}{N_s} = 0,206 \log \left[\left(\frac{0,093}{0,883} \right) \left(\frac{0,18}{0,87} \right) \left(\frac{0,559}{0,021} \right) \right]$$

$$\log \frac{N_e}{N_s} = -0,0507$$

$$\frac{N_e}{N_s} = 0,89$$

$$N_e = 0,89 N_s$$

$$N_e + N_s = N \text{ teoritis}$$

$$0,89 N_s + N_s = 33$$

$$N_s = 18$$

$$N_e = 16$$

Jadi letak masuk *feed* adalah 16 plate dari atas.

Menentukan Diameter Kolom

Untuk menentukan besar diameter kolom, perlu dibandingkan antara diameter kolom perhitungan pada *Top* dan *Bottom*. Hasil yang lebih besar akan diambil sebagai nilai diameter kolom.

a. Menentukan Laju Uap berdasarkan *Tower Cross Section*

TOP

Berikut data yang diperlukan :

Data	Top
Vapor Rate (kg/h)	538,72
Liquid Rate (kg/h)	464,97
Vapor Density (kg/m ³)	4,576
Liquid Density (kg/m ³)	723,583
Surface Tension (dyne/cm)	12,251

Top Vapor adalah laju uap keluar kolom menuju kondensor, sedangkan *Top Liquid* adalah laju liquid masuk kolom hasil refluks

BOTTOM

Berikut data yang diperlukan :

Data	Bottom
Vapor Rate (kg/h)	605,70
Liquid Rate (kg/h)	654,46
Vapor Density (kg/m ³)	5,210
Liquid Density (kg/m ³)	711,575
Surface Tension (dyne/cm)	12,309

Bottom Vapor adalah laju uap masuk kolom dari reboiler, sedangkan *Bottom Liquid* adalah laju liquid keluar kolom menuju reboiler

Perhitungan menentukan laju uap v_c dapat menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$e_w = 0,22 \left(\frac{73}{\sigma} \right) \left(\frac{v_c}{S'} \right) \quad (\text{Ludwig hal. 96})$$

$$S' = S_t - 1,5 \quad (\text{in})$$

Keterangan :

- e_w = *weight liquid entrained/unit weight of vapor flowing in sieve tray*
- σ = *liquid surface tension, dyne/cm*
- v_c = *vapor velocity based on column cross-section, ft/s*
- S_t = *tray spacing, inch*
- S' = *effective tray spacing, distances between top of foam and next plate above, inch*

$$S_t = 9 \text{ in} = 0,229 \text{ m}$$

$$S' = 9,00 - 1,5 = 7,5 \text{ in}$$

$$\sigma = 12,25 \text{ dyne/cm}$$

$$e_w = 0,05 \text{ lbs liquid/lb vapor}$$

$$0,05 = 0,22 \left(\frac{73}{12,25} \right) \left(\frac{v_c}{7,5} \right)$$

$$v_c = 0,2861 \text{ ft/s}$$

$$S_t = 9 \text{ in} = 0,2286 \text{ m}$$

$$S' = 9,00 - 1,5 = 7,5 \text{ in}$$

$$\sigma = 12,31 \text{ dyne/cm}$$

$$e_w = 0,05 \text{ lbs liquid/lb vapor}$$

$$0,05 = 0,22 \left(\frac{73}{12,31} \right) \left(\frac{v_c}{7,5} \right)$$

$$v_c = 0,2874 \text{ ft/s}$$

b. Menentukan Diameter Kolom

Perhitungan diameter kolom menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$D = \left[\frac{4 V}{\pi v_c} \right]^{0,5} \quad (\text{Ludwig hal. 96})$$

Keterangan :

v_c = vapor velocity based on column cross-section, ft/s

V = maximum vapor volumetric rate, ft³/s

$$v_c = 0,2861 \text{ ft/s}$$

$$V = 0,0327 \text{ m}^3/\text{s} = 1,155 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$D = \left[\frac{4}{\pi} \left(\frac{1,155}{0,286} \right) \right]^{0.5}$$

$$D = 2,268 \text{ ft} = 27,21 \text{ in}$$

$$v_c = 0,2874 \text{ ft/s}$$

$$V = 0,032292 \text{ m}^3/\text{s} \\ = 1,14 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$D = \left[\frac{4}{\pi} \left(\frac{1,140}{0,287} \right) \right]^{0.5}$$

$$D = 2,248 \text{ ft} = 26,98 \text{ in}$$

Maka diambil diameter *top* sebagai diameter kolom karena nilainya lebih besar.

- Menentukan Tekanan Desain Kolom

$$P_{\text{operasi}} = 124,5 \text{ kPa} = 18,06 \text{ psi}$$

$$P_{\text{desain}} = 1,1 P_{\text{operasi}} = 19,86 \text{ psi}$$

- Menentukan Tebal Kolom

a. Tebal bagian *shell*

Digunakan bahan konstruksi yang terbuat dari *Carbon Steel SA-283 Grade C*
Pengelasan berupa *double welded butt joint*.

$$\text{Efisiensi pengelasan, } E = 0,8 \quad (\text{Brownell \& Young, hal. 254})$$

$$\text{Faktor korosi, } C = 0,1250 \quad (\text{Brownell \& Young, hal. 89})$$

$$\text{Allowable stress, } f = 12500 \text{ psi} \quad (\text{Brownell \& Young, hal. 251})$$

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

t_s = tebal bagian silinder (in)

P_d = tekanan desain bejana (lb/in²)

ID = diameter dalam bejana silinder (in)

f = *allowable stress* (lb/in²)

E = faktor pengelasan

C = faktor korosi (in)

$$t_s = \frac{19,86 \times 27,21}{2 \times (12500 \times 0,8 - 0,6 \times 19,86)} + 0,1250$$

$$t_s = 0,152 \text{ in}$$

$$t_s = \frac{2,43}{16} \approx \frac{3}{16} = 0,188 \text{ in}$$

Dari nilai t_s , maka dapat ditentukan besar *outside diameter* (OD) :

$$OD = ID + (2 \times t_s)$$

$$OD = 27,6 \text{ in} \approx 36 \text{ in}$$

b. Tebal tutup atas

Tutup atas berupa *elliptical*.

$$r_c = 36 \text{ in}$$

$$t_{ha} = \frac{P_d \times ID \times V}{2 \left(f \times E - 0,1 P_d \right)} + C$$

dengan $V = 1/6 \times (2 + (a/b)^2)$

Dengan nilai $r = 36 \text{ in}$ dan $ID = 35,63 \text{ in}$, maka nilai $r/c = 1,011$ sehingga nilai a/b dapat ditentukan pada Tabel 8.1 buku Brownell & Young : $a/b = 2,3$

Maka $V = 1,215$

$$t_{ha} = \frac{19,86 \times 36 \times 1,215}{2 \left(12500 \times 0,8 - 0,1 \times 19,86 \right)} + 0,125$$

$$t_{ha} = 0,168$$

$$t_{ha} = \frac{2,688}{16} \approx \frac{3}{16} = 0,188 \text{ in}$$

c. Tebal tutup bawah

Tutup bawah berupa *elliptical* sehingga tebal tutup bawah t_{hb} sama besar dengan t_{ha} .

$$t_{hb} = 0,188 \text{ in}$$

- Menentukan Tinggi Kolom

a. Tinggi bagian *shell*

Tinggi bagian *shell* dapat ditentukan dengan cara sebagai berikut :

Tinggi bagian *shell*, $L = \text{jumlah spacing} \times \text{tray spacing}$

$$L = 421 \text{ in}$$

b. Tinggi bagian atas dan bawah

$$h_a = h_b = 0,169 \times OD$$

$$h_a = h_b = 6,084 \text{ in}$$

Spesifikasi Alat	
Nama Alat	Kolom Distilasi 4
Kode Alat	D-510
Fungsi	Pemurnian carene menjadi 95%
Tipe Plate	Sieve trays
Kapasitas	143,15 kg/h
Konstruksi	
Diameter	0,91 m
Jumlah Tray	48
Tray Spacing	0,15 m
Tebal Shell	1/5 inch
Tinggi	11,00 m
Bahan Konstruksi	Carbon Steel SA 283 Grade C
Jumlah	1

44. Condenser (E-511)

Cold fluid: Cooling Water $t_1 = 30 \text{ C}$ $t_2 = 45 \text{ C}$ $m = 5724,18 \text{ lb/hr}$ (Tube)
 Hot Fluid: Distilat D-510 $T_1 = 175,4 \text{ C}$ $T_2 = 174,4 \text{ C}$ $M = 1285,52 \text{ lb/hr}$ (Shell)

1. Q calculation

Cold Fluid

$$C_p = 1,0000 \text{ Btu/lb.F}$$

$$Q = m C_p \Delta t$$

$$Q = 520900,38 \text{ BTU}$$

2. LMTD Δt

Cold Fluid	Fahrenheit (F)	Hot Fluid		
113,00	Higher Temp	347,72	234,72	Δt_1
86	Lower Temp	345,92	259,92	Δt_2
27,00	Differences	1,80	-25,20	$\Delta t_1 - \Delta t_2$

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln(\Delta t_1/\Delta t_2)} = \frac{-25,20}{\ln\left(\frac{234,72}{259,92}\right)} = 569 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{(T_1 - T_2)/(t_2 - t_1)}{= 0,07}$$

$$S = \frac{(t_2 - t_1)/(T_1 - t_1)}{= 0,10}$$

di Shell Pass yang berjumlah 1 didapatkan nilai Ft sebesar

$$F_t = 1,00 \quad T_c = 346,8 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t = F_t \times \text{LMTD} = 569 \text{ } ^\circ\text{F} \quad t_c = 99,5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Trial Ud = 21 (*heavy organic 5-75*) (Tabel 8.App Kern)

$$Q_{\text{desain}} = 1.1 \times Q_{\text{teoritis}} = 572990,42 \text{ Btu/hr}$$

$$A = \frac{Q}{U_d \times \text{LMTD}} = 47,9545 \text{ ft}^2$$

Dipakai Tube 1 in OD, 1 1/4 in triangular pitch

$$P_T = 1,25 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 1 \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 14$$

$$L = 12 \text{ ft}$$

$$a''_t = 0,2618 \text{ ft}^2$$

$$a'_t = 0,546 \text{ in}^2$$

$$N_t = \frac{A}{L \times a''t}$$

$$= 15,3$$

$$\text{Shell Passes} = 1$$

$$N_t \text{ standar} = 16$$

$$\text{ID shell} = 8$$

$$\text{Tube Passes} = 2$$

$$\text{Baffles} = 1,6$$

$$\text{Faktor Pengali Baffle} = 0,2$$

Check

$$A = N_t \times L \times a''t$$

$$= 50,2656 \text{ ft}^2$$

$$UD = Q / (A \times \Delta T)$$

$$= 24,04$$

HOT FLUID: Shell Side, Distilat D-510	COLD FLUID: Tube Side , Cooling Water
<p>4'. Flow area, $a_s = \frac{ID \times C'B}{144 \times P_T}$</p> $= \frac{3 \ 1/5}{144 \times 1} = 0,018 \text{ ft}^2$	<p>4". $a_t = \frac{N_t \times a''t}{144n} = \frac{8,736}{144 \times 2}$</p> $= 0,030 \text{ ft}^2$
<p>5'. $G_s = \frac{M}{a_s} = \frac{1285,52}{0,018}$</p> $= 72310,2 \text{ lb/ hr.ft}^2$	<p>5". $G_t = \frac{m}{a_t} = \frac{5724,18}{0,030}$</p> $= 188709,23 \text{ lb/ hr.ft}^2$
<p>6'. $Re_s = \frac{De \times G_s}{\mu}$</p> <p>Pada $T_c = 346,82 \text{ } ^\circ F$</p> $\mu = \frac{0,172}{0,417} \text{ Cp} \times 2,42$ $= 0,417 \text{ lb/ ft.hr}$ <p>$De = \frac{0,72}{12,00} \text{ inch}$ (figure 28)</p> $= 0,06 \text{ ft}$ <p>$Re_s = 10411,2$</p>	<p>6". $Re_t = \frac{D \times G_t}{\mu}$</p> <p>Pada $t_c = 99,5 \text{ } ^\circ F$</p> $\mu = \frac{0,68}{1,65} \text{ Cp} \times 2,42$ $= 1,65 \text{ lb/ ft.hr}$ <p>$ID = \frac{0,834}{12} \text{ inch}$ (Tabel 10)</p> $= 0,0695 \text{ ft}$ <p>$Re_t = 7927$</p> <p>$V = \frac{G_t}{3600\rho}$</p> $= 0,838708 \text{ ft/s}$
<p>7' Pada $T_c = 346,8 \text{ } ^\circ F$</p> $k = 0,03624 \text{ Btu/ (hr)(ft}^2)(^\circ F/ft)$	<p>9". $h_i = 300 \times 1,20$ fig.25</p> $= 360$ <p>$h_{io} = h_i \times ID/OD$</p> $= 360 \times 0,83$ $= 300,2$

$$c = 0,52746 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F}$$

$$(c \mu / k)^{1/3} = 1,82363$$

$$8' \quad \overline{h} = h_o$$

$$h_o = 200 \text{ trial}$$

$$t_w = t_c + h_o / (h_{io} + h_o) * (T_c - t_c)$$

$$t_w = 198,38 \text{ F}$$

$$t_f = (T_c + t_w) / 2$$

$$= 272,6$$

$$k_f = 0,038$$

$$\mu_f = 0,19$$

$$\rho_f = 60,3$$

$$\overline{h} = h_o = \mu_f^2 / (k_f^3 \rho_f^2 g)$$

$$= 26,055$$

13 Clean overall coefficient U_c

$$U_c = \frac{(h_{io} \times h_o)}{(h_{io} + h_o)} = \frac{7822,630758}{300,24}$$

$$= 26,055 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

14 Dirt Factor (R_d)

$$R_d = \frac{(U_c - U_D)}{(U_c \times U_D)} = 0,0032 \text{ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/Btu}$$

lebih kecil dari 0.003 Vegetables Oil

PRESSURE DROP

1'. Untuk Res = 10411,2 (*gambar 29*)

$$f = 0,0015 \text{ ft}^2 / \text{in}^2$$

$$\rho = 60,3 \text{ lb / ft}^3$$

$$s = \frac{60,3}{62,5} = 0,96480$$

$$D_s = \frac{8}{12} \text{ inch} = 0,67 \text{ ft}$$

2'. Jumlah passes, $N + 1 = 12 \text{ L / B}$

$$= \frac{144}{1 \text{ } 3/5} = 90$$

3'. $\Delta P_s = \frac{f \times G_s^2 \times D_s (N+1)}{5.22 \times 10^{10} \times D_e \times s \times 2}$

1". Untuk Ret = 7927 (*gambar 26*)

$$f = 0,002 \text{ ft}^2 / \text{in}^2$$

$$s = 1$$

2". $\Delta P_t = \frac{f \times G_t^2 \times L \times n}{5.22 \times 10^{10} \times D_t \times s \times \Phi t}$

$$= \frac{1709336341}{3627900000}$$

$$= 0,471164 \text{ Psi}$$

3". $G_t = 188709,23$

$$V^2 / 2g = 0,05 \text{ (*gambar 27*)}$$

$$\Delta P_r = (4n / s) \times (V^2 / 2g)$$

$$= \frac{470589096,2}{6043507200}$$

$$= 0,0778669 \text{ Psi}$$

$$= 8 \times 0,05$$

$$= 0,4 \text{ Psi}$$

$$4". \Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$$

$$= 0,471 + 0,4$$

$$= 0,871164 \text{ Psi}$$

Spesifikasi Alat :		
Nama Alat	=	Condenser
Kode	=	E-511
Fungsi	=	Fungsi: Mengkondensasi Distilat D-510
Tipe	=	Horizontal Condenser, 1-2 STHE
Bahan	=	Carbon Steel SA 283 Grade C
Shell	ID	= 8 in
	Baffle	= 1 3/5 in
	Passes	= 1
	ΔP	= 0,078 psi
Tube	OD	= 1 in
	ID	= 5/6 in
	BWG	= 14
	Pitch	= 1 1/4 in
	Panjang	= 12 ft
	Jumlah	= 16
	Passes	= 2
ΔP	= 0,871 psi	
Rd	=	0,0032 (hr)(ft ²)(°F)/(btu)
Jumlah Shell	=	1
Luas Area	=	50,27 ft ²

45. Cooler (E-512)

Cold fluid: Cooling Water $t_1 = 30 \text{ C}$ $t_2 = 45 \text{ C}$ $m = 1496,75 \text{ lb/hr}$ (Tube)
 Hot Fluid: Carene $T_1 = 175,4 \text{ C}$ $T_2 = 40 \text{ C}$ $M = 261,87 \text{ lb/hr}$ (Shell)

1. Q calculation

Cold Fluid

$$C_p = 1,0000 \text{ Btu/lb.F}$$

$$Q = m C_p \Delta t$$

$$Q = 136204,61 \text{ BTU}$$

2. LMTD Δt

Cold Fluid	Fahrenheit (F)	Hot Fluid		
113,00	Higher Temp	347,63	234,63	Δt_1
86	Lower Temp	104,00	18	Δt_2
27,00	Differences	243,63	216,63	$\Delta t_1 - \Delta t_2$

$$LMTD = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln(\Delta t_1/\Delta t_2)} = \frac{216,63}{\ln\left(\frac{234,63}{18,00}\right)} = 194,3 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{(T_1 - T_2)}{(t_2 - t_1)} = 9,02$$

$$S = \frac{(t_2 - t_1)}{(T_1 - t_1)} = 0,10$$

di Shell Pass yang berjumlah 2 didapatkan nilai Ft sebesar

$$F_t = 0,98 \quad T_c = 225,8 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t = F_t \times LMTD = 190,4 \text{ } ^\circ\text{F} \quad t_c = 99,5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Trial Ud = 12 (*heavy organic 5-75*) (*Tabel 8.App Kern*)

$$Q_{\text{desain}} = 1.1 \times Q_{\text{teoritis}} = 149825,08 \text{ Btu/hr}$$

$$A = \frac{Q}{U_d \times LMTD} = 65,5808 \text{ ft}^2$$

Dipakai Tube 1/4 in OD, 1/16 in triangular pitch

$$P_T = 1,5625 \text{ in}$$

$$OD = 1,25 \text{ in}$$

$$BWG = 16$$

$$L = 16 \text{ ft}$$

$$a''_t = 0,3271 \text{ ft}^2$$

$$a'_t = 0,985 \text{ in}^2$$

$$N_t = \frac{A}{L \times a''t}$$

$$= 12,5$$

$$\text{Shell Passes} = 2$$

$$N_t \text{ standar} = 14$$

$$\text{ID shell} = 10$$

$$\text{Tube Passes} = 4$$

$$\text{Baffles} = 10$$

Faktor Pengali Baffle 1

Check

$$A = N_t \times L \times a''t$$

$$= 73,2704 \text{ ft}^2$$

$$UD = Q / (A \times \Delta T)$$

$$= 12,89$$

HOT FLUID: Shell Side, 3-Carene	COLD FLUID: Tube Side, Cooling Water
4'. Flow area, $a_s = \frac{ID \times C'B}{144 \times P_T}$ $= \frac{31 \ 1/4}{144 \times 2} = 0,139 \text{ ft}^2$	4". $a_t = \frac{N_t \times a''t}{144n} = \frac{13,79}{144 \times 4}$ $= 0,024 \text{ ft}^2$
5'. $G_s = \frac{M}{a_s} = \frac{261,87}{0,139} = 1885,4 \text{ lb/hr.ft}^2$	5". $G_t = \frac{m}{a_t} = \frac{1496,75}{0,024} = 62518,51 \text{ lb/hr.ft}^2$
6'. $Re_s = \frac{De \times G_s}{\mu}$ Pada $T_c = 225,82 \text{ } ^\circ\text{F}$ $\mu = \frac{1,006}{2,435} \text{ Cp} \times 2,42 = 1,65 \text{ lb/ft.hr}$ $De = \frac{0,91}{12,00} \text{ inch (figure 28)} = 0,0758 \text{ ft}$ $Re_s = 58,7$	6". $Re_t = \frac{D \times G_t}{\mu}$ Pada $t_c = 99,5 \text{ } ^\circ\text{F}$ $\mu = 0,68 \text{ Cp} \times 2,42 = 1,65 \text{ lb/ft.hr}$ $ID = \frac{1,12}{12} \text{ inch (Tabel 10)} = 0,093333 \text{ ft}$ $Re_t = 3527$
7'. $j_H = 6 \text{ (gambar 28)}$	9". $h_i = 600 \times 0,80 \text{ fig.25} = 480$ $h_{io} = h_i \times ID / OD = 480 \times 0,90 = 430,1$
8'. Pada $T_c = 225,8 \text{ } ^\circ\text{F}$ $k = 0,06834 \text{ Btu/(hr)(ft}^2)(^\circ\text{F/ft)}$	$V = \frac{G_t}{3600\rho} = \frac{62518,51}{3600} = 17,366 \text{ ft/s}$

$$c = 0,39644 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F}$$

$$(c \mu / k)^{1/3} = 2,41711$$

$$\begin{aligned} 9'. \quad h_o &= jH \times (k/De) \times (c \mu / k)^{1/3} \\ &= 13,071 \end{aligned}$$

$$(10) \quad t_w = t_c + h_o / (h_{io} + h_o) * (T_c - t_c)$$

$$t_w = 103,23 \text{ F}$$

$$\mu_w = 1,6 \text{ cp}$$

$$= 3,872 \text{ lb/ ft.hr}$$

$$(11') \quad \Phi_s = (\mu / \mu_w)^{0,14}$$

$$\Phi_s = 0,9371021$$

$$(12) \quad h_o / \Phi_s = 13,94783$$

13 Clean overall coefficient U_c

$$U_c = \frac{(h_{io} \times h_o)}{(h_{io} + h_o)} = \frac{5998,683125}{444,03}$$

$$= 13,510 \text{ Btu/ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

14 Dirt Factor (R_d)

$$R_d = \frac{(U_c - U_D)}{(U_c \times U_D)} = 0,0036 \text{ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/ Btu}$$

lebih kecil dari 0.003 Vegetables Oil

PRESSURE DROP

1'. Untuk Res 58,7 (*gambar 29*)

$$f = 0,0002 \text{ ft}^2 / \text{in}^2$$

$$\rho = 56,12 \text{ lb / ft}^3$$

$$s = \frac{56,12}{62,5} = 0,89792$$

$$D_s = \frac{10}{12} \text{ inch} = 0,83 \text{ ft}$$

2'. Jumlah passes, $N + 1 = 12 \text{ L / B}$

$$= \frac{192}{10} = 19$$

$$\begin{aligned} 3'. \quad \Delta P_s &= \frac{f \times G_s^2 \times D_s (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \times D_e \times s \times \Phi_s} \\ &= \frac{11375,55348}{3330851064} \\ &= 3,415\text{E-}06 \text{ Psi} \end{aligned}$$

1". Untuk Ret 3527 (*gambar 26*)

$$f = 0,005 \text{ ft}^2 / \text{in}^2$$

$$s = 1$$

$$\begin{aligned} 2''. \quad \Delta P_t &= \frac{f \times G_t^2 \times L \times n}{5,22 \times 10^{10} \times D_t \times s \times \Phi_t} \\ &= \frac{1250740658}{4872000000} \\ &= 0,25672 \text{ Psi} \end{aligned}$$

3". $G_t = 62518,51$

$$V^2 / 2g = 0,001 \text{ (*gambar 27*)}$$

$$\begin{aligned} \Delta P_r &= (4n / s) \times (V^2 / 2g) \\ &= 16 \times 0,001 \\ &= 0,016 \text{ Psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 4'' \cdot \Delta P_T &= \Delta P_t + \Delta P_r \\
 &= 0,257 + 0,016 \\
 &= 0,27272 \text{ Psi}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi Alat :		
Nama Alat	=	Cooler
Kode	=	E-512
Fungsi	=	Fungsi: mendinginkan Distilat D-510 yaitu 3-Carene
Tipe	=	2-4 <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan	=	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Shell	ID	= 10 in
	Baffle	= 10 in
	Passes	= 2
	ΔP	= 0,000 psi
Tube	OD	= 1 1/4 in
	ID	= 1 1/8 in
	BWG	= 16
	Pitch	= 1 4/7 in
	Panjang	= 16 ft
	Jumlah	= 14
	Passes	= 4
	ΔP	= 0,273 psi
Rd	=	0,0036 (hr)(ft ²)(°F)/(btu)
Jumlah Shell	=	1
Luas Area	=	73,27 ft ²

46. Tangki α -Terpineol (F-513)

Fungsi : tempat menampung 3-carene

Tipe : berbentuk silinder dengan tutup atas berupa *Standard Dished Head* dan tutup bawah berupa *Conical* 120°C

Dasar Perancangan

$$\text{Suhu} = 40 \text{ } ^\circ\text{C} = 104 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Tekanan} = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psia}$$

$$\text{Kapasitas} = 118,76 \text{ kg/jam}$$

$$\rho \text{ 3-carene} = 860,00 \text{ kg/m}^3 = 0,031 \text{ lb/in}^3$$

Pengelasan berupa *double welded butt joint*.

Efisiensi pengelasan, E = 0,8 (Brownell & Young, hal. 254)

Faktor korosi, C = 0,0625 (Brownell & Young, hal. 89)

Material yang digunakan adalah *Carbon Steel SA 283 Grade C*.

Allowable stress, f = 12650 psi (Brownell & Young, hal. 251)

Tutup atas dan tutup bawah berbentuk *standard dished head*.

Volume terpentin = 0,8 Volume tangki

- Menentukan Volume Tangki

$$\begin{aligned} \text{Volumetric Rate} &= \text{mass rate 3-carene} / \rho \text{ 3-carene} \\ &= 0,1381 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 4,8761 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Direncanakan tangki menampung 3-carene untuk kebutuhan sela = 7 hari = 168 jam

$$\begin{aligned} \text{Volume 3-carene selama 7 hari} &= \text{volumetric rate 3-carene} \times \text{waktu tinggal} \\ &= 819,179 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume 3-carene selama 7 hari} &= 0,8 \text{ Volume Tangki} \\ 819,18 &= 0,8 \text{ Volume Tangki} \\ \text{Volume Tangki} &= 1023,97 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

- Menentukan Dimensi Tangki

$$\begin{aligned} \text{Asumsi : } L_s/D_i &= 1,5 \\ L_s &= 1,5 D_i \\ \alpha &= 120 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume Tangki} &= \text{Volume tutup bawah} + \text{Volume silinder} + \text{Volume tutup atas} \\ 1023,97 &= (\pi / 24 \text{ tg } \alpha/2) + (\pi D_i^2 L_s/4) + 0,0847 D_i^3 \\ 1023,97 &= 0,4088 D_i^3 + 1,1775 D_i^3 + 0,0847 D_i^3 \\ 1023,97 &= 1,6710 D_i^3 \\ D_i^3 &= 612,79 \\ D_i &= 8,49 \text{ ft} = 102 \text{ inch} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tangki, } L_s &= 1,5 D_i \\ L_s &= 12,74 \text{ ft} = 153 \text{ inch} \end{aligned}$$

- Mencari tinggi liquid dalam tangki :

$$\text{Volume liquid} = \text{Volume tutup bawah} + \text{Volume silinder}$$

$$819,179 = 0,4088 \text{ Di}^3 + (\pi \text{ Di}^2 \text{ H}_{\text{liquid}}/4)$$

$$819,179 = 250,510105 + 56,63 \text{ H}_{\text{liquid}}$$

$$\text{H}_{\text{liquid}} = 10,04 \text{ ft} = 120 \text{ inch}$$

- Menentukan Tekanan Desain Bejana

$$\begin{aligned} P_{\text{operasi}} &= 14,7 \text{ psia} \\ P_{\text{total}} &= P_{\text{hidrostatik}} + P_{\text{operasi}} \\ &= (\rho g \text{ H}_{\text{liquid}} / g_c) + 14,7 \\ &= 3,744 + 14,7 \\ &= 18,44 \text{ psi} \end{aligned}$$

P_{desain} diambil 5% lebih besar dari P_{total}

$$\begin{aligned} P_{\text{desain}} &= 1.05 \times P_{\text{total}} \\ &= 19,37 \text{ psi} \end{aligned}$$

- Menentukan Tebal Tangki

$$t_s = \frac{P_d \times D_i}{2 \times (f \times E - 0.6 \times P_d)} + C \quad (\text{Brownell \& Young, hal. 254})$$

t_s = tebal bagian silinder (inch)
 P_d = tekanan desain bejana (lb/inch²)
 D_i = diameter dalam bejana silinder (inch)
 f = allowable stress (lb/inch²)
 E = faktor pengelasan
 c = faktor korosi

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{19,37 \times 102}{2 \times (12650 \times 0,8 - 0,6 \times 19,37)} + 0,0625 \\ t_s &= 0,160 \text{ inch} \approx 0,1875 \text{ inch (standarisasi)} \end{aligned}$$

Check :

$$\begin{aligned} D_o &= D_i + 2 t_s \\ &= 102 + (2 \times 0,19) \\ &= 102,30 \text{ inch} \end{aligned}$$

D_o standarisasi = 108 inch

sehingga koreksi terhadap D_i menjadi :

$$\begin{aligned} D_i &= D_o - 2 t_s \\ &= 108 - (2 \times 0,1875) \\ D_i &= 107,625 \text{ in} = 8,97 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$L_s = 1,5 D_i$$

$$L_s = 13,45 \text{ ft} = 161,44 \text{ inch}$$

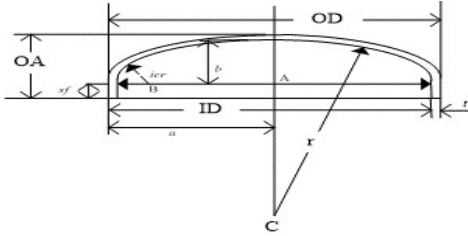
Tinggi liquida dalam tangki :

$$\text{Volume liquid} = \text{Volume tutup bawah} + \text{Volume silinder}$$

$$\begin{aligned}
 819,179 &= 0,4088 \text{ Di}^3 + (\pi \text{ Di}^2 \text{ H}_{\text{liquid}}/4) \\
 819,179 &= 295 + 63,14 \text{ H}_{\text{liquid}} \\
 524,255 &= 63,14 \text{ H}_{\text{liquid}} \\
 \text{H}_{\text{liquid}} &= 8,30 \text{ ft} = 99,63 \text{ inch}
 \end{aligned}$$

Tebal tutup atas

Tutup atas berupa *standard dished head*.



$$r_c = 108 \text{ in} \qquad r_c = \text{Do jika standar dishead}$$

$$t_{ha} = \frac{0,885 \times Pd \times r_c}{(f \times E - 0,1 Pd)} + C$$

dimana :

- t_{ha} = tebal tutup atas (in)
- Pd = tekanan desain bejana (lb/in^2)
- r_c = *crown radius* (in) untuk *standard dished head*, *crown radius* sama dengan D_i
- f = *allowable stress* (lb/in^2)
- E = faktor pengelasan
- C = faktor korosi

$$\begin{aligned}
 t_{ha} &= \frac{0,885 \times 19,37 \times 108}{(12650 \times 0,80 - 0,1 \times 19,37)} + 0,0625 \\
 &= 0,154 \text{ inch} \\
 t_{ha} &= \frac{2,46}{16} \approx \frac{3}{16} = 0,188 \text{ inch}
 \end{aligned}$$

Tebal tutup atas standard = 0,188 inch

Dari Brownell & Young, hal 88 Tabel 5.6, didapatkan dimensi tutup atas :

- Standard Sraight Flange* (sf) = 2,00 inch
- Inside Corner Radius* (icr) = 6,50 inch

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi tutup atas } \textit{standard dished head} \text{ (ha)} &= 0,169 \times \text{Do} \quad (\text{Kusnarjo}, 2010) \\
 \text{ha} &= 18,25 \text{ inch}
 \end{aligned}$$

Tebal tutup bawah

Tutup bawah berupa *Conical* 120°

$$t_{hb} = \frac{Pd \times Di}{2 \cos \alpha (f \times E - 0.6 Pd)} + C$$

$$t_{hb} = \frac{19,366 \times 107,63}{1,63 \times (10120 - 11,6)} + 0,0625$$

$$t_{hb} = 0,127 \text{ inch} \approx 0,167 \text{ inch}$$

$$\begin{aligned} hb &= Do / (2 \times \tan (\alpha/2)) \\ &= 102,30 / 3,46 \\ &= 29,57 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{maka tinggi total Tangki adalah} &= hb + Ls + ha \\ &= 209,26 \text{ inch} \end{aligned}$$

Perhitungan diameter Nozzle

$$\text{Rate solution masuk} = 261,9 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Rate Volumetrik} = 0,0014 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\rho \text{ larutan} = 860,00 \text{ kg/m}^3 = 53,69 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Viskositas larutan} = 1,13 \text{ cP} = 0,00076 \text{ lb/ft.s}$$

Dicoba dengan menetapkan jenis aliran turbulen

Dari Peter and Timmerhouse edisi V, hal 501 persamaan 15 didapatkan persamaan :

$$\begin{aligned} Di_{\text{optimum}} &= 3,9 \times Qf^{0.45} \times \rho^{0.13} \\ &= 3,9 \times 0,0014 \text{ ft}^3/\text{s}^{0.45} \times 53,69 \text{ lbm/ft}^3^{0.13} \\ &= 0,335 \text{ inch} \end{aligned}$$

Dipilih pipa 1/4 in Schedule 40 (tabel 11, Kern hal 844)

dimana :

$$Do = 0,54 \text{ inch}$$

$$= 0,05 \text{ ft}$$

$$Di = 0,364 \text{ inch}$$

$$= 0,03 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Flow area} &= 0,104 \text{ inch}^2 \\ &= 0,0007 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Perhitungan N_{Re}

$$N_{Re} = \frac{\rho \times Di \times V}{\mu}$$

$$\begin{aligned} \text{dimana : } V &= \frac{\text{rate volumetrik}}{\text{luas area}} \\ &= \frac{0,0014 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,0007 \text{ ft}^2} = 1,88 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

sehingga

$$N_{Re} = \frac{53,7 \text{ lb/ft}^3 \times 0,03 \text{ ft} \times 1,88 \text{ ft/s}}{0,00076 \text{ lb/ft.s}}$$

$$= 4.016,06 \quad (\text{Aliran turbulen, maka asumsi benar})$$

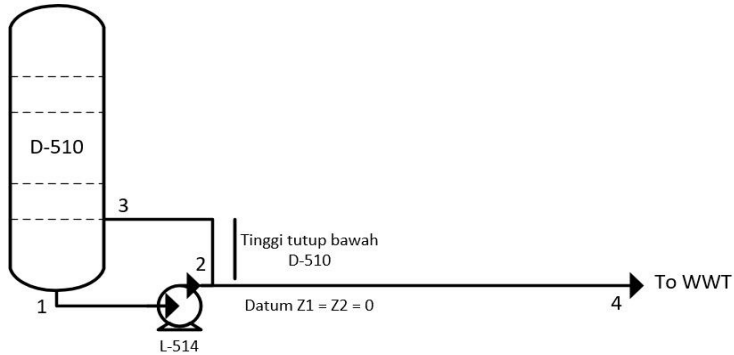
Dengan demikian diambil diameter nozzle inlet = 0,364 inch

Spesifikasi Alat :			
Nama Alat	:	3-Carene Storage	
Kode Alat	:	F-513	
Fungsi	:	Sebagai tempat penyimpanan 3-carene	
Bentuk	:	Tangki silinder, tutup atas berbentuk <i>Standard Dished Head</i> dan tutup bawah berbentuk <i>Conical 120°</i>	
Shell			
Bahan konstruksi	=	Carbon Steel SA 283 Grade C.	
Diameter	=	9,00 ft	= 2,7432 m
Tinggi	=	17,44 ft	= 5,3151 m
Tinggi tutup atas	=	18,25 inch	= 0,4636 m
Tinggi tutup bawah	=	29,57 inch	= 0,7510 m
Tebal tutup atas	=	0,188 inch	= 0,0048 m
Tebal tutup bawah	=	0,167 inch	= 0,0042 m
Nozzle inlet Di	=	0,364 inch	= 0,0092 m
Jumlah	=	1 buah	

47.Pompa (L-514)

Fungsi: Memompa larutan dari kolom D-510 ke WWT

Tipe: Pompa Sentrifugal



Menentukan P₂ dari datum 2-3

$$\begin{aligned} \text{massrate} &= 605,7 \text{ kg/h} = 1335,57 \text{ lb/h} & T &= 187 \text{ C} \\ \rho &= 709,396 \text{ kg/m}^3 = 44,34 \text{ lb/ft}^3 \\ \mu &= 0,217 \text{ cp} = 0,000146 \text{ lb/ft.s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{flowrate} = Q &= \text{massrate} / \rho = 0,8538 \text{ m}^3/\text{h} = 30,123 \text{ ft}^3/\text{h} \\ &= 0,008 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 3,128 \text{ gpm} \end{aligned}$$

Menentukan Jenis Pipa yang Digunakan

Asumsi Aliran Turbulen

$$\begin{aligned} ID &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 0,116 \times 1,637 \\ &= 0,7418 \text{ inch} \end{aligned}$$

dipilih pipe 3/4 in sch 80

$$\begin{aligned} ID &= 0,742 \text{ in} = 0,0618 \text{ ft} \\ OD &= 1,05 \text{ in} = 0,0875 \text{ ft} \\ A &= 0,432 \text{ in}^2 = 0,0030 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q/A &= v \\ v &= 2,789 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$N_{re} = \frac{ID \times v \times \rho}{\mu} = \frac{7,647}{0,000146} = 52358,87$$

Perhitungan Friksi pada Pipa

$$\alpha = 1 \quad (\text{Aliran turbulen})$$

$$g_c = 32,17 \text{ lbm.ft/lbf.s}^2$$

1. Straight Pipe Friction

$$ID = 0,062 \text{ ft}$$

$$N_{Re} = 52358,87$$

$$\varepsilon = 4,6E-05 \text{ m} = 1,51E-04 \text{ ft}$$

Figure 2.10-3 (Geankoplis)

$$\varepsilon/D = 0,00244$$

$$f = 0,007$$

Panjang pipa dari pompa L-514 ke bottom D-510

$$3 \text{ m} = 9,8424 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} F_f &= \frac{4f \times \Delta L \times v^2}{ID \times 2 g_c} && \text{eq 2.10-6 (Geankoplis, 93)} \\ &= \frac{0,028 \times 9,8424 \times 7,779}{0,062 \times 2 \times 32,17} \\ &= 0,5388 \text{ ft.lbf/ lbm} \end{aligned}$$

2. Losses in fittings and valves

$$1 \text{ buah gate valve (wide open)} \quad K_f = 0,17$$

Tabel 2.10-1 (Geankoplis, 99)

$$2 \text{ buah elbow } 90^\circ \quad K_f = 2 \times 0,75$$

$$\text{Total } K_f = 1,67$$

$$\begin{aligned} h_f &= \frac{K_f \times v^2}{2 g_c} && \text{eq 2.10-17 (Geankoplis, 94)} \\ &= \frac{1,67 \times 7,779}{2 \times 32,174} \\ &= 0,202 \text{ ft.lbf/ lbm} \end{aligned}$$

3. Sudden Enlargement losses

A1 = flow area pipa

A2 = luas permukaan kolom

$$K_{ex} = (1 - A1/A2)^2$$

maka asumsi $A2 \gg A1$ sehingga $A1/A2 = 0$

$$= 1$$

$$\begin{aligned} h_{ex} &= \frac{K_{ex} \times v^2}{2 \alpha g_c} && \text{eq 2.10-15 (Geankoplis, 98)} \\ &= \frac{1 \times 7,779}{2 \times 1 \times 32,17} \\ &= 0,12 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

Total Friksi pada Pompa adalah

$$\begin{aligned}\Sigma F &= F_f + hf + hex \\ &= 0,8616 \quad \text{ft.lbf/lbm} = 2,5754 \quad \text{J/kg}\end{aligned}$$

Mechanical Energy Balance

$$0 = (P_3 - P_2)/\rho + g(Z_3 - Z_2) + (V_3^2 - V_2^2)/2\alpha + \Sigma F \quad \text{eq 2.7-28 (Geankoplis,103)}$$

$$\begin{aligned}P_3 &= 137000 \quad \text{Pa} \\ Z_3 &= 0,15453 \quad \text{m} \\ Z_2 &= 0 \quad \text{m} \\ V_3 &= 2,7892 \quad \text{m/s} \\ V_2 &= 2,7892 \quad \text{m/s} \\ P_2 &= 139901 \quad \text{Pa}\end{aligned}$$

Menentukan P₂ dari datum 2-4

$$\begin{aligned}\text{massrate} &= 48,77 \quad \text{kg/h} = 107,54 \quad \text{lb/h} \quad T = 187 \quad \text{C} \\ \rho &= 709,396 \quad \text{kg/m}^3 = 44,34 \quad \text{lb/ft}^3 \\ \mu &= 0,217 \quad \text{cp} = 0,000146 \quad \text{lb/ft.s}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{flowrate} = Q &= \text{massrate} / \rho = 0,0687 \quad \text{m}^3/\text{h} = 2,425 \quad \text{ft}^3/\text{h} \\ &= 0,001 \quad \text{ft}^3/\text{s} \\ &= 0,252 \quad \text{gpm}\end{aligned}$$

Menentukan Jenis Pipa yang Digunakan

Asumsi Aliran Turbulen

$$\begin{aligned}ID &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 0,037 \times 1,637 \\ &= 0,2388 \quad \text{inch}\end{aligned}$$

dipilih pipe 1/8 in sch 40

$$\begin{aligned}ID &= 0,269 \quad \text{in} = 0,0224 \quad \text{ft} \\ OD &= 0,405 \quad \text{in} = 0,0338 \quad \text{ft} \\ A &= 0,058 \quad \text{in}^2 = 0,0004 \quad \text{ft}^2\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}Q/A &= v \\ v &= 1,673 \quad \text{ft/s}\end{aligned}$$

$$Nre = \frac{ID \times v \times \rho}{\mu} = \frac{1,663}{0,000146} = 11383,86$$

Perhitungan Friksi pada Pipa

$$\alpha = 1 \quad (\text{Aliran turbulen})$$

$$g_c = 32,17 \text{ lbm.ft/lbf.s}^2$$

1. Straight Pipe Friction

$$ID = 0,022 \text{ ft}$$

$$N_{Re} = 11383,86$$

$$\varepsilon = 4,6E-05 \text{ m} = 1,51E-04 \text{ ft}$$

Figure 2.10-3 (Geankoplis)

$$\varepsilon/D = 0,00673$$

$$f = 0,010$$

Panjang pipa dari pompa L-514 ke WWT

$$15 \text{ m} = 49,212 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} F_f &= \frac{4f \times \Delta L \times v^2}{ID \times 2 g_c} && \text{eq 2.10-6 (Geankoplis, 93)} \\ &= \frac{0,040 \times 49,212 \times 2,798}{0,022 \times 2 \times 32,17} \\ &= 3,8183 \text{ ft.lbf/ lbm} \end{aligned}$$

2. Losses in fittings and valves

$$1 \text{ buah gate valve (wide open)} \quad K_f = 0,17$$

Tabel 2.10-1 (Geankoplis, 99)

$$1 \text{ buah elbow } 90^\circ \quad K_f = 1 \times 0,75$$

$$\text{Total } K_f = 0,92$$

$$\begin{aligned} h_f &= \frac{K_f \times v^2}{2 g_c} && \text{eq 2.10-17 (Geankoplis, 94)} \\ &= \frac{0,92 \times 2,798}{2 \times 32,174} \\ &= 0,040 \text{ ft.lbf/ lbm} \end{aligned}$$

3. Sudden Enlargement losses

A1 = flow area pipa

A2 = luas WWT

$$K_{ex} = (1 - A1/A2)^2$$

maka asumsi $A2 \gg A1$ sehingga $A1/A2 = 0$

$$= 1$$

$$\begin{aligned} h_{ex} &= \frac{K_{ex} \times v^2}{2 \alpha g_c} && \text{eq 2.10-15 (Geankoplis, 98)} \\ &= \frac{1 \times 2,798}{2 \times 1 \times 32,17} \\ &= 0,04 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

Total Friksi pada Pompa adalah

$$\begin{aligned} \Sigma F &= F_f + hf + h_{ex} \\ &= 3,9018 \quad \text{ft.lbf/lbm} = 11,6625 \quad \text{J/kg} \end{aligned}$$

Mechanical Energy Balance

$$0 = (P_4 - P_2) / \rho + g(Z_4 - Z_2) + (V_4^2 - V_2^2) / 2\alpha + \Sigma F \quad \text{eq 2.7-28 (Geankoplis,103)}$$

$$P_4 = 140000 \quad \text{Pa}$$

$$Z_4 = 0 \quad \text{m}$$

$$Z_2 = 0 \quad \text{m}$$

$$V_4 = 1,6727 \quad \text{m/s}$$

$$V_2 = 1,6727 \quad \text{m/s}$$

$$P_2 = 148273 \quad \text{Pa}$$

Sehingga P_2 Terbesar adalah = 148273 Pa

Menentukan Power Pompa dari Aliran 1-2

$$\text{massrate} = 654,56 \quad \text{kg/h} = 1443,30 \quad \text{lb/h} \quad T = 187 \quad \text{C}$$

$$\rho = 709,396 \quad \text{kg/m}^3 = 44,34 \quad \text{lb/ft}^3$$

$$\mu = 0,217 \quad \text{cp} = 0,000146 \quad \text{lb/ft.s}$$

$$\begin{aligned} \text{flowrate} = Q &= \text{massrate} / \rho = 0,9227 \quad \text{m}^3/\text{h} = 32,553 \quad \text{ft}^3/\text{h} \\ &= 0,009 \quad \text{ft}^3/\text{s} \\ &= 3,380 \quad \text{gpm} \end{aligned}$$

Menentukan Jenis Pipa yang Digunakan

Asumsi Aliran Turbulen

$$\begin{aligned} ID &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 0,120 \times 1,637 \\ &= 0,7682 \quad \text{inch} \end{aligned}$$

dipilih pipe 3/4 in sch 40

$$ID = 0,824 \quad \text{in} = 0,0687 \quad \text{ft}$$

$$OD = 1,05 \quad \text{in} = 0,0875 \quad \text{ft}$$

$$A = 0,534 \quad \text{in}^2 = 0,0037 \quad \text{ft}^2$$

$$Q/A = v$$

$$v = 2,438 \quad \text{ft/s}$$

$$N_{re} = \frac{ID \times v \times \rho}{\mu} = \frac{7,424}{0,000146} = 50833,26$$

Perhitungan Friksi pada Pipa

1. Sudden Contraction loss

$$K_c = 0.55 \times (1 - A_2/A_1)$$

$$K_c = 0.55 \times 1$$

$$= 0.55$$

$$\alpha = 1 \quad (\text{Aliran turbulen})$$

A1 = luas permukaan kolom

A2 = flow area pipa

maka asumsi $A_1 \gg A_2$ sehingga $A_1/A_2 = 0$

$$g_c = 32.17 \text{ lbf} \cdot \text{ft} / \text{lbf} \cdot \text{s}^2$$

$$h_c = \frac{K_c \times v^2}{2 \alpha g_c} \quad \text{eq 2.10-16 (Geankoplis, 98)}$$

$$h_c = \frac{0.55 \times 5.946}{2 \times 1 \times 32.17}$$

$$= 0.050821 \text{ ft} \cdot \text{lbf} / \text{lbfm}$$

2. Straight Pipe Friction

$$ID = 0.069 \text{ ft}$$

$$N_{Re} = 50833.26$$

$$\varepsilon = 4.6 \times 10^{-5} \text{ m} = 1.51 \times 10^{-4} \text{ ft}$$

Figure 2.10-3 (Geankoplis)

$$\varepsilon/D = 0.00220$$

$$f = 0.0065$$

Panjang pipa dari titik Datum 1 ke titik Datum 2

$$3 \text{ m} = 9.8424 \text{ ft}$$

$$F_f = \frac{4f \times \Delta L \times v^2}{ID \times 2 g_c} \quad \text{eq 2.10-6 (Geankoplis, 93)}$$

$$= \frac{0.026 \times 9.8424 \times 5.946}{0.069 \times 2 \times 32.17}$$

$$= 0.3444 \text{ ft} \cdot \text{lbf} / \text{lbfm}$$

3. Losses in fittings and valves

$$1 \text{ buah gate valve (wide open)} \quad K_f = 0.17$$

Tabel 2.10-1 (Geankoplis, 99)

$$1 \text{ buah elbow } 90^\circ \quad K_f = 1 \times 0.75$$

$$\text{Total } K_f = 0.92$$

$$h_f = \frac{K_f \times v^2}{2 g_c} \quad \text{eq 2.10-17 (Geankoplis, 94)}$$

$$= \frac{0.92 \times 5.946}{2 \times 32.17}$$

$$= 0.085 \text{ ft} \cdot \text{lbf} / \text{lbfm}$$

Total Friksi pada Pompa adalah

$$\begin{aligned} \Sigma F &= hc + F_f + h_f \\ &= 0,4802 \text{ ft.lbf/lbm} = 1,4353 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

Mechanical Energy Balance

$$-W_s = (P_2 - P_1)/\rho + (Z_2 - Z_1) + (V_2^2 - V_1^2)/2\alpha + \Sigma F \quad \text{eq 2.7-28 (Geankoplis,103)}$$

Ws di anggap keluar

$$\begin{aligned} P_2 &= 148273 \text{ Pa} \\ P_1 &= 137000 \text{ Pa} \\ Z_2 &= 5,221 \text{ m} \\ Z_1 &= 0 \text{ m} \\ V_2 &= 0,7432 \text{ m/s} \\ V_1 &= 0,7432 \text{ m/s} \end{aligned}$$

maka, nilai dari -Ws adalah

$$-W_s = 69,6327 \text{ J/kg}$$

Perhitungan Efisiensi dan Power dari Pompa

$$\begin{aligned} \text{flowrate} &= 3,380 \text{ gpm} \\ \text{efisiensi pompa} &= 0,25 \end{aligned}$$

figure 12 - 17 (Timmerhaus, 5thed, 516)

$$\begin{aligned} W_s &= (-\eta W_p) \\ -69,633 &= -0,25 \times W_p \\ W_p &= 278,531 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Daya} &= \text{massrate} \times W_p \\ &= 0,1683 \text{ kg/s} \times 278,531 \text{ J/kg} \\ &= 0,7029 \text{ kW} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Efisiensi Motor} &= 0,80 \\ \text{Daya Motor} &= 0,8787 \text{ kW} \end{aligned}$$

figure 12 - 18 (Timmerhaus, 5thed, 516)

Spesifikasi Alat	
Nama Alat	Pompa
Kode Alat	L-514
Fungsi	Memompa larutan dari kolom D-510 ke WWT
Tipe	Pompa Sentrifugal
Ukuran	3/4 in sch 40
Material	Carbon Steel
Kapasitas	654,56 kg/jam
Efisiensi Pompa	25,00%
Efisiensi Motor	80,00%
Input Power	0,879 kW
Output Power	0,703 kW
Head Pompa	7 m

48. Reboiler (E-515)

Hot Fluid: Steam

$$t_1 = 202 \text{ C} \quad t_2 = 201 \text{ C} \quad m = 191,84 \text{ lb/hr} \quad (\text{Tube})$$

Cold Fluid: Bottom D-510

$$T_1 = 180,8 \text{ C} \quad T_2 = 181,8 \text{ C} \quad M = 1334,03 \text{ lb/hr} \quad (\text{Shell})$$

1. Q calculation
cold fluid

$$\lambda = 119,1803 \text{ Btu/lb}$$

$$Q = M \times \lambda$$

$$Q = 158989,46 \text{ BTU}$$

2. LMTD Δt

Cold Fluid	Fahrenheit (F)	Steam		
359,15	Higher Temp	393,8	34,65	Δt_1
357,35	Lower Temp	395,6	38,25	Δt_2
1,80	Differences	-1,8	-3,60	$\Delta t_1 - \Delta t_2$

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln(\Delta t_1/\Delta t_2)} = \frac{-3,60}{\ln\left(\frac{34,65}{38,25}\right)} = 83,86 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Harga Ft=1 karena prosesnya isothermal $t_1 = t_2$ R = tak hingga S = 0

$$F_t = 1 \quad T_c = 358,3 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t = F_t \times \text{LMTD} = 83,86 \text{ } ^\circ\text{F} \quad t_c = 394,7 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Trial Ud = 75 (light organic 75-150) (Tabel 8.App Kern)

$$\begin{aligned} Q_{\text{desain}} &= 1.1 \times Q_{\text{teoritis}} \\ &= 174888,41 \text{ Btu/hr} \end{aligned}$$

$$A = \frac{Q}{U_d \times \text{LMTD}} = 27,8061 \text{ ft}^2$$

Dipakai Tube 3/4 in OD, 1 in square pitch

$$P_T = 1 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 0,75 \text{ in}$$

BWG = 10

$$L = 8 \text{ ft}$$

$$a''_t = 0,1963 \text{ ft}^2$$

$$a'_t = 0,182 \text{ in}^2$$

$$N_t = \frac{A}{L \times a''_t}$$

$$\begin{aligned}
 &= 17,7 \\
 \text{Shell Passes} &= 1 \\
 \text{Nt standar} &= 26 \\
 \text{ID shell} &= 8 \\
 \text{Tube Passes} &= 2 \\
 \text{Baffles} &= 2
 \end{aligned}$$

Faktor Pengali Baffle 0,75

Check

$$\begin{aligned}
 A &= Nt \times L \times a''t \\
 &= 40,8304 \text{ ft}^2 \\
 UD &= Q / (A \times \Delta T) \\
 &= 107,26
 \end{aligned}$$

COLD FLUID: Shell Side, Bottom D-510	HOT FLUID: Tube Side, Steam
<p>9'. $h_o = 300 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{°F}$</p> <p>10'. $t_w = t_c + (h_{io}/(h_{io}+h_o))(T_c-t_c)$ $= 366,90111 \text{ °F}$</p> <p>$(\Delta t)_w = -27,8 \text{ °F}$</p> <p>$h_o > 300$ (fig. 15.11) maka digunakan $h_o = 300$</p>	<p>4". $a_t = \frac{Nt \times a''t}{144n} = \frac{4,732}{144 \times 2}$ $= 0,016 \text{ ft}^2$</p> <p>5". $G_t = \frac{m}{a_t} = \frac{191,84}{0,016}$ $= 11675,50 \text{ lb/hr.ft}^2$</p> <p>6". $Re_t = \frac{D \times G_t}{\mu}$</p> <p>Pada $t_c = 394,7 \text{ °F}$ $\mu = 0,015 \text{ Cp} \times 2,42$ $= 0,04 \text{ lb/ft.hr}$</p> <p>ID = $\frac{0,48}{12} \text{ inch}$ (Tabel 10) $= 0,040167 \text{ ft}$</p> <p>$Re_t = D \cdot G_t / \mu$ $Re_t = 13335$</p> <p>9". $h_i = 1500$</p> <p>$h_{io} = h_i \times ID / OD$ $= 1500 \times 0,64$ $= 964$</p>

13 Clean overall coefficient U_c

$$U_c = \frac{(h_{io} \times h_o)}{(h_{io} + h_o)} = \frac{289200}{1264,00}$$

$$= 228,797 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

14 Dirt Factor (R_d)

$$R_d = \frac{(U_c - U_D)}{(U_c \times U_D)} = 0,0035 \text{ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/Btu}$$

lebih kecil dari 0.003 Vegetables Oil

PRESSURE DROP

1'.

1". Untuk Ret 13335 (gambar 26)

$$f = 0,003 \text{ ft}^2 / \text{in}^2$$

$$s = 0,0096$$

2'.

2".

$$\Delta P_t = \frac{f \times Gt^2 \times L \times n}{5.22 \times 10^{10} \times Dt \times s \times \Phi t}$$

$$= \frac{6543233,728}{20128320}$$

$$= 0,325076 \text{ Psi}$$

3'.

3". $Gt = 11675,50$

$$V^2 / 2g = 0,001 \text{ (gambar 27)}$$

$$\Delta P_r = (4 n / s) \times (V^2 / 2g)$$

$$= 833,3333 \times 0,001$$

$$= 0,833 \text{ Psi}$$

4". $\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$

$$= 0,325 + 0,833$$

$$= 1,158409 \text{ Psi}$$



Spesifikasi Alat :		
Nama Alat	=	Reboiler
Kode	=	E-515
Fungsi	=	Fungsi: menguapkan Bottom D-510 yang akan masuk Distilasi
Tipe	=	1-2 Shell and Tube Heat Exchanger
Bahan	=	Carbon Steel SA 283 Grade C
Shell	ID	= 8 in
	Baffle	= 6 in
	Passes	= 1
	ΔP	= 0,000 psi
Tube	OD	= 3/4 in
	ID	= 1/2 in
	BWG	= 10
	Pitch	= 1 in
	Panjang	= 8 ft
	Jumlah	= 26
	Passes	= 2
ΔP	= 1,158 psi	
Rd	=	0,0035 (hr)(ft ²)(°F)/(btu)
Jumlah Shell	=	1
Luas Area	=	40,83 ft ²

49. Kolom Distilasi (D-610)

Fungsi : memisahkan Ethanol dengan kadar 98% dari campuran

Tipe : *Sieve-tray*

Dari data neraca massa pada Appendix A, diketahui :

a. Feed

$$\begin{aligned}\text{Rate} &= 17714,38 \text{ kg/h} \\ \text{Temperatur} &= 98,28 \text{ }^\circ\text{C} \\ \text{Tekanan} &= 140 \text{ kPa}\end{aligned}$$

b. Distilat

$$\begin{aligned}\text{Rate} &= 10739,51 \text{ kg/h} \\ \text{Temperatur} &= 83,54 \text{ }^\circ\text{C} \\ \text{Tekanan} &= 112 \text{ kPa}\end{aligned}$$

c. Bottom

$$\begin{aligned}\text{Rate} &= 6974,86 \text{ kg/h} \\ \text{Temperatur} &= 108,90 \text{ }^\circ\text{C} \\ \text{Tekanan} &= 137 \text{ kPa}\end{aligned}$$

Dari perhitungan neraca massa pada Appendix A, didapat nilai R, Rm, dan N min sebagai berikut :

$$R = 0,191$$

$$\frac{R}{R+1} = 0,16$$

$$R_m = 0,16$$

$$\frac{R_m}{R_m+1} = 0,138$$

$$N_{\text{min}} = 9$$

- Menentukan jumlah plate aktual

Jumlah plate aktual dapat ditentukan dengan korelasi *Erbar-Maddt* (Geankoplis hal. 688)

Dengan nilai $R/(R+1)$ sebagai sumbu y, ditarik garis ke garis $R_m/(R_m+1)$, didapatkan sumbu x yaitu nilai N_m/N :

$$N_m/N = 0,31$$

sehingga didapatkan nilai N teoritis sebesar :

$$N = 29 \text{ plate}$$

- Menentukan efisiensi plate

Effisiensi plate (E_o) dapat ditentukan menggunakan korelasi *O'Connell* sebagai berikut :

$$E_o = 51 - 32,5 (\log a \mu) \quad (\text{Coulson hal. 550})$$

Dari neraca massa telah didapatkan :

Bagian Distilat :

$$\alpha_D = 2,287$$

$$\alpha_{av} = (\alpha_D \alpha_B)^{0,5} = 2,247$$

$$\mu = 0,764 \text{ cP}$$

$$E_o = 43,38 \%$$

Bagian Bottom :

$$\alpha_B = 2,207$$

sehingga N aktual dapat ditentukan sebagai berikut :

$$N \text{ aktual} = \frac{N \text{ teoritis}}{E_o} = \frac{29}{43,38\%} = 67$$

- Menentukan letak masuk *feed*

Penentuan letak *feed* dapat dilakukan menggunakan metode *Kirkbride's* (Geankoplis hal. 687) sebagai berikut :

$$\log (N_e/N_s) = 0.206 \log [(x_{HF} / x_{LF}) (B/D) (x_{LW} / x_{HD})^2]$$

$$x_{HF} = 0,595$$

$$x_{LB} = 0,013$$

$$x_{LF} = 0,394$$

$$x_{HD} = 0,084$$

$$B = 337,153 \text{ kmol}$$

$$D = 246,034 \text{ kmol}$$

$$\log \frac{N_e}{N_s} = 0,206 \log \left[\left(\frac{0,595}{0,394} \right) \left(\frac{337,15}{246,03} \right) \left(\frac{0,013}{0,084} \right) \right]$$

$$\log \frac{N_e}{N_s} = -0,10193$$

$$\frac{N_e}{N_s} = 0,791$$

$$N_e = 0,791 N_s$$

$$N_e + N_s = N \text{ teoritis}$$

$$0,791 N_s + N_s = 29$$

$$N_s = 16$$

$$N_e = 13$$

Jadi letak masuk *feed* adalah 13 plate dari atas.

Menentukan Diameter Kolom

Untuk menentukan besar diameter kolom, dibandingkan antara diameter kolom perhitungan pada *Top* dan *Bottom*. Hasil yang lebih besar akan diambil sebagai nilai diameter kolom.

a. Menentukan Laju Uap berdasarkan *Tower Cross Section*

TOP

Berikut data yang diperlukan :

Data	Top
Vapor Rate (kg/h)	12786,01
Liquid Rate (kg/h)	2046,5
Vapor Density (kg/m ³)	1,846
Liquid Density (kg/m ³)	729,46
Surface Tension (dyne/cm)	19,315

Top Vapor adalah laju uap keluar kolom menuju kondensor, sedangkan *Top Liquid* adalah laju liquid masuk kolom hasil refluks

BOTTOM

Berikut data yang diperlukan :

Data	Bottom
Vapor Rate (kg/h)	5467,89
Liquid Rate (kg/h)	12442,76
Vapor Density (kg/m ³)	0,04313
Liquid Density (kg/m ³)	946,988
Surface Tension (dyne/cm)	169,232

Bottom Vapor adalah laju uap masuk kolom dari reboiler, sedangkan *Bottom Liquid* adalah laju liquid keluar kolom menuju reboiler

Perhitungan menentukan laju uap v_c dapat menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$e_w = 0,22 \left(\frac{73}{\sigma} \right) \left(\frac{v_c}{S'} \right) \quad (\text{Ludwig hal. 96})$$

$$S' = S_t - 1.5 \quad (\text{in})$$

Keterangan :

- e_w = *weight liquid entrained/unit weight of vapor flowing in sieve tray*
- σ = *liquid surface tension, dyne/cm*
- v_c = *vapor velocity based on column cross-section, ft/s*
- S_t = *tray spacing, inch*
- S' = *effective tray spacing, distances between top of foam and next plate above, inch*

$$S_t = 9 \text{ in} = 1,372 \text{ m}$$

$$S' = 9,00 - 1,5 = 7,5 \text{ in}$$

$$\sigma = 19,31 \text{ dyne/cm}$$

$$e_w = 0,05 \text{ lbs liquid/lb vapor}$$

$$0,05 = 0,22 \left(\frac{73}{19,31} \right) \left(\frac{v_c}{7,5} \right)$$

$$v_c = 0,4510 \text{ ft/s}$$

$$S_t = 9 \text{ in} = 1,3716 \text{ m}$$

$$S' = 9,00 - 1,5 = 7,5 \text{ in}$$

$$\sigma = 169,23 \text{ dyne/cm}$$

$$e_w = 0,05 \text{ lbs liquid/lb vapor}$$

$$0,05 = 0,22 \left(\frac{73}{169,2} \right) \left(\frac{v_c}{7,5} \right)$$

$$v_c = 3,9515 \text{ ft/s}$$

b. Menentukan Diameter Kolom

Perhitungan diameter kolom menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$D = \left[\frac{4 V}{\pi v_c} \right]^{0,5} \quad (\text{Ludwig hal. 96})$$

Keterangan :

v_c = vapor velocity based on column cross-section, ft/s

V = maximum vapor volumetric rate, ft³/s

$$v_c = 0,4510 \text{ ft/s}$$

$$V = 1,924492 \text{ m}^3/\text{s} = 67,96 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$D = \left[\frac{4}{\pi} \left(\frac{67,963}{0,451} \right) \right]^{0.5}$$

$$D = 13,86 \text{ ft} = 166,3 \text{ in}$$

$$v_c = 3,9515 \text{ ft/s}$$

$$V = 35,21629 \text{ m}^3/\text{s} = 1243,653 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$D = \left[\frac{4}{\pi} \left(\frac{1243,653}{3,952} \right) \right]^{0.5}$$

$$D = 20,02 \text{ ft} = 240,3 \text{ in}$$

Maka diambil diameter *top* sebagai diameter kolom karena nilainya lebih besar.

- **Menentukan Tekanan Desain Kolom**

$$P_{\text{operasi}} = 124,5 \text{ kPa} = 18,06 \text{ psi}$$

$$P_{\text{desain}} = 1,1 P_{\text{operasi}} = 19,86 \text{ psi}$$

- **Menentukan Tebal Kolom**

a. Tebal bagian *shell*

Digunakan bahan konstruksi yang terbuat dari SA-167 Stainless Steel Type 304

Pengelasan berupa *double welded butt joint*.

Efisiensi pengelasan, E = 0,8 (Brownell & Young, hal. 254)

Faktor korosi, C = 0,0750 (Brownell & Young, hal. 89)

Allowable stress, f = 18750 psi (Brownell & Young, hal. 251)

$$ts = \frac{P_d \times ID}{2 \times (f \times E - 0,6 \times P_d)} + C$$

ts = tebal bagian silinder (in)

P_d = tekanan desain bejana (lb/in²)

ID = diameter dalam bejana silinder (in)

f = allowable stress (lb/in²)

E = faktor pengelasan

C = faktor korosi (in)

$$ts = \frac{19,86 \times 240,3}{2 \times (18750 \times 0,8 - 0,6 \times 19,86)} + 0,0750$$

$$ts = 0,234 \text{ in}$$

$$ts = \frac{3,75}{16} \approx \frac{18}{16} = 1,125 \text{ in}$$

Dari nilai ts, maka dapat ditentukan besar *outside diameter* (OD) :

$$OD = ID + (2 \times ts)$$

$$OD = 242,5 \text{ in} \approx 252 \text{ in}$$

b. Tebal tutup atas

Tutup atas berupa *elliptical*.

$$r_c = 252 \text{ in}$$

$$t_{ha} = \frac{P_d \times ID \times V}{2 \left(f \times E - 0,1 P_d \right)} + C$$

dengan $V = 1/6 \times (2 + (a/b)^2)$

Dengan nilai $r = 252 \text{ in}$ dan $ID = 250 \text{ in}$, maka nilai $rc/d = 1,009$ sehingga nilai a/b dapat ditentukan pada Tabel 8.1 buku Brownell & Young : $a/b = 2,3$
Maka $V = 1,215$

$$t_{ha} = \frac{19,86 \times 250 \times 1,215}{2 \left(18750 \times 0,8 - 0,1 \times 19,86 \right)} + 0,075$$

$$t_{ha} = 0,276$$

$$t_{ha} = \frac{4,415}{16} \approx \frac{5}{16} = 0,313 \text{ in}$$

c. Tebal tutup bawah

Tutup bawah berupa *elliptical* sehingga tebal tutup bawah t_{hb} sama besar dengan t_{ha} .

$$t_{hb} = 0,313 \text{ in}$$

- Menentukan Tinggi Kolom

a. Tinggi bagian *shell*

Tinggi bagian *shell* dapat ditentukan dengan cara sebagai berikut :

Tinggi bagian *shell* , $L = \text{jumlah spacing} \times \text{tray spacing}$

$$L = 593 \text{ in}$$

b. Tinggi bagian atas dan bawah

$$h_a = h_b = 0,169 \times OD$$

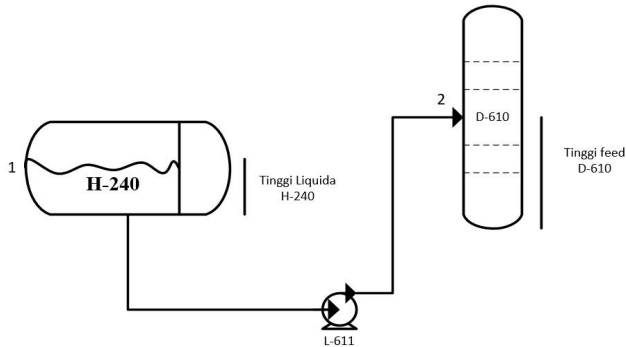
$$h_a = h_b = 42,59 \text{ in}$$

Spesifikasi Alat	
Nama Alat	Kolom Distilasi 5
Kode Alat	D-610
Fungsi	Recovery Ethanol 96.5%
Tipe Plate	Sieve trays
Kapasitas	17.714,38 kg/h
Konstruksi	
Diameter	6,40 m
Jumlah Tray	67
Tray Spacing	0,15 m
Tebal Shell	1 1/8 inch
Tinggi	17,23 m
Bahan Konstruksi	Stainless Steel SA-167 Type 304
Jumlah	1

50. Pompa (L-611)

Fungsi: Memompa larutan dari Decanter H-240 ke kolom D-610

Tipe: Pompa Sentrifugal



$$\begin{aligned} \text{massrate} &= 17714,376 \text{ kg/h} = 39060,20 \text{ lb/h} & T &= 30 \text{ C} \\ \rho &= 928,002 \text{ kg/m}^3 = 58,00 \text{ lb/ft}^3 \\ \mu &= 0,981 \text{ cp} = 0,000660 \text{ lb/ft.s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{flowrate} = Q &= \text{massrate} / \rho = 19,0887 \text{ m}^3/\text{h} = 673,450 \text{ ft}^3/\text{h} \\ &= 0,187 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 69,927 \text{ gpm} \end{aligned}$$

Menentukan Jenis Pipa yang Digunakan

Asumsi Aliran Turbulen

$$\begin{aligned} ID &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 0,470 \times 1,695 \\ &= 3,1097 \text{ inch} \end{aligned}$$

dipilih pipe 4 in sch 80

$$\begin{aligned} ID &= 3,826 \text{ in} = 0,3188 \text{ ft} \\ OD &= 4,5 \text{ in} = 0,3750 \text{ ft} \\ A &= 11,5 \text{ in}^2 = 0,0799 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q/A &= v \\ v &= 2,342 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$N_{re} = \frac{ID \times v \times \rho}{\mu} = \frac{43,317}{0,000660} = 65610,94$$

Perhitungan Friksi pada Pipa

1. Sudden Contraction loss

A1 = luas permukaan kolom

A2 = flow area pipa

$$K_c = 0.55 \times (1 - A_2/A_1) \quad \text{maka asumsi } A_1 \gg A_2 \quad \text{sehingga } A_1/A_2 = 0$$

$$K_c = 0.55 \times 1 = 0.55$$

$$\alpha = 1 \quad (\text{Aliran turbulen})$$

$$g_c = 32.17 \text{ lbf} \cdot \text{ft} / \text{lbf} \cdot \text{s}^2$$

$$h_c = \frac{K_c \times v^2}{2 \alpha g_c} \quad \text{eq 2.10-16 (Geankoplis, 98)}$$

$$h_c = \frac{0.55 \times 5.487^2}{2 \times 1 \times 32.17} = 0.046899 \text{ ft} \cdot \text{lbf} / \text{lbfm}$$

2. Straight Pipe Friction

$$ID = 0.319 \text{ ft}$$

$$N_{Re} = 65610.94$$

$$\varepsilon = 4.6 \times 10^{-5} \text{ m} = 1.51 \times 10^{-4} \text{ ft}$$

Figure 2.10-3 (Geankoplis)

$$\varepsilon/D = 0.00047$$

$$f = 0.005$$

Panjang pipa dari Decanter H-240 ke D-610

$$7.5 \text{ m} = 24.606 \text{ ft}$$

$$F_f = \frac{4f \times \Delta L \times v^2}{ID \times 2 g_c} \quad \text{eq 2.10-6 (Geankoplis, 93)}$$

$$= \frac{0.020 \times 24.606 \times 5.487^2}{0.319 \times 2 \times 32.17} = 0.1316 \text{ ft} \cdot \text{lbf} / \text{lbfm}$$

3. Losses in fittings and valves

$$1 \text{ buah gate valve (wide open)} \quad K_f = 0.17$$

Tabel 2.10-1 (Geankoplis, 99)

$$2 \text{ buah elbow } 90^\circ \quad K_f = 2 \times 0.75$$

$$\text{Total } K_f = 1.67$$

$$h_f = \frac{K_f \times v^2}{2 g_c} \quad \text{eq 2.10-17 (Geankoplis, 94)}$$

$$= \frac{1.67 \times 5.487^2}{2 \times 32.17} = 0.142 \text{ ft} \cdot \text{lbf} / \text{lbfm}$$

4. Sudden Enlargement losses

A1 = flow area pipa

A2 = luas permukaan kolom

maka asumsi A2 >>> A1 sehingga A1/A2 = 0

$$K_{ex} = (1 - A1/A2)^2 = 1$$

$$h_{ex} = \frac{K_{ex} \times v^2}{2 \alpha g c} = \frac{1 \times 5,487^2}{2 \times 1 \times 32,17} = 0,09 \text{ ft.lbf/lbm}$$

eq 2.10-15 (Geankoplis, 98)

Total Friksi pada Pompa adalah

$$\Sigma F = h_c + F_f + h_f + h_{ex} = 0,4062 \text{ ft.lbf/lbm} = 1,2141 \text{ J/kg}$$

Mechanical Energy Balance

$$-W_s = (P_2 - P_1)/\rho + (Z_2 - Z_1) + (V_2^2 - V_1^2)/2\alpha + \Sigma F$$

eq 2.7-28 (Geankoplis,103)
Ws di anggap keluar

P ₂ =	140000	Pa	
P ₁ =	101325	Pa	
Z ₂ =	2,55	m	tinggi feed stage D-510
Z ₁ =	0,5334	m	tinggi liquida H-240
V ₂ =	0,7140	m/s	
V ₁ =	0	m/s	

maka, nilai dari -Ws adalah

$$-W_s = 62,9072 \text{ J/kg}$$

Perhitungan Efisiensi dan Power dari Pompa

$$\text{flowrate} = 69,927 \text{ gpm}$$

$$\text{efisiensi pompa} = 0,62$$

figure 12 - 17 (Timmerhaus, 5thed, 516)

$$W_s = (-\eta W_p) \\ -62,907 = -0,62 \times W_p \\ W_p = 101,463 \text{ J/kg}$$

$$\text{Daya} = \text{massrate} \times W_p \\ = 4,9207 \text{ kg/s} \times 101,463 \text{ J/kg} \\ = 0,4993 \text{ kW}$$

51.Preheater (E-612)

Hot Fluid: Steam

$$t_1 = 109 \text{ C} \quad t_2 = 109 \text{ C} \quad m = 3113,16 \text{ lb/hr} \quad (\text{Tube})$$

Cold Fluid: Feed D-610

$$T_1 = 30 \text{ C} \quad T_2 = 98,28 \text{ C} \quad M = 39060,20 \text{ lb/hr} \quad (\text{Shell})$$

1. Q calculation
cold fluid

$$C_p = 0,6077 \text{ Btu/lb.F}$$

$$Q = M C_p \Delta T$$

$$Q = 4436323,49 \text{ BTU}$$

2. LMTD Δt

Cold Fluid	Fahrenheit (F)	Steam		
208,90	Higher Temp	228,2	19,30	Δt_1
86	Lower Temp	228,2	142,2	Δt_2
122,90	Differences	0	-122,90	$\Delta t_1 - \Delta t_2$

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln(\Delta t_1/\Delta t_2)} = \frac{-122,90}{\ln\left(\frac{19,30}{142,20}\right)} = 141,7 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Harga $F_t=1$ karena prosesnya isothermal $t_1 = t_2$ $R = \text{tak hingga}$ $S = 0$

$$F_t = 1 \quad T_c = 147,5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t = F_t \times \text{LMTD} = 141,7 \text{ } ^\circ\text{F} \quad t_c = 228,2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Trial Ud = 135 (*light organic 75 -150*) (Tabel 8.App Kern)

$$\begin{aligned} Q_{\text{desain}} &= 1.1 \times Q_{\text{teoritis}} \\ &= 4879955,84 \text{ Btu/hr} \end{aligned}$$

$$A = \frac{Q}{U_d \times \text{LMTD}} = 255,1242 \text{ ft}^2$$

Dipakai Tube 1 1/2 in OD, 1 7/8 in triangular pitch

$$P_T = 1,8750 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 1,5 \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 14$$

$$L = 16 \text{ ft}$$

$$a''_t = 0,3925 \text{ ft}^2$$

$$a'_t = 1,4 \text{ in}^2$$

$$\begin{aligned} N_t &= \frac{A}{L \times a''_t} \\ &= 40,6 \end{aligned}$$

Shell Passes = 1
 Nt standar = 42
 ID shell = 17,25
 Tube Passes = 2
 Baffles = 17,25 Faktor Pengali Baffle 1

Check

$$\begin{aligned}
 A &= N_t \times L \times a''t \\
 &= 263,76 \text{ ft}^2 \\
 UD &= Q / (A \times \Delta T) \\
 &= 130,58
 \end{aligned}$$

COLD FLUID: Shell Side, Feed D-610	HOT FLUID: Tube Side , Steam
4'. Flow area, $a_s = \frac{ID \times C'B}{144 \times P_T}$ $= \frac{111 \ 3/5}{144 \times 2} = 0,413 \text{ ft}^2$	4". $a_t = \frac{N_t \times a''t}{144n} = \frac{58,8}{144 \times 2}$ $= 0,204 \text{ ft}^2$
5'. $G_s = \frac{M}{a_s} = \frac{39060,20}{0,413}$ $= 94512,4 \text{ lb/ hr.ft}^2$	5". $G_t = \frac{m}{a_t} = \frac{3113,16}{0,204}$ $= 15248,11 \text{ lb/ hr.ft}^2$
6'. $Re_s = \frac{De \times G_s}{\mu}$ Pada Tc = 147,45 °F $\mu = 0,570 \text{ Cp} \times 2,42$ $= 1,380 \text{ lb/ ft.hr}$ $De = \frac{1,08 \text{ inch}}{12,00}$ (<i>figure 28</i>) $= 0,09 \text{ ft}$ $Re_s = 6164,7$	6". $Re_t = \frac{D \times G_t}{\mu}$ Pada tc = 228,2 °F $\mu = 0,01 \text{ Cp} \times 2,42$ $= 0,04 \text{ lb/ ft.hr}$ $ID = \frac{1,33 \text{ inch}}{12}$ (<i>Tabel 10</i>) $= 0,110833 \text{ ft}$ $Re_t = 46998$
7'. $j_H = 55$ (<i>gambar 28</i>)	9". $hi = 1500$ $hio = hi \times ID/OD$ $= 1500 \times 0,89$ $= 1330$
8'. Pada Tc = 147,5 °F $k = 0,22386 \text{ Btu/ (hr)(ft}^2)(\text{°F/ft})$ $c = 0,60767 \text{ Btu/lb °F}$ $(c \mu /k)^{1/3} = 1,55300$	
9'. $ho = j_H \times (k/De) \times (c \mu/k)^{1/3}$	

$$= 212,455$$

$$(10') \quad tw = tc + ho/(hio + ho) * (Tc - tc)$$

$$tw = 217,08 \text{ F}$$

$$\mu_w = 0,51 \text{ cp}$$

$$= 1,234 \text{ lb/ ft.hr}$$

$$(11') \quad \Phi_s = (\mu / \mu_w)^{0,14}$$

$$\Phi_s = 1,015736$$

$$(12') \quad ho / \Phi_s = 209,1636$$

13 Clean overall coefficient U_c

$$U_c = \frac{(hio \times ho)}{(hio + ho)} = \frac{278187,6111}{1539,16}$$

$$= 180,739 \text{ Btu/ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

14 Dirt Factor (R_d)

$$R_d = \frac{(U_c - U_D)}{(U_c \times U_D)} = 0,00213 \text{ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/ Btu}$$

lebih kecil dari 0.002 solvent oil mixed feed

PRESSURE DROP

1'. Untuk Res 6164,7 (*gambar 29*)

$$f = 0,0019 \text{ ft}^2 / \text{in}^2$$

$$\rho = 52,2 \text{ lb / ft}^3$$

$$s = \frac{52,2}{62,5} = 0,83520$$

$$D_s = \frac{17 \frac{1}{4} \text{ inch}}{12} = 1,44 \text{ ft}$$

2'. Jumlah passes, $N + 1 = 12 \text{ L / B}$

$$= \frac{192}{17 \frac{1}{4}} = 11$$

$$3'. \quad \Delta P_s = \frac{f \times G_s^2 \times D_s (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \times D_e \times s \times \Phi_s}$$

$$= \frac{271550810,3}{3985515507}$$

$$= 0,068134 \text{ Psi}$$

1". Untuk Ret 46998 (*gambar 26*)

$$f = 0,0001 \text{ ft}^2 / \text{in}^2$$

$$s = 0,0096$$

$$2''. \quad \Delta P_t = \frac{f \times G_t^2 \times L \times n}{5,22 \times 10^{10} \times D_t \times s \times \Phi_t}$$

$$= \frac{744015,4945}{55540800}$$

$$= 0,013396 \text{ Psi}$$

3''. $G_t = 15248,11$

$$V^2 / 2g = 0,001 \text{ (*gambar 27*)}$$

$$\Delta P_r = (4 n / s) \times (V^2 / 2g)$$

$$= 833,3333 \times 0,001$$

$$= 0,833 \text{ Psi}$$

4''. $\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$

$$= 0,013 + 0,833$$

$$= 0,846729 \text{ Psi}$$

Spesifikasi Alat :	
Nama Alat	= Preheater
Kode	= E-612
Fungsi	= Fungsi: memanaskan Feed D-610
Tipe	= 1-2 <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan	= <i>Stainless Steel Type 304</i>
Shell	ID = 17 1/4 in
	Baffle = 17 1/4 in
	Passes = 1
	ΔP = 0,068 psi
Tube	OD = 1 1/2 in
	ID = 1 1/3 in
	BWG = 14
	Pitch = 1 7/8 in
	Panjang = 16 ft
	Jumlah = 42
	Passes = 2
ΔP = 0,847 psi	
Rd	= 0,0021 (hr)(ft ²)(°F)/(btu)
Jumlah Shell	= 1
Luas Area	= 263,76 ft ²

52. Condenser (E-613)

Cold fluid: Cooling Water $t_1 = 30 \text{ C}$ $t_2 = 45 \text{ C}$ $m = 39690,0 \text{ lb/hr}$ (Tube)
 Hot Fluid: Distilat D-610 $T_1 = 83,54 \text{ C}$ $T_2 = 82,54 \text{ C}$ $M = 28003,5 \text{ lb/hr}$ (Shell)

1. Q calculation

Cold Fluid

$$C_p = 1,0000 \text{ Btu/lb.F}$$

$$Q = m C_p \Delta t$$

$$Q = 3611790 \text{ BTU}$$

2. LMTD Δt

Cold Fluid	Fahrenheit (F)	Hot Fluid		
113,00	Higher Temp	182,37	69,37	Δt_1
86	Lower Temp	180,57	94,57	Δt_2
27,00	Differences	1,80	-25,20	$\Delta t_1 - \Delta t_2$

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln(\Delta t_1/\Delta t_2)} = \frac{-25,20}{\ln\left(\frac{69,37}{94,57}\right)} = 187,3 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{(T_1 - T_2)}{(t_2 - t_1)} = 0,07$$

$$S = \frac{(t_2 - t_1)}{(T_1 - t_1)} = 0,28$$

di Shell Pass yang berjumlah 1 didapatkan nilai Ft sebesar

$$F_t = 1,00 \quad T_c = 181,5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t = F_t \times \text{LMTD} = 187,3 \text{ } ^\circ\text{F} \quad t_c = 99,5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Trial Ud = 150 (*light organic 75-150*) (Tabel 8.App Kern)

$$Q_{\text{desain}} = 1.1 \times Q_{\text{teoritis}} = 3972969,00 \text{ Btu/hr}$$

$$A = \frac{Q}{U_d \times \text{LMTD}} = 141,4486 \text{ ft}^2$$

Dipakai Tube 1 1/2 in OD, 1 7/8 in triangular pitch

$$P_T = 1,875 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 1,5 \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 16$$

$$L = 20 \text{ ft}$$

$$a''_t = 0,3925 \text{ ft}^2$$

$$a'_t = 1,47 \text{ in}^2$$

$$N_t = \frac{A}{L \times a''t}$$

$$= 18,0$$

$$\text{Shell Passes} = 1$$

$$N_t \text{ standar} = 22$$

$$\text{ID shell} = 13,25$$

$$\text{Tube Passes} = 2$$

$$\text{Baffles} = 6,625$$

$$\text{Faktor Pengali Baffle} = 0,5$$

Check

$$A = N_t \times L \times a''t$$

$$= 172,7 \text{ ft}^2$$

$$UD = Q / (A \times \Delta T)$$

$$= 147,43$$

HOT FLUID: Shell Side, Distilat D-610	COLD FLUID: Tube Side , Cooling Water
<p>4'. Flow area, $a_s = \frac{ID \times C'B}{144 \times P_T}$</p> $= \frac{33}{144 \times 2} = 0,122 \text{ ft}^2$	<p>4". $a_t = \frac{N_t \times a''t}{144n} = \frac{32,34}{144 \times 2}$</p> $= 0,112 \text{ ft}^2$
<p>5'. $G_s = \frac{M}{a_s} = \frac{28003,50}{0,122}$</p> $= 229690,5 \text{ lb/ hr.ft}^2$	<p>5". $G_t = \frac{m}{a_t} = \frac{39690,00}{0,112}$</p> $= 353454,55 \text{ lb/ hr.ft}^2$
<p>6'. $Re_s = \frac{De \times G_s}{\mu}$</p> <p>Pada $T_c = 181,47 \text{ } ^\circ\text{F}$</p> $\mu = 0,400 \text{ Cp} \times 2,42$ $= 0,968 \text{ lb/ ft.hr}$ <p>$De = \frac{1,08}{12,00} \text{ inch (figure 28)}$</p> $= 0,09 \text{ ft}$ <p>$Re_s = 21355,5$</p>	<p>6". $Re_t = \frac{D \times G_t}{\mu}$</p> <p>Pada $t_c = 99,5 \text{ } ^\circ\text{F}$</p> $\mu = 0,68 \text{ Cp} \times 2,42$ $= 1,65 \text{ lb/ ft.hr}$ <p>$ID = \frac{1,37}{12} \text{ inch (Tabel 10)}$</p> $= 0,114167 \text{ ft}$ <p>$Re_t = 24391$</p>
<p>7' Pada $T_c = 181,5 \text{ } ^\circ\text{F}$</p> $k = 0,09238 \text{ Btu/ (hr)(ft}^2)(^\circ\text{F/ft)}$	<p>9". $h_i = 700 \times 1,20 \text{ fig.25}$</p> $= 840$ <p>$h_{io} = h_i \times ID/ OD$</p> $= 840 \times 0,91$ $= 767,2$

$$c = 0,86110 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F}$$

$$(c \mu / k)^{1/3} = 2,08185$$

$$8' \quad \overline{h} = h_o$$

$$h_o = 100 \text{ trial}$$

$$t_w = t_c + h_o / (h_{io} + h_o) * (T_c - t_c)$$

$$t_w = 108,95 \text{ F}$$

$$t_f = (T_c + t_w) / 2$$

$$= 145,21$$

$$k_f = 0,0171$$

$$\mu_f = 0,14$$

$$\rho_f = 56,5$$

$$\overline{h} = h_o = \mu_f^2 / (k_f^3 \rho_f^2 g)$$

$$= 176,821$$

13 Clean overall coefficient U_c

$$U_c = \frac{(h_{io} \times h_o)}{(h_{io} + h_o)} = \frac{135656,9132}{767,20}$$

$$= 176,821 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

14 Dirt Factor (R_d)

$$R_d = \frac{(U_c - U_D)}{(U_c \times U_D)} = 0,0011 \text{ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/Btu}$$

lebih kecil dari 0.001 Organic Liquid

PRESSURE DROP

1'. Untuk Res = 21355,5 (gambar 29)

$$f = 0,0023 \text{ ft}^2 / \text{in}^2$$

$$\rho = 56,5 \text{ lb / ft}^3$$

$$s = \frac{56,5}{62,5} = 0,90400$$

$$D_s = \frac{13 \frac{1}{4}}{12} \text{ inch} = 1,10 \text{ ft}$$

2'. Jumlah passes, $N + 1 = 12 \text{ L / B}$

$$= \frac{240}{6 \times 5/8} = 36$$

3'. $\Delta P_s = \frac{f \times G_s^2 \times D_s (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \times D_e \times s \times 2}$

1". Untuk Ret = 24391 (gambar 26)

$$f = 0,0045 \text{ ft}^2 / \text{in}^2$$

$$s = 1$$

2". $\Delta P_t = \frac{f \times G_t^2 \times L \times n}{5,22 \times 10^{10} \times D_t \times s \times \phi t}$

$$= \frac{22487420826}{5959500000}$$

$$= 3,773374 \text{ Psi}$$

3". $G_t = 353454,55$

$$V^2 / 2g = 0,006 \text{ (gambar 27)}$$

$$\Delta P_r = (4n / s) \times (V^2 / 2g)$$

$$= \frac{4853711156}{8493984000}$$

$$= 0,5714293 \text{ Psi}$$

$$= 8 \times 0,006$$

$$= 0,048 \text{ Psi}$$

$$4". \Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$$

$$= 3,773 + 0,048$$

$$= 3,821374 \text{ Psi}$$

Spesifikasi Alat :	
Nama Alat	= Condenser
Kode	= E-613
Fungsi	= Fungsi: Mengkondensasi Distilat D-610
Tipe	= Horizontal Condenser, 1-2 STHE
Bahan	= <i>Stainless Steel Type 304</i>
Shell	ID = 13 1/4 in
	Baffle = 6 5/8 in
	Passes = 1
	ΔP = 0,5714 psi
Tube	OD = 1 1/2 in
	ID = 1 3/8 in
	BWG = 16
	Pitch = 1 7/8 in
	Panjang = 20 ft
	Jumlah = 22
	Passes = 2
ΔP = 3,821 psi	
Rd	= 0,0011 (hr)(ft ²)(°F)/(btu)
Jumlah Shell	= 1
Luas Area	= 172,70 ft ²

53. Cooler (E-614)

Cold fluid: Cooling Water $t_1 = 30$ C $t_2 = 45$ C $m = 30858,98$ lb/hr (Tube)
 Hot Fluid: Ethanol $T_1 = 82,54$ C $T_2 = 40$ C $M = 23679,50$ lb/hr (Shell)

1. Q calculation

Cold Fluid

$$C_p = 1,0000 \text{ Btu/lb.F}$$

$$Q = m C_p \Delta t$$

$$Q = 2808166,73 \text{ BTU}$$

2. LMTD Δt

Cold Fluid	Fahrenheit (F)	Hot Fluid		
113,00	Higher Temp	180,57	67,57	Δt_1
86	Lower Temp	104,00	18	Δt_2
27,00	Differences	76,57	49,57	$\Delta t_1 - \Delta t_2$

$$LMTD = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln(\Delta t_1/\Delta t_2)} = \frac{49,57}{\ln\left(\frac{67,57}{18,00}\right)} = 86,29 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{(T_1 - T_2)}{(t_2 - t_1)} = 2,84$$

$$S = \frac{(t_2 - t_1)}{(T_1 - t_1)} = 0,29$$

di Shell Pass yang berjumlah 2 didapatkan nilai Ft sebesar

$$F_t = 0,90 \quad T_c = 142,3 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t = F_t \times LMTD = 77,66 \text{ } ^\circ\text{F} \quad t_c = 99,5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Trial Ud = 150 (*light organic 75-150*) (Tabel 8.App Kern)

$$Q_{\text{desain}} = 1.1 \times Q_{\text{teoritis}} = 3088983,40 \text{ Btu/hr}$$

$$A = \frac{Q}{U_d \times LMTD} = 265,17 \text{ ft}^2$$

Dipakai Tube 1 1/2 in OD, 1 7/8 in triangular pitch

$$P_T = 1,875 \text{ in}$$

$$OD = 1,5 \text{ in}$$

$$BWG = 16$$

$$L = 16 \text{ ft}$$

$$a''_t = 0,3925 \text{ ft}^2$$

$$a'_t = 1,47 \text{ in}^2$$

$$N_t = \frac{A}{L \times a''t}$$

$$= 42,2$$

$$\text{Shell Passes} = 2$$

$$N_t \text{ standar} = 51$$

$$\text{ID shell} = 19,25$$

$$\text{Tube Passes} = 4$$

$$\text{Baffles} = 19,25$$

$$\text{Faktor Pengali Baffle} = 1$$

Check

$$A = N_t \times L \times a''t$$

$$= 320,28 \text{ ft}^2$$

$$UD = Q / (A \times \Delta T)$$

$$= 149,03$$

HOT FLUID: Shell Side, Ethanol	COLD FLUID: Tube Side , Cooling Water
4'. Flow area, $a_s = \frac{ID \times C'B}{144 \times P_T}$	4". $a_t = \frac{N_t \times a''t}{144n} = \frac{74,97}{144 \times 4}$
$= \frac{139}{144 \times 2} = 0,515 \text{ ft}^2$	$= 0,130 \text{ ft}^2$
5'. $G_s = \frac{M}{a_s} = \frac{23679,50}{0,515}$	5". $G_t = \frac{m}{a_t} = \frac{30858,98}{0,130}$
$= 46009,1 \text{ lb/ hr.ft}^2$	$= 237091,76 \text{ lb/ hr.ft}^2$
6'. $Re_s = \frac{De \times G_s}{\mu}$	6". $Re_t = \frac{D \times G_t}{\mu}$
Pada Tc = 142,29 °F	Pada tc = 99,5 °F
$\mu = 0,900 \text{ Cp} \times 2,42$	$\mu = 0,68 \text{ Cp} \times 2,42$
$= 2,178 \text{ lb/ ft.hr}$	$= 1,65 \text{ lb/ ft.hr}$
$De = \frac{1,08}{12,00} \text{ inch (figure 28)}$	ID = $\frac{1,37}{12} \text{ inch (Tabel 10)}$
$= 0,09 \text{ ft}$	$= 0,114167 \text{ ft}$
$Re_s = 1901,2$	$Re_t = 16361$
7'. $j_H = 77 \text{ (gambar 28)}$	9". $hi = 750 \times 1,20 \text{ fig.25}$
8'. Pada Tc = 142,3 °F	$= 900$
$k = 0,09876 \text{ Btu/ (hr)(ft}^2)(\text{°F/ft)}$	$h_{io} = hi \times ID/ OD$
	$= 900 \times 0,91$
	$= 822$

$$c = 0,82720 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F}$$

$$(c \mu / k)^{1/3} = 2,63249$$

$$\begin{aligned} 9'. \quad h_o &= jH \times (k/De) \times (c \mu / k)^{1/3} \\ &= 222,424 \end{aligned}$$

$$(10') \quad t_w = t_c + h_o / (h_{io} + h_o) * (T_c - t_c)$$

$$t_w = 108,61 \text{ F}$$

$$\mu_w = 1,02 \text{ cp}$$

$$= 2,468 \text{ lb/ ft.hr}$$

$$(11') \quad \Phi_s = (\mu / \mu_w)^{0,14}$$

$$\Phi_s = 0,9826298$$

$$(12') \quad h_o / \Phi_s = 226,3558$$

13 Clean overall coefficient U_c

$$U_c = \frac{(h_{io} \times h_o)}{(h_{io} + h_o)} = \frac{186064,4279}{1048,36}$$

$$= 177,482 \text{ Btu/ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

14 Dirt Factor (R_d)

$$R_d = \frac{(U_c - U_D)}{(U_c \times U_D)} = 0,0011 \text{ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/ Btu}$$

lebih kecil dari 0.001 Organic Liquid

PRESSURE DROP

1'. Untuk Res 1901,2 (*gambar 29*)

$$f = 0,0008 \text{ ft}^2 / \text{in}^2$$

$$\rho = 49,75 \text{ lb / ft}^3$$

$$s = \frac{49,75}{62,5} = 0,79600$$

$$D_s = \frac{19 \frac{1}{4}}{12} \text{ inch} = 1,60 \text{ ft}$$

2'. Jumlah passes, $N + 1 = 12 \text{ L / B}$

$$= \frac{192}{19 \frac{1}{4}} = 10$$

$$\begin{aligned} 3'. \quad \Delta P_s &= \frac{f \times G_s^2 \times D_s (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \times D_e \times s \times \Phi_s} \\ &= \frac{27095483,15}{3674650232} \\ &= 0,0073736 \text{ Psi} \end{aligned}$$

1". Untuk Ret 16361 (*gambar 26*)

$$f = 0,00012 \text{ ft}^2 / \text{in}^2$$

$$s = 1$$

$$\begin{aligned} 2''. \quad \Delta P_t &= \frac{f \times G_t^2 \times L \times n}{5,22 \times 10^{10} \times D_t \times s \times \Phi_t} \\ &= \frac{431712037,6}{5959500000} \\ &= 0,072441 \text{ Psi} \end{aligned}$$

3". $G_t = 237091,76$

$$V^2 / 2g = 0,06 \text{ (*gambar 27*)}$$

$$\begin{aligned} \Delta P_r &= (4 n / s) \times (V^2 / 2g) \\ &= 16 \times 0,06 \\ &= 0,96 \text{ Psi} \end{aligned}$$

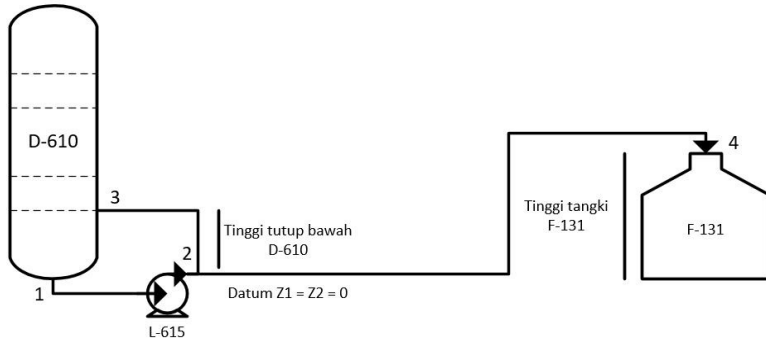
$$\begin{aligned}
 4'' \Delta P_T &= \Delta P_t + \Delta P_r \\
 &= 0,072 + 0,96 \\
 &= 1,032441 \text{ Psi}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi Alat :	
Nama Alat	= Cooler
Kode	= E-614
Fungsi	= Fungsi: mendinginkan Distilat D-610 yaitu Recovery Ethan
Tipe	= 2-4 <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan	= <i>Stainless Steel Type 304</i>
Shell	ID = 19 1/4 in
	Baffle = 19 1/4 in
	Passes = 2
	ΔP = 0,0074 psi
Tube	OD = 1 1/2 in
	ID = 1 3/8 in
	BWG = 16
	Pitch = 1 7/8 in
	Panjang = 16 ft
	Jumlah = 51
	Passes = 4
	ΔP = 1,032 psi
Rd	= 0,0011 (hr)(ft ²)(°F)/(btu)
Jumlah Shell	= 1
Luas Area	= 320,28 ft ²

54.Pompa(L-615)

Fungsi: Memompa larutan dari kolom D-610 ke WWT

Tipe: Pompa Sentrifugal



Menentukan P₂ dari datum 2-3

$$\begin{aligned} \text{massrate} &= 5467,89 \text{ kg/h} = 12056,70 \text{ lb/h} & T &= 109 \text{ C} \\ \rho &= 1054 \text{ kg/m}^3 = 65,88 \text{ lb/ft}^3 \\ \mu &= 0,969 \text{ cp} = 0,000652 \text{ lb/ft.s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{flowrate} = Q &= \text{massrate} / \rho = 5,1878 \text{ m}^3/\text{h} = 183,024 \text{ ft}^3/\text{h} \\ &= 0,051 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 19,004 \text{ gpm} \end{aligned}$$

Menentukan Jenis Pipa yang Digunakan

Asumsi Aliran Turbulen

$$\begin{aligned} ID &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 0,262 \times 1,724 \\ &= 1,7591 \text{ inch} \end{aligned}$$

dipilih pipe 2 in sch 80

$$\begin{aligned} ID &= 1,939 \text{ in} = 0,1616 \text{ ft} \\ OD &= 2,38 \text{ in} = 0,1983 \text{ ft} \\ A &= 2,95 \text{ in}^2 = 0,0205 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q/A &= v \\ v &= 2,482 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$Nre = \frac{ID \times v \times \rho}{\mu} = \frac{26,416}{0,000652} = 40506,44$$

Perhitungan Friksi pada Pipa

$\alpha = 1$ (Aliran turbulen)

$gc = 32,17 \text{ lbm.ft/lbf.s}^2$

1. Straight Pipe Friction

$$\begin{aligned}
 ID &= 0,162 \text{ ft} \\
 N_{Re} &= 40506,44 \\
 \varepsilon &= 4,6E-05 \text{ m} = 1,51E-04 \text{ ft} \\
 \varepsilon/D &= 0,00093 \\
 f &= 0,006
 \end{aligned}$$

Figure 2.10-3 (Geankoplis)

Panjang pipa dari pompa L-615 ke bottom D-610

$$3 \text{ m} = 9,8424 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}
 F_f &= \frac{4f \times \Delta L \times v^2}{ID \times 2 \text{ gc}} && \text{eq 2.10-6 (Geankoplis, 93)} \\
 &= \frac{0,024 \times 9,8424 \times 6,159^2}{0,162 \times 2 \times 32,17} \\
 &= 0,1399 \text{ ft.lbf/Ibm}
 \end{aligned}$$

2. Losses in fittings and valves

$$\begin{aligned}
 1 \text{ buah gate valve (wide open)} & K_f = 0,17 \\
 2 \text{ buah elbow } 90^\circ & K_f = 2 \times 0,75 \\
 \text{Total } K_f &= 1,67
 \end{aligned}$$

Tabel 2.10-1 (Geankoplis, 99)

$$\begin{aligned}
 h_f &= \frac{K_f \times v^2}{2 \text{ gc}} && \text{eq 2.10-17 (Geankoplis, 94)} \\
 &= \frac{1,67 \times 6,159^2}{2 \times 32,174} \\
 &= 0,160 \text{ ft.lbf/Ibm}
 \end{aligned}$$

3. Sudden Enlargement losses

A1 = flow area pipa
 A2 = luas permukaan kolom
 maka asumsi A2 >>> A1 sehingga A1/A2 = 0

$$\begin{aligned}
 K_{ex} &= (1 - A1/A2)^2 \\
 &= 1
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 h_{ex} &= \frac{K_{ex} \times v^2}{2 \alpha \text{ gc}} && \text{eq 2.10-15 (Geankoplis, 98)} \\
 &= \frac{1 \times 6,159^2}{2 \times 1 \times 32,17} \\
 &= 0,10 \text{ ft.lbf/Ibm}
 \end{aligned}$$

Total Friksi pada Pompa adalah

$$\begin{aligned}
 \Sigma F &= F_f + h_f + h_{ex} \\
 &= 0,3955 \text{ ft.lbf/Ibm} = 1,1820 \text{ J/kg}
 \end{aligned}$$

Mechanical Energy Balance

$$0 = (P_3 - P_2) / \rho + g(Z_3 - Z_2) + (V_3^2 - V_2^2) / 2\alpha + \Sigma F \quad \text{eq 2.7-28 (Geankoplis,103)}$$

$$\begin{aligned} P_3 &= 137000 \quad \text{Pa} \\ Z_3 &= 1,08204 \quad \text{m} \\ Z_2 &= 0 \quad \text{m} \\ V_3 &= 2,4817 \quad \text{m/s} \\ V_2 &= 2,4817 \quad \text{m/s} \\ P_2 &= 149422 \quad \text{Pa} \end{aligned}$$

Menentukan P₂ dari datum 2-4

$$\begin{aligned} \text{massrate} &= 6974,86 \quad \text{kg/h} = 15379,57 \quad \text{lb/h} & T &= 109 \quad \text{C} \\ \rho &= 1054 \quad \text{kg/m}^3 = 65,88 \quad \text{lb/ft}^3 \\ \mu &= 0,969 \quad \text{cp} = 0,000652 \quad \text{lb/ft.s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{flowrate} = Q &= \text{massrate} / \rho = 6,6175 \quad \text{m}^3/\text{h} = 233,466 \quad \text{ft}^3/\text{h} \\ &= 0,065 \quad \text{ft}^3/\text{s} \\ &= 24,242 \quad \text{gpm} \end{aligned}$$

Menentukan Jenis Pipa yang Digunakan

Asumsi Aliran Turbulen

$$\begin{aligned} ID &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 0,292 \times 1,724 \\ &= 1,9627 \quad \text{inch} \end{aligned}$$

dipilih pipe 2 in sch 40

$$\begin{aligned} ID &= 2,067 \quad \text{in} = 0,1723 \quad \text{ft} \\ OD &= 2,38 \quad \text{in} = 0,1983 \quad \text{ft} \\ A &= 3,35 \quad \text{in}^2 = 0,0233 \quad \text{ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q/A &= v \\ v &= 2,788 \quad \text{ft/s} \end{aligned}$$

$$Nre = \frac{ID \times v \times \rho}{\mu} = \frac{31,631}{0,000652} = 48504,24$$

Perhitungan Friksi pada Pipa

$$\alpha = 1 \quad (\text{Aliran turbulen})$$

$$gc = 32,17 \quad \text{lbm.ft/lbf.s}^2$$

1. *Sraight Pipe Friction*

$$ID = 0,172 \quad \text{ft}$$

$$\begin{aligned}
N_{Re} &= 48504,24 \\
\varepsilon &= 4,6E-05 \text{ m} = 1,51E-04 \text{ ft} \\
\varepsilon/D &= 0,00088 \\
f &= 0,006
\end{aligned}$$

Figure 2.10-3 (Geankoplis)

Panjang pipa dari pompa L-615 ke Tangki F-131
20 m = 65,616 ft

$$\begin{aligned}
F_f &= \frac{4f \times \Delta L \times v^2}{ID \times 2 \text{ gc}} && \text{eq 2.10-6 (Geankoplis, 93)} \\
&= \frac{0,024 \times 65,616 \times 7,771}{0,172 \times 2 \times 32,17} \\
&= 1,1041 \text{ ft.lbf/ lbm}
\end{aligned}$$

2. Losses in fittings and valves

1 buah gate valve (wide open) $K_f = 0,17$ Tabel 2.10-1 (Geankoplis, 99)
3 buah elbow 90° $K_f = 3 \times 0,75$
Total $K_f = 2,42$

$$\begin{aligned}
h_f &= \frac{K_f \times v^2}{2 \text{ gc}} && \text{eq 2.10-17 (Geankoplis, 94)} \\
&= \frac{2,42 \times 7,771}{2 \times 32,174} \\
&= 0,292 \text{ ft.lbf/ lbm}
\end{aligned}$$

3. Sudden Enlargement losses

A_1 = flow area pipa
 A_2 = luas F-131
maka asumsi $A_2 \gg A_1$ sehingga $A_1/A_2 = 0$

$$K_{ex} = (1 - A_1/A_2)^2 = 1$$

$$\begin{aligned}
h_{ex} &= \frac{K_{ex} \times v^2}{2 \alpha \text{ gc}} && \text{eq 2.10-15 (Geankoplis, 98)} \\
&= \frac{1 \times 7,771}{2 \times 1 \times 32,17} \\
&= 0,12 \text{ ft.lbf/lbm}
\end{aligned}$$

Total Friksi pada Pompa adalah

$$\begin{aligned}
\Sigma F &= F_f + h_f + h_{ex} \\
&= 1,5171 \text{ ft.lbf/lbm} = 4,5346 \text{ J/kg}
\end{aligned}$$

Mechanical Energy Balance

$$0 = (P_4 - P_2)/\rho + g(Z_4 - Z_2) + (V_4^2 - V_2^2)/2\alpha + \Sigma F \quad \text{eq 2.7-28 (Geankoplis, 103)}$$

$$\begin{aligned}
 P_4 &= 101325 \text{ Pa} \\
 Z_4 &= 12,81 \text{ m} \\
 Z_2 &= 0 \text{ m} \\
 V_4 &= 2,7877 \text{ m/s} \\
 V_2 &= 2,7877 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

$$P_2 = 238422 \text{ Pa}$$

Sehingga P_2 Terbesar adalah = 238422 Pa

Menentukan Power Pompa dari Aliran 1-2

$$\begin{aligned}
 \text{massrate} &= 12422 \text{ kg/h} = 27390,51 \text{ lb/h} & T &= 109 \text{ C} \\
 \rho &= 1054 \text{ kg/m}^3 = 65,88 \text{ lb/ft}^3 \\
 \mu &= 0,969 \text{ cp} = 0,000652 \text{ lb/ft.s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{flowrate} = Q &= \text{massrate} / \rho = 11,7856 \text{ m}^3/\text{h} = 415,795 \text{ ft}^3/\text{h} \\
 &= 0,115 \text{ ft}^3/\text{s} \\
 &= 43,173 \text{ gpm}
 \end{aligned}$$

Menentukan Jenis Pipa yang Digunakan

Asumsi Aliran Turbulen

$$\begin{aligned}
 ID &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\
 &= 3,9 \times 0,379 \times 1,724 \\
 &= 2,5448 \text{ inch}
 \end{aligned}$$

dipilih pipe 3 in sch 80

$$\begin{aligned}
 ID &= 2,9 \text{ in} = 0,2417 \text{ ft} \\
 OD &= 3,5 \text{ in} = 0,2917 \text{ ft} \\
 A &= 6,61 \text{ in}^2 = 0,0459 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q/A &= v \\
 v &= 2,516 \text{ ft/s}
 \end{aligned}$$

$$Nre = \frac{ID \times v \times \rho}{\mu} = \frac{40,057}{0,000652} = 61423,78$$

Perhitungan Friksi pada Pipa

1. *Sudden Contraction* loss

A_1 = luas permukaan kolom

A_2 = flow area pipa

maka asumsi $A_1 \gg A_2$ sehingga $A_1/A_2 = 0$

$$\begin{aligned}
 K_c &= 0,55 \times (1 - A_2/A_1) \\
 K_c &= 0,55 \times 1 \\
 &= 0,55
 \end{aligned}$$

$$\alpha = 1 \quad (\text{Aliran turbulen})$$

$$g_c = 32,17 \text{ lbm.ft/lbf.s}^2$$

$$h_c = \frac{K_c \times v^2}{2 \alpha g_c}$$

eq 2.10-16 (Geankoplis, 98)

$$h_c = \frac{0,55 \times 6,331}{2 \times 1 \times 32,17}$$

$$= 0,054113 \text{ ft.lbf/ lbm}$$

2. Straight Pipe Friction

$$ID = 0,242 \text{ ft}$$

$$N_{Re} = 61423,78$$

$$\varepsilon = 4,6E-05 \text{ m} = 1,51E-04 \text{ ft}$$

Figure 2.10-3 (Geankoplis)

$$\varepsilon/D = 0,00062$$

$$f = 0,0050$$

Panjang pipa dari titik Datum 1 ke titik Datum 2

$$4 \text{ m} = 13,1232 \text{ ft}$$

$$F_f = \frac{4f \times \Delta L \times v^2}{ID \times 2 g_c}$$

eq 2.10-6 (Geankoplis, 93)

$$= \frac{0,020 \times 13,1232 \times 6,331}{0,242 \times 2 \times 32,17}$$

$$= 0,1069 \text{ ft.lbf/ lbm}$$

3. Losses in fittings and valves

$$1 \text{ buah gate valve (wide open)} \quad K_f = 0,17$$

Tabel 2.10-1 (Geankoplis, 99)

$$1 \text{ buah elbow } 90^\circ \quad K_f = 1 \times 0,75$$

$$\text{Total } K_f = 0,92$$

$$h_f = \frac{K_f \times v^2}{2 g_c}$$

eq 2.10-17 (Geankoplis, 94)

$$= \frac{0,92 \times 6,331}{2 \times 32,174}$$

$$= 0,091 \text{ ft.lbf/ lbm}$$

Total Friksi pada Pompa adalah

$$\Sigma F = h_c + F_f + h_f$$

$$= 0,2515 \text{ ft.lbf/lbm} = 0,7517 \text{ J/kg}$$

Mechanical Energy Balance

$$-W_s = (P_2 - P_1) / \rho + (Z_2 - Z_1) + (V_2^2 - V_1^2) / 2\alpha + \Sigma F \quad \text{eq 2.7-28 (Geankoplis, 103)}$$

Ws di anggap keluar

$$\begin{aligned} P_2 &= 238422 \text{ Pa} \\ P_1 &= 137000 \text{ Pa} \\ Z_2 &= 0 \text{ m} \\ Z_1 &= 0 \text{ m} \\ V_2 &= 0,7669 \text{ m/s} \\ V_1 &= 0,7669 \text{ m/s} \end{aligned}$$

maka, nilai dari -Ws adalah

$$-W_s = 97,4074 \text{ J/kg}$$

Perhitungan Efisiensi dan Power dari Pompa

$$\begin{aligned} \text{flowrate} &= 43,173 \text{ gpm} \\ \text{efisiensi pompa} &= 0,43 \end{aligned} \quad \text{figure 12 - 17 (Timmerhaus, 5thed, 516)}$$

$$\begin{aligned} W_s &= (-\eta W_p) \\ -97,407 &= -0,43 \times W_p \\ W_p &= 226,529 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Daya} &= \text{massrate} \times W_p \\ &= 1,5189 \text{ kg/s} \times 226,529 \text{ J/kg} \\ &= 0,3441 \text{ kW} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Efisiensi Motor} &= 0,80 \\ \text{Daya Motor} &= 0,4301 \text{ kW} \end{aligned} \quad \text{figure 12 - 18 (Timmerhaus, 5thed, 516)}$$

Spesifikasi Alat	
Nama Alat	Pompa
Kode Alat	L-615
Fungsi	Memompa larutan dari kolom D-610 ke WWT
Tipe	Pompa Sentrifugal
Ukuran	3 in sch 80
Material	Stainless Steel
Kapasitas	12.422 kg/ jam
Efisiensi Pompa	43,00%
Efisiensi Motor	80,00%
Input Power	0,430 kW
Output Power	0,344 kW
Head Pompa	10 m

55. Reboiler (E-616)

Hot Fluid: Steam

$$t_1 = 124 \text{ C} \quad t_2 = 123 \text{ C} \quad m = 10853,01 \text{ lb/hr} \quad (\text{Tube})$$

Cold Fluid: Bottom D-610

$$T_1 = 109 \text{ C} \quad T_2 = 110 \text{ C} \quad M = 12056,72 \text{ lb/hr} \quad (\text{Shell})$$

1. Q calculation
cold fluid

$$\lambda = 847,06 \text{ Btu/lb}$$

$$Q = M \times \lambda$$

$$Q = 10212769,19 \text{ BTU}$$

2. LMTD Δt

Cold Fluid	Fahrenheit (F)	Steam		
230,00	Higher Temp	253,4	23,40	Δt_1
228,2	Lower Temp	255,2	27	Δt_2
1,80	Differences	-1,8	-3,60	$\Delta t_1 - \Delta t_2$

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln(\Delta t_1/\Delta t_2)} = \frac{-3,60}{\ln\left(\frac{23,40}{27,00}\right)} = 57,93 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Harga Ft=1 karena prosesnya isothermal $t_1 = t_2$ R = tak hingga S = 0

$$F_t = 1 \quad T_c = 229,1 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t = F_t \times \text{LMTD} = 57,93 \text{ } ^\circ\text{F} \quad t_c = 254,3 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Trial Ud = 150 (light organic 75-150) (Tabel 8.App Kern)

$$\begin{aligned} Q_{\text{desain}} &= 1.1 \times Q_{\text{teoritis}} \\ &= 11234046,11 \text{ Btu/hr} \end{aligned}$$

$$A = \frac{Q}{U_d \times \text{LMTD}} = 1292,9119 \text{ ft}^2$$

Dipakai Tube 1 1/2 in OD, 1 7/8 in triangular pitch

$$P_T = 1,875 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 1,5 \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 16$$

$$L = 16 \text{ ft}$$

$$a''_t = 0,3925 \text{ ft}^2$$

$$a'_t = 1,47 \text{ in}^2$$

$$N_t = \frac{A}{L \times a''_t}$$

$$\begin{aligned}
 &= 205,9 \\
 \text{Shell Passes} &= 1 \\
 \text{Nt standar} &= 206 \\
 \text{ID shell} &= 33 \\
 \text{Tube Passes} &= 2 \\
 \text{Baffles} &= 6,6
 \end{aligned}$$

Faktor Pengali Baffle 0,2

Check

$$\begin{aligned}
 A &= Nt \times L \times a''t \\
 &= 1293,68 \text{ ft}^2 \\
 UD &= Q / (A \times \Delta T) \\
 &= 149,91
 \end{aligned}$$

COLD FLUID: Shell Side, Bottom D-610	HOT FLUID: Tube Side, Steam
$9'. \quad ho = 300 \text{ trial Btu/hr.ft}^2 \cdot \text{°F}$	$4''. \quad at = \frac{Nt \times a''t}{144n} = \frac{302,82}{144 \times 2}$ $= 1,051 \text{ ft}^2$
$10'. \quad tw = tc + (hio/(hio+ho)) (Tc-tc)$ $= 233,62695 \text{ °F}$	$5''. \quad G_t = \frac{m}{at} = \frac{10853,01}{1,051}$ $= 10321,86 \text{ lb/hr.ft}^2$
$(\Delta t)_w = -20,67 \text{ °F}$	$6''. \quad Re_t = \frac{D \times G_t}{\mu}$
$ho > 300 \text{ (fig. 15.11)}$ <p>maka digunakan $ho = 300$</p>	<p>Pada $tc = 254,3 \text{ °F}$</p> $\mu = 0,013 \text{ Cp} \times 2,42$ $= 0,03 \text{ lb/ft.hr}$
	$ID = \frac{1,37}{12} \text{ inch (Tabel 10)}$ $= 0,114167 \text{ ft}$
	$Re_t = D \cdot G_t / \mu$ $Re_t = 37653$
	$9''. \quad hi = 1500$
	$hio = hi \times ID / OD$ $= 1500 \times 0,91$ $= 1370$

13 Clean overall coefficient U_c

$$U_c = \frac{(h_{io} \times h_o)}{(h_{io} + h_o)} = \frac{411000}{1670,00}$$

$$= 246,108 \quad \text{Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

14 Dirt Factor (R_d)

$$R_d = \frac{(U_c - U_D)}{(U_c \times U_D)} = 0,0013 \quad \text{hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/ Btu}$$

lebih kecil dari 0.001 Organic Liquid

PRESSURE DROP

1'.

1". Untuk Ret 37653 (gambar 26)

$$f = 0,0025 \quad \text{ft}^2 / \text{in}^2$$

$$s = 0,0096$$

2".

$$\Delta P_t = \frac{f \times G_t^2 \times L \times n}{5.22 \times 10^{10} \times D_t \times s \times \Phi_t}$$

$$= \frac{8523270,243}{57211200}$$

$$= 0,148979 \quad \text{Psi}$$

2'.

3". $G_t = 10321,86$

$$V^2 / 2g = 0,001 \quad (\text{gambar 27})$$

$$\Delta P_r = (4 n / s) \times (V^2 / 2g)$$

$$= 833,3333 \times 0,001$$

$$= 0,833 \quad \text{Psi}$$

3'.

4". $\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$

$$= 0,149 + 0,833$$

$$= 0,982312 \quad \text{Psi}$$

Spesifikasi Alat :		
Nama Alat	=	Reboiler
Kode	=	E-616
Fungsi	=	Menguapkan Bottom D-610 yang akan masuk Distilasi
Tipe	=	1-2 <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan	=	<i>Stainless Steel Type 304</i>
Shell	ID	= 33 in
	Baffle	= 6 3/5 in
	Passes	= 1
	ΔP	= 0,000 psi
Tube	OD	= 1 1/2 in
	ID	= 1 3/8 in
	BWG	= 16
	Pitch	= 1 7/8 in
	Panjang	= 16 ft
	Jumlah	= 206
	Passes	= 2
ΔP	= 0,982 psi	
Rd	=	0,0013 (hr)(ft ²)(°F)/(btu)
Jumlah Shell	=	1
Luas Area	=	1293,7 ft ²

APPENDIKS D
PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI

Kapasitas Produksi	=	5.780 ton/tahun	=	0,73 ton/jam
Lama Operasi	=	330 Hari	=	7.920 jam
Basis	=	0,73 ton/jam		
Kebutuhan bahan bak	=	10511 ton/tahun	=	1,33 ton/jam
Nilai Tukar Rupiah	=	Rp 14.003,00 (kurs.web.id/bank/bi, 8 Januari 2020)		
Pengadaan alat	=	2020		
Mulai Konstruksi	=	2020	tahun	
Lama Konstruksi	=	2	tahun	
Mulai Beroperasi,	=	2022	tahun	

1. Harga Peralatan

Harga peralatan setiap saat akan berubah tergantung pada perubahan ekonomi yang diakibatkan oleh adanya inflasi pada suatu mata uang. Apabila harga alat pada beberapa tahun yang lalu diketahui, maka harga alat pada masa sekarang dapat ditaksir dengan Marshall & menggunakan suatu indeks seperti Plant Cost Index (CEPCI) dan *Swift Installed-Equipment Index*.

Besarnya harga alat dapat dinyatakan sebagai berikut :

$$\text{Harga pada tahun A} = \frac{\text{Index harga tahun A}}{\text{Index harga tahun B}} \times \text{Harga pada tahun B}$$

(Sinnot, hal. 245)

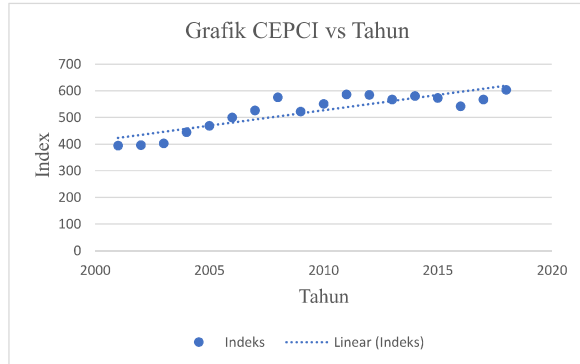
Berikut ini adalah tabel *Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI)* sampai dengan tahun 2018 :

Tabel D.1 Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI)

Tahun	Indeks Harga
2001	394,3
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	580,1
2015	573,1

2016	541,7
2017	567,1
2018	603,1

Sumber : (Chemical Engineering Magazine)



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

Keterangan : $y =$ Indeks harga $a = \bar{y}$
 $x =$ tahun $b = \frac{\sum(\bar{x} - x)(\bar{y} - y)}{\sum(\bar{x} - x)^2}$

Berikut ini adalah penaksiran indeks harga dengan metode *Least Square* :

Tabel D.2 Penaksiran Indeks Harga untuk Mencari persamaan regresi

n	x	y	x ²	y ²	x . y
1	2001	394,3	4004001	155472,5	788994,3
2	2002	395,6	4008004	156499,4	791991,2
3	2003	402	4012009	161604	805206
4	2004	444,2	4016016	197313,6	890176,8
5	2005	468,2	4020025	219211,2	938741
6	2006	499,6	4024036	249600,2	1002198
7	2007	525,4	4028049	276045,2	1054478
8	2008	575,4	4032064	331085,2	1155403
9	2009	521,9	4036081	272379,6	1048497
10	2010	550,8	4040100	303380,6	1107108
11	2011	585,7	4044121	343044,5	1177843
12	2012	584,6	4048144	341757,2	1176215

13	2013	567,3	4052169	321829,3	1141975
14	2014	580,1	4056196	336516	1168321
15	2015	573,1	4060225	328443,6	1154797
16	2016	541,7	4064256	293438,9	1092067
17	2017	567,1	4068289	321602,4	1143841
18	2018	603,1	4072324	363729,6	1217056
Total	36171	9380,1	72686109	4972953	18854907
Rata-rata	2009,5	521,1167	4038117	276275,2	1047495

Berdasarkan persamaan *Least Square* diperoleh :

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

Keterangan: a = y, harga rata-rata y

di mana, b = slope garis *least square*

$$a = \bar{y} = 521,12$$

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

$$\sum(\bar{x} - x)(\bar{y} - y) = \sum xy - \frac{\sum x \sum y}{n} = 18854907 - \frac{36171 \cdot 9380,1}{18} = 5.596$$

$$\sum(\bar{x} - x)^2 = \sum x^2 - \frac{(\sum x)^2}{n} = 72.686.109 - \frac{(36.171)^2}{18} = 485$$

$$b = \frac{\sum(\bar{x} - x)(\bar{y} - y)}{\sum(\bar{x} - x)^2} = \frac{5.596}{485} = 11,551$$

(Peter & Timmerhaus, hal. 760)

maka, diperoleh persamaan garis lurusnya adalah :

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

$$y = 521,12 + 11,551 (x - 2009,5)$$

Maka, untuk indeks harga pada tahun 2020 adalah :

Indeks harga pada tahun 2020

$$y = 521,12 + 11,551 (2020 - 2009,5)$$

$$y = 521,12 + (11,551 \times 10,5)$$

$$y = 642,40$$

Maka didapatkan *CEPCI* pada tahun 2020 642,40

a. Perhitungan Harga Peralatan Proses

Harga alat-alat pabrik pada analisa ekonomi ini didapat dari website www.matche.com yang memberikan data harga alat FOB (*Free On Board*) pada tahun 2014 dari *Gulf Coast U.S* dan grafik harga alat STHE dan tangki dari *Institution of Chemical Engineers booklet* dengan harga alat pada tahun 2004. Asumsi telah dilakukan perjanjian dengan vendor dan kontraktor bahwa peralatan dibeli pada bulan Januari 2020 dengan menggunakan kurs

mata uang saat kontrak ditandatangani. Pabrik mulai beroperasi pada awal tahun 2022. Untuk alat seperti tangki, tangki berpengaduk, HE, reboiler dan kondensor, harga alat didapat dari grafik, sedangkan sisanya dari matche.com

Contoh perhitungan :

Batch Reaktor (R-210)

$$\begin{aligned}
 \text{Tipe} &= \text{Batch Reactor with Turbine} \\
 \text{Bahan} &= \text{Stainless Steel 304} \\
 \text{Jumlah} &= 1 \\
 \text{Harga Tahun 2014} &= \$ 363.400,00 \\
 \text{Harga Tahun 2020} &= \frac{\text{Index tahun 2020}}{\text{Index tahun 2014}} \times \text{Harga tahun 2014} \\
 &= \frac{642,40}{580,10} \times \$ 363.400,00 \\
 &= \$ 402.428,7
 \end{aligned}$$

Tabel D.4 Harga Peralatan

No	Kode	Nama Alat	n	Harga dalam USD (\$)		Total
				Harga Satuan (\$)		
				2014	2020	
1	D-110	Kolom Distilasi 1	1	464730	672092,44	\$672.092,44
2	F-111	Tangki Minyak Terpentin	1	100000	144619,98	\$144.619,98
3	L-112	Pompa Sentrifugal	1	20000	28924,00	\$28.924,00
4	E-113	Heat Exchanger	1	35950	51990,88	\$51.990,88
5	E-114	Kondensor	1	34900	50472,37	\$50.472,37
6	L-115	Pompa Sentrifugal	1	24100	34853,42	\$34.853,42
7	E-116	Reboiler	1	37000	53509,39	\$53.509,39
8	M-120	Tangki Pengaduk 1	1	74000	107018,79	\$107.018,79
9	F-121	Tangki Asam Sulfat	1	90000	130157,98	\$130.157,98
10	L-122	Pompa Sentrifugal	1	24500	35431,90	\$35.431,90
11	M-130	Tangki Pengaduk 2	1	81700	118154,53	\$118.154,53
12	F-131	Tangki Ethanol	1	301000	435306,15	\$435.306,15
13	L-132	Pompa Sentrifugal	1	20000	28924,00	\$28.924,00
14	L-133	Pompa Sentrifugal	1	20000	28924,00	\$28.924,00
15	E-134	Heat Exchanger	1	35300	51050,85	\$51.050,85
16	L-135	Pompa Sentrifugal	1	20000	28924,00	\$28.924,00
17	F-136	Tangki Intermediate	1	90000	130157,98	\$130.157,98
18	R-210	Reaktor	1	663400	959408,96	\$959.408,96
19	L-211	Pompa Sentrifugal	1	20000	28924,00	\$28.924,00
20	E-212	Heat Exchanger	1	34000	49170,79	\$49.170,79
21	L-213	Pompa Sentrifugal	1	20000	28924,00	\$28.924,00
22	F-214	Tangki Intermediate	2	90000	130157,98	\$130.157,98
23	M-220	Tangki Pengaduk 3	1	91700	132616,52	\$132.616,52
24	F-221	Tangki NaOH	1	126000	182221,18	\$182.221,18

25	L-222	Pompa Sentrifugal	1	24500	35431,90	\$35.431,90
26	M-230	Tangki Pengaduk 4	1	69600	100655,51	\$100.655,51
27	L-231	Pompa Sentrifugal	1	20000	28924,00	\$28.924,00
28	L-232	Pompa Sentrifugal	1	20000	28924,00	\$28.924,00
29	H-240	Decanter	1	74000	107018,79	\$107.018,79
30	L-241	Pompa Sentrifugal	1	22300	32250,26	\$32.250,26
31	D-310	Kolom Distilasi 2	1	451100	652380,74	\$652.380,74
32	L-311	Pompa Sentrifugal	1	20000	28924,00	\$28.924,00
33	E-312	Heat Exchanger	1	30200	43675,23	\$43.675,23
34	E-313	Kondensor	1	21400	30948,68	\$30.948,68
35	L-314	Pompa Sentrifugal	1	24500	35431,90	\$35.431,90
36	E-315	Reboiler	1	35500	51340,09	\$51.340,09
37	E-316	Heat Exchanger	1	34000	49170,79	\$49.170,79
38	F-317	Tangki α -terpineol	1	74100	107163,41	\$107.163,41
39	D-410	Kolom Disitlasi 3	1	463180	669850,83	\$669.850,83
40	E-411	Kondensor	1	31900	46133,77	\$46.133,77
41	L-412	Pompa Sentrifugal	1	20000	28924,00	\$28.924,00
42	E-413	Reboiler	1	35000	50616,99	\$50.616,99
43	D-510	Kolom Disitlasi 4	1	460100	665396,54	\$665.396,54
44	E-511	Kondensor	1	33600	48592,31	\$48.592,31
45	E-512	Heat Exchanger	1	36000	52063,19	\$52.063,19
46	F-513	Tangki Carene	1	50000	72309,99	\$72.309,99
47	L-514	Pompa Sentrifugal	1	24500	35431,90	\$35.431,90
48	E-515	Reboiler	1	36000	52063,19	\$52.063,19
49	D-610	Kolom Disitlasi 5	1	465970	673885,73	\$673.885,73
50	L-611	Pompa Sentrifugal	1	22300	32250,26	\$32.250,26
51	E-612	Heat Exchanger	1	42500	61463,49	\$61.463,49
52	E-613	Kondensor	1	39000	56401,79	\$56.401,79
53	E-614	Heat Exchanger	1	39000	56401,79	\$56.401,79
54	L-615	Pompa Sentrifugal	1	20000	28924,00	\$28.924,00
55	E-616	Reboiler	1	110000	159081,98	\$159.081,98
Total Harga Peralatan Proses (\$)					\$	7.763.967,13

(Sumber : www.matche.com & Institution of Chemical Engineers booklet, 2000)

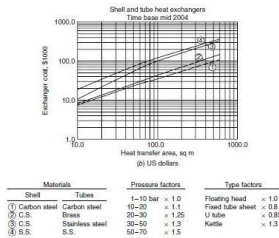


Figure 6.5.6. Shell and tube heat exchangers. Time base mid-2004.
Purchased cost = base cost from Figure \times Type factor \times Pressure factor

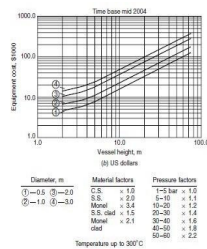


Figure 6.5.A. Vertical pressure vessels. Time base mid-2004.
Purchased cost = base cost from Figure \times Material factor \times Pressure factor

Gambar D.1 Grafik harga STHE

Gambar D.2 Grafik harga tangki

Perhitungan Harga Peralatan Proses :

Kurs Dollar Amerika \$ 1 = Rp 14.003,00 (kurs.web.id/bank/bi, 8 Januari 2020)

Jadi, Harga Peralatan proses pada tahun 2020 adalah sebesar Rp 108.718.831.702

Harga peralatan proses diatas merupakan harga peralatan FOB (*Free On Board*), maka perlu dihitung harga peralatan proses setelah ditambah dengan CIF (*Cost of Insurance and Freight*). CIF adalah biaya yang harus dibayarkan kepada vendor sebagai kompensasi untuk jasa vendor mengirim alat yang dibeli sampai tujuan, beserta biaya-biaya lain seperti :

1. Bea cukai barang impor

Bea cukai untuk alat mesin pabrik yang diimpor dan masuk ke Indonesia diatur dalam Keputusan Menteri Keuangan No. 135/KMK.05/2000 yang didukung oleh UU No. 5 Tahun 1984 tentang Perindustrian dan No. 10 Tahun 1995 tentang Kepabeanan yang menetapkan biaya bea masuk menjadi 5% dari harga alat.

2. Biaya Ekspedisi dan Packaging

Biaya ekspedisi menggunakan kapal laut sekitar 5-15% harga alat FOB (Kusnarjo)

3. Asuransi Barang

Asuransi barang dalam perjalanan berkisar antara 0,4 - 1% bergantung pada jenis dan ukuran alat yang dikirimkan (Kusnarjo)

2. Harga Bahan dan Penjualan Produk

a. Perhitungan biaya bahan baku

Kebutuhan bahan baku = 10.511 ton/tahun = 31.852 kg/hari

Tabel D.5 Biaya Bahan Baku FOB

Bahan Baku	Kebutuhan kg /hari	Harga (Rp/kg)	Total harga (Rp / tahun)
Minyak Terpentin	31.851,52	20.000	Rp 210.220.000.000
Larutan H ₂ SO ₄ 98%	14.869,44	4.200	Rp 20.609.043.840
Larutan NaOH 48%	17.722,56	7.000	Rp 40.939.113.600
Larutan Ethanol 96,5%	3.902,16	10.000	Rp 12.877.128.000
Total Biaya Bahan Baku FOB			Rp 284.645.285.440

(Sumber : www.alibaba.com)

Harga bahan baku diatas merupakan harga FOB (*Free On Board*) yang berarti belum memperhitungkan biaya *packaging* dan *delivery* ke *plant site*. Semua bahan baku diantar tiap 6 hari, kecuali ethanol yang 1 hari. Maka dibuatlah perhitungan biaya pengantaran dengan data biaya pengantaran ekspedisi ke Cilacap sebesar Rp 10.000/ 100 kg :

Tabel D.6 Biaya Packaging dan Pengantaran Bahan Baku

Bahan Baku	Kebutuhan kg / 6 hari	Biaya Antar (Rp/ 100 kg)	Total harga (Rp / tahun)
Minyak Terpentin	191.109,09	10.000	Rp 1.051.100.000
Larutan H ₂ SO ₄ 98%	89.216,64	10.000	Rp 490.691.520
Larutan NaOH 48%	106.335,36	10.000	Rp 584.844.480
Larutan Ethanol 96,5%	3.902,16	10.000	Rp 21.461.880
Total Biaya Pengantaran			Rp 2.148.097.880

Maka dapat total biaya bahan baku CIF / tahun adalah sebesar Rp 286.793.383.320

Tabel D.6. Harga Penjualan Produk

Produk	Kapasitas	Harga			
	kg/hari	(Rp./kg)			
Carene	2848,80	Rp	70.000,00	Rp	65.807.280.000
α -terpineol	17389,20	Rp	182.000,00	Rp	1.044.395.352.000
Total				Rp	1.110.202.632.000

(Sumber : Perhutani)

3. Gaji Karyawan

Biaya untuk keperluan gaji karyawan selama satu bulan, dapat diperkirakan :

Tabel D.7 Daftar Gaji Karyawan

No	Jabatan	Gaji/ bulan (Rp)	Jumlah	Total (Rp)
1	Dewan Komisaris	35.000.000	3	105.000.000
2	Direktur Utama	25.000.000	1	25.000.000
3	Direktur Produksi	15.000.000	1	15.000.000
4	Direktur Keuangan	15.000.000	1	15.000.000
5	Direktur Pemasaran	15.000.000	1	15.000.000
6	Direktur SDM	15.000.000	1	15.000.000
7	Sekretaris	5.000.000	5	25.000.000
8	Kepala Bagian			
	a. Kabag Produksi	10.000.000	1	10.000.000
	b. Kabag Quality Control	10.000.000	1	10.000.000
	c. Kabag Utilitas	10.000.000	1	10.000.000
	d. Kabag Penjualan	10.000.000	1	10.000.000
	e. Kabag Keuangan	10.000.000	1	10.000.000
	f. Kabag Kepegawaian	10.000.000	1	10.000.000
9	Supervisor			
	a. Utilitas	8.000.000	3	24.000.000
	b. Proses	8.000.000	6	48.000.000
	c. Quality Control	8.000.000	3	24.000.000
10	Operator			
	a. Maintenance	4.500.000	24	108.000.000
	b. Utilitas	4.500.000	24	108.000.000
	c. Proses	4.500.000	72	324.000.000
	d. Quality Control	4.500.000	24	108.000.000
11	Karyawan			
	a. Dokter	15.000.000	2	30.000.000
	b. Perawat	4.000.000	2	8.000.000
	c. Penjualan	2.000.000	4	8.000.000
	d. Pembukuan	2.000.000	4	8.000.000
	e. Pengelolaan Dana	2.000.000	4	8.000.000

	f. Kepegawaian	2.000.000	4	8.000.000
	g. Pendidikan dan Latihan	2.000.000	4	8.000.000
12	Keamanan	2.000.000	4	8.000.000
TOTAL			203	1105000000

Biaya untuk gaji karyawan selama satu bulan = Rp 1.105.000.000
 Biaya untuk gaji karyawan selama satu tahun = Rp 13.260.000.000

4. Analisa Ekonomi

Analisa 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 berikut ini :

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

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

1. Penaksiran modal (*Total Capital Investment, TCI*) yang meliputi :
 - a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment, FCI*)
 - b. Modal kerja (*Working Capital Investment, WCI*)
2. Penentuan biaya produksi (*Total Production Cost, TPC*) yang terdiri :
 - a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya Plant Overhead (*Plant overhead cost*)
3. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)
4. Biaya Total

Untuk mengetahui besarnya titik impas (*BEP*) perlu dilakukan penaksiran terhadap :

- a. Biaya tetap
- b. Biaya semi variabel
- c. Biaya variabel

A. Penentuan Modal Total (*Total Capital Investment, TCI*)

- 1). Modal Tetap (*Fix Capital Investment*)

Fix Capital Investment terdiri dari 2 jenis yaitu *Direct* dan *Indirect Cost*.

- a. Biaya Langsung (*Direct Cost, DC*)

Penentuan range persentase biaya modal terhadap FCI didasarkan dari Tabel 6-3 buku Kusnarjo sebagai berikut :

1.	Harga pengadaan peralatan	E	Rp	108.718.831.702
2.	Instrumentasi dan kontrol	50%	E Rp	54.359.415.851
3.	Perpipaan (terpasang)	80%	E Rp	86.975.065.362
4.	Listrik (terpasang)	40%	E Rp	43.487.532.681
	Biaya alat <i>Free On Board</i> (FOB)		Rp	293.540.845.595
5.	Biaya angkutan laut kapal	20% FOB	Rp	58.708.169.119
	Biaya pengantaran ke Indonesia		Rp	352.249.014.714

6. Biaya asuransi perjalanan	2%	P	Rp	7.044.980.294
7. Biaya bea cukai	5%	E	Rp	5.435.941.585
<i>Cost of Insurance and Frieght (CIF)</i>			Rp	364.729.936.594
8. Biaya antar barang ke <i>plant site</i>	30%	CIF	Rp	109.418.980.978
9. Tanah	20%	E	Rp	21.743.766.340
10. Pemasangan alat	60%	E	Rp	65.231.299.021
11. Bangunan pabrik	50%	E	Rp	54.359.415.851
12. <i>Service Facilities (installed)</i>	70%	E	Rp	76.103.182.191
13. <i>Yard Improvement</i>	15%	E	Rp	16.307.824.755
<i>Total Direct Cost (DC)</i>			Rp	707.894.405.731
b. Biaya Tidak Langsung (<i>Indirect Cost, IC</i>)				
9. <i>Engineering and Supervision</i>	40%	E	Rp	43.487.532.681
10. <i>Construction Expenses</i>	41%	E	Rp	44.574.720.998
11. <i>Legal Expenses</i>	10%	E	Rp	10.871.883.170
12. Kompensasi Kontraktor	30%	E	Rp	32.615.649.511
13. Biaya Tidak Terduga	70%	E	Rp	76.103.182.191
<i>Total Indirect Cost (IC)</i>			Rp	207.652.968.551

sehingga besar FCI dapat dihitung sebagai berikut :

$$\begin{aligned} \text{FCI} &= \text{DC} + \text{IC} \\ \text{FCI} &= \text{Rp } 707.894.405.731 + \text{Rp } 207.652.968.551 \\ \text{FCI} &= \text{Rp } 915.547.374.282 \end{aligned}$$

2). Modal Kerja (*Working Capital Investment, WCI*)

$$\text{WCI} = 20\% \text{ TCI} \quad (\text{Peter \& Timmerhaus})$$

$$\text{TCI} = \text{FCI} + \text{WCI}$$

$$\text{TCI} = \text{Rp } 915.547.374.282 + \text{WCI}$$

$$\text{TCI} = \text{Rp } 915.547.374.282 + 20\% \text{ TCI}$$

$$80\% \text{ TCI} = \text{Rp } 915.547.374.282$$

$$\text{TCI} = \text{Rp } 1.144.434.217.852$$

Jadi:

$$\text{Modal Tetap (FCI)} = \text{Rp } 915.547.374.282$$

$$\text{Modal Kerja (WCI)} = \text{Rp } 228.886.843.570$$

$$\text{Modal Total (TCI)} = \text{Rp } 1.144.434.217.852$$

Modal investasi terbagi atas :

1. Modal sendiri (*equity*) 40% TCI = Rp 457.773.687.141
2. Modal pinjaman bank (*loan*) 60% TCI = Rp 686.660.530.711

B. Penentuan Biaya Produk Total (*Total Production Cost, TPC*)

1). *Manufacturing Cost*

Penentuan MC didasarkan Figure 6-8 buku Peter & Timmerhaus sebagai berikut :

a. *Variable Production Cost*, VPC

1. Bahan Baku (6 bulan)		Rp	143.396.691.660
2. Tenaga Kerja (gaji 6 bulan)		S Rp	6.630.000.000
3. Biaya supervisi	10%	S Rp	663.000.000
4. Utilitas	10%	TPC	
5. <i>Maintenance</i> (M)	5%	FCI Rp	45.777.368.714
6. <i>Operating Supplies</i>	5%	M Rp	2.288.868.436
7. Laboratorium	5%	S Rp	331.500.000
8. Produk dan royalti	0,1%	TPC	
<i>Variable Production Cost</i> sebesar			Rp 199.087.428.810

b. *Fixed Cost*, FC

1. Depresiasi	10%	FCI Rp	91.554.737.428
2. Pajak Bangunan (PBB dan NJKP)	2%	FCI Rp	18.310.947.486
3. Asuransi	1%	FCI Rp	9.155.473.743
4. Biaya sewa	5%	FCI Rp	45.777.368.714
<i>Fixed Cost</i> sebesar			Rp 164.798.527.371

c. *Plant Overhead Cost*, POC
 Plant Overhead Cost (POC) 5% TPC

$$\text{Jadi besar Manufacturing Cost} = \text{VPC} + \text{FC} + \text{POC}$$

$$\text{MC} = \text{Rp } 363.885.956.180 + 15,1\% \text{ TPC}$$

2). *General Expenses*, GE

1. Biaya Administrasi	5%	S Rp	331.500.000
2. Biaya Distribusi dan Penjualan	2%	TPC	
3. Biaya R&D	2%	TPC	
GE = Rp			331.500.000,00 + 4% TPC

Maka *Total Production Cost* dapat ditentukan sebagai berikut :

$$\text{TPC} = \text{MC} + \text{GE}$$

$$\begin{aligned} \text{MC} &= \text{Rp } 363.885.956.180 + 15\% \text{ TPC} \\ \text{GE} &= \text{Rp } 331.500.000 + 4\% \text{ TPC} \\ \hline \text{TPC} &= \text{Rp } 364.217.456.180 + 19,10\% \text{ TPC} \\ 81\% \text{ TPC} &= \text{Rp } 364.217.456.180 \\ \text{TPC} &= \text{Rp } 450.206.991.570 \text{ (TPC untuk 6 bulan)} \end{aligned}$$

Sehingga:

$$\begin{aligned} \text{TPC} &= \text{Rp } 900.413.983.141 \text{ (TPC untuk 1 tahun)} \\ \text{MC} &= \text{Rp } 499.848.467.635 \\ \text{GE} &= \text{Rp } 36.348.059.326 \end{aligned}$$

5. Analisa Kelayakan Ekonomi

Analisa kelayakan ekonomi dilakukan dengan metode *Discounted Cash Flow* yaitu *cashflow* yang nilainya diproyeksikan pada masa sekarang. Adapun anggapan yang dipakai sebagai berikut :

1. Modal
 - Modal sendiri = 40%
 - Modal pinjaman = 60%
2. Bunga bank = 9,95% (Bank BRI, Oktober 2019)
3. Laju inflasi = 2,72% (Bank Indonesia, Desember 2019)
4. Masa konstruksi 2 tahun
Tahun pertama menggunakan 50% modal sendiri dan 50% modal pinjaman.
Tahun kedua menggunakan sisa modal sendiri dan pinjaman.
5. Pembayaran modal pinjaman selama masa konstruksi dilakukan secara diskrit dengan cara sebagai berikut :
 - Pada awal masa konstruksi (awal tahun ke-2) dilakukan sebesar 50% dari modal pinjaman untuk pembelian tanah dan berbagai hal uang muka
 - Pada akhir tahun kedua masa konstruksi (tahun ke-1) dibayarkan sisa modal pinjaman.
6. Pengembalian pinjaman dalam waktu 10 tahun, sebesar = 10%
7. Umur pabrik diperkirakan 10 tahun dengan depresiasi sebesar 10%
8. Kapasitas produksi
 - Tahun I = 60%
 - Tahun II = 80%
 - Tahun II = 100%
9. Pajak pendapatan
Lebih dari : Rp 500.000.000,00 = 30%
(Pajak Pendapatan : Pasal 17 ayat 2 UU PPh No. 17 Tahun 2000)

A. Perhitungan Biaya Total Produksi

$$\begin{aligned} \text{Biaya produksi tanpa depresiasi} &= \text{TPC} - \text{Depresiasi} \\ &= \text{Rp } 900.413.983.141 - \text{Rp } 91.554.737.428,16 \\ &= \text{Rp } 808.859.245.713 \end{aligned}$$

Tabel D.8. Biaya Operasi untuk Kapasitas 60%, 80%; dan 100%

No	Kapasitas	Biaya Operasi
1	60%	Rp 485.315.547.428
2	80%	Rp 647.087.396.570
3	100%	Rp 808.859.245.713

B. Investasi

Investasi total pabrik tergantung pada masa konstruksi. Investasi yang berasal dari modal akan habis pada tahun pertama konstruksi. Nilai modal sendiri akan habis pada tahun pertama konstruksi. Nilai modal sendiri tidak akan terpengaruh oleh inflasi dan bunga bank sehingga modal sendiri pada masa akhir konstruksi tetap. Untuk modal pinjaman dari bank total pinjaman pada akhir

Tabel D.9 Modal Pinjaman Selama Masa Konstruksi

Masa Konstruksi	%	Modal Pinjaman	Bunga	Jumlah (Rp.)
		Jumlah (Rp.)		
-2	50%	343330265356	0	343.330.265.356
-1	50%	343330265356	34.161.361.403	377.491.626.758
0			71721778265	71.721.778.265
Modal pinjaman akhir masa konstruksi				792.543.670.379

Tabel D.10 Modal Sendiri Selama Masa Konstruksi

Masa Konstruksi	%	Modal Sendiri	Inflasi	Jumlah (Rp.)
		Jumlah (Rp.)		
-2	50%	228.886.843.570	0	228.886.843.570
-1	50%	228.886.843.570	6.225.722.145	235.112.565.716
0			12.620.783.933	12.620.783.933
Modal sendiri pada akhir masa konstruksi				476.620.193.218

Total investasi pada akhir masa konstruksi :

$$\begin{aligned}
 &= \text{Modal sendiri} + \text{Modal pinjaman} \\
 &= \text{Rp } 476.620.193.218 + \text{Rp } 792.543.670.379 \\
 &= \text{Rp } 1.269.163.863.598
 \end{aligned}$$

Perhitungan Harga Penjualan

Dari Cashflow, maka untuk kapasitas 100% didapatkan harga penjualan :

$$\begin{aligned}
 \text{Produk } \alpha\text{-terpineol} &= \text{Rp } 1.044.395.352.000 \\
 \text{Produk Carene} &= \text{Rp } 65.807.280.000 \\
 \text{Penjualan Total} &= \text{Rp } 1.110.202.632.000
 \end{aligned}$$

C. Perhitungan *Internal Rate of Return* (IRR)

Internal rate of return berdasarkan *discounted cash flow* adalah suatu tingkat bunga tertentu dimana seluruh penerimaan akan tepat menutup seluruh jumlah pengeluaran modal. Cara yang dilakukan adalah dengan *trial* *i*, yaitu laju bunga sehingga memenuhi persamaan berikut :

$$\sum \frac{CF}{(1+i)^n} = \text{total modal akhir masa konstruksi}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Keterangan : } n &= \text{tahun} \\
 CF &= \text{Cashflow pada tahun ke-n}
 \end{aligned}$$

Tabel D.11 Trial Laju Bunga

Tahun ke-n	Actual Cashflow (Rp.)	<i>i</i> = Discount Factor
		<i>i</i> = 15,45%
0	-1.144.434.217.852	-1.144.434.217.852
1	98.829.976.827	85.603.576.160
2	146.538.117.572	109.940.330.286
3	194.246.258.316	126.229.919.574

4	199.766.324.980	112.443.702.713
5	205.286.391.644	100.086.668.560
6	210.806.458.309	89.023.199.552
7	216.326.524.973	79.128.380.208
8	221.846.591.637	70.287.561.580
9	227.366.658.301	62.395.850.610
10	232.886.724.965	55.357.552.275
Total		-253.937.476.334

Total Capital Investment (TCI) Rp 1.144.434.217.852

Dari perhitungan diatas, diperoleh nilai $i = 15,45\%$

Harga i yang diperoleh lebih besar dari harga i untuk pinjaman modal pada bank .

Hal ini menunjukkan bahwa pabrik layak untuk didirikan

dengan kondisi tingkat suku bunga

saat ini yaitu sebesar $= 9,95\%$ per tahun (Bank BRI , Oktober 2019)

D. Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time, POT*)

Untuk menghitung waktu pengembalian modal, maka dihitung akumulasi modal sebagai berikut :

Tabel D.12 Cummulative Cash Flow

Tahun	Actual Cashflow	Accumulative Cashflow
0	-Rp 1.144.434.217.852,02	-Rp 1.144.434.217.852,02
1	Rp 19.575.609.789,24	Rp (1.124.858.608.063)
2	Rp 67.283.750.533,66	Rp (1.057.574.857.529)
3	Rp 114.991.891.278,08	Rp (942.582.966.251)
4	Rp 120.511.957.942,27	Rp (822.071.008.309)
5	Rp 126.032.024.606,46	Rp (696.038.983.702)
6	Rp 131.552.091.270,66	Rp (564.486.892.432)
7	Rp 137.072.157.934,85	Rp (427.414.734.497)
8	Rp 142.592.224.599,04	Rp (284.822.509.898)
9	Rp 148.112.291.263,23	Rp (136.710.218.635)
10	Rp 153.632.357.927,43	Rp 16.922.139.293

Dari tabel diatas maka untuk investasi sebesar $=$ Rp 1.144.434.217.852

Dengan cara interpolasi antara tahun ke- $=$ 9 dan 10 ,diperoleh:

Waktu pengembalian modal $=$ 9 tahun 1 bulan

D.5.6 Analisa *Break Event Point (BEP)*

Analisa titik impas digunakan untuk mengetahui jumlah kapasitas dimana biaya produksi total sama dengan hasil penjualan.

Tabel D.13 Biaya FC, VC, SVC dan S

No	Keterangan	Jumlah
1	Biaya Tetap (FC)	Rp 164.798.527.370,69
2	Biaya Variabel (VC)	

	- Bahan Baku	Rp	284.645.285.440,00
	- Utilitas	Rp	90.041.398.314,09
	- Royalti	Rp	900.413.983,14 +
		Rp	375.587.097.737,23
3	Biaya Semi Variabel (SVC)		
	- Gaji Karyawan	Rp	13.260.000.000
	- Biaya Supervisi	Rp	663.000.000
	- Pemeliharaan dan Perbaikan	Rp	45.777.368.714
	- <i>Operating supplies</i>	Rp	2.288.868.436
	- Laboratorium	Rp	331.500.000
	- <i>General Expenses</i>	Rp	36.348.059.326
	- <i>Plant Overhead Cost</i>	Rp	45.020.699.157 +
		Rp	143.689.495.632,46
4	Total Penjualan (S)	Rp	1.110.202.632.000,00

Data Grafik BEP

Kapasitas	0%	100%
Biaya Tetap	Rp 164.798.527.370,69	Rp 164.798.527.370,69
Pengeluaran Total	Rp 207.905.376.060,43	Rp 684.075.120.740,38
Penjualan Total	Rp -	Rp 1.110.202.632.000,00

$$BEP = \frac{FC + (0,3 SVC)}{S - (0,7 SVC) - VC}$$

$$BEP = 32,79\%$$

$$BEP = 6,64 \text{ Ton Per Hari}$$

Grafik BEP (Break Even Point)

