



TUGAS DESAIN PABRIK KIMIA – TK 184803

**PRA DESAIN PABRIK DIETHYL CARBONATE DARI CO₂, ETHANOL
DAN PROPYLENE OXIDE**

Oleh :

**Mawaz Rindra Dihari
NRP. 02211640000076**

**Raden Haryo Ali Rakhmanto
NRP. 02211640000134**

Dosen Pembimbing :

**Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M.Eng
NIP. 1963 01 22 1987 01 1001**

**Prof. Dr. Ir. Kuswandi, DEA
NIP. 1958 06 12 1984 03 1003**

**DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI DAN REKAYASA SISTEM
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA
2021**

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



**TUGAS DESAIN PABRIK KIMIA
”PRA DESAIN PABRIK DIETIL KARBONAT DARI
CO₂, ETHANOL, DAN PROPYLENE OXIDE”**

Disusun Oleh :

Mawaz Rindra Dihari
NRP. 0221164000076

Raden Harvo Ali R.
NRP. 02211640000134

Pembimbing:

Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M.Eng
NIP :1963 01 22 1987 01 1001

Prof. Dr. Ir. Kuswandi, DEA
NIP : 1958 06 12 1984 03 1003

LABORATORIUM THERMODINAMIKA

SURABAYA

2021

LEMBAR PENGESAHAN

Laporan Tugas Desain Pabrik Kimia dengan judul:

"PRA DESAIN PABRIK DIETIL KARBONAT DARI CO₂, ETHANOL, DAN PROPYLENE OXIDE"

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

Oleh :

Mawaz Rindra Dihari

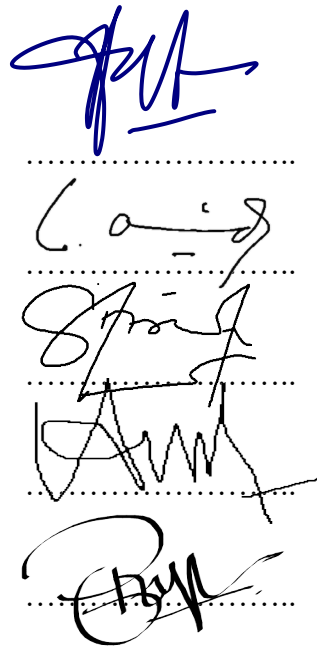
NRP 02211640000076

Raden Haryo Ali Rakhmanto

NRP 02211640000134

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Desain Pabrik Kimia :

1. Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M.Eng
(Pembimbing 1)
2. Prof.Dr.Ir. Kuswandi, DEA
(Pembimbing 2)
3. Dr. Siti Machmudah, S.T., M.Eng
(Penguji 1)
4. Dr. Lailatul Qadariah, S.T., M.T.
(Penguji 2)
5. Rizky Tetrisyanda, S.T., M.T.
(Penguji 3)



Surabaya, Februari 2021

ABSTRAK

Indonesia merupakan salah satu dari 5 negara di dunia yang memiliki jumlah penduduk terbanyak. Hal ini juga berpengaruh pada jumlah energi yang diperlukan. Salah satu sektor kebutuhan energi yang selalu mengalami peningkatan tiap tahunnya adalah Bahan Bakar Minyak (BBM). Bahan bakar minyak (BBM) termasuk sumber energi yang tidak terbarukan. Tidak dipungkiri lagi bahwa konsumsi bahan bakar fosil mempunyai dampak kepada lingkungan akibat senyawa-senyawa organik yang terkandung didalamnya. Salah satu akibat dari emisi gas buang tersebut adalah efek rumah kaca. Diethyl carbonate (DEC) merupakan salah satu senyawa *oxygenate* yang menjadi alternatif zat aditif pada bahan bakar. DEC sendiri merupakan komponen komersial penting yang juga biasa disebut dengan Ethyl Carbonate atau Carbonic Acid Diethyl Ester. DEC adalah liquid tidak berwarna pada keadaan normal, zat kimia yang stabil, dengan titik didih 126 – 128 °C, dan densitas sebesar 0.975 (g/cm³). Selain itu, DEC mempunyai kandungan oksigen yang lebih tinggi (40,6 wt%) dibandingkan dengan MTBE (18,2 wt%). Pada pra desain pabrik ini kami akan mendesain pabrik *Diethyl Carbonate* dari Etanol, CO₂ dan Propilen Oksida. Konfigurasi proses pembuatan DEC dari Etanol, CO₂, dan Propilen Oksida adalah sebagai berikut, Tahap persiapan bahan baku, Tahap sintesa, Tahap pemisahan, dan Tahap pemurnian produk. produk DEC yang kita target adalah memiliki kemurnian 99% berat dengan kapasitas sekitar 220.000 ton per tahun. Selain DEC, pabrik ini juga memiliki by-product yang mempunyai nilai jual yaitu senyawa PG (propilen Glikol) dengan kapasitas 188.000 ton per tahun, PC (Propilen Karbonat) dengan kapasitas 92.000 ton per tahun, dan PEE (*1-ethoxy 2-propanol*) dengan kapasitas 30.000 ton per tahun. Sumber dana investasi pabrik ini berasal dari modal sendiri sebesar 20% biaya investasi dan pinjaman jangka pendek sebesar 80% biaya investasi dengan bunga sebesar 5% per tahun. Dari analisa perhitungan ekonomi didapat hasil-hasil sebagai berikut, dimana nilai Investasi : Rp 2.747.398.089.644 IDR, *Internal Rate of Return* : 33,13 %, *Pay Out Time* : 2,67 Tahun, *Break Even Point* : 37,47 %, dan NPV : Rp 4.609.720.000,96 IDR. Dari hasil analisa tersebut dan beberapa parameter sensitifitas yaitu biaya investasi, harga bahan baku, harga jual produk, dan kapasitas pabrik, terlihat bahwa parameter-parameter tersebut tidak memberikan pengaruh yang cukup signifikan terhadap kenaikan atau penurunan nilai IRR pabrik. Sehingga pabrik DEC dari dari Etanol, CO₂, dan Propylene Oxide ini layak untuk didirikan.

Kata kunci : Diethyl Carbonate, Investasi, Sintesa, NPV, Propylene Oxide, Propilen Glikol, Propilen Karbonat, 1-ethoxy 2-propanol.

ABSTRACT

Indonesia is one of the 5 countries in the world that has the largest population. This also affects the amount of energy required. One of the sectors of energy demand that is always increasing every year is fuel oil (BBM). Fuel oil (BBM) is a non-renewable energy source. It is undeniable that the consumption of fossil fuels has an impact on the environment due to the organic compounds contained therein. One of the consequences of these exhaust emissions is the greenhouse effect. Diethyl carbonate (DEC) is an oxygenate compound which is an alternative to fuel additives. DEC itself is an important commercial component which is also commonly referred to as Ethyl Carbonate or Carbonic Acid Diethyl Ester. DEC is a colorless liquid under normal conditions, a chemically stable substance, with a boiling point of 126 - 128 oC, and a density of 0.975 (g / cm³). In addition, DEC has a higher oxygen content (40.6 wt%) compared to MTBE (18.2 wt%). In this pre-design plant we will design a Diethyl Carbonate plant from Ethanol, CO₂ and Propylene Oxide. The configuration of the DEC manufacturing process from Ethanol, CO₂, and Propylene Oxide is as follows, the raw material preparation stage, the synthesis stage, the separation stage, and the product purification stage. DEC products that we target are 99% by weight with a capacity of about 220,000 tons per year. Apart from DEC, this factory also has by-products that have a selling value, namely PG (propylene Glycol) with a capacity of 188,000 tons per year, PC (Propylene Carbonate) with a capacity of 92,000 tons per year, and PEE (1-ethoxy 2-propanol). with a capacity of 30,000 tons per year. The source of the investment fund for this factory comes from own capital at 20% investment costs and short-term loans at 80% investment costs with an interest of 5% per year. From the analysis of economic calculations, the following results are obtained, where the investment value: IDR 2,747,398,089,644 IDR, Internal Rate of Return: 33.13%, Pay Out Time: 2.67 years, Break Even Point: 37.47% , and NPV: IDR 4,609,720,000.96 IDR. From the results of this analysis and several sensitivity parameters, namely investment costs, raw material prices, product selling prices, and factory capacity, it can be seen that these parameters do not have a significant effect on the increase or decrease in the factory IRR value. So that the DEC plant from Ethanol, CO₂, and Propylene Oxide is feasible to build.

Keywords: Diethyl Carbonate, Investment, Synthesis, NPV, Propylene Oxide, Propylene Glycol, Propylene Carbonate, 1-ethoxy 2-propanol.

INTISARI

Indonesia merupakan salah satu dari 5 negara di dunia yang memiliki jumlah penduduk terbanyak. Hal ini juga berpengaruh pada jumlah energi yang diperlukan. Seiring bertambahnya jumlah penduduk di negara Indonesia maka, jumlah energi yang diperlukan pun mengalami peningkatan. Salah satu sektor kebutuhan energi yang selalu mengalami peningkatan tiap tahunnya adalah Bahan Bakar Minyak (BBM). Bahan bakar minyak (BBM) termasuk sumber energi yang tidak terbarukan. Di Indonesia, sumber energi yang satu ini merupakan salah satu entitas utama yang biasa digunakan untuk pemenuhan kebutuhan energi sehari – hari. Pada sektor transportasi, pertumbuhan jumlah kendaraan menjadi faktor utama peningkatan kebutuhan manusia akan bahan bakar minyak. Tidak dipungkiri lagi bahwa konsumsi bahan bakar fosil mempunyai dampak kepada lingkungan akibat senyawa-senyawa organik yang terkandung didalamnya. Salah satu akibat dari emisi gas buang tersebut adalah efek rumah kaca.

Dengan semakin banyaknya emisi yang ada di atmosfer bumi, diperlukan langkah untuk mengurangi emisi tersebut. Salah satu upaya untuk mengurangi emisi yang ada yaitu dengan cara penambahan zat aditif pada bahan bakar minyak. Penambahan zat aditif yang tepat dan pengaturan komposisi campuran aditif dan bahan bakar yang tepat dapat mengurangi laju peningkatan emisi atau zat – zat berbahaya di atmosfer. Terdapat beberapa senyawa yang sudah digunakan sebagai aditif, misalnya tetra ethyl lead (TEL) dan methyl-tertiary-butyl ether (MTBE). Namun setelah dipakai beberapa waktu, para peneliti menemukan kelemahan TEL yaitu dapat menimbulkan emisi bahan bakar yang membahayakan bagi kesehatan manusia, sedangkan MTBE memiliki kelarutan tinggi dalam air, sehingga dapat menimbulkan kerugian bagi manusia apabila terjadi kebocoran tangki SPBU maka bensin akan meresap ke dalam tanah, air tanah yang diminum manusia ini berbahaya karena telah tercemari oleh MTBE yang bersifat karsinogenik.

Diethyl carbonate (DEC) merupakan salah satu senyawa *oxygenate* yang menjadi alternatif zat aditif pada bahan bakar. DEC sendiri merupakan komponen komersial penting yang juga biasa disebut dengan Ethyl Carbonate atau Carbonic Acid Diethyl Ester. DEC adalah liquid tidak berwarna pada keadaan normal, zat kimia yang stabil, dengan titik didih 126 – 128 °C, dan densitas sebesar 0.975 (g/cm³). Selain itu, DEC mempunyai kandungan oksigen yang lebih tinggi (40,6 wt%) dibandingkan dengan MTBE (18,2 wt%). Berdasarkan penelitian, DEC sebanyak 5 wt % dapat mengurangi materi partikulat pada mesin diesel sebanyak 50%.

Sehingga penggunaan DEC mempunyai potensi tinggi dalam aspek ekonomi dan lingkungan. Lebih jauh lagi, DEC dapat diaplikasikan, sebagai solvent dari *polyamide*, *polyacrylonitrile* dan *diphenol resin* in the dalam industri serat sintesis, sebagai solvent dari *cellulose ether*, resin alami dan sintetis dalam industri percetakan tekstil dan pengecatan, sebagai *paint remover* dan dipakai secara luas sebagai elektrolit dalam baterai ion lithium.

Perkembangan produksi dari *Dethyl Carbonate* (DEC) merupakan hal yang baru dalam dunia industri, beberapa perusahaan memulai untuk memproduksi senyawa ini dengan berbagai metode dan terus berkembang hingga saat ini. Pada awal DEC mulai dikembangkan sebagai *fuel additive*. Setelah melewati beberapa dekade, produksi/manufaktur DEC semakin variatif dan semakin banyak penelitian yang berfokus pada sintesis DEC maupun penggunaan katalis yang terbaik dan membahas thermodinamika reaksi dan kinetika reaksi dari proses tersebut. Pada pra desain pabrik ini kami akan mendesain pabrik *Diethyl Carbonate* dari Etanol, CO₂ dan Propilen Oksida. Konfigurasi proses pembuatan DEC dari Etanol, CO₂, dan Propilen Oksida adalah sebagai berikut:

1. *Pre-treatment Unit*: Tahap persiapan bahan baku
2. *Synthesis Unit* : Tahap pembuatan DEC dengan reaksi bahan baku
3. *Separation Unit* : Tahap pemisahan produk dari non- produk
4. *Purification Unit* : Tahap pemurnian produk

Sedangkan produk DEC yang kita target adalah memiliki kemurnian 99% berat dengan kapasitas sekitar 220.000 ton per tahun. Selain DEC, pabrik ini juga memiliki by-product yang mempunyai nilai jual yaitu senyawa PG dengan kapasitas 188.000 ton per tahun, PC dengan kapasitas 92.000 ton per tahun, dan PEE dengan kapasitas 30.000 ton per tahun.

Sumber dana investasi pabrik ini berasal dari modal sendiri sebesar 20% biaya investasi dan pinjaman jangka pendek sebesar 80% biaya investasi dengan bunga sebesar 5% per tahun. Dari analisa perhitungan ekonomi didapat hasil-hasil sebagai berikut :

- Investasi : **Rp 2.747.398.089.644** **IDR**
- Internal Rate of Return : **33,13** **%**
- Pay Out Time : **2,67** **Tahun**
- Break Even Point : **37,47** **%**
- NPV : **Rp 4.609.720.000,96** **IDR**

Dari hasil analisa tersebut dan beberapa parameter sensitifitas yaitu biaya investasi, harga bahan baku, harga jual produk, dan kapasitas pabrik, terlihat bahwa parameter-parameter tersebut tidak memberikan pengaruh yang **cukup** signifikan terhadap kenaikan atau penurunan nilai IRR pabrik. Sehingga pabrik DEC dari dari Etanol, CO₂, dan Propylene Oxide ini layak untuk didirikan.

KATA PENGANTAR

Segala puji dan syukur atas kehadiran Tuhan Yang Maha Esa karena berkat Rahmat dan karunia-Nya yang telah memberi segala kemudahan dan kekuatan kepada penulis, sehingga penulis dapat menyelesaikan penyusunan Tugas Pra Desain Pabrik ini yang berjudul "Pabrik Dietil Karbonat dari CO₂, Etanol, dan Propilen Oksida" yang merupakan salah satu syarat kelulusan bagi mahasiswa Teknik Kimia FTIRS-ITS Surabaya.

Keberhasilan penulisan Tugas Pra Desain Pabrik ini tidak lepas dari dorongan dan bimbingan dari berbagai pihak. Untuk itu dalam kesempatan ini penulis mengucapkan terima kasih yang setulus-tulusnya kepada :

1. Tuhan Yang Maha Esa yang senantiasa memberikan kemudahan dan petunjuk dalam menghadapi berbagai kesulitan
2. Bapak Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M.Eng. selaku Dosen Pembimbing Tugas Pra Desain Pabrik sekaligus selaku Kepala Laboratorium Termodinamika.
3. Bapak Prof. Dr. Ir. Kuswandi, DEA selaku Dosen Pembimbing Tugas Pra Desain Pabrik.
4. Ibu Dr.Eng Widiyastuti ST., M.T., selaku Ketua Departemen Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri dan Rekayasa Sistem, Institut Teknologi Sepuluh Nopember.
5. Bapak dan Ibu Dosen pengajar serta seluruh karyawan Departemen Teknik Kimia.
6. Orang Tua dan keluarga kami yang telah banyak memberikan dukungan baik moral maupun spiritual.
7. Teman-teman seperjuangan di Laboratorium Termodinamika Teknik Kimia yang mengagumkan, terimakasih untuk segala support, bantuan dan kerjasamanya.
8. Semua pihak yang telah membantu penyelesaian Tugas Pra Desain Pabrik ini yang tidak dapat disebutkan satu persatu.

Semoga segala kebaikan dan keikhlasan yang telah diberikan mendapat balasan dari Tuhan YME. Penulis mengharapkan saran dan kritik yang bersifat membangun demi kesempurnaan dan untuk penelitian di masa yang akan datang.

Akhirnya, semoga tugas akhir ini dapat memberikan kontribusi yang bermanfaat bagi Penulis dan Pembaca khususnya.

Surabaya, Juni 2020

Penyusun

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL	
LEMBAR PENGESAHAN	ii
INTISARI	iv
KATA PENGANTAR	vi
DAFTAR ISI	vii
DAFTAR GAMBAR	ix
DAFTAR TABEL	x
BAB I LATAR BELAKANG	I-1
BAB II BASIS DESAIN DATA	
II.1 Kapasitas Produksi.....	II-1
II.2 Lokasi kondisi lingkungan pabrik didirikan)	II-3
II.3 Kualitas bahan baku dan produk	II-5
III.3.1 Bahan Baku.....	II-5
III.3.2 Target Produk.....	II-10
BAB III SELEKSI DAN URAIAN PROSES	
III.1 Seleksi Proses.....	III-1
III.1.1 Sintesa Produk DEC	III-1
III.1.2 Seleksi Proses Pemilihan Sintesis DEC	III-11
III.1.3 Seleksi Pemilihan Katalis	III-12
III.1.4 Seleksi Proses Pemurnian Produk	III-14
III.2 Uraian Proses	III-18
III.2.1 Unit Sintesis	III-19
III.2.2 Unit Separasi	III-19
III.2.3 Unit Pemurnian Produk	III-20
BAB IV NERACA MASSA DAN ENERGI	IV-1
IV.1 Neraca Massa	IV-1
IV.2 Neraca Energi	IV-11
BAB V DAFTAR DAN HARGA PERALATAN	V-1
BAB VI ANALISA EKONOMI	

VI.1	Pengelolaan Sumber Daya Manusia.....	VI-1
VI.1.1	Bentuk Badan Perusahaan.....	VI-1
VI.1.2	Sistem Organisasi Perusahaan	VI-1
VI.1.3	Perincian Jumlah Tenaga Kerja	VI-9
VI.2	Utilitas.....	VI-9
VI.2.1	Unit Pengolahan Air.....	VI-10
VI.2.2	Unit Penyediaan Steam.....	VI-10
VI.2.3	Unit Pembangkit Tenaga Listrik	VI-10
VI.2.4	Unit Pendingin.....	VI-11
VI.3	Analisa Ekonomi	VI-12
VI.3.1	Laju Pengembalian Modal.....	VI-12
VI.3.2	Waktu Pengembalian Modal	VI-13
VI.3.3	Titik Impas.....	VI-15
BAB VII	KESIMPULAN.....	VII-1
DAFTAR PUSTAKA.....		P-1
APPENDIKS A NERACA MASSA.....		A-1
APPENDIKS B NERACA ENERGI.....		B-1
APPENDIKS C SPESIFIKASI ALAT.....		C-1
APPENDIKS D ANALISA EKONOMI		D-1

DAFTAR GAMBAR

Gambar II.1	Peta <i>Refinery Unit</i> PT Pertamina sebagai Target Pasar Pabrik DEC.....	II-3
Gambar II.2	Peta Kota Probolinggo, Jawa Timur.....	II-4
Gambar III.1	Blok Diagram Pembuatan DEC.....	III-1
Gambar III.2	Sintesis DEC dari Etanol dan CO ₂ Superkritis dengan Bantuan K ₂ CO ₃	III-4
Gambar III.3	<i>Pathway</i> reaksi sintesis DEC dari etanol dan CO ₂ menggunakan <i>butylene carbonate</i> sebagai <i>dehydrating agent</i>	III-5
Gambar III.4	Reaksi Sintesis DEC dari CO ₂ , etanol, dan Propilen Oksida.....	III-7
Gambar III.3	<i>Pathway</i> reaksi sintesis DEC dari etanol dan CO ₂ menggunakan <i>Ethylene oxide</i> sebagai <i>dehydrating agent</i>	III-7
Gambar III.6	Reaksi Sintesis DEC dari CO ₂ , etanol, dan Propilen Oksida.....	III-13
Gambar III.7	Alternatif Proses Destilasi yang dipilih.....	III-16
Gambar III.7	Proses Flow Diagram <i>Overall</i> Proses Pembuatan DEC.....	III-19
Gambar VI.1	Struktur Organisasi.....	VI-2
Gambar VI.2	<i>Break Even Point</i> Pabrik DEC dari CO ₂ , Ethanol, dan Propilen Oksida....	VI-13

DAFTAR TABEL

Tabel I.1 Perbandingan Komponen Etanol, 2-Butanol, dan Tert-Butanol.....	I.2
Tabel I.2 Perbandingan Komponen MTBE dan DEC	I.3
Tabel II.1 Data Supply Demand BBM	II.1
Tabel II.2 Data Pertumbuhan Supply Demand BBM.....	II.2
Tabel II.3 Kondisi Lokasi Pabrik.....	II.4
Tabel II. 4 Spesifikasi feed gas CO ₂ dari PT. Jawa Power	II.5
Tabel II. 5 Komposisi gas CO ₂ dari PT. Jawa Power	II.5
Tabel II.6 Sifat – sifat fisika dan kimia dari CO ₂ (Perry, 1997).....	II.6
Tabel II.7 Produksi Etanol di Indonesia	II.7
Tabel II.8 Karakteristik Bahan Baku Etanol.....	II.7
Tabel II.9 Karakteristik Bahan Baku Propylene Oxide	II.8
Tabel II.10 Kapasitas Pabrik Propylene Oxide (ICIS Plants and Projects Database)	II.9
Tabel II.11 Properti dan Spesifikasi DEC	II.10
Tabel II.12 Properti dan Spesifikasi Propylene Carbonate	II.11
Tabel II.13 Properti dan Spesifikasi Propylene Glycol	II.12
Tabel II.14 Properti dan Spesifikasi Propylene Glycol	II.13
Tabel III.1 Kelebihan dan Kekurangan Proses Pembuatan DEC.....	III.9
Tabel III.2 Kelebihan dan Kekurangan Proses Pembuatan DEC melalui Direct Synthesis	III.10
Tabel III.3 Katalis pada Sintesis DEC.....	III.11
Tabel III.4 Karakteristik Poly 1-Ethyl-3-Vinylimidazolium Bromide (PVEImBr).....	III.13
Tabel III.5 Karakteristik Magnesium Oksida	III.13
Tabel III.6 Komposisi dan Titik Didih Komponen Hasil Sintesa DEC	III.14
Tabel III.7 Jumlah Alternatif Proses Distilasi Berdasarkan Jumlah Produk.....	III.16
Tabel III.8 Perbandingan Laju Uap Tiap Alternatif Distilasi	III.18
Tabel IV.1.1 Komposisi Flue Gas PT. Jawa Power Paiton.....	IV.2
Tabel IV.1.2 Neraca Masa Reaktor R-110.....	IV.2
Tabel IV.1.3 Neraca Masa Reaktor R-120.....	IV.3
Tabel IV.1.4 Neraca Masa Kolom Distilasi D-210	IV.4
Tabel IV.1.5 Neraca Masa Kolom Distilasi D-310	IV.5
Tabel IV.1.6 Neraca Masa Kolom Distilasi D-430	IV.6
Tabel IV.1.7 Neraca Masa Kolom Distilasi D-330	IV.7
Tabel IV.1.8 Neraca Masa Kolom Distilasi D-340	IV.8

Tabel IV.1.9 Neraca Masa Mixing Point M-311.....	IV.9
Tabel IV.1.10 Neraca Masa Mixing Point M-111.....	IV.10
Tabel IV.2.1 Neraca Energi CO2 Compressor G-111	IV.12
Tabel IV.2.2 Neraca Energi CO2 Cooler E-111 & E-112	IV.12
Tabel IV.2.3 Neraca Energi Pompa L-112.....	IV.13
Tabel IV.2.4 Neraca Energi Ethanol Mixer	IV.13
Tabel IV.2.5 Neraca Energi Ethanol Heater (E-115 & E-116.....	IV.14
Tabel IV.2.6 Neraca Energi Pompa L-111.....	IV.14
Tabel IV.2.7 Neraca Energi Ethanol Heater (E-115 & E-116)	IV.15
Tabel IV.2.8 Neraca Energi Reaktor (R-110).....	IV.15
Tabel IV.2.9 Neraca Energi Valve K-211.....	IV.16
Tabel IV.2.10 Neraca Energi Kolom Distilasi (D-210).....	IV.16
Tabel IV.2.11 Neraca Energi Kondensor D-210.....	IV.17
Tabel IV.2.12 Neraca Energi Reboiler D-210.....	IV.17
Tabel IV.2.13 Neraca Energi Pompa L-113.....	IV.18
Tabel IV.2.14 Neraca Energi Kolom Distilasi (D-310).....	IV.18
Tabel IV.2.15 Neraca Energi Kondensor D-310.....	IV.19
Tabel IV.2.16 Neraca Energi Reboiler D-310.....	IV.19
Tabel IV.2.17 Neraca Energi Kolom Distilasi (D-320).....	IV.20
Tabel IV.2.18 Neraca Energi Kondensor D-320.....	IV.20
Tabel IV.2.19 Neraca Energi Reboiler D-320.....	IV.21
Tabel IV.2.20 Neraca Energi Pompa L-317.....	IV.21
Tabel IV.2.21 Neraca Energi Kolom Distilasi (D-330).....	IV.22
Tabel IV.2.22 Neraca Energi Kondensor D-330.....	IV.22
Tabel IV.2.23 Neraca Energi Reboiler D-330.....	IV.23
Tabel IV.2.24 Neraca Energi Kolom Distilasi (D-310).....	IV.23
Tabel IV.2.25 Neraca Energi Kondensor D-340.....	IV.24
Tabel IV.2.26 Neraca Energi Reboiler D-340.....	IV.24
Tabel IV.2.27 Neraca Energi DEC Product Cooler E-314	IV.25
Tabel IV.2.28 Neraca Energi PEE Product Cooler E-315	IV.25
Tabel IV.2.29 Neraca Energi PG Product Cooler E-317	IV.26
Tabel IV.2.30 Neraca Energi PC Product Cooler E-318	IV.26
Tabel V.1 Daftar dan Harga Peralatan.....	V.1
Tabel V.2 Spesifikasi Alat Ethanol Storage (F-112)	V.2
Tabel V.3 Spesifikasi Alat Propilen Oxide Storage Tank (F-111)	V.3
Tabel V.4 Spesifikasi Alat Dietil Karbonat Storage Tank (F-321).....	V.3
Tabel V.5 Spesifikasi Alat PEE Storage Tank (F-322).....	V.4

Tabel V.6 Spesifikasi Alat Propilen Glikol Storage Tank (F-323).....	V.4
Tabel V.7 Spesifikasi Alat Propilen Karbonat Storage Tank (F-324)	V.5
Tabel V.8 Spesifikasi Alat Kompresor (G-111).....	V.5
Tabel V.9 Spesifikasi Alat Heat Exchanger (E-111)	V.6
Tabel V.10 Spesifikasi Alat Pompa (L-111).....	V.7
Tabel V.11 Spesifikasi Alat Heat Exchanger (E-113)	V.8
Tabel V.12 Spesifikasi Alat Pompa (L-112).....	V.9
Tabel V.13 Spesifikasi Alat Heat Exchanger (E-115)	V.10
Tabel V.14 Spesifikasi Alat Reaktor (R-110)	V.11
Tabel V.15 Spesifikasi Alat Kolom Distilasi (D-210).....	V.12
Tabel V.16 Spesifikasi Alat Kondenser (E-221)	V.13
Tabel V.17 Spesifikasi Alat Akumulator (F-211)	V.14
Tabel V.18 Spesifikasi Alat Pompa (L-211).....	V.14
Tabel V.19 Spesifikasi Alat Reboiler (E-221).....	V.15
Tabel V.20 Spesifikasi Alat Pompa (L-113).....	V.15
Tabel V.21 Spesifikasi Alat Pompa (L-212).....	V.16
Tabel V.22 Spesifikasi Alat Kolom Distilasi (D-410).....	V.17
Tabel V.23 Spesifikasi Alat Kondenser (E-311)	V.18
Tabel V.24 Spesifikasi Alat Akumulator (F-311)	V.19
Tabel V.25 Spesifikasi Alat Pompa (L-311).....	V.19
Tabel V.26 Spesifikasi Alat Reboiler (E-331).....	V.20
Tabel V.27 Spesifikasi Alat Pompa (L-312).....	V.20
Tabel V.28 Spesifikasi Alat Kolom Distilasi (D-320).....	V.21
Tabel V.29 Spesifikasi Alat Kondenser (E-312)	V.22
Tabel V.30 Spesifikasi Alat Akumulator (F-312)	V.23
Tabel V.31 Spesifikasi Alat Pompa (L-313).....	V.23
Tabel V.32 Spesifikasi Alat Reboiler (E-332).....	V.24
Tabel V.33 Spesifikasi Alat Pompa (L-314).....	V.24
Tabel V.34 Spesifikasi Alat Kolom Distilasi (D-330).....	V.25
Tabel V.35 Spesifikasi Alat Kondenser (E-313)	V.26
Tabel V.36 Spesifikasi Alat Kondenser (F-313)	V.27
Tabel V.37 Spesifikasi Alat Pompa (L-315).....	V.27
Tabel V.38 Spesifikasi Alat Pompa (L-317).....	V.28
Tabel V.39 Spesifikasi Alat Heat Exchanger (E-314)	V.29
Tabel V.40 Spesifikasi Alat Reboiler (E-333).....	V.30
Tabel V.41 Spesifikasi Alat Heat Exchanger (E-315)	V.31
Tabel V.42 Spesifikasi Alat Kolom Distilasi (D-340).....	V.32

Tabel V.43 Spesifikasi Alat Kondenser (E-316)	V.33
Tabel V.44 Spesifikasi Alat Akumulator (F-314)	V.34
Tabel V.45 Spesifikasi Alat Pompa (L-316)	V.34
Tabel V.46 Spesifikasi Alat Reboiler (E-334).....	V.35
Tabel V.47 Spesifikasi Alat Heat Exchanger (E-318)	V.36

BAB I

LATAR BELAKANG

Indonesia merupakan salah satu dari 5 negara di dunia yang memiliki jumlah penduduk terbanyak. Hal ini juga berpengaruh pada jumlah energi yang diperlukan. Seiring bertambahnya jumlah penduduk di negara Indonesia maka, jumlah energi yang diperlukan pun mengalami peningkatan. Salah satu sektor kebutuhan energi yang selalu mengalami peningkatan tiap tahunnya ada Bahan Bakar Minyak (BBM). Bahan bakar minyak (BBM) termasuk sumber energi yang tidak terbarukan. Di Indonesia, sumber energi yang satu ini merupakan salah satu entitas utama yang biasa digunakan untuk pemenuhan kebutuhan energi sehari – hari. Pada sektor transportasi, pertumbuhan jumlah kendaraan menjadi faktor utama peningkatan kebutuhan manusia akan bahan bakar minyak. Pada tahun 2015, konsumsi BBM non-subsidi sebesar 44,5 juta kiloliter (KL). Tercatat pada tahun 2016, konsumsi BBM non-subsidi sebesar 48,7 juta kiloliter (KL). Pada tahun selanjutnya, 2017, konsumsi BBM non-subsidi masih mengalami peningkatan yaitu sebesar 55,9 juta KL. Namun, pada tahun 2018 konsumsi BBM non subsidi turun tipis dibandingkan pada tahun 2017, untuk jenis RON 88 ke atas adalah sebanyak 55,2 juta kiloliter (KL). Tercatat bahwa konsumsi bahan bakar minyak (BBM) sepanjang tahun 2018 sebesar 75 juta kiloliter (BPH Migas, 2018).

Konsumsi bahan bakar mempengaruhi emisi gas buang yang dihasilkan dari hasil pembakaran pada bahan bakar tersebut. Salah satu akibat dari emisi gas buang tersebut adalah efek rumah kaca. Efek rumah kaca ini menimbulkan pemanasan global pada bumi yang mengakibatkan iklim yang tidak stabil sehingga pada akhirnya akan menyebabkan bencana alam di berbagai wilayah dunia. Kadar CO₂ telah mencapai 415 per juta bagian (ppm). Pada tahun 2017 lalu, tingkat CO₂ mencapai 410 ppm. Gas CO₂ di bumi semakin bertambah setiap tahunnya. Hal ini sangat menyumbang faktor terjadinya pemanasan global (Monroe, 2019)

Dengan semakin banyaknya emisi yang ada di atmosfer bumi, diperlukan langkah untuk mengurangi emisi tersebut. Salah satu upaya untuk mengurangi emisi yang ada yaitu dengan cara penambahan zat aditif pada bahan bakar minyak. Penambahan zat aditif yang tepat dan pengaturan komposisi campuran aditif dan bahan bakar yang tepat dapat mengurangi laju peningkatan emisi atau zat – zat berbahaya di atmosfer (Abidin & Hasibuan, 2019).

Zat aditif yang pernah digunakan yaitu Tetraethyl lead (TEL) dan Tetramethyl lead (TML). Kedua zat aditif ini digunakan untuk meningkatkan nilai oktan bahan bakar bensin.

Namun, karena kandungan logam Pb yang menimbulkan emisi berbahaya dan beracun. Dikarenakan dampak yang ditimbulkan oleh penggunaan zat aditif yang mengandung logam Pb maka telah diberlakukan peraturan penghapusan penambahan timbal pada bensin (Ardillah, 2016).

Dengan tidak diperbolehkannya penggunaan zat aditif yang mengandung timbal, maka aditif yang lazim digunakan merupakan senyawa *oxygenate*. Senyawa *oxygenate* merupakan suatu senyawa organik cair yang dapat meningkatkan kandungan oksigen apabila dicampurkan dengan bahan bakar. Penambahan senyawa *oxygenate* dapat meningkatkan nilai oktana dan mengurangi polusi akibat dari proses pembakaran bahan bakar karena dapat menyebabkan pembakaran lebih sempurna dengan hadirnya oxygen. Senyawa *oxygenate* yang banyak digunakan sebagai aditif ialah tertiary alkil ether, seperti methyl-tertiary-butyl ether (MTBE), dan juga senyawa alcohol seperti, metanol, isopropanol, dan etanol. Senyawa ini memiliki kekurangan yaitu memiliki kelarutan yang tinggi dalam air. Hal ini dapat membuat proses separasi akan sulit dan juga akan sulit ditangani apabila terjadi kebocoran. Selain itu senyawa alcohol, seperti etanol, juga dapat menyumbat aliran dari bahan bakar apabila tekanan uapnya tinggi. Hal ini dapat menyebabkan *vapor lock* yang dapat mengganggu pengoperasian pompa bahan bakar sehingga menyebabkan hilangnya tekanan umpan ke karburator. Etanol memiliki *heating value* lebih rendah dibandingkan dengan bensin (Semar & Yuliarita, 2011).

Tabel I.1 Perbandingan Komponen Etanol, 2-Butanol, dan Tert-Butanol

Karakteristik	Etanol	2-Butanol	Tert-Butanol
<i>Heating Value</i> ,MJ/l	21,1 – 21,7	26,0 – 27	26,9 – 27
RON	111	108	90,9
<i>Reid Vapor Pressure</i>	31	0,354	0,787

(Wibawa, et al., 2018)

Berdasarkan tabel I.1 di atas, komponen 2-butanol dan tert-butanol memiliki *vapor pressure* yang lebih rendah dan *heating value* lebih tinggi dibandingkan dengan etanol, sehingga 2-butanol dan tert-butanol lebih mirip bensin daripada etanol (Moxey, et al., 2016). Namun, nilai RON dari kedua jenis butanol lebih rendah dibandingkan dengan etanol sehingga diperlukan aditif yang tepat untuk meningkatkan nilai RON kedua jenis butanol tersebut.

Aditif yang selanjutnya ialah Diethyl carbonate (DEC). DEC adalah senyawa *oxygenate* yang bersifat *non-toxic*. DEC memiliki kandungan oksigen yang tinggi yaitu 40,6 wt% dengan kandungan oksigen. Pada suatu penelitian menunjukkan bahwa penggunaan DEC sebanyak 5 wt % akan mengurangi emisi partikulat sebanyak 50% . Senyawa DEC juga ramah

lingkungan dimana DEC dapat terdegradasi menjadi ethanol dan CO₂ apabila terbuang ke tanah. DEC juga lebih baik dari senyawa oxygenate lain seperti dimethyl carbonate (DMC) dan ethanol yaitu memiliki koefisien distribusi yang lebih baik (Wibawa, et al., 2018).

Pemanfaatan DEC pada bidang komersil sangatlah menguntungkan. DEC dapat dimanfaatkan sebagai bahan aditif untuk gasoline. Keunggulan DEC ialah ia memiliki kadar oksigen yang tinggi dimana mencapai 40.6 % berat. Sebagai pembandingan, *methyl tert-butyl ether* (MTBE) memiliki kadar oksigen yaitu 18.2% berat. DEC juga lebih mudah untuk diaplikasikan sebagai adiktif karena DEC bersifat larut pada bahan bakar, sehingga tidak membutuhkan pemisahan fasa. Selain itu koefisien distribusi dari *gasoline*/air lebih disukai untuk DEC daripada DMC maupun etanol sendiri. Menurut penelitian, penambahan 5% DEC sebagai aditif dalam bahan bakar diesel dapat menurunkan emisi partikulat sebesar 50%. Selain sebagai aditif untuk *gasoline* DEC juga dapat digunakan sebagai bahan baku pembentukan senyawa polikarbonat, *solvent* yang baik dalam industri farmasi, industri percetakan tekstil dan pengecatan (*cellulose ether*, resin alami dan sintesis) industri serat sintesis (untuk senyawa *polyamide*, *polyacrylonitrile* dan *diphenol resin*), elektrolit dalam baterai, dan penghilang cat (*paint remover*).

Dibandingkan dengan Methyl tertier-buthyl ether (MTBE), DEC lebih baik digunakan sebagai senyawa penambah oksigen pada gasoline. DEC merupakan salah satu senyawa yang paling berpotensi digunakan sebagai substitusi MTBE. Penggunaan MTBE juga dilarang penggunaannya karena dapat mencemari air tanah dan pada konsentrasi tinggi bersifat karsinogenik (ESDM, 2013).

Tabel I.2 Perbandingan Komponen MTBE dan DEC

Parameter	Komponen	
	MTBE	DEC
Oksigen (Brian, 2001)	18,2%	40,6%
Gasoline / Water Distribution Coefficient (Pacheco dan Marshall, 1996)	18	~20
RON dengan 10% (Pacheco dan Marshall, 1996) dan (Halim dan Ali, 2004)	117	111
MON dengan 10% (Pacheco dan Marshall, 1996) dan (Halim dan Ali, 2004)	101	96
Lower Heating Value (Pacheco dan Marshall, 1996)	74,3 Mbtu/gal	93,4 Mbtu/gal

Dari Tabel I.2 di atas, dapat dilihat bahwa DEC memiliki oksigen yang lebih tinggi sehingga dapat dilihat bahwa proses pembakaran dari DEC akan lebih sempurna daripada MTBE, demikian pula emisi CO dan senyawa hidrokarbon akan menurun secara signifikan (Pacheco, Michael A. Dan Christopher L. Marshall, 1996). Dari segi koefisien distribusi gasoline/ water, dapat dilihat bahwa ketika DEC ditambahkan ke bahan bakar maka akan mudah tercampur sehingga tidak akan membentuk dua fasa (Brian, et al., 2002). Dilihat dari segi *heating value*, RON dan juga MON terlihat bahwa MTBE merupakan senyawa aditif yang lebih baik jika dibandingkan dengan DEC, tetapi hal yang harus dikonsiderasi pada MTBE, yaitu *toxicity* dan juga dampaknya pada lingkungan. Selain itu, diketahui bahwa penambahan DEC pada bahan bakar diesel sebesar 10% dapat mengurangi jumlah partikulat hingga sebanyak 50% (Dunn, Brian C., et al, 2001). Kelebihan DEC yang penting juga adalah DEC akan sangat lambat terdekomposisi menjadi CO₂ dan ethanol, tanpa menjadi polutan ketika dibuang ke lingkungan (Brian, et al., 2002).

Dengan memperhatikan kebutuhan dan produksi bahan bakar minyak yang selalu meningkat serta demi menjaga lingkungan dari pengaruh gas kaca CO₂, maka pada pra-desain pabrik ini akan berfokus pada pemanfaatan CO₂ sebagai bahan baku pembuatan Dietil Karbonat (DEC). Dalam Perpres No. 61/2011 tentang Rencana Aksi Nasional Penurunan Emisi Gas Rumah Kaca (RAN-GRK). Perpres ini merupakan pedoman perencanaan, pelaksanaan, monitoring, dan evaluasi penurunan emisi GRK secara nasional. Sehingga pemanfaatan *flue gas* hasil pengolahan batubara PLTU Paiton (PT. JAWA POWER) untuk diambil komponen CO₂ untuk dijadikan bahan baku pembuatan DEC adalah langkah yang tepat sesuai dalam Perpres yang telah disebutkan.

BAB II BASIS DESAIN DATA

II. 1 Kapasitas Produksi

Menurut Peters & Timmerhaus, 1991, Kapasitas produksi dapat dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

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

Keterangan:

F = data impor/produksi/konsumsi saat pabrik didirikan (tahun)

P = data impor/produksi/konsumsi sekarang (tahun)

i = pertumbuhan rata-rata

n = selisih tahun

Penentuan kapasitas pabrik DEC ini berdasarkan potensi Bahan Bakar Minyak (BBM) di Indonesia yaitu ditinjau konsumsi, produksi, ekspor, serta impor BBM (Tabel II.1). Hal ini dikarenakan target pasar dari pabrik DEC ini untuk meningkatkan nilai oktan dari BBM. Menurut penelitian yang ada, campuran bahan bakar yang optimum yaitu pertamax dengan penambahan DEC sebagai zat *oxygenate* sebanyak 10%vol (Anugraha, 2019). Analisa potensi pasar ditinjau dari data *supply-demand* BBM RON 88, RON 90, RON 92, dan RON 95 di Indonesia dari tahun 2012 hingga tahun 2017 yang disediakan oleh Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral (ESDM) .

Tabel II.1 Data *Supply Demand* BBM

Tahun	Konsumsi (kiloliter)	Produksi (kiloliter)	Ekspor (kiloliter)	Impor (kiloliter)
2012	29.275.870	11.391.125	0,00	18.181.000
2013	30.510.895	11.432.444	0,00	18.668.000
2014	30.924.810	11.985.200	0,00	19.512.000
2015	31.527.695	12.944.343	0,00	18.226.000
2016	32.632.023	15.009.148	0,00	15.690.000
2017	33.547.949	14.686.966	0,00	17.672.000

(Sumber : Kementerian ESDM, 2018)

Tabel II.2 Data Pertumbuhan Supply Demand BBM

Tahun	Konsumsi (%)	Produksi (%)	Ekspor (%)	Impor (%)
2012-2013	0,042	0,004	0,00	0,027
2013-2014	0,014	0,048	0,00	0,045
2014-2015	0,019	0,080	0,00	-0,066
2015-2016	0,035	0,160	0,00	-0,139
2016-2017	0,028	-0,021	0,00	0,126
Rata - rata	0,024	0,067	0,00	-0,008

Dari data pada Tabel II.1 dan II.2, serta digunakan rumus untuk menghitung kapasitas produksi :

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

Didapat untuk nilai kapasitas produksi pada tahun 2023 pada sektor produksi sebesar 21.672.978,79 kiloliter/tahun, pada sektor konsumsi sebesar 38.678.151,84 kiloliter/tahun, pada sektor ekspor 0 kiloliter/tahun dan sektor impor sebesar 17.482.594 kiloliter/tahun.

Kemudian dilanjutkan untuk menghitung kapasitas produksi nasional DEC dengan basis penggunaan 10%vol yang dibutuhkan sebagai zat *oxygenate* pada BBM adalah :

$$\text{Kebutuhan tahun 2023} = 10\% \times ((F \text{ ekspor} + F \text{ konsumsi}) - (F \text{ produksi} + F \text{ impor}))$$

$$\text{Kebutuhan tahun 2023} = 10\% \times (21.672.978,79) \text{ kiloliter/tahun}$$

$$\text{Kapasitas pabrik tahun 2023} = 2.167.297,87 \text{ kiloliter/tahun}$$

$$\text{Kapasitas pabrik tahun 2023} = 433.459,574 \text{ ton/tahun}$$

Kapasitas pabrik DEC yang akan dibangun di Kepulauan Jawa akan memenuhi 50% dari kapasitas produksi nasional dengan mempertimbangkan aspek pasar yang ada yaitu PT. Pertamina RU VI Cilacap, dan RU V Balikpapan, RU IV Balongan dengan kapasitas kilang pertamina masing – masing sebesar 348 MBSD, 260 MBSD, dan 125 MBSD. Sehingga kapasitas produksi pabrik DEC di Probolinggo adalah :

$$\text{Kapasitas Produksi} = 50\% \times 433.459,574 \text{ ton/tahun}$$

$$= 216.729,787 \text{ ton/tahun}$$

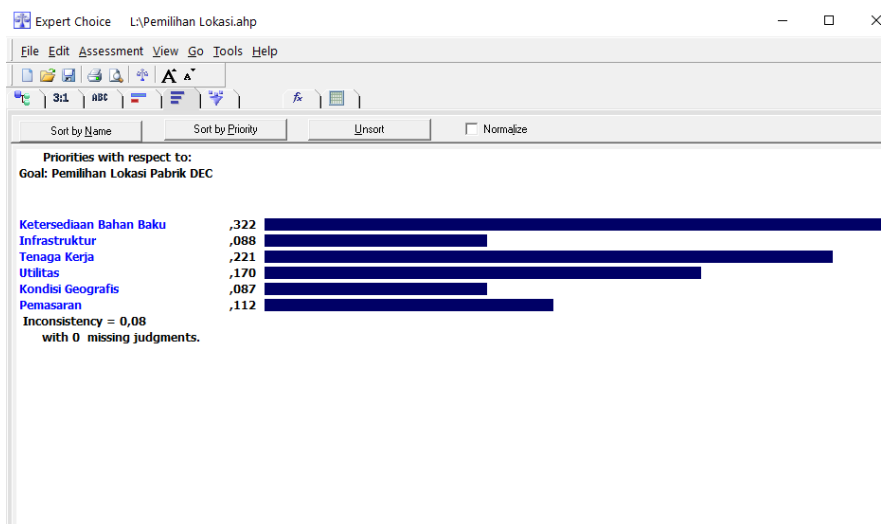
Sehingga kapasitas pabrik yang dirancang adalah 220.000 ton/tahun produk DEC.

II.2 Lokasi

Pabri DEC ini akan didirikan disalah satu tempat diantara kota Cilacap dan kota Probolinggo. Penentuan lokasi ini ditentukan dengan bantuan *software Expert Choice*. *Expert Choice* adalah aplikasi *Analytical Hierarchy Process* (AHP) dengan metode *multi-criteria decision making method* (MCDM) yang dapat membantu untuk menimbang pilihan ketika terdapat beberapa kriteria yang saling konflik dan subjektif. (Alessio, 2009).



(a)

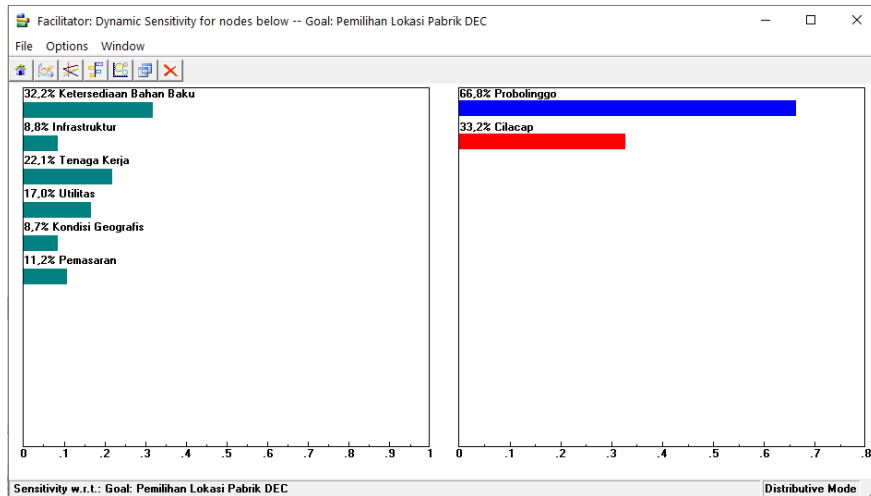


(b)

Gambar II.1(a) Hierarki Pemilihan Lokasi Pabrik DEC **(b)** Bobot dari Pertimbangan Utama

Dari Gambar II.1, ditetapkan hierarki pemilihan proses yaitu infrastruktur, tenaga kerja, utilitas, pemasaran, ketersediaan bahan baku, dan kondisi geografis sebagai pertimbangan

utama dengan ketersediaan bahan baku sebagai bobot paling besar, dan kedua lokasi, Cilacap dan Probolinggo dipertimbangkan dari ketersediaan bahan baku dan Tenaga kerjanya.



Gambar II.2 Hasil *Expert Choice*

Dari Gambar II.2, dapat dilihat bahwa, lokasi pada kota Probolinggo memiliki keunggulan di Ketersediaan bahan baku dan Tenaga kerja dibandingkan Lokasi pada kota Cilacap, pada kota Cilacap memiliki segmen pasar yang jauh lebih baik dari kota Probolinggo tetapi memiliki ketersediaan bahan baku yang rendah. Sehingga, secara overall, kota Probolinggo unggul dibandingkan kota Cilacap.

Dari kekurangan dan kelebihan diatas, maka dipilih kota Probolinggo sebagai lokasi Pabrik DEC dalam pra-desain pabrik ini. Pabrik DEC ini akan didirikan di Kota Probolinggo, Jawa Timur. Pemilihan lokasi ini didasarkan pada faktor-faktor berikut, yaitu:

1. Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku CO₂ didapatkan dari *flue gas* PLTU Paiton (PT. JAWA POWER) Probolinggo, Jawa Timur. Sedangkan bahan baku etanol didapat dari industri etanol PT. *Celanese* yang terletak di Kota Bontang. Dan untuk Bahan baku Propilen Oksida didapatkan dari impor (Shell, Singapura). Sebagai salah satu faktor terpenting, maka dipilih lokasi pabrik yang berdekatan dengan sumber bahan baku untuk mengurangi biaya transportasi serta penyimpanan dari bahan baku.

2. Pasar

Dengan kapasitas produksi yang besar, produk akan dipasarkan untuk kebutuhan domestik. Pada pasar domestik, produk DEC akan dijual ke Refinery Unit IV Cilacap Pertamina, RU V Balikpapan dan PT Pertamina RU VI Balongan sebagai *oxygen booster*. Dengan jarak yang tidak terpaut jauh, maka diharapkan dapat memenuhi target pasar domestik.

Propilen Glikol yang merupakan produk samping ini akan dipasarkan ke pabrik obat – obatan atau kosmetik.



Gambar II.3 Peta *Refinary Unit* PT Pertamina sebagai Target Pasar Pabrik DEC
(PT Pertamina, 2019)

3. Sarana Transportasi

Lokasi ini berdekatan dengan pelabuhan PT. Jawa Power dengan memanfaatkan fasilitas *jetty* milik PT. Jawa Power untuk pendistribusian produk ke luar pulau atau penerimaan bahan baku dari luar negeri. Dengan demikian pendistribusian bahan baku dan produk dapat digunakan baik melalui jalur darat maupun jalur laut atau melalui jalur perpipaan.

4. Persediaan Utilitas

Utilitas merupakan kebutuhan utama selain bahan baku. Kebutuhan terhadap air dan listrik menjadi salah satu acuan untuk memilih lokasi pabrik. Pada lokasi ini, air dapat didapatkan di kaki Gunung Lurus.



Gambar II.4 Peta Kota Probolinggo, Jawa Timur

(A) Lokasi Pabrik DEC ; (B) PLTU Paiton Probolinggo ; (C) Jetty PT. Jawa Power ; (D) Laut Jawa

5. Kondisi Pabrik

Tabel II.4 Kondisi Lokasi Pabrik

Jenis	Data
Curah Hujan Rata-rata alam Satu Tahun	842,75 mm (90 hari/ tahun)
Kelembapan	60% - 95%
Temperature	25 – 33°C
Musim Kemarau	Juni – Agustus
Ketinggian Tanah	3 – 959 m di atas permukaan laut
Kecepatan Angin	8 – 11 knots
Tekanan	1,007 – 1,009 mb

II.3 Bahan Baku dan Produk

II.3.1 Bahan Baku

1. Karbon Dioksida (CO₂)

Karbon dioksida merupakan senyawa kimia tidak berwarna yang tersusun dari dua atom oksigen (O) dan sebuah atom karbon (C). Karbon dioksida berfase gas pada tekanan dan temperatur standar (suhu 0⁰C dan tekanan 1 atm). Ketika berbentuk padat, karbon dioksida disebut sebagai *dry ice*. Fase padat dari karbon dioksida terjadi ketika kondisi temperatur mencapai di bawah -78⁰C (Tabel II.7).

Karbon dioksida (CO₂) sering dijumpai sebagai aksesoris minoritas pada komponen hidrokarbon penyusun gas alam. Akumulasi gas alam di mana karbon dioksida sebagai penyusun utama umumnya dijumpai pada aktivitas gunung berapi, contohnya Sicily, Jepang, New Zealand, dan rantai Cordillera di Amerika Utara, dari Alaska ke Meksiko (Selley, 2015).

Pada pra-desain pabrik ini, karbon dioksida digunakan sebagai bahan baku pembuatan DEC. Karbon dioksida dapat diperoleh dari *flue gas* PT Jawa Power dengan spesifikasi pada Tabel II.5 dan II.6.

Tabel II. 5 Spesifikasi *feed* gas CO₂ dari PT. Jawa Power

No	Spesifikasi	Nilai
1	Suhu (°C)	36 - 38
2	Tekanan (kg/cm ² g)	1,03
3	Flowrate (ton/hari)	15.041,81

(Sumber: PT Jawa power, 2008)

Tabel II. 6 Komposisi gas CO₂ dari PT. Jawa Power

No	Komponen	Fraksi mol (%)
1	Nitrogen	0,0018
2	Metana	0,0002
3	CO ₂	99,8

(Sumber: PT PJB Sustainability, 2018)

Tabel II.7 Sifat – sifat fisika dan kimia dari CO₂ (Perry, 1997)

No.	Sifat – Sifat	Keterangan	
1	Titik didih (<i>Boiling Point</i>)	Subl -78,5 ⁰ C	
2	Titik leleh (<i>Melting Point</i>)	-56.6 ⁰ C	
3	Densitas (wujud gas)	1,873 kg/m ³	
4	Temperatur kritis	38 ⁰ C	Sifat
5	Tekanan kritis	0,6 kg/cm ² .G	Fisika
6	Kelarutan dalam air	1,45 g/L	
7	Keasaman (pKa)	6,35 & 10,33	
8	Viskositas	0,07 cp pada -78 ⁰ C	
9	Berat molekul	44, 01 gr/mol	
10	Momen dipol	Nol	Sifat
11	Bentuk molekul	Linear	Kimia
12	Kereaktifan	Tidak reaktif / <i>inflammable</i>	

2. Etanol (C₂H₅OH)

Menurut IUPAC, etanol merupakan nama sistematis untuk molekul dengan dua atom karbon (awalan “eth-“), memiliki ikatan tunggal diantaranya (akhiran “-ane”), dan memiliki gugus fungsional OH (akhiran “-ol”). Senyawa ini biasanya berupa cairan yang mudah menguap, mudah terbakar, tidak berwarna, dan merupakan alkohol yang paling sering digunakan dalam kehidupan sehari – hari. Senyawa ini merupakan obat psikoaktif dan dapat ditemukan pada minuman beralkohol serta termometer modern. Etanol merupakan golongan alkohol dengan rantai tunggal yang memiliki rumus kimia C₂H₅OH dan rumus empiris C₂H₆O. Etanol juga lazim disingkat menjadi EtOH, dengan "Et" merupakan singkatan dari gugus etil (C₂H₅).

Etanol banyak digunakan sebagai pelarut berbagai bahan – bahan kimia yang ditunjukkan untuk konsumsi dan kegunaan manusia. Contohnya pada parfum, perasa, pewarna makanan, dan obat – obatan. Selain itu, etanol dapat dimanfaatkan sebagai pelarut dalam sintesa senyawa kimia sekaligus sebagai stok umpan untuk sintesis senyawa kimia lainnya. Etanol juga dapat digunakan sebagai bahan bakar.

Pada pra-desain pabrik ini, etanol digunakan sebagai bahan baku pembuatan DEC. Etanol dapat diperoleh dari Celanese, Bontang dengan menggunakan Industrial Grade Etanol yang memiliki 98 %.

Tabel II.8 Produksi Etanol di Indonesia

Tahun	Produsen	Lokasi	Total Produksi (kiloLiter/tahun)	Prediksi (kiloLiter/tahun)
2009	PT. Molindo Raya	Malang	80.000	-
2008	PT. Molindo Raya – PTPN X	Kediri	40.000	-
2013	PT. Calanese	Bontang	-	1.300.000
2018	PT. Molindo Raya	Lampung	-	50.000
2019	PT. Indo Acidatama	Surakarta	48.650	-
TOTAL PRODUKSI KL/ TAHUN			168.650	1.350.000

(BPPT, 2019)

Tabel II.9 Karakteristik Bahan Baku Etanol

Karakteristik	Keterangan
Bentuk	Cairan tidak berwarna
Rumus molekul	C_2H_5OH
Berat molekul	46,069 g/gmol
Titik leleh	$-112^{\circ}C$ (1 atm)
Titik didih	$78,4^{\circ}C$ (1 atm)
Densitas	0,7851 g/ml

(Demirbas, 2003)

3. Propylene Oxide (C_4H_6O)

Propylene oxide adalah cairan sintesis, volatile, dan *high-flammable*. Memiliki karakter fisik tidak berwarna dan larut dalam air serta sebagai solven organik. *Propylene oxide* banyak digunakan untuk produksi *polyester* (komponen utama *polyurethane foams*) dan *propylene glycol*. Selain itu juga digunakan untuk fumigasi pada peralatan makanan dan peralatan kesehatan. Pada industri manufaktur *dipropylene glycol* dan *glycol ethers* digunakan sebagai herbisida, *solvents*, *surfactants*, dan *oil demulsifer*. Potensi bahaya *propylene oxide* yaitu; apabila terpapar pada manusia dan hewan akan menyebabkan iritasi pada mata dan saluran pernafasan. Dapat menyebabkan iritasi kulit dan pembekuan pada manusia. Terpapar uap *propylene oxide* dalam konsentrasi yang tinggi, dapat menyebabkan sakit kepala, kelemahan motoric dan koma.

Tabel II.10 Karakteristik Bahan Baku *Propylene Oxide*

Properti	Keterangan
Rumus molekul	C ₄ H ₆ O
Nama lain	<i>Methyloxirane;</i> <i>2-Methyloxirane;</i> <i>1,2-Epoxypropane</i>
Bentuk	<i>Liquid</i>
Warna	<i>Tidak Berwarna</i>
Bau	<i>Bau seperti ether</i>
<i>Molecular weight</i>	58,08 g/mol
Densitas	0,83 g/cm ³ pada 21°C
Titik Didih	35 °C
Titik Leleh	-122 °C
Autoignitio Temp.	400 °C
Tekanan uap	0,13 mmHg pada 20 °C
Kelarutan dalam air	45/100 ml pada 20 °C

Berikut ini merupakan kapasitas pabrik *Propylene oxide* yang sudah beroperasi di dunia:

Tabel II.11 Kapasitas Pabrik *Propylene Oxide* (ICIS Plants and Projects Database)

Company	Location	Capacity (Ton/Year)
Asahi Glass	Kashima, Japan	110,000
BASF	Ludwigshafen, Germany**	125,000
CNOOC/Shell Petrochemicals	Huizhou, China	250,000
Dow Chemical	Aratu, Brazil	250,000
	Freeport, Texas, US	725,000
	Stade, Germany	590,000
	Plaquemine, Louisiana, US	330,000
Ellba	Moerdijk, Netherlands	250,000
Ellba Eastern	Seraya, Singapore	250,000
Huntsman	Port Neches, Texas, US	240,000
INEOS Olefins	Cologne, Germany	210,000
Jin Hua Chemical	Huludao, China	130,000
Lyondell Bayer	Maasvlakte, Netherlands	285,000
Lyondell Chemical	Bayport, Texas, US	600,000
	Botlek, Netherlands	245,000
	Channelview, Texas, US	550,000
	Fos, France	220,000
Nihon Oxirane	Sodegaura, Japan	180,000
Repsol YPF	Puertollano, Spain	70,000
	Tarragona, Spain	200,000
Seraya Chemicals	Seraya, Singapore	160,000
Shanghai Gaoqiao Petrochemical	Pudong, China	80,000
Shell Chemicals	Moerdijk, Netherlands	210,000
SKC Chemicals	Ulsan, South Korea	170,000
Sumitomo Chemical	Ichihara, Japan	200,000
Tianjin Dagu Chemicals	Tianjin, China	100,000
Tokuyama	Tokuyama, Japan	80,000
Total		6,810,000

Rencana pabrik akan impor bahan baku (*Propylene Oxide*) dari seraya, Singapore (ditunjukkan Tabel II.3.7) dimana dalam tabel dapat dilihat bahwa di Singapore terdapat pabrik yang memproduksi *propylene oxide* dalam jumlah besar dan letaknya tidak terpaut jauh dari Indonesia sehingga tidak terlalu memakan biaya transportasi.

II.3.2 Target Produk

1. Diethyl Carbonat (DEC)

Spesifikasi produk yang akan dihasilkan pabrik Dietil Karbonat (DEC) dari CO₂ dan etanol ini disesuaikan dengan standar spesifikasi produk DEC yang dibutuhkan oleh industri yaitu dengan tingkat kemurnian di atas 99% berat. Berikut ini merupakan *property* dan sifat dari DEC yang ditargetkan.

Tabel II.12 Properti dan Spesifikasi DEC

Karakteristik	Keterangan
Kemurnian (%)	>99,5
Kandungan air (ppm)	<200
Cl ₂ (ppm)	0
Berat Molekul (g/mol)	118,13
Titik Didih (°C)	126 – 128
Titik Lebur (°C)	-43
<i>Flash Point</i> (°C)	25
Massa Jenis (g/cm ³)	0,975
<i>Toxicology</i>	<i>Mildly toxic</i>

2. Propylene Carbonate (C₄H₆O₃)

Propylene carbonate merupakan komponen organik dengan rumus kimia C₄H₆O₃. *Propylene carbonate* merupakan senyawa *cyclic carbonate* turunan dari *propylene glycol*. Memiliki karakter fisik berbentuk liquid yang tidak berbau dan tidak berwarna. *Propylene carbonate* digunakan sebagai solvent polar yang memiliki *molecular dipole moment* (4,9 D), lebih tinggi dibanding *acetone* dan *ethyl acetate*. Memiliki konstanta *dielectric*, sehingga sering digunakan sebagai komponen elektrolit dalam baterai lithium. *Prpylene carbonate* dapat dikonversi menjadi *carbonate ester* lainnya melalui reaksi transesterifikasi. Senyawa ini stabil pada temperature dan pressure normal, dan memiliki sifat *hygroscopic*. Dapat terdekomposisi menjadi CO₂ dan larut dalam ethanol, ether, acetone dan benzene.

Potensi bahaya *propylene carbonate* yaitu; dapat menyebabkan iritasi pada kulit, dan mata apabila terpapar dalam waktu yang lama. Memiliki bahaya yang rendah terhadap

kesehatan, sehingga hanya memerlukan masker pernafasan dalam *handling product*, karena memiliki tekanan uap yang rendah.

Tabel II.13 Properti dan Spesifikasi *Propylene Carbonate*

Properti	Keterangan
Rumus molekul	$C_4H_6O_3$
Nama lain	<i>Dipropylene carbonate</i> ; <i>1,2-Propanediyl carbonate</i> ; <i>4-Methyldioxalone-2</i> ; <i>Propylene glycol cyclic carboante</i>
Bentuk	<i>Liquid</i>
Warna	Tidak Berwarna
Bau	Tidak berbau
<i>Molecular weight</i>	102,09 g/mol
Densitas	1,206 g/cm ³ pada 21°C
Titik Didih	240 °C
Titik Leleh	- 55 °C
Autoignitio Temp.	455 °C
Tekanan uap	0,13 mmHg pada 20 °C
Kelarutan dalam air	Larut dalam air

3. Propylene Glycol (C₃H₈O)

Propylene glycol merupakan produk kimia yang berawal dari senyawa propane, produk dari penghilangan minyak mentah dan gas alam. Selain itu dapat juga dihasilkan secara alami dari proses fermentasi. Senyawa propane tersebut dikonversi menjadi *propylene oxide*, yang merupakan senyawa volatile untuk proses pembuatan plastik *polyurethane*. Melalui proses hirolisa, *propylene oxide* dikonversi menjadi *propylene glycol*. *Propylene glycol* adalah komponen organic yang tidak berbau dan tidak berwarna, serta mampu menyerap moisture air.

Propylene glycol adalah suatu senyawa yang memiliki rumus kimia C₃H₈O, senyawa ini mempunyai nama komersial *Propylene glycol industrial* (PGI) dan nama IUPAC *1,2-Propanediol*. Kegunaan *propylene glycol* dalam dunia industri cukup luas antara lain: sebagai bahan pengawet maupun pelarut dalam indutri makanan, sebagai obat – obatan, dalam industry kosmetik sebagai pelembab, dan juga berguna dalam industry farmasi untuk formula obat.

Potensi bahaya dari *propylene glycol* yaitu; apabila kontak dengan mata, dapat menyebabkan iritasi. Apabila terkena kulit tidak menyebabkan iritasi, kecuali terpapar dalam waktu yang cukup lama akan menyebabkan masalah.

Tabel II.14 Properti dan Spesifikasi *Propylene Glycol*

Properti	Keterangan
Rumus molekul	$C_3H_8O_2$
Nama lain	<i>1,2-Propylene glycol</i> ; <i>1,2-Propanediol</i> ; <i>2-Hydroxypropanol</i> ; <i>Methylethylene glycol</i> ; <i>1,2-Dihydroxypropane</i>
Bentuk	Liquid kental
Warna	Tidak Berwarna
Bau	Tidak berbau
<i>Molecular weight</i>	76,09 g/mol
Densitas	1,030 g/cm ³ pada 21°C
Titik Didih	187 °C
Titik Leleh	- 60 °C
Autoignitio Temp.	400 °C
Tekanan uap	0,13 mbar pada 20 °C
Kelarutan dalam air	Larut dalam air

4. 1-Ethoxy-2-Propanol (C₅H₁₂O₂)

Senyawa *ethoxy propanol* digunakan sebagai solvent resin secara luas seperti *epoxies*, *acrylic*, *alkyds*, *polyesters*, *nitrocellulose*, and *polyurethanes*. Selain itu digunakan pada *industry coating* dan percetakan serta menjadi intermediet pada produksi *agro-chemical* dan *deicing*. Senyawa *ethoxy propanol* tidak cocok dengan asam kuat.

Tabel II.15 Properti dan Spesifikasi *Propylene Glycol*

Properti	Keterangan
Rumus molekul	$C_5H_{12}O_2$
Nama lain	<i>Propylene glycol monoethyl ether</i> <i>2-Hydroxpropylethylether</i> <i>1,2-propylene glycol 1-monoethylether</i> <i>2-propanol, 1-ethoxy</i>
Bentuk	<i>Liquid</i>
Warna	Tidak Berwarna
Bau	Berbau ringan
<i>Molecular weight</i>	104,15 g/mol
Densitas	0,896 g/cm ³ pada 21°C
Titik Didih	132 °C
Titik Leleh	- 90 °C
Autoignitio Temp.	225 °C
Tekanan uap	5,13 mbar pada 20 °C
Kelarutan dalam air	Larut dalam air

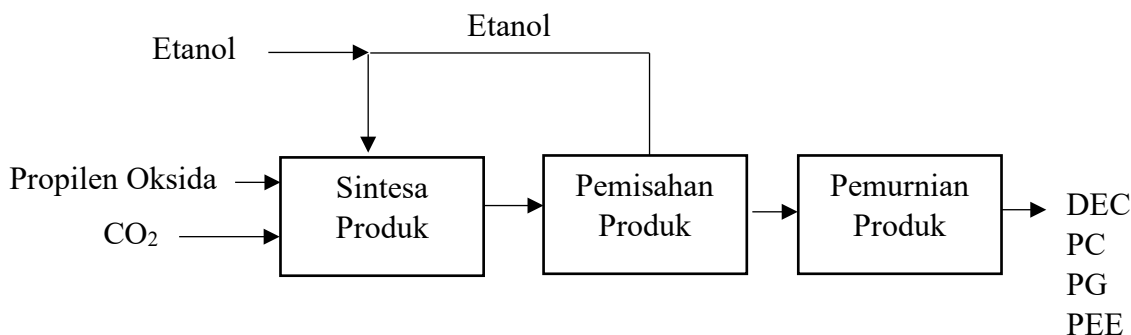
BAB III

SELEKSI DAN URAIAN PROSES

Sintesis Dietil Karbonat pada prinsipnya adalah suatu proses pembuatan senyawa Dietil Karbonat (DEC) melalui reaksi dari dua atau lebih senyawa melalui kondisi – kondisi tertentu dari proses tersebut. Pemisahan gas karbon dioksida (CO₂) merupakan bagian penting dalam pengolahan gas alam yang dihasilkan. Ada beberapa proses dan metode pemisahan karbon dioksida. Proses – proses tersebut memiliki kelebihan dan kekurangan tersendiri. Dalam perancangan pabrik kali ini, berbagai proses telah diseleksi.

III.1 Seleksi Proses

Seleksi proses pembuatan Dietil Karbonat (DEC) mengacu pada blok diagram berikut:



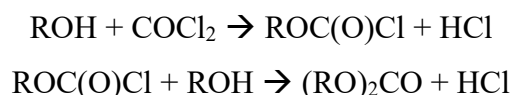
Gambar III.1 Blok Diagram Pembuatan DEC

III.1.1 Sintesa Produk DEC

Sintesa produk DEC dapat diklasifikasikan dari berbagai proses yaitu : *Phosgenation Route*, *Oxidative Carbonylation Route*, *Urea Route*, dan *Direct Synthesis*. Secara umum dapat dijelaskan sebagai berikut:

1. Phosgenation of Ethanol (1941)

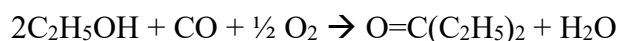
Phosgene atau COCl₂ (Carbon Dichloride Oxide) merupakan senyawa yang dapat digunakan untuk memproduksi karbonat organik. Metode ini merupakan metode produksi DEC yang paling tua, yaitu pada tahun 1941 oleh perusahaan bernama Muskat. Secara umum, reaksi pembentukan dialkil karbonat dari phosgene adalah sebagai berikut:



COCl_2 bereaksi dengan gugus alkohol untuk membentuk chloroformates yang nantinya akan bereaksi dengan molekul alkohol lainnya untuk membentuk karbonat. Proses dari reaksi ini terjadi pada *anhydrous solvents* seperti toluene, dichloromethane, atau benzene dengan pyridine berlebih, yang berlaku sebagai *hydrochloric acid trap* dalam tujuan untuk mengubah kesetimbangan reaksi menuju ke produk dialkil karbonat. Alasan utama metode ini tidak digunakan kembali adalah ditemukannya bahwa phosgene adalah senyawa yang sangat beracun untuk kesehatan manusia dan lingkungan. Menghirup phosgene dapat menyebabkan kerusakan pernafasan.

2. Oxidative Carbonylation of Ethanol (1970)

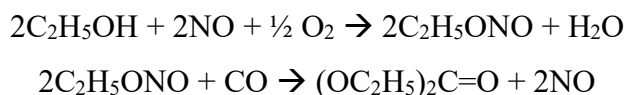
Pada tahun 1970, EnyChem (Italy) mengembangkan teknologi pembuatan DEC melalui karbonilasi oksidatif dari etanol. Di era ini, etanol merupakan senyawa yang dipertimbangkan sebagai senyawa yang mempunyai potensi strategis dalam hal energi karena dapat menghasilkan senyawa yang lebih berharga. Bersama dengan karbon monoksida (CO), etanol adalah reagen untuk sintesis DEC melalui karbonilasi oksidatif, dengan reaksi sebagai berikut:



Kerugian dari metode ini adalah tingkat korosif katalis CuCl dan CuCl₂ yang tinggi pada reaktor logam maupun logam campuran.

3. Carbonylation of Ethyl Nitrite (1980)

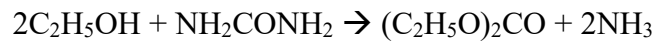
Metode lain yang menjanjikan dalam memproduksi DEC adalah melalui karbonilasi dari etil nitrit dengan jalan mengkonversi etanol menjadi etil nitrit terlebih dahulu, dan kemudian mengubahnya menjadi DEC dengan mereaksikannya dengan CO dilaporkan pada tahun 1980 oleh perusahaan UBE (Japan). Dengan reaksi sebagai berikut :



4. Catalytic Ethanolysis of Urea & Ethyl Carbamate (2007)

Sintesa urea adalah sebuah proses industri tradisional untuk utilitas CO₂ yang mulai diteliti sejak tahun 2007. Sebagai CO₂ *carrier*, urea merupakan komponen murah dan tersedia luas, maka dari itu, proses etanolisis dari urea diprediksi menjadi proses pembuatan karbonat organik yang menjanjikan. Kelebihan dari proses ini adalah, bahan baku yang melimpah ruah,

biaya bahan baku yang rendah, tidak ada formasi azeotrop antara alkohol dengan air semudah proses pemisahan dan pemurnian. DEC dipersiapkan melalui mereaksikan etanol dengan urea dengan adanya katalis. Dalam proses tersebut, urea berperan sebagai agen karbonilasi. Dengan reaksi sebagai berikut:

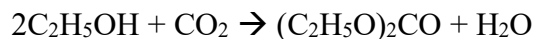


Sedangkan produk samping dari reaksi tersebut yaitu amoniak dapat diolah kembali menjadi urea dengan reaksi:



5. Direct Reaction of Carbon Dioxide & Ethanol (2008)

Perkembangan dari metode reaksi yang inovatif menggunakan *carbon dioxide* sebagai bahan baku telah dipertimbangkan menjadi tantangan tersendiri bagi dunia pendidikan maupun industri. Diantara semua metode sintesis DEC yang ada, metode sintesis langsung dimulai dari etanol dan CO₂. Reaksi ini merupakan reaksi yang paling ramah lingkungan, dengan hasil samping berupa air, dan bahan baku merupakan gas efek rumah kaca. Reaksinya adalah sebagai berikut :



Metode ini telah mendapat banyak perhatian dikarenakan banyak keuntungan, seperti mendaur ulang karbon, *high atom economy*, proses bebas *phosgene*, dan berkemungkinan menggantikan reaksi multistep dengan sintesis secara langsung. Meskipun utilisasi dari CO₂ tidak berdampak secara langsung dalam mitigasi efek gas rumah kaca, namun nantinya proses ini diharapkan dapat menyeimbangkan *Global Carbon Dioxide Cycle*.

Setelah yang telah dibahas dalam metode – metode sebelumnya, katalis merupakan hal yang sangat penting dalam reaksi, begitu juga dengan proses ini. Pemilihan katalis sangat berpengaruh dalam termodinamika reaksi dan kinetika reaksi yang merupakan parameter kunci dari *chemical fixation* dari CO₂ dalam mencapai proses yang diharapkan. Setelah melewati beberapa dekade, produksi DEC semakin variatif dan semakin banyak penelitian yang berfokus pada sintesis DEC maupun penggunaan katalis yang terbaik dan membahas termodinamika reaksi dan kinetika reaksi dari proses tersebut. Dalam proses ini, reaksinya adalah reaksi *reversible* yang menyebabkan kesetimbangan reaksi dapat berubah ke produk

dan reaktan sesuai dengan kondisi operasi dan komposisi. Produk samping dari reaksi ini adalah air atau H₂O yang menyebabkan jika terdapat air berlebih dalam reaksi tersebut maka kesetimbangan reaksi akan bergeser ke arah reaktan sehingga yield dari DEC akan semakin kecil. Maka dari itu, dibutuhkan *dehydrating agent* yang berfungsi sebagai pengikat air dalam reaksi tersebut dan mengurangi kandungan air serta menggeserkan kesetimbangan reaksi ke arah produk.

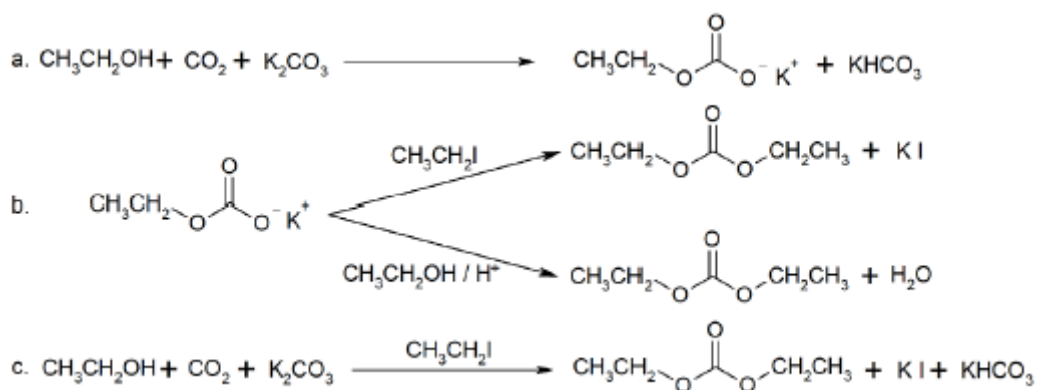
Ada beberapa penelitian proses yang dilakukan dalam proses produksi DEC melalui *direct synthesis*, secara umum dijelaskan sebagai berikut:

a. *Direct synthesis of DEC catalyzed by ZrO₂/Molecular Sieves*

Sintesis DEC dari etanol dan CO₂ telah banyak dipelajari. Dalam proses *direct synthesis* ini, ZrO₂ digunakan sebagai katalis dimana 3A *molecular sieve* ditambahkan sebagai *co-catalys* yang efektif meningkatkan yield DEC sekitar 2,5 fold. Rasio massa optimum antara ZrO₂ dan 3A *molecular sieve* adalah 5:2. Faktor utama yang mempengaruhi kegiatan katalitik yaitu jenis kristal dan sifat asam dasar ZrO₂ dan ukuran pori 3A *molecular sieve*. 3A *molecular sieve* dengan ukuran pori 0,3 nm lebih cocok untuk menyerap H₂O dalam etanol sehingga menguntungkan untuk kesetimbangan reaksi. Disisi lain spesifik area dari katalis akan meningkat dengan penambahan 3A *molecular sieve* sehingga yield DEC yang diproduksi pada suhu 150⁰C dan 7 mpa akan menghasilkan 0,384 mmol dalam 2 jam dengan selektivitas 85,1%.

b. *Synthesis of DEC from ethanol and supercritical CO₂ in the presence of potassium carbonate*

Penyerapan karbon dioksida dipelajari dengan mensintesis dietil karbonat (DEC) dari etanol dan CO₂ dalam kondisi superkritis dengan adanya pottasium karbonat sebagai basis. Reaksi penyerapan ini terjadi dalam dua langkah yang dipelajari secara terpisah dan pada reaksi *one-pot* . Pada metode superkritis ini, dapat diinvestigasi dua reaksi penyerapan karbon dioksida sebagai berikut:



Gambar III.2 Sintesis DEC dari Etanol dan CO₂ Superkritis dengan Bantuan K₂CO₃

A. Reaksi pertama dapat diuraikan menjadi dua tahap :

1. Persiapan dua garam potassium : potassium ethylcarbonate (PEC) sebagai *hybrid carbonate* dan potassium bicarbonate (KHCO_3), sesuai dengan reaksi *pathway ionic* (Gambar III.3 a).

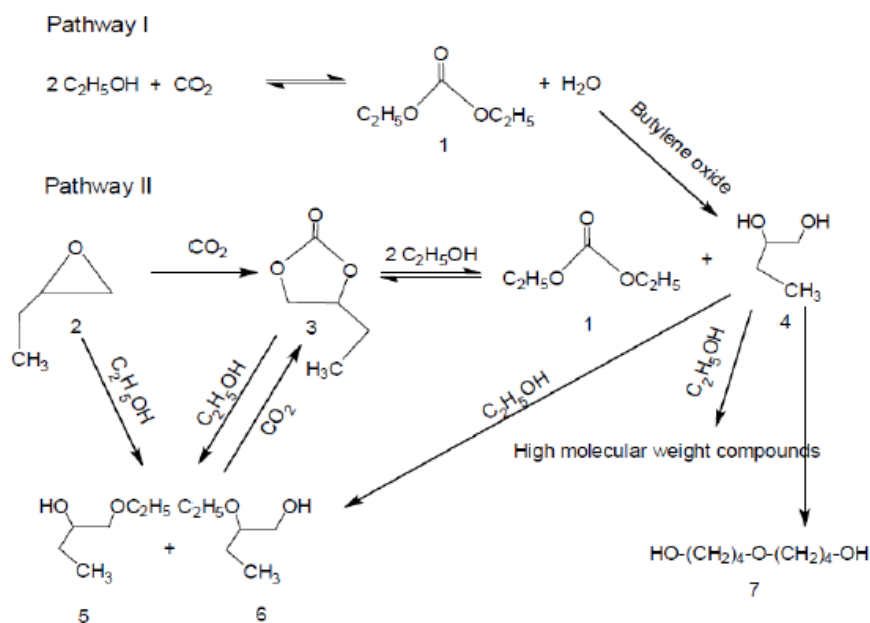
2. Alkilasi PEC dengan adanya ethyl iodide (EtI) atau *acidified ethanol* (EtOH/H^+) untuk memperoleh DEC (Gambar III.3 b). EtI dan EtOH/H^+ adalah *co-reagents* pada O-alkilasi PEC sehingga menghasilkan sebuah gugus alkil elektrofilik.

B. Reaksi kedua melibatkan pencampuran langsung antara etanol, CO_2 superkritis, dan ethyl iodida pada proses *one-pot* (Gambar III.3 c). Dengan ethyl iodida sebagai *co-reactant*, reaksi *one-pot* memberikan *yield* tertinggi (46%) daripada reaksi dua langkah.

Penggunaan *phase transfer catalyst* (PTC) dapat meningkatkan produksi DEC (yield 51%) tanpa menaikkan jumlah dietil eter (DEE) sebagai produk samping (yield 2 %).

c. *One Pot Synthesis from CO_2 , ethanol, and butylene oxide over CeO_2*

Proses ini dilakukan dengan mereaksikan CO_2 dengan etanol dan butylene oxide pada suhu 180°C dan tekanan uap 9 mpa. Butylene oxide digunakan sebagai *dehydrating agent* yang berfungsi sebagai pengikat air dalam reaksi tersebut dan mengurangi kandungan air serta menggeserkan kesetimbangan reaksi ke arah produk. Berikut ini merupakan tahap reaksi DEC secara *direct synthesis* :



Keterangan : notasi 1. DEC ; 2. Butylene oxide ; 3. Butylene carbonate; 4. 1,2-Butanediol; 5. 1-ethoxy-2-butanol; 6. N2-ethoxy-1-butanol; 7. Dibutylene glycol

Gambar III.3 *Pathway* reaksi sintesis DEC dari etanol dan CO_2 menggunakan *butylene carbonate* sebagai *dehydrating agent*

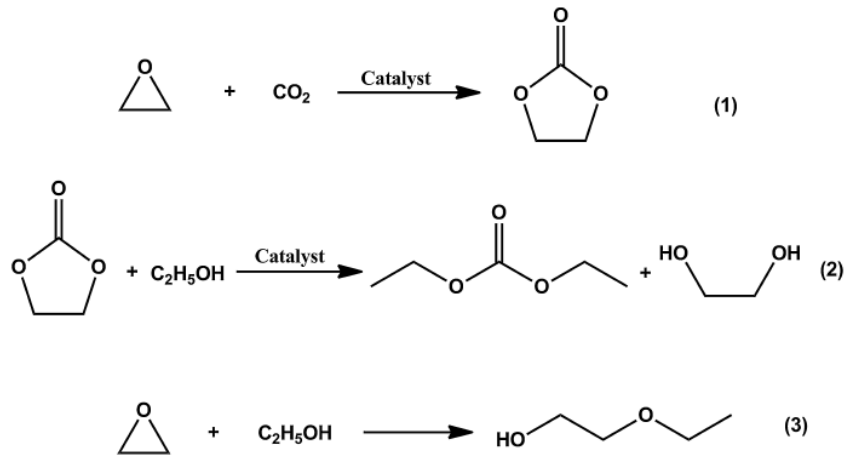
Etanol akan bereaksi secara langsung dengan gas CO₂ menghasilkan DEC dan air. Kemudian air yang terbentuk akan bereaksi dengan butylene oxide membentuk 1,2-butanediol. Pada tahap pertama, butylene oxide bereaksi dengan CO₂ menghasilkan senyawa *intermediate* berupa butylene carbonate yang kemudian mengalami transesterifikasi dengan etanol untuk menghasilkan DEC disertai dengan 1,2 butanediol (Pada proses sintesis DMC, rute reaksi seperti ini juga dikenal sebagai proses *indirect route*. Hasil penelitian sintesis DMC melalui proses ini diketahui memiliki konversi sebesar 75%). Kemudian 1,2 butanediol yang terbentuk dari etanol yang bereaksi dengan butylene oxide. Namun, reaksi pembentukan etoxy diketahui bahwa tidak akan terjadi jika terdapat katalis.

Di dalam proses sintesis DEC, pemilihan katalis mempunyai peran yang sangat penting dalam meningkatkan yield dan konversi. Cerium oxide (CeO₂) merupakan katalis yang paling efektif di dalam sintesis DEC ini. Keefektifan CeO₂ ini dikarenakan adanya sifat unik seperti karakteristik asam basa di permukaan dan sifat redoks yang membuat zat ini berperan sebagai katalis yang kuat. Konversi etanol yang diperoleh sebesar 15,6% dan konversi butylene oxide adalah 99,8%. Diantara semua metode *direct synthesis* metode ini paling menguntungkan dan menghasilkan yield yang cukup tinggi hingga 9 fold (Leino, et al., 2017).

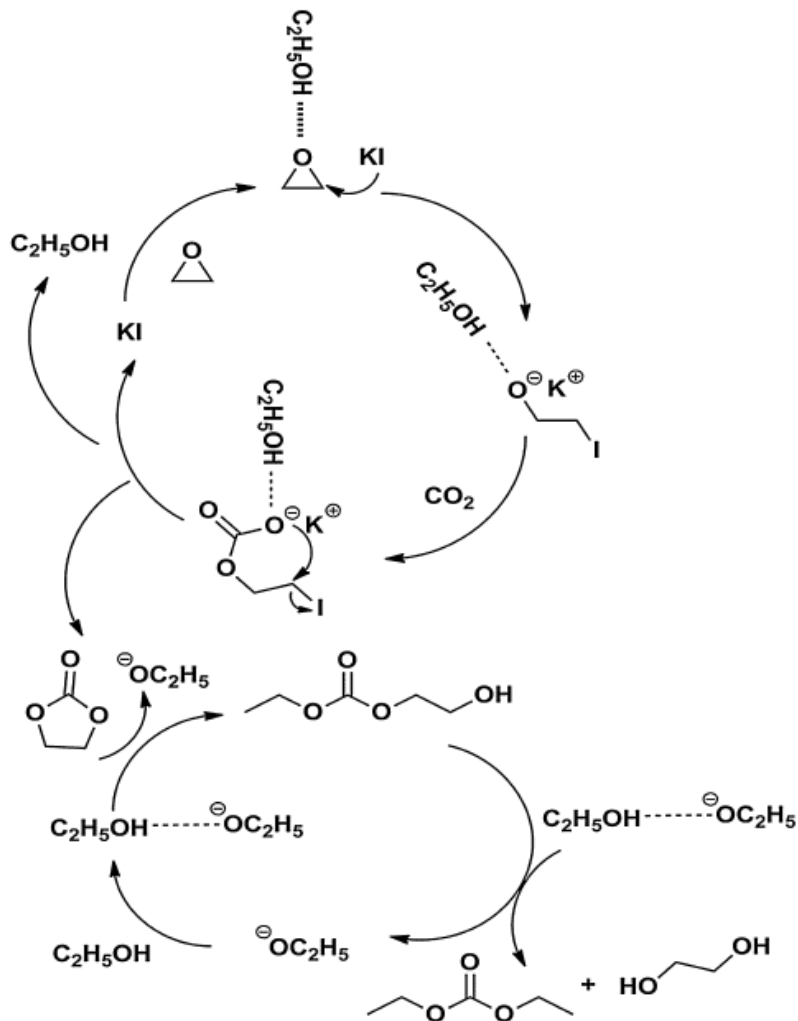
d. Direct Synthesis of Diethyl Carbonate from Carbon dioxide, Epoxides and Ethanol

Pendekatan yang sangat efisien untuk mensintesis DEC dengan reaksi langsung dari karbon dioksida, etanol dan Etilen Oksida (EO) telah dikembangkan. Di antara berbagai katalis diuji, didapat bahwa KI dan natrium etoksida merupakan sistem katalis yang paling efektif untuk menghasilkan produk DEC. Produksi ini dapat dimaksimalkan dengan mengoptimalkan kondisi reaksi, dan proses dapat dilakukan secara efisien dalam kondisi yang relatif murah. Dalam kondisi optimal, 63,6% dari yield DEC dan 68,5% dari yield glikol (produk samping) dengan 97,5% konversi Etilen Oksida (EO) bisa dicapai pada 443 K dan 3 MPa CO₂ tekanan awal dalam waktu 2 jam. Untuk beberapa hal, recycle katalis dapat dilakukan tanpa penurunan yang signifikan dari aktivitas katalitik. Evaluasi termodinamika menunjukkan bahwa reaksi eksotermik ($\Delta_r H^\ominus_m = -19,7 \text{ kkal/mol}$ (0). Dibandingkan dengan sintesis langsung DEC dari CO₂ dan etanol, keterlibatan Etilen Oksida (EO) sangat meningkatkan pembentukan DEC dengan memberikan keseimbangan reaksi secara efektif, dan juga memproduksi bahan kimia penting yaitu Ethylene glycol (EG) sebagai produk samping. Berdasarkan hasil eksperimen, mekanisme katalitik menghasilkan reaksi Etilen Oksida (EO) dan CO₂ pada siklus pertama yang terjadi untuk membentuk etilen karbonat melalui reaksi cycloaddition. Pada langkah ini, reaksi berjalan sangat efektif. Untuk siklus kedua, transesterifikasi EC dengan etanol terjadi untuk menghasilkan DEC dan Ethylene glycol (EG) sesuai dengan Gambar III.1.2.3. Selain

itu, strategi ini juga terbukti efektif untuk Etilen Oksida (EO) di tempat eksperimen lain dan produksi DEC tetap efisien, menunjukkan universalitas metode ini. Dibandingkan dengan cara lain saat ini, pekerjaan ini telah memberikan cara yang efisien untuk mensintesis DEC langsung dari CO₂ dan menunjukkan aplikasi menjanjikan pada skala industri sehubungan dengan manfaat efisiensi tinggi, hemat energi dan fitur ramah lingkungan.



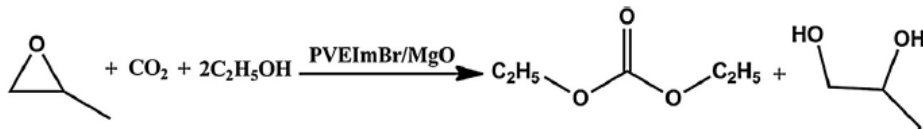
Gambar III.4 Reaksi Sintesis DEC dari CO₂, etanol, dan Etilen Oksida



Gambar III.5 *Pathway* reaksi sintesis DEC dari etanol dan CO₂ menggunakan *ethylene oxide* sebagai *dehydrating agent*

e. Direct Synthesis of Diethyl Carbonate from Carbon dioxide, Propylene Oxide and Ethanol

Berdasarkan literature Wang dkk, 2016, proses sintesa DEC ini menggunakan katalis PVEImBr/MgO. Pada proses ini mereaksikan Propylene Oxide (PO), ethanol, dan karbon dioksida dengan reaksi secara langsung. Diantara katalis yang sudah digunakan didapatkan bahwa PVEImBr dan magnesium oksida merupakan katalis yang paling efektif untuk menghasilkan produk DEC. Produksi ini dapat dimaksimalkan dengan mengoptimalkan kondisi reaksi yang dimana tidak memakan biaya yang mahal. Dalam kondisi optimal, 44,4% dari yield DEC, 56,6% dari yield propylene glycol (produk samping), 21,3% dari yield propylene carbonate (produk samping), dan 7,4% dari yield propylene glycol monoethyl ether (produk samping). Pada keadaan ini hasil propylene carbonate yang dihasilkan masih bias digunakan kembali sebagai bahan baku pembuatan DEC sehingga yield DEC yang diperoleh bisa lebih tinggi lagi. Reaksi pembentukan DEC dari PO dapat dilihat pada Gambar III.1.2.4 dibawah ini.



Gambar III.6 Reaksi Sintesis DEC dari CO₂, etanol, dan Propylene Oxide

Dari lima macam proses yang telah digunakan dalam proses produksi DEC dari CO₂, yaitu melalui *Phosgenation Route*, *Oxidative Carbonylation Route*, *Carbonylation Route*, *Urea Route*, dan *Direct Synthesis*. Kelebihan dan kekurangan dari lima jenis proses tersebut dapat dilihat pada tabel III.1 berikut.

Tabel III.1 Kelebihan dan Kekurangan Proses Pembuatan DEC

No	Proses	Kelebihan	Kekurangan	Yield
1	Phosgenation of Ethanol (1941)	<ul style="list-style-type: none"> Merupakan proses yang paling tua 	<ul style="list-style-type: none"> Proses rumit dan mahal Prosesnya berbahaya karena bersifat racun (<i>toxic</i>) 	n.a
2	Oxidative Carbonylation of Ethanol (1970)	<ul style="list-style-type: none"> Sudah banyak data penelitian secara eksperimental untuk pengembangan 	<ul style="list-style-type: none"> Laju produksi rendah Katalis mudah terdeaktivasi Korosi akibat by-product yang berupa air 	12,5%
3	Carbonylation of Ethyl Nitrite (1980)	<ul style="list-style-type: none"> Konversi dan selektivitas produk tinggi Beroperasi pada kondisi yang aman 	<ul style="list-style-type: none"> Prosesnya bersifat racun (<i>toxic</i>) Melalui dua proses reaksi 	Konversi dari CO = 9 hingga 24,7%
4	Sintesa EtOH + Urea (2007)	<ul style="list-style-type: none"> Bahan baku tidak beracun, melimpah, dan harganya murah Produk samping yang berupa urea dapat di- <i>recycle</i> menjadi amoniak 	<ul style="list-style-type: none"> Bahan baku merupakan produk dari pabrik pupuk yang mempunyai nilai jual tersendiri. 	14,2%
5	<i>Direct Synthesis</i> EtOH dan CO ₂ (2008)	<ul style="list-style-type: none"> Proses cepat dan yield yang dihasilkan tinggi Proses tidak beracun (<i>non-toxic</i>) 	<ul style="list-style-type: none"> Peran katalis sangat penting dan membutuhkan <i>dehydrating agent</i> 	42%

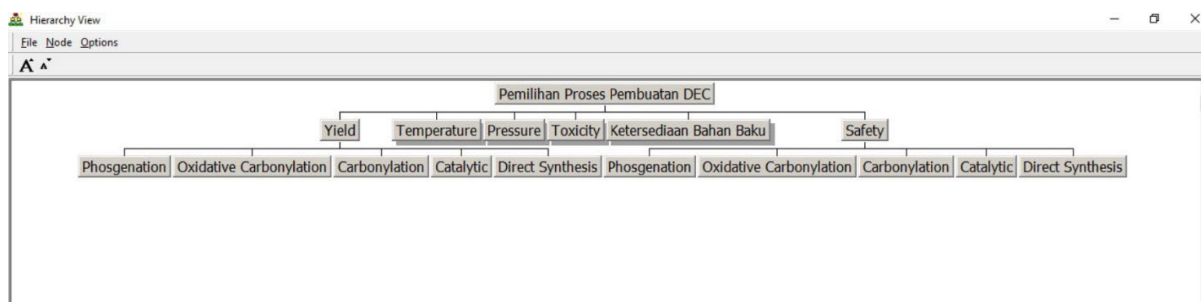
Berdasarkan tabel di atas, ditinjau dari berbagai aspek yang ada, proses yang dipilih ialah melalui *direct synthesis* karena hanya metode inilah yang menggunakan CO₂ sebagai bahan baku, selain itu proses ini menghasilkan yield DEC yang tinggi. Proses *direct synthesis* yang telah digunakan untuk memproduksi DEC ada 3 macam proses yaitu: *Direct synthesis of DEC catalyzed by ZrO₂/Molecular Sieve*, *Direct synthesis of DEC from ethanol and supercritical CO₂* dan *one pot synthesis from CO₂, ethanol, and butylene oxide over CeO₂*. Kelebihan dan kekurangan dari proses *direct synthesis* tersebut dapat dilihat dari tabel di bawah ini:

Tabel III.2 Kelebihan dan Kekurangan Proses Pembuatan DEC melalui *Direct Synthesis*

No	Metode	Kelebihan	Kekurangan	Yield	Referensi
1.	<i>Direct synthesis of DEC catalyzed by ZrO₂ / Moleculer Sieves</i>	Yield yang dihasilkan cukup besar	<ul style="list-style-type: none"> Penggunaan molecular sieves sebagai water trap masih kurang efektif menangkap kandungan air 	-	Xuezheng zang, 2014
2.	<i>Direct synthesis of DEC from ethanol and supercritical CO₂</i>	Yield yang dihasilkan tinggi hingga 51%	<ul style="list-style-type: none"> Bahan baku memiliki fase solid sehingga sulit mengatur kondisi operasi 	51%	Fabien et al, 2009
3.	<i>One pot synthesis dari CO₂, ethanol, dan butylene oxide dengan katalis CeO₂ Pathway 1</i>	<ul style="list-style-type: none"> Menghasilkan produk samping yang bernilai jual Konversi relative tinggi 	<ul style="list-style-type: none"> Proses dilakukan pada tekanan dan suhu tinggi 180 C Kemungkinan besar reaksi pathway 2 yang mendominasi 	42%	Leino et al, 2011 dan Souza et al, 2014
	<i>Pathway 2 (Indirect Route)</i>	<ul style="list-style-type: none"> Menghasilkan produk samping yang bernilai jual Reaksi dapat Dibatasi Konversi relative tinggi 	<ul style="list-style-type: none"> Proses dilakukan pada tekanan dan suhu tinggi 180 C Membutuhkan 2 reaktor 	75%	
4.	<i>Direct Synthesis of Diethyl Carbonate from Carbon dioxide, Epoxides and Ethanol</i>	<ul style="list-style-type: none"> Menghasilkan konversi yang relatif tinggi diantara semua sintesis Dapat dilakukan <i>recycle</i> dengan sedikit penurunan performa katalis Dilakukan dalam satu reactor 	<ul style="list-style-type: none"> Menghasilkan produk samping dengan Yield yang cukup tinggi Produk dapat berubah jika katalis tidak dikontrol secara baik 	63,6%	Wang et al, 2014
5.	<i>Direct Synthesis of Diethyl Carbonate from Carbon dioxide, Propylene Oxide and Ethanol</i>	<ul style="list-style-type: none"> Menghasilkan konversi yang relatif tinggi diantara semua sintesis Dapat dilakukan <i>recycle</i> Dilakukan dalam satu reactor 	<ul style="list-style-type: none"> Menghasilkan produk samping dengan Yield yang cukup tinggi 	44,4%	Wang et al, 2016

III.1.2 Seleksi Proses Pemilihan Sintesis DEC

Dari berbagai jenis metode sintesis DEC yang telah dijelaskan sebelumnya, penentuan pemilihan proses pembuatan DEC ditentukan dengan bantuan *software Expert Choice*. *Expert Choice* adalah aplikasi *Analytical Hierarchy Process* (AHP) dengan metode *multi-criteria decision making method* (MCDM) yang dapat membantu untuk menimbang pilihan ketika terdapat beberapa kriteria yang saling konflik dan subjektif. (Alessio, 2009).



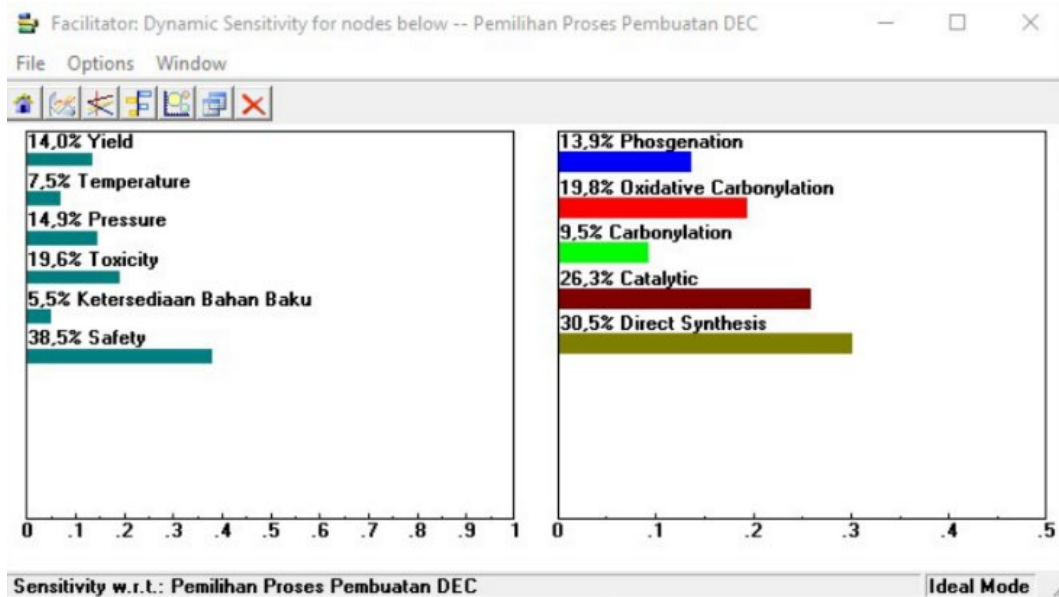
(a)



(b)

Gambar III.7(a) Hierarki Pemilihan Proses Pembuatan DEC **(b)** Bobot dari Pertimbangan Utama

Dari Gambar III.7, ditetapkan hierarki pemilihan proses yaitu *yield*, *temperature*, *pressure*, *toxicity*, ketersediaan bahan baku, dan *safety* sebagai pertimbangan utama dengan *safety* sebagai bobot paling besar, dan kelima jenis sintesis, *phosgenation*, *oxidative carbonylation*, *carbonylation*, *catalytic*, dan *direct synthesis* dipertimbangkan dari *safety* dan *yield* nya.



Gambar III.8 Hasil *Expert Choice*

Dari Gambar III.8, dapat dilihat bahwa, metode *direct synthesis* memiliki keunggulan di *yield* dan *toxicity* dibandingkan dengan metode lainnya, seperti metode *catalytic* yang memiliki ketersediaan yang jauh lebih baik dan *safety* yang sedikit lebih baik daripada *direct synthesis* tetapi memiliki *yield* yang rendah. Sehingga, secara overall, metode *direct synthesis* unggul dibandingkan metode lainnya.

Dari kekurangan dan kelebihan diatas, maka dipilih proses *Direct Synthesis of Diethyl Carbonate from Carbon dioxide, Propylene Oxide and Ethanol* untuk menjadi proses pembuatan DEC dalam pra-desain pabrik ini.

III.1.3 Seleksi Proses Katalis

Di dalam proses sintesa ini, diperlukan katalis untuk meningkatkan yield dari DEC dan juga konversi dari bahan baku. Berdasarkan hasil penelitian yang dilakukan oleh Wang, dkk., PVEImBr dan Magnesium Oksida, merupakan katalis yang efektif pada proses produksi DEC. Dalam pabrik ini dipilih propilen oksida yang akan meningkatkan produksi DEC karena kesetimbangan reaksi akan bergeser ke arah produk.

Tabel III.3 Katalis pada Sintesis DEC

<i>Entry</i>	Katalis	Konversi	Yield (%)			
		PO (%)	DEC	PG	PC	PEE
1	-	49,3	0	0	2,4	20,5
2	PVEImBr+Mgo-450 ^a	99,6	1	6,5	65,4	6,5
3	PVEImBr	94,7	4,3	6,2	65,0	4,3
4	PVEImI	95,5	6,7	9,7	80,9	6,3
5	PVEImBr ^b	97,6	0	0	49,9	0
6	Mgo-450	75,8	6,6	12,6	7,6	33,4
7	PVEImBr+Mgo-450	96,0	44,4	56,6	21,3	7,4
8	PVEImI+Mgo-450	94,6	1,5	14,4	52,5	6,6
9	PVEImBr+ZnO	95,4	14,5	22,1	50,3	14,5
10	PVEImBr+ZnMgO _x	95,6	21,9	30,5	40,2	4,5
11	PVEImBr+ZnMg ₂ O _x	96,4	19,7	27,5	4,1	4,1
12	PVEImBr+Mg ₃ AlO _x	91,6	17,0	26,2	48,2	11,5
13	VEImBr+MgO-450	95,2	44,3	46,3	50,8	2,8
14	VEImBr+MgO-450 ^b	99,8	0	0,3	5,8	0
15	PVEImBr+MgO-550	94,1	19,6	31,1	53,2	9,3
16	PVEImBr+MgO-650	92,2	6,9	15,9	63,2	7,5
17	PVEImBr+MgO-450 ^c	91,7	19,3	27,8	42,4	11,0
18	PVEImBr+MgO-450 ^d	95,1	38,2	46,3	37,5	11,0

(Wang, et al., 2016)

Tabel III.4 Karakteristik Poly 1-Ethyl-3-Vinylimidazolium Bromide (PVEImBr)

Bentuk	Padatan putih
Rumus Molekul	PVEImBr
Berat Molekul	203,07 gr/mol
Titik Leleh	N/A
Titik Didih	N/A
Densitas	N/A

Tabel III.5 Karakteristik Magnesium Oksida

Bentuk	Serbuk putih (Nano)
Rumus Molekul	MgO-450
Berat Molekul,	40,30 gr/mol
Titik Leleh	2852 °C
Titik Didih	3600 °C
Densitas	3,58 gr/cm ³

Berdasarkan berbagai literatur, katalis dan *Magnesium oxide* memiliki peran penting untuk meningkatkan produksi DEC dalam unit sintesis. *Propylene oxide* sebagai *dehydration agent* diperlukan dalam sintesis karena sintesis DEC reaksinya akan sulit terjadi secara spontan sehingga membutuhkan *dehydration agent* agar terjadi *direct synthesis* pembentukan *carbonate compounds*. *Dehydrating agent* dapat berupa MgSO₄, etilen oksida, propilen oksida, atau butilen oksida. Dalam hal ini, propilen oksida dipilih sebagai *dehydration agent* karena lebih optimal dan dapat membentuk DEC dengan yield lebih tinggi.

III.1.4 Seleksi Proses Pemurnian Produk

Proses pemisahan campuran di dalam produksi dietil karbonat menjadi beberapa komponen-komponennya yaitu Dietil karbonat, PEE (*propylene glycol monoethyl ether*), Propilen karbonat dan Propilen glikol 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).

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 produk dan *by product* pabrik DEC :

Tabel III.6 Komposisi dan Titik Didih Komponen Hasil Sintesa DEC

Komponen	Kandungan (% massa)	Titik Didih (°C)	α (<i>Relative Volatility</i>)
Dietil Karbonat	31	126,8	0,5245
PEE	7	132	0,4237
Propilen Glikol	34	187,4	0,2826
Propilen Karbonat	28	241,9	0,0066

Sumber: MSDS

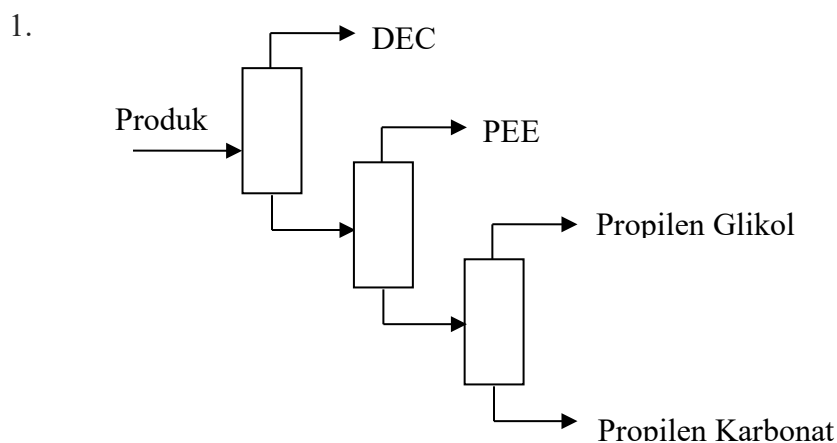
Berdasarkan jumlah produk, dapat ditentukan jumlah alternatif proses distilasi yang akan digunakan. Berikut adalah tabel yang menunjukkan jumlah kemungkinan konfigurasi yang mungkin terjadi dari proses *sequences distillation* :

Tabel III.7 Jumlah Alternatif Proses Distilasi Berdasarkan Jumlah Produk

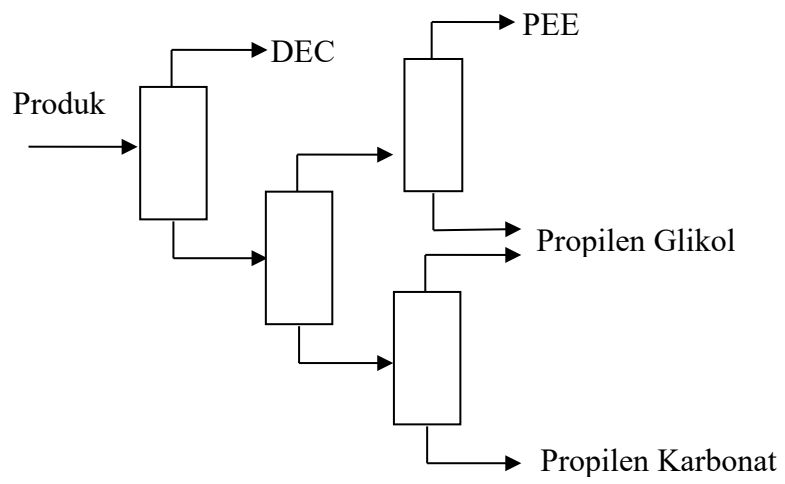
Jumlah produk	Jumlah alternatif konfigurasi distilasi
2	1
3	2
4	5
5	14
6	42
7	132
8	429

(Smith , 2005)

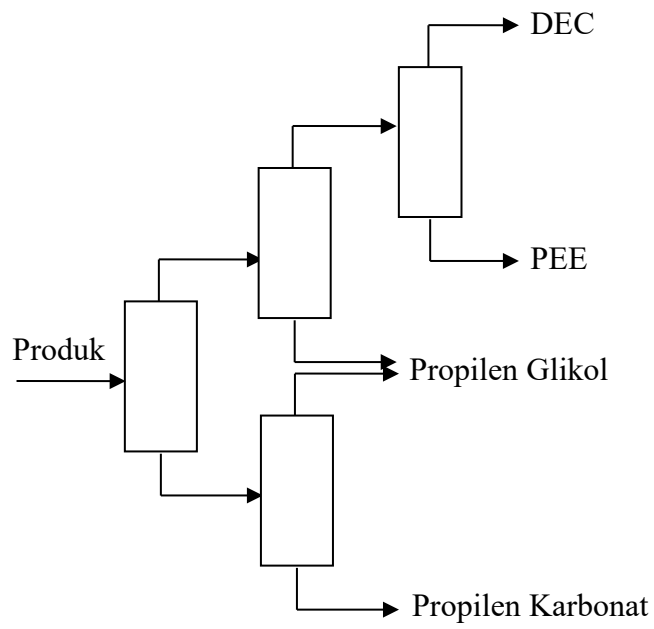
Produk hasil sintesa DEC mengandung empat komponen yang berarti terdapat 5 alternatif konfigurasi proses distilasi. Berikut adalah alternatif konfigurasi proses distilasi pada produk hasil sintesa DEC:



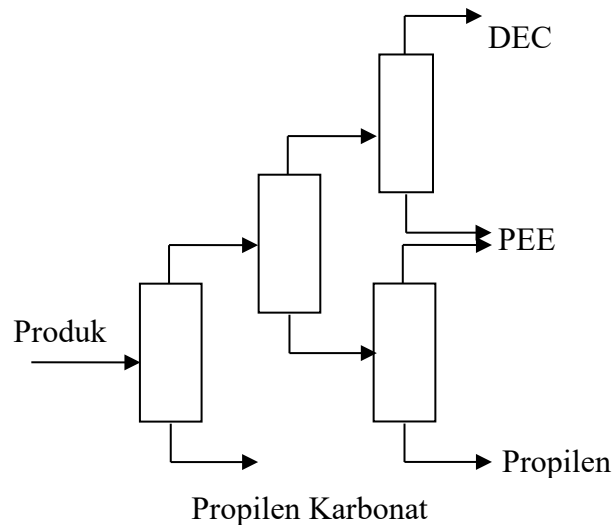
2.



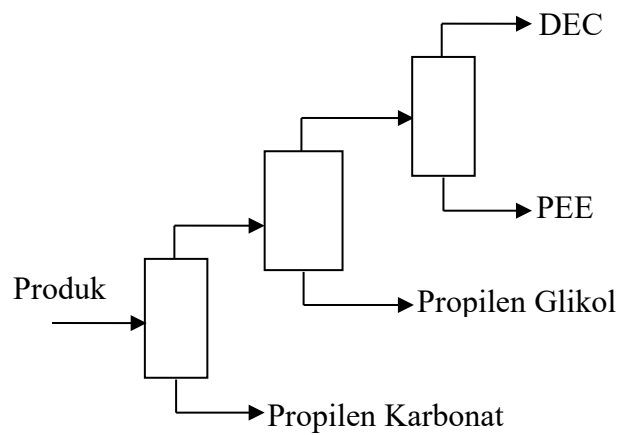
3.



4.



5.



Dari 5 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 :

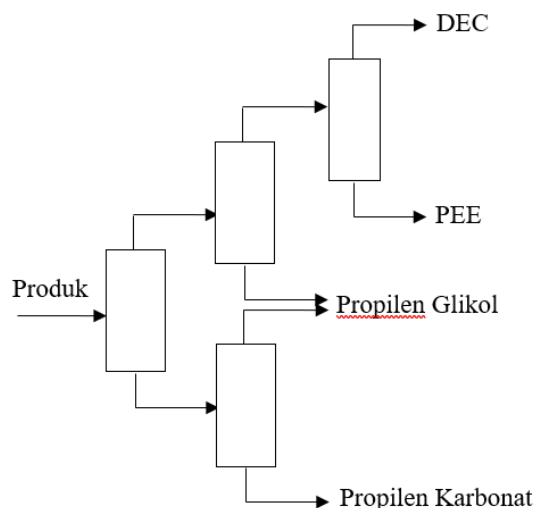
$$V = D \cdot \left[1 + \frac{R_f}{(\alpha - 1)} \cdot \frac{F}{D} \right]$$

sehingga didapatkan nilai laju uap tiap alternatif distilasi berikut ini :

Tabel III.8 Perbandingan Laju Uap Tiap Alternatif Distilasi

Alternatif	Beban Distilasi
1)	912,0543
2)	732,2397
3)	671,7905
4)	1043,368
5)	845,1936

Pada alternatif distilasi yang ketiga, yang dipisahkan terlebih dahulu adalah DEC ; PEE; dan sedikit Propilen Glikol yang terikut dipisahkan dengan PC; PG, distilasi kedua yang dipisahkan adalah DEC, PEE dengan PG . Sedangkan pada kolom distilasi ketiga, sebagai distilat adalah DEC dan produk bottom adalah PEE. Untuk kolom distilasi keempat memisahkan PC dan PG, dengan produk distillate adalah PG dan produk bottom adalah PC.



Gambar III.8 Alternatif proses distilasi yang dipilih

III.2 Uraian Proses

Proses produksi DEC dari CO₂, etanol, dan propilen oksida terbagi dalam beberapa tahapan. Bahan baku CO₂ yang digunakan berasal dari *flue gas* PT. Jawa Power dengan kandungan terbesar adalah CO₂ sebesar $\pm 99\%$.

Proses pembuatan Dietil Karbonat dari *flue gas* PT. Jawa Power *feed* dengan *flowrate* 15.041,81 ton/hari, tekanan 1 bar, temperature 37 °C, dan kandungan CO₂ sebesar 99,9%.

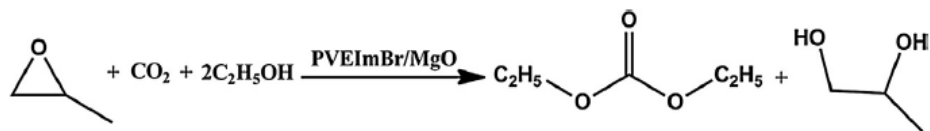
Proses produksi DEC dari CO₂, etanol, dan propilen oksida terdiri dari beberapa tahapan proses. Tahapan proses ini meliputi unit sintesis, unit separasi, dan unit purifikasi. Dari

masing – masing tahapan proses tersebut, tersusun dari unit operasi yang berbeda sesuai dengan fungsi dari unit tersebut.

III.2.1 Unit Sintesis

Pada tahap sintesis, bahan baku (etanol, CO₂, dan propilen oksida) dialirkan ke dalam reaktor. Reaktor yang digunakan adalah *mixed flow reactor*. Etanol yang berasal dari tangki penyimpanan (F-112) dipompakan menuju *Mixer* dari *line*<19> bergabung dengan *line* etanol *recycle* dari *separation unit* menjadi *line* <20> melalui *Mixer* (M-111), kemudian alirannya dibagi split menjadi 2 aliran yang sama kemudian dinaikkan tekanan dan suhunya menjadi 160 °C dan 30 bar dengan *Heat exchanger* (E-116 dan E-115) *line*<26 dan 23> dan masuk ke dalam reaktor. Sedangkan CO₂ hasil *flue gas* PT. Jawa Power dengan suhu 37 °C dan tekanan 1 bar serta kandungan CO₂ sebesar 99,9% dinaikkan tekanan dengan *Compressor* (G-111) dan di bagi menjadi 2 aliran kemudian diturunkan suhunya dengan *Heat exchanger* (E-111 dan E-112) sehingga suhunya menjadi 160 °C dengan tekanan 30 bar *line*<6 dan 9> dialirkan kedalam reaktor, begitu juga dengan Propilen oksida dengan kondisi yang sama masuk ke dalam reaktor (R-110 dan R-120).

Berikut ini merupakan reaksi yang terjadi di dalam reaktor dengan kondisi operasi dan bahan baku yang digunakan.



Setelah keluar dari reaktor, yaitu *line* <29> yaitu produk dengan fase *liquid*. Aliran tersebut mengandung etanol sisa, produk DEC, produk PG, produk PC, dan produk PEE.

III.2.2 Unit Separasi

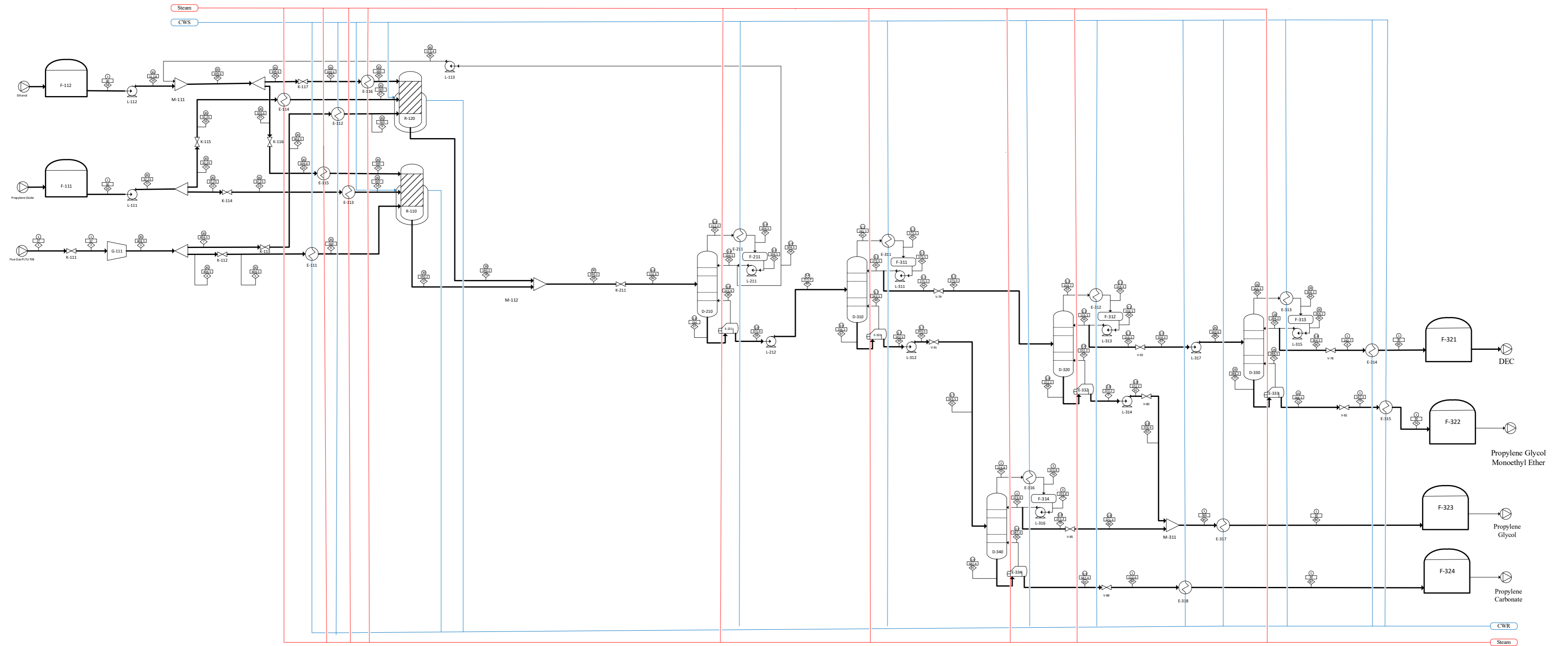
Pada unit ini, *line* <29> yang merupakan outlet dari Reaktor (R-110 dan R-120), dimana berisi produk dan etanol yang masih besar akan dialirkan menuju proses distilasi (D-210) untuk memisahkan etanol dari produk yang mana etanol tersebut akan di-*recycle* dan digabung dengan etanol *make up* untuk direaksikan kembali di dalam reaktor. *Line* <30> masuk ke dalam kolom distilasi (D-210) untuk memisahkan etanol yang tidak bereaksi dan sedikit propilen oksida yang masih terikut di dalam proses. Top produk dari kolom distilasi (D-210), dikondensasi secara total (*total condenser*) dengan harapan bahwa aliran yang kaya etanol dapat langsung di-*recycle* dan akan diproses sebelum diumpukan kembali ke dalam reaktor.

Sedangkan *Bottom Product* yang kaya akan DEC, PC, PG, serta PEE akan dipisahkan lebih lanjut pada tahapan berikutnya.

Pada *recycle* etanol, aliran *Top Product, line <31>* dari distilasi (D-210) akan menuju *ethanol recycle accumulator line <42>* kemudian dipompakan kembali untuk dinaikkan tekanannya menjadi agar memiliki tekanan yang sama dengan etanol make up, lalu *line <36>* yang keluar dari pompa akan dicampur dengan *ethanol make up (line <19>)* yang memiliki konsentrasi 98%. Sehingga yang keluar dari *Mixer* merupakan aliran etanol dengan konsentrasi lebih rendah (*line <20>*) yang seharusnya akan menuju reaktor (R-110 dan R-120).

III.2.3 Unit Pemurnian Produk

Pada tahapan purifikasi terbagi menjadi tiga bagian yaitu proses purifikasi *propylene glycol, propylene carbonate* dan DEC. Aliran *bottom product* dari proses distilasi D-210 akan dipompa dan dialirkan menuju kolom distilasi D-310 untuk memisahkan campuran produk sehingga yang keluar sebagai produk atas mengandung komponen DEC, PEE, dan sebagian kecil Propilen Glikol. Sedangkan produk bawah mengandung komponen Propilen Glikol dan Propilen Karbonat. *Line <46>* yang merupakan produk atas kolom distilasi D-310 dialirkan ke dalam kolom distilasi (D-320) untuk memisahkan Propilen Glikol yang masih terikut didalam campuran DEC-PEE, sehingga didapat produk atas yang mengandung komponen DEC dan PEE, sedangkan produk bawah mengandung komponen Propilen Glikol. Kemudian *Line <57>* yang merupakan produk atas kolom distilasi D-320 dialirkan ke dalam kolom distilasi D-330 untuk memurnikan produk DEC dan PEE. Sehingga didapat produk atas berupa Dietil Karbonat dengan kemurnian sebesar 99,96%, sedangkan produk bawah berupa PEE dengan kemurnian sebesar 99,83%. Kemudian *Line <51>* yang merupakan produk bawah kolom distilasi D-310 dialirkan ke dalam kolom distilasi D-340 untuk memurnikan Propilen Glikol dan Propilen Karbonat. Produk atas kolom distilasi D-340, *Line <80>*, akan dicampur dengan produk bawah kolom distilasi D-320, *Line <62>*, untuk menjadi produk akhir Propilen Glikol, sehingga didapat produk Propilen Glikol dengan kemurnian sebesar 99,51%, sedangkan produk bawah kolom distilasi D-340, *Line <84>*, berupa produk Propilen Karbonat dengan kemurnian sebesar 99,99%. Keempat produk hasil sintesa DEC diturunkan tekanannya hingga mencapai tekanan atmosferik kemudian dialirkan ke *storage* masing – masing produk.



Gambar III.8 Process Flow Diagram Overall Proses Pembuatan DEC

BAB IV NERACA MASSA DAN ENERGI

IV.1 NERACA MASSA

Basis perhitungan	: 1 jam operasi	
Kapasitas	: 220.000 ton/tahun produk Dietil Karbonat	
Jumlah hari operasi	: 330 hari/tahun	
Jumlah jam operasi	: 24 jam/hari	
Bahan baku	: a. Carbon dioxide (CO ₂)	BM = 44,01
	b. Ethanol (C ₂ H ₅ OH)	BM = 46,069
	c. Propylene oxide (C ₂ H ₄ O)	BM = 58,08
Produk samping	: a. Propylene Carbonate (C ₃ H ₄ O ₃)	BM = 102,09
	b. Propylene Glycol (C ₂ H ₆ O ₂)	BM = 76,09
	c. 1-Ethoxy Propanol (C ₄ H ₁₀ O ₂)	BM = 104,15
Produk utama	: Diethyl Carbonate (C ₅ H ₁₀ O ₃)	BM = 118,134

Pemilihan dan Pendefinisian Fluid Package :

1. Dalam pengerjaan tugas pra desain pabrik DEC dari sintesa Propilen Oksida, Etanol dan CO₂ ini menggunakan perhitungan excel dengan bantuan software ASPEN HYSYS versi 8.8
2. HYSYS fluid package berfungsi sebagai dasar perhitungan untuk termodinamika (berupa data molar entalpi, molar entropi, standart ideal liquid flow dan lain-lain) dan juga sebagai dasar perhitungan suhu dan tekanan pada sistem.
3. Pada DEC Plant ini adalah sistem gas HC bertekanan tinggi sehingga dipilih Antoine package serta Peng-Robinson Package sebagai dasar perhitungannya. Perhitungan dilakukan dengan alur mundur dari produk hingga menjadi bahan baku. Mula-mula dilakukan proses pemurnian CO₂ terlebih dahulu yang diperoleh dari Flue Gas PT Jawa Power . Selanjutnya, gas CO₂ murni yang nantinya digunakan sebagai bahan baku, barulah lanjut pada tahap produksi Diethyl Carbonate (DEC). Pada tabel IV.1 merupakan komposisi gas yang akan digunakan.

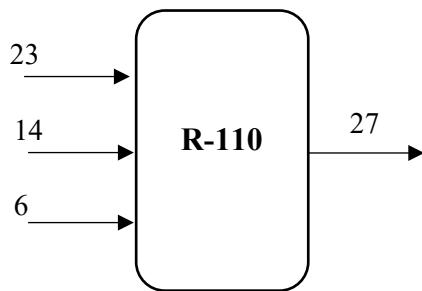
Tabel IV.1 Komposisi Flue Gas PT. Jawa Power Paiton

No.	Komponen	BM	Mole Fraction	Molar Flow	Mass Flow
				(kmol/jam)	(kg/jam)
1	CO ₂	44,010	0,998	371,926	16.368,45
2	Nitrogen	14,006	0,002	0,074	1,04
Total			1,000	372,000	16.369,488

A.1 Neraca Massa

1. Reaktor (R-110)

Berfungsi untuk mereaksikan etanol, CO₂, dan Propilen oxide



Keterangan:

6 = Aliran Feed CO₂

14 = Aliran Feed Propylene Oxide

23 = Aliran Feed Ethanol

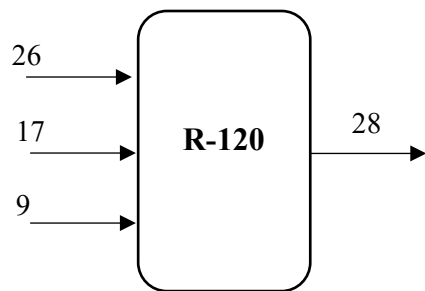
27 = Aliran produk reaktor (*liquid*)

Tabel IV.1.2 Neraca Masa Reaktor R-110

Komponen	BM	Arus Masuk (kg)			Arus Keluar (kg)
		23	14	6	27
Ethanol	44,010	190.359	0,00	0,00	180.690
H ₂ O	16,04	789	0,00	0,00	789,365
CO ₂	30,07	22	0,00	8.148	0,00
Nitrogen	44,1	1	0,00	0,52	2,084
PO	58,12	640	16.001	0,00	1.116,88
PC	58,12	0,00	0,00	0,00	5.811,87
PG	72,15	0,00	0,00	0,00	11.513,1
PEE	86,18	18	0,00	0,00	2.077,88
DEC	88,060	278	0,00	0,00	14.297,9
Total		192.107	16.001	8.185	216.29
TOTAL		216.299			216.299

2. Reaktor (R-120)

Berfungsi untuk mereaksikan etanol, CO₂, dan ethylene oxide



Keterangan:

9 = Aliran Feed CO₂

17 = Aliran Feed Propylene Oxide

26 = Aliran Feed Ethanol

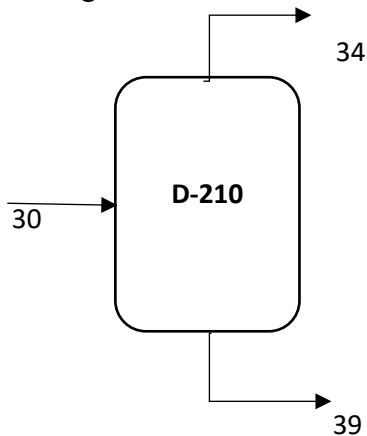
28 = Aliran produk reaktor (*liquid*)

Tabel IV.1.3 Neraca Masa Reaktor R-120

Komponen	BM	Arus Masuk (kg)			Arus Keluar (kg)
		26	17	9	28
Ethanol	44,010	190.359	0,00	0,00	180.690
H ₂ O	16,04	789	0,00	0,00	789,365
CO ₂	30,07	22	0,00	8.148	0,00
Nitrogen	44,1	1	0,00	0,52	2,084
PO	58,12	640	16.001	0,00	1.116,88
PC	58,12	0,00	0,00	0,00	5.811,87
PG	72,15	0,00	0,00	0,00	11.513,1
PEE	86,18	18	0,00	0,00	2.077,88
DEC	88,060	278	0,00	0,00	14.297,9
Total		192.107	16.001	8.185	216.29
TOTAL		216.299			216.299

3. Distilasi D-210

Berfungsi untuk memisahkan etanol dengan aliran produk.



Keterangan :

30 = aliran produk keluaran Mixer M-112

34 = aliran kaya akan etanol yang akan di recycle ke reaktor

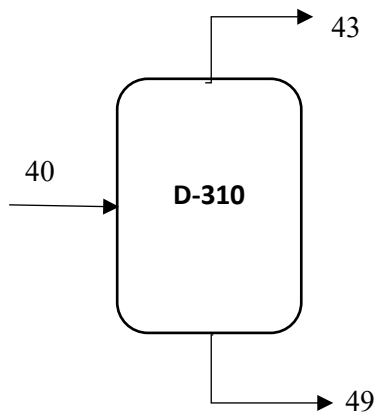
39 = aliran produk yang tidak banyak mengandung etanol

Tabel IV.1.4 Neraca Masa Kolom Distilasi D-210

Komponen	Masuk	Keluar	
	Arus (30)	Arus (34)	Arus (39)
	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)
Ethanol	361.379,37	361.379,37	0,00
H ₂ O	1.578,73	1.577,15	1,58
CO ₂	0,00	0,00	0,00
Nitrogen	4,17	4,17	0,00
PO	2.233,76	2.233,76	0,00
PC	11.623,73	0,00	11.623,73
PG	23.026,28	0,00	23.026,28
PEE	4.155,76	0,68	4.155,08
DEC	28.595,74	28,60	28.567,15
Total	432.597,55	365.223,72	67.373,82
TOTAL	432.597,55	432.597,55	

4. Kolom Distilasi D-310

Berfungsi untuk memisahkan DEC, PEE dengan PC, PG.



Keterangan :

40 = aliran produk *bottom product* D-210

43 = aliran produk kaya akan DEC, Cellosolve, dan EG

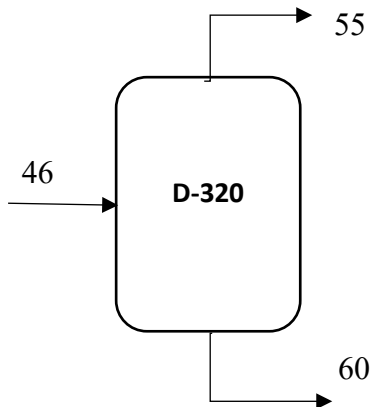
49 = aliran produk kaya akan EG dan EC

Tabel IV.1.5 Neraca Masa Kolom Distilasi D-310

Komponen	Masuk	Keluar	
	Arus (40)	Arus (43)	Arus (49)
	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)
Ethanol	0,00	0,000	0,000
H ₂ O	1,58	0,000	2,000
CO ₂	0,00	0,000	0,000
Nitrogen	0,00	0,000	0,000
PO	0,00	0,000	0,000
PC	11.623,73	11.624	0,000
PG	23.026,28	23.003	23,000
PEE	4.155,08	4,000	4.151
DEC	28.567,15	3,000	28.564
Total	67.373,82	34.634,82	32.740
TOTAL	67.373,82	67.373,82	

5.Kolom Distilasi (D-320)

Berfungsi untuk memisahkan DEC, PEE dengan PG.



Keterangan :

46 = aliran produk kaya akan DEC, PEE, dan PG

55 = aliran kaya DEC dan PEE

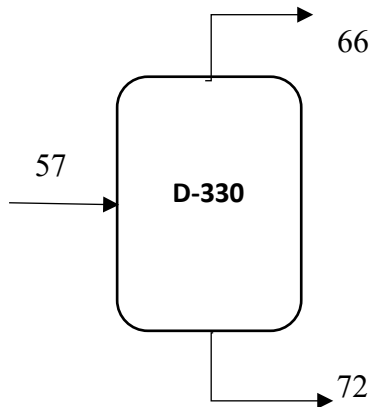
60 = aliran kaya PG

Tabel IV.1.6 Neraca Masa Kolom Distilasi D-430

Komponen	Masuk	Keluar	
	Arus (46)	Arus (55)	Arus (60)
	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)
Ethanol	0,000	0,000	0,000
H ₂ O	2,000	2,000	0,000
CO ₂	0,000	0,000	0,000
Nitrogen	0,000	0,000	0,000
PO	0,000	0,000	0,000
PC	0,000	0,000	0,000
PG	23,000	0,000	23,00
PEE	4.151	4.147	4,000
DEC	28.564	28.556	8,000
Total	32.740	32.704	36,00
TOTAL	32.740	32.740	

6.Kolom Distilasi (D-330)

Berfungsi untuk memisahkan DEC dan PEE.



Keterangan :

57 = aliran produk kaya akan DEC dan PEE

66 = aliran kaya DEC

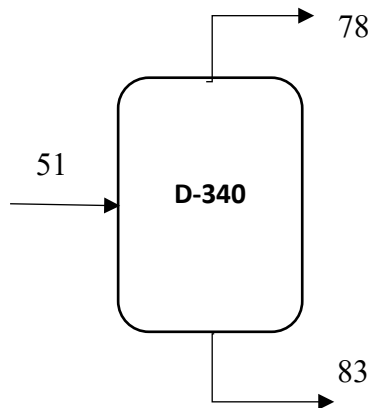
72 = aliran kaya PEE

Tabel IV.1.7 Neraca Masa Kolom Distilasi D-330

Komponen	Masuk	Keluar	
	Arus (57)	Arus (66)	Arus (72)
	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)
Ethanol	0,000	0,00	0,00
H ₂ O	2,000	2,00	0,00
CO ₂	0,000	0,00	0,00
Nitrogen	0,000	0,00	0,00
PO	0,000	0,00	0,00
PC	0,000	0,00	0,00
PG	0,000	0,00	0,00
PEE	4.147	4,00	4.143
DEC	28.556	25.827	29,00
Total	32.704	28.533	4.171
TOTAL	32.704	32.704	

7. Kolom Distilasi (D-340)

Berfungsi untuk memisahkan Propilen Karbonat dan Propilen Glikol



Keterangan :

51 = aliran produk kaya akan Propilen Karbonat dan Propilen Glikol

78 = aliran kaya Propilen Glikol

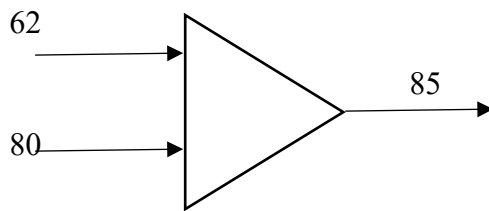
83 = aliran kaya Propilen Karbonat

Tabel IV.1.8 Neraca Masa Kolom Distilasi D-340

Komponen	Masuk	Keluar	
	Arus (51)	Arus (78)	Arus (83)
	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)
Ethanol	0,000	0,000	0,000
H ₂ O	0,000	0,000	0,000
CO ₂	0,000	0,000	0,000
Nitrogen	0,000	0,000	0,000
PO	0,000	0,000	0,000
PC	11.624	11.624	11.612
PG	23.003	22.980,247	23,003
PEE	4,000	4,155	0,000
DEC	3,000	3,216	0,000
Total	34.634,82	22.999,82	11.635,00
Total	34.634,82	34.634,82	

8. Mixing Point (M-311)

Berfungsi untuk mencampurkan aliran kaya PG dari distilasi D-340 dengan bottom product aliran D-310

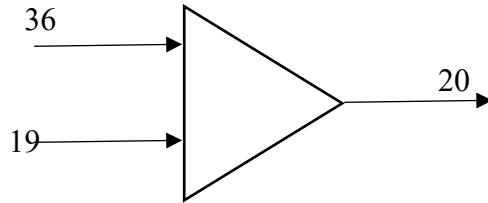


Tabel IV.1.9 Neraca Masa Mixing Point M-311

Komponen	[62]	[80]	[85]
	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)
Ethanol	0,00	0,00	0,00
H ₂ O	0,00	0,00	0,00
CO ₂	0,00	0,00	0,00
Nitrogen	0,00	0,00	0,00
PO	0,00	0,00	0,00
PC	0,00	11,62	11,62
PG	23,00	22.980,2	23.003
PEE	4,15	4,16	8,31
DEC	8,32	3,17	11,49
Total	23.035	23.035	23.035

10. Mixing Point (M-111)

Berfungsi untuk merecycle ethanol yang keluar dari reaktor dan akan dicampur dengan ethanol make up.



Tabel IV.1.10 Neraca Masa Mixing Point M-111

Komponen	[36]	[19]	[20]
	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)
Ethanol	361.536	19.183,4	380.719
H ₂ O	1502,46	74,94	1.577,4
CO ₂	43,88	0,00	43,904
Nitrogen	1,04	0,00	1,04
PO	1.280	0,00	1.280,1
PC	0,00	0,00	0,00
PG	0,00	0,00	0,00
PEE	35,62	0,08	35,7
DEC	556,39	0,07	556,46
Total	384.214		384.214

IV.2 NERACA ENERGI

Perhitungan neraca energi dalam desain pabrik ini menggunakan *Hysys* versi 8.8. Dari perhitungan neraca energi dapat ditentukan kebutuhan energi untuk proses, utilitas dan kebutuhan energi lain yang terkait dalam perhitungan. Dalam perhitungan ini berlaku persamaan neraca energi dengan persamaan sebagai berikut:

$$\frac{d(mU)}{dt} = \sum_j \dot{m}_j \left(H_j + \frac{1}{2} u_j^2 + z_j g \right) - \sum_i \dot{m}_i \left(H_i + \frac{1}{2} u_i^2 + z_i g \right) + \dot{Q} + \dot{W}_s$$

Dimana:

$\frac{d(mU)}{dt}$ = perubahan energi pada suatu sistem akibat akumulasi

\dot{m} = laju alir massa

H = entalpi

u = kecepatan rata-rata aliran

z = elevasi di atas level datum

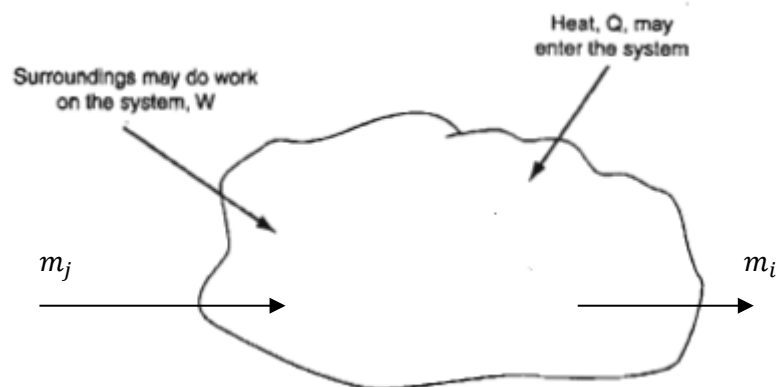
g = percepatan gravitasi

Subscript i = aliran keluar dari sistem

Subscript j = aliran masuk pada sistem

\dot{Q} = laju panas yang masuk pada sistem

\dot{W}_s = laju kerja poros pada sistem



Untuk sistem *steady state*, $\frac{d(mU)}{dt} = 0$, sehingga persamaan menjadi:

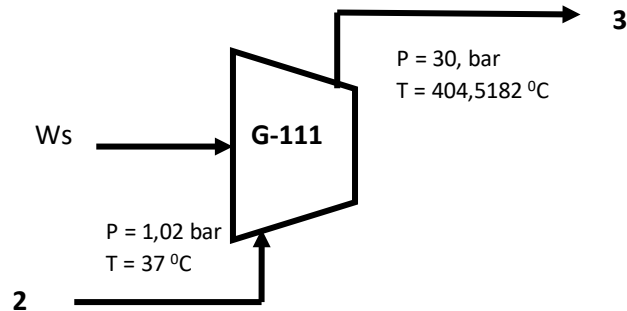
$$\sum_i \dot{m}_i \left(H_i + \frac{1}{2} u_i^2 + z_i g \right) - \sum_j \dot{m}_j \left(H_j + \frac{1}{2} u_j^2 + z_j g \right) = \dot{Q} + \dot{W}_s$$

Dalam perhitungan neraca energi ini yang digunakan sebagai dasar perhitungan adalah :

- Kapasitas produk 220.000 ton/tahun

- Basis 1 jam operasi
- Satuan yang digunakan adalah kilo Joule (kJ)
- Kondisi referensi : Gas ideal pada 0⁰K, 1 atm dan H.ref = 0

1. CO₂ Compressor G-111



Dengan menganggap kompresor bekerja secara adiabatik, maka:

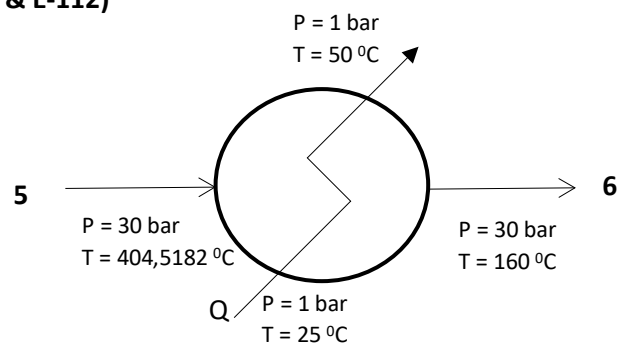
$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = W_s$$

η (efisiensi) = 75 %

Tabel IV.2.1 Neraca Energi CO₂ Compressor G-111

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H2	-146389181,45	H3	-140266872,90
Ws	6122308,55		
Total	-140266872,90	Total	-140266872,90

2. CO₂ Cooler (E-111 & E-112)



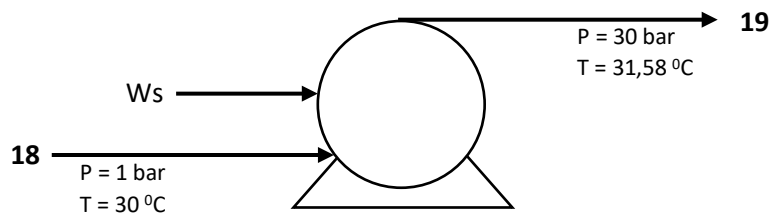
Heat duty (Q) dapat ditentukan melalui persamaan:

$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = Q$$

Tabel IV.2.2 Neraca Energi CO₂ Cooler E-111 & E-112

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H5	-70133436,45	H6	-72217656,87
		Q	2084220,42
Total	-70133436,45	Total	-70133436,45

3. Ethanol Pump (L-112)



Dengan menganggap pompa bekerja secara adiabatik, maka:

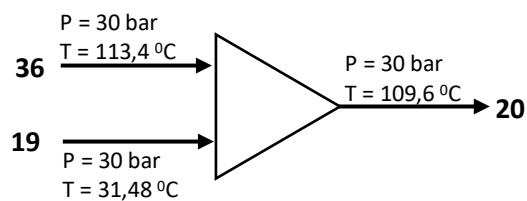
$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = W_s$$

$$\eta \text{ (efisiensi)} = 75 \%$$

Tabel IV.2.3 Neraca Energi Pompa L-112

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H18	-116687782,64	H19	-116592866,67
Ws	94915,97		
Total	-116592866,67	Total	-116592866,67

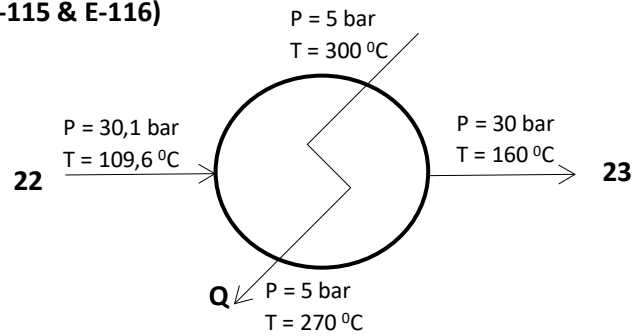
4. Mixing Point (M-111)



Tabel IV.2.4 Neraca Energi Ethanol Mixer

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H36	-116592866,67	H20	-2216111903,66
H19	-2099519036,98		
Total	-2216111903,66	Total	-2216111903,66

5. Ethanol Heater (E-115 & E-116)



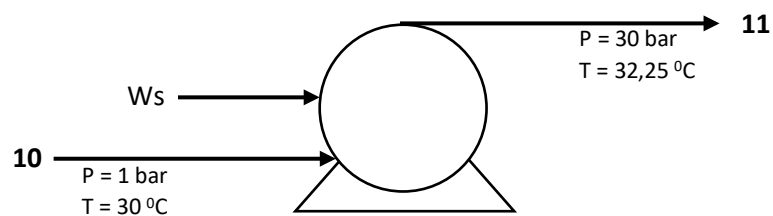
Heat duty (Q) dapat ditentukan melalui persamaan:

$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = Q$$

Tabel IV.2.5 Neraca Energi Ethanol Heater (E-115 & E-116)

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H22	-1108055951,83	H23	-1069133305,86
Q	38922645,97		
Total	-1069133305,86	Total	-1069133305,86

6. Propylene Oxide Pump (L-111)



Dengan menganggap pompa bekerja secara adiabatik, maka:

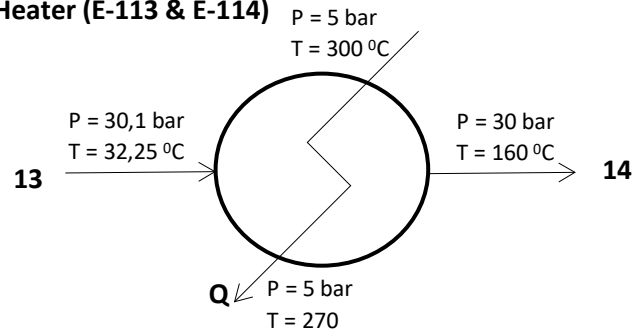
$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = Ws$$

η (efisiensi) = 75 %

Tabel IV.2.6 Neraca Energi Pompa L-111

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H10	-66272645,20	H11	-66120866,94
Ws	151778,25		
Total	-66120866,94	Total	-66120866,94

7. Propylene Oxide Heater (E-113 & E-114)



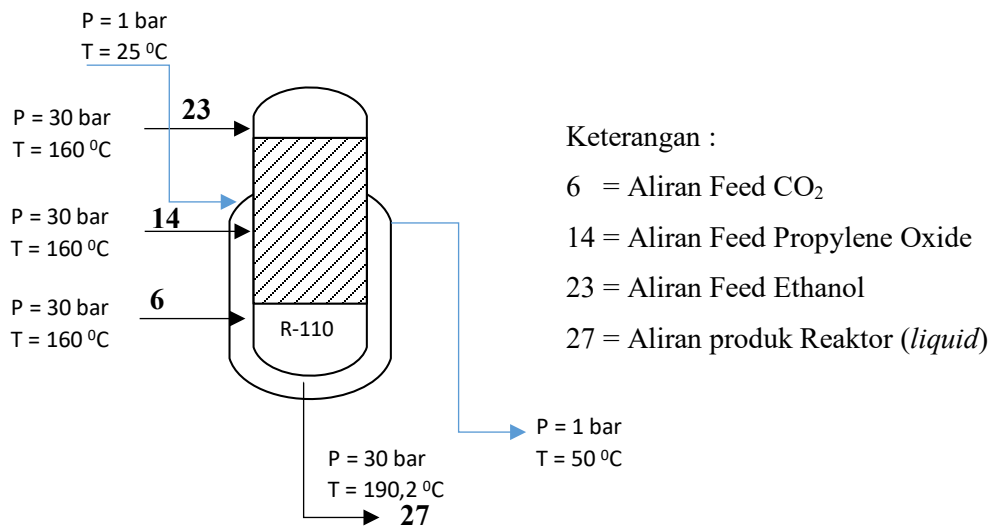
Heat duty (Q) dapat ditentukan melalui persamaan:

$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = Q$$

Tabel IV.2.7 Neraca Energi Ethanol Heater (E-115 & E-116)

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H13	-33060433,47	H14	-27948935,25
Q	5111498,22		
Total	-27948935,25	Total	-27948935,25

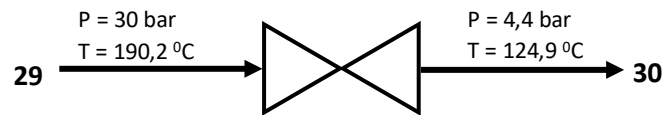
8. Reaktor (R-110)



Tabel IV.2.8 Neraca Energi Reaktor (R-110)

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H23	-1069133305,86	H27	-1169300076,71
H14	-27948935,25	Q	178,73
H7	-72217656,87		
Total	-1169299897,98	Total	-1169299897,98

9. Valve (K-211)



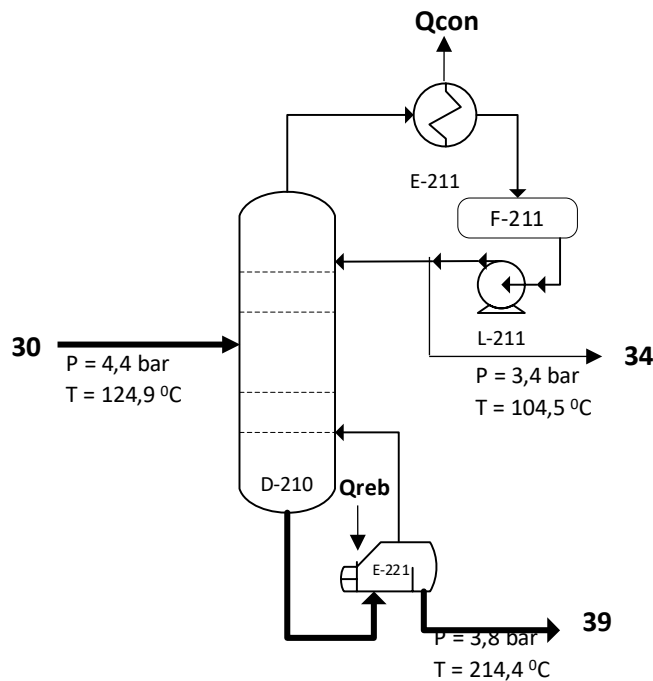
Heat duty (Q) dapat ditentukan melalui persamaan:

$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = Q$$

Tabel IV.2.9 Neraca Energi Valve K-211

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H29	-2338600150,63	H30	-2338600150,63
Total	-2338600150,63	Total	-2338600150,63

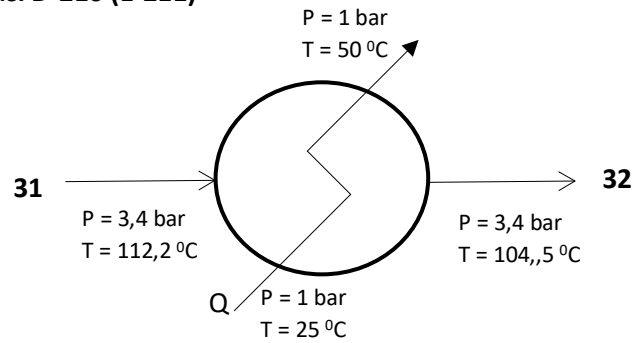
10. Kolom Distilasi (D-210)



Tabel IV.2.10 Neraca Energi Kolom Distilasi (D-210)

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H30	-2338600150,63	H34	-2110431809,66
Qr	457273372,27	H39	-355516724,47
		Qc	584623841,9
Total	-1881326778,35	Total	-1881324692,25

11. Kondensator Destilasi D-210 (E-211)



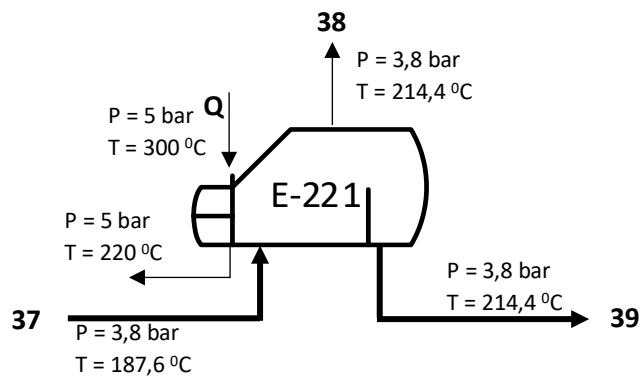
Heat duty (Q) dapat ditentukan melalui persamaan:

$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = Q$$

Tabel IV.2.11 Neraca Energi Kondensator D-210

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H31	-3634585556,32	H32	-4218920832,48
		Qc	584335285,88
Total	-3634585556,32	Total	-3634585546,60

12. Reboiler Destilasi D-210 (E-221)



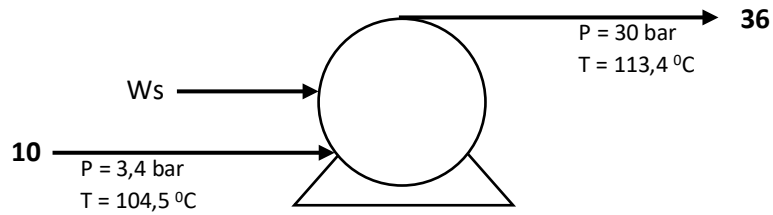
Heat duty (Q) dapat ditentukan melalui persamaan:

$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = Q$$

Tabel IV.2.12 Neraca Energi Reboiler D-210

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H37	-6335851842,14	H38	-5523061743,59
Qr	457273372,27	H39	-355516724,47
Total	-5878578469,87	Total	-5878578468,06

13. Ethanol Recycle Pump (L-113)



Dengan menganggap pompa bekerja secara adiabatik, maka:

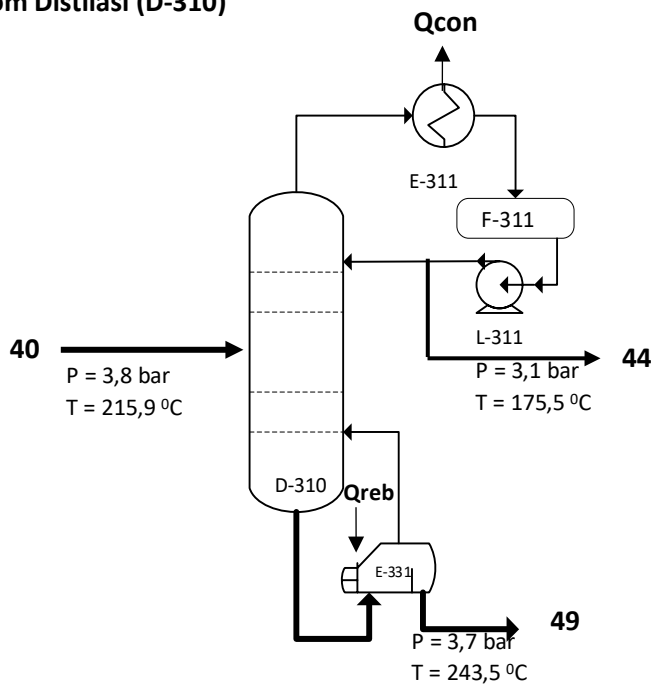
$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = W_s$$

η (efisiensi) = 75 %

Tabel IV.2.13 Neraca Energi Pompa L-113

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H34	-2109485511,23	H36	-2099519036,98
Ws	9966474,25		
Total	-2099519036,98	Total	-2099519036,98

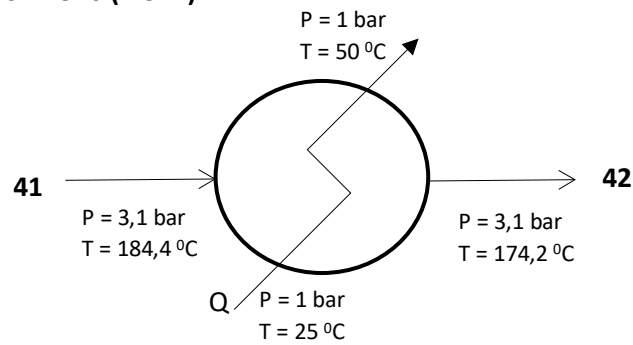
14. Kolom Distilasi (D-310)



Tabel IV.2.14 Neraca Energi Kolom Distilasi (D-310)

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H40	-355516724,47	H44	-173097501,72
Qr	20857134,98	H49	-183055101,97
		Qc	21505129,67
Total	-334659589,49	Total	-334647474,03

15. Kondensator Destilasi D-310 (E-311)



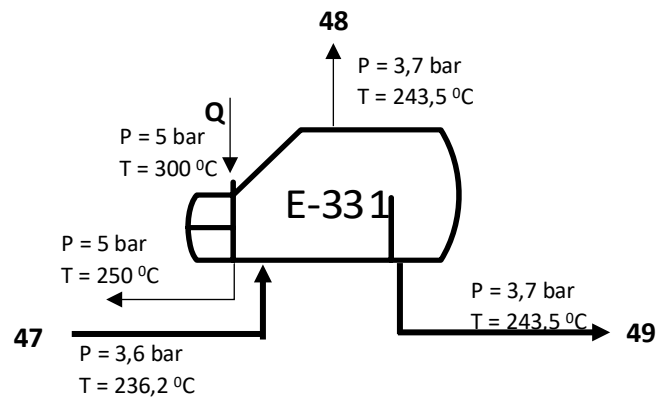
Heat duty (Q) dapat ditentukan melalui persamaan:

$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = Q$$

Tabel IV.2.15 Neraca Energi Kondensator D-310

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H41	-308591788,67	H42	-330096939,44
		Qc	21505129,67
Total	-308591788,67	Total	-308591809,77

16. Reboiler Destilasi D-310 (E-331)



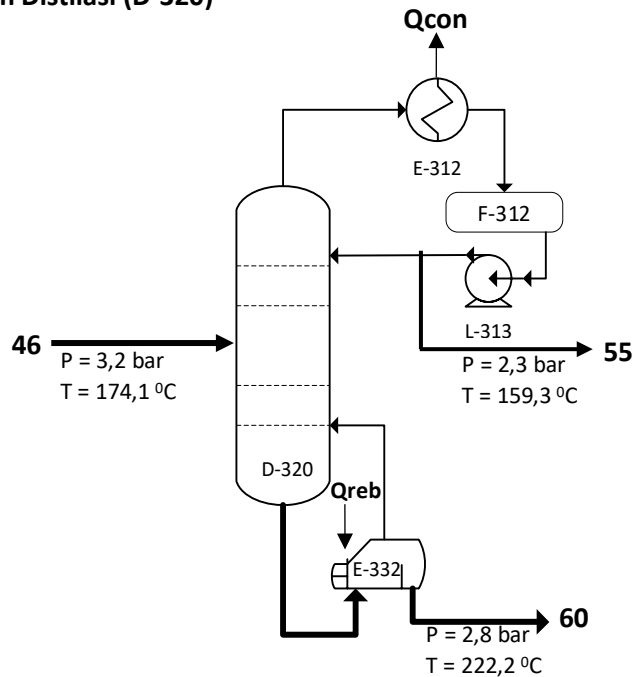
Heat duty (Q) dapat ditentukan melalui persamaan:

$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = Q$$

Tabel IV.2.16 Neraca Energi Reboiler D-310

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H47	-369771576,89	H48	-165859246,60
Qr	20857134,98	H49	-183055101,97
Total	-348914441,90	Total	-348914348,57

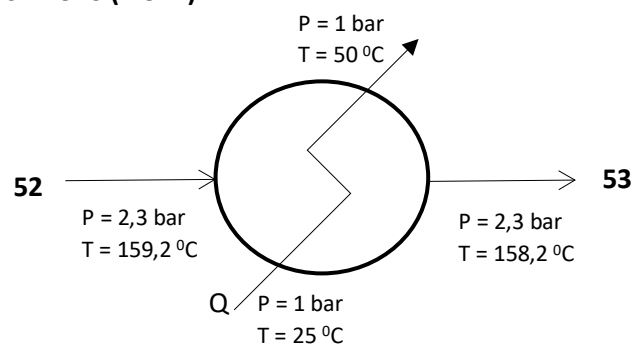
17. Kolom Distilasi (D-320)



Tabel IV.2.17 Neraca Energi Kolom Distilasi (D-320)

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H46	-173097501,72	H55	-163099054,01
Qr	37972681,23	H60	-10880624,59
		Qc	38854651,86
Total	-135124820,49	Total	-135125026,73

18. Kondensator Destilasi D-320 (E-321)



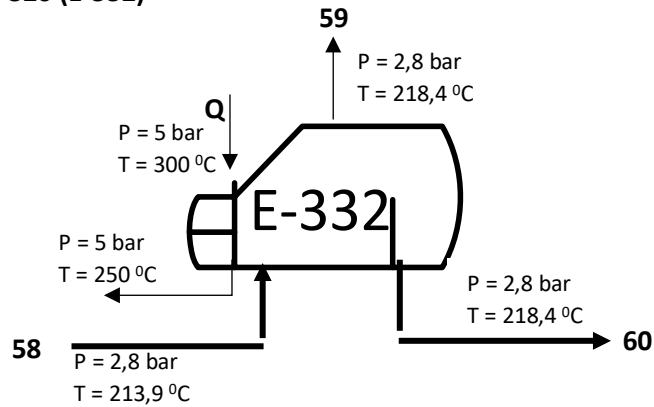
Heat duty (Q) dapat ditentukan melalui persamaan:

$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = Q$$

Tabel IV.2.18 Neraca Energi Kondensator D-320

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H52	-613541570,99	H53	-652396221,35
		Qc	38854651,86
Total	-613541570,99	Total	-613541569,49

19. Reboiler Destilasi D-320 (E-332)



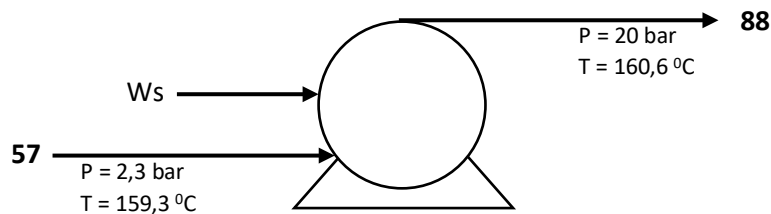
Heat duty (Q) dapat ditentukan melalui persamaan:

$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = Q$$

Tabel IV.2.19 Neraca Energi Reboiler D-320

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H58	-353649203,36	H59	-304795897,63
Qr	37972681,23	H60	-10880624,59
Total	-315676522,13	Total	-315676522,22

20. High Pressure Column Pump (L-317)



Dengan menganggap pompa bekerja secara adiabatik, maka:

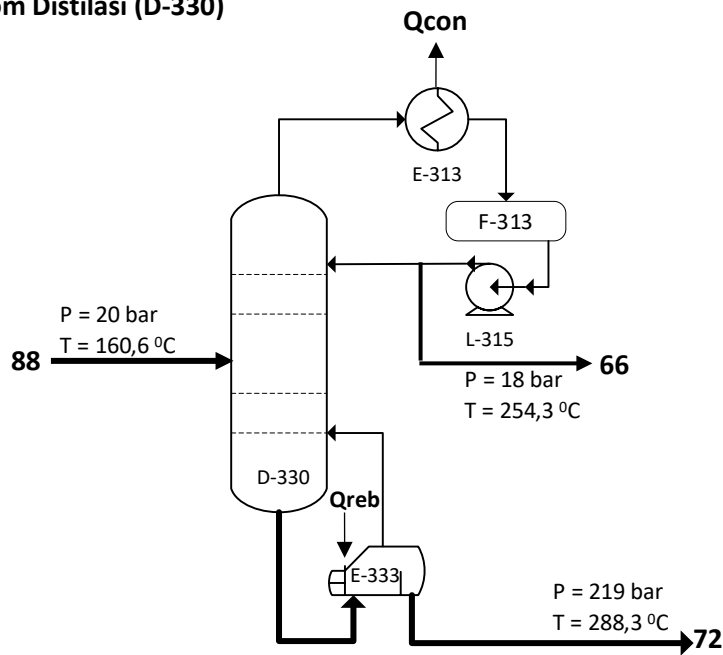
$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = Ws$$

η (efisiensi) = 75 %

Tabel IV.2.20 Neraca Energi Pompa L-317

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H57	-163099054,01	H88	-163004147,25
Ws	94906,76		
Total	-163004147,25	Total	-163004147,25

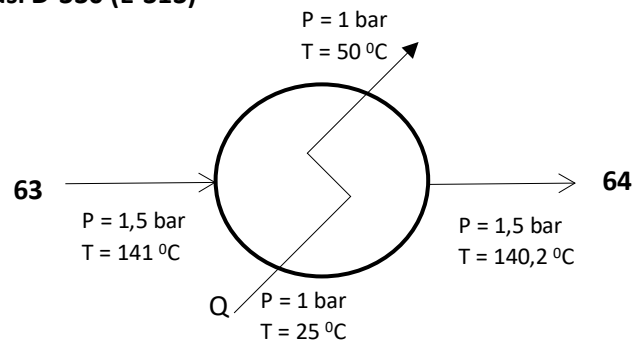
21. Kolom Distilasi (D-330)



Tabel IV.2.21 Neraca Energi Kolom Distilasi (D-330)

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H88	-163004147,25	H66	-147775185,42
Qr	74885014,49	H72	-6530504,21
		Qc	66186352,44
Total	-88119132,76	Total	-88119337,19

22. Kondensor Destilasi D-330 (E-313)



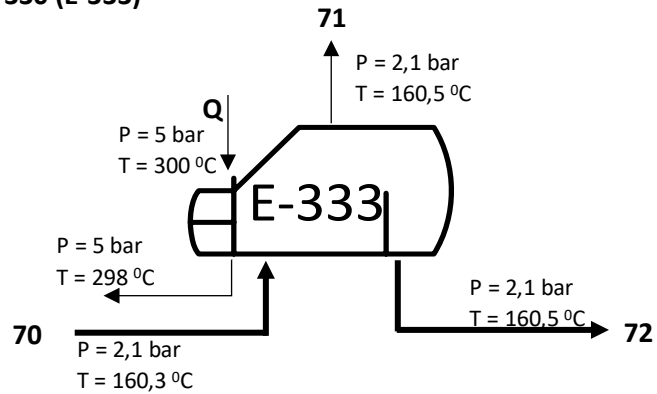
Heat duty (Q) dapat ditentukan melalui persamaan:

$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = Q$$

Tabel IV.2.22 Neraca Energi Kondensor D-330

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H63	-1559340708,79	H64	-1625527056,73
		Qc	66186352,44
Total	-1559340708,79	Total	-1559340704,29

23. Reboiler Destilasi D-330 (E-333)



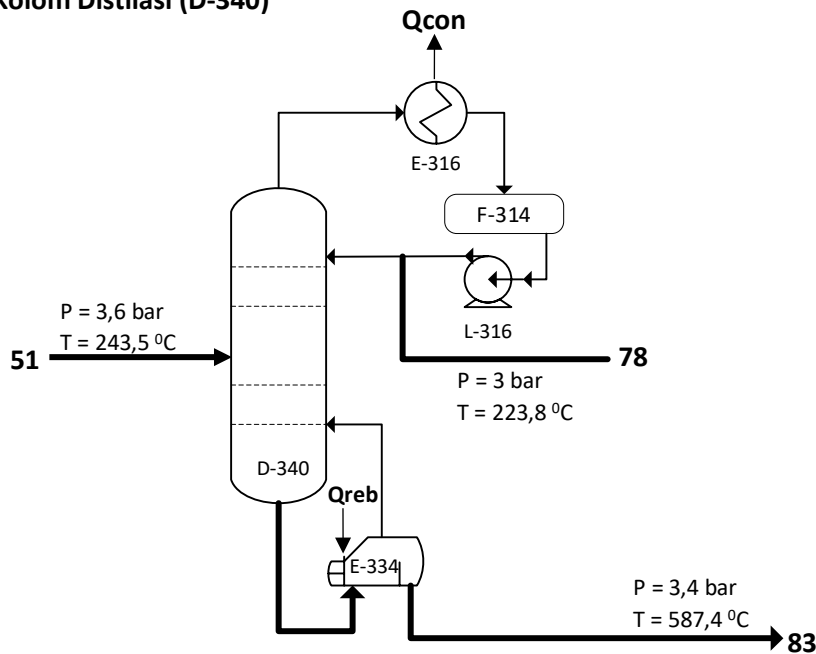
Heat duty (Q) dapat ditentukan melalui persamaan:

$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = Q$$

Tabel IV.2.23 Neraca Energi Reboiler D-330

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H70	-518798061,66	H71	-437382520,92
Qr	74885014,49	H72	-6530504,21
Total	-443913047,17	Total	-443913025,12

24. Kolom Distilasi (D-340)

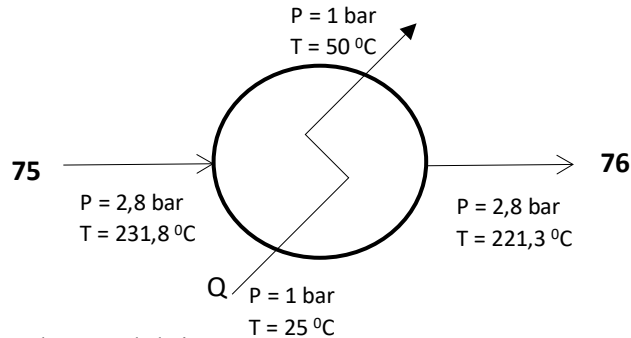


Tabel IV.2.24 Neraca Energi Kolom Distilasi (D-310)

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H51	-183055101,97	H77	-127616713,58
Qr	37922580,65	H82	-45539614,75
		Qc	28037325,94

Total	-145132521,32	Total	-145119002,39
--------------	----------------------	--------------	----------------------

25. Kondensor Destilasi D-340 (E-316)



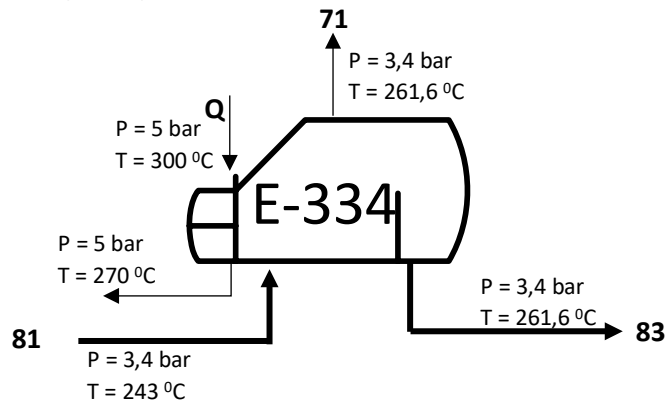
Heat duty (Q) dapat ditentukan melalui persamaan:

$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = Q$$

Tabel IV.2.25 Neraca Energi Kondensor D-340

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H75	-227196103,24	H76	-255233428,95
		Qc	28037325,94
Total	-227196103,24	Total	-227196103,01

26. Reboiler Destilasi D-340 (E-334)



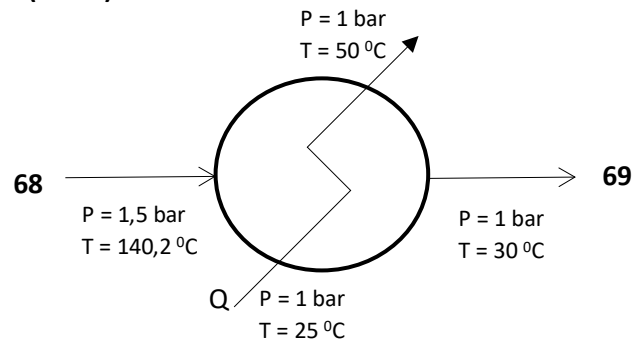
Heat duty (Q) dapat ditentukan melalui persamaan:

$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = Q$$

Tabel IV.2.26 Neraca Energi Reboiler D-340

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H81	-604819422,92	H82	-521357227,52
Qr	37922580,65	H83	-45539614,75
Total	-566896842,27	Total	-566896842,27

27. DEC Product Cooler (E-314)



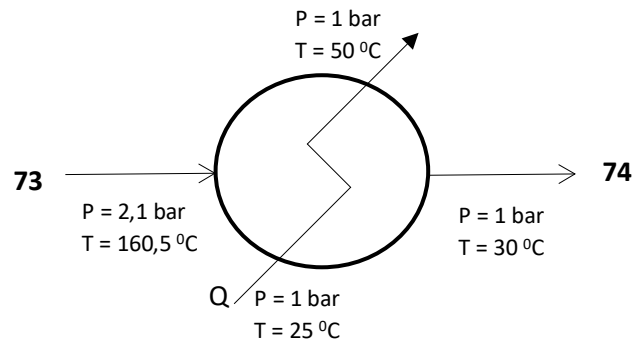
Heat duty (Q) dapat ditentukan melalui persamaan:

$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = Q$$

Tabel IV.2.27 Neraca Energi DEC Product Cooler E-314

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H68	-147775185,42	H69	-162811004,03
		Qc	15035818,60
Total	-147775185,42	Total	-147775185,42

28. PEE Prooduct Cooler (E-315)



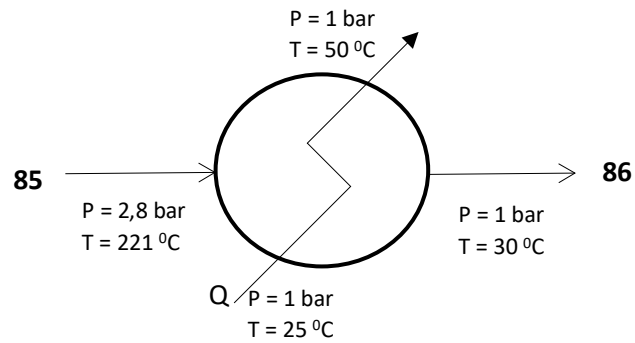
Heat duty (Q) dapat ditentukan melalui persamaan:

$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = Q$$

Tabel IV.2.28 Neraca Energi PEE Product Cooler E-315

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H73	-6530504,21	H74	-8547229,78
		Qc	2016725,57
Total	-6530504,21	Total	-6530504,21

29. PG Product Cooler (E-317)



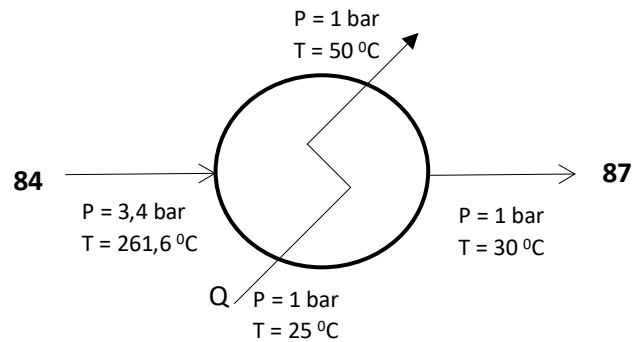
Heat duty (Q) dapat ditentukan melalui persamaan:

$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = Q$$

Tabel IV.2.29 Neraca Energi PG Product Cooler E-317

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H85	-138497338,17	H86	-153073177,34
		Qc	14575839,17
Total	-138497338,17	Total	-138497338,17

30. PC Product Cooler (E-318)



Heat duty (Q) dapat ditentukan melalui persamaan:

$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = Q$$

Tabel IV.2.30 Neraca Energi PC Product Cooler E-318

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H84	-45539614,75	H87	-60407883,83
		Qc	14868269,08
Total	-45539614,75	Total	-45539614,75

BAB V

DAFTAR DAN HARGA PERALATAN

Daftar harga dan peralatan yang digunakan dalam Tugas Desain Pabrik Dietil Karbonat dari CO₂, Etanol, dan Propilen Oksida sebagai berikut :

Tabel V.1 Daftar dan Harga Peralatan

Tabel D.3 Perkiraan Harga Peralatan Proses						
No	Kode	Nama Alat	Total	Harga US\$, 2014		Harga Total US\$, 2021
				Per Unit	Total	
1	F-112	Ethanol Storage	3	175.900	527.700	561.447,75
2	F-111	Propilen Oksida Storage Tank	2	152.100	304.200	323.654,36
3	F-321	DEC Storage Tank	1	674.700	674.700	717.848,77
4	F-322	PEE Storage Tank	1	174.500	174.500	185.659,72
5	F-323	Propilen Glikol Storage Tank	2	319.300	638.600	679.440,09
6	F-324	Propilen Karbonat Storage Tank	4	156.800	627.200	667.311,03
7	F-211	Akumulator D-210	1	10.600	10.600	11.277,90
8	F-311	Akumulator D-310	1	10.800	10.800	11.490,69
9	F-312	Akumulator D-320	1	10.500	10.500	11.171,50
10	F-313	Akumulator D-330	1	10.800	10.800	11.490,69
11	F-314	Akumulator D-340	1	11.800	11.800	12.554,64
12	R-110	Reactor	4	1500800	6.003.200	6.387.119,85
13	R-120	Reactor	4	1500800	6.003.200	6.387.119,85
14	D-210	Kolom Distilasi	1	46.026	46.026	48.969,48
15	D-310	Kolom Distilasi	1	45.067	45.067	47.949,15
16	D-320	Kolom Distilasi	1	46.000	46.000	48.941,82
17	D-330	Kolom Distilasi	1	44.029	44.029	46.844,77
18	D-340	Kolom Distilasi	1	48.070	48.070	51.144,20
19	E-111	Heat Exchager	8	11.200	89.600	95.330,15
20	E-112	Heat Exchager	8	11.200	89.600	95.330,15
21	E-113	Heat Exchager	8	40.300	322.400	343.018,30
22	E-114	Heat Exchager	8	40.301	322.408	343.026,81
23	E-115	Heat Exchager	8	17.400	139.200	148.102,19
24	E-116	Heat Exchager	8	17.401	139.208	148.110,70
25	E-211	Heat Exchager	3	117.100	351.300	373.766,53
26	E-311	Heat Exchager	1	74.500	74.500	79.264,46
27	E-312	Heat Exchager	2	32.100	64.200	68.305,75
28	E-313	Heat Exchager	1	53.100	53.100	56.495,88
29	E-314	Heat Exchager	1	25.600	25.600	27.237,18
30	E-315	Heat Exchager	1	4.600	4.600	4.894,18
31	E-316	Heat Exchager	1	33.400	33.400	35.536,01

32	E-317	Heat Exchanger	1	22.300	22.300	23.726,14
33	E-318	Heat Exchanger	1	36.500	36.500	38.834,27
34	E-221	Heat Exchanger	1	95.300	95.300	101.394,68
35	E-331	Heat Exchanger	1	34.900	34.900	37.131,94
36	E-332	Heat Exchanger	1	40.900	40.900	43.515,66
37	E-333	Heat Exchanger	1	64.300	64.300	68.412,15
38	E-334	Heat Exchanger	1	87.600	87.600	93.202,24
39	G-111	CO ₂ Compressor	1	4.800	4.800	5.106,97
40	L-111	Pump	1	6.300	6.300	6.702,90
41	L-112	Pump	1	7.500	7.500	7.979,64
42	L-113	Pump	1	15.100	15.100	16.065,68
43	L-211	Pump	1	15.100	15.100	16.065,68
44	L-212	Pump	1	8.300	8.300	8.830,81
45	L-311	Pump	1	5.100	5.100	5.426,16
46	L-312	Pump	1	7.300	7.300	7.766,85
47	L-313	Pump	1	3.900	3.900	4.149,41
48	L-314	Pump	1	2.400	2.400	2.553,49
49	L-315	Pump	1	11.900	11.900	12.661,04
50	L-316	Pump	1	1.500	1.500	1.595,93
51	L-317	Pump	1	6.300	6.300	6.702,90
Total			109	18.537.679		

V.1 Ethanol Storage (F-112)

Tabel V.2 Spesifikasi Alat Ethanol Storage (F-112)

No. Kode	F-112	
Fungsi	Menyimpan Feed Etanol	
Kapasitas	6.385 bbl =	1015,2 m ³
Bahan Kontruksi	Carbon Steel SA-283 Grade C	
Tipe sambungan	Double welded but joint	
Bentuk tangki	Silinder	
Jenis tutup atas	Standard Dish Head	
ID shell	420 inch =	10,668 m
Tinggi shell	576 inch =	14,630 m
Tinggi tutup atas	5,276 ft =	1,608 m
Tebal shell	0,78 inch =	0,02 m
Tebal tutup atas	0,78 inch =	0,020 m

V.2 Propilen Oxide Storage Tank (F-111)

Tabel V.3 Spesifikasi Alat Propilen Oxide Storage Tank (F-111)

No. Kode	F-111		
Fungsi	Menyimpan Feed Propilen Oksida		
Tipe	Internal Floating Roof with Nitrogen Blanket		
Kapasitas	26.959,99	ft ³ =	754,88 m ³
Bahan Kontruksi	Stainless Steel Type 240		
Tipe sambungan	Double welded but joint		
Bentuk tangki	Silinder		
Jenis tutup atas	Elliptical Dished Head		
ID shell	89,061	inch =	2,2621 m
OD Shell	90	inch =	2,286 m
Tinggi Shell	11,133	ft =	3,3932 m
Tebal Shell	1/2	inch =	0,0127 m
Tebal tutup atas	5/8	inch =	0,0159 m
Jumlah	2		buah

V.3 Dietil Karbonat Storage Tank (F-321)

Tabel V.4 Spesifikasi Alat Dietil Karbonat Storage Tank (F-321)

Spesifikasi	Keterangan		
No. Kode	F-321		
Fungsi	Menyimpan Produk DEC		
Kapasitas	40.790	bbl =	6485,6 m ³
Bahan Kontruksi	Carbon Steel SA-283 Grade C		
Tipe sambungan	Double welded but joint		
Bentuk tangki	Silinder		
Jenis tutup atas	Standard Dish Head		
ID shell	1.080	inch =	27,432 m
Tinggi shell	432	inch =	10,973 m
Tinggi tutup atas	182,52	inch =	4,636 m
Tebal tutup atas	2 1/2	inch =	0,0635 m
Tebal shell	2 1/2	inch =	0,0635 m
Jumlah	4		buah

V.4 PEE Storage Tank (F-322)

Tabel V.5 Spesifikasi Alat PEE Storage Tank (F-322)

Spesifikasi	Keterangan			
No. Kode	F-322			
Fungsi	Menyimpan Produk PEE			
Kapasitas	26.860	bbl =	4270,7	m ³
Bahan Kontruksi	Carbon Steel SA-283 Grade C			
Tipe sambungan	Double welded but joint			
Bentuk tangki	Silinder			
Jenis tutup atas	Standard Dish Head			
ID shell	960	inch =	24,384	m
Tinggi shell	360	inch =	9,144	m
Tinggi tutup atas	162,41	inch =	4,1252	m
Tebal tutup atas	1 3/8	inch =	0,0159	m
Tebal shell	1/2	inch =	0,0064	m

V.5 Propilen Glikol Storage Tank (F-323)

Tabel V.6 Spesifikasi Alat Propilen Glikol Storage Tank (F-323)

Spesifikasi	Keterangan			
No. Kode	F-323			
Fungsi	Menyimpan Produk Propilen Glikol			
Kapasitas	26.860	bbl =	4270,7	m ³
Bahan Kontruksi	Carbon Steel SA-283 Grade C			
Tipe sambungan	Double welded but joint			
Bentuk tangki	Silinder			
Jenis tutup atas	Standard Dish Head			
ID shell	960	inch =	24,384	m
Tinggi shell	360	inch =	9,144	m
Tinggi tutup atas	162,24	inch =	4,1209	m
Tebal tutup atas	1 1/2	inch =	0,0381	m
Tebal shell	1 5/8	inch =	0,0413	m

V.6 Propilen Karbonat Storage Tank (F-324)

Tabel V.7 Spesifikasi Alat Propilen Karbonat Storage Tank (F-324)

Spesifikasi	Keterangan			
No. Kode	F-324			
Fungsi	Menyimpan Produk Propilen Karbonat			
Kapasitas	26.860	bbl =	4270,7	m ³
Bahan Kontruksi	Carbon Steel SA-283 Grade C			
Tipe sambungan	Double welded but joint			
Bentuk tangki	Silinder			
Jenis tutup atas	Standard Dish Head			
ID shell	960,00	inch =	24,38	m
Tinggi shell	360,00	inch =	9,14	m
Tinggi tutup atas	162,24	inch =	4,12	m
Tebal tutup atas	1 3/8	inch =	0,02	m
Tebal shell	1 3/8	inch =	0,02	m

V.7 Kompresor (G-111)

Tabel V.8 Spesifikasi Alat Kompresor (G-111)

Spesifikasi	Keterangan		
Kode	G-111		
Type	Centrifugal Compressor		
Fungsi	Menaikkan tekanan aliran feed flue gas		
Jumlah stage	3		
Bahan	Carbon Steel		
Kondisi operasi :	Psuction :	100 kPa	Tsuction = 30 °C
	Pdischarge :	3000 kPa	Tdischarge = 407 °C
Kapasitas	16,369.488		Kg/jam
r	3.107		
Efisiensi	0.810		%
Power	3.568		Hp

V.8 Heat Exchanger (E-111)

Tabel V.9 Spesifikasi Alat Heat Exchanger (E-111)

Spesifikasi	
Kode	: E-111
Fungsi	: Menurunkan suhu keluaran kompresor membentuk kondisi 2 fasa
Tipe	: <i>1-2 shell and tube heat exchanger</i>
Kapasitas	: Massa fluida panas (M) = 8185 kg/jam
	: Massa fluida dingin (m) = 35842 kg/jam
Jumlah	: 1 buah <i>heat exchanger</i>
Ukuran	<i>Shell</i> : ID = 8 in ; <i>Baffle Spacing</i> = 8 in
	= 0,2 m = 0,2 m
	<i>Tube</i> : OD = 0,8 in ; ID = 0,5 in, BWG = 12
	= 0,02 m = 0,01 m
	Pt = 1 (<i>triangular</i>) = 0,025 m
	Panjang = 18 ft = 5,5 m
	Jumlah <i>tube</i> = 37 buah
Bahan konstruksi	<i>Shell</i> : <i>Carbon steel</i>
	<i>Tube</i> : <i>Carbon steel</i>
ΔP	: 1,3348 psia (gas) - <i>Shell</i> Allowable : 2 psia (<i>Shell</i>)
	: 1,70 psia (<i>liquid</i>) - <i>Tube</i> 10 psia (<i>Tube</i>)
<i>Dirt factor</i> (Rd)	: 0,01284 J. ft ² °F/Btu
	: 0,0005 J. ft ² °F/Btu

V.9 Pompa (L-111)

Tabel V.10 Spesifikasi Alat Pompa (L-111)

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	L-111
Fungsi	Meningkatkan tekanan feed propylene oxide sebelum masuk ke reaktor
Tipe	Rotary
Kapasitas	143.943 gpm
Material case	Cast iron
Material rotor	Carbon steel
Suction pressure	101.30 kPa
Discharge pressure	3010.0 kPa
Beda ketinggian	10 ft
Ukuran pipa	4 in Sch 10
Power pompa	450 hp
Jumlah	1 buah

V.10 Heat Exchanger (E-113)

Tabel V.11 Spesifikasi Alat Heat Exchanger (E-113)

Spesifikasi	
Kode	: E-113
Fungsi	: Memanaskan Feed Propilen oxide sebelum memasuki reaktor
Tipe	: <i>1-2 shell and tube heat exchanger</i>
Kapasitas	: Massa fluida panas (M) = 80378 kg/jam Massa fluida dingin (m) = 16001 kg/jam
Jumlah	: 1 buah <i>heat exchanger</i>
Ukuran	
<i>Shell</i>	: ID = 12 in ; <i>Baffle Spacing</i> = 12 in = 0,3 m = 0,3 m
<i>Tube</i>	: OD = 3/4 in ; ID = 0,53 in, BWG = 12 = 0,02 m = 0,01 m
	: Pt = 1 (<i>triangular</i>) = 0,025 m
	: Panjang = 20 ft = 6,1 m
	: Jumlah <i>tube</i> = 92 buah
Bahan konstruksi	
<i>Shell</i>	: <i>Carbon steel</i>
<i>Tube</i>	: <i>Carbon steel</i>
ΔP	: 0,0977 psia (<i>liquid</i>) - <i>Shell</i> Allowable : 10 psia (<i>Shell</i>) 0,4211 psia (<i>gas</i>) - <i>Tube</i> 2 psia (<i>Tube</i>)
<i>Dirt factor</i> (Rd)	: 0,0193 J. ft ² °F/Btu = 0,0005 J. ft ² °F/Btu

V.11 Pompa (L-112)

Tabel V.12 Spesifikasi Alat Pompa (L-112)

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	L-112
Fungsi	Meningkatkan tekanan feed etanol sebelum masuk ke reaktor
Tipe	Rotary
Kapasitas	90.016 gpm
Material case	Cast iron
Material rotor	Carbon steel
Suction pressure	101.30 kPa
Discharge pressure	3010.0 kPa
Beda ketinggian	10 ft
Ukuran pipa	3 1/2 in Sch 40
Power pompa	300 hp
Jumlah	1 buah

V.12 Heat Exchanger (E-115)

Tabel V.13 Spesifikasi Alat Heat Exchanger (E-115)

Spesifikasi	
Kode	: E-115
Fungsi	: Memanaskan Feed etanol sebelum memasuki reaktor
Tipe	: <i>2-4 shell and tube heat exchanger</i>
Kapasitas	: Massa fluida panas (M) = 326945 kg/jam Massa fluida dingin (m) = 192107 kg/jam
Jumlah	: 1 buah <i>heat exchanger</i>
Ukuran	
<i>Shell</i>	: ID = 10 in ; <i>Baffle Spacing</i> = 10 in = 0,3 m = 0,3 m
<i>Tube</i>	: OD = 3/4 in ; ID = 0,48 in, BWG = 12 = 0,02 m = 0,01 m
	: Pt = 15/16 (<i>triangular</i>) = 0,024 m
	: Panjang = 18 ft = 5,5 m
	: Jumlah <i>tube</i> = 62 buah
Bahan konstruksi	
<i>Shell</i>	: <i>Carbon steel</i>
<i>Tube</i>	: <i>Carbon steel</i>
ΔP	: 1,5255 psia (<i>liquid</i>) - <i>Shell</i> Allowable : 2 psia (<i>Shell</i>) 2,4002 psia (<i>liquid</i>) - <i>Tube</i> 10 psia (<i>Tube</i>)
<i>Dirt factor</i> (Rd)	: 0,0006 J. ft ² °F/Btu = 0,0005 J. ft ² °F/Btu

V.13 Reaktor (R-110)

Tabel V.14 Spesifikasi Alat Reaktor (R-110)

Spesifikasi	Keterangan	
Tipe	Mixed Flow Reactor berbentuk silinder tegak dengan elliptical dish head	
Bahan konstruksi	High Alloy Steel SA-240 Grade M type 316	
Tipe Pengelasan	Double Welded Butt Joint	
Temperature operasi	169,8	C
Tekanan operasi	3000	kPa
Kapasitas	276,7	m ³
Diameter	6,10	m
Tinggi total	10,9	m
Tebal silinder	0,053	m
Tipe tutup atas	Elliptical Dished Head	
Tebal tutup atas	0,183	m
Tipe tutup bawah	Elliptical Dished Head	
Tebal tutup bawah	0,183	m
Tipe Katalis	PVEImBr-MgO 450	
Massa katalis	5091,230	Kg
Jaket Pendingin	0,000763	m ²
Jumlah alat	8	unit

V.14 Kolom Distilasi (D-210)

Tabel V.15 Spesifikasi Alat Kolom Distilasi (D-210)

Spesifikasi	Keterangan	
Kode	D-210	
Fungsi	Memisahkan Produk dari non Produk (Etanol dan PO)	
Tipe	Total Kondenser, Parsial Reboiler	
Kapasitas	103.82	ft ³ /jam
Bahan	SA 283 Grade C Carbon Steel	
Jumlah	1	
Spesifikasi Plate :		
Type of tray	Cross Flow Sieve Tray	
Tower diameter	8	ft
Tray spacing	24	in
Active area	39.984	ft ²
Hole area	1.002	ft ²
Downcomer area	4.411	ft ²
Active/tower area	69.082	%
Hole spacing	2.0	in
Weir length	5.6	ft
Weir height	1.20	in
Downcomer clearance	0.48	in
Number of tray	36	
Tinggi Kolom	79.1996	ft
Tebal Shell	1/2	in

V.15 Kondenser (E-221)

Tabel V.16 Spesifikasi Alat Kondenser (E-221)

Spesifikasi	
Kode	: E-221
Fungsi	: Mengkondensasikan aliran recycle etanol agar tidak ada fase gas untuk dipompa
Tipe	: <i>2-4 shell and tube heat exchanger</i>
Kapasitas	: Massa fluida panas (M) = 493782 kg/jam Massa fluida dingin (m) = 9304406 kg/jam
Jumlah	: 3 buah <i>heat exchanger</i> dipasang paralel
Ukuran	
<i>Shell</i>	: ID = 37 in ; <i>Baffle Spacing</i> = 37 in = 0.9 m = 0.9 m
<i>Tube</i>	: OD = 1 in ; ID = 0.73 in, BWG = 10 = 0 m = 0 m Pt = 1 3/4 in (<i>triangular</i>) = 0.044 m Panjang = 20 ft = 0.5 m Jumlah <i>tube</i> = 664 buah
Bahan konstruksi	
<i>Shell</i>	: <i>Carbon steel</i>
<i>Tube</i>	: <i>Carbon steel</i>
ΔP allowance	: 0.1644 psia (<i>liquid</i>) - <i>Shell</i> Allowable : 10 psia (<i>Shell</i>) 0.02 psia (<i>liquid</i>) - <i>Tube</i> Allowable : 2 psia (<i>Tube</i>)
<i>Dirt factor</i> (Rd)	: 0.0014 J. ft ² °F/Btu Rd Allowable = 0.001 J. ft ² °F/Btu

V.16 Akumulator (F-211)

Tabel V.17 Spesifikasi Alat Akumulator (F-211)

Spesifikasi	Keterangan	
Kode	F-211	
Jumlah	1 buah	
Fungsi	Tempat untuk menampung liquida hasil kondensasi	
Kapasitas (ft ³)	1836	
Material	Carbon steel SA-283 Grade C	
Ukuran		
ID	143	in
OD	144	in
Ls	216.00	in = 18.00 ft
Ltotal	272	in = 22.64 ft
t _s	1/2	in
t _{ha}	5/16	in
t _{hb}	5/16	in
ha	24.34	in
hb	24.34	in
tipe tutup	Standart Dished Head	

V.17 Pompa (L-211)

Tabel V.18 Spesifikasi Alat Pompa (L-211)

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	L-211
Fungsi	Memompa produk atas menjadi reflux pada kolom distilasi D-210
Tipe	Centrifugal
Kapasitas	1889.739 gpm
Material case	Cast iron
Material rotor	Carbon steel
Suction pressure	340.00 kPa
Discharge pressure	350.0 kPa
Beda ketinggian	35 ft
Ukuran pipa	14 in Sch 30
Power pompa	50 hp
Jumlah	1 buah

V.18 Reboiler (E-221)

Tabel V.19 Spesifikasi Alat Reboiler (E-221)

Spesifikasi	
Kode	: E-221
Fungsi	: Memanaskan aliran bottom product kolom distilasi D-210
Tipe	: 2-4 Kettle Reboiler
Kapasitas	Massa fluida panas : 2594529.73 lb/jam
	Massa fluida dingin : 148266.80 lb/jam
Jumlah	: 1 Buah Reboiler
Ukuran	<i>Shell</i> : ID = 33 in 0.8382 m
	<i>Tube</i> : OD = 1 in ID = 0.902 in 0.0254 m 0.0229 m Pt = 1 14 in Triangular 0.0254 m L = 20 ft 6.096 m Nt = 522 buah BWG Tube pass
Bahan	<i>Shell</i> : Carbon Steel
	<i>Tube</i> : Carbon Steel
ΔP allow	: 0.900 psia (steam -tube) Allowable 10 psia
Dirt factor (Rd)	: 0.0019 J. ft ² oF/Btu Allowable 0.001 J. ft ² oF/Btu

V.19 Pompa (L-113)

Tabel V.20 Spesifikasi Alat Pompa (L-113)

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	L-113
Fungsi	Meningkatkan tekanan ethanol dari D-210 menuju recycle
Tipe	Rotary
Kapasitas	1889.739 gpm
Material case	Cast iron
Material rotor	Carbon steel
Suction pressure	340.00 kPa
Discharge pressure	3010.0 kPa
Beda ketinggian	25 ft
Ukuran pipa	14 in Sch 30
Power pompa	5500 hp

Jumlah	1 buah
--------	--------

V.20 Pompa (L-113)

Tabel V.21 Spesifikasi Alat Pompa (L-113)

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	L-212
Fungsi	Memompa produk bawah D-210 ke kolom distilasi D-310
Tipe	Centrifugal
Kapasitas	312.384 gpm
Material case	Cast iron
Material rotor	Carbon steel
Suction pressure	380.00 kPa
Discharge pressure	390.0 kPa
Beda ketinggian	24 ft
Ukuran pipa	6 in Sch 40
Power pompa	7-1/2 hp
Jumlah	1 buah

V.21 Kolom Distilasi (D-310)

Tabel V.22 Spesifikasi Alat Kolom Distilasi (D-410)

Spesifikasi	Keterangan	
Kode	D-310	
Fungsi	Memisahkan DEC, PEE dan EG, EC	
Tipe	Total Kondenser, Parsial Reboiler	
Kapasitas	26.17	ft ³ /jam
Bahan	SA 283 Grade C Carbon Steel	
Jumlah	1	
Spesifikasi Plate :		
Type of tray	Double Pass Sieve Tray	
Tower diameter	8	ft
Tray spacing	24	in
Active area	43.619	ft ²
Hole area	3.006	ft ²
Downcomer area	2.612	ft ²
Active/tower area	76.315	%
Hole spacing	4.0	in
Weir length	4.8	ft
Weir height	3.00	in
Downcomer clearance	1.14	in
Number of tray	29	
Tinggi Kolom	60.5625	ft
Tebal Shell	7/16	in

V.22 Kondenser (E-311)

Tabel V.23 Spesifikasi Alat Kondenser (E-311)

Spesifikasi	
Kode	: E-311
Fungsi	: Kondenser pada kolom distilasi D-310
Tipe	: <i>2-4 shell and tube heat exchanger</i>
Kapasitas	: Massa fluida panas (M) = 63964 kg/jam Massa fluida dingin (m) = 206958 kg/jam
Jumlah	: 1 buah <i>heat exchanger</i>
Ukuran	
<i>Shell</i>	: ID = 31 in ; <i>Baffle Spacing</i> = 31 in = 0.8 m = 0.8 m
<i>Tube</i>	: OD = 0.8 in ; ID = 0.5 in, BWG = 12 = 0 m = 0.01 m Pt = 1 (<i>triangular</i>) = 0.025 m Panjang = 12 ft = 3.7 m Jumlah <i>tube</i> = 745 buah
Bahan konstruksi	
<i>Shell</i>	: <i>Carbon steel</i>
<i>Tube</i>	: <i>Carbon steel</i>
ΔP allowance	: (Top Tray) - Allowable Shell : 2 psia (<i>Shell</i>) 1.6054 psia (Cooling Water) - <i>Tube</i> 10 psia (<i>Tube</i>) Rd Allowable
<i>Dirt factor</i> (Rd)	: 0.0135 J. ft ² °F/Btu = 0.001 J. ft ² °F/Btu

V.23 Akumulator (F-311)

Tabel V.24 Spesifikasi Alat Akumulator (F-311)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	F-311
Jumlah	1 buah
Fungsi	Tempat untuk menampung liquida hasil kondensasi
Kapasitas (ft ³)	135
Material	Carbon steel SA-283 Grade C
Ukuran	
ID	65.5 in
OD	66 in
Ls	99.00 in = 8.25 ft
Ltotal	125 in = 10.44 ft
ts	1/4 in
tha	3/16 in
thb	3/16 in
ha	11.15 in
hb	11.15 in
tipe tutup	Standart Dished Head

V.24 Pompa (L-311)

Tabel V.25 Spesifikasi Alat Pompa (L-311)

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	L-311
Fungsi	Memompa produk atas menjadi reflux pada kolom distilasi D-310
Tipe	Centrifugal
Kapasitas	144.885 gpm
Material case	Cast iron
Material rotor	Carbon steel
Suction pressure	310.00 kPa
Discharge pressure	320.0 kPa
Beda ketinggian	18 ft
Ukuran pipa	3 1/2 in Sch 10
Power pompa	3 hp
Jumlah	1 buah

V.25 Reboiler (E-331)

Tabel V.26 Spesifikasi Alat Reboiler (E-331)

Spesifikasi	
Kode	: E-331
Fungsi	: Memanaskan aliran bottom product kolom distilasi D-310
Tipe	: 2-4 Kettle Reboiler
Kapasitas	: Massa fluida panas 71453.10 lb/jam
	: Massa fluida dingin : 76189.21 lb/jam
Jumlah	: 1 Buah Reboiler
Ukuran	<i>Shell</i> : ID = 19.25 in 0.48895 m
	<i>Tube</i> : OD = 1 in ID = 0.902 in 0.0254 m 0.0229 m
	Pt = 1,875 in Triangular 0.0254 m
	L = 12 ft 3.6576 m
	Nt = 140 buah BWG Tube pass
	Bahan
<i>Shell</i>	: Carbon Steel
<i>Tube</i>	: Carbon Steel
ΔP allow	: 1.996 psia (steam -tube) Allowable 10 psia
<i>Dirt factor (Rd)</i>	: 0.0019 J. ft2 oF/Btu Allowable 0.001 J. ft2 oF/Btu

V.26 Pompa (L-312)

Tabel V.27 Spesifikasi Alat Pompa (L-312)

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	L-312
Fungsi	Memompa produk bawah D-310 ke kolom distilasi D-340
Tipe	Centrifugal
Kapasitas	152.834 gpm
Material case	Cast iron
Material rotor	Carbon steel
Suction pressure	360.00 kPa
Discharge pressure	370.0 kPa
Beda ketinggian	10 ft
Ukuran pipa	5 in Sch 120
Power pompa	3 hp

Jumlah	1 buah
--------	--------

V.27 Kolom Distilasi (D-320)

Tabel V.28 Spesifikasi Alat Kolom Distilasi (D-320)

Spesifikasi	Keterangan	
Kode	D-320	
Fungsi	Memisahkan Propilen Glikol dari DEC dan PEE	
Tipe	Total Kondensor, Parsial Reboiler	
Kapasitas	7.58	ft ³ /jam
Bahan	SA 283 Grade C Carbon Steel	
Jumlah	1	
Spesifikasi Plate :		
Type of tray	Cross Flow Sieve Tray	
Tower diameter	3	ft
Tray spacing	24	in
Active area	6.068	ft ²
Hole area	0.340	ft ²
Downcomer area	0.367	ft ²
Active/tower area	61.459	%
Hole spacing	2.0	in
Weir length	1.8	ft
Weir height	2.30	in
Downcomer clearance	0.32	in
Number of tray	23	
Tinggi Kolom	50.2182	ft
Tebal Shell	3/16	in

V.28 Kondenser (E-312)

Tabel V.29 Spesifikasi Alat Kondenser (E-312)

Spesifikasi	
Kode	: E-312
Fungsi	: Kondenser pada kolom distilasi D-320
Tipe	: <i>2-4 shell and tube heat exchanger</i>
Kapasitas	: Massa fluida panas (M) = 85469 kg/jam Massa fluida dingin (m) = 244216 kg/jam
Jumlah	: 2 buah <i>heat exchanger</i>
Ukuran	
<i>Shell</i>	: ID = 19 in ; <i>Baffle Spacing</i> = 19 in = 0.5 m = 0.5 m
<i>Tube</i>	: OD = 0.8 in ; ID = 0.5 in, BWG = 12 = 0 m = 0.01 m Pt = 1 in (<i>triangular</i>) = 0.025 m Panjang = 12 ft = 3.7 m Jumlah <i>tube</i> = 250 buah
Bahan konstruksi	
<i>Shell</i>	: <i>Carbon steel</i>
<i>Tube</i>	: <i>Carbon steel</i>
ΔP allowance	: 0.4785 psia (<i>Top Tray</i>) - Allowable 3.2997 psia (<i>Shell</i>) : 2 psia (<i>Shell</i>) (Cooling Water) - <i>Tube</i> 10 psia (<i>Tube</i>)
<i>Dirt factor</i> (Rd)	: 0.0120 J. ft ² °F/Btu Rd Allowable = 0.001 J. ft ² °F/Btu

V.29 Akumulator (F-312)

Tabel V.30 Spesifikasi Alat Akumulator (F-312)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	F-312
Jumlah	1 buah
Fungsi	Tempat untuk menampung liquida hasil kondensasi
Kapasitas (ft ³)	135
Material	Carbon steel SA-283 Grade C
Ukuran	
ID	65.625 in
OD	66 in
Ls	99.00 in = 8.25 ft
Ltotal	125 in = 10.44 ft
ts	1/5 in
tha	3/16 in
thb	3/16 in
ha	11.15 in
hb	11.15 in
tipe tutup	Standart Dished Head

V.30 Pompa (L-313)

Tabel V.31 Spesifikasi Alat Pompa (L-313)

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	L-313
Fungsi	Memompa produk atas menjadi reflux pada kolom distilasi D-320
Tipe	Centrifugal
Kapasitas	44.902 gpm
Material case	Cast iron
Material rotor	Carbon steel
Suction pressure	230.00 kPa
Discharge pressure	240.0 kPa
Beda ketinggian	18 ft
Ukuran pipa	2 1/2 in Sch 10
Power pompa	1 hp
Jumlah	1 buah

V.31 Reboiler (E-332)

Tabel V.32 Spesifikasi Alat Reboiler (E-332)

Spesifikasi	
Kode	: E-332
Fungsi	: Memanaskan aliran bottom product kolom distilasi D-320
Tipe	: 1-2 Kettle Reboiler
Kapasitas	Massa fluida panas : 247936.49 lb/jam
	Massa fluida dingin : 78.03 lb/jam
Jumlah	: 1 Buah Reboiler
Ukuran	<i>Shell</i> : ID = 27 in 0.6858 m
	<i>Tube</i> : OD = 1 1/2 in ID = 1.4 in 0.0381 m 0.0356 m Pt = 1,875 in Triangular 0.0254 m L = 12 ft 3.6576 m Nt = 125 buah BWG Tube pass
Bahan	<i>Shell</i> : Carbon Steel
	<i>Tube</i> : Carbon Steel
<i>ΔP allow</i>	: 1.798 psia (steam -tube) Allowable 10 psia
<i>Dirt factor (Rd)</i>	: 0.0012 J. ft ² oF/Btu Allowable 0.001 J. ft ² oF/Btu

V.32 Pompa (L-314)

Tabel V.33 Spesifikasi Alat Pompa (L-314)

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	L-314
Fungsi	Memompa produk bawah D-320
Tipe	Centrifugal
Kapasitas	9.564 gpm
Material case	Cast iron
Material rotor	Carbon steel
Suction pressure	280.00 kPa
Discharge pressure	290.0 kPa
Beda ketinggian	10 ft
Ukuran pipa	1 1/2 in Sch 160
Power pompa	1/6 hp
Jumlah	1 buah

V.33 Kolom Distilasi (D-330)

Tabel V.34 Spesifikasi Alat Kolom Distilasi (D-330)

Spesifikasi	Keterangan	
Kode	D-430	
Fungsi	Memisahkan DEC dan Cellosolve	
Tipe	Total Kondensor, Parsial Reboiler	
Kapasitas	26,14	ft ³ /jam
Bahan	SA 283 Grade C Carbon Steel	
Jumlah	1	
Spesifikasi Plate :		
Type of tray	Cross Flow Sieve Tray	
Tower diameter	5	ft
Tray spacing	24	in
Active area	12,611	ft ²
Hole area	3,028	ft ²
Downcomer area	1,021	ft ²
Active/tower area	64,260	%
Hole spacing	2,0	in
Weir length	3,0	ft
Weir height	2,30	in
Downcomer clearance	0,54	in
Number of tray	55	
Tinggi Kolom	104,9963	ft
Tebal Shell	1/4	in

V.34 Kondenser (E-313)

Tabel V.35 Spesifikasi Alat Kondenser (E-313)

Spesifikasi	
Kode	: E-313
Fungsi	: Kondenser pada kolom distilasi D-330
Tipe	: <i>2-4 shell and tube heat exchanger</i>
Kapasitas	: Massa fluida panas (M) = 36750 kg/jam
	: Massa fluida dingin (m) = 675958 kg/jam
Jumlah	: 1 buah <i>heat exchanger</i>
Ukuran	
<i>Shell</i>	: ID = 25 in ; <i>Baffle Spacing</i> = 25 in
	: = 0.6 m ; = 0.6 m
<i>Tube</i>	: OD = 3/4 in ; ID = 0.5 in, BWG = 12
	: = 0 m ; = 0.01 m
	: Pt = 1 in (<i>triangular</i>) = 0.025 m
	: Panjang = 12 ft = 3.7 m
	: Jumlah <i>tube</i> = 452 buah
Bahan konstruksi	
<i>Shell</i>	: <i>Carbon steel</i>
<i>Tube</i>	: <i>Carbon steel</i>
ΔP allowance	: (Top Tray) - Allowable Shell : 2 psia (<i>Shell</i>)
	: 0.1477 psia ; 3.8448 psia (Cooling Water) - Tube 10 psia (<i>Tube</i>)
<i>Dirt factor</i> (Rd)	: Rd Allowable = 0.001 J. ft ² °F/Btu
	: 0.0174 J. ft ² °F/Btu = 0.001 J. ft ² °F/Btu

V.35 Akumulator (F-313)

Tabel V.36 Spesifikasi Alat Kondenser (F-313)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	F-313
Jumlah	1 buah
Fungsi	Tempat untuk menampung liquida hasil kondensasi
Kapasitas (ft ³)	133
Material	Carbon steel SA-283 Grade C
Ukuran	
ID	59.625 in
OD	60 in
Ls	90.00 in = 7.50 ft
Ltotal	115 in = 9.56 ft
ts	1/5 in
tha	3/16 in
thb	3/16 in
ha	10.14 in
hb	10.14 in
tipe tutup	Standart Dished Head

V.36 Pompa (L-315)

Tabel V.37 Spesifikasi Alat Pompa (L-315)

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	L-315
Fungsi	Memompa produk atas menjadi reflux pada kolom distilasi D-330
Tipe	Centrifugal
Kapasitas	870.837 gpm
Material case	Cast iron
Material rotor	Carbon steel
Suction pressure	150.00 kPa
Discharge pressure	160.0 kPa
Beda ketinggian	20 ft
Ukuran pipa	10 in Sch 80
Power pompa	20 hp
Jumlah	1 buah

V.37 Pompa (L-317)

Tabel V.38 Spesifikasi Alat Pompa (L-317)

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	L-314
Fungsi	Meningkatkan tekanan produk bawah D-320
Tipe	Centrifugal
Kapasitas	0.147 gpm
Material case	Cast iron
Material rotor	Carbon steel
Suction pressure	230 kPa
Discharge pressure	2.000 kPa
Beda ketinggian	55 ft
Ukuran pipa	4 in Sch 5S
Power pompa	250 hp
Jumlah	1 buah

V.38 Heat Exchanger (E-314)

Tabel V.39 Spesifikasi Alat Heat Exchanger (E-314)

Spesifikasi	
Kode	: E-314
Fungsi	: Menurunkan suhu aliran produk DEC untuk disimpan ke dalam storage
Tipe	: <i>1-2 shell and tube heat exchanger</i>
Kapasitas	: Massa fluida panas (M) = 28533 kg/jam Massa fluida dingin (m) = 58851 kg/jam
Jumlah	: 1 buah <i>heat exchanger</i>
Ukuran	
<i>Shell</i>	: ID = 15 in ; <i>Baffle Spacing</i> = 15 in = 0.4 m = 0.4 m
<i>Tube</i>	: OD = 1 in ; ID = 0.7 in, BWG = 8 = 0.03 m = 0.02 m
	: Pt = 1 1/4 in (<i>triangular</i>) = 0.032 m
	: Panjang = 20 ft = 6.1 m
	: Jumlah <i>tube</i> = 86 buah
Bahan konstruksi	
<i>Shell</i>	: <i>Carbon steel</i>
<i>Tube</i>	: <i>Carbon steel</i>
ΔP	: 1.8164 psia (<i>liquid</i>) - <i>Shell</i> Allowable : 10 psia (<i>Shell</i>) 0.46 psia (<i>liquid</i>) - <i>Tube</i> 10 psia (<i>Tube</i>)
<i>Dirt factor</i> (Rd)	: 0.00146 J. ft ² °F/Btu Rd Allowable = 0.0005 J. ft ² °F/Btu

V.39 Reboiler (E-333)

Tabel V.40 Spesifikasi Alat Reboiler (E-333)

Spesifikasi	
Kode	: E-333
Fungsi	: Memanaskan aliran bottom product kolom distilasi D-330
Tipe	: 2-4 Kettle Reboiler
Kapasitas	Massa fluida panas : 36023352.62 lb/jam
	Massa fluida dingin : 80850.00 lb/jam
Jumlah	: 1 Buah Reboiler
Ukuran	<i>Shell</i> : ID = 39 in 0.9906 m
	<i>Tube</i> : OD = 1 1/2 in ID = 1.4 in 0.0381 m 0.0356 m Pt = 1,875 in Triangular 0.0254 m L = 12 ft 3.6576 m Nt = 284 buah BWG Tube pass
Bahan	<i>Shell</i> : Carbon Steel
	<i>Tube</i> : Carbon Steel
ΔP allow	: 2.698 psia (steam -tube) Allowable 2.9 psia
Dirt factor (Rd)	: 0.0010 J. ft ² oF/Btu Allowable 0.001 J. ft ² oF/Btu

V.40 Heat Exchanger (E-315)

Tabel V.41 Spesifikasi Alat Heat Exchanger (E-315)

Spesifikasi		
Kode	: E-315	
Fungsi	: Menurunkan suhu aliran produk PEE untuk disimpan ke dalam storage	
Tipe	: <i>1-2 shell and tube heat exchanger</i>	
Kapasitas	: Massa fluida panas (M) = 4171 kg/jam	
	: Massa fluida dingin (m) = 8875 kg/jam	
Jumlah	: 1 buah <i>heat exchanger</i>	
Ukuran	<i>Shell</i> : ID = 8 in ; <i>Baffle Spacing</i> = 8 in	
	= 0.2 m = 0.2 m	
	<i>Tube</i> : OD = 1 in ; ID = 0.7 in, BWG = 8	
	= 0 m = 0 m	
	Pt = 1 1/4 in (<i>triangular</i>) = 0.032 m	
	Panjang = 20 ft = 6.1 m	
	Jumlah <i>tube</i> = 21 buah	
	Bahan konstruksi	
	<i>Shell</i>	: <i>Carbon steel</i>
	<i>Tube</i>	: <i>Carbon steel</i>
ΔP	: 0.3661 psia (<i>liquid</i>) - Allowable <i>Shell</i> : 10 psia (<i>Shell</i>)	
	0.10 psia (<i>liquid</i>) - Allowable <i>Tube</i> : 10 psia (<i>Tube</i>)	
<i>Dirt factor</i> (Rd)	: 0.00194 J. ft ² °F/Btu = Rd Allowable	
	= 0.001 J. ft ² °F/Btu	

V.41 Kolom Distilasi (D-340)

Tabel V.42 Spesifikasi Alat Kolom Distilasi (D-340)

Spesifikasi	Keterangan	
Kode	D-340	
Fungsi	Memisahkan Propilen Glikol dan Propilen Karbonat	
Tipe	Total Kondensor, Parsial Reboiler	
Kapasitas	8.50	ft ³ /jam
Bahan	SA 283 Grade C Carbon Steel	
Jumlah	1	
Spesifikasi Plate :		
Type of tray	Double Pass Sieve Tray	
Tower diameter	10	ft
Tray spacing	24	in
Active area	47.773	ft ²
Hole area	11.472	ft ²
Downcomer area	11.178	ft ²

V.42 Kondenser (E-316)

Tabel V.43 Spesifikasi Alat Kondenser (E-316)

Spesifikasi		
Kode	: E-316	
Fungsi	: Kondenser pada kolom distilasi D-340	
Tipe	: <i>2-4 shell and tube heat exchanger</i>	
Kapasitas	: Massa fluida panas (M) = 28220 kg/jam	
	: Massa fluida dingin (m) = 100871 kg/jam	
Jumlah	: 1 buah <i>heat exchanger</i>	
Ukuran	<i>Shell</i> : ID = 19 in ; <i>Baffle Spacing</i> = 19 in	
	= 0.5 m = 0.5 m	
	<i>Tube</i> : OD = 0.8 in ; ID = 0.5 in, BWG = 12	
	= 0 m = 0.01 m	
	Pt = 1 in (<i>triangular</i>) = 0.025 m	
	Panjang = 12 ft = 3.7 m	
	Jumlah <i>tube</i> = 262 buah	
	Bahan konstruksi	
	<i>Shell</i> :	<i>Carbon steel</i>
	<i>Tube</i> :	<i>Carbon steel</i>
ΔP allowance :	(<i>Top Tray</i>) - Allowable : 2 psia (<i>Shell</i>)	
	(<i>Cooling Water</i>) - <i>Tube</i> 10 psia (<i>Tube</i>)	
<i>Dirt factor</i> (Rd) :	Rd Allowable = 0.001 J. ft ² °F/Btu	

V.43 Akumulator (F-314)

Tabel V.44 Spesifikasi Alat Akumulator (F-314)

Spesifikasi	Keterangan	
Kode	F-314	
Jumlah	1 buah	
Fungsi	Tempat untuk menampung liquida hasil kondensasi	
Kapasitas (ft ³)	88	
Material	Carbon steel SA-283 Grade C	
Ukuran		
ID	53.625	in
OD	54	in
Ls	81.00	in = 6.75 ft
Ltotal	104	in = 8.65 ft
ts	1/5	in
tha	3/16	in
thb	3/16	in
ha	9.13	in
hb	9.13	in
tipe tutup	Standart Dished Head	

V.44 Pompa (L-316)

Tabel V.45 Spesifikasi Alat Pompa (L-316)

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	L-316
Fungsi	Memompa produk atas menjadi reflux pada kolom distilasi D-340
Tipe	Centrifugal
Kapasitas	1.747 gpm
Material case	Cast iron
Material rotor	Carbon steel
Suction pressure	280.00 kPa
Discharge pressure	290.0 kPa
Beda ketinggian	22 ft
Ukuran pipa	1/2 in Sch 40
Power pompa	0.05 hp
Jumlah	1 buah

V.45 Reboiler (E-334)

Tabel V.46 Spesifikasi Alat Reboiler (E-334)

Spesifikasi		
Kode	: E-334	
Fungsi	: Memanaskan aliran bottom product kolom distilasi D-340	
Tipe	: 2-4 Kettle Reboiler	
Kapasitas	Massa fluida panas :	430424.40 lb/jam
	Massa fluida dingin :	25597.00 lb/jam
Jumlah	: 1 Buah Reboiler	
Ukuran	<i>Shell</i> :	ID = 39 in 1 m
	<i>Tube</i> :	OD = 1 1/2 in ID = 1.4 in 0.0381 m 0.0356 m Pt = 1 in Triangular 0.0254 m L = 20 ft 6.096 m Nt = 299 buah BWG Tube pass
Bahan	<i>Shell</i> :	<i>Carbon Steel</i>
	<i>Tube</i> :	<i>Carbon Steel</i>
ΔP allow	: 6.132 psia (steam -tube)	Allowable 10 psia
<i>Dirt factor (Rd)</i>	: 0.0004 J. ft ² oF/Btu	Allowable 0.001 J. ft ² oF/Btu

V.46 Heat Exchanger (E-318)

Tabel V.47 Spesifikasi Alat Heat Exchanger (E-318)

Spesifikasi	
Kode	: E-318
Fungsi	: Menurunkan suhu aliran produk Propilen Glikol untuk disimpan ke dalam storage
Tipe	: <i>1-2 shell and tube heat exchanger</i>
Kapasitas	: Massa fluida panas (M) = 23035 kg/jam
	: Massa fluida dingin (m) = 100560 kg/jam
Jumlah	: 1 buah <i>heat exchanger</i>
Ukuran	<i>Shell</i> : ID = 17 in ; <i>Baffle Spacing</i> = 17 in = 0.4 m = 0.4 m
	<i>Tube</i> : OD = 1 in ; ID = 0.7 in, BWG = 8 = 0 m = 0 m
	Pt = 1 1/4 in (<i>triangular</i>) = 0.032 m
	Panjang = 20 ft = 6.1 m
	Jumlah <i>tube</i> = 131 buah
Bahan konstruksi	
<i>Shell</i>	: <i>Carbon steel</i>
<i>Tube</i>	: <i>Carbon steel</i>
ΔP	: 0.3788 psia (<i>liquid</i>) - Allowable <i>Shell</i> : 10 psia (<i>Shell</i>)
	: 0.14 psia (<i>liquid</i>) - Allowable <i>Tube</i> : 10 psia (<i>Tube</i>)
<i>Dirt factor</i> (Rd)	: 0.00265 J. ft ² °F/Btu = 0.0005 J. ft ² °F/Btu

BAB VI

ANALISA EKONOMI

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

VI.1 Pengelolaan Sumber Daya Manusia

VI.1.1 Bentuk Badan Perusahaan

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

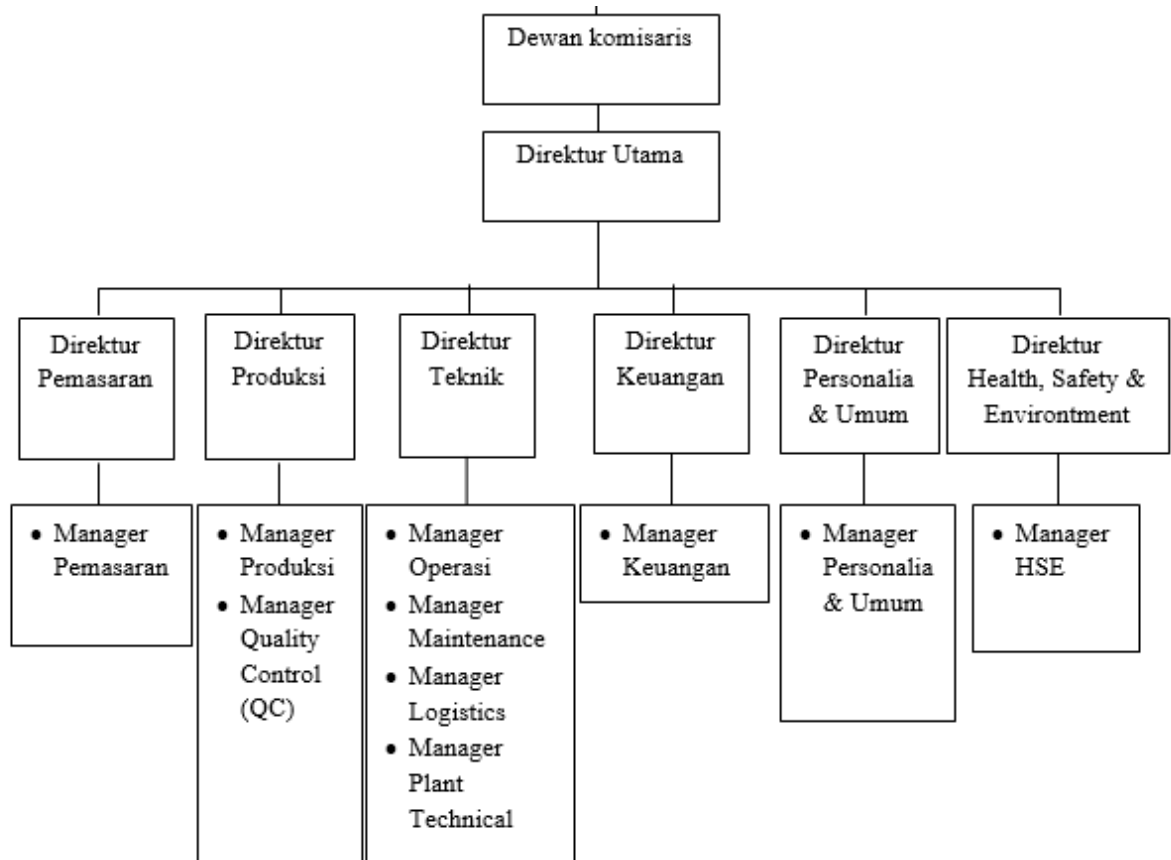
1. Modal perusahaan dapat lebih mudah diperoleh yaitu dari penjualan saham maupun dari pinjaman.
2. Pemilik modal adalah pemegang saham sedangkan pelaksanaannya adalah dewan komisaris.
3. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, karena segala sesuatu yang menyangkut kelancaran produksi ditangani oleh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

VI.1.2 Sistem Organisasi Perusahaan

Struktur organisasi yang direncanakan dalam pra desain pabrik ini adalah garis dan staf, yang merupakan kombinasi dari pengawasan secara langsung dan spesialisasi pengaturan dalam perusahaan. Alasan pemakaian sistem ini adalah:

- Biasa digunakan untuk organisasi yang cukup besar dengan produksi yang terus menerus
- Terdapat kesatuan pimpinan dan perintah, sehingga disiplin kerja lebih baik
- Masing-masing manager secara langsung bertanggung jawab atas aktivitas yang dilakukan untuk mencapai tujuan

- Pimpinan tertinggi dipegang oleh seorang direktur yang bertanggung jawab kepada dewan komisaris. Anggota dewan komisaris merupakan wakil-wakil dari pemegang saham dan dilengkapi dengan staf ahli yang bertugas memberikan nasihat dan saran kepada direktur.



Gambar VI.1 Struktur Organisasi

Pembagian kerja dalam organisasi ini adalah :

1. Dewan Komisaris

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

Tugas dewan komisaris :

- 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 adalah :

- 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

3. Direktur Pemasaran

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

➤ **Tugas Direktur Pemasaran:**

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

➤ **Tugas Manager Pemasaran :**

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

4. Direktur Produksi

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

➤ **Tugas Direktur Produksi:**

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

➤ **Tugas Manager Produksi :**

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

➤ **Tugas Manager Quality Control (QC):**

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

5. Direktur Teknik

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

➤ **Tugas Direktur Teknik:**

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

➤ **Tugas Manager Operasi :**

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

➤ **Tugas Manager Maintenance:**

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

➤ **Tugas Manager Plant Technical :**

- Bagian Plant Technical bertugas memberikan bantuan teknik kepada bagian maintenance dan bagian operasi yang berkaitan dengan kelancaran dan efisiensi peralatan pabrik.

- Mengumpulkan fakta-fakta dalam hal operasi di lapangan kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Teknik.

➤ **Tugas Manager Logistik :**

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

6. Direktur Keuangan

Direktur keuangan yang bertugas membantu direktur dalam pelaksanaan tugasnya, yang berhubungan dengan hal keuangan dan pembukuan perusahaan. Dalam hal ini Direktur Keuangan dibantu oleh Manager Keuangan yang membawahi staf di bagian Keuangan.

➤ **Tugas Direktur Keuangan:**

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

➤ **Tugas Manager Keuangan :**

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

7. Direktur Personalia dan Umum

Direktur Personalia dan Umum yang bertugas membantu direktur utama dalam pelaksanaan tugasnya yang berhubungan dengan personalia dan umum. Dalam hal ini direktur Personalia dan Umum dibantu oleh manager Personalia dan Umum yang membawahi staf bagian Personalia dan Umum.

➤ Tugas Direktur Personalia dan Umum:

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

➤ Tugas Manager Personalia dan Umum :

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

8. Direktur Health, Safety & Environment

Direktur Health, Safety & Environment atau yang biasa disebut HSE ini bertanggung jawab terhadap perencanaan, pelaksanaan, pengawasan dan pemeliharaan keselamatan peralatan pabrik dan karyawan serta pencegahan kebakaran dan lingkungan.

➤ Tugas Direktur Health, Safety & Environment:

- Membantu direktur dalam perencanaan keselamatan pabrik, budaya sehat perusahaan, dan menentukan peraturan-peraturan keselamatan dalam budaya kerja pabrik.

- Mengadakan koordinasi yang tepat dari bagian Health, Safety & Environment.
- Memberikan instruksi kepada bawahannya (manager Health, Safety & Environment) untuk mengadakan tugas masing-masing.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Utama.

➤ **Tugas Manager Health, Safety & Environment:**

- Bagian ini bertugas dalam pelaksanaan kebijakan keselamatan pabrik, dan menjalankan peraturan-peraturan keselamatan dan kesehatan lingkungan kerja
- Bertugas untuk memberikan bantuan kepada direktur dalam masalah-masalah keselamatan
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Health, Safety & Environment.

VI.1.3 Perincian Jumlah Tenaga Kerja

Jumlah karyawan yang dibutuhkan untuk proses produksi Pabrik DEC dari CO₂, Ethanol, dan Propilen Oksida diuraikan sebagai berikut:

Penentuan Jumlah Karyawan Operasional

Kapasitas produksi DEC = 667 ton/hari

Berdasarkan *Figure 6.8 Timmerhause*, hal 198 diperoleh jumlah pekerja yang dibutuhkan sebanyak 50 orang untuk tiap shift nya. Pabrik DEC ini menggunakan basis 330 hari kerja pertahun dengan waktu 24 jam kerja perhari. Dengan pekerjaan yang membutuhkan pengawasan terus menerus selama 24 jam, maka dilakukan system shift karyawan dan yang bekerja secara shift yaitu operator. *Shift* direncanakan dilakukan tiga kali perhari setiap 8 jam. Dengan ada 4 jenis *shift*. Sehingga dibutuhkan sebanyak 200 pekerja dibidang proses. Distribusinya diatur sebagai berikut

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

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

Tabel VI.1 Jadwal shift dengan sistem 2-2-2

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

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

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

VI.2 Utilitas

Utilitas merupakan sarana penunjang suatu industri, karena utilitas merupakan penunjang proses utama dan memegang peranan penting dalam pelaksanaan operasi dan proses. Sarana utilitas pada Pabrik DEC ini meliputi :

1. *Water Treatment System*

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

2. *Demineralized Water Plant*

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

3. *Cooling Water System*

Berfungsi sebagai air pendingin pada *heat exchanger*.

4. *Electrical Power Generation System*

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

5. *Steam Generation System*

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

6. Pengolahan Limbah

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

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

VI.2.1 Water Treatment System

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

VI.2.2 Unit Penyediaan Steam

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

VI.2.3 Unit Pembangkit Tenaga Listrik

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

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

VI.2.4 Unit Pendingin

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

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

Syarat air pendingin adalah tidak boleh mengandung :

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

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

VI.2.5 Pengolahan Limbah

Proses pengolahan limbah dari produksi Pabrik DEC dari CO₂, Ethanol, dan Propilen Oksida menghasilkan tiga jenis limbah yaitu limbah padat dan limbah cair. Pengelolaan setiap jenis limbah memiliki tata kelola yang berbeda.

VI.2.5.1 Pengolahan Limbah Padat

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

VI.2.5.2 Pengolahan Limbah Cair

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

VI.3 Analisa Ekonomi

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

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

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

1. Penaksiran modal (*Total Capital Investment*, TCI) yang meliputi:
 - a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*, FCI)
 - b. Modal kerja (*Working Capital Investment*, WCI)
2. Penentuan biaya produksi (*Total Production Cost*, TPC), yang terdiri:
 - a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
 - b. *Plant Overhead Cost*
 - c. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)
3. Biaya total

Untuk mengetahui besarnya titik impas (BEP) perlu dilakukan penaksiran terhadap:

- a. Biaya tetap (*Fixed Cost*, FC)
 - b. Biaya semivariabel (*Semi Variable Cost*, SVC)
 - c. Biaya variabel (*Variable Cost*, VC)
 - d. Total penjualan (*Sales*, S)
4. Total pendapatan

Analisa ekonomi dilakukan dengan menggunakan metode "Cash Flow"

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

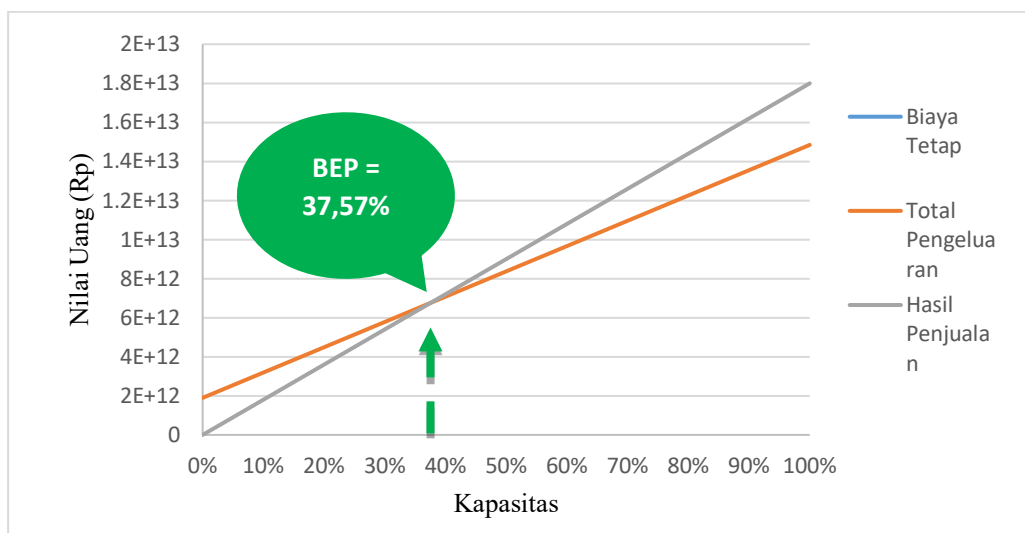
Dari hasil perhitungan dari Appendix D didapatkan harga $i = 32,97\%$. Harga i yang diperoleh lebih besar dari harga i untuk bunga bank yaitu $i = 9,95\%$ per tahun. Hal ini menunjukkan bahwa pabrik DEC dari CO₂, Ethanol, dan Propilen Oksida layak didirikan dengan kondisi tingkat bunga pinjaman bank 9,95 % per tahun.

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

Dari perhitungan yang dilakukan pada Appendiks D didapatkan bahwa waktu pengembalian modal minimum adalah 2,67 tahun. Hal ini menunjukkan bahwa pabrik ini layak untuk didirikan karena POT yang didapatkan lebih kecil dari perkiraan usia pabrik.

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

Analisa titik impas digunakan untuk mengetahui besarnya kapasitas produksi di mana biaya produksi total sama dengan hasil penjualan. Dari perhitungan yang dilakukan pada Appendiks D didapatkan bahwa nilai titik impas atau $BEP = 37,57\%$ pada kapasitas produksi 220.000 ton/tahun.



Gambar VI .2 *Break Even Point* Pabrik DEC dari CO₂, Ethanol, dan Propilen Oxide

BAB VII KESIMPULAN

Dari hasil yang telah diuraikan pada bab-bab sebelumnya. maka disimpulkan sebagai berikut :

1. Perencanaan Operasi : Kontinyu, 24 jam / hari, selama 330 hari / tahun
2. Kapasitas Produksi :
 - a. DEC : 226.057,16 ton / tahun
 - b. Propilen Glikol : 182.362,71 ton / tahun
 - c. Propilen Karbonat : 92.215,45 ton/tahun
 - d. PEE : 33.011,22 ton/tahun
3. Lokasi Pabrik : Probolinggo, Jawa Timur

Analisa Ekonomi :

No	KETERANGAN	Unit	Jumlah
1	TOTAL INVESTMENT COST	IDR	Rp 2.748.360.592.359
2	IRR	% per tahun	32,97
3	POT	Tahun	2,67
4	BEP	%	37,57
5	HARGA JUAL DEC	US\$/ ton	2.200
6	HARGA JUAL PROPILEN GLIKOL	US\$/ ton	2.450
7	HARGA JUAL PROPILEN KARBONAT	US\$/ ton	2.259
8	HARGA JUAL PEE	US\$/ ton	3.000
9	PROJECT LIFE	Tahun	10
10	CONSTRUCTION PERIODE	Tahun	2
11	OPERATION DAYS/YEAR	hari/tahun	330

Berdasarkan hasil analisa teknis dan aspek ekonomi dengan memperhatikan parameter-parameter yang telah disebutkan diatas, maka dapat disimpulkan bahwa Pabrik DEC dari Etanol, CO₂, dan Propilen Oksida layak untuk didirikan.

DAFTAR PUSTAKA

- Alessio Ishizaka & Ashraf Labib (2009) *Analytic Hierarchy Process and Expert Choice: Benefits and limitations*, OR Insight, 22:4, 201-220
- Anggerta, L. A., Kurniawansyah, F. & Wibawa, G., 2019. Catalytic synthesis of diethyl carbonate via one-pot reaction from carbon dioxide. *Pengembangan Aplikasi Dimethyl Carbonate Dan Diethyl Carbonate Sebagai Zat Aditif Gasoline Yang Ramah Lingkungan* ide, ethanol, and epoxide. *9th Annual Basic Science International Conference 2019 (BaSIC 2019)*.
- BPH Migas, 2018. *Laporan Kinerja Tahun 2018*, Jakarta: BPH Migas.
- Brian, D., Guenneau, C., Hilton, S. & Pahnke, J., 2002. *Production of Diethyl Carbonate from Ethanol and Carbon Monoxide over a Heterogeneous Catalyst*, USA: ACS Publications.
- Demibras, A., 2003. *Biodiesel Fuels from Vegetable Oils via Catalytic and Non-Catalytic Supercritical Alcohol Transesterifications and Other Methods : a survey*, s.l.: Elsevier, Energy Conversion and Management.
- Dortmundt, D. & Doshi, K., 1999. *Recent Developments in CO2 Removal Membrane Technology*, USA: UOP LCC.
- ESDM, 2013. *Peredaran Aditif BBM*, Jakarta: DetikOto.
- Geankoplis, C. J., 1997. *Transport Process and Unit Operations, 3rd Edition*, New Delhi: Prentice Hall.
- Imaev, S. & E.V.Voytenkov, 2012. *R&D Technologies for Acid Gases Extraction from Natural Gases*, Moscow: s.n.
- Leino, E., et al., 2017. Synthesis and Characterization of Ceria-supported Catalysts for Carbon Dioxide Transformation to Diethyl Carbonate.
- Ludwig, E. E., 1947. *Design For Chemical and Petrochemical Plants*. Houston-Texas: Gull Publishing.
- Matche.com, 2014. *Equipment Costs*. [Online]
Available at: <http://matche.com/>
[Diakses 04 01 2020].
- Monroe, R., 2019. *Loss of Arctic's Reflective Sea Ice Will Advance Global Warming by 25 Years*, San Diego: Scripps Institution of Oceanography.
- Moxey, B. G., Cairns, A. & Zhao, H., 2016. A Comparison of Butanol and Ethanol Flame Development in an Optical Spark Ignition Engine. London: Elsevier
- Ness, S. V., 1967. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*. 4th edition, International edition. Singapore: McGraw Hill Inc.

- Pacheco, M. A. & Marshall, C. L., 1997. Review of Dimethyl Carbonate (DMC) Manufacture and Its Characteristics as a Fuel Additive. *American Chemical Society*.
- Perry, R. H. a. D. G., 2007. *Perry's Chemical Engineers' Handbook*. 7th edition. New York: McGraw-Hill Book Company.
- Peters, M. S. & Timmerhaus, K. D., 1991. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. 4th edition. Boston: McGraw-Hill Book Company.
- Pratiwi, W., 2009. *Pembuatan Etilen Glikol dari Etilen Oksida dengan Proses Karbonasi dengan Kapasitas 80.000 Ton/tahun*, Medan: Universitas Negeri Sumatera Utara.
- Pratiwi, W., 2009. *Pembuatan Etilen Glikol dari Etilen Oksida dengan Proses Karbonasi dengan Kapasitas 80.000 Ton/tahun*, Medan: Universitas Negeri Sumatera Utara.
- Roh, N.S., Eyring, E. M., Pugmire, R. J. & Meuzelaar, H. L., 2003. *Production of Diethyl Carbonate from Ethanol and Carbon Monoxide over a Heterogeneous Catalytic Flow Reactor*. Utah : Elsevier
- Rubin, E. S. & B.Rao, A., 2002. *A technical, economic, and Environmental Assessment of Amine-based CO₂ Capture Technology for Power Plant Greenhouse Gas Control*, Pittsburgh: Environmental Science & Technology
- Selley, R. C., 2015. *Elements of Petroleum Geology*. 3rd penyunt. USA: Science Direct.
- Semar, D. & Yuliarita, E., 2011. Meramu Bensin Ramah Lingkungan dengan Pemanfaatan Butanol. Jakarta : LEMIGAS
- Ulrich, G. D., 1984. *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economic*. Canada: John Wiley & Sons.
- Wang, L., Li, H., Xin, S. & He, P., 2016. *The efficient synthesis of diethyl carbonate via coupling reaction from propylene oxide, CO₂ and ethanol over binary PVEImBr/MgO catalyst*. Beijing : Elsevier
- Wibawa, G., Wiguno, A., Tetrisyanda, R. & Kuswandi, 2018. Tekanan Uap (Vapor Pressure) Untuk Campuran 2-Butanol + Diethyl Carbonate dan Tert-Butanol + Diethyl Carbonate. *Jurnal Integrasi Proses*, 7(2). Surabaya : Jurnal Integrasi Proses
- Winkle, M. V., 1967. *Distillation*. New York: McGraw Hill Book Company.

APPENDIKS A
PERHITUNGAN NERACA MASSA

Basis perhitungan	1 jam operasi	
Kapasitas	220,000 ton/tahun produk DEC	
Jumlah hari operasi	330 hari/tahun	
Jumlah jam operasi	24 jam/hari	
Bahan baku	a. Carbon dioxide (CO ₂)	BM = 44.01
	b. Ethanol (C ₂ H ₅ OH)	BM = 46.069
	c. Propylene oxide (C ₄ H ₆ O)	BM = 58.08
Produk samping	a. Propylene Carbonate (C ₄ H ₆ O ₃)	BM = 102.09
	b. Propylene Glycol (C ₃ H ₈ O)	BM = 76.09
	c. 1-Ethoxy-2-Propanol (PEE) (C ₅ H ₁₂ O ₂)	BM = 104.15
Produk utama	Diethyl Carbonate (C ₅ H ₁₀ O ₃)	BM = 118.134

Pemilihan dan Pendefinisian Fluid Package :

1. Dalam pengerjaan tugas pra desain pabrik DEC dari sintesa Etanol, CO₂, dan Propilen Oksida ini menggunakan software ASPEN HYSYS versi 8.8
2. HYSYS fluid package berfungsi sebagai dasar perhitungan untuk termodinamika (berupa data molar entalpi, molar entropi, standart ideal liquid flow dan lain-lain) dan juga sebagai dasar perhitungan suhu dan tekanan pada sistem.
3. Pada DEC Plant ini adalah sistem gas HC bertekanan tinggi sehingga dipilih Antoine package serta Peng-Robinson Package sebagai dasar perhitungannya. Perhitungan dilakukan dengan alur mundur dari produk hingga menjadi diperoleh bahan baku.

Tabel A.1 Komposisi Flue Gas PT. PJB Paiton

No.	Komponen	BM	Mole Fraction	Molar Flow	Mass Flow
				(kmol/jam)	(kg/jam)
1	CO ₂	44.01	1.00	1,565.1	68,879.48
2	Nitrogen	14.01	0.00	0.31	4.38
Total			1.00	1,565.4	68,883.86

1. Reaktor (R-110)

Berfungsi untuk mereaksikan etanol, CO₂, dan ethylene oxide

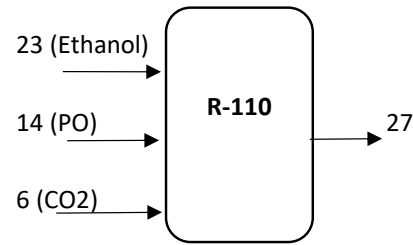
Keterangan:

6 = Aliran CO₂

14 = Aliran Propylene Oxide

23 = Aliran Ethanol

27 = Aliran produk reaktor (liquid)



Komponen	BM	Arus Masuk (kmol)			Fraksi Mol Masuk		
		23	14	6	23	14	6
Ethanol	46.069	12229.5	0.0000	0.0000	0.9942	0.0000	0.0000
H ₂ O	18	44.7	0.0000	0.0000	0.0036	0.0000	0.0000
CO ₂	44.01	0.0	0.0000	782.54	0.0000	0.0000	0.9998
Nitrogen	14.006	0.0	0.0000	0.1565	0.0000	0.0000	0.0002
PO	58.08	26.1	815.31	0.0000	0.0021	1.0000	0.0000
PC	102.09	0.0	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
PG	76.09	0.0	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
PEE	104.15	0.0	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
DEC	118.13	0.2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Total		12300.5	815.31	782.70	1.00	1.00	1.00

Komponen	BM	Arus Masuk (Kg)		
		23	14	6
Ethanol	46.069	563,401	0.00	0.00
H ₂ O	18	804	0.00	0.00
CO ₂	44.01	0.00	0.00	34,440
Nitrogen	14.006	0.00	0.00	2.19
PO	58.08	1,515.3	47,353	0.00
PC	102.09	0.00	0.00	0.00
PG	76.09	0.00	0.00	0.00
PEE	104.15	0.22	0.00	0.00
DEC	118.13	27.74	0.00	0.00
Total		565,748	47,353	34,442
TOTAL		647,544		

Reaksi (1) memiliki konversi PO sebesar 96,00%

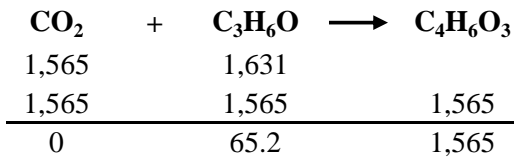
Reaksi (2) memiliki konversi etanol sebesar 15%

Reaksi (3) memiliki konversi PO sebesar 10%

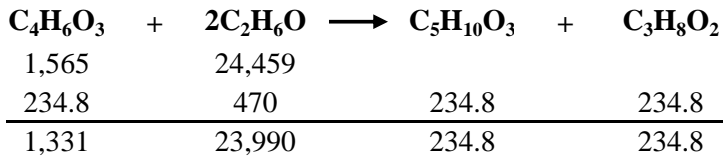
mol ratio PO : Etanol = 1 : 15

(Wang, 2016)

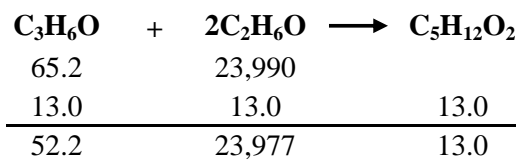
(1) Reaksi pembentukan Propilen karbonat dari Propilen oksida dan CO₂



(2) Reaksi pembentukan Dietil karbonat dan Propilen glikol dari Propilen karbonat dan Etanol



(3) Reaksi pembentukan PEE dari Propilen oksida dan Etanol

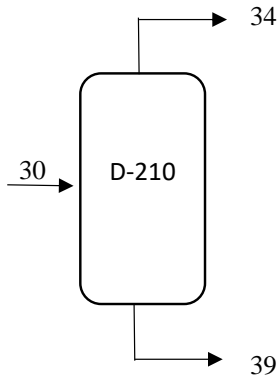


Komponen	BM	Arus Keluar (kmol)	Fraksi Mol Keluar
		27	27
Ethanol	46.069	11,988.36	0.9246
H ₂ O	18	44.69	0.0034
CO ₂	44.01	0.00	0.0000
Nitrogen	14.006	0.00	0.0000
PO	58.08	26.09	0.0020
PC	102.09	665.30	0.0513
PG	76.09	117.41	0.0091
PEE	104.15	6.52	0.0005
DEC	118.13	117.64	0.0091
Total		12,966.00	1.0000

Komponen	BM	Arus Keluar (Kg)
		27
Ethanol	46.069	552,292
H ₂ O	18	804.384
CO ₂	44.01	0.00000
Nitrogen	14.006	0.00000
PO	58.08	1,515.30720
PC	102.09	67,919.96655
PG	76.09	8,933.34645
PEE	104.15	679.53709
DEC	118.13	13,896.78957
TOTAL		646,041

2. Distilasi D-210

Berfungsi untuk memisahkan etanol dengan aliran produk



Keterangan :

30 = aliran produk keluar mixing point

34 = aliran kaya akan etanol yang akan di recycle ke reaktor

39 = aliran produk yang tidak banyak mengandung etanol

Komponen	BM	Arus (30)			
		Fraksi Mol	Mol (kmol)	Fraksi Massa	Massa (kg)
Ethanol	46.069	0.92	23,976.71	0.85	1,104,583.05
H ₂ O	18	0.00	89.38	0.00	1,608.77
CO ₂	44.01	0.00	0.00	0.00	0.00
Nitrogen	14.006	0.00	0.00	0.00	0.00
PO	58.08	0.00	52.18	0.00	3,030.61
PC	102.09	0.05	1,330.59	0.11	135,839.93
PG	76.09	0.01	234.81	0.01	17,866.69
PEE	104.15	0.00	13.05	0.00	1,359.07
DEC	118.13	0.01	235.28	0.02	27,793.58
Total		1.00	25,931.99	1.00	1,292,081.71

Kondisi operasi feed

$$T = 124.9 \quad C = 398.05 \quad K$$

$$P = 4.4 \quad \text{bar} = 440 \quad \text{kPa}$$

Komponen	A	B	C	D	E	F
Ethanol	86.486	-7,931	0.00	-10.25	6.E-06	2
H ₂ O	65.928	-7,228	0.00	-7.177	4.E-06	2
CO ₂	133.6	-4,735	0.00	-21.27	4.E-02	1
Nitrogen	35.4113	-966	0.00	-4.3185	8.E-05	2
PO	65.8568	-5,311	0.00	-7.8151	8.E-06	2
PC	1.248	-3,732	0.00	1.468	2.E-06	2
PG	18.517	-6,092	-22.46	0	0.E+00	2
PEE	49.2271	-6,369	0.00	-4.8147	5.E-18	6
DEC	172.1	-11,500	0.00	-23.68	2.E-05	2

Sumber parameter A,B,C,D,E,F : Aspen Hysys

$$\ln P = a + \frac{b}{(T + c)} + d \ln T + eT^f$$

Pi sat dalam kPa
T dalam K

$$K_i = y_i P_i \text{ sat} / P$$

Komponen	Pi sat	zi	Ki
Ethanol	499	0.92	1.13
H ₂ O	231	0.00	0.53
CO ₂	42,371	0.00	96.30
Nitrogen	3.6E+08	0.00	815627
PO	1,158	0.00	2.63
PC	3	0.05	0.01
PG	10	0.01	0.02
PEE	83	0.00	0.19
DEC	94	0.01	0.21

Perhitungan dari pemisahan pada kolom distilasi ini menggunakan key parameter sebagai berikut:
H₂O sebagai Light Key Component, DEC sebagai Heavy Key Component

$$r_{L,D} = 0.999$$

$$r_{H,B} = 0.999$$

$$\text{Maka nilai } \alpha_{L,H} = K_L / K_H = 2.47003$$

Menggunakan Fenske Equation untuk mencari Nmin

$$N_{min} = \frac{\log\left(\frac{r_{L,D}}{(1-r_{L,D})} \times \frac{r_{H,B}}{(1-r_{H,B})}\right)}{\log \alpha_{L,H}}$$

$$N_{min} = 15$$

.....(Pers. 9.39 Robbin Smith)

Dengan menjadikan Heavy Key Component sebagai referensi,
maka rasio distilat dan bottom product dari HK dapat diperkirakan dengan:

$$\frac{d_H}{b_H} = \frac{f_H(1 - r_{H,B})}{f_H r_{H,B}} = \frac{1 - r_{H,B}}{r_{H,B}} = \frac{1 - 0,999}{0,999} = 0.001$$

Sedangkan untuk jumlah distilat dan bottom product tiap komponen dapat diperkirakan dengan :

$$d_i = \frac{\alpha^{ij N_{min}} f_i \left(\frac{d_H}{b_H}\right)}{1 + \alpha^{ij N_{min}} \left(\frac{d_H}{b_H}\right)}$$

$$b_i = f_i - d_i$$

Neraca molar kolom distilasi D-210 dapat ditabelkan sebagai berikut:

Komponen	$\alpha_{i,H}$	f_i (kmol/jam)	d_i	b_i	$x_{i,d}$	$x_{i,b}$
Ethanol	5.32	23,976.71	23,976.71	0.00	0.99	0.00
H ₂ O	2.47	89.38	89.37	0.00	0.00	0.00
CO ₂	452.33	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Nitrogen	3831110	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
PO	12.36	52.18	52.18	0.00	0.00	0.00
PC	0.03	1,330.59	0.00	1,330.59	0.00	0.73
PG	0.11	234.81	0.00	234.81	0.00	0.13
PEE	0.89	13.05	0.00	13.05	0.00	0.01
DEC	1.00	235.28	0.24	235.04	0.00	0.13
Total		25,931.99	24,118.50	1,813.49	1.00	1.00

Neraca Massa Kolom Distilasi D-210

Komponen	Masuk (kg)	Keluar	
	Arus (30)	Arus (34)	Arus (39)
	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)
Ethanol	1,104,583.05	1,104,583.04	0.01
H ₂ O	1,608.77	1,608.75	0.02
CO ₂	0.00	0.00	0.00
Nitrogen	0.00	0.00	0.00
PO	3,030.61	3,030.61	0.00
PC	135,839.93	0.00	135,839.93
PG	17,866.69	0.00	17,866.69
PEE	1,359.07	0.22	1,358.85
DEC	27,793.58	27.79	27,765.79
Total	1,292,081.71	1,109,250.42	182,831.30
TOTAL	1,292,081.71	1,292,081.71	

Perhitungan Refluks Minimum

$$T = 112.20 \text{ } ^\circ\text{C} = 385.35 \text{ K}$$

$$P = 3.40 \text{ bar} = 340 \text{ kPa}$$

Komponen	x_{fi}	x_{di}	K_i	α_i	$\alpha_i \cdot x_{fi} / \alpha_i - \theta$	$\alpha_i \cdot x_{Di} / \alpha_i - \theta$
Ethanol	0.92	0.9941	0.995	5.275	1.142987772	1.228930088
H ₂ O	0.00	0.0037	0.454	2.404	0.005935615	0.00638183
CO ₂	0.00	0.0000	99.821	529.021	0	0
Nitrogen	0.00	0.0000	509,106	3E+06	0	0
PO	0.00	0.0022	2.601	13.783	0.002170938	0.002334173
PC	0.05	0.0000	0.005	0.029	-0.001499575	-4.17588E-30
PG	0.01	0.0000	0.017	0.088	-0.000865078	-1.23373E-21
PEE	0.00	0.0000	0.168	0.891	-0.003850327	-6.74303E-07
DEC	0.01	0.0000	0.189	1.000	-1.144878822	-0.001230963
Total	1.00	1.000			5.23088E-07	1.236414454

Trial : θ : 1.0079

$$R_{min} = 0.2364 \quad 1 - q = \sum \frac{\alpha_i x_{if}}{\alpha_i - \theta} \quad (11.7-19, \text{Geankoplis})$$

$$R = 1.5 \times R_{min} = 0.355 \quad R_m + 1 = \sum \frac{\alpha_i x_{iD}}{\alpha_i - \theta} \quad (11.7-20, \text{Geankoplis})$$

$q = 1$ untuk *feed* pada *boiling point*

Menentukan Jumlah Tray Teoritis Menggunakan Eduljee Equation

$$\frac{N - N_{min}}{N + 1} = 0,75 \left[1 - \left(\frac{R - R_{min}}{R + 1} \right)^{5,666} \right]$$

(Peters *et al.*, 2003, Ch. 15, Eq. 15-4, hal. 772)

$$\frac{N - 15}{N + 1} = 0,75 \left[1 - \left(\frac{0,358 - 0,238}{0,358 + 1} \right)^{5,666} \right]$$

N teoritis = 63 tray

Menentukan *Feed Point Location* Menggunakan Kirkbride Equation

$$\log \frac{N_e}{N_s} = 0,206 \log \left[\left(\frac{x_{HF}}{x_{LF}} \right) \frac{B}{D} \left(\frac{x_{LB}}{x_{HD}} \right)^2 \right]$$

keterangan:

N_e = Jumlah *plates* di atas *feed plate*

N_s = Jumlah *plates* di bawah *feed plate*

(Geankoplis, 2003, Ch. 11, Eq. 11.7-21, hal. 750)

$$\log \frac{N_e}{N_s} = -0.619$$

$$\frac{N_e}{N_s} = 0.53841$$

$$N_e + N_s = N_{teoritis} = 63$$

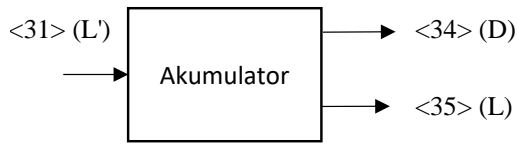
sehingga, untuk perhitungan secara teoritis :

$N_e = 21$ *plates*

$N_s = 42$ *plates*

Jadi, *feed* masuk pada *plate* ke- 21 dari atas kolom

Perhitungan Neraca Massa Akumulator Distilasi (D210)



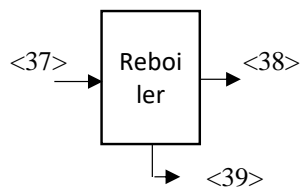
Ket:
 <31> : Liquid keluar dari kolom distilasi
 <34> : Distilat
 <35> : Liquid yang direflux ke kolom distilasi

Reflux Ratio: 0.367
 Sehingga L/D: 0.367

Komponen	Di	xiDi	Li	xiLi	L'i	xiL'i	Massa L'	Massa L	Massa D
Ethanol	23,977	0.9941	8,799.5	0.9941	32,776.2	0.9941	#####	405,382	1,104,583.04
H ₂ O	89	0.0037	32.8	0.0037	122.18	0.0037	2,199	590	1,608.75
CO ₂	0	0	0.0	0	0.00	0	0.00	0	0.00
Nitrogen	0	0	0.0	0	0.00	0	0.00	0	0.00
PO	52	0.0022	19.2	0.0022	71.33	0.0022	4,143	1,112	3,030.61
PC	0	1E-28	0.0	1E-28	0.00	1E-28	0.00	0	0.00
PG	0	1E-20	0.0	1E-20	0.00	1E-20	0.00	0	0.00
PEE	0	9E-08	0.0	9E-08	0.00	9E-08	0.30	0	0.22
DEC	0	1E-05	0.1	1E-05	0.32	1E-05	37.99	10	27.79
Total	24,118.5	1.0000	8,851.5	1.0000	32,970	1.0000	#####	407095	1109250

Neraca Massa Reboiler Distilasi (D210)

T = 460.75 K
 P = 380 kPa



Ket :
 <37> : Liquid yang keluar dari kolom distilasi (L)
 <38> : Vapor yang akan direflux ke kolom distilasi (V)
 <39> : Bottom product distilasi

Split kunci = 0.999

Menghitung Split Fraction :
$$\xi_k = \alpha_{k/n} \xi_n / (1 + (\alpha_{k/n} - 1) \xi_n)$$

Menghitung split fraction

Komponen	Pi sat	ki	ai	Split Fraction
Ethanol	2,364.5	6.2	1E-07	0.0001
H ₂ O	1,190.5	3.1	6E-08	0.0001
CO ₂	123,837.0	325.9	7E-06	0.0065
Nitrogen	19009230244	5E+07	1	0.9990
PO	3,560.5	9.4	2E-07	0.0002
PC	13.3	0.0	7E-10	0.0000
PG	101.3	0.3	5E-09	0.0000
PEE	372.8	1.0	2E-08	0.0000
DEC	427.8	1.1	2E-08	0.0000

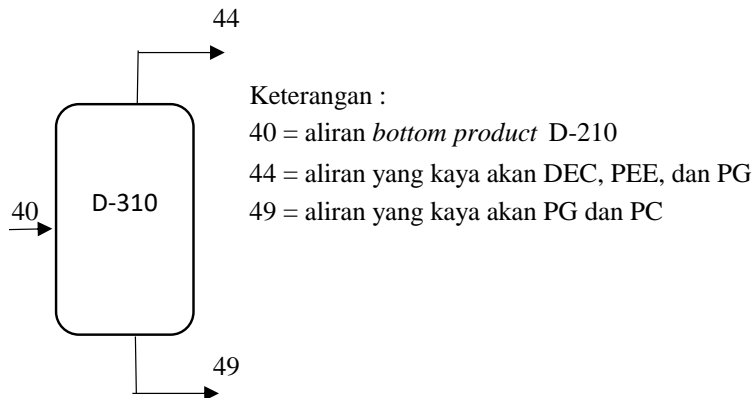
Menghitung flow rate masing-masing aliran berdasarkan split fraction

$$Z_i = 1/(1-\text{split fraction}) * B_i$$

Komponen	B _i	x _i B _i	Z _i	x _i Z _i	V _i	x _i V _i	Z _i (kg)	V _i (kg)	B _i (kg)
Ethanol	0.00	0.00	0.00	0.00	2.4E-08	0.00	0.01	0.00	0.01
H ₂ O	0.00	0.00	0.00	0.00	7.8E-08	0.00	0.02	0.00	0.02
CO ₂	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Nitrogen	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
PO	0.00	0.00	0.00	0.00	2E-16	0.00	0.00	0.00	0.00
PC	1,330.59	0.73	1330.59	0.73	0.00093	0.12	135840	0.09	135839.93
PG	234.81	0.13	234.81	0.13	0.00125	0.16	17867	0.10	17866.69
PEE	13.05	0.01	13.05	0.01	0.00026	0.03	1358.88	0.03	1358.85
DEC	235.04	0.13	235.05	0.13	0.00528	0.68	27766	0.62	27765.79
Total	1,813.5	1.00	1,813.5	1.00	0.01	1.00	182,832	0.8	182,831.30

3. Distilasi D-310

Berfungsi untuk memisahkan DEC, PEE, PG, PC



Komponen	BM	Arus (40)			
		Fraksi Mol	Mol (kmol)	Fraksi Massa	Massa (kg)
Ethanol	46.069	0.00	0.00	0.00	0.01
H ₂ O	18	0.00	0.00	0.00	0.02
CO ₂	44.01	0.00	0.00	0.00	0.00
Nitrogen	14.006	0.00	0.00	0.00	0.00
PO	58.08	0.00	0.00	0.00	0.00
PC	102.09	0.73	1,330.59	0.74	135,839.93
PG	76.09	0.13	234.81	0.10	17,866.69
PEE	104.15	0.01	13.05	0.01	1,358.85
DEC	118.13	0.13	235.04	0.15	27,765.79
Total		1.00	1,813.49	1.00	182,831.30

Kondisi operasi feed

$$T = 214.4 \quad C = 487.55 \quad K$$

$$P = 3.9 \quad \text{bar} = 390 \quad \text{kPa}$$

Komponen	A	B	C	D	E	F
Ethanol	86.486	-7,931	0.00	-10.25	6.E-06	2
H ₂ O	65.928	-7,228	0.00	-7.177	4.E-06	2
CO ₂	133.6	-4,735	0.00	-21.27	4.E-02	1
Nitrogen	35.4113	-966	0.00	-4.3185	8.E-05	2
PO	65.8568	-5,311	0.00	-7.8151	8.E-06	2
PC	1.248	-3,732	0.00	1.468	2.E-06	2
PG	18.517	-6,092	-22.46	0	0.E+00	2
PEE	49.2271	-6,369	0.00	-4.8147	5.E-18	6
DEC	172.1	-11,500	0.00	-23.68	2.E-05	2

Sumber parameter A,B,C,D,E,F : Aspen Hysys

$$\ln P = a + \frac{b}{(T + c)} + d \ln T + eT^f$$

Pi sat dalam kPa

T dalam K

$$K_i = y_i P_{i \text{ sat}} / P$$

Komponen	Pi sat	zi	Ki
Ethanol	4,013	0.00	10.29
H ₂ O	2,082	0.00	5.34
CO ₂	195,920	0.00	502.36
Nitrogen	1.3E+11	0.00	#####
PO	5,336	0.00	13.68
PC	24	0.73	0.06
PG	226	0.13	0.58
PEE	618	0.01	1.59
DEC	726	0.13	1.86

Perhitungan dari pemisahan pada kolom distilasi ini menggunakan key parameter sebagai berikut:
PEE sebagai Light Key Component, PG sebagai Heavy Key Component

$$r_{L,D} = 0.999$$

$$r_{H,B} = 0.999$$

$$\text{Maka nilai } \alpha_{L,H} = K_L / K_H = 2.74175$$

Menggunakan Fenske Equation untuk mencari Nmin

$$N_{min} = \frac{\log\left(\frac{r_{L,D}}{(1-r_{L,D})} \times \frac{r_{H,B}}{(1-r_{H,B})}\right)}{\log \alpha_{L,H}}$$

$$N_{min} = 14$$

.....(Pers. 9.39 Robbin Smith)

Dengan menjadikan Heavy Key Component sebagai referensi,
maka rasio distilat dan bottom product dari HK dapat diperkirakan dengan:

$$\frac{d_H}{b_H} = \frac{f_H(1 - r_{H,B})}{f_H r_{H,B}} = \frac{1 - r_{H,B}}{r_{H,B}} = \frac{1 - 0,999}{0,999} = 0.001$$

Sedangkan untuk jumlah distilat dan bottom product tiap komponen dapat diperkirakan dengan :

$$d_i = \frac{\alpha^{ij N_{min}} f_i \left(\frac{d_H}{b_H}\right)}{1 + \alpha^{ij N_{min}} \left(\frac{d_H}{b_H}\right)}$$

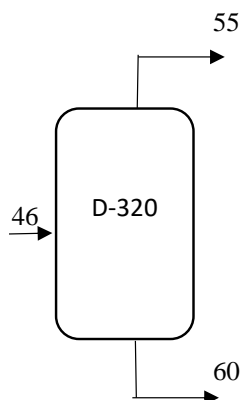
$$b_i = f_i - d_i$$

Neraca molar kolom distilasi D-310 dapat ditabelkan sebagai berikut:

Komponen	α_i,H	f_i (kmol/jam)	d_i	b_i	x_i,d	x_i,b
Ethanol	17.79	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H ₂ O	9.23	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO ₂	868.59	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Nitrogen	#####	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
PO	23.66	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
PC	0.11	1,330.59	0.00	1,330.59	0.00	0.85
PG	1.00	234.81	0.23	234.58	0.00	0.15
PEE	2.74	13.05	13.03	0.01	0.05	0.00
DEC	3.22	235.04	235.02	0.03	0.95	0.00
Total		1,813.49	248.29	1,565.20	1.00	1.00

4. Distilasi D-320

Berfungsi untuk memisahkan DEC, PEE, PG



Keterangan :

46 = aliran *distillate* D-310

55 = aliran yang kaya akan DEC, PEE

60 = aliran yang kaya akan PG

Komponen	BM	Arus (46)			
		Fraksi Mol	Mol (kmol)	Fraksi Massa	Massa (kg)
Ethanol	46.069	0.00	0.00	0.00	0.01
H ₂ O	18	0.00	0.00	0.00	0.02
CO ₂	44.01	0.00	0.00	0.00	0.00
Nitrogen	14.006	0.00	0.00	0.00	0.00
PO	58.08	0.00	0.00	0.00	0.00
PC	102.09	0.00	0.00	0.00	0.00
PG	76.09	0.00	0.23	0.00	17.87
PEE	104.15	0.05	13.03	0.05	1,357.49
DEC	118.13	0.95	235.02	0.95	27,762.71
Total		1.00	248.29	1.00	29,138.10

Kondisi operasi feed

$$T = 174.2 \quad C = 447.35 \quad K$$

$$P = 3.1 \quad \text{bar} = 310 \quad \text{kPa}$$

Komponen	A	B	C	D	E	F
Ethanol	86.486	-7,931	0.00	-10.25	6.E-06	2
H ₂ O	65.928	-7,228	0.00	-7.177	4.E-06	2
CO ₂	133.6	-4,735	0.00	-21.27	4.E-02	1
Nitrogen	35.4113	-966	0.00	-4.3185	8.E-05	2
PO	65.8568	-5,311	0.00	-7.8151	8.E-06	2
PC	1.248	-3,732	0.00	1.468	2.E-06	2
PG	18.517	-6,092	-22.46	0	0.E+00	2
PEE	49.2271	-6,369	0.00	-4.8147	5.E-18	6
DEC	172.1	-11,500	0.00	-23.68	2.E-05	2

Sumber parameter A,B,C,D,E,F : Aspen Hysys

$$\ln P = a + \frac{b}{(T + c)} + d \ln T + eT^f$$

Pi sat dalam kPa

T dalam K

$$K_i = \gamma_i P_i \text{ sat} / P$$

Komponen	Pi sat	z _i	K _i
Ethanol	1,768	0.00	5.70
H ₂ O	876	0.00	2.82
CO ₂	98,564	0.00	317.95
Nitrogen	#####	0.00	#####
PO	2,867	0.00	9.25
PC	10	0.00	0.03
PG	65	0.00	0.21
PEE	282	0.05	0.91
DEC	321	0.95	1.04

Perhitungan dari pemisahan pada kolom distilasi ini menggunakan key parameter sebagai berikut:

PEE sebagai Light Key Component, PG sebagai Heavy Key Component

$$r_{L,D} = 0.999$$

$$r_{H,B} = 0.999$$

$$\text{Maka nilai } \alpha_{L,H} = K_L / K_H = 4.31575$$

Menggunakan Fenske Equation untuk mencari N_{min}

$$N_{min} = \frac{\log\left(\frac{r_{L,D}}{(1-r_{L,D})} \times \frac{r_{H,B}}{(1-r_{H,B})}\right)}{\log \alpha_{L,H}}$$

$$N_{min} = 9 \quad \dots\dots(\text{Pers. 9.39 Robbin Smith})$$

Dengan menjadikan Heavy Key Component sebagai referensi,
maka rasio distilat dan bottom product dari HK dapat diperkirakan dengan:

$$\frac{d_H}{b_H} = \frac{f_H(1 - r_{H,B})}{f_H r_{H,B}} = \frac{1 - r_{H,B}}{r_{H,B}} = \frac{1 - 0,999}{0,999} = 0.001$$

Sedangkan untuk jumlah distilat dan bottom product tiap komponen dapat diperkirakan dengan :

$$d_i = \frac{\alpha^{ijN_{min}} f_i \left(\frac{d_h}{b_h}\right)}{1 + \alpha^{ijN_{min}} \left(\frac{d_h}{b_h}\right)}$$

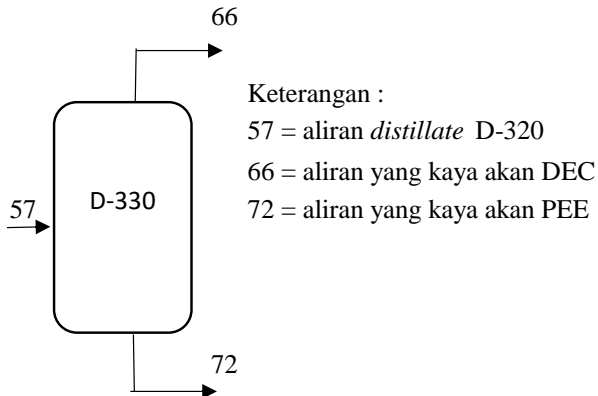
$$b_i = f_i - d_i$$

Neraca molar kolom distilasi D-320 dapat ditabelkan sebagai berikut:

Komponen	$\alpha_{i,H}$	f_i (kmol/jam)	d_i	b_i	$x_{i,d}$	$x_{i,b}$
Ethanol	27.06	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H ₂ O	13.41	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO ₂	1508.93	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Nitrogen	#####	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
PO	43.90	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
PC	0.15	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
PG	1.00	0.23	0.00	0.23	0.00	0.74
PEE	4.32	13.03	13.02	0.01	0.05	0.04
DEC	4.92	235.02	234.95	0.07	0.95	0.22
Total		248.29	247.97	0.32	1.00	1.00

5. Distilasi D-330

Berfungsi untuk memisahkan DEC dan PEE



Komponen	BM	Arus (57)			
		Fraksi Mol	Mol (kmol)	Fraksi Massa	Massa (kg)
Ethanol	46.069	0.00	0.00	0.00	0.01
H ₂ O	18	0.00	0.00	0.00	0.02
CO ₂	44.01	0.00	0.00	0.00	0.00
Nitrogen	14.006	0.00	0.00	0.00	0.00
PO	58.08	0.00	0.00	0.00	0.00
PC	102.09	0.00	0.00	0.00	0.00
PG	76.09	0.00	0.00	0.00	0.02
PEE	104.15	0.05	13.02	0.05	1,356.14
DEC	118.13	0.95	234.95	0.95	27,754.63
Total		1.00	247.97	1.00	29,110.81

Kondisi operasi feed

$$T = 158.2 \quad C = 431.35 \quad K$$

$$P = 2.3 \quad \text{bar} = 230 \quad \text{kPa}$$

Komponen	A	B	C	D	E	F
Ethanol	86.486	-7,931	0.00	-10.25	6.E-06	2
H ₂ O	65.928	-7,228	0.00	-7.177	4.E-06	2
CO ₂	133.6	-4,735	0.00	-21.27	4.E-02	1
Nitrogen	35.4113	-966	0.00	-4.3185	8.E-05	2
PO	65.8568	-5,311	0.00	-7.8151	8.E-06	2
PC	1.248	-3,732	0.00	1.468	2.E-06	2
PG	18.517	-6,092	-22.46	0	0.E+00	2
PEE	49.2271	-6,369	0.00	-4.8147	5.E-18	6
DEC	172.1	-11,500	0.00	-23.68	2.E-05	2

Sumber parameter A,B,C,D,E,F : Aspen Hysys

$$\ln P = a + \frac{b}{(T + c)} + d \ln T + eT^f$$

Pi sat dalam kPa

T dalam K

$$K_i = y_i P_i \text{ sat} / P$$

Komponen	Pi sat	zi	Ki
Ethanol	1,216	0.00	5.29
H ₂ O	590	0.00	2.57
CO ₂	75,055	0.00	326.33
Nitrogen	#####	0.00	#####
PO	2,181	0.00	9.48
PC	7	0.00	0.03
PG	37	0.00	0.16
PEE	197	0.05	0.85
DEC	223	0.95	0.97

Perhitungan dari pemisahan pada kolom distilasi ini menggunakan key parameter sebagai berikut:
DEC sebagai Light Key Component, PEE sebagai Heavy Key Component

$$r_{L,D} = 0.999$$

$$r_{H,B} = 0.999 \quad 1.13375$$

$$\text{Maka nilai } \alpha_{L,H} = K_L / K_H =$$

Menggunakan Fenske Equation untuk mencari Nmin

$$N_{min} = \frac{\log\left(\frac{r_{L,D}}{(1-r_{L,D})} \times \frac{r_{H,B}}{(1-r_{H,B})}\right)}{\log \alpha_{L,H}}$$

$$N_{min} = 110$$

.....(Pers. 9.39 Robbin Smith)

Dengan menjadikan Heavy Key Component sebagai referensi,
maka rasio distilat dan bottom product dari HK dapat diperkirakan dengan:

$$\frac{d_H}{b_H} = \frac{f_H(1 - r_{H,B})}{f_H r_{H,B}} = \frac{1 - r_{H,B}}{r_{H,B}} = \frac{1 - 0,999}{0,999} = 0.001$$

Sedangkan untuk jumlah distilat dan bottom product tiap komponen dapat diperkirakan dengan :

$$d_i = \frac{\alpha^{ijN_{min}} f_i \left(\frac{d_H}{b_H}\right)}{1 + \alpha^{ijN_{min}} \left(\frac{d_H}{b_H}\right)}$$

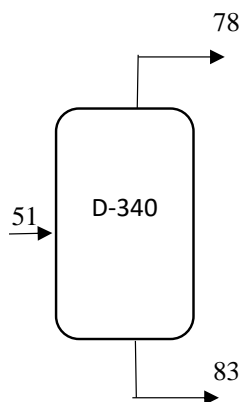
$$b_i = f_i - d_i$$

Neraca molar kolom distilasi D-330 dapat ditabelkan sebagai berikut:

Komponen	α_i, H	f_i (kmol/jam)	d_i	b_i	$x_{i,d}$	$x_{i,b}$
Ethanol	6.18	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H ₂ O	3.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO ₂	381.73	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Nitrogen	#####	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
PO	11.09	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
PC	0.03	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
PG	0.19	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
PEE	1.00	13.02	0.01	13.01	0.00	0.98
DEC	1.13	234.95	234.71	0.23	1.00	0.02
Total		247.97	234.73	13.24	1.00	1.00

6. Distilasi D-340

Berfungsi untuk memisahkan PG dan PC



Keterangan :

51 = aliran *bottom product* D-210

78 = aliran yang kaya akan PG

83 = aliran yang kaya akan PC

Komponen	BM	Arus (51)			
		Fraksi Mol	Mol (kmol)	Fraksi Massa	Massa (kg)
Ethanol	46.069	0.00	0.00	0.00	0.00
H ₂ O	18	0.00	0.00	0.00	0.00
CO ₂	44.01	0.00	0.00	0.00	0.00
Nitrogen	14.006	0.00	0.00	0.00	0.00
PO	58.08	0.00	0.00	0.00	0.00
PC	102.09	0.85	1,330.59	0.88	135,839.93
PG	76.09	0.15	234.58	0.12	17,848.83
PEE	104.15	0.00	0.01	0.00	1.36
DEC	118.13	0.00	0.03	0.00	3.08
Total		1.00	1,565.20	1.00	153,693.20

Kondisi operasi feed

$$T = 243.5 \quad C = 516.65 \quad K$$

$$P = 3.7 \quad \text{bar} = 370 \quad \text{kPa}$$

Komponen	A	B	C	D	E	F
Ethanol	86.486	-7,931	0.00	-10.25	6.E-06	2
H ₂ O	65.928	-7,228	0.00	-7.177	4.E-06	2
CO ₂	133.6	-4,735	0.00	-21.27	4.E-02	1
Nitrogen	35.4113	-966	0.00	-4.3185	8.E-05	2
PO	65.8568	-5,311	0.00	-7.8151	8.E-06	2
PC	1.248	-3,732	0.00	1.468	2.E-06	2
PG	18.517	-6,092	-22.46	0	0.E+00	2
PEE	49.2271	-6,369	0.00	-4.8147	5.E-18	6
DEC	172.1	-11,500	0.00	-23.68	2.E-05	2

Sumber parameter A,B,C,D,E,F : Aspen Hysys

$$\ln P = a + \frac{b}{(T + c)} + d \ln T + eT^f$$

Pi sat dalam kPa

T dalam K

$$K_i = y_i P_i \text{ sat} / P$$

Komponen	Pi sat	zi	Ki
Ethanol	6,675	0.00	18.04
H ₂ O	3,561	0.00	9.62
CO ₂	324,445	0.00	876.88
Nitrogen	#####	0.00	#####
PO	8,001	0.00	21.62
PC	42	0.85	0.11
PG	488	0.15	1.32
PEE	1,003	0.00	2.71
DEC	1,229	0.00	3.32

Perhitungan dari pemisahan pada kolom distilasi ini menggunakan key parameter sebagai berikut:
PG sebagai Light Key Component, PC sebagai Heavy Key Component

$$r_{L,D} = 0.999$$

$$r_{H,B} = 0.999$$

Maka nilai $\alpha_{L,H} = K_L/K_H = 11.5691$

Menggunakan Fenske Equation untuk mencari N_{min}

$$N_{min} = \frac{\log\left(\frac{r_{L,D}}{(1-r_{L,D})} \times \frac{r_{H,B}}{(1-r_{H,B})}\right)}{\log \alpha_{L,H}}$$

$$N_{min} = 6$$

.....(Pers. 9.39 Robbin Smith)

Dengan menjadikan Heavy Key Component sebagai referensi,

maka rasio distilat dan bottom product dari HK dapat diperkirakan dengan:

$$\frac{d_H}{b_H} = \frac{f_H(1 - r_{H,B})}{f_H r_{H,B}} = \frac{1 - r_{H,B}}{r_{H,B}} = \frac{1 - 0,999}{0,999} = 0.001$$

Sedangkan untuk jumlah distilat dan bottom product tiap komponen dapat diperkirakan dengan :

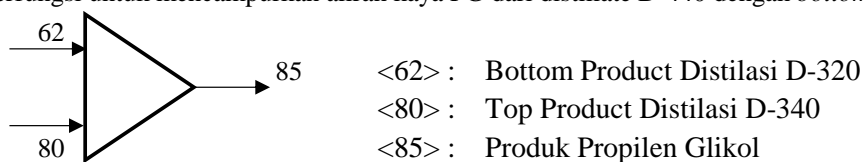
$$d_i = \frac{\alpha^{ijN_{min}} f_i \left(\frac{d_H}{b_H}\right)}{1 + \alpha^{ijN_{min}} \left(\frac{d_H}{b_H}\right)} \quad b_i = f_i - d_i$$

Neraca molar kolom distilasi D-340 dapat ditabelkan sebagai berikut:

Komponen	$\alpha_{i,H}$	f_i (kmol/jam)	d_i	b_i	$x_{i,d}$	$x_{i,b}$
Ethanol	158.32	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H ₂ O	84.46	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO ₂	7695.05	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Nitrogen	#####	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
PO	189.76	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
PC	1.00	1,330.59	1.33	1,329.26	0.01	1.00
PG	11.57	234.58	234.34	0.23	0.99	0.00
PEE	23.79	0.01	0.01	0.00	0.00	0.00
DEC	29.15	0.03	0.03	0.00	0.00	0.00
Total		1,565.20	235.71	1,329.49	1.00	1.00

7. Mixing Point (M-311)

Berfungsi untuk mencampurkan aliran kaya PG dari distillate D-440 dengan *bottom product* aliran D-420

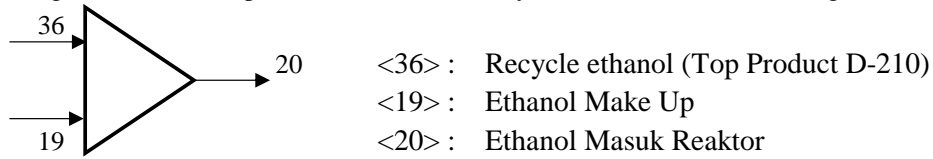


Komponen	Kmol			Mol fraksi		
	<62>	<80>	<85>	<62>	<80>	<85>
Ethanol	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H ₂ O	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO ₂	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Nitrogen	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
PO	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
PC	0.00	1.33	1.33	0.00	0.01	0.01
PG	0.23	234.34	234.58	0.74	0.99	0.99
PEE	0.01	0.01	0.03	0.04	0.00	0.00
DEC	0.07	0.03	0.09	0.22	0.00	0.00
Total	0.32	235.71	236.03	1.00	1.00	1.00

Komponen	Massa (Kg)			Fraksi Massa		
	<62>	<80>	<85>	<62>	<80>	<85>
Ethanol	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H ₂ O	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO ₂	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Nitrogen	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
PO	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
PC	0.00	135.84	135.84	0.00	0.01	0.01
PG	17.85	17831	17848.8	0.65	0.99	0.99
PEE	1.36	1.36	2.72	0.05	0.00	0.00
DEC	8.08	3.08	11.16	0.30	0.00	0.00
Total	27.29	17971	17998.5	1.00	1.00	1.00

8. Mixing Point (M-111)

Berfungsi untuk mencampurkan aliran Ethanol recycle dari distillate D-210 dengan aliran Ethanol Make up



Komponen	Kmol			Mol fraksi		
	<36>	<19>	<20>	<36>	<19>	<20>
Ethanol	23976.2	482.80	24459.0	0.99	1.00	0.99
H ₂ O	87.63	1.74	89.38	0.00	0.00	0.00
CO ₂	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Nitrogen	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
PO	52.18	0.00	52.18	0.00	0.00	0.00
PC	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
PG	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
PEE	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
DEC	0.47	0.00	0.47	0.00	0.00	0.00
Total	24116.5	484.54	24601	1.00	1.00	1.00

Komponen	Massa (Kg)			Fraksi Massa		
	<36>	<19>	<20>	<36>	<19>	<20>
Ethanol	1104559	22242	1126801	1.00	0.999	1.00
H ₂ O	1577.38	31.392	1608.77	0.00	0.001	0.00
CO ₂	0.00	0	0	0.00	0.00	0.00
Nitrogen	0.00	0	0	0.00	0.00	0.00
PO	3030.61	0	3030.61	0.00	0.00	0.00
PC	0.00	0	0	0.00	0.00	0.00
PG	0.00	0	0	0.00	0.00	0.00
PEE	0.44	0	0.43743	0.00	0.00	0.00
DEC	55.47	0	55.4738	0.00	0.00	0.00
Total	1109223	22274	1131496	1.00	1.00	1.00

APPENDIKS B
PERHITUNGAN NERACA ENERGI

Aliran feed : **Flue Gas** : 782.5 kgmol/h
Ethanol : 12300.5 kgmol/h
Propylene Oxide : 815.3100 kgmol/h

Kapasitas produksi : 220000 ton/tahun DEC
Ditetapkan : 1 tahun = 330 hari
 1 hari = 24 jam

Basis perhitungan : 1 jam operasi

Kondisi Referensi Aliran : T = 25 °C = 298.15 K
 P = 1 bar = 100 kPa
 R = 8.314 kJ/kmol.K

Data Kondisi Operasi dan Komposisi

1. Flue Gas

Suhu = 37 °C
 Tekanan = 1.02 bar
 Laju alir = 782.5 kgmol/h

No	Komponen	%mol	Mol (kgmol)	BM (kg/kgmol)	Massa (kg)
1	CO ₂	0.9998	782.3435	44.01	34430.9374
2	Nitrogen	0.0002	0.1565	14.006	2.1919

2. Propylene Oxide (PO)

Suhu = 25.00 °C
 Tekanan = 1.00 bar
 Laju alir = 851.31 kgmol/h

Komponen	%mol	Mol (kgmol)	BM (kg/kgmol)	Massa (kg)
Propylene Oxide	1	851.31	58.08	49444.0848

3. Ethanol

Suhu = 25.00 °C
 Tekanan = 1.00 bar
 Laju alir = 122291.8 kgmol/h

Komponen	%mol	Mol (kgmol)	BM (kg/kgmol)	Massa (kg)
Ethanol	0.99	121068.877	46.069	5577522.0968
Air	0.01	1222.91795	18	22012.5231

4. Produk Utama dan Produk Samping

Komponen	BM (kg/kgmol)
Diethyl Carbonate (DEC)	118.13
Propylene Glycol (PG)	76.09
Propylene Carbonate (PC)	102.09
PEE	104.15

Fase Komponen pada Kondisi Reference (T = 25 °C)

Fase Liquid	Fase Gas
H ₂ O	Nitrogen
DEC	CO ₂
PG	
PC	
PEE	
Ethanol	
Propylene Oxide	

Konsep Perhitungan:

Perhitungan neraca energi berdasarkan overall energy balance dan overall mechanical energy balance.

1. Overall Energy Balance (Steady-state)

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

2. Overall Mechanical Energy Balance

$$\frac{1}{2}(v_{out}^2 - v_{in}^2) + g.(z_{out} - z_{in}) + \frac{P_{out} - P_{in}}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

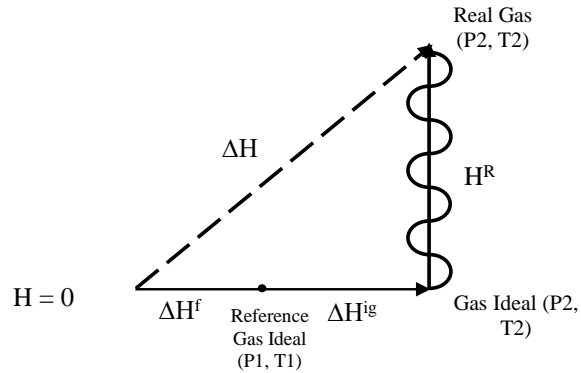
dengan asumsi:

- Tidak terjadi perubahan kecepatan ($\Delta v = 0$)
- Tidak terjadi perbedaan ketinggian antara suction dan discharge ($\Delta z = 0$)
- Nilai ΣF sangat kecil ($\Sigma F = 0$)

Perhitungan neraca energi ini didasari dengan konsep perhitungan pada software Aspen HYSYS v8.8 dengan fluid package yang digunakan adalah Peng-Robinson. Dari perhitungan neraca energi dapat ditentukan kebutuhan energi untuk proses, utilitas dan kebutuhan energi lain yang terkait dalam proses.

1. Perhitungan enthalpi untuk komponen pada kondisi reference berfasa gas dan kondisi operasi berfasa gas

$$H = H^f + H^{ig} + H^R$$



untuk menghitung enthalpi arus yang berfasa gas pada kondisi reference dan operasi digunakan persamaan $H = H_o^{ig} + \langle Cp \rangle_a \Delta T + H^R$ (6.49) Smith Van Ness 6ed

Dimana $H_o^{ig} = 0$

a. Perubahan enthalpi pada keadaan gas ideal

$$\frac{\langle Cp \rangle_H}{R} = A + \frac{B}{2} T_0(\tau + 1) + \frac{C}{3} T_0^2(\tau^2 + \tau + 1) + \frac{D}{\tau T_0^2}$$

Tabel B.1 Konstanta Kapasitas Panas Gas pada Keadaan Gas Ideal

Komponen	Fase	A	B	C	D
Ethanol	Gas	0	0.19577	0.002325	-6.1E-07
H ₂ O	Gas	3.47	0.00145	0	12100
Nitrogen	Gas	3.28	0.000593	0	4000
CO ₂	Gas	5.457	0.00105	0	-116000
PO	Gas	3.326E-07	-0.02571	0.003112	-1.5E-06
PC	Gas	-0.004296	1.804	-0.003705	3.83E-06
PG	Gas	0	0.0083107	0.0027694	-1.3E-06
PEE	Gas	0	-0.5481	0.0028911	-7.3E-07
DEC	Gas	0	-0.013	0.00269	-1.2E-06

Sumber : HYSYS 8.8 & Smith Van Ness 6th Ed, Tabel C.1

b. Penentuan Enthalpi Residual (ΔH^R)

$$\frac{H^R}{RT} = Z - 1 + \left[\frac{d \ln \alpha(Tr)}{d \ln Tr} - 1 \right] qI$$
 (6.64) Smith Van Ness 6ed

$$Z = 1 + \beta - q\beta \frac{Z - \beta}{(Z + \epsilon\beta)(Z + \sigma\beta)}$$
 (3.49) Smith Van Ness 6ed

$$\beta = \Omega \frac{Tr}{Pr} ; \quad q = \frac{\psi\alpha(Tr)}{\Omega Tr}$$
 (3.50 dan 3.51) Smith Van Ness 6ed

$$I = \frac{1}{\sigma - \epsilon} \ln \left(\frac{Z + \sigma\beta}{Z + \epsilon\beta} \right)$$
 Case 1 (6.62b) Smith Van Ness 6ed

$$\alpha_{PR}(T_r; \omega) = [1 + (0.37464 + 1.54226\omega - 0.26992\omega^2)(1 - T_r^{1/2})^2]$$

Parameter-parameter perhitungan *cubic EoS* di atas berdasarkan Tabel B.2.

Tabel B.2 Parameter untuk EoS Peng-Robinson

$\alpha(\text{Tr})$	σ	ϵ	Ω	ψ	Z_c
$\alpha_{PK}(T_r; \omega)$	2.41421	-0.41421	0.07779	0.45724	0.3074

Sumber: Smith Van Ness, Tabel 3.1

c. Pseudocritical parameter

$$T_{pc} = \sum_i y_i T_{ci}$$

$$P_{pc} = \sum_i y_i P_{ci}$$

$$\omega = \sum_i y_i \omega_i$$

Berikut ini properties untuk komponen murni (pure component):

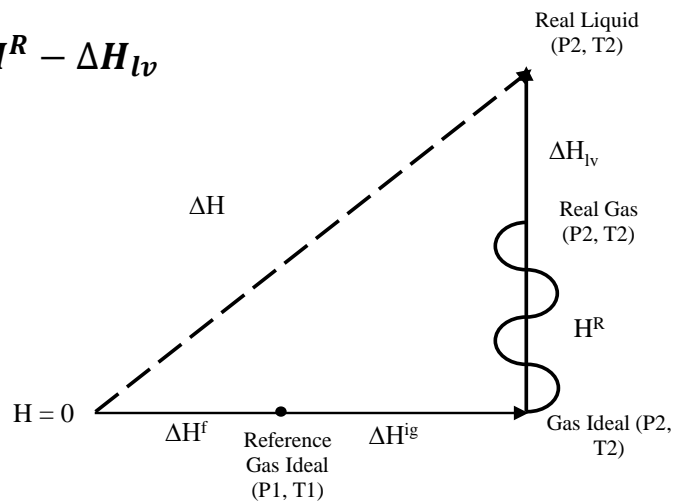
Tabel B.3 Properties Komposisi Murni

Komponen	Tc (C)	Tc (K)	Pc (bar)	ω
Ethanol	240.8	513.95	61.47	0.6440
H ₂ O	374.1	647.25	221.20	0.3440
Nitrogen	-147.0	126.15	33.94	0.0400
CO2	31.0	304.10	73.70	0.2389
PO	209.1	482.25	49.20	0.2690
PC	505.1	778.25	54.04	0.4498
PG	351.9	625.05	60.70	1.1070
PEE	351.2	624.35	40.95	0.2641
DEC	479.0	752.15	39.44	0.3241

Sumber: Aspen Hysys v8.8

2. Perubahan enthalpi untuk komponen pada kondisi reference berfasa gas dan kondisi operasi berfasa liquid

$$H = H^f + H^{ig} + H^R - \Delta H_{lv}$$



Untuk perhitungan H^{ig} dan H^R sama seperti perhitungan untuk fase gas.

Untuk perhitungan nilai ΔH_{lv} yang digunakan adalah nilai ΔH_{lv} pada kondisi operasi.

$$\frac{\Delta H_{lv2}}{\Delta H_{lv1}} = \left(\frac{1 - T_{r2}}{1 - T_{r1}} \right)^{0.38}$$

Dimana, ΔH_{lv1} = Latent heat pada titik didih (kJ/kmol)

ΔH_{lv2} = Latent heat pada kondisi operasi (kJ/kmol)

T_{r1} = Tr pada titik didih

T_{r2} = Tr pada kondisi operasi

Untuk mendapatkan H_{lv} pada kondisi reference dapat digunakan persamaan:

$$\frac{\Delta H_{lv}}{RT} = \frac{1.092(\ln P_c - 1.013)}{0.930 - T_r}$$

Tabel B.4 Data Komponen pada Suhu Reference Berfasa Gas

Komponen	Tc (K)	Tn (K)	Tr (ref)	Tr (n)	Pc (bar)	ω
Nitrogen	126.15	77.3500	2.3635	0.6132	33.9400	0.0400
CO2	304.10	194.6000	0.9804	0.6399	73.7000	0.2389

Tabel B.5 Konstanta Kapasitas Panas Komponen Liquid

Komponen	A	B	C	D
Ethanol	59.342	0.36358	-0.0012164	1.8E-06
H ₂ O	92.053	-0.039953	-0.00021103	5.35E-07
Nitrogen	76.452	-0.35226	-0.002669	5.01E-05
CO2	-338.956	5.27960	-0.023279	3.6E-05
PO	53.347	0.51543	-0.0018029	2.78E-06
PG	118.614	0.6728	-0.0018377	2.13E-06
PEE	99.514	0.7267	-0.0021371	2.8E-06
DEC	56.855	1.1659	-0.0033274	3.9E-06

Sumber: Yaws Chemical Properties

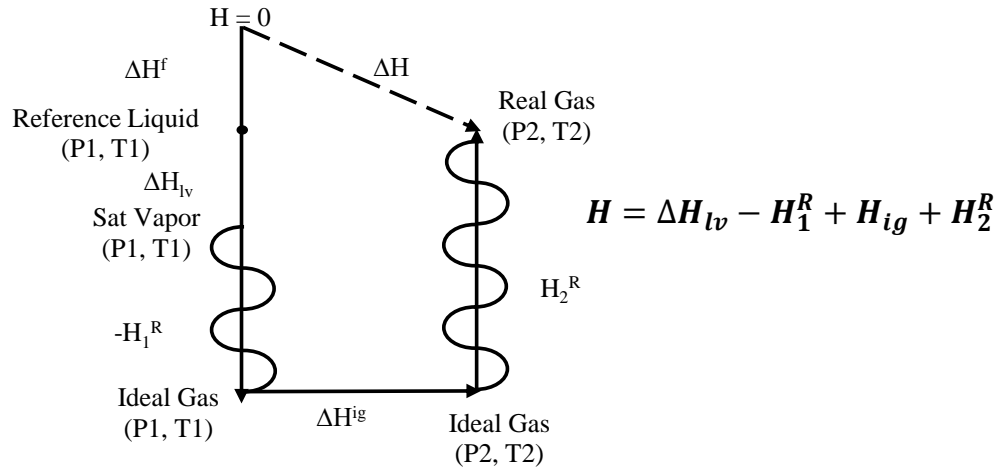
$$C_p = A + B \cdot T +$$

$$C \cdot T^2 + D \cdot T^3$$

$$\Delta H = m \int C_p dT$$

$$\Delta H = m \left(A(T - T_{ref}) + \frac{1}{2}B(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{1}{3}C(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{1}{4}D(T^4 - T_{ref}^4) \right)$$

3. Perhitungan enthalpi untuk komponen pada kondisi reference berfase liquid dan kondisi operasi berfase gas



Untuk perhitungan H_{ig} dan H_r sama seperti perhitungan untuk fase gas

Untuk perhitungan nilai ΔH_{lv} yang digunakan adalah nilai ΔH_{lv} pada kondisi operasi

$$\frac{\Delta H_{lv2}}{\Delta H_{lv1}} = \left(\frac{1 - T_{r2}}{1 - T_{r1}} \right)^{0.38}$$

Dimana, ΔH_{lv1} = Latent heat pada titik didih (kJ/kmol)

ΔH_{lv2} = Latent heat pada kondisi operasi (kJ/kmol)

T_{r1} = T_r pada titik didih

T_{r2} = T_r pada kondisi operasi

Untuk mendapatkan H_{lv} pada kondisi reference dapat digunakan persamaan:

$$\frac{\Delta H_{lv}}{RT} = \frac{1.092(\ln P_c - 1.013)}{0.930 - T_r}$$

Tabel B.6 Data Komponen pada Suhu Reference Berfase Liquid

Komponen	Tc (K)	Tn (K)	Tr (ref)	Tr (n)	Pc (bar)	ω
Ethanol	513.95	351.4000	0.5801	0.6837	61.4700	0.6440
H ₂ O	647.25	373.1500	0.4606	0.5765	221.2000	0.3440
PO	482.25	308.0000	0.6182	0.6387	49.2000	0.2690
PC	778.25	515.0500	0.3831	0.6618	54.0400	0.4498
PG	625.05	460.5500	0.4770	0.7368	60.7000	1.1070
PEE	624.35	405.1500	0.4775	0.6489	40.9500	0.2641
DEC	752.15	399.9500	0.3964	0.5317	39.4386	0.3241

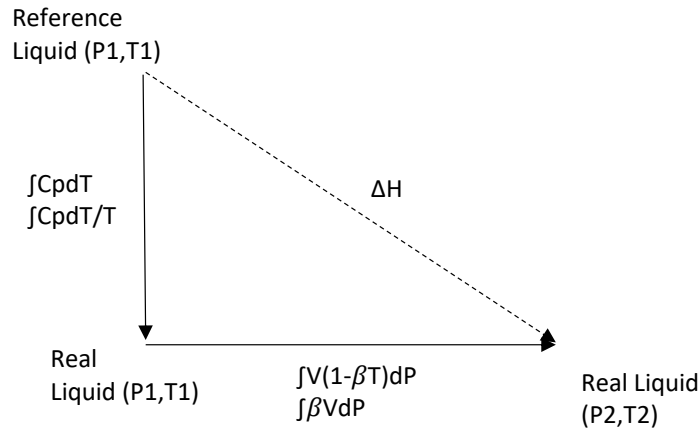
Tabel B.7 Data Heat of Vaporization

Komponen	A	n	Tc (K)
Ethanol	43.1220	0.0790	513.95
H ₂ O	52.0530	0.3210	647.25
Nitrogen	9.4300	0.5330	126.15
CO ₂	15.236	0.2270	304.1
PO	40.1760	0.3660	482.25
PC	58.5200	0.2800	778.25
PG	80.7000	0.2950	625.05
PEE	57.8000	0.2450	624.35
DEC	59.3000	0.3760	752.15

Sumber: Yaws Chemical Properties

$$H_{vap} = A(1-T/T_c)^n$$

4. Perhitungan enthalpi untuk komponen pada kondisi reference berfase liquid dan kondisi operasi berfase liquid



$$dH = Cp dT + (1 - \beta T)V dP \quad \dots(6.28) \text{ Smith Van Ness 6ed}$$

$$\Delta H = Cp(T2 - T1) - (1 - \beta T2)V (P2 - P1) \quad \dots(3.50) \text{ Smith Van Ness 6ed}$$

$$\beta = \Omega \frac{Tr}{Pr} \quad ; \quad Z = \beta + Z (Z + \beta) \frac{1 + \beta - Z}{q\beta} \quad \dots(3.50 \text{ dan } 3.53) \text{ Smith Van Ness 6ed}$$

$$V = \frac{ZRT}{P} \quad \dots(3.10) \text{ Smith Van Ness 6ed}$$

5. Enthalpi Pembentukan Standar

Dalam perhitungan ΔH reaksi juga memerlukan data Entalpi Pembentukan Standar berikut:

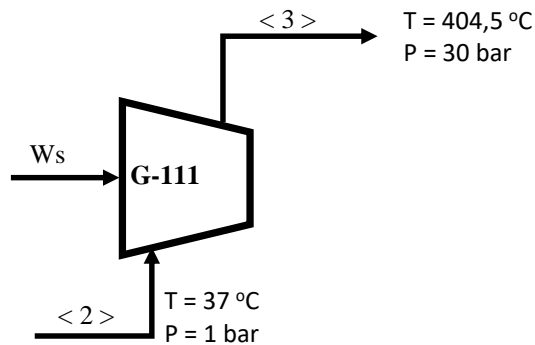
Tabel B.8 Data Enthalpi Pembentukan Standar pada 298.15 K

Komponen	ΔH_f (kJ/kmol)
Ethanol	-235000
H ₂ O (l)	-285830
Nitrogen	0
CO ₂	-393800
PO	-92820
PC	-469100
PG	-424200
PEE	-190200
DEC	-659400
H ₂ O (g)	-241814

Sumber: Aspen Hysys v8.8

1. Flue Gas Kompresor (G-111)

Berfungsi untuk meningkatkan tekanan gas CO₂ menuju reaktor



Keterangan :

Stream <2> : CO₂ dari Flue Gas

Stream <3> : CO₂ bertekanan tinggi

- a. Mula-mula komproser dianggap bekerja secara isentropis, sehingga: $\Delta S = 0$.

Dengan menganggap komponen tidak ideal, maka:

$$\Delta S = \Delta S^{ig} + \Delta S^R \quad \dots \text{(Pers. I)}$$

$$\frac{\Delta S^{ig}}{R} = \frac{(Cp^{ig})_s}{R} \ln \frac{T}{T_0} - \ln \frac{P}{P_0} \quad \dots \text{(Pers. II)}$$

$$\frac{S^R}{R} = \ln(Z - \beta) + \frac{d \ln \alpha(Tr)}{d \ln Tr} qI \quad \dots \text{(Pers. III)}$$

maka dengan mensubstitusikan Pers. II dan III ke dalam Pers. I dapat dilakukan trial hingga diperoleh nilai T4 sebagai temperatur keluaran kompresor isentropis.

b. Setelah diperoleh T4 kemudian cari nilai ΔH total persamaan:

$$\Delta H_{total} = \Delta H^{ig} + \Delta H^R$$

c. Dengan menetapkan efisiensi sebesar 75%, maka dapat dihitung Ws aktual dengan persamaan:

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

Setelah Ws diperoleh, maka ΔH diketahui dan temperatur keluaran kompresor T4 dapat dihitung dengan persamaan yang sama seperti di atas.

d. Persamaan neraca energi Flue Gas Compressor (G-111) yaitu:

$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = W_s$$

$$H_1 + W_s = H_4$$

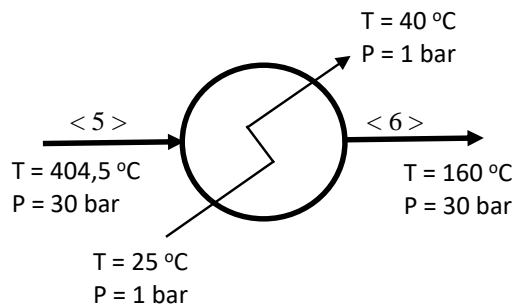
Input			Output		
T ₂	30	°C	T ₃	404.5	°C
P ₂	1	bar	P ₃	30	bar

Tabel B.9 Neraca Energi Flue Gas Compressor (G-111)

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H2	-146389181.45	H3	-140266872.90
Ws	6122308.55		
Total	-140266872.90	Total	-140266872.90

2. Flue Gas Kompresor Intercooler (E-111/E-112)

Berfungsi untuk mendinginkan gas CO₂ keluar kompresor G-111



Keterangan :

Stream <5> : CO₂ dengan suhu tinggi

Stream <6> : CO₂ dengan suhu rendah

Heat duty (Q) dari Heat Exchanger dapat ditentukan melalui persamaan :

$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = Q$$

Persamaan neraca energi :

$$H_5 = H_6 + Q$$

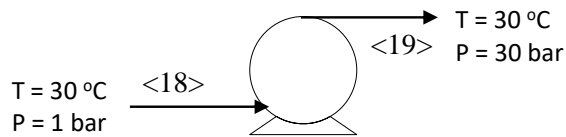
Input			Output		
T ₅	404.5	°C	T ₆	160	°C
P ₅	30	bar	P ₆	30	bar

Tabel B.10 Neraca Energi Flue Gas Compressor Intercooler (E-111)

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H5	-70133436.45	H6	-72217656.87
		Q	2084220.42
Total	-70133436.45	Total	-70133436.45

3. Ethanol Pump (L-112)

Berfungsi untuk memompakan larutan ethanol menuju reaktor



Dengan menganggap pompa bekerja secara adiabatik, maka:

$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = W_s$$

$$W_s = \Delta U + \Delta(PV)$$

Karena dalam sistem pompa perubahan suhu tidak signifikan, maka $\Delta U = 0$ dan molar volume, V konstan sehingga pada pompa berlaku persamaan:

$$W_s = V(P_{out} - P_{in})$$

Untuk pompa, berlaku persamaan *Mechanical Energy Balance* :

$$W_s = z_1 \frac{g}{gc} - z_2 \frac{g}{gc} + \frac{v_1^2}{2gc} - \frac{v_2^2}{2gc} + \frac{P_1 - P_2}{\rho} - \sum F$$

$$W_s = 0 \frac{32,17}{32,17} - 5 \frac{32,17}{32,17} + \frac{0^2}{2 \times 32,17} - \frac{2357,129^2}{2 \times 32,17} + \frac{1 - 30}{48,96} - 11,27$$

$$W_s = 94915.97$$

$$\eta \text{ (efisiensi)} = 75 \%$$

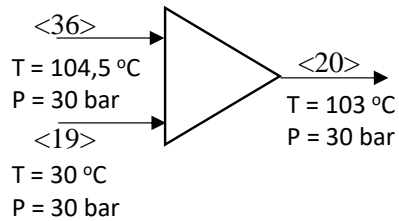
Input			Output		
T ₁₈	30	°C	T ₁₉	30	°C
P ₁₈	1	bar	P ₁₉	30	bar

Tabel B.11 Neraca Energi Ethanol Pump (L-112)

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H18	-116687782.64	H19	-116592866.67
W _s	94915.97		
Total	-116592866.67	Total	-116592866.67

4. Mixing Point 1

Berfungsi untuk mencampur aliran ethanol recycle dengan aliran ethanol make up



Menentukan suhu campuran keluar stream

$$(T_1 \cdot V_1) + (T_2 \cdot V_2) = (T_3 \cdot V_3)$$

$$(104,5 \times 24116) + (30 \times 485) = (T_3 \times 24601)$$

$$T_3 = 103 \text{ °C}$$

Keterangan :

Stream <36> : Ethanol Recycle

Stream <19> : Ethanol Makeup

Stream <20> : Ethanol Feed

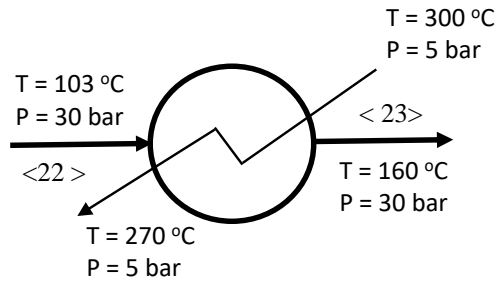
Input			Output		
T ₃₆	113.4	°C	T ₂₀	103	°C
P ₃₆	30	bar	P ₂₀	30	bar
T ₁₉	30	°C			
P ₁₉	30	bar			

Tabel B.12 Neraca Energi Mixing Point 1

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H37	-116592866.67	H20	-2216111903.66
H19	-2099519036.98		
Total	-2216111903.66	Total	-2216111903.66

5. Ethanol Heater (E-115/E-116)

Berfungsi untuk menaikkan suhu aliran ethanol menuju reaktor



Keterangan :

Stream <22> : Ethanol masuk

Stream <23> : Ethanol suhu tinggi

Heat duty (Q) dari Heat Exchanger dapat ditentukan melalui persamaan :

$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = Q$$

Persamaan neraca energi :

$$H_{22} + Q = H_{23}$$

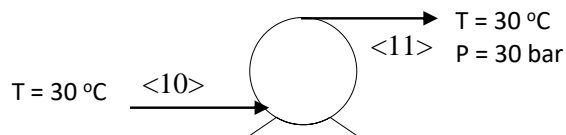
Input			Output		
T ₂₂	109.6	°C	T ₂₃	160	°C
P ₂₂	30	bar	P ₂₃	30	bar

Tabel B.13 Neraca Energi Ethanol Heater (E-115/E-116)

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H22	-1108055951.83	H23	-1069133305.86
Q	38922645.97		
Total	-1069133305.86	Total	-1069133305.86

6. Propylene Oxide Pump (L-111)

Berfungsi untuk memompakan larutan propilen oksida menuju reaktor



Dengan menganggap pompa bekerja secara adiabatik, maka:

$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = W_s$$

$$W_s = \Delta U + \Delta(PV)$$

Karena dalam sistem pompa perubahan suhu tidak signifikan, maka $\Delta U = 0$ dan molar volume, V konstan sehingga pada pompa berlaku persamaan:

$$W_s = V(P_{out} - P_{in})$$

Untuk pompa, berlaku persamaan *Mechanical Energy Balance* :

$$W_s = z_1 \frac{g}{gc} - z_2 \frac{g}{gc} + \frac{v_1^2}{2gc} - \frac{v_2^2}{2gc} + \frac{P_1 - P_2}{\rho} - \sum F$$

η (efisiensi) = 75 %

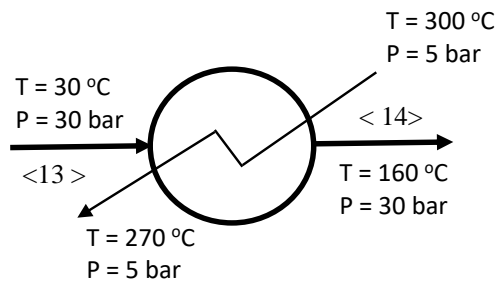
Input			Output		
T ₁₀	30	°C	T ₁₁	30	°C
P ₁₀	1	bar	P ₁₁	30	bar

Tabel B.14 Neraca Energi Propylene Oxide Pump (L-111)

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H10	-66272645.20	H11	-66120866.94
W _s	151778.25		
Total	-66120866.94	Total	-66120866.94

7. Propylene Oxide Heater (E-113/E-114)

Berfungsi untuk menaikkan suhu aliran propilen oksida menuju reaktor



Keterangan :

Stream <13> : Propylene oxide masuk

Stream <14> : Propylene oxide suhu tinggi

Heat duty (Q) dari Heat Exchanger dapat ditentukan melalui persamaan :

$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = Q$$

Persamaan neraca energi :

$$H_{13} + Q = H_{14}$$

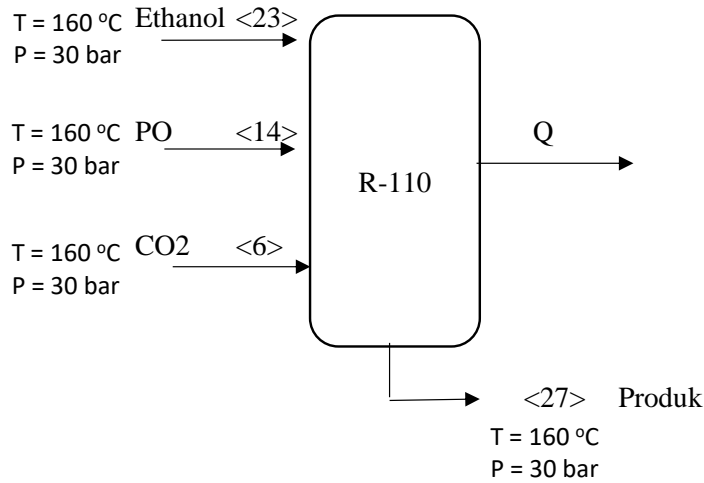
Input			Output		
T ₁₃	32.25	°C	T ₁₄	160	°C
P ₁₃	30	bar	P ₁₄	30	bar

Tabel B.15 Neraca Energi Propylene Oxide Heater (E-113/E-114)

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H13	-33060433.47	H14	-27948935.25
Q	5111498.22		
Total	-27948935.25	Total	-27948935.25

8. Reaktor DEC (R-110/R-120)

Berfungsi untuk memsintesis DEC dari CO₂, Ethanol, dan Propilen oksida



Kondisi Operasi Aliran Masuk

	Aliran 23	Aliran 14	Aliran 6
T (C)	160	160	160
T (K)	433.15	433.15	433.15
P (bar)	30	30	30

Kondisi Operasi Aliran Keluar

	Aliran 27
T (C)	160
T (K)	433.15
P (bar)	30

Heat duty (Q) dari Heat Exchanger dapat ditentukan melalui persamaan :

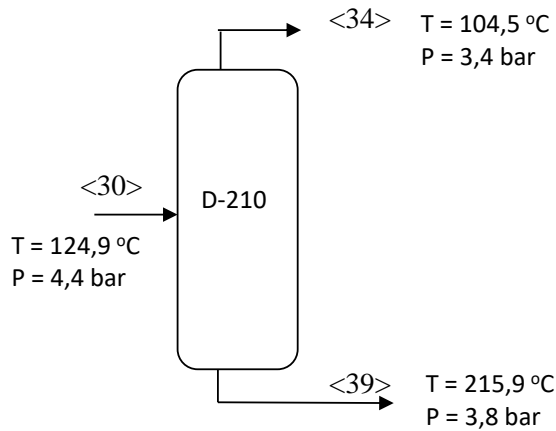
$$\Delta H = H_{out} - H_{in} + \Delta H_r = Q$$

Tabel B.16 Neraca Energi Reaktor DEC (R-110/R-120)

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H23	-1069133305.86	H27	-1169300076.71
H14	-27948935.25	Q	178.73
H6	-72217656.87		
Total	-1169299897.98	Total	-1169299897.98

9. Kolom Distilasi (D-210)

Fungsi: untuk memisahkan Ethanol dan Produk



Keterangan:

- Aliran <31> = Feed masuk
- Aliran <35> = Aliran Top Product (Ethanol Recycle)
- Aliran <40> = Aliran Bottom Product

Produk atas dan bawah dari kolom distilasi D-210 ini diinginkan berupa cairan jenuh. Untuk menentukan neraca energinya dilakukan perhitungan bubble point dengan cara trial suhu distilat dan bottom hingga syarat $\sum x_i K_i = 1$ terpenuhi. Pertama-tama hitung nilai P_i^{sat} dengan persamaan antoine dimana suhu dalam kelvin, kemudian hitung nilai K_i dengan cara:

$$K_i = \frac{P_{i,sat}}{P}$$

dengan: $\ln P_{i,sat} = A + \frac{B}{(T + C)} + D \ln(T) + ET^f$

Parameter untuk persamaan Antoine

Komponen	A	B	C	D	E	F
Ethanol	86.4860	-7,931	0.00	-10.2498	6.E-06	2
H ₂ O	65.9280	-7,228	0.00	-7.17695	4.E-06	2
Nitrogen	133.6	-4,735	0.00	-21.27	4.E-02	1
CO ₂	35.4113	-966	0.00	-4.31849	8.E-05	2
PO	65.8568	-5,311	0.00	-7.81511	8.E-06	2
PC	1.248	-3,732	0.00	1.468	2.E-06	2
PG	18.517	-6,092	-22.46	0	0.E+00	2
PEE	49.2271	-6,369	0.00	-4.81468	5.E-18	6
DEC	172.1	-11,500	0.00	-23.68	2.E-05	2

Sumber: Aspen Hysys v8.8

a. Penentuan suhu distilat

Pada penentuan suhu distilat dilakukan pada:

$$P = 340.00 \text{ kPa}$$

$$T = 112.68 \text{ }^\circ\text{C} = 385.83 \text{ K}$$

Komponen	xi	Pisat	Ki	xi.Ki
Ethanol	0.9842	343.616	1.011	0.995
H ₂ O	0.0110	156.671	0.461	0.005
Nitrogen	0.0000	34226.993	100.668	0.000
CO ₂	0.0000	#####	523093.576	0.000
PO	0.0000	893.616	2.628	0.000
PC	0.0000	1.863	0.005	0.000
PG	0.0000	5.765	0.017	0.000
PEE	0.0000	58.035	0.171	0.000
DEC	0.0000	65.116	0.192	0.000
Total	0.9952	177887568	523198.7279	1.000

Hasil dari trial di atas memenuhi syarat $\sum xi.Ki = 1$, maka diperoleh suhu distilat kolom D-210 adalah 112.68 °C.

b. Penentuan suhu bottom produk

Pada penentuan suhu bottom produk dilakukan pada:

$$P = 380.00 \text{ kPa}$$

$$T = 194.00 \text{ }^\circ\text{C} = 467.15 \text{ K}$$

Komponen	xi	Pisat	Ki	xi.Ki
Ethanol	0.0038	3812.429	10.033	0.038
H ₂ O	0.0002	1972.059	5.190	0.001
Nitrogen	0.0000	186872.126	491.769	0.000
CO ₂	0.0000	#####	#####	0.000
PO	0.0000	5126.657	13.491	0.000
PC	0.1624	22.384	0.059	0.010
PG	0.4316	208.654	0.549	0.237
PEE	0.0569	588.846	1.550	0.088
DEC	0.3452	689.389	1.814	0.626
Total	1.000	1.0282E+11	270579982.4	1.000

Hasil dari trial di atas memenuhi syarat $\sum xi.Ki = 1$, maka diperoleh suhu bottom produk kolom D-210 adalah 194,0 °C.

Persamaan neraca energi untuk Kolom Distilasi D-210 menjadi:

$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = Q$$

$$(H_{36} + H_{45} - Q_{cond}) - (H_{32} + Q_{reb}) = Q$$

Kondisi masing-masing arus :

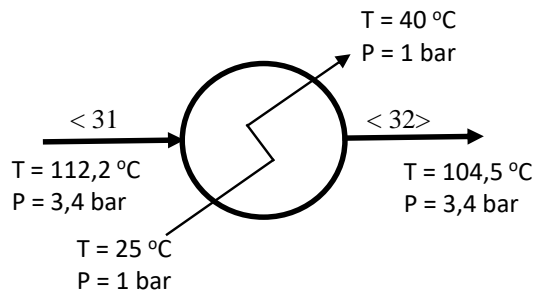
Input			Output		
T ₃₀	124.9	°C	T ₃₄	104.5	°C
P ₃₀	4.4	bar	P ₃₄	3.4	bar
			T ₃₉	215.9	°C
			T ₃₉	3.8	bar

Tabel B.17 Neraca Energi Distilasi (D-210)

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H30	-2338600150.63	H34	-2110431809.66
Qr	457273372.27	H39	-355516724.47
		Qc	584623841.9
Total	-1881326778.35	Total	-1881324692.25

10. Kondensator Distilasi (D-210)

Berfungsi untuk mendinginkan aliran keluar kolom destilasi D-210



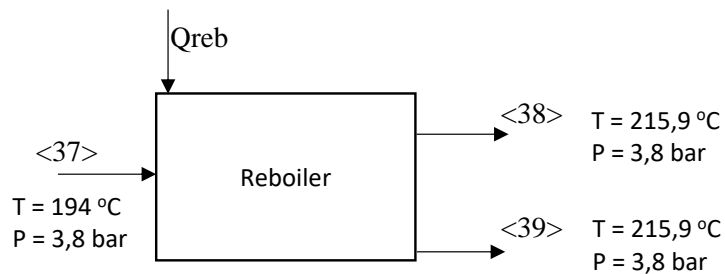
$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = Q$$

Tabel B.18 Neraca Energi Kondenser Kolom Distilasi(D-210)

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H31	-3634585556.32	H32	-4218920832.48
		Qc	584335285.88
Total	-3634585556.32	Total	-3634585546.60

11. Reboiler Distilasi (D-210)

Berfungsi untuk memansakan kembali produk bawa kolom destilasi D-210 untuk dimasukkan kembali kedalam kolom destilasi D-210



Keterangan:

Aliran <37> = Aliran menuju reboiler

Aliran <38> = Aliran boil up kembali ke kolom destilasi

Aliran <39> = Aliran Bottom Product

Persamaan neraca energi untuk reboiler ditentukan melalui persamaan:

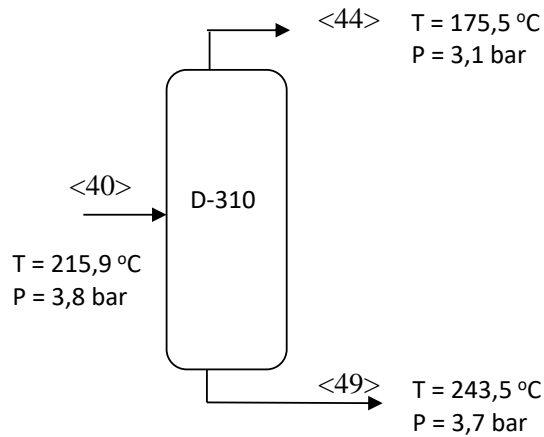
$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = Q$$

Tabel B.19 Neraca Energi Reboiler Kolom Distilasi (D-210)

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H37	-6335851842.14	H38	-5523061743.59
Qr	457273372.27	H39	-355516724.47
Total	-5878578469.87	Total	-5878578468.06

12. Kolom Distilasi (D-310)

Fungsi: untuk memisahkan DEC, PEE, PG, PC



Keterangan:

- Aliran <40> = Bottom product D-210
- Aliran <44> = Aliran yang kaya akan DEC, PEE, PG
- Aliran <49> = Aliran yang kaya akan PG dan PC

Produk atas dan bawah dari kolom distilasi D-310 ini diinginkan berupa cairan jenuh. Untuk menentukan neraca energinya dilakukan perhitungan bubble point dengan cara trial suhu distilat dan bottom hingga syarat $\sum x_i K_i = 1$ terpenuhi. Pertama-tama hitung nilai P_i^{sat} dengan persamaan antoine dimana suhu dalam kelvin, kemudian hitung nilai K_i dengan cara:

$$K_i = \frac{P_{i,sat}}{P}$$

$$\text{dengan: } \ln P_{i,sat} = A + \frac{B}{(T + C)} + D \ln(T) + ET^f$$

Parameter untuk persamaan Antoine

Komponen	A	B	C	D	E	F
Ethanol	86.4860	-7,931	0.00	-10.2498	6.E-06	2
H ₂ O	65.9280	-7,228	0.00	-7.17695	4.E-06	2
Nitrogen	133.6	-4,735	0.00	-21.27	4.E-02	1
CO ₂	35.4113	-966	0.00	-4.31849	8.E-05	2
PO	65.8568	-5,311	0.00	-7.81511	8.E-06	2
PC	1.248	-3,732	0.00	1.468	2.E-06	2
PG	18.517	-6,092	-22.46	0	0.E+00	2
PEE	49.2271	-6,369	0.00	-4.81468	5.E-18	6
DEC	172.1	-11,500	0.00	-23.68	2.E-05	2

Sumber: Aspen Hysys v8.8

a. Penentuan suhu distilat

Pada penentuan suhu distilat dilakukan pada:

$$P = 310.00 \text{ kPa}$$

$$T = 175.50 \text{ }^{\circ}\text{C} = 448.65 \text{ K}$$

Komponen	xi	Pisat	Ki	xi.Ki
Ethanol	0.0087	1819.927	5.871	0.051
H ₂ O	0.0005	903.022	2.913	0.001
Nitrogen	0.0000	100770.149	325.065	0.000
CO ₂	0.0000	#####	27157935.770	0.000
PO	0.0000	2929.668	9.451	0.000
PC	0.0000	10.027	0.032	0.000
PG	0.0764	68.241	0.220	0.017
PEE	0.1230	289.901	0.935	0.115
DEC	0.7914	330.574	1.066	0.844
Total	1.0000	8419067210	27158281.32	1.028

Hasil dari trial di atas memenuhi syarat $\sum xi.Ki = 1$, maka diperoleh suhu distilat kolom D-210 adalah 175,5 °C.

b. Penentuan suhu bottom produk

Pada penentuan suhu bottom produk dilakukan pada:

$$P = 360.00 \text{ kPa}$$

$$T = 243.50 \text{ }^{\circ}\text{C} = 516.65 \text{ K}$$

Komponen	xi	Pisat	Ki	xi.Ki
Ethanol	0.0000	5818.775	16.163	0.000
H ₂ O	0.0000	3081.343	8.559	0.000
Nitrogen	0.0000	281221.850	781.172	0.000
CO ₂	0.0000	#####	#####	0.000
PO	0.0000	7159.349	19.887	0.000
PC	0.1443	36.031	0.100	0.014
PG	0.8290	396.185	1.101	0.912
PEE	0.0116	880.521	2.446	0.028
DEC	0.0151	1064.021	2.956	0.045
Total	1.000	5.9184E+11	1643987091	1.000

Hasil dari trial di atas memenuhi syarat $\sum xi.Ki = 1$, maka diperoleh suhu bottom produk kolom D-210 adalah 243,5 °C.

Persamaan neraca energi untuk Kolom Distilasi D-310 menjadi:

$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = Q$$

$$(H_{45} + H_{49} - Q_{cond}) - (H_{41} + Q_{reb}) = Q$$

Kondisi masing-masing arus :

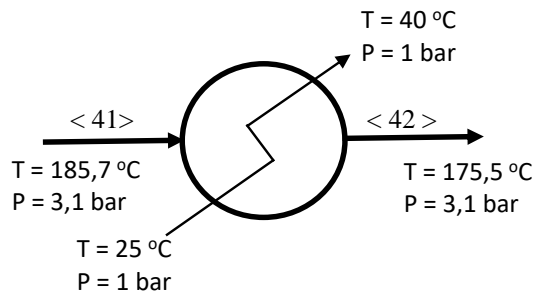
Input			Output		
T ₄₀	215.9	°C	T ₄₄	175.5	°C
P ₄₀	3.8	bar	P ₄₄	3.1	bar
			T ₄₉	243.5	°C
			T ₄₉	3.6	bar

Tabel B.20 Neraca Energi Distilasi(D-310)

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H40	-355516724.47	H44	-173097501.72
Qr	20857134.98	H49	-183055101.97
		Qc	21505129.67
Total	-334659589.49	Total	-334647474.03

13. Kondensor Distilasi (D-310)

Berfungsi untuk mendinginkan aliran keluar kolom destilasi D-310



Persamaan neraca energi untuk kondensor ditentukan melalui persamaan:

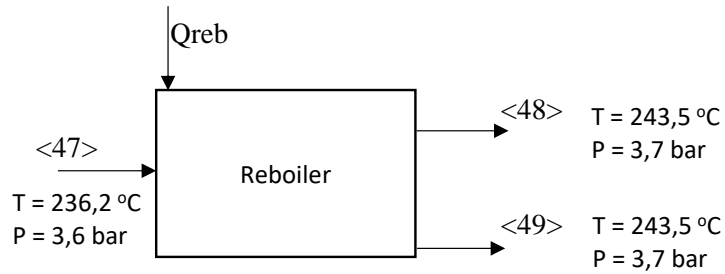
$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = Q$$

Tabel B.21 Neraca Energi Kondenser Kolom Distilasi(D-310)

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H41	-308591788.67	H42	-330096939.44
		Qc	21505129.67
Total	-308591788.67	Total	-308591809.77

14. Reboiler Distilasi (D-310)

Berfungsi untuk memansakan kembali produk bawa kolom destilasi D-310 untuk dimasukkan kembali kedalam kolom destilasi D-310



Keterangan:

Aliran <47> = Aliran menuju reboiler

Aliran <48> = Aliran boil up kembali ke kolom distilasi

Aliran <49> = Aliran Bottom Product

Persamaan neraca energi untuk reboiler ditentukan melalui persamaan:

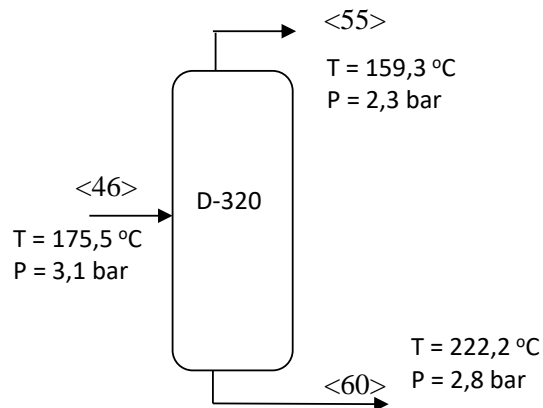
$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = Q$$

Tabel B.22 Neraca Energi Reboiler Kolom Distilasi (D-310)

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H47	-369771576.89	H48	-165859246.60
Qr	20857134.98	H49	-183055101.97
Total	-348914441.90	Total	-348914348.57

15. Kolom Distilasi (D-320)

Fungsi: untuk memisahkan DEC, PEE, PG



Keterangan:

Aliran <46> = Distillate D-310

Aliran <55> = Aliran yang kaya akan DEC, PEE

Aliran <60> = Aliran yang kaya akan PG

Produk atas dan bawah dari kolom distilasi D-320 ini diinginkan berupa cairan jenuh. Untuk menentukan neraca energinya dilakukan perhitungan bubble point dengan cara trial suhu distilat dan bottom hingga syarat $\sum x_i K_i = 1$ terpenuhi. Pertama-tama hitung nilai P_i sat dengan persamaan antoine dimana suhu dalam kelvin, kemudian hitung nilai K_i dengan cara:

$$K_i = \frac{P_{i,sat}}{P}$$

dengan: $\ln P_{i,sat} = A + \frac{B}{(T + C)} + D \ln(T) + ET^f$

Parameter untuk persamaan Antoine

Komponen	A	B	C	D	E	F
Ethanol	86.4860	-7,931	0.00	-10.2498	6.E-06	2
H ₂ O	65.9280	-7,228	0.00	-7.17695	4.E-06	2
Nitrogen	133.6	-4,735	0.00	-21.27	4.E-02	1
CO ₂	35.4113	-966	0.00	-4.31849	8.E-05	2
PO	65.8568	-5,311	0.00	-7.81511	8.E-06	2
PC	1.248	-3,732	0.00	1.468	2.E-06	2
PG	18.517	-6,092	-22.46	0	0.E+00	2
PEE	49.2271	-6,369	0.00	-4.81468	5.E-18	6
DEC	172.1	-11,500	0.00	-23.68	2.E-05	2

Sumber: Aspen Hysys v8.8

a. Penentuan suhu distilat

Pada penentuan suhu distilat dilakukan pada:

$$P = 230.00 \text{ kPa}$$

$$T = 159.30 \text{ }^\circ\text{C} = 432.45 \text{ K}$$

Komponen	xi	Pisat	Ki	xi.Ki
Ethanol	0.0095	1248.980	5.430	0.052
H ₂ O	0.0006	607.089	2.640	0.002
Nitrogen	0.0000	76475.816	332.504	0.000
CO ₂	0.0000	#####	12757470.312	0.000
PO	0.0000	2224.107	9.670	0.000
PC	0.0000	6.757	0.029	0.000
PG	0.0005	38.793	0.169	0.000
PEE	0.1302	201.753	0.877	0.114
DEC	0.8592	228.801	0.995	0.855
Total	1.0000	2934299204	12757822.63	1.022

Hasil dari trial di atas memenuhi syarat $\sum x_i K_i = 1$, maka diperoleh suhu distilat kolom D-320 adalah 159,3°C.

b. Penentuan suhu bottom produk

Pada penentuan suhu bottom produk dilakukan pada:

$$P = 280.00 \text{ kPa}$$

$$T = 222.20 \text{ }^\circ\text{C} = 495.35 \text{ K}$$

Komponen	xi	Pisat	Ki	xi.Ki
Ethanol	0.0000	5838.604	11.787	0.000
H ₂ O	0.0000	3092.415	6.243	0.000
Nitrogen	0.0000	282201.851	569.702	0.000
CO ₂	0.0000	#####	#####	0.000
PO	0.0000	7178.968	14.493	0.000
PC	0.0000	36.171	0.073	0.000
PG	0.8322	398.233	0.804	0.669
PEE	0.0816	883.367	1.783	0.146
DEC	0.0862	1067.806	2.156	0.186
Total	1.000	6.0089E+11	1213062100	1.000

Hasil dari trial di atas memenuhi syarat $\sum xi.Ki = 1$, maka diperoleh suhu bottom produk kolom D-320 adalah 222,2 °C.

Persamaan neraca energi untuk Kolom Distilasi D-320 menjadi:

$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = Q$$

$$(H_{55} + H_{59} - Q_{cond}) - (H_{46} + Q_{reb}) = Q$$

Kondisi masing-masing arus :

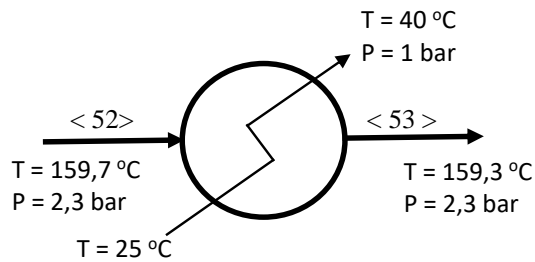
Input			Output		
T ₄₆	175.5	°C	T ₅₅	159.3	°C
P ₄₆	3.1	bar	P ₅₅	2.3	bar
			T ₆₀	222.2	°C
			T ₆₀	2.8	bar

Tabel B.23 Neraca Energi Distilasi(D-320)

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H46	-173097501.72	H55	-163099054.01
Qr	37972681.23	H60	-10880624.59
		Qc	38854651.86
Total	-135124820.49	Total	-135125026.73

16. Kondensator Distilasi (D-320)

Berfungsi untuk mendinginkan aliran keluar kolom destilasi D-320



Persamaan neraca energi untuk kondensator ditentukan melalui persamaan:

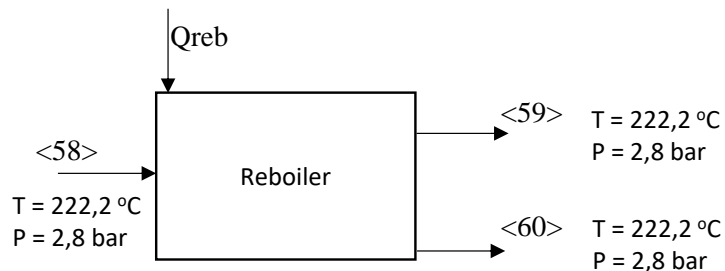
$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = Q$$

Tabel B.24 Neraca Energi Kondenser Kolom Distilasi(D-320)

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H52	-613541570.99	H53	-652396221.35
		Qc	38854651.86
Total	-613541570.99	Total	-613541569.49

17. Reboiler Distilasi (D-320)

Berfungsi untuk memansakan kembali produk bawa kolom destilasi D-320 untuk dimasukkan kembali kedalam kolom destilasi D-320



Keterangan:

Aliran <58> = Aliran menuju reboiler

Aliran <59> = Aliran boil up kembali ke kolom distilasi

Aliran <60> = Aliran Bottom Product

Persamaan neraca energi untuk reboiler ditentukan melalui persamaan:

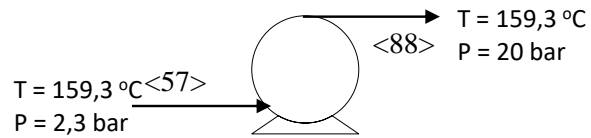
$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = Q$$

Tabel B.25 Neraca Energi Reboiler Kolom Distilasi (D-310)

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H58	-353649203.36	H59	-304795897.63
Qr	37972681.23	H60	-10880624.59
Total	-315676522.13	Total	-315676522.22

18. High Pressure Column Pump (L-317)

Berfungsi untuk memompakan larutan DEC, PEE menuju kolom destilasi D-330



Dengan menganggap pompa bekerja secara adiabatik, maka:

$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = W_s$$

$$W_s = \Delta U + \Delta(PV)$$

Karena dalam sistem pompa perubahan suhu tidak signifikan, maka $\Delta U = 0$ dan molar volume, V konstan sehingga pada pompa berlaku persamaan:

$$W_s = V(P_{out} - P_{in})$$

Untuk pompa, berlaku persamaan *Mechanical Energy Balance* :

$$W_s = z_1 \frac{g}{gc} - z_2 \frac{g}{gc} + \frac{v_1^2}{2gc} - \frac{v_2^2}{2gc} + \frac{P_1 - P_2}{\rho} - \sum F$$

η (efisiensi) = 75 %

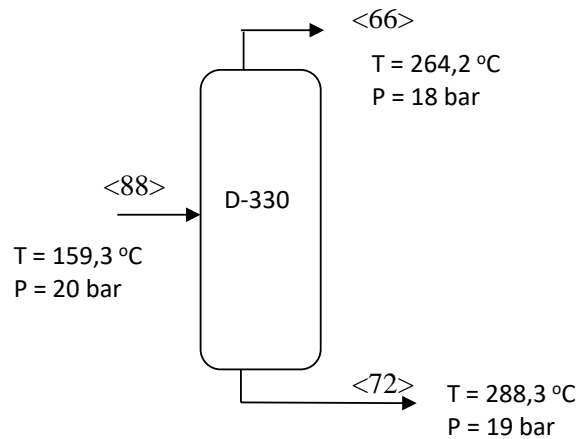
Input			Output		
T ₅₇	159.3	°C	T ₈₈	159.3	°C
P ₅₇	2.3	bar	P ₈₈	20	bar

Tabel B.14 Neraca Energi Propylene Oxide Pump (L-111)

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H57	-163099054.01	H88	-163004147.25
W _s	94906.76		
Total	-163004147.25	Total	-163004147.25

19. Kolom Distilasi (D-330)

Fungsi: untuk memisahkan DEC dan PEE



Keterangan:

- Aliran <88> = Distillate D-320
- Aliran <66> = Aliran yang kaya akan DEC
- Aliran <72> = Aliran yang kaya akan PEE

Produk atas dan bawah dari kolom distilasi D-330 ini diinginkan berupa cairan jenuh. Untuk menentukan neraca energinya dilakukan perhitungan bubble point dengan cara trial suhu distilat dan bottom hingga syarat $\sum x_i K_i = 1$ terpenuhi. Pertama-tama hitung nilai P_i^{sat} dengan persamaan antoine dimana suhu dalam kelvin, kemudian hitung nilai K_i dengan cara:

$$K_i = \frac{P_i^{sat}}{P}$$

$$\text{dengan: } \ln P_i^{sat} = A + \frac{B}{(T + C)} + D \ln(T) + ET^f$$

Parameter untuk persamaan Antoine

Komponen	A	B	C	D	E	F
Ethanol	86.4860	-7,931	0.00	-10.2498	6.E-06	2
H ₂ O	65.9280	-7,228	0.00	-7.17695	4.E-06	2
Nitrogen	133.6	-4,735	0.00	-21.27	4.E-02	1
CO ₂	35.4113	-966	0.00	-4.31849	8.E-05	2
PO	65.8568	-5,311	0.00	-7.81511	8.E-06	2
PC	1.248	-3,732	0.00	1.468	2.E-06	2
PG	18.517	-6,092	-22.46	0	0.E+00	2
PEE	49.2271	-6,369	0.00	-4.81468	5.E-18	6
DEC	172.1	-11,500	0.00	-23.68	2.E-05	2

Sumber: Aspen Hysys v8.8

a. Penentuan suhu distilat

Pada penentuan suhu distilat dilakukan pada:

$$P = 1800.0 \text{ kPa}$$

$$T = 264.30 \text{ }^\circ\text{C} = 537.45 \text{ K}$$

Komponen	xi	Pisat	Ki	xi.Ki
Ethanol	0.0003	9502.790	5.279	0.002
H ₂ O	0.0000	5161.720	2.868	0.000
Nitrogen	0.0000	480918.533	267.177	0.000
CO ₂	0.0000	#####	#####	0.000
PO	0.0000	10722.313	5.957	0.000
PC	0.0000	63.528	0.035	0.000
PG	0.0000	831.517	0.462	0.000
PEE	0.0014	1400.079	0.778	0.001
DEC	0.9983	1798.482	0.999	0.997
Total	1.0000	6.4843E+12	3602381210	1.000

Hasil dari trial di atas memenuhi syarat $\sum xi.Ki = 1$, maka diperoleh suhu distilat kolom D-330 adalah 264,30°C.

b. Penentuan suhu bottom produk

Pada penentuan suhu bottom produk dilakukan pada:

$$P = 1900.0 \text{ kPa}$$

$$T = 288.30 \text{ }^\circ\text{C} = 561.45 \text{ K}$$

Komponen	xi	Pisat	Ki	xi.Ki
Ethanol	0.0000	13190.943	6.943	0.000
H ₂ O	0.0000	7272.919	3.828	0.000
Nitrogen	0.0000	718686.725	378.256	0.000
CO ₂	0.0000	#####	#####	0.000
PO	0.0000	14213.854	7.481	0.000
PC	0.0000	93.576	0.049	0.000
PG	0.0084	1358.972	0.715	0.006
PEE	0.9906	1906.246	1.003	0.994
DEC	0.0010	2601.274	1.369	0.001
Total	1.000	4.1447E+13	21814335404	1.001

Hasil dari trial di atas memenuhi syarat $\sum xi.Ki = 1$, maka diperoleh suhu bottom produk kolom D-330 adalah 288,3 °C.

Persamaan neraca energi untuk Kolom Distilasi D-330 menjadi:

$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = Q$$

$$(H_{65} + H_{71} - Q_{cond}) - (H_{56} + Q_{reb}) = Q$$

Kondisi masing-masing arus :

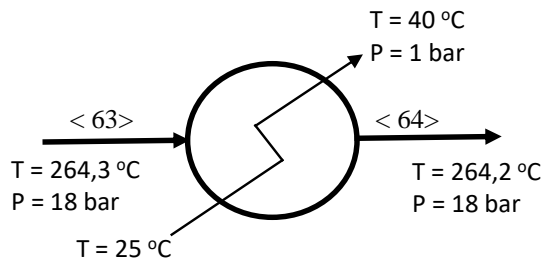
Input			Output		
T ₈₈	264.3	°C	T ₆₆	264.3	°C
P ₈₈	20	bar	P ₆₆	18	bar
			T ₇₂	288.3	°C
			T ₇₂	19	bar

Tabel B.26 Neraca Energi Distilasi (D-330)

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H88	-163004147.25	H66	-147775185.42
Qr	74885014.49	H72	-6530504.21
		Qc	66186352.44
Total	-88119132.76	Total	-88119337.19

20. Kondensor Distilasi (D-330)

Berfungsi untuk mendinginkan aliran keluar kolom destilasi D-330



Persamaan neraca energi untuk kondensor ditentukan melalui persamaan:

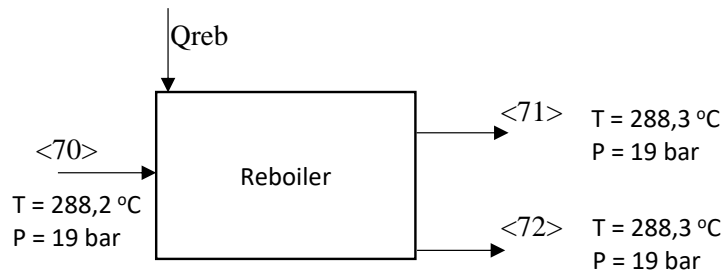
$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = Q$$

Tabel B.27 Neraca Energi Kondenser Kolom Distilasi (D-330)

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H63	-1559340708.79	H64	-1625527056.73
		Qc	66186352.44
Total	-1559340708.79	Total	-1559340704.29

21. Reboiler Distilasi (D-330)

Berfungsi untuk memansakan kembali produk bawa kolom destilasi D-330 untuk dimasukkan kembali kedalam kolom destilasi D-330



Keterangan:

Aliran <70> = Aliran menuju reboiler

Aliran <71> = Aliran boil up kembali ke kolom distilasi

Aliran <72> = Aliran Bottom Product

Persamaan neraca energi untuk reboiler ditentukan melalui persamaan:

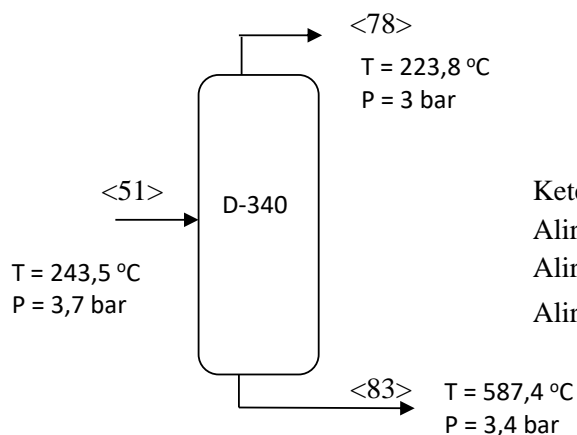
$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = Q$$

Tabel B.28 Neraca Energi Reboiler Kolom Distilasi (D-330)

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H70	-518798061.66	H71	-437382520.92
Qr	74885014.49	H72	-6530504.21
Total	-443913047.17	Total	-443913025.12

22. Kolom Distilasi (D-340)

Fungsi: untuk memisahkan PG dan PC



Keterangan:

Aliran <51> = Bottom product D-310

Aliran <78> = Aliran yang kaya akan PG

Aliran <83> = Aliran yang kaya akan PC

Produk atas dan bawah dari kolom distilasi D-340 ini diinginkan berupa cairan jenuh. Untuk menentukan neraca energinya dilakukan perhitungan bubble point dengan cara trial suhu distilat dan bottom hingga syarat $\sum x_i \cdot K_i = 1$ terpenuhi. Pertama-tama hitung nilai P_i^{sat} dengan persamaan antoine dimana suhu dalam kelvin, kemudian hitung nilai K_i dengan cara:

$$K_i = \frac{P_{i,sat}}{P}$$

$$\text{dengan: } \ln P_{i,sat} = A + \frac{B}{(T + C)} + D \ln(T) + ET^f$$

Parameter untuk persamaan Antoine

Komponen	A	B	C	D	E	F
Ethanol	86.4860	-7,931	0.00	-10.2498	6.E-06	2
H ₂ O	65.9280	-7,228	0.00	-7.17695	4.E-06	2
Nitrogen	133.6	-4,735	0.00	-21.27	4.E-02	1
CO ₂	35.4113	-966	0.00	-4.31849	8.E-05	2
PO	65.8568	-5,311	0.00	-7.81511	8.E-06	2
PC	1.248	-3,732	0.00	1.468	2.E-06	2
PG	18.517	-6,092	-22.46	0	0.E+00	2
PEE	49.2271	-6,369	0.00	-4.81468	5.E-18	6
DEC	172.1	-11,500	0.00	-23.68	2.E-05	2

Sumber: Aspen Hysys v8.8

a. Penentuan suhu distilat

Pada penentuan suhu distilat dilakukan pada:

$$P = 300.00 \text{ kPa}$$

$$T = 223.80 \text{ }^\circ\text{C} = 496.95 \text{ K}$$

Komponen	xi	Pisat	Ki	xi.Ki
Ethanol	0.0000	4762.342	15.874	0.000
H ₂ O	0.0000	2494.287	8.314	0.000
Nitrogen	0.0000	230390.978	767.970	0.000
CO ₂	0.0000	#####	#####	0.000
PO	0.0000	6102.515	20.342	0.000
PC	0.0006	28.711	0.096	0.000
PG	0.9768	292.386	0.975	0.952
PEE	0.0102	727.897	2.426	0.025
DEC	0.0124	864.763	2.883	0.036
Total	1.000	2.4987E+11	832911078.2	1.013

Hasil dari trial di atas memenuhi syarat $\sum x_i \cdot K_i = 1$, maka diperoleh suhu distilat kolom D-340 adalah 223,8°C.

b. Penentuan suhu bottom produk

Pada penentuan suhu bottom produk dilakukan pada:

$$P = 340.00 \text{ kPa}$$

$$T = 587.40 \text{ }^\circ\text{C} = 860.55 \text{ K}$$

Komponen	xi	Pisat	Ki	xi.Ki
Ethanol	0.0000	36807.043	108.256	0.000
H ₂ O	0.0000	20832.278	61.271	0.000
Nitrogen	0.0000	3273899.368	9629.116	0.000
CO ₂	0.0000	#####	#####	0.000
PO	0.0000	37091.135	109.092	0.000
PC	0.9970	323.201	0.951	0.948
PG	0.0030	5978.216	17.583	0.053
PEE	0.0000	5035.768	14.811	0.000
DEC	0.0000	9540.305	28.060	0.000
Total	1.000	6.7748E+16	1.99258E+14	1.000

Hasil dari trial di atas memenuhi syarat $\sum xi.Ki = 1$, maka diperoleh suhu bottom produk kolom D-340 adalah 587,40 °C.

Persamaan neraca energi untuk Kolom Distilasi D-340 menjadi:

$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = Q$$

$$(H_{65} + H_{71} - Q_{cond}) - (H_{56} + Q_{reb}) = Q$$

Kondisi masing-masing arus :

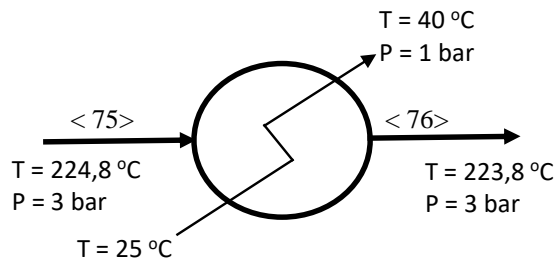
Input			Output		
T ₅₁	243.5	°C	T ₆₅	223.8	°C
P ₅₁	3.7	bar	P ₆₅	3	bar
			T ₇₁	587.4	°C
			T ₇₁	3.4	bar

Tabel B.29 Neraca Energi Distilasi (D-340)

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H51	-183055101.97	H77	-127616713.58
Qr	37922580.65	H82	-45539614.75
		Qc	28037325.94
Total	-145132521.32	Total	-145119002.39

23. Kondensor Distilasi (D-340)

Berfungsi untuk mendinginkan aliran keluar kolom destilasi D-340



Persamaan neraca energi untuk kondensor ditentukan melalui persamaan:

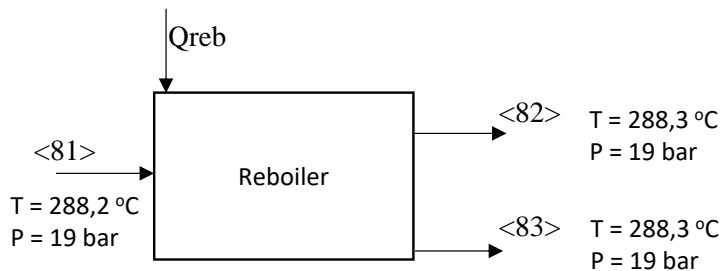
$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = Q$$

Tabel B.30 Neraca Energi Kondenser Kolom Distilasi (D-340)

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H75	-227196103.24	H76	-255233428.95
		Qc	28037325.94
Total	-227196103.24	Total	-227196103.01

24. Reboiler Distilasi (D-340)

Berfungsi untuk memansakan kembali produk bawa kolom destilasi D-340 untuk dimasukkan kembali kedalam kolom destilasi D-340



Keterangan:

Aliran <81> = Aliran menuju reboiler

Aliran <82> = Aliran boil up kembali ke kolom distilasi

Aliran <83> = Aliran Bottom Product

Persamaan neraca energi untuk reboiler ditentukan melalui persamaan:

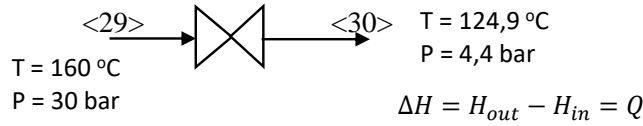
$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = Q$$

Tabel B.31 Neraca Energi Reboiler Kolom Distilasi (D-340)

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H81	-604819422.92	H82	-521357227.52
Qr	37922580.65	H83	-45539614.75
Total	-566896842.27	Total	-566896842.27

25. Valve (K-211)

Berfungsi untuk menurunkan tekanan aliran keluar dari reaktor



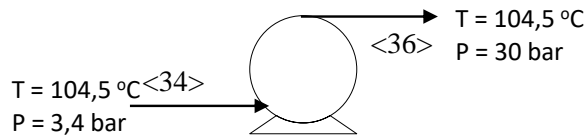
Input			Output		
T ₂₉	160	°C	T ₃₀	124.9	°C
P ₂₉	30	bar	P ₃₀	4.4	bar

Tabel B.32 Neraca Energi Valve (K-211)

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H29	-2338600150.63	H30	-2338600150.63
Total	-2338600150.63	Total	-2338600150.63

26. Ethanol Recycle Pump (L-113)

Berfungsi untuk memompakan larutan ethanol recycle untuk dicampurkan dengan ethanol make up



Dengan menganggap pompa bekerja secara adiabatik, maka:

$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = W_s$$

$$W_s = \Delta U + \Delta(PV)$$

Karena dalam sistem pompa perubahan suhu tidak signifikan, maka $\Delta U = 0$ dan molar volume, V konstan sehingga pada pompa berlaku persamaan:

$$W_s = V(P_{out} - P_{in})$$

Untuk pompa, berlaku persamaan *Mechanical Energy Balance* :

$$W_s = z_1 \frac{g}{gc} - z_2 \frac{g}{gc} + \frac{v_1^2}{2gc} - \frac{v_2^2}{2gc} + \frac{P_1 - P_2}{\rho} - \sum F$$

η (efisiensi) = 75 %

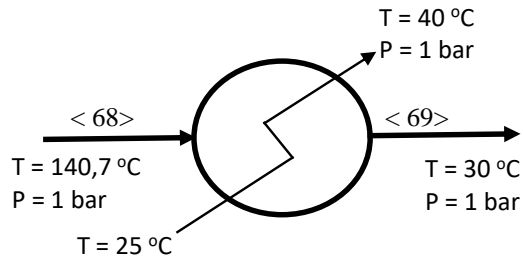
Input			Output		
T ₃₄	104.5	°C	T ₃₆	113.4	°C
P ₃₄	3.4	bar	P ₃₆	30	bar

Tabel B.33 Neraca Energi Ethanol Recycle Pump (L-113)

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H34	-2109485511.23	H36	-2099519036.98
Ws	9966474.25		
Total	-2099519036.98	Total	-2099519036.98

27. DEC Product Cooler (E-314)

Berfungsi untuk mendinginkan aliran produk DEC



Persamaan neraca energi untuk cooler ditentukan melalui persamaan:

$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = Q$$

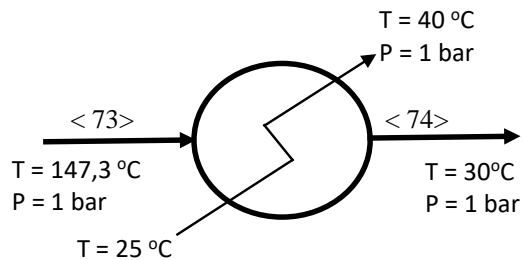
Input			Output		
T ₆₈	140.7	°C	T ₆₉	30	°C
P ₆₈	1	bar	P ₆₉	1	bar

Tabel B.34 Neraca Energi DEC Product Cooler (E-314)

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H68	-147775185.42	H69	-162811004.03
		Qc	15035818.60
Total	-147775185.42	Total	-147775185.42

28. PEE Product Cooler (E-315)

Berfungsi untuk mendinginkan aliran produk PEE



Persamaan neraca energi untuk cooler ditentukan melalui persamaan:

$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = Q$$

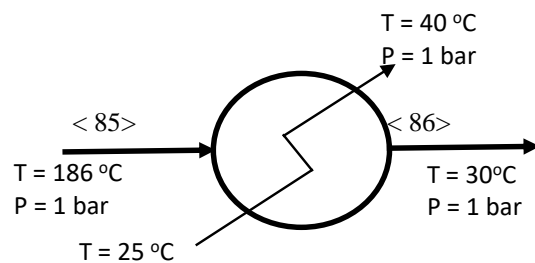
Input			Output		
T ₇₃	147.3	°C	T ₇₄	30	°C
P ₇₃	1	bar	P ₇₄	1	bar

Tabel B.35 Neraca Energi PEE Product Cooler (E-315)

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H73	-6530504.21	H74	-8547229.78
		Qc	2016725.57
Total	-6530504.21	Total	-6530504.21

29. PG Product Cooler (E-317)

Berfungsi untuk mendinginkan aliran produk PG



Persamaan neraca energi untuk cooler ditentukan melalui persamaan:

$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = Q$$

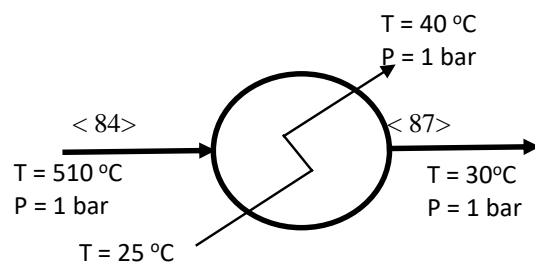
Input			Output		
T ₈₅	186.2	°C	T ₈₆	30	°C
P ₈₅	1	bar	P ₈₆	1	bar

Tabel B.36 Neraca Energi PG Product Cooler (E-317)

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H85	-138497338.17	H86	-153073177.34
		Qc	14575839.17
Total	-138497338.17	Total	-138497338.17

30. PC Product Cooler (E-318)

Berfungsi untuk mendinginkan aliran produk PC



Persamaan neraca energi untuk cooler ditentukan melalui persamaan:

$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = Q$$

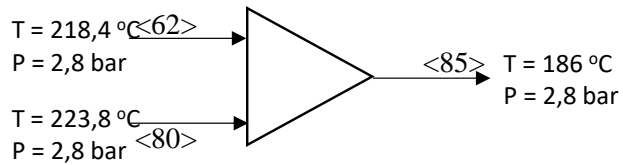
Input			Output		
T ₈₄	510.9	°C	T ₈₇	30	°C
P ₈₄	1	bar	P ₈₇	1	bar

Tabel B.37 Neraca Energi PC Product Cooler (E-318)

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H84	-45539614.75	H87	-60407883.83
		Qc	14868269.08
Total	-45539614.75	Total	-45539614.75

31. Mixing Point 2

Berfungsi untuk mencampurkan aliran produk Pg dari kolom destilasi D-320 dan D-340



Keterangan :

Stream <62> : Propylene Glycol from D-320

Stream <80> : Propylene Glycol from D-340

Stream <85> : Propylene Glycol Prod

Input			Output		
T ₆₂	113.4	°C	T ₈₅	109.6	°C
P ₆₂	30	bar	P ₈₅	30	bar
T ₈₀	31.48	°C			
P ₈₀	30	bar			

Tabel B.38 Neraca Energi Mixing Point 2

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H62	-10880624.59	H85	-138497338.17
H80	-127616713.58		
Total	-138497338.17	Total	-138497338.17

APPENDIKS C SPESIFIKASI ALAT

1. Ethanol Storage (F-112)

Fungsi : Menyimpan feed etanol

Kondisi Operasi :

$$P \text{ operasi} = 14.7 \text{ (atmosferik)} = 1.013 \text{ bar}$$

$$T \text{ operasi} = 30 \text{ C} = 86 \text{ F}$$

Yang akan dihitung spesifikasi tangki meliputi bentuk, diameter, tebal, volume, jumlah, dan bahan konstruksi bejana.

Perhitungan

Data konversi :

$$1 \text{ ft} = 12 \text{ in}$$

$$1 \text{ m}^3 = 35.3147 \text{ ft}^3$$

$$1 \text{ lb/ft}^3 = 16019 \text{ kg/m}^3 = 0.0006 \text{ lb/in}^3$$

$$\text{Feed} = 19258.50 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Jumlah tangki} = 3 \text{ buah}$$

Kapasitas penyimpanan etanol ditetapkan = 3 hari

$$\rho = 802.7 \text{ kg/m}^3 = 50.11 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Volume etanol} = 780.878 \text{ m}^3 = 27576.5 \text{ ft}^3$$

a. Menghitung Dimensi Tangki

Ditetapkan ruang kosong 30% dari volume larutan, sehingga volume tanki

$$\begin{aligned} V \text{ tangki} &= 1,3 \times 27576 \text{ ft}^3 \\ &= 35,849.43 \text{ ft}^3 \\ &= 6,385.07 \text{ bbl} \end{aligned}$$

Aumsi H/Ld = 1,5

$$\begin{aligned} V \text{ total} &= \text{Volume silinder} + 2 \times \text{Volume tutup} \\ 35,849.43 &= \frac{\pi \text{ ID}^2 \text{ H}}{4} + 2 \times (0,000049) \text{ ID}^3 \\ &= 1.178 \text{ ID}^3 \end{aligned}$$

$$\text{ID} = 31.2192 \text{ ft} = 374.63 \text{ in} = 9.51561 \text{ m}$$

$$\text{H} = 46.8288 \text{ ft} = 561.945 \text{ in} = 14.2734 \text{ m}$$

Standarisasi menggunakan Appendiks E Brownell & Young

$$\text{ID} = 35 \text{ ft} = 420 \text{ in} = 10.668 \text{ m}$$

$$\text{H} = 48 \text{ ft} = 576 \text{ in} = 14.6304 \text{ m}$$

$$\text{Vt} = 8230 \text{ bbl} = 46207.9 \text{ ft}^3$$

Dengan dimensi tersebut dan volume larutan aktual maka didapatkan tinggi liquid dalam shell sebesar

$$\text{H liquid} = 28.677 \text{ ft} = 344.124 \text{ in} = 8.74074 \text{ m}$$

b. Menghitung Tekanan Desain

Karena ethanol merupakan komponen yang mudah menguap (*volatile*) maka tekanan uap juga diperhitungkan.

$$\begin{aligned} \text{Tekanan hidrostatik} &= \frac{\rho \times g \times H}{144 \text{ gc}} \\ &= 9.97 \quad \text{psi} \end{aligned}$$

Perhitungan Tekanan Uap

Kostanta Antoine

a	b	c	d	e	f
86.486	-7931.1	0	-10.25	6.4E-06	2

$$\begin{aligned} \text{Suhu operasi} &= 30 \quad \text{C} = 303.15 \quad \text{K} \\ \ln(P) &= a + b/(T + c) + d \cdot \ln(T) + e \cdot T^f \quad P \text{ (kPa)} \quad T \text{ (K)} \\ \ln(P) &= 2.34116 \\ P &= 10.3933 \quad \text{kPa} \\ &= 1.51 \quad \text{psia} \\ \text{Tekanan Perencana} &= \text{Tekanan Op} + \text{Tekanan hidros.} + \text{Tekanan Uap} \\ &= 26.18 \quad \text{psi} \\ \text{Tekanan Desain} &= 1,1 \times \text{Tekanan Perencanaan} \\ &= 28.7964 \quad \text{psia} \\ &= 14.0964 \quad \text{psig} \end{aligned}$$

c. Menghitung Tebal Shell dengan Menggunakan Persamaan 3.16 Brownell & Young

dimana : t = tebal shell (in)

$$t = \frac{pd}{2fE} + c$$

p = internal pressure (psi)
 d = diameter dalam (in)
 f = allowable working stress, psi
 E = joint efficiency
 c = corrosion allowance (in)

$$\begin{aligned} \text{Bahan} &= \text{SA-283 Grade C} \\ f &= 12650 \text{ psi} \quad (\text{Brownell \& Young, Tabel 13.1}) \\ E &= 0.8 \quad (\text{Pengelasan double welded butt joint, Brownell \& Young Tabel 13.2}) \\ c &= 0.1875 \text{ in} \\ t_s &= 0.4800 \text{ in} \\ \text{Standarisasi} &= 7/8 \text{ in} \quad 2.22 \text{ cm} \\ \text{OD} &= 376 \text{ 3/8 in} \quad 31 \text{ 3/8 ft} \quad 9.56 \text{ m} \end{aligned}$$

d. Menghitung Tebal Tutup

Jenis tutup atas : *standard dishead head*

$$t_h = \frac{0.885 P_i r}{(fE - 0.1P_i)} + c \quad (\text{Brownell \& Young, Pers. 13.12, p.258})$$

$$\begin{aligned} t_h \text{ atas} &= 0.446 \quad \text{in} \\ &= 7/8 \quad \text{in} \end{aligned}$$

Tinggi tutup = 0,169 Do(2-11 Kusnarjo)
 = 5.27604 ft 1.61 m
 Tinggi Total Tangk = 53.276 ft 16.24 m

Spesifikasi	Keterangan			
No. Kode	F-112			
Fungsi	Menyimpan Feed Etanol			
Kapasitas	6,385	bbl =	1015.23	m ³
Bahan Kontruksi	Carbon Steel SA-283 Grade C			
Tipe sambungan	Double welded but joint			
Bentuk tangki	Silinder			
Jenis tutup atas	Standard Dish Head			
ID shell	420	inch =	10.668	m
Tinggi shell	576	inch =	14.630	m
Tinggi tutup atas	5.27604	ft =	1.608	m
Tebal shell	0.78	inch =	0.02	m
Tebal tutup atas	0.78	inch =	0.020	m

2. Propilen Oksida Storage Tank (F-111)

Fungsi : Menyimpan feed propilen oksida

Jumlah : 2 buah

Kondisi operasi :

P operasi = 1 bar

T operasi = 30 C = 86 F

Yang akan dihitung spesifikasi tangki meliputi bentuk, diameter, tebal, volume, jumlah, dan bahan konstruksi bejana

Perhitungan

Data konversi :

1 ft = 12 in

1 m³ = 35.3147 ft³

1 lb/ft³ = 16019 kg/m³ = 0.0006 lb/in³

Feed = 16001.0 kg/jam

Capasitas penyimpanan propilen oksida ditetapkan = 3 hari

$\rho = 830 \text{ kg/m}^3 = 51.815 \text{ lb/ft}^3$ 518,152

Volume propilen oksida: 694.019 m³ = 24509.1 ft³

Ditetapkan ruang di atas liquid 10% dari volume larutan, sehingga vol. bejana (V) :

$V = 1,1 \times 24509.1 \text{ ft}^3$

$= 26960 \text{ ft}^3$

Ditetapkan bejana berbentuk silinder tegak dengan bagian atas Elliptical dished head dan bawah datar dengan perbandingan $L_s/D_i = 1,5$

Volume total = $V_1 + V_2$

V_1 (Volume shell) = $(\pi \cdot D_i^2 \cdot L_s)/4$

= $\pi \times 1,5 \times D_i^3$

= $4.71239 D_i^3$

Dengan menggunakan pers. 5.14 Brownell and Young, dapat dihitung volume tutup :

V_2 (volume tutup) = $0.000076 D_i^3$

Volume total = $4.712389 D_i^3 + 0.000076 D_i^3$

$26960 = 4.712389 D_i^3$

$D_i^3 = 357.568$

$D_i = 7.098 \text{ ft}$

= 85.173 in

Ditetapkan

$L_s = 1.5 D_i = 10.6466 \text{ ft}$

Sambungan ditetapkan dengan menggunakan double welded butt join ($E=0.8$)

(Brownell and young hal.254)

Dengan pers. (4-115) Ulrich, dapat dihitung tebal shell:

Penentuan tebal shell (t_s)

Bahan = Stainless Steel Type 240

$f = 18,750 \text{ psi}$

Sambungan las, dipilih tipe double welded butt joint

$$E = 0.8$$

(Brownell and Young, 254)

$$C = 1/8 \text{ in}$$

$$\text{Tekanan operasi} = 14.5 \text{ psi}$$

$$\text{Tekanan hidrostatik} = \frac{(r \times g \times h)}{144}$$

$$= \frac{51.82 \times 32.20 \times 10.647}{144}$$

$$= 123.356 \text{ psi}$$

$$\text{Tekanan perencana:} = \text{tekanan operasi} + \text{tekanan hidrostatik}$$

$$= 123.2 \text{ psig}$$

$$\text{Tekanan design} = 1.1 \times \text{tekanan perencanaan}$$

$$= 135.48 \text{ psi}$$

$$= 120.78 \text{ psig}$$

$$t_s = \frac{P \times r_i}{0.8 f - 0.61} + C$$

$$= \frac{120.78 \times 42.59}{0.8 \times 111000 - 0.6 \times 422,34} + 0.125$$

$$= 0.470 \text{ in}$$

diambil = 1/2 in (Ukuran standart, Brownell tabel 5.7 hal.91)

Standarisasi OD

$$\text{OD} = D_i + 2t_s$$

$$= 86.1119 \text{ in}$$

$$\text{diambil OD} = 90 \text{ in}$$

$$\text{Di baru} = \text{OD} - 2t_s$$

$$= 89.0609 \text{ in}$$

$$= 7.42174 \text{ ft}$$

$$L_s = 1,5 D_i \quad (\text{tinggi shell})$$

$$= 11.1326 \text{ ft}$$

Perhitungan tebal tutup

Dipilih tutup : Elliptical Dished head

Dari pers. 7.56 dan 7.57 dapat dihitung tebal tutup atas:

$$V = \frac{2 + k^2}{6} \quad (\text{Elliptical Dished Head, } k = 2)$$

$$= 1$$

$$t_{\text{tutup}} = \frac{P_{\text{desain}} d_i V}{(2 f E - 0,2 P_{\text{desain}})} + C$$

$$= 0.528 \text{ in}$$

$$= 5/8 \text{ in (tebal standart, Brownell and Young)}$$

Spesifikasi	Keterangan			
No. Kode	F-111			
Fungsi	Menyimpan Feed Propilen Oksida			
Tipe	Internal Floating Roof with Nitrogen Blanket			
Kapasitas	26,959.99	ft ³ =	754.88	m ³
Bahan Kontruksi	Stainless Steel Type 240			
Tipe sambungan	Double welded but joint			
Bentuk tangki	Silinder			
Jenis tutup atas	Elliptical Dished Head			
ID shell	89.061	inch =	2.26215	m
OD Shell	90	inch =	2.286	m
Tinggi Shell	11.133	ft =	3.39322	m
Tebal Shell	1/2	inch =	0.0127	m
Tebal tutup atas	5/8	inch =	0.01588	m
Jumlah	2		buah	

3. Dietil Karbonat Storage Tank (F-321)

Fungsi : Menyimpan produk DEC

Jumlah : 1 unit

Kondisi Operasi :

$$P \text{ operasi} = 1.013 \text{ bar}$$

$$T \text{ operasi} = 30 \text{ C} = 86 \text{ F}$$

Yang akan dihitung spesifikasi tangki meliputi bentuk, diameter, tebal, volume, jumlah, dan bahan konstruksi bejana.

Perhitungan

Data konversi :

$$1 \text{ ft} = 12 \text{ in}$$

$$1 \text{ m}^3 = 35.3147 \text{ ft}^3$$

$$1 \text{ lb/ft}^3 = 16019 \text{ kg/m}^3 = 0.0006 \text{ lb/in}^3$$

$$\text{Feed} = 28527.1 \text{ kg/jam}$$

Kapasitas penyimpanan dietil karbonat ditetapkan = 30 hari

$$\rho = 980.2 \text{ kg/m}^3 = 61.193 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Volume DEC} = 10477.2 \text{ m}^3 = 369999 \text{ ft}^3$$

Ditetapkan ruang di atas liquid 20% dari volume larutan, sehingga vol. bejana (V) :

$$V = 1,2 \times 369999 \text{ ft}^3 \text{ (Hal. 6 Kusnarjo)}$$

$$= 406999 \text{ ft}^3 = 96653 \text{ bbl}$$

Asumsi $D = 8/3 H$ (Berdasarkan persamaan 4.5 Kusnarjo)

$$V = \pi/4 * D^2 * H$$

$$V = 0,7854 * D^2 * 3/8D$$

$$406999 = 0.29452 D^3$$

$$D^3 = 1381888 \text{ ft}^3$$

$$D = 111.384 \text{ ft}$$

$$H = 41.7691 \text{ ft}$$

Dari tabel Appendix E halaman 346, Brownell and Young, didapatkan bahwa

$$H = 42 \text{ ft} = 504 \text{ in} = 12.8016 \text{ m}$$

$$D = 120 \text{ ft} = 1440 \text{ in} = 36.576 \text{ m}$$

$$V = 84600 \text{ bbl} \text{ dengan jumlah 7 courses, Tebal plate 0,72 inch}$$

Menentukan P desain

$$\text{Tekanan operasi} = 14.7 \text{ psi}$$

$$\text{Tekanan hidrostatik} = \frac{(r \times g \times h)}{144}$$

$$= \frac{61.19 \times 32.17 \times 41.769}{144 \times 32.2}$$

$$= 17.7355 \text{ psi}$$

$$\text{Tekanan perencana} = \text{tekanan operasi} + \text{tekanan hidrostatik}$$

$$= 17.7 \text{ psig}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan design} &= 1.1 \quad \times \quad \text{tekanan perencanaan} \\ &= 19.51 \quad \text{psig} \\ &= 34.21 \quad \text{psia} \end{aligned}$$

Menentukan tebal shell (pers. 3.16 Brownell and Young)

$$\begin{aligned} \text{Bahan} &= \text{SA-283 Grade C} \\ f &= 12650 \quad \text{psi} \\ C &= 0.1875 \quad \text{in} \end{aligned}$$

Pengelasan menggunakan *double welded butt joint*, $E=0,8$

$$t = \frac{p \text{ desain} \times d_i}{2fE - 1,2p \text{ desain}} + C \quad \text{ts} = 2.45093 \quad \text{in}$$

$$\begin{aligned} \text{Standarisasi ts} &= 2 \frac{1}{2} \quad \text{in} \\ \text{OD} &= \text{ID} + 2(\text{ts}) = 1442 \quad \text{in} \quad 36.6269 \text{ m} \\ \text{H tangki} &540.75 \quad \text{in} = 13.7351 \quad \text{m} \end{aligned}$$

Menentukan tebal atap storage

Atap storage berbentuk *standard dish head*

$$t = \frac{0,885 \pi r}{(fE - 0,1pi)} + C$$

$$\begin{aligned} t &= 2.342 \quad \text{in} \\ t &= 2 \frac{1}{2} \quad \text{in} \quad (\text{ukuran standart, Brownell tabel 5.7 hal. 91}) \\ h &= 0,169d \\ h &= 243.36 \quad \text{in} \end{aligned}$$

Spesifikasi	Keterangan			
No. Kode	F-321			
Fungsi	Menyimpan Produk DEC			
Kapasitas	84,600	bbl =	13451.4	m ³
Bahan Kontruksi	Carbon Steel SA-283 Grade C			
Tipe sambungan	Double welded but joint			
Bentuk tangki	Silinder			
Jenis tutup atas	Standard Dish Head			
ID shell	1,440	inch =	36.576	m
Tinggi shell	504	inch =	12.8016	m
Tinggi tutup atas	243.36	inch =	6.18134	m
Tebal tutup atas	2 1/2	inch =	0.0635	m
Tebal shell	2 1/2	inch =	0.0635	m
Jumlah	2		buah	

4. PEE Storage Tank (F-322)

Fungsi : Menyimpan produk Prpropylen Glycol Monoethyl Ether

Jumlah : 1 unit

Kondisi Operasi :

$$P \text{ operasi} = 1.013 \text{ bar}$$

$$T \text{ operasi} = 30 \text{ C} = 86 \text{ F}$$

Yang akan dihitung spesifikasi tangki meliputi bentuk, diameter, tebal, volume, jumlah, dan bahan kontruksi bejana.

Perhitungan

Data konversi :

$$1 \text{ ft} = 12 \text{ in}$$

$$1 \text{ m}^3 = 35.3147 \text{ ft}^3$$

$$1 \text{ lb/ft}^3 = 16019 \text{ kg/m}^3 = 0.0006 \text{ lb/in}^3$$

$$\text{Feed} = 4,142.6 \text{ kg/jam}$$

Kapasitas penyimpanan PEE ditetapkan = 30 hari

$$\rho = 898 \text{ kg/m}^3 = 58.364 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Volume PEE} = 3321.49 \text{ m}^3 = 117,297 \text{ ft}^3$$

Ditetapkan ruang di atas liquid 20% dari volume larutan, sehingga vol. bejana (V) :

$$V = 1,2 \times 117297 \text{ ft}^3 \quad (\text{Hal. 6 Kusnarjo})$$

$$= 129,027 \text{ ft}^3$$

Asumsi $D = 8/3 H$ (Berdasarkan persamaan 4.5 Kusnarjo)

$$V = \pi/4 * D^2 * H$$

$$V = 0,7854 * D^2 * 3/8 D$$

$$129027 = 0.29452 D^3$$

$$D^3 = 438086 \text{ ft}^3$$

$$D = 75.9486 \text{ ft}$$

$$H = 28.4807 \text{ ft}$$

Dari tabel Appendix E halaman 346, Brownell and Young, didapatkan bahwa

$$H = 30 \text{ ft} = 360 \text{ in} = 9.14402 \text{ m}$$

$$D = 80 \text{ ft} = 960 \text{ in} = 24.384 \text{ m}$$

$$V = 26,860 \text{ bbl}$$

Menentukan P desain

$$\text{Tekanan operasi} = 14.7 \text{ psi}$$

$$\text{Tekanan hidrostatik} = \frac{(r \times g \times h)}{144}$$

$$= \frac{58.36 \times 32.17 \times 28.481}{144 \times 32.2}$$

$$= 11.5341 \text{ psi}$$

$$\text{Tekanan perencana:} = \text{tekanan operasi} + \text{tekanan hidrostatik}$$

$$= 11.5 \text{ psig}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tekanan design} &= 1.1 \quad \times \quad \text{tekanan perencanaan} \\
 &= 12.68 \quad \text{psig} \\
 &= 27.38 \quad \text{psia}
 \end{aligned}$$

Menentukan tebal shell (pers. 3.16 Brownell and Young)

$$\begin{aligned}
 \text{Bahan} &= \text{SA-283 Grade C} \\
 f &= 12650 \quad \text{psi} \\
 C &= 0.1875 \quad \text{in}
 \end{aligned}$$

Pengelasan menggunakan *double welded but joint*, $E = 0,8$

$$t = \frac{p_{desain} \times d_i}{2fE - 1,2p_{desain}} + C \quad t_s = 0.290 \quad \text{in}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Standarisasi } t_s &= 1/2 \quad \text{in} \\
 \text{OD baru ID} + 2(t_s) &= 961 \quad \text{in} = 24.4094 \quad \text{m} \\
 \text{H baru} &= 360.375 \quad \text{in} = 9.15354 \quad \text{m}
 \end{aligned}$$

Menentukan tebal atap storage

Atap storage berbentuk *standard dish head*

$$t = \frac{0,885 \pi r}{(fE - 0,1p_i)} + C$$

$$\begin{aligned}
 t &= 1.33727 \quad \text{in} \\
 t &= 1 \ 3/8 \quad \text{in} \quad (\text{ukuran standart, Brownell tabel 5.7 hal. 91})
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 h &= 0,169d \\
 h &= 162.409 \quad \text{in}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	F-322
Fungsi	Menyimpan Produk PEE
Kapasitas	26,860 bbl = 4270.74 m ³
Bahan Kontruksi	Carbon Steel SA-283 Grade C
Tipe sambungan	Double welded but joint
Bentuk tangki	Silinder
Jenis tutup atas	Standard Dish Head
ID shell	960 inch = 24.384 m
Tinggi shell	360 inch = 9.144 m
Tinggi tutup atas	162.409 inch = 4.12519 m
Tebal tutup atas	1 3/8 inch = 0.01588 m
Tebal shell	1/2 inch = 0.0064 m

5. Propilen Glikol Storage Tank (F-323)

Fungsi : Menyimpan produk Propilen Glikol

Kondisi Operasi :

$$\begin{aligned} P \text{ operasi} &= 1.013 \text{ bar} \\ T \text{ operasi} &= 30 \text{ C} = 86 \text{ F} \end{aligned}$$

Jumlah : 2 unit

Yang akan dihitung spesifikasi tangki meliputi bentuk, diameter, tebal, volume, jumlah, dan bahan konstruksi bejana.

Perhitungan

Data konversi :

$$\begin{aligned} 1 \text{ ft} &= 12 \text{ in} \\ 1 \text{ m}^3 &= 35.3147 \text{ ft}^3 \\ 1 \text{ lb/ft}^3 &= 16019 \text{ kg/m}^3 = 0.0006 \text{ lb/in}^3 \\ \text{Feed} &= 23,035 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Kapasitas penyimpanan propilen glikol ditetapkan = 30 hari

$$\rho = 1036 \text{ kg/m}^3 = 69.32 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Volume propilen Gliko} = 8004.44 \text{ m}^3 = 282674 \text{ ft}^3$$

Ditetapkan ruang di atas liquid 20% dari volume larutan, sehingga vol. bejana (V) :

$$\begin{aligned} V &= 1,2 \times 282674 \text{ ft}^3 \\ &= 339,209 \text{ ft}^3 = 80,554.4 \text{ bbl} \end{aligned}$$

Asumsi $D = 8/3 H$ (Berdasarkan persamaan 4.5 Kusnarjo)

$$V = \pi/4 * D^2 * H$$

$$V = 0,7854 * D^2 * 3/8D$$

$$\begin{aligned} 339209 &= 0.29452 D^3 \\ D^3 &= 1151720 \text{ ft}^3 \\ D &= 104.821 \text{ ft} \\ H &= 39.3079 \text{ ft} \end{aligned}$$

Dari tabel Appendix E halaman 346, Brownell and Young, didapatkan bahwa

$$\begin{aligned} H &= 42 \text{ ft} = 504 \text{ in} = 12.8016 \text{ m} \\ D &= 120 \text{ ft} = 1440 \text{ in} = 36.5761 \text{ m} \\ V &= 84,600 \text{ bbl} \end{aligned}$$

Menentukan P desain

$$\text{Tekanan operasi} = 14.7 \text{ psi}$$

$$\text{Tekanan hidrostatik} = \frac{(r \times g \times h)}{144}$$

$$= \frac{69.32 \times 32.17 \times 39.308}{144 \times 32.2}$$

$$= 18.9071 \text{ psi}$$

$$\text{Tekanan perencana:} = \text{tekanan operasi} + \text{tekanan hidrostatik}$$

$$= 18.9 \text{ psig}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan design} &= 1.1 \times \text{tekanan perencanaan} \\ &= 20.79 \text{ psig} \\ &= 35.49 \text{ psia} \end{aligned}$$

Menentukan tebal shell (pers. 3.16 Brownell and Young)

$$\begin{aligned} \text{Bahan} &= \text{SA-283 Grade C} \\ f &= 12650 \text{ psi} \\ C &= 0.1875 \text{ in} \end{aligned}$$

Pengelasan menggunakan *double welded but joint*, $E = 0,8$

$$t = \frac{p \text{ desain} \times d_i}{2fE - 1,2p \text{ desain}} + C \quad t = 2.714 \text{ in}$$

$$\text{Standarisasi } t_s = 3 \text{ in}$$

$$\text{OD} = \text{ID} + (2t_s) = 1446 \text{ in} = 36.7285 \text{ m}$$

$$\text{H tangki} : 542.25 \text{ in} = 13.7732 \text{ m}$$

Menentukan tebal atap storage

Atap storage berbentuk *standard dish head*

$$t = \frac{0,885 \pi r}{(fE - 0,1p_i)} + C$$

$$t = 2.42313 \text{ in}$$

$$t = 2 \frac{1}{2} \text{ in} \quad (\text{ukuran standart, Brownell tabel 5.7 hal. 91})$$

$$h = 0,169d$$

$$h = 243.36 \text{ in}$$

Spesifikasi	Keterangan			
No. Kode	F-323			
Fungsi	Menyimpan Produk Propilen Glikol			
Kapasitas	84,600	bbl =	13451.4	m ³
Bahan Kontruksi	Carbon Steel SA-283 Grade C			
Tipe sambungan	Double welded but joint			
Bentuk tangki	Silinder			
Jenis tutup atas	Standard Dish Head			
ID shell	1440	inch =	36.576	m
Tinggi shell	504	inch =	12.8016	m
Tinggi tutup atas	243.36	inch =	6.18134	m
Tebal tutup atas	2 1/2	inch =	0.02223	m
Tebal shell	3	inch =	0.02223	m

6. Propilen Karbonat Storage Tank (F-324)

Fungsi : Menyimpan produk propilen Karbonat

Kondisi Operasi :

$$\begin{aligned} P \text{ operasi} &= 1.013 \text{ bar} \\ T \text{ operasi} &= 30 \text{ C} = 86 \text{ F} \end{aligned}$$

Jumlah : 4 unit

Yang akan dihitung spesifikasi tangki meliputi bentuk, diameter, tebal, volume, jumlah, dan bahan konstruksi bejana.

Perhitungan

Data konversi :

$$\begin{aligned} 1 \text{ ft} &= 12 \text{ in} \\ 1 \text{ m}^3 &= 35.3147 \text{ ft}^3 \\ 1 \text{ lb/ft}^3 &= 16019 \text{ kg/m}^3 = 0.0006 \text{ lb/in}^3 \\ \text{Feed} &= 11612 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Kapasitas penyimpanan etilen karbonat ditetapkan = 30 hari

$$\rho = 819.7 \text{ kg/m}^3 = 51.17 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{lume Etilen Karbonat} = 2549.93 \text{ m}^3 = 90050 \text{ ft}^3$$

Ditetapkan ruang di atas liquid 20% dari volume larutan, sehingga vol. bejana (V) :

$$\begin{aligned} V &= 1,2 \times 90050 \text{ ft}^3 \\ &= 108060 \text{ ft}^3 = 25661.8 \text{ bbl} \end{aligned}$$

Asumsi $D = 8/3 H$ (Berdasarkan persamaan 4.5 Kusnarjo)

$$V = \pi/4 * D^2 * H$$

$$V = 0,7854 * D^2 * 3/8D$$

$$\begin{aligned} 108060 &= 0.29452 D^3 \\ D^3 &= 366897 \text{ ft}^3 \\ D &= 71.5893 \text{ ft} \\ H &= 26.846 \text{ ft} \end{aligned}$$

Dari tabel Appendix E halaman 346, Brownell and Young, didapatkan bahwa

$$\begin{aligned} H &= 30 \text{ ft} = 360 \text{ in} = 9.15169 \text{ m} \\ D &= 80 \text{ ft} = 960 \text{ in} = 24.384 \text{ m} \\ V &= 26860 \text{ bbl} \end{aligned}$$

Menentukan P desain

$$\text{Tekanan operasi} = 14.7 \text{ psi}$$

$$\text{Tekanan hidrostatik} = \frac{(r \times g \times h)}{144}$$

$$= \frac{51.17 \times 32.17 \times 26.846}{144 \times 32.2}$$

$$= 9.53194 \text{ psi}$$

Tekanan perencana: = tekanan operasi + tekanan hidrostatik

$$= 9.5 \text{ psig}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan design} &= 1.1 \quad \times \quad \text{tekanan perencanaan} \\ &= 10.48 \quad \text{psig} \\ &= 25.18 \quad \text{psia} \end{aligned}$$

Menentukan tebal shell (pers. 3.16 Brownell and Young)

$$\begin{aligned} \text{Bahan} &= \text{SA-283 Grade C} \\ f &= 12650 \quad \text{psi} \\ C &= 0.1875 \quad \text{in} \end{aligned}$$

Pengelasan menggunakan *double welded but joint*, $E = 0,8$

$$t = \frac{p \text{ desain} \times di}{2fE - 1,2p \text{ desain}} + C \quad t_s = 1.258 \quad \text{in}$$

$$\text{Standarisasi } t_s = 1 \frac{3}{8} \quad \text{in}$$

$$\text{OD} = \text{ID} + 2(t_s) = 962.75 \quad \text{in} = 24.4539 \quad \text{m}$$

$$\text{H tangki } 361.031 \quad \text{in} = 9.17021 \quad \text{m}$$

Menentukan tebal atap storage

Atap storage berbentuk *standard dish head*

$$t = \frac{0,885 \pi r}{(fE - 0,1pi)} + C$$

$$t = 1.245 \quad \text{in}$$

$$t = 1 \frac{3}{8} \quad \text{in} \quad (\text{ukuran standart, Brownell tabel 5.7 hal. 91})$$

$$h = 0,169d$$

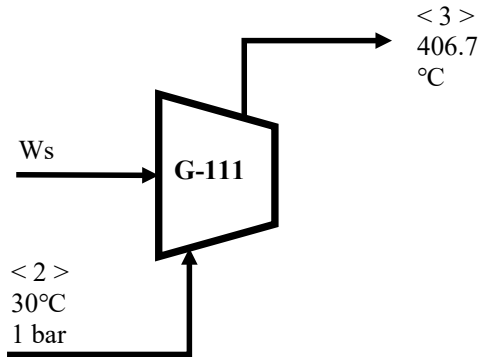
$$h = 162.24 \quad \text{in}$$

Spesifikasi	Keterangan			
No. Kode	F-324			
Fungsi	Menyimpan Produk Propilen Karbonat			
Kapasitas	26,860	bbl =	4270.74	m ³
Bahan Kontruksi	Carbon Steel SA-283 Grade C			
Tipe sambungan	Double welded but joint			
Bentuk tangki	Silinder			
Jenis tutup atas	Standard Dish Head			
ID shell	960.00	inch =	24.38	m
Tinggi shell	360.00	inch =	9.14	m
Tinggi tutup atas	162.24	inch =	4.12	m
Tebal tutup atas	1 3/8	inch =	0.02	m
Tebal shell	1 3/8	inch =	0.02	m

CO₂ Compressor (G-111)

Fungsi: Menaikkan tekanan aliran feed flue gas

Tipe: Centrifugal Compressor



Kondisi Operasi

Suhu Masuk (Ts)	=	30	C	=	86	F
Suhu Keluar (Td)	=	406.7	C	=	764.06	F
Tekanan Masuk (Ps)	=	100	kPa	=	14.5038	psia
Tekanan Keluar (Pd)	=	3000	kPa	=	435.114	psia
Rate Massa	=	16,369.5	kg/hr			
Rate Mol	=	372.0	kmol/hr			
Massa Jenis	=	825.3	kg/m ³			
Rate Volume	=	19.83493	m ³ /hr	=	0.00551	m ³ /s

Penentuan Jumlah Stage

Rasio Kompresi

$$r = \sqrt[n]{\frac{P_{out}}{P_{in}}} \quad \dots(\text{Pers B.47; Appendix B Robin Smith})$$

a. Overall Stages

N = 1 stages (rasio kompresi terlalu besar)
 r = 30

b. 2 Stages

N = 2 stages (rasio kompresi terlalu besar)
 r = 5.4772256

c. 3 Stages

N = 3 stages (digunakan 3 stages)
 r = 3.1072325

Perhitungan Tekanan Tiap Stages

1st stage	Suction	Ps	=	14.504	psi
	Discharge	Pd	=	47.067	psi
		r	=	3.245	

2nd stage	Suction	Ps	=	45.067	psi
	Discharge	Pd	=	142.033	psi
		r	=	3.152	
3rd stage	Suction	Ps	=	140.033	psi
	Discharge	Pd	=	435.114	psi
		r	=	3.107	

Pressure drop compressor untuk gas sebesar 2 psi

Perhitungan BHP

Dari aspen HYSIS 8.8 Peng-Robinson:

$$\gamma_{mix} = 1.2421$$

$$\eta_p = 0.8098$$

a. Polytropic Coefficient

$$n = \frac{\gamma \eta_p}{\gamma \eta_p - \gamma + 1} \quad \dots \text{Robinsmith (pers B.38)}$$

$$n = 1.3169315$$

b. Brake horse Power (BHP) staged compressor

$$W = \frac{n}{n-1} \times \frac{P_{in} F_{in} N}{\eta_p} \times \left[1 - r^{\frac{n-1}{n}} \right] \quad \dots \text{Robinsmith (pers B.50)}$$

$$W = -2660.4747 \text{ watt}$$

$$= -2.6604747 \text{ kW}$$

$$\text{BHP} = 3.5677547 \text{ Hp}$$

Standarisasi power pompa dari Table 5.10 Harry Silla = 5 hp

Spesifikasi	Keterangan	
Kode	G-111	
Type	Centrifugal Compressor	
Fungsi	Menaikkan tekanan aliran feed flue gas	
Jumlah stage	3	
Bahan	Carbon Steel	
Kondisi operasi :	Psuction : 100 kPa	Tsuction = 30 °C
	Pdischarge : 3000 kPa	Tdischarge = 407 °C
Kapasitas	16,369.488	Kg/jam
r	3.107	
Efisiensi	0.810	%
Power	5.000	Hp

Propylene Oxide Pump (L-111)

Fungsi Meningkatkan tekanan feed propylene oxide sebelum masuk ke reaktor

Type Centrifugal

Kondisi operasi :

Suhu	=	30 °C	
P1	=	101.3 kPa	= 14588 lb/ft ²
P2	=	3000 kPa	= 432012 lb/ft ²

Perhitungan :

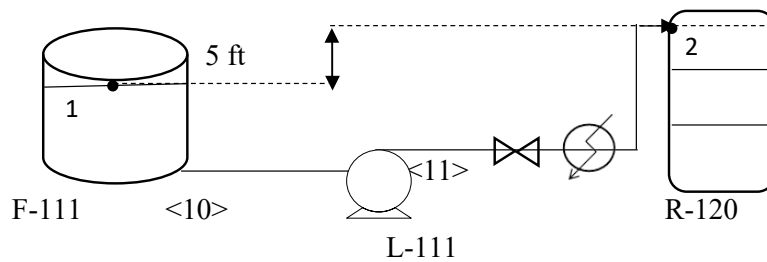
Rate massa reflux (g _r)	=	32002 kg/jam	=	70553 lb/jam
Viscositas	=	0.347 cp	=	0.0002 lb/ft.s
Densitas	=	815.3 kg/m ³	=	50.873 lb/ft ³
Rate volumetrik (Q)	=	$\frac{g_r}{\rho \times 3600 \text{ s}}$	=	$\frac{70553}{51 \times 3600}$
		= 0.385 ft ³ /s	=	143.94 gpm
			Q =	0.011 m ³ /s

Di, opt= $3.9 \times Q^{0.45} \times \rho^{0.13}$ = $3.9 \times 0.39^{0.45} \times 50.87^{0.13}$
 = 4.231 inchi = 0.1075 m
 (Timmerhaus page 496)

Dengan menggunakan standarisasi pada literatur maka :

Dipakai nominal pipe size	=	4 in Sch 10	(App.K, Brownell, page 387)
ID	=	4.232 in	= 0.353 ft 0.107 m
OD	=	4.5 in	= 0.375 ft 0.1143 m
Apipa	=	0.0977 ft ²	

vpipa = $\frac{Q}{\text{Apipa}}$
 = $\frac{0.385229873}{0.0977}$ = 3.944 ft/dtk
 vpipa = 1.202 m/s



Gambar Sistem Pompa

Perhitungan friksi

A. Friksi di bagian suction

1.A Friksi karena pipa lurus

Panjang pipa lurus bagian suction diperkirakan = 30 ft

$$N_{Re} = Dv\rho/\mu = Dv\rho/\mu = 303169 \text{ (Turbulen)}$$

$$C = 0.000046 \text{ m (Untuk Commercial Steel, Geankoplis fig. 2.10-3)}$$

$$D = 0.107493 \text{ m}$$

$$C/D = 0.000428$$

Dari Geankoplis, untuk arus Turbulen menggunakan $f = 0.006$

$$F_f = \frac{4f v^2 L}{2 g_c D} = \frac{4 \times 0.0055 \times 3.94^2 \times 30}{2 \times 32.174 \times 0.3526666666666667}$$

$$= 0.452 \text{ ft lbf/ lbm}$$

2.A Friksi yang terjadi karena adanya kontraksi
(feed masuk dari tangki feed ke pipa 4 in Sch 10 , arus turbulen)

$$F_c = \frac{K_c \times v^2}{2 \times \alpha \times g_c} \text{ (Geankoplis, pers 2.10-16, hal 93)}$$

$$(\alpha = 1)$$

$$\text{Diameter Tangki Feed} = 90 \text{ in} = 7.5 \text{ ft}$$

$$A \text{ tangki feed} = 0.25 \times 3.142 \times 7.5^2 = 44.179 \text{ ft}^2$$

$$V \text{ tangki feed} = \frac{Q}{A \text{ tangki feed}} = \frac{0.39}{44.18}$$

$$= 0.0 \text{ ft / dtk}$$

dimana :

$$K_c = 0.55(1 - A_{\text{pipa}}/A_{\text{tangki feed}})$$

$$K_c = 0.54878$$

$$F_c = 3.94^2 \times 0.55 / (2 \times 32.174)$$

$$= 0.13264 \text{ ft lbf/ lbm}$$

3.A Friksi karena fitting dan valve

Dari Geankoplis Table. 2.10-1 diperoleh :

Jenis fitting dan valve	K_f	jumlah
Elbow 90° standar	0.75	1

$$hf \text{ (elbow)} = k_f \frac{v^2}{2 g_c} = \frac{1 \times 0.75 \times 3.94^2}{2 \times 32.174}$$

$$= 0.181271 \text{ ft lbf/lbm}$$

Friksi bagian suction :

$$F_s = F_c + F_{ps} + F_{fv}$$

$$= 0.13 + 0.45 + 0.18$$

$$= 0.77 \text{ ft lbf/ lbm}$$

B. Friksi di bagian discharge

1.B Friksi karena pipa lurus

$$N_{Re} = D v \dot{\rho} / \mu = 3E+05 \quad (\text{Turbulen})$$

$$C = 0.000046 \text{ m} \quad (\text{Untuk Commercial Steel, Geankoplis fig. 2.10-3})$$

$$D = 0.107493 \text{ m}$$

$$C/D = 0.000428 \quad f = 0.0055$$

Panjang pipa lurus bagian discharge diperkirakan = 60 ft

$$F_{pd} = \frac{4f v^2 L}{2 g_c D} = \frac{4 \times 0.0055 \times 3.94^2 \times 60}{2 \times 32.174 \times 0.35} = 0.905 \text{ ft lbf/lbm}$$

2.B Friksi karena fitting dan valve

Dari Geankoplis fig. 2.10-1 diperoleh :

Jenis fitting dan valve		K _f	jumlah
Elbow 90° standar		0.75	3
Globe valve	(Wide Open)	6	1
Check Valve	(Swing)	2	1

$$hf(\text{elbow}) = N \times K_f \times \frac{v^2}{2 g_c} = \frac{3 \times 0.75 \times 3.94^2}{2 \times 32.174} = 0.544 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$hf(\text{globe valve}) = N \times K_f \times \frac{v^2}{2 g_c} = \frac{1 \times 6 \times 3.94^2}{2 \times 32,174} = 1.45 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$hf(\text{check valve}) = N \times K_f \times \frac{v^2}{2 g_c} = \frac{1 \times 2 \times 3.94^2}{2 \times 32,174} = 0.483 \text{ ft lbf/lbm}$$

3.B Friksi karena Heat Exchanger

Pressure drop liquid/HE = 10 psi

Jumlah HE = 1

$\Delta P / \rho = 0.20 \text{ ft lbf/lbm}$

Total friksi karena heat exchanger : 0.20 ft lbf/lbm

4.B Friksi karena expansion loss pada bagian masuk reaktor

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A1}{A2}\right)^2 = (1 - 0)^2 = 1$$

$$hex = K_{ex} \frac{v^2}{2} = 7.776 \text{ ft lbf/lbm}$$

Friksi bagian discharge :

$$\begin{aligned}
 F_d &= F_{pd} + F_{fv} + F_h + F_{ex} \\
 &= 0.90 + 2.48 + 0.20 + 7.78 \\
 &= 11.35 \text{ ft lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Friksi total pompa} &= F_s + F_d \\
 &= 0.77 + 11.35 \\
 &= 12.12 \text{ ft lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

Diambil titik 1 dan 2

$$\begin{aligned}
 z_1 &= \text{bidang datum} = 0.00 \\
 z_2 &= 5.00 \text{ ft} \\
 \rho_1 &= \rho_2 = 50.87 \text{ lb/ft}^3 \\
 v_1 &= 0.0 \text{ ft/dt} \\
 v_2 &= 3.944 \text{ ft/dt} \\
 g &= g_c = 32.17 \text{ ft/s}^2
 \end{aligned}$$

Perhitungan power pompa :

Rumus Mechanical energy balance :

$$W_s = z_1 \frac{g}{gc} - z_2 \frac{g}{gc} + \frac{v_1^2}{2gc} - \frac{v_2^2}{2gc} + \frac{P_1 - P_2}{\rho} - \sum F$$

$$-W_s = 8222.535 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\eta = 0.75$$

$$W_p = \frac{W_s \times gf \times 0.001818}{\eta \times 3600}$$

$$W_p = \frac{1054659}{2700}$$

$$= 390.6144 \text{ hp} = 291.2812 \text{ kW}$$

Standarisasi power pompa dari Table 5.10 Harry Silla = 400 hp

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	L-111
Fungsi	ngkatkan tekanan feed propylene oxide sebelum masuk ke re
Tipe	Centrifugal
Kapasitas	143.943 gpm
Material case	Cast iron
Material rotor	Carbon steel
Suction pressure	101.30 kPa
Discharge pressure	3000.0 kPa
Beda ketinggian	5 ft
Ukuran pipa	4 in Sch 10
Power pompa	400 hp
Jumlah	1 buah

Ethanol Pump (L-112)

Fungsi Meningkatkan tekanan feed etanol sebelum masuk ke reaktor

Type Centrifugal

Kondisi operasi :

Suhu	=	30 °C	
P1	=	101.3 kPa	= 14588 lb/ft ²
P2	=	3010 kPa	= 433452 lb/ft ²

Perhitungan :

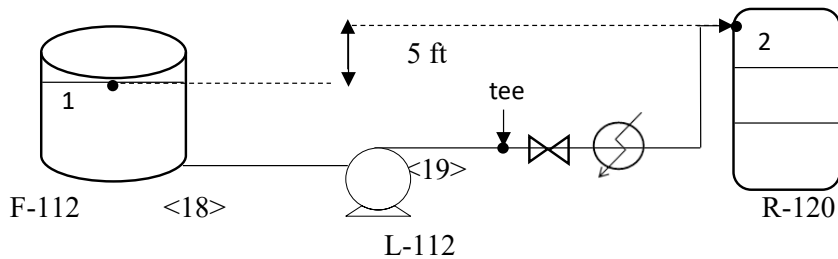
Rate massa reflux (g _r)	=	19259 kg/jam	=	42458 lb/jam
Viscositas	=	0.882 cp	=	0.0006 lb/ft.s
Densitas	=	784.6 kg/m ³	=	48.957 lb/ft ³
Rate volumetrik (Q)	=	$\frac{g_r}{\rho \times 3600 \text{ s}}$	=	$\frac{42458}{49 \times 3600}$
		= 0.241 ft ³ /s	=	90.016 gpm
			Q =	0.007 m ³ /s

Di, opt= $3.9 \times Q^{0.45} \times \rho^{0.13}$ = $3.9 \times 0.24^{0.45} \times 48.96^{0.13}$
 = 3.409 inchi = 0.0866 m
 (Timmerhaus page 496)

Dengan menggunakan standarisasi pada literatur maka :

Dipakai nominal pipe size	=	3 1/2 in Sch 40	(App.K, Brownell, page 387)
ID	=	3.438 in	= 0.287 ft 0.087 m
OD	=	4 in	= 0.333 ft 0.1016 m
Apipa	=	0.0645 ft ²	

vpipa = $\frac{Q}{\text{Apipa}}$
 = $\frac{0.240907141}{0.0645}$ = 3.737 ft/dtk
 vpipa = 1.139 m/s



Gambar Sistem Pompa

Perhitungan friksi

A. Friksi di bagian suction

1.A Friksi karena pipa lurus

Panjang pipa lurus bagian suction diperkirakan = 30 ft

$$N_{Re} = Dv\rho/\mu = Dv\rho/\mu = 88374 \text{ (Turbulen)}$$

$$E = 0.000046 \text{ m (Untuk Commercial Steel, Geankoplis fig. 2.10-3)}$$

$$D = 0.087325 \text{ m}$$

$$E/D = 0.000527$$

Dari Geankoplis, untuk arus Turbulen menggunakan $f = 0.005$

$$F_f = \frac{4f v^2 L}{2 g_c D} = \frac{4 \times 0.005 \times 3.74^2 \times 30}{2 \times 32.174 \times 0.2865} = 0.454 \text{ ft lbf/ lbm}$$

2.A Friksi yang terjadi karena adanya kontraksi
(feed masuk dari tangki feed ke pipa 3 1/2 in Sch 40 , arus turbulen)

$$F_c = \frac{K_c \times v^2}{2 \times \alpha \times g_c} \text{ (Geankoplis, pers 2.10-16, hal 93)}$$

$$\text{Diameter Tangki Feed} = 420 \text{ in} = 35 \text{ ft}$$

$$A \text{ tangki feed} = 0.25 \times 3.142 \times 35^2 = 962.11 \text{ ft}^2$$

$$V \text{ tangki feed} = \frac{Q}{A \text{ tangki feed}} = \frac{0.24}{962.11} = 0.00 \text{ ft / dtk}$$

dimana :

$$K_c = 0.55(1 - A_{\text{pipa}}/A_{\text{tangki feed}})$$

$$K_c = 0.54996$$

$$F_c = 3.74^2 \times 0.55 / (2 \times 32.174) = 0.11935 \text{ ft lbf/ lbm}$$

3.A Friksi karena fitting dan valve

Dari Geankoplis Table. 2.10-1 diperoleh :

Jenis fitting dan valve	K_f	jumlah
Elbow 90° standar	0.75	1

$$hf \text{ (elbow)} = k_f \frac{v^2}{2 g_c} = \frac{1 \times 0.75 \times 3.74^2}{2 \times 32.174} = 0.162760 \text{ ft lbf/lbm}$$

Friksi bagian suction :

$$F_s = F_c + F_{ps} + F_{fv} = 0.12 + 0.45 + 0.16 = 0.74 \text{ ft lbf/ lbm}$$

B. Friksi di bagian discharge

1.B Friksi karena pipa lurus

$$N_{Re} = D v \dot{\rho} / \mu = 88374 \quad (\text{Turbulen})$$

$$C = 0.000046 \text{ m} \quad (\text{Untuk Commercial Steel, Geankoplis fig. 2.10-3})$$

$$D = 0.087325 \text{ m}$$

$$C/D = 0.000527 \quad f = 0.005$$

Panjang pipa lurus bagian discharge diperkirakan = 60 ft

$$F_{pd} = \frac{4f v^2 L}{2 g_c D} = \frac{4 \times 0.005 \times 3.74^2 \times 60}{2 \times 32.174 \times 0.29} = 0.909 \text{ ft lbf/lbm}$$

2.B Friksi karena fitting dan valve

Dari Geankoplis fig. 2.10-1 diperoleh :

Jenis fitting dan valve		K _f	jumlah
Elbow 90° standar		0.75	3
Globe valve	(Wide Open)	6	1
Check Valve	(Swing)	2	1
Tee		1	1

$$hf(\text{elbow}) = N \times K_f \times \frac{v^2}{2 g_c} = \frac{3 \times 0.75 \times 3.74^2}{2 \times 32.174} = 0.488 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$hf(\text{globe valve}) = N \times K_f \times \frac{v^2}{2 g_c} = \frac{1 \times 6 \times 3.74^2}{2 \times 32,174} = 1.302 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$hf(\text{gate valve}) = N \times K_f \times \frac{v^2}{2 g_c} = \frac{1 \times 2 \times 3.74^2}{2 \times 32,174} = 0.434 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$hf(\text{tee}) = N \times K_f \times \frac{v^2}{2 g_c} = \frac{1 \times 1 \times 3.74^2}{2 \times 32,174} = 0.22 \text{ ft lbf/lbm}$$

3.B Friksi karena Heat Exchanger

Pressure drop liquid/HE = 10 psi

Jumlah HE = 1

$\Delta P / \rho = 0.20 \text{ ft lbf/lbm}$

Total friksi karena heat exchanger : 0.20 ft lbf/lbm

4.B Friksi karena expansion loss pada bagian masuk reaktor

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A1}{A2}\right)^2 = (1 - 0)^2 = 1$$

$$hex = K_{ex} \frac{v^2}{2} = 6.982 \text{ ft lbf/lbm}$$

Friksi bagian discharge :

$$F_d = F_{pd} + F_{fv} + F_h + F_{ex}$$

$$= 0.91 + 2.44 + 0.20 + 6.98$$

$$= 10.54 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\text{Friksi total pompa} = F_s + F_d$$

$$= 0.74 + 10.54$$

$$= 11.27 \text{ ft lbf/lbm}$$

Diambil titik 1 dan 2

$$z_1 = \text{bidang datum} = 0.00$$

$$z_2 = 5.00 \text{ ft}$$

$$\rho_1 = \rho_2 = 48.96 \text{ lb/ft}^3$$

$$v_1 = 0.00 \text{ ft/dt}$$

$$v_2 = 3.737 \text{ ft/dt}$$

$$g = g_c = 32.17 \text{ ft/s}^2$$

Perhitungan power pompa :

Rumus Mechanical energy balance :

$$W_s = z_1 \frac{g}{gc} - z_2 \frac{g}{gc} + \frac{v_1^2}{2gc} - \frac{v_2^2}{2gc} + \frac{P_1 - P_2}{\rho} - \sum F$$

$$W_s = 8572.321 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\eta = 0.75$$

$$W_p = \frac{W_s \times g_f \times 0.001818}{\eta \times 3600}$$

$$W_p = \frac{661691.7}{2700}$$

$$= 245.071 \text{ hp} = 182.7494 \text{ kW}$$

300 hp

Standarisasi power pompa dari Table 5.10 Harry Silla =

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	L-112
Fungsi	Meningkatkan tekanan feed etanol sebelum masuk ke reaktor
Tipe	Centrifugal
Kapasitas	90.016 gpm
Material case	Cast iron
Material rotor	Carbon steel
Suction pressure	101.30 kPa
Discharge pressure	3010.0 kPa
Beda ketinggian	5 ft
Ukuran pipa	3 1/2 in Sch 40
Power pompa	300 hp
Jumlah	1 buah

Ethanol Recycle Pump (L-113)

Fungsi Meningkatkan tekanan ethanol dari D-210 menuju recycle

Type Centrifugal

Kondisi operasi :

Suhu	=	104.5 °C	
P1	=	340 kPa	= 48961 lb/ft ²
P2	=	3010 kPa	= 433452 lb/ft ²

Perhitungan :

Rate massa reflux (g _r)	=	365081 kg/jam	=	804865 lb/jam
Viscositas	=	0.3052 cp	=	0.0002 lb/ft.s
Densitas	=	708.44 kg/m ³	=	44.207 lb/ft ³
Rate volumetrik (Q)	=	$\frac{g_r}{\rho \times 3600 \text{ s}}$	=	$\frac{804865}{44 \times 3600}$
		= 5.057 ft ³ /s	=	1889.7 gpm
			Q =	0.143 m ³ /s

$$D_i, \text{opt} = 3.9 \times Q^{0.45} \times \rho^{0.13} = 3.9 \times 5.06^{0.45} \times 44.21^{0.13} = 13.24 \text{ inchi} = 0.3362 \text{ m}$$

(Timmerhaus page 496)

Dengan menggunakan standarisasi pada literatur maka :

Dipakai nominal pipe size = 14 in Sch 30 (App.K, Brownell, page 387)

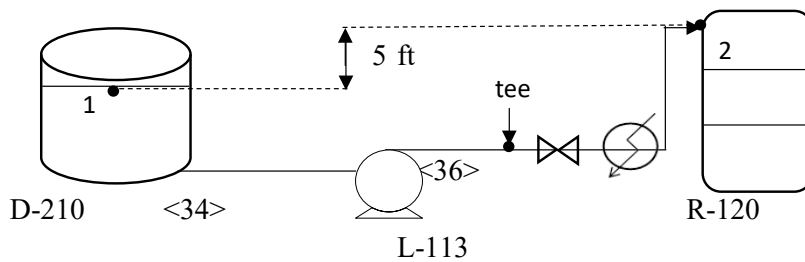
ID = 13.25 in = 1.104 ft = 0.337 m

OD = 14 in = 1.167 ft = 0.3556 m

Apipa = 0.9575 ft²

$$v_{\text{pipa}} = \frac{Q}{\text{Apipa}} = \frac{5.05743326}{0.9575} = 5.282 \text{ ft/dtk}$$

$$v_{\text{pipa}} = 1.610 \text{ m/s}$$



Gambar Sistem Pompa

Perhitungan friksi

A. Friksi di bagian suction

1.A Friksi karena pipa lurus

Panjang pipa lurus bagian suction diperkirakan = 35 ft

$$N_{Re} = \frac{Dv\dot{p}}{\mu} = \frac{Dv\dot{p}}{\mu} = 1E+06 \text{ (Turbulen)}$$

$$C = 0.000046 \text{ m (Untuk Commercial Steel, Geankoplis fig. 2.10-3)}$$

$$D = 0.33655 \text{ m}$$

$$C/D = 0.000137$$

Dari Geankoplis, untuk arus Turbulen menggunakan $f = 0.005$

$$F_f = \frac{4f v^2 L}{2 g_c D} = \frac{4 \times 0.005 \times 5.28^2 \times 35}{2 \times 32.174 \times 1.104166666666667} = 0.275 \text{ ft lbf/ lbm}$$

2.A Friksi yang terjadi karena adanya kontraksi (feed masuk ke pipa 14 in Sch 30, arus turbulen)

$$F_c = \frac{K_c \times v^2}{2 \times \alpha \times g_c} \text{ (Geankoplis, pers 2.10-16, hal 93)}$$

$$(\alpha = 1)$$

$$\text{Diameter Tangki Feed} = 96 \text{ in} = 8 \text{ ft}$$

$$A \text{ tangki feed} = 0.25 \times 3.142 \times 8^2 = 50.265 \text{ ft}^2$$

$$V \text{ tangki feed} = \frac{Q}{A \text{ tangki feed}} = \frac{5.06}{50.27} = 0 \text{ ft / dtk}$$

dimana :

$$K_c = 0.55(1 - A_{\text{pipa}}/A_{\text{tangki feed}})$$

$$K_c = 0.53952$$

$$F_c = 5.28^2 \times 0.54 / (2 \times 32.174)$$

$$= 0.23389 \text{ ft lbf/ lbm}$$

3.A Friksi karena fitting dan valve

Dari Geankoplis Table. 2.10-1 diperoleh :

Jenis fitting dan valve	K_f	jumlah
Elbow 90° standar	0.75	1

$$hf(\text{elbow}) = k_f \frac{v^2}{2 g_c} = \frac{1 \times 0.75 \times 5.28^2}{2 \times 32.174} = 0.325138 \text{ ft lbf/lbm}$$

Friksi bagian suction :

$$F_s = F_c + F_{ps} + F_{fv}$$

$$= 0.23 + 0.27 + 0.33$$

$$= 0.83 \text{ ft lbf/ lbm}$$

B. Friksi di bagian discharge

1.B Friksi karena pipa lurus

$$N_{Re} = D v \dot{\rho} / \mu = 1E+06 \quad (\text{Turbulen})$$

$$\epsilon = 0.000046 \text{ m} \quad (\text{Untuk Commercial Steel, Geankoplis fig. 2.10-3})$$

$$D = 0.33655 \text{ m}$$

$$\epsilon/D = 0.000137 \quad f = 0.005$$

Panjang pipa lurus bagian discharge diperkirakan = 60 ft

$$F_{pd} = \frac{4f v^2 L}{2 g_c D} = \frac{4 \times 0.005 \times 5.28^2 \times 60}{2 \times 32.174 \times 1.10} = 0.471 \text{ ft lbf/lbm}$$

2.B Friksi karena fitting dan valve

Dari Geankoplis fig. 2.10-1 diperoleh :

Jenis fitting dan valve	K_f	jumlah
Elbow 90° standar	0.75	3
Tee	1	1

$$hf(\text{elbow}) = N \times K_f \times \frac{v^2}{2 g_c} = \frac{3 \times 0.75 \times 5.28^2}{2 \times 32.174} = 0.975 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$hf(\text{tee}) = N \times K_f \times \frac{v^2}{2 g_c} = \frac{1 \times 1 \times 5.28^2}{2 \times 32.174} = 0.434 \text{ ft lbf/lbm}$$

3.B Friksi karena Heat Exchanger

Pressure drop liquid/HE = 10 psi

Jumlah HE = 2

$$\Delta P / \rho = 0.45 \text{ ft lbf/lbm}$$

Total friksi karena heat exchanger : 0.45 ft lbf/lbm

4.B Friksi karena expansion loss pada bagian masuk reaktor

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A1}{A2}\right)^2 = (1 - 0)^2 = 1$$

$$hex = K_{ex} \frac{v^2}{2} = 13.948 \text{ ft lbf/lbm}$$

Friksi bagian discharge :

$$\begin{aligned} F_d &= F_{pd} + F_{fv} + F_h + F_{ex} \\ &= 0.47 + 1.41 + 0.45 + 13.95 \\ &= 16.28 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Friksi total pompa} &= F_s + F_d \\ &= 0.83 + 16.28 \\ &= 17.11 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

Diambil titik 1 dan 2

$$\begin{aligned} z_1 &= \text{bidang datum} = 0.00 \\ z_2 &= 5.00 \text{ ft} \\ \rho_1 &= \rho_2 = 44.21 \text{ lb/ft}^3 \\ v_1 &= 0.100614 \text{ ft/dt} \\ v_2 &= 5.282 \text{ ft/dt} \\ g &= g_c = 32.17 \text{ ft/s}^2 \end{aligned}$$

Perhitungan power pompa :

Rumus Mechanical energy balance :

$$W_s = z_1 \frac{g}{gc} - z_2 \frac{g}{gc} + \frac{v_1^2}{2gc} - \frac{v_2^2}{2gc} + \frac{P_1 - P_2}{\rho} - \sum F$$

$$-W_s = 8720.066 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\eta = 0.75$$

$$W_p = \frac{W_s \times g_f \times 0.001818}{\eta \times 3600}$$

$$W_p = \frac{12759588}{2700}$$

$$= 4725.773 \text{ hp} = 3524.0092 \text{ kW}$$

Standarisasi power pompa dari Table 5.10 Harry Silla = 5000 hp

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	L-113
Fungsi	Meningkatkan tekanan ethanol dari D-210 menuju recycle
Tipe	Centrifugal
Kapasitas	1889.739 gpm
Material case	Cast iron
Material rotor	Carbon steel
Suction pressure	340.00 kPa
Discharge pressure	3010.0 kPa
Beda ketinggian	5 ft
Ukuran pipa	14 in Sch 30
Power pompa	5000 hp
Jumlah	1 buah

Reflux Pump D-310 (L-311)

Fungsi Memompa produk atas menjadi reflux pada kolom distilasi D-310

Type Centrifugal

Kondisi operasi :

Suhu	=	174.2 °C	
P1	=	310 kPa	= 44641 lb/ft ²
P2	=	320 kPa	= 46081 lb/ft ²

Perhitungan :

Rate massa reflux (g _r)	=	30780 kg/jam	=	67858 lb/jam
Viscositas	=	0.2232 cp	=	0.0002 lb/ft.s
Densitas	=	779.05 kg/m ³	=	48.612 lb/ft ³
Rate volumetrik (Q)	=	$\frac{g_r}{\rho \times 3600 \text{ s}}$	=	$\frac{67858}{49 \times 3600}$
		= 0.388 ft ³ /s	=	144.89 gpm
		Q	=	0.011 m ³ /s

$$D_i, \text{opt} = 3.9 \times Q^{0.45} \times \rho^{0.13} = 3.9 \times 0.39^{0.45} \times 48.61^{0.13} = 4.219 \text{ inchi} = 0.1072 \text{ m}$$

(Timmerhaus page 496)

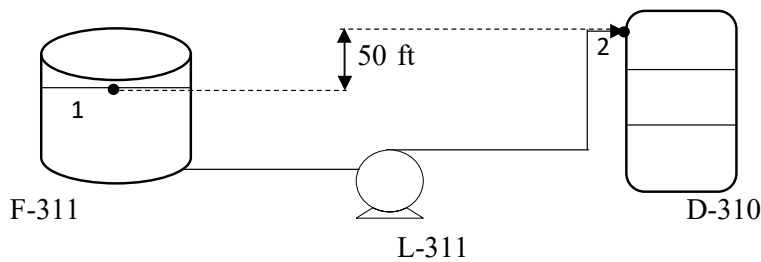
Dengan menggunakan standarisasi pada literatur maka :

Dipakai nominal pipe size = 3 1/2 in Sch 10 (App.K, Brownell, page 387)

ID	=	4.232 in	=	0.353 ft	0.107 m
OD	=	4 in	=	0.333 ft	0.1016 m
Apipa	=	0.0977 ft ²			

$$v_{\text{pipa}} = \frac{Q}{A_{\text{pipa}}} = \frac{0.387750456}{0.0977} = 3.969 \text{ ft/dtk}$$

$$v_{\text{pipa}} = 1.210 \text{ m/s}$$



Gambar Sistem Pompa

Perhitungan friksi

A. Friksi di bagian suction

1.A Friksi karena pipa lurus

Panjang pipa lurus bagian suction diperkirakan = 20 ft

$$N_{Re} = \frac{Dv\rho}{\mu} = \frac{Dv\rho}{\mu} = 453503 \text{ (Turbulen)}$$

$$E = 0.000046 \text{ m (Untuk Commercial Steel, Geankoplis fig. 2.10-3)}$$

$$D = 0.107493 \text{ m}$$

$$E/D = 0.000428$$

Dari Geankoplis, untuk arus Turbulen menggunakan $f = 0.005$

$$F_f = \frac{4f v^2 L}{2 g_c D} = \frac{4 \times 0.005 \times 3.97^2 \times 20}{2 \times 32.174 \times 0.3526666666666667} = 0.278 \text{ ft lbf/ lbm}$$

2.A Friksi yang terjadi karena adanya kontraksi (feed masuk ke pipa 3 1/2 in sch 10, arus turbulen)

$$F_c = \frac{K_c \times v^2}{2 \times \alpha \times g_c} \text{ (Geankoplis, pers 2.10-16, hal 93)}$$

$$(\alpha = 1)$$

$$\text{Diameter Tangki Feed} = 120 \text{ in} = 10 \text{ ft}$$

$$A \text{ tangki feed} = 0.25 \times 3.142 \times 10^2 = 78.54 \text{ ft}^2$$

$$V \text{ tangki feed} = \frac{Q}{A \text{ tangki feed}} = \frac{0.39}{78.54} = 0.0049370 \text{ ft / dtk}$$

dimana :

$$K_c = 0.55(1 - A_{\text{pipa}}/A_{\text{tangki feed}})$$

$$K_c = 0.54932$$

$$F_c = \frac{3.97^2 \times 0.55}{2 \times 32.174} = 0.13451 \text{ ft lbf/ lbm}$$

3.A Friksi karena fitting dan valve

Dari Geankoplis Table. 2.10-1 diperoleh :

Jenis fitting dan valve	K_f	jumlah
Elbow 90° standar	0.75	1

$$hf(\text{elbow}) = k_f \frac{v^2}{2 g_c} = \frac{1 \times 0.75 \times 3.97^2}{2 \times 32.174} = 0.183651 \text{ ft lbf/lbm}$$

Friksi bagian suction :

$$F_s = F_c + F_{ps} + F_{fv}$$

$$= 0.13 + 0.28 + 0.18$$

$$= 0.60 \text{ ft lbf/ lbm}$$

B. Friksi di bagian discharge

1.B Friksi karena pipa lurus

$$N_{Re} = D v \dot{\rho} / \mu = 453503 \quad (\text{Turbulen})$$

$$\epsilon = 0.000046 \text{ m} \quad (\text{Untuk Commercial Steel, Geankoplis fig. 2.10-3})$$

$$D = 0.107493 \text{ m}$$

$$\epsilon/D = 0.000428 \quad f = 0.005$$

Panjang pipa lurus bagian discharge diperkirakan = 100 ft

$$F_{pd} = \frac{4f v^2 L}{2 g_c D} = \frac{4 \times 0.005 \times 3.97^2 \times 100}{2 \times 32.174 \times 0.35} = 1.389 \text{ ft lbf/lbm}$$

2.B Friksi karena fitting dan valve

Dari Geankoplis fig. 2.10-1 diperoleh :

Jenis fitting dan valve		K_f	jumlah
Elbow 90° standar		0.75	2
Globe valve	(wide open)	6	1
Check valve	(swing)	2	1

$$hf(\text{elbow}) = N \times K_f \times \frac{v^2}{2 g_c} = \frac{2 \times 0.75 \times 3.97^2}{2 \times 32.174} = 0.367 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$hf(\text{globe valve}) = N \times K_f \times \frac{v^2}{2 g_c} = \frac{1 \times 9.5 \times 3.97^2}{2 \times 32,174} = 1.469 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$hf(\text{check valve}) = N \times K_f \times \frac{v^2}{2 g_c} = \frac{1 \times 4.5 \times 3.97^2}{2 \times 32,174} = 0.49 \text{ ft lbf/lbm}$$

Friksi bagian discharge :

$$F_d = F_{pd} + F_{fv}$$

$$= 1.39 + 2.33$$

$$= 3.71 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\text{Friksi total pompa} = F_s + F_d$$

$$= 0.60 + 3.71$$

$$= 4.31 \text{ ft lbf/lbm}$$

Diambil titik 1 dan 2

$$\begin{aligned}
 z_1 &= \text{bidang datum} &= & 0.00 \\
 z_2 &= 50.00 && \text{ft} \\
 \rho_1 &= \rho_2 &= & 48.61 \text{ lb/ft}^3 \\
 v_1 &= 0.004937 && \text{ft/dt} \\
 v_2 &= 3.969 && \text{ft/dt} \\
 g &= g_c &= & 32.17 \text{ ft/s}^2
 \end{aligned}$$

Perhitungan power pompa :

Rumus Mechanical energy balance :

$$W_s = z_1 \frac{g}{gc} - z_2 \frac{g}{gc} + \frac{v_1^2}{2gc} - \frac{v_2^2}{2gc} + \frac{P_1 - P_2}{\rho} - \sum F$$

$$\begin{aligned}
 -W_s &= 84.1785 \text{ ft lbf/lbm} \\
 \eta &= 0.75 \\
 W_p &= \frac{W_s \times gf \times 0.001818}{\eta \times 3600} \\
 W_p &= \frac{10384.79}{2700} \\
 &= 3.846219 \text{ hp} = 2.8681 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

Standarisasi power pompa dari Table 5.10 Harry Silla = 5 hp

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	L-311
Fungsi	em pompa produk atas menjadi reflux pada kolom distilasi D-3
Tipe	Centrifugal
Kapasitas	144.885 gpm
Material case	Cast iron
Material rotor	Carbon steel
Suction pressure	310.00 kPa
Discharge pressure	320.0 kPa
Beda ketinggian	50 ft
Ukuran pipa	3 1/2 in Sch 10
Power pompa	5 hp
Jumlah	1 buah

Reflux Pump D-210 (L-211)

Fungsi Memompa produk atas menjadi reflux pada kolom distilasi D-210

Type Centrifugal

Kondisi operasi :

Suhu	=	104.5 °C	
P1	=	340 kPa	= 48961 lb/ft ²
P2	=	350 kPa	= 50401 lb/ft ²

Perhitungan :

Rate massa reflux (g _r)	=	365081 kg/jam	=	804865 lb/jam
Viscositas	=	0.3052 cp	=	0.0002 lb/ft.s
Densitas	=	708.44 kg/m ³	=	44.207 lb/ft ³
Rate volumetrik (Q)	=	$\frac{g_r}{\rho \times 3600 \text{ s}}$	=	$\frac{804865}{44 \times 3600}$
		= 5.057 ft ³ /s	=	1889.7 gpm
			Q =	0.143 m ³ /s

$$D_i, \text{opt} = 3.9 \times Q^{0.45} \times \rho^{0.13} = 3.9 \times 5.06^{0.45} \times 44.21^{0.13} = 13.24 \text{ inchi} = 0.3362 \text{ m}$$

(Timmerhaus page 496)

Dengan menggunakan standarisasi pada literatur maka :

Dipakai nominal pipe size = 14 in Sch 30 (App.K, Brownell, page 387)

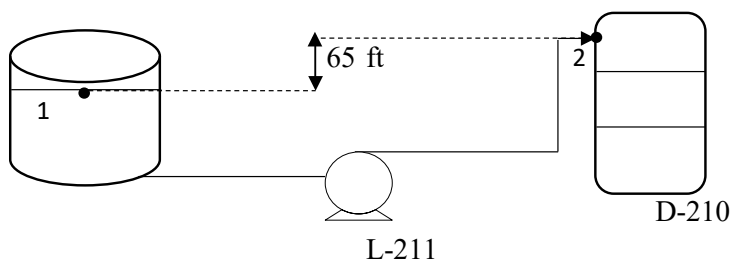
ID = 13.25 in = 1.104 ft = 0.337 m

OD = 14 in = 1.167 ft = 0.3556 m

Apipa = 0.9575 ft²

$$v_{\text{pipa}} = \frac{Q}{A_{\text{pipa}}} = \frac{5.057433314}{0.9575} = 5.282 \text{ ft/dtk}$$

$$v_{\text{pipa}} = 1.610 \text{ m/s}$$



Gambar Sistem Pompa

Perhitungan friksi

A. Friksi di bagian suction

1.A Friksi karena pipa lurus

Panjang pipa lurus bagian suction diperkirakan = 20 ft

$$N_{Re} = \frac{Dv\dot{p}}{\mu} = \frac{Dv\dot{p}}{\mu} = 1E+06 \text{ (Turbulen)}$$

$$C = 0.000046 \text{ m (Untuk Commercial Steel, Geankoplis fig. 2.10-3)}$$

$$D = 0.33655 \text{ m}$$

$$C/D = 0.000137$$

Dari Geankoplis, untuk arus Turbulen menggunakan $f = 0.005$

$$F_f = \frac{4f v^2 L}{2 g_c D} = \frac{4 \times 0.005 \times 5.28^2 \times 20}{2 \times 32.174 \times 1.104166666666667} = 0.157 \text{ ft lbf/ lbm}$$

2.A Friksi yang terjadi karena adanya kontraksi
(feed masuk ke pipa 14 in Sch 30, arus turbulen)

$$F_c = \frac{K_c \times v^2}{2 \times \alpha \times g_c} \text{ (Geankoplis, pers 2.10-16, hal 93)}$$

$$(\alpha = 1)$$

$$\text{Diameter Tangki Feed} = 120 \text{ in} = 10 \text{ ft}$$

$$A \text{ tangki feed} = 0.25 \times 3.142 \times 10^2 = 78.54 \text{ ft}^2$$

$$V \text{ tangki feed} = \frac{Q}{A \text{ tangki feed}} = \frac{5.06}{78.54} = 0 \text{ ft / dtk}$$

dimana :

$$K_c = 0.55(1 - A_{\text{pipa}}/A_{\text{tangki feed}})$$

$$K_c = 0.54329$$

$$F_c = 5.28^2 \times 0.54 / (2 \times 32.174)$$

$$= 0.23553 \text{ ft lbf/ lbm}$$

3.A Friksi karena fitting dan valve

Dari Geankoplis Table. 2.10-1 diperoleh :

Jenis fitting dan valve	K_f	jumlah
Elbow 90° standar	0.75	1

$$hf(\text{elbow}) = k_f \frac{v^2}{2 g_c} = \frac{1 \times 0.75 \times 5.28^2}{2 \times 32.174} = 0.325138 \text{ ft lbf/lbm}$$

Friksi bagian suction :

$$F_s = F_c + F_{ps} + F_{fv}$$

$$= 0.24 + 0.16 + 0.33$$

$$= 0.72 \text{ ft lbf/ lbm}$$

B. Friksi di bagian discharge

1.B Friksi karena pipa lurus

$$N_{Re} = D v \dot{\rho} / \mu = 1E+06 \quad (\text{Turbulen})$$

$$\epsilon = 0.000046 \text{ m} \quad (\text{Untuk Commercial Steel, Geankoplis fig. 2.10-3})$$

$$D = 0.33655 \text{ m}$$

$$\epsilon/D = 0.000137 \quad f = 0.005$$

Panjang pipa lurus bagian discharge diperkirakan = 100 ft

$$F_{pd} = \frac{4f v^2 L}{2 g_c D} = \frac{4 \times 0.005 \times 5.28^2 \times 100}{2 \times 32.174 \times 1.10} = 0.785 \text{ ft lbf/lbm}$$

2.B Friksi karena fitting dan valve

Dari Geankoplis fig. 2.10-1 diperoleh :

Jenis fitting dan valve		K_f	jumlah
Elbow 90° standar		0.75	2
Globe valve	(wide open)	6	1
Check valve	(swing)	2	1

$$hf(\text{elbow}) = N \times K_f \times \frac{v^2}{2 g_c} = \frac{2 \times 0.75 \times 5.28^2}{2 \times 32.174} = 0.65 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$hf(\text{globe valve}) = N \times K_f \times \frac{v^2}{2 g_c} = \frac{1 \times 9.5 \times 5.28^2}{2 \times 32,174} = 2.601 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$hf(\text{check valve}) = N \times K_f \times \frac{v^2}{2 g_c} = \frac{1 \times 4.5 \times 5.28^2}{2 \times 32,174} = 0.867 \text{ ft lbf/lbm}$$

Friksi bagian discharge :

$$F_d = F_{pd} + F_{fv}$$

$$= 0.79 + 4.12$$

$$= 4.90 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\text{Friksi total pompa} = F_s + F_d$$

$$= 0.72 + 4.90$$

$$= 5.62 \text{ ft lbf/lbm}$$

Diambil titik 1 dan 2

$$\begin{aligned}
 z_1 &= \text{bidang datum} &= & 0.00 \\
 z_2 &= 65.00 & \text{ft} & \\
 \rho_1 &= \rho_2 &= & 44.21 \text{ lb/ft}^3 \\
 v_1 &= 0 & \text{ft/dt} & \\
 v_2 &= 5.282 & \text{ft/dt} & \\
 g &= g_c &= & 32.17 \text{ ft/s}^2
 \end{aligned}$$

Perhitungan power pompa :

Rumus Mechanical energy balance :

$$W_s = z_1 \frac{g}{g_c} - z_2 \frac{g}{g_c} + \frac{v_1^2}{2g_c} - \frac{v_2^2}{2g_c} + \frac{P_1 - P_2}{\rho} - \sum F$$

$$-W_s = 102.9121 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\eta = 0.75$$

$$W_p = \frac{W_s \times g_f \times 0.001818}{\eta \times 3600}$$

$$W_p = \frac{150585.5}{2700}$$

$$= 55.77242 \text{ hp} = 41.5895 \text{ kW}$$

Standarisasi power pompa dari Table 5.10 Harry Silla = 60 hp

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	L-211
Fungsi	emompa produk atas menjadi reflux pada kolom distilasi D-2
Tipe	Centrifugal
Kapasitas	1889.739 gpm
Material case	Cast iron
Material rotor	Carbon steel
Suction pressure	340.00 kPa
Discharge pressure	350.0 kPa
Beda ketinggian	65 ft
Ukuran pipa	14 in Sch 30
Power pompa	60 hp
Jumlah	1 buah

Reflux Pump D-320 (L-313)

Fungsi Memompa produk atas menjadi reflux pada kolom distilasi D-320

Type Centrifugal

Kondisi operasi :

Suhu	=	158.2 °C	
P1	=	230 kPa	= 33121 lb/ft ²
P2	=	240 kPa	= 34561 lb/ft ²

Perhitungan :

Rate massa reflux (g _r)	=	9748.2 kg/jam	=	21491 lb/jam
Viscositas	=	0.2311 cp	=	0.0002 lb/ft.s
Densitas	=	796.12 kg/m ³	=	49.678 lb/ft ³
Rate volumetrik (Q)	=	$\frac{g_r}{\rho \times 3600 \text{ s}}$	=	$\frac{21491}{50 \times 3600}$
	=	0.12 ft ³ /s	=	44.902 gpm
		Q	=	0.003 m ³ /s

$$D_i, \text{opt} = 3.9 \times Q^{0.45} \times \rho^{0.13} = 3.9 \times 0.12^{0.45} \times 49.68^{0.13} = 2.497 \text{ inchi} = 0.0634 \text{ m}$$

(Timmerhaus page 496)

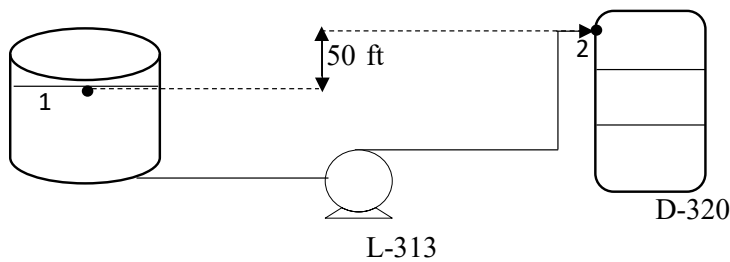
Dengan menggunakan standarisasi pada literatur maka :

Dipakai nominal pipe size = 2 1/2 in Sch 10 (App.K, Brownell, page 387)

ID	=	2.635 in	=	0.220 ft	0.067 m
OD	=	2.875 in	=	0.24 ft	0.073 m
Apipa	=	0.0379 ft ²			

$$v_{\text{pipa}} = \frac{Q}{A_{\text{pipa}}} = \frac{0.120169216}{0.0379} = 3.173 \text{ ft/dtk}$$

$$v_{\text{pipa}} = 0.967 \text{ m/s}$$



Gambar Sistem Pompa

Perhitungan friksi

A. Friksi di bagian suction

1.A Friksi karena pipa lurus

Panjang pipa lurus bagian suction diperkirakan = 20 ft

$$N_{Re} = Dv\dot{\rho}/\mu = Dv\dot{\rho}/\mu = 222797 \text{ (Turbulen)}$$

$$E = 0.000046 \text{ m (Untuk Commercial Steel, Geankoplis fig. 2.10-3)}$$

$$D = 0.066929 \text{ m}$$

$$E/D = 0.000687$$

Dari Geankoplis, untuk arus Turbulen menggunakan $f = 0.005$

$$F_f = \frac{4f v^2 L}{2 g_c D} = \frac{4 \times 0.005 \times 3.17^2 \times 20}{2 \times 32.174 \times 0.21958333333333333}$$

$$= 0.285 \text{ ft lbf/ lbm}$$

2.A Friksi yang terjadi karena adanya kontraksi
(feed masuk ke pipa 2 1/2 in sch 10 , arus turbulen)

$$F_c = \frac{K_c \times v^2}{2 \times \alpha \times g_c} \text{ (Geankoplis, pers 2.10-16, hal 93)}$$

$$(\alpha = 1)$$

$$\text{Diameter Tangki Feed} = 120 \text{ in} = 10 \text{ ft}$$

$$A \text{ tangki feed} = 0.25 \times 3.142 \times 10^2 = 78.54 \text{ ft}^2$$

$$V \text{ tangki feed} = \frac{Q}{A \text{ tangki feed}} = \frac{0.12}{78.54}$$

$$= 0.00 \text{ ft / dtk}$$

dimana :

$$K_c = 0.55(1 - A_{\text{pipa}}/A_{\text{tangki feed}})$$

$$K_c = 0.54973$$

$$F_c = 3.17^2 \times 0.55 / (2 \times 32.174)$$

$$= 0.08603 \text{ ft lbf/ lbm}$$

3.A Friksi karena fitting dan valve

Dari Geankoplis Table. 2.10-1 diperoleh :

Jenis fitting dan valve	K_f	jumlah
Elbow 90° standar	0.75	1

$$hf(\text{elbow}) = k_f \frac{v^2}{2 g_c} = \frac{1 \times 0.75 \times 3.17^2}{2 \times 32.174}$$

$$= 0.117364 \text{ ft lbf/lbm}$$

Friksi bagian suction :

$$F_s = F_c + F_{ps} + F_{fv}$$

$$= 0.09 + 0.29 + 0.12$$

$$= 0.49 \text{ ft lbf/ lbm}$$

B. Friksi di bagian discharge

1.B Friksi karena pipa lurus

$$N_{Re} = D v \dot{\rho} / \mu = 222797 \quad (\text{Turbulen})$$

$$\epsilon = 0.000046 \text{ m} \quad (\text{Untuk Commercial Steel, Geankoplis fig. 2.10-3})$$

$$D = 0.066929 \text{ m}$$

$$\epsilon/D = 0.000687 \quad f = 0.005$$

Panjang pipa lurus bagian discharge diperkirakan = 100 ft

$$F_{pd} = \frac{4f v^2 L}{2 g_c D} = \frac{4 \times 0.005 \times 3.17^2 \times 100}{2 \times 32.174 \times 0.22} = 1.425 \text{ ft lbf/lbm}$$

2.B Friksi karena fitting dan valve

Dari Geankoplis fig. 2.10-1 diperoleh :

Jenis fitting dan valve		K_f	jumlah
Elbow 90° standar		0.75	2
Globe valve	(wide open)	6	1
Check valve	(swing)	2	1

$$hf(\text{elbow}) = N \times K_f \times \frac{v^2}{2 g_c} = \frac{2 \times 0.75 \times 3.17^2}{2 \times 32.174} = 0.235 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$hf(\text{globe valve}) = N \times K_f \times \frac{v^2}{2 g_c} = \frac{1 \times 9.5 \times 3.17^2}{2 \times 32.174} = 0.939 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$hf(\text{check valve}) = N \times K_f \times \frac{v^2}{2 g_c} = \frac{1 \times 4.5 \times 3.17^2}{2 \times 32.174} = 0.313 \text{ ft lbf/lbm}$$

Friksi bagian discharge :

$$F_d = F_{pd} + F_{fv}$$

$$= 1.43 + 1.49$$

$$= 2.91 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\text{Friksi total pompa} = F_s + F_d$$

$$= 0.49 + 2.91$$

$$= 3.40 \text{ ft lbf/lbm}$$

Diambil titik 1 dan 2

$$\begin{aligned}
 z_1 &= \text{bidang datum} &= & 0.00 \\
 z_2 &= 50.00 && \text{ft} \\
 \rho_1 &= \rho_2 &= & 49.68 \text{ lb/ft}^3 \\
 v_1 &= 0.00 && \text{ft/dt} \\
 v_2 &= 3.173 && \text{ft/dt} \\
 g &= g_c &= & 32.17 \text{ ft/s}^2
 \end{aligned}$$

Perhitungan power pompa :

Rumus Mechanical energy balance :

$$W_s = z_1 \frac{g}{g_c} - z_2 \frac{g}{g_c} + \frac{v_1^2}{2g_c} - \frac{v_2^2}{2g_c} + \frac{P_1 - P_2}{\rho} - \sum F$$

$$\begin{aligned}
 -W_s &= 82.54431 \text{ ft lbf/lbm} \\
 \eta &= 0.75 \\
 W_p &= \frac{W_s \times g_f \times 0.001818}{\eta \times 3600} \\
 W_p &= \frac{3225.083}{2700} \\
 &= 1.194475 \text{ hp} = 0.8907 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

Standarisasi power pompa dari Table 5.10 Harry Silla = 1 1/2 hp

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	L-313
Fungsi	emompa produk atas menjadi reflux pada kolom distilasi D-3
Tipe	Centrifugal
Kapasitas	44.902 gpm
Material case	Cast iron
Material rotor	Carbon steel
Suction pressure	230.00 kPa
Discharge pressure	240.0 kPa
Beda ketinggian	50 ft
Ukuran pipa	2 1/2 in Sch 10
Power pompa	1.5 hp
Jumlah	1 buah

Reflux Pump D-330 (L-315)

Fungsi Memompa produk atas menjadi reflux pada kolom distilasi D-330

Type Centrifugal

Kondisi operasi :

Suhu	=	141 °C	
P1	=	150 kPa	= 21601 lb/ft ²
P2	=	160 kPa	= 23041 lb/ft ²

Perhitungan :

Rate massa reflux (g _r)	=	195900 kg/jam	=	431887 lb/jam
Viscositas	=	0.2654 cp	=	0.0002 lb/ft.s
Densitas	=	824.93 kg/m ³	=	51.476 lb/ft ³
Rate volumetrik (Q)	=	$\frac{g_r}{\rho \times 3600 \text{ s}}$	=	$\frac{431887}{51 \times 3600}$
		= 2.331 ft ³ /s	=	870.84 gpm
		Q	=	0.066 m ³ /s

$$D_i, \text{opt} = 3.9 \times Q^{0.45} \times \rho^{0.13} = 3.9 \times 2.33^{0.45} \times 51.48^{0.13} = 9.526 \text{ inchi} = 0.242 \text{ m}$$

(Timmerhaus page 496)

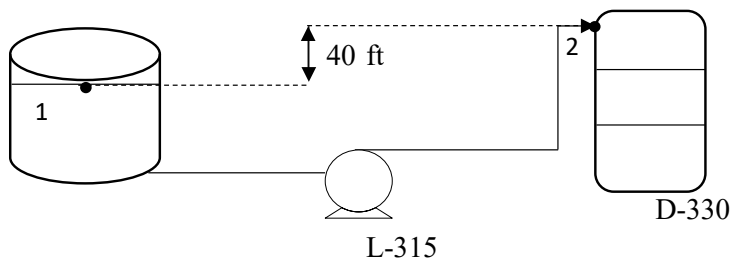
Dengan menggunakan standarisasi pada literatur maka :

Dipakai nominal pipe size = 10 in Sch 80 (App.K, Brownell, page 387)

ID	=	9.564 in	=	0.797 ft	0.243 m
OD	=	10.75 in	=	0.896 ft	0.2731 m
Apipa	=	0.4989 ft ²			

$$v_{\text{pipa}} = \frac{Q}{A_{\text{pipa}}} = \frac{2.330587226}{0.4989} = 4.672 \text{ ft/dtk}$$

$$v_{\text{pipa}} = 1.424 \text{ m/s}$$



Gambar Sistem Pompa

Perhitungan friksi

A. Friksi di bagian suction

1.A Friksi karena pipa lurus

Panjang pipa lurus bagian suction diperkirakan = 20 ft

$$N_{Re} = \frac{Dv\dot{p}}{\mu} = \frac{Dv\dot{p}}{\mu} = 1E+06 \text{ (Turbulen)}$$

$$C = 0.000046 \text{ m (Untuk Commercial Steel, Geankoplis fig. 2.10-3)}$$

$$D = 0.242926 \text{ m}$$

$$C/D = 0.000189$$

Dari Geankoplis, untuk arus Turbulen menggunakan $f = 0.005$

$$F_f = \frac{4f v^2 L}{2 g_c D} = \frac{4 \times 0.005 \times 4.67^2 \times 20}{2 \times 32.174 \times 0.797} = 0.17 \text{ ft lbf/ lbm}$$

2.A Friksi yang terjadi karena adanya kontraksi
(feed masuk ke pipa 10 in Sch 80, arus turbulen)

$$F_c = \frac{K_c \times v^2}{2 \times \alpha \times g_c} \text{ (Geankoplis, pers 2.10-16, hal 93)}$$

$$(\alpha = 1)$$

$$\text{Diameter Tangki Feed} = 120 \text{ in} = 10 \text{ ft}$$

$$A \text{ tangki feed} = 0.25 \times 3.142 \times 10^2 = 78.54 \text{ ft}^2$$

$$V \text{ tangki feed} = \frac{Q}{A \text{ tangki feed}} = \frac{2.33}{78.54} = 0.0 \text{ ft / dtk}$$

dimana :

$$K_c = 0.55(1 - A_{\text{pipa}}/A_{\text{tangki feed}})$$

$$K_c = 0.54651$$

$$F_c = 4.67^2 \times 0.55 / (2 \times 32.174)$$

$$= 0.18534 \text{ ft lbf/ lbm}$$

3.A Friksi karena fitting dan valve

Dari Geankoplis Table. 2.10-1 diperoleh :

Jenis fitting dan valve	K_f	jumlah
Elbow 90° standar	0.75	1

$$hf(\text{elbow}) = k_f \frac{v^2}{2 g_c} = \frac{1 \times 0.75 \times 4.67^2}{2 \times 32.174} = 0.254357 \text{ ft lbf/lbm}$$

Friksi bagian suction :

$$F_s = F_c + F_{ps} + F_{fv}$$

$$= 0.19 + 0.17 + 0.25$$

$$= 0.61 \text{ ft lbf/ lbm}$$

B. Friksi di bagian discharge

1.B Friksi karena pipa lurus

$$N_{Re} = D v \rho / \mu = 1E+06 \quad (\text{Turbulen})$$

$$\epsilon = 0.000046 \text{ m} \quad (\text{Untuk Commercial Steel, Geankoplis fig. 2.10-3})$$

$$D = 0.242926 \text{ m}$$

$$\epsilon/D = 0.000189 \quad f = 0.005$$

Panjang pipa lurus bagian discharge diperkirakan = 102 ft

$$F_{pd} = \frac{4f v^2 L}{2 g_c D} = \frac{4 \times 0.005 \times 4.67^2 \times 102}{2 \times 32.174 \times 0.80}$$

$$= 0.868 \text{ ft lbf/lbm}$$

2.B Friksi karena fitting dan valve

Dari Geankoplis fig. 2.10-1 diperoleh :

Jenis fitting dan valve		K_f	jumlah
Elbow 90° standar		0.75	2
Globe valve	(wide open)	6	1
Check valve	(swing)	2	1

$$hf(\text{elbow}) = N \times K_f \times \frac{v^2}{2 g_c} = \frac{2 \times 0.75 \times 4.67^2}{2 \times 32.174}$$

$$= 0.509 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$hf(\text{globe valve}) = N \times K_f \times \frac{v^2}{2 g_c} = \frac{1 \times 9.5 \times 4.67^2}{2 \times 32,174}$$

$$= 2.035 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$hf(\text{check valve}) = N \times K_f \times \frac{v^2}{2 g_c} = \frac{1 \times 4.5 \times 4.67^2}{2 \times 32,174}$$

$$= 0.678 \text{ ft lbf/lbm}$$

Friksi bagian discharge :

$$F_d = F_{pd} + F_{fv}$$

$$= 0.87 + 3.22$$

$$= 4.09 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\text{Friksi total pompa} = F_s + F_d$$

$$= 0.61 + 4.09$$

$$= 4.70 \text{ ft lbf/lbm}$$

Diambil titik 1 dan 2

$$\begin{aligned}
 z_1 &= \text{bidang datum} &= & 0.00 \\
 z_2 &= 40.00 & \text{ft} & \\
 \rho_1 &= \rho_2 &= & 51.48 \text{ lb/ft}^3 \\
 v_1 &= 0.0 & \text{ft/dt} & \\
 v_2 &= 4.672 & \text{ft/dt} & \\
 g &= g_c &= & 32.17 \text{ ft/s}^2
 \end{aligned}$$

Perhitungan power pompa :

Rumus Mechanical energy balance :

$$W_s = z_1 \frac{g}{g_c} - z_2 \frac{g}{g_c} + \frac{v_1^2}{2g_c} - \frac{v_2^2}{2g_c} + \frac{P_1 - P_2}{\rho} - \sum F$$

$$-W_s = 73.01413 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\eta = 0.75$$

$$W_p = \frac{W_s \times g_f \times 0.001818}{\eta \times 3600}$$

$$W_p = \frac{57328.48}{2700}$$

$$= 21.23277 \text{ hp} = 15.8333 \text{ kW}$$

Standarisasi power pompa dari Table 5.10 Harry Silla = 25 hp

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	L-315
Fungsi	em pompa produk atas menjadi reflux pada kolom distilasi D-3
Tipe	Centrifugal
Kapasitas	870.837 gpm
Material case	Cast iron
Material rotor	Carbon steel
Suction pressure	150.00 kPa
Discharge pressure	160.0 kPa
Beda ketinggian	40 ft
Ukuran pipa	10 in Sch 80
Power pompa	25 hp
Jumlah	1 buah

Reflux Pump D-340 (L-316)

Fungsi Memompa produk atas menjadi reflux pada kolom distilasi D-340

Type Centrifugal

Kondisi operasi :

Suhu	=	221.3 °C	
P1	=	280 kPa	= 40321 lb/ft ²
P2	=	290 kPa	= 41761 lb/ft ²

Perhitungan :

Rate massa reflux (g _r)	=	361.17 kg/jam	=	796.25 lb/jam
Viscositas	=	0.3624 cp	=	0.0002 lb/ft.s
Densitas	=	758.03 kg/m ³	=	47.301 lb/ft ³
Rate volumetrik (Q)	=	$\frac{g_r}{\rho \times 3600 \text{ s}}$	=	$\frac{796.25}{47 \times 3600}$
	=	0.005 ft ³ /s	=	1.7472 gpm
		Q	=	0.000 m ³ /s

$$D_i, \text{opt} = 3.9 \times Q^{0.45} \times \rho^{0.13} = 3.9 \times 0.000^{0.45} \times 47.30^{0.13} = 0.576 \text{ inchi} = 0.0146 \text{ m}$$

(Timmerhaus page 496)

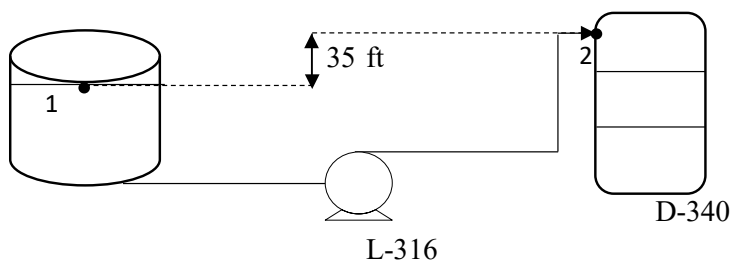
Dengan menggunakan standarisasi pada literatur maka :

Dipakai nominal pipe size = 1/2 in Sch 40 (App.K, Brownell, page 387)

ID	=	0.622 in	=	0.052 ft	0.016 m
OD	=	0.84 in	=	0.07 ft	0.0213 m
Api	=	0.0021 ft ²			

$$v_{\text{pipa}} = \frac{Q}{A_{\text{pipa}}} = \frac{0.004676003}{0.0021} = 2.216 \text{ ft/dtk}$$

$$v_{\text{pipa}} = 0.675 \text{ m/s}$$



Gambar Sistem Pompa

Perhitungan friksi

A. Friksi di bagian suction

1.A Friksi karena pipa lurus

Panjang pipa lurus bagian suction diperkirakan = 20 ft

$$N_{Re} = Dv\dot{\rho}/\mu = Dv\dot{\rho}/\mu = 22304 \text{ (Turbulen)}$$

$$C = 0.000046 \text{ m (Untuk Commercial Steel, Geankoplis fig. 2.10-3)}$$

$$D = 0.015799 \text{ m}$$

$$C/D = 0.002912$$

Dari Geankoplis, untuk arus Turbulen menggunakan $f = 0.005$

$$Ff = \frac{4f v^2 L}{2 g_c D} = \frac{4 \times 0.005 \times 2.22^2 \times 20}{2 \times 32.174 \times 0.05183333333333333}$$

$$= 0.589 \text{ ft lbf/ lbm}$$

2.A Friksi yang terjadi karena adanya kontraksi
(feed masuk ke pipa 1/2 in Sch 40, arus turbulen)

$$F_c = \frac{K_c \times v^2}{2 \times \alpha \times g_c} \text{ (Geankoplis, pers 2.10-16, hal 93)}$$

$$(\alpha = 1)$$

Diameter Tangki Feed = 120 in = 10 ft

A tangki feed = $0.25 \times 3.142 \times 10^2 = 78.54 \text{ ft}^2$

$$V \text{ tangki feed} = \frac{Q}{A \text{ tangki feed}} = \frac{0.00}{78.54} = 0.00 \text{ ft / dtk}$$

dimana :

$$K_c = 0.55(1 - A_{\text{pipa}}/A_{\text{tangki feed}})$$

$$K_c = 0.54999$$

$$F_c = 2.22^2 \times 0.55 / (2 \times 32.174)$$

$$= 0.04197 \text{ ft lbf/ lbm}$$

3.A Friksi karena fitting dan valve

Dari Geankoplis Table. 2.10-1 diperoleh :

Jenis fitting dan valve	K_f	jumlah
Elbow 90° standar	0.75	1

$$hf \text{ (elbow)} = kf \frac{v^2}{2 g_c} = \frac{1 \times 0.75 \times 2.22^2}{2 \times 32.174}$$

$$= 0.057235 \text{ ft lbf/lbm}$$

Friksi bagian suction :

$$F_s = F_c + F_{ps} + F_{fv}$$

$$= 0.04 + 0.59 + 0.06$$

$$= 0.69 \text{ ft lbf/ lbm}$$

B. Friksi di bagian discharge

1.B Friksi karena pipa lurus

$$N_{Re} = D v \dot{\rho} / \mu = 22304 \quad (\text{Turbulen})$$

$$\epsilon = 0.000046 \text{ m} \quad (\text{Untuk Commercial Steel, Geankoplis fig. 2.10-3})$$

$$D = 0.015799 \text{ m}$$

$$\epsilon/D = 0.002912 \quad f = 0.005$$

Panjang pipa lurus bagian discharge diperkirakan = 102 ft

$$F_{pd} = \frac{4f v^2 L}{2 g_c D} = \frac{4 \times 0.005 \times 2.22^2 \times 102}{2 \times 32.174 \times 0.05} = 3.003 \text{ ft lbf/lbm}$$

2.B Friksi karena fitting dan valve

Dari Geankoplis fig. 2.10-1 diperoleh :

Jenis fitting dan valve		K_f	jumlah
Elbow 90° standar		0.75	2
Globe valve	(wide open)	6	1
Check valve	(swing)	2	1

$$hf(\text{elbow}) = N \times K_f \times \frac{v^2}{2 g_c} = \frac{2 \times 0.75 \times 2.22^2}{2 \times 32.174} = 0.114 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$hf(\text{globe valve}) = N \times K_f \times \frac{v^2}{2 g_c} = \frac{1 \times 9.5 \times 2.22^2}{2 \times 32,174} = 0.458 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$hf(\text{check valve}) = N \times K_f \times \frac{v^2}{2 g_c} = \frac{1 \times 4.5 \times 2.22^2}{2 \times 32,174} = 0.153 \text{ ft lbf/lbm}$$

Friksi bagian discharge :

$$F_d = F_{pd} + F_{fv}$$

$$= 3.00 + 0.72$$

$$= 3.73 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\text{Friksi total pompa} = F_s + F_d$$

$$= 0.69 + 3.73$$

$$= 4.42 \text{ ft lbf/lbm}$$

Diambil titik 1 dan 2

$$\begin{aligned}
 z_1 &= \text{bidang datum} &= & 0.00 \\
 z_2 &= 35.00 && \text{ft} \\
 \rho_1 &= \rho_2 &= & 47.30 \text{ lb/ft}^3 \\
 v_1 &= 0.00 && \text{ft/dt} \\
 v_2 &= 2.216 && \text{ft/dt} \\
 g &= g_c &= & 32.17 \text{ ft/s}^2
 \end{aligned}$$

Perhitungan power pompa :

Rumus Mechanical energy balance :

$$W_s = z_1 \frac{g}{gc} - z_2 \frac{g}{gc} + \frac{v_1^2}{2gc} - \frac{v_2^2}{2gc} + \frac{P_1 - P_2}{\rho} - \sum F$$

$$-W_s = 69.93693 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\eta = 0.75$$

$$W_p = \frac{W_s \times gf \times 0.001818}{\eta \times 3600}$$

$$W_p = \frac{101.2393}{2700}$$

$$= 0.037496 \text{ hp} = 0.0280 \text{ kW}$$

Standarisasi power pompa dari Table 5.10 Harry Silla = 0.05 hp

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	L-316
Fungsi	em pompa produk atas menjadi reflux pada kolom distilasi D-3
Tipe	Centrifugal
Kapasitas	1.747 gpm
Material case	Cast iron
Material rotor	Carbon steel
Suction pressure	280.00 kPa
Discharge pressure	290.0 kPa
Beda ketinggian	35 ft
Ukuran pipa	1/2 in Sch 40
Power pompa	0.05 hp
Jumlah	1 buah

Pump (L-212)

Fungsi Memompa produk bawah D-210 ke kolom distilasi D-310

Type Centrifugal

Kondisi operasi :

Suhu	=	214.4 °C	
P1	=	380 kPa	= 54722 lb/ft ²
P2	=	390 kPa	= 56162 lb/ft ²

Perhitungan :

Rate massa reflux (g _r)	=	67517 kg/jam	=	148849 lb/jam
Viscositas	=	0.2846 cp	=	0.0002 lb/ft.s
Densitas	=	792.58 kg/m ³	=	49.457 lb/ft ³
Rate volumetrik (Q)	=	$\frac{g_r}{\rho \times 3600 \text{ s}}$	=	$\frac{148849}{49 \times 3600}$
		= 0.836 ft ³ /s	=	312.38 gpm
		Q	=	0.024 m ³ /s

$$D_i, \text{opt} = 3.9 \times Q^{0.45} \times \rho^{0.13} = 3.9 \times 0.84^{0.45} \times 49.46^{0.13} = 5.975 \text{ inchi} = 0.1518 \text{ m}$$

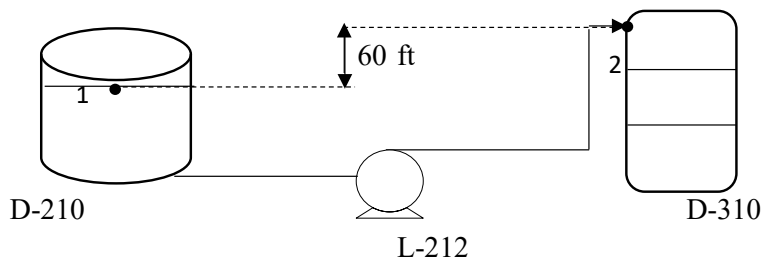
(Timmerhaus page 496)

Dengan menggunakan standarisasi pada literatur maka :

Dipakai nominal pipe size	=	6 in Sch 40	(App.K, Brownell, page 387)
ID	=	6.065 in	= 0.505 ft 0.154 m
OD	=	6.625 in	= 0.552 ft 0.1683 m
Apipa	=	0.2006 ft ²	

$$v_{\text{pipa}} = \frac{Q}{A_{\text{pipa}}} = \frac{0.836020895}{0.2006} = 4.167 \text{ ft/dtk}$$

$$v_{\text{pipa}} = 1.270 \text{ m/s}$$



Gambar Sistem Pompa

Perhitungan friksi

A. Friksi di bagian suction

1.A Friksi karena pipa lurus

Panjang pipa lurus bagian suction diperkirakan = 20 ft

$$N_{Re} = Dv\dot{\rho}/\mu = Dv\dot{\rho}/\mu = 544394 \text{ (Turbulen)}$$

$$E = 0.000046 \text{ m (Untuk Commercial Steel, Geankoplis fig. 2.10-3)}$$

$$D = 0.154051 \text{ m}$$

$$E/D = 0.000299$$

Dari Geankoplis, untuk arus Turbulen menggunakan $f = 0.005$

$$F_f = \frac{4f v^2 L}{2 g_c D} = \frac{4 \times 0.005 \times 4.17^2 \times 20}{2 \times 32.174 \times 0.5054166666666667} = 0.214 \text{ ft lbf/ lbm}$$

2.A Friksi yang terjadi karena adanya kontraksi (feed masuk ke pipa 6 in Sch 40, arus turbulen)

$$F_c = \frac{K_c \times v^2}{2 \times \alpha \times g_c} \text{ (Geankoplis, pers 2.10-16, hal 93)}$$

$$(\alpha = 1)$$

$$\text{Diameter Tangki Feed} = 120 \text{ in} = 10 \text{ ft}$$

$$A \text{ tangki feed} = 0.25 \times 3.142 \times 10^2 = 78.54 \text{ ft}^2$$

$$V \text{ tangki feed} = \frac{Q}{A \text{ tangki feed}} = \frac{0.84}{78.54} = 0.0 \text{ ft / dtk}$$

dimana :

$$K_c = 0.55(1 - A_{\text{pipa}}/A_{\text{tangki feed}})$$

$$K_c = 0.54860$$

$$F_c = 4.17^2 \times 0.55 / (2 \times 32.174)$$

$$= 0.14804 \text{ ft lbf/ lbm}$$

3.A Friksi karena fitting dan valve

Dari Geankoplis Table. 2.10-1 diperoleh :

Jenis fitting dan valve	K_f	jumlah
Elbow 90° standar	0.75	1

$$hf(\text{elbow}) = k_f \frac{v^2}{2 g_c} = \frac{1 \times 0.75 \times 4.17^2}{2 \times 32.174} = 0.202387 \text{ ft lbf/lbm}$$

Friksi bagian suction :

$$F_s = F_c + F_{ps} + F_{fv}$$

$$= 0.15 + 0.21 + 0.20$$

$$= 0.56 \text{ ft lbf/ lbm}$$

B. Friksi di bagian discharge

1.B Friksi karena pipa lurus

$$N_{Re} = D v \rho / \mu = 544394 \quad (\text{Turbulen})$$

$$\epsilon = 0.000046 \text{ m} \quad (\text{Untuk Commercial Steel, Geankoplis fig. 2.10-3})$$

$$D = 0.154051 \text{ m}$$

$$\epsilon/D = 0.000299 \quad f = 0.005$$

Panjang pipa lurus bagian discharge diperkirakan = 100 ft

$$F_{pd} = \frac{4f v^2 L}{2 g_c D} = \frac{4 \times 0.005 \times 4.17^2 \times 100}{2 \times 32.174 \times 0.51} = 1.068 \text{ ft lbf/lbm}$$

2.B Friksi karena fitting dan valve

Dari Geankoplis fig. 2.10-1 diperoleh :

Jenis fitting dan valve		K_f	jumlah
Elbow 90° standar		0.75	2
Globe valve	(wide open)	6	1
Check valve	(swing)	2	1

$$hf(\text{elbow}) = N \times K_f \times \frac{v^2}{2 g_c} = \frac{2 \times 0.75 \times 4.17^2}{2 \times 32.174} = 0.405 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$hf(\text{globe valve}) = N \times K_f \times \frac{v^2}{2 g_c} = \frac{1 \times 9.5 \times 4.17^2}{2 \times 32.174} = 1.619 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$hf(\text{check valve}) = N \times K_f \times \frac{v^2}{2 g_c} = \frac{1 \times 4.5 \times 4.17^2}{2 \times 32.174} = 0.54 \text{ ft lbf/lbm}$$

Friksi bagian discharge :

$$F_d = F_{pd} + F_{fv}$$

$$= 1.07 + 2.56$$

$$= 3.63 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\text{Friksi total pompa} = F_s + F_d$$

$$= 0.56 + 3.63$$

$$= 4.20 \text{ ft lbf/lbm}$$

Diambil titik 1 dan 2

$$\begin{aligned}
 z_1 &= \text{bidang datum} &= & 0.00 \\
 z_2 &= 60.00 & \text{ft} & \\
 \rho_1 &= \rho_2 &= & 49.46 \text{ lb/ft}^3 \\
 v_1 &= 0.010645 & \text{ft/dt} & \\
 v_2 &= 4.167 & \text{ft/dt} & \\
 g &= g_c &= & 32.17 \text{ ft/s}^2
 \end{aligned}$$

Perhitungan power pompa :

Rumus Mechanical energy balance :

$$W_s = z_1 \frac{g}{gc} - z_2 \frac{g}{gc} + \frac{v_1^2}{2gc} - \frac{v_2^2}{2gc} + \frac{P_1 - P_2}{\rho} - \sum F$$

$$-W_s = 93.58226 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\eta = 0.75$$

$$W_p = \frac{W_s \times gf \times 0.001818}{\eta \times 3600}$$

$$W_p = \frac{25324.12}{2700}$$

$$= 9.379305 \text{ hp} = 6.9941 \text{ kW}$$

Standarisasi power pompa dari Table 5.10 Harry Silla = 10 hp

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	L-212
Fungsi	Memompa produk bawah D-210 ke kolom distilasi D-310
Tipe	Centrifugal
Kapasitas	312.384 gpm
Material case	Cast iron
Material rotor	Carbon steel
Suction pressure	380.00 kPa
Discharge pressure	390.0 kPa
Beda ketinggian	60 ft
Ukuran pipa	6 in Sch 40
Power pompa	10 hp
Jumlah	1 buah

Pump (L-312)

Fungsi Memompa produk bawah D-310 ke kolom distilasi D-340

Type Centrifugal

Kondisi operasi :

Suhu	=	243.5 °C		
P1	=	360 kPa	=	51841 lb/ft ²
P2	=	370 kPa	=	53281 lb/ft ²

Perhitungan :

Rate massa reflux (g _r)	=	33581 kg/jam	=	74033 lb/jam
Viscositas	=	0.3288 cp	=	0.0002 lb/ft.s
Densitas	=	805.73 kg/m ³	=	50.278 lb/ft ³
Rate volumetrik (Q)	=	$\frac{g_r}{\rho \times 3600 \text{ s}}$	=	$\frac{74033}{50 \times 3600}$
		= 0.409 ft ³ /s	=	152.83 gpm
		Q	=	0.012 m ³ /s

$$D_i, \text{opt} = 3.9 \times Q^{0.45} \times \rho^{0.13} = 3.9 \times 0.41^{0.45} \times 50.28^{0.13} = 4.34 \text{ inchi} = 0.1102 \text{ m}$$

(Timmerhaus page 496)

Dengan menggunakan standarisasi pada literatur maka :

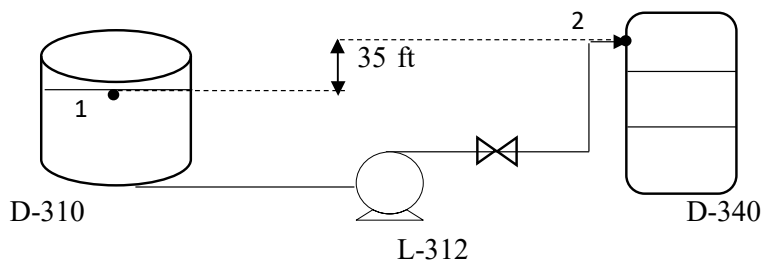
Dipakai nominal pipe size = 5 in Sch 120 (App.K, Brownell, page 387)

ID = 4.563 in = 0.380 ft = 0.116 m

OD = 5.563 in = 0.464 ft = 0.1413 m

Apipa = 0.1136 ft²

$$v_{\text{pipa}} = \frac{Q}{A_{\text{pipa}}} = \frac{0.409023325}{0.1136} = 3.602 \text{ ft/dtk}$$
$$v_{\text{pipa}} = 1.098 \text{ m/s}$$



Gambar Sistem Pompa

Perhitungan friksi

A. Friksi di bagian suction

1.A Friksi karena pipa lurus

Panjang pipa lurus bagian suction diperkirakan = 20 ft

$$N_{Re} = \frac{Dv\dot{p}}{\mu} = \frac{Dv\dot{p}}{\mu} = 311587 \text{ (Turbulen)}$$

$$E = 0.000046 \text{ m (Untuk Commercial Steel, Geankoplis fig. 2.10-3)}$$

$$D = 0.1159 \text{ m}$$

$$E/D = 0.000397$$

Dari Geankoplis, untuk arus Turbulen menggunakan $f = 0.005$

$$F_f = \frac{4f v^2 L}{2 g_c D} = \frac{4 \times 0.005 \times 3.60^2 \times 20}{2 \times 32.174 \times 0.38025} = 0.212 \text{ ft lbf/ lbm}$$

2.A Friksi yang terjadi karena adanya kontraksi
(feed masuk ke pipa 5 in Sch 120, arus turbulen)

$$F_c = \frac{K_c \times v^2}{2 \times \alpha \times g_c} \text{ (Geankoplis, pers 2.10-16, hal 93)}$$

$$(\alpha = 1)$$

$$\text{Diameter Tangki Feed} = 120 \text{ in} = 10 \text{ ft}$$

$$A \text{ tangki feed} = 0.25 \times 3.142 \times 10^2 = 78.54 \text{ ft}^2$$

$$V \text{ tangki feed} = \frac{Q}{A \text{ tangki feed}} = \frac{0.41}{78.54} = 0.0052078 \text{ ft / dtk}$$

dimana :

$$K_c = 0.55(1 - A_{\text{pipa}}/A_{\text{tangki feed}})$$

$$K_c = 0.54920$$

$$F_c = 3.60^2 \times 0.55 / (2 \times 32.174)$$

$$= 0.11072 \text{ ft lbf/ lbm}$$

3.A Friksi karena fitting dan valve

Dari Geankoplis Table. 2.10-1 diperoleh :

Jenis fitting dan valve	K_f	jumlah
Elbow 90° standar	0.75	1

$$hf(\text{elbow}) = k_f \frac{v^2}{2 g_c} = \frac{1 \times 0.75 \times 3.60^2}{2 \times 32.174} = 0.151205 \text{ ft lbf/lbm}$$

Friksi bagian suction :

$$F_s = F_c + F_{ps} + F_{fv}$$

$$= 0.11 + 0.21 + 0.15$$

$$= 0.47 \text{ ft lbf/ lbm}$$

B. Friksi di bagian discharge

1.B Friksi karena pipa lurus

$$N_{Re} = D v \dot{\rho} / \mu = 311587 \quad (\text{Turbulen})$$

$$\epsilon = 0.000046 \text{ m} \quad (\text{Untuk Commercial Steel, Geankoplis fig. 2.10-3})$$

$$D = 0.1159 \text{ m}$$

$$\epsilon/D = 0.000397 \quad f = 0.005$$

Panjang pipa lurus bagian discharge diperkirakan = 100 ft

$$F_{pd} = \frac{4f v^2 L}{2 g_c D} = \frac{4 \times 0.005 \times 3.60^2 \times 100}{2 \times 32.174 \times 0.38} = 1.060 \text{ ft lbf/lbm}$$

2.B Friksi karena fitting dan valve

Dari Geankoplis fig. 2.10-1 diperoleh :

Jenis fitting dan valve		K_f	jumlah
Elbow 90° standar		0.75	2
Globe valve	(wide open)	6	1
Check valve	(swing)	2	1

$$hf(\text{elbow}) = N \times K_f \times \frac{v^2}{2 g_c} = \frac{2 \times 0.75 \times 3.60^2}{2 \times 32.174} = 0.302 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$hf(\text{globe valve}) = N \times K_f \times \frac{v^2}{2 g_c} = \frac{1 \times 9.5 \times 3.60^2}{2 \times 32,174} = 1.21 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$hf(\text{check valve}) = N \times K_f \times \frac{v^2}{2 g_c} = \frac{1 \times 4.5 \times 3.60^2}{2 \times 32,174} = 0.403 \text{ ft lbf/lbm}$$

Friksi bagian discharge :

$$F_d = F_{pd} + F_{fv}$$

$$= 1.06 + 1.92$$

$$= 2.98 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\text{Friksi total pompa} = F_s + F_d$$

$$= 0.47 + 2.98$$

$$= 3.45 \text{ ft lbf/lbm}$$

Diambil titik 1 dan 2

$$\begin{aligned}
 z_1 &= \text{bidang datum} &= & 0.00 \\
 z_2 &= 35.00 && \text{ft} \\
 \rho_1 &= \rho_2 &= & 50.28 \text{ lb/ft}^3 \\
 v_1 &= 0.005208 && \text{ft/dt} \\
 v_2 &= 3.602 && \text{ft/dt} \\
 g &= g_c &= & 32.17 \text{ ft/s}^2
 \end{aligned}$$

Perhitungan power pompa :

Rumus Mechanical energy balance :

$$W_s = z_1 \frac{g}{g_c} - z_2 \frac{g}{g_c} + \frac{v_1^2}{2g_c} - \frac{v_2^2}{2g_c} + \frac{P_1 - P_2}{\rho} - \sum F$$

$$\begin{aligned}
 -W_s &= 67.29294 \text{ ft lbf/lbm} \\
 \eta &= 0.75 \\
 W_p &= \frac{W_s \times g_f \times 0.001818}{\eta \times 3600} \\
 W_p &= \frac{9057.116}{2700} \\
 &= 3.354487 \text{ hp} = 2.5014 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

Standarisasi power pompa dari Table 5.10 Harry Silla = 5 hp

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	L-312
Fungsi	Memompa produk bawah D-310 ke kolom distilasi D-340
Tipe	Centrifugal
Kapasitas	152.834 gpm
Material case	Cast iron
Material rotor	Carbon steel
Suction pressure	360.00 kPa
Discharge pressure	370.0 kPa
Beda ketinggian	35 ft
Ukuran pipa	5 in Sch 120
Power pompa	5 hp
Jumlah	1 buah

Pump (L-314)

Fungsi Memompa produk bawah D-320

Type Centrifugal

Kondisi operasi	:	Suhu	=	218.4 °C	
		P1	=	280 kPa	= 40321 lb/ft ²
		P2	=	290 kPa	= 41761 lb/ft ²

Perhitungan :

Rate massa reflux (g _r)	=	1972.9 kg/jam	=	4349.5 lb/jam
Viscositas	=	0.3513 cp	=	0.0002 lb/ft.s
Densitas	=	756.49 kg/m ³	=	47.205 lb/ft ³
Rate volumetrik (Q)	=	$\frac{g_r}{\rho \times 3600 \text{ s}}$	=	$\frac{4349.5}{47 \times 3600}$
			=	0.026 ft ³ /s = 9.5636 gpm
				Q = 0.001 m ³ /s

$$D_i, \text{opt} = 3.9 \times Q^{0.45} \times \rho^{0.13} = 3.9 \times 0.03^{0.45} \times 47.20^{0.13} = 1.237 \text{ inchi} = 0.0314 \text{ m}$$

(Timmerhaus page 496)

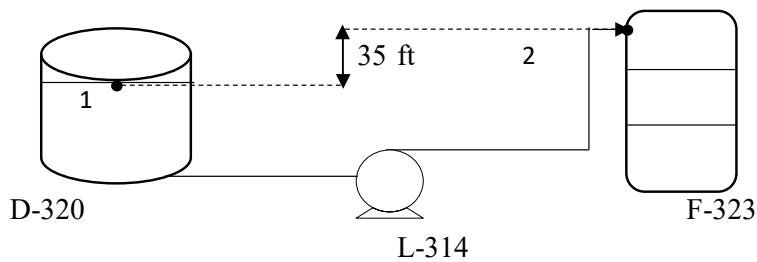
Dengan menggunakan standarisasi pada literatur maka :

Dipakai nominal pipe size = 1 1/2 in Sch 16 (App.K, Brownell, page 387)

ID	=	1.337 in	=	0.111 ft	0.034 m
OD	=	1.9 in	=	0.158 ft	0.0483 m
Apipa	=	0.0097 ft ²			

$$v_{\text{pipa}} = \frac{Q}{A_{\text{pipa}}} = \frac{0.025594564}{0.0097} = 2.625 \text{ ft/dtk}$$

$$v_{\text{pipa}} = 0.800 \text{ m/s}$$



Gambar Sistem Pompa

Perhitungan friksi

A. Friksi di bagian suction

1.A Friksi karena pipa lurus

Panjang pipa lurus bagian suction diperkirakan = 20 ft

$$N_{Re} = \frac{Dv\rho}{\mu} = \frac{Dv\rho}{\mu} = 58465 \text{ (Turbulen)}$$

$$E = 0.000046 \text{ m (Untuk Commercial Steel, Geankoplis fig. 2.10-3)}$$

$$D = 0.03396 \text{ m}$$

$$E/D = 0.001355$$

Dari Geankoplis, untuk arus Turbulen menggunakan $f = 0.005$

$$F_f = \frac{4f v^2 L}{2 g_c D} = \frac{4 \times 0.005 \times 2.63^2 \times 20}{2 \times 32.174 \times 0.11141666666666667} = 0.384 \text{ ft lbf/ lbm}$$

2.A Friksi yang terjadi karena adanya kontraksi
(feed masuk ke pipa 1 1/2 in Sch 160, arus turbulen)

$$F_c = \frac{K_c \times v^2}{2 \times \alpha \times g_c} \text{ (Geankoplis, pers 2.10-16, hal 93)}$$

$$(\alpha = 1)$$

$$\text{Diameter Tangki Feed} = 120 \text{ in} = 10 \text{ ft}$$

$$A \text{ tangki feed} = 0.25 \times 3.142 \times 10^2 = 78.54 \text{ ft}^2$$

$$V \text{ tangki feed} = \frac{Q}{A \text{ tangki feed}} = \frac{0.03}{78.54} = 0.0 \text{ ft / dtk}$$

dimana :

$$K_c = 0.55(1 - A_{\text{pipa}}/A_{\text{tangki feed}})$$

$$K_c = 0.54993$$

$$F_c = 2.63^2 \times 0.55 / (2 \times 32.174)$$

$$= 0.05890 \text{ ft lbf/ lbm}$$

3.A Friksi karena fitting dan valve

Dari Geankoplis Table. 2.10-1 diperoleh :

Jenis fitting dan valve	K_f	jumlah
Elbow 90° standar	0.75	1

$$hf(\text{elbow}) = k_f \frac{v^2}{2 g_c} = \frac{1 \times 0.75 \times 2.63^2}{2 \times 32.174} = 0.080323 \text{ ft lbf/lbm}$$

Friksi bagian suction :

$$F_s = F_c + F_{ps} + F_{fv}$$

$$= 0.06 + 0.38 + 0.08$$

$$= 0.52 \text{ ft lbf/ lbm}$$

B. Friksi di bagian discharge

1.B Friksi karena pipa lurus

$$N_{Re} = D v \dot{\rho} / \mu = 58465 \quad (\text{Turbulen})$$

$$\epsilon = 0.000046 \text{ m} \quad (\text{Untuk Commercial Steel, Geankoplis fig. 2.10-3})$$

$$D = 0.03396 \text{ m}$$

$$\epsilon/D = 0.001355 \quad f = 0.005$$

Panjang pipa lurus bagian discharge diperkirakan = 105 ft

$$F_{pd} = \frac{4f v^2 L}{2 g_c D} = \frac{4 \times 0.005 \times 2.63^2 \times 105}{2 \times 32.174 \times 0.11} = 2.019 \text{ ft lbf/lbm}$$

2.B Friksi karena fitting dan valve

Dari Geankoplis fig. 2.10-1 diperoleh :

Jenis fitting dan valve		K_f	jumlah
Elbow 90° standar		0.75	2
Globe valve	(wide open)	6	1
Check valve	(swing)	2	1

$$hf(\text{elbow}) = N \times K_f \times \frac{v^2}{2 g_c} = \frac{2 \times 0.75 \times 2.63^2}{2 \times 32.174} = 0.161 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$hf(\text{globe valve}) = N \times K_f \times \frac{v^2}{2 g_c} = \frac{1 \times 9.5 \times 2.63^2}{2 \times 32,174} = 0.643 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$hf(\text{check valve}) = N \times K_f \times \frac{v^2}{2 g_c} = \frac{1 \times 4.5 \times 2.63^2}{2 \times 32,174} = 0.214 \text{ ft lbf/lbm}$$

Friksi bagian discharge :

$$F_d = F_{pd} + F_{fv}$$

$$= 2.02 + 1.02$$

$$= 3.04 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\text{Friksi total pompa} = F_s + F_d$$

$$= 0.52 + 3.04$$

$$= 3.56 \text{ ft lbf/lbm}$$

Diambil titik 1 dan 2

$$\begin{aligned}
 z_1 &= \text{bidang datum} &= & 0.00 \\
 z_2 &= 35.00 && \text{ft} \\
 \rho_1 &= \rho_2 &= & 47.20 \text{ lb/ft}^3 \\
 v_1 &= 0.00 && \text{ft/dt} \\
 v_2 &= 2.625 && \text{ft/dt} \\
 g &= g_c &= & 32.17 \text{ ft/s}^2
 \end{aligned}$$

Perhitungan power pompa :

Rumus Mechanical energy balance :

$$W_s = z_1 \frac{g}{g_c} - z_2 \frac{g}{g_c} + \frac{v_1^2}{2g_c} - \frac{v_2^2}{2g_c} + \frac{P_1 - P_2}{\rho} - \sum F$$

$$\begin{aligned}
 -W_s &= 69.17304 \text{ ft lbf/lbm} \\
 \eta &= 0.75 \\
 W_p &= \frac{W_s \times g_f \times 0.001818}{\eta \times 3600} \\
 W_p &= \frac{546.9746}{2700} \\
 &= 0.202583 \text{ hp} = 0.1511 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

Standarisasi power pompa dari Table 5.10 Harry Silla = 1/4 hp

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	L-314
Fungsi	Memompa produk bawah D-320
Tipe	Centrifugal
Kapasitas	9.564 gpm
Material case	Cast iron
Material rotor	Carbon steel
Suction pressure	280.00 kPa
Discharge pressure	290.0 kPa
Beda ketinggian	35 ft
Ukuran pipa	1 1/2 in Sch 160
Power pompa	1/4 hp
Jumlah	1 buah

Pump (L-317)

Fungsi Meningkatkan tekanan produk bawah D-320

Type Centrifugal

Kondisi operasi	:	Suhu	=	159.3 °C	
		P1	=	230 kPa	= 33121 lb/ft ²
		P2	=	2000 kPa	= 288008 lb/ft ²

Perhitungan :

Rate massa reflux (g _r)	=	32006 kg/jam	=	70561 lb/jam
Viscositas	=	0.2298 cp	=	0.0002 lb/ft.s
Densitas	=	795.88 kg/m ³	=	49.663 lb/ft ³
Rate volumetrik (Q)	=	$\frac{g_r}{\rho \times 3600 \text{ s}}$	=	$\frac{70561}{50 \times 3600}$
			=	0.395 ft ³ /s = 147.47 gpm
				Q = 0.011 m ³ /s

$$D_i, \text{opt} = 3.9 \times Q^{0.45} \times \rho^{0.13} = 3.9 \times 0.39^{0.45} \times 49.66^{0.13} = 4.264 \text{ inchi} = 0.1083 \text{ m}$$

(Timmerhaus page 496)

Dengan menggunakan standarisasi pada literatur maka :

Dipakai nominal pipe size = 4 in Sch 5S (App.K, Brownell, page 387)

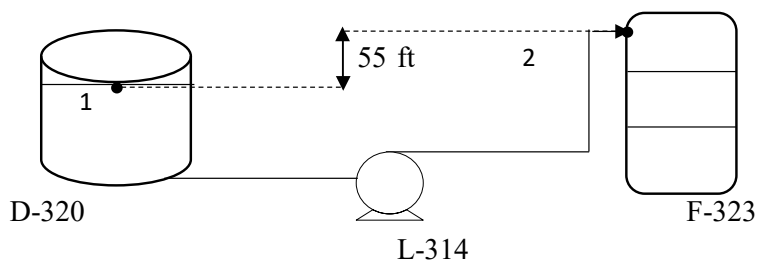
ID = 4.334 in = 0.361 ft = 0.110 m

OD = 4.5 in = 0.375 ft = 0.1143 m

Apipa = 0.1024 ft²

$$v_{\text{pipa}} = \frac{Q}{A_{\text{pipa}}} = \frac{0.394668332}{0.1024} = 3.852 \text{ ft/dtk}$$

$$v_{\text{pipa}} = 1.174 \text{ m/s}$$



Gambar Sistem Pompa

Perhitungan friksi

A. Friksi di bagian suction

1.A Friksi karena pipa lurus

Panjang pipa lurus bagian suction diperkirakan = 20 ft

$$N_{Re} = \frac{Dv\rho}{\mu} = \frac{Dv\rho}{\mu} = 447265 \text{ (Turbulen)}$$

$$C = 0.000046 \text{ m (Untuk Commercial Steel, Geankoplis fig. 2.10-3)}$$

$$D = 0.110084 \text{ m}$$

$$C/D = 0.000418$$

Dari Geankoplis, untuk arus Turbulen menggunakan $f = 0.005$

$$F_f = \frac{4f v^2 L}{2 g_c D} = \frac{4 \times 0.005 \times 3.85^2 \times 20}{2 \times 32.174 \times 0.3611666666666667} = 0.255 \text{ ft lbf/ lbm}$$

2.A Friksi yang terjadi karena adanya kontraksi (feed masuk ke pipa 4 in Sch 5S, arus turbulen)

$$F_c = \frac{K_c \times v^2}{2 \times \alpha \times g_c} \text{ (Geankoplis, pers 2.10-16, hal 93)}$$

$$(\alpha = 1)$$

$$\text{Diameter Tangki Feed} = 60 \text{ in} = 5 \text{ ft}$$

$$A \text{ tangki feed} = 0.25 \times 3.142 \times 5^2 = 19.635 \text{ ft}^2$$

$$V \text{ tangki feed} = \frac{Q}{A \text{ tangki feed}} = \frac{0.39}{19.63} = 0.0 \text{ ft / dtk}$$

dimana :

$$K_c = 0.55(1 - A_{\text{pipa}}/A_{\text{tangki feed}})$$

$$K_c = 0.54713$$

$$F_c = 3.85^2 \times 0.55 / (2 \times 32.174)$$

$$= 0.12619 \text{ ft lbf/ lbm}$$

3.A Friksi karena fitting dan valve

Dari Geankoplis Table. 2.10-1 diperoleh :

Jenis fitting dan valve	K_f	jumlah
Elbow 90° standar	0.75	1

$$hf(\text{elbow}) = k_f \frac{v^2}{2 g_c} = \frac{1 \times 0.75 \times 3.85^2}{2 \times 32.174} = 0.172974 \text{ ft lbf/lbm}$$

Friksi bagian suction :

$$F_s = F_c + F_{ps} + F_{fv}$$

$$= 0.13 + 0.26 + 0.17$$

$$= 0.55 \text{ ft lbf/ lbm}$$

B. Friksi di bagian discharge

1.B Friksi karena pipa lurus

$$N_{Re} = D v \rho / \mu = 447265 \quad (\text{Turbulen})$$

$$\epsilon = 0.000046 \text{ m} \quad (\text{Untuk Commercial Steel, Geankoplis fig. 2.10-3})$$

$$D = 0.110084 \text{ m}$$

$$\epsilon/D = 0.000418 \quad f = 0.005$$

Panjang pipa lurus bagian discharge diperkirakan = 105 ft

$$F_{pd} = \frac{4f v^2 L}{2 g_c D} = \frac{4 \times 0.005 \times 3.85^2 \times 105}{2 \times 32.174 \times 0.36} = 1.341 \text{ ft lbf/lbm}$$

2.B Friksi karena fitting dan valve

Dari Geankoplis fig. 2.10-1 diperoleh :

Jenis fitting dan valve		K_f	jumlah
Elbow 90° standar		0.75	2
Globe valve	(wide open)	6	1
Check valve	(swing)	2	1

$$hf(\text{elbow}) = N \times K_f \times \frac{v^2}{2 g_c} = \frac{2 \times 0.75 \times 3.85^2}{2 \times 32.174} = 0.346 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$hf(\text{globe valve}) = N \times K_f \times \frac{v^2}{2 g_c} = \frac{1 \times 9.5 \times 3.85^2}{2 \times 32,174} = 1.384 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$hf(\text{check valve}) = N \times K_f \times \frac{v^2}{2 g_c} = \frac{1 \times 4.5 \times 3.85^2}{2 \times 32,174} = 0.461 \text{ ft lbf/lbm}$$

Friksi bagian discharge :

$$F_d = F_{pd} + F_{fv}$$

$$= 1.34 + 2.19$$

$$= 3.53 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\text{Friksi total pompa} = F_s + F_d$$

$$= 0.55 + 3.53$$

$$= 4.09 \text{ ft lbf/lbm}$$

Diambil titik 1 dan 2

$$\begin{aligned}
 z_1 &= \text{bidang datum} &= & 0.00 \\
 z_2 &= 55.00 && \text{ft} \\
 \rho_1 &= \rho_2 &= & 49.66 \text{ lb/ft}^3 \\
 v_1 &= 0.02 && \text{ft/dt} \\
 v_2 &= 3.852 && \text{ft/dt} \\
 g &= g_c &= & 32.17 \text{ ft/s}^2
 \end{aligned}$$

Perhitungan power pompa :

Rumus Mechanical energy balance :

$$W_s = z_1 \frac{g}{g_c} - z_2 \frac{g}{g_c} + \frac{v_1^2}{2g_c} - \frac{v_2^2}{2g_c} + \frac{P_1 - P_2}{\rho} - \sum F$$

$$\begin{aligned}
 -W_s &= 5191.653 \text{ ft lbf/lbm} \\
 \eta &= 0.75 \\
 W_p &= \frac{W_s \times g_f \times 0.001818}{\eta \times 3600} \\
 W_p &= \frac{665988.8}{2700} \\
 &= 246.6625 \text{ hp} = 183.9363 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

Standarisasi power pompa dari Table 5.10 Harry Silla = 250 hp

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	L-314
Fungsi	Meningkatkan tekanan produk bawah D-320
Tipe	Centrifugal
Kapasitas	147.470 gpm
Material case	Cast iron
Material rotor	Carbon steel
Suction pressure	230.00 kPa
Discharge pressure	2000.0 kPa
Beda ketinggian	55 ft
Ukuran pipa	4 in Sch 5S
Power pompa	250 hp
Jumlah	1 buah

CO₂ Cooler (E-111)

Fungsi Menurunkan suhu keluaran kompresor membentuk kondisi 2 fasa
 Tipe 1-2 *shell and tube heat exchanger*
 Jumlah 1 buah *heat exchanger* dipasang paralel

Fluida Dingin :

$$T \text{ masuk } (t_1) = 25 \text{ }^\circ\text{C} = 77 \text{ }^\circ\text{F} = 298.15 \text{ K}$$

$$T \text{ keluar } (t_2) = 50 \text{ }^\circ\text{C} = 122 \text{ }^\circ\text{F} = 323.15 \text{ K}$$

$$P \text{ masuk} = 1 \text{ bar} = 14.70 \text{ psia}$$

$$P \text{ keluar} = 1 \text{ bar} = 14.51 \text{ psia}$$

Fluida Panas :

$$T \text{ masuk } (T_1) = 407 \text{ }^\circ\text{C} = 764 \text{ }^\circ\text{F} = 679.85 \text{ K}$$

$$T \text{ keluar } (T_2) = 160 \text{ }^\circ\text{C} = 320 \text{ }^\circ\text{F} = 433.15 \text{ K}$$

$$P \text{ masuk} = 30 \text{ bar} = 435.23 \text{ psia}$$

$$P \text{ keluar} = 30 \text{ bar} = 435.23 \text{ psia}$$

T	Fluida Panas (°F)	Fluida Dingin (°F)
T masuk	764.06	77.0
T keluar	320.0	122.00

Digunakan *Heat Exchanger (shell and tubes)* :

(Tabel 10, Kern)

$$\text{Panjang} = 18 \text{ ft (ditentukan)}$$

$$\text{BWG} = 12$$

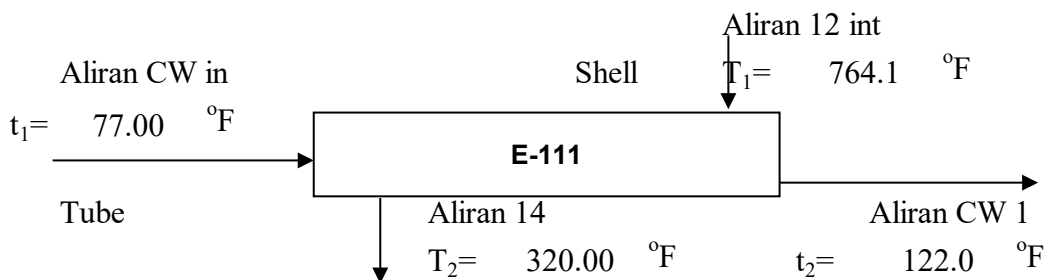
$$\text{Pitch} = 1 \text{ in triangular}$$

$$\text{Rd gab} = 0.0005 \text{ (hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)/Btu}$$

$$\Delta P \text{ gas} = 2 \text{ psi}$$

$$\text{OD} = 3/4 \text{ in triangular;}$$

$$\text{ID} = 0.532 \text{ in triangular}$$



1. Neraca Massa dan Neraca Energi

- Dari neraca energi (Appendiks B)

$$Q \text{ yang ditransfer} = 1872374.623 \text{ Btu}$$

- Dari neraca massa (Appendiks A)

$$\text{Massa fluida dingin (m)} = 35842.14 \text{ Kg} = 79018.8 \text{ lb}$$

$$\text{Massa fluida panas (M)} = 8184.74 \text{ Kg} = 18044.4 \text{ lb}$$

$$74894.98492$$

2. Mencari LMTD :

$$\text{LMTD} = (\Delta T_1 - \Delta T_2) / \ln (\Delta T_1 / \Delta T_2) ; \text{ dimana : } \Delta T_1 = \Delta T_{\text{panas}} = T_1 - t_2$$

$$\Delta T_2 = \Delta T_{\text{dingin}} = T_2 - t_1$$

$$\text{LMTD} = (764.06 - 122.0) - (320 - 77.0) / \ln \Delta t_1 / \Delta t_2$$

$$= 410.72 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$- R = (T_1 - T_2) / (t_2 - t_1) ; \quad S = (t_2 - t_1) / T_1 - t_1$$

$$R = (764.06 - 320.0) / (122.0 - 77.0) = 10.00$$

$$S = (122.0 - 77.0) / (764.06 - 77.0) = 0.11$$

Dari perhitungan dan pembacaan *Kern, Appendix, fig.18* , nilai *Ft* dapat diperoleh, yaitu :

$$- Ft = 0.87 \quad , \text{ bila } Ft > 0,9; \text{ maka dicoba tipe 2-4 STHE, 3-6 STHE, dst}$$

$$- \Delta t = \text{LMTD} \times Ft = 410.72 \times 0.87 = 357 \text{ } ^\circ\text{F}$$

3. Menghitung Tc (*Caloric Temperatur*)

$$- T_c = (T_2 + I) = (320 + 764.06) / 2 = 542.03 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$- t_c = (t_2 + t_1) = (77.0 + 122) / 2 = 99.5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

4. Trial Ud

$$- Ud = 50 \quad (\text{Tabel 8, Kern})$$

$$- A = Q / (Ud \times \Delta t) = 1872375 / (50 \times 357)$$

$$= 104.80 \text{ ft}^2$$

$$- a'' = 0.1963 \text{ ft}^2 / \text{lin ft} \quad (\text{Tabel 10, Kern})$$

$$- Nt = A / (l \times a'') = 104.80 / (18 \times 0.1963)$$

$$= 30$$

- Menggunakan : $N=1-P$

$$Nt \text{ standar} = 37 \quad (\text{Tabel 9, Kern})$$

$$IDs = 8 \text{ in} \quad (\text{Tabel 9, Kern})$$

$$\text{Ud koreksi} = (Nt / Nt \text{ standart}) \times Ud$$

$$= (30 / 37) \times 50$$

$$= 40.08 \text{ Btu/J ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Kesimpulan Sementara Rancangan *Shell and Tube*

Bagian *Shell* :

-	IDs	=	8	in	(Diameter dalam <i>shell</i>)	
-	B	=	8	in	(<i>Baffle spacing, gas</i>) (B = mendekati 1 x IDs)	
-	N+1	=	27.00		(Jumlah <i>baffle</i>)	
-	n'	=	1		(Jumlah <i>passes</i> pada <i>shell</i>)	
-	de	=	0.73	in	(Diameter ekuivalen)	(Fig.28, Kern)

Bagian *Tube* :

-	di	=	0.53	in	(Diameter dalam <i>tube</i>)	
-	do	=	3/4	in	(Diameter luar <i>tube</i>)	
-	l	=	18	ft	(Panjang <i>tube</i>)	
-	n	=	1		(Jumlah <i>passes</i> pada <i>tube</i>)	(Tabel 9, Kern)
-	Nt	=	37		(Jumlah <i>tube</i>)	(Tabel 9, Kern)
-	Pt	=	1	in	(Jarak antara sumbu <i>tube</i>)	
-	c'	=	0.2500	in	(Jarak antara diameter luar <i>tube</i>)	
-	a"	=	0.2618	ft ²	(Luas permukaan panjang)	(Tabel 10, Kern)
-	a'	=	0.223	in ²	(Luas penampang aliran)	(Tabel 10, Kern)
-	BWG	=	8			

Keterangan :

Fluida dingin	μ	=	0.7642	cp	(Tc = 100 oF)
	k	=	0.35880	Btu/(hr) (ft ²) (F/ft)	
	Cp	=	0.965	Btu/lb F	
Fluida panas	μ	=	0.0295	cp	(Tc = 542 oF)
	k	=	0.0223	Btu/(hr) (ft ²) (F/ft)	
	Cp	=	0.2469	Btu/lb F	

EVALUASI PERPINDAHAN PANAS

Bagian <i>Shell</i>	Bagian <i>Tube</i>
5. $a_s = (ID_s \times B \times c') / (n' \times Pt \times 144)$ $= 8 \text{ in} \times 8 \times 0.2500 \text{)} /$ $1 \times 1.00 \text{ in} \times 144 \text{)}$ $= 0.111 \text{ ft}^2$	5'. $a_t' = 0.223 \text{ ft}^2$ $a_t = (N_t \times a_t') / 144n$ $= (37 \times 0.2 \text{ ft}^2) /$ (144×1) $= 0.057 \text{ ft}^2$
6. $G_s = m / a_s$ $= 18044.4 / 0.111$ $= 162399.29 \text{ lb/hr.ft}^2$ $\mu = 0.0295 \text{ cp} \text{ (} T_c = 402,08 \text{ }^\circ\text{F)}$ $= 0.0295 \text{ cp} \times 2.4$ $= 0.071 \text{ lb/hr.ft}$	6'. $G_t = M / a_t$ $= 79019 / 0.057$ $= 1379070.2 \text{ lb/hr.ft}^2$ $V = G_t / 3600 \rho \text{ ;}(t_c = 99,5 \text{ }^\circ\text{F)}$ $= 1379070.2 / 3600 \times 62,56$ $= 6.12 \text{ ft/s}$ $\mu = 0.7642 \times 2.4$ $= 1.849 \text{ lb/hr.ft}$
7. $Re = (d_e/12) \times G_s / \mu$ $= 0.06 \times 162399.29 / 0.07$ $= 8469.128$	7'. $Re = ID \times G_t / \mu$ $= ((0.53 / 12) \times$ $1379070.2) / 1.85$ $= 33059.35$
8. $j_H = 50 \text{ (Fig.28, Kern)}$	
9. $h_o = j_H \times (k/d_e) \times (C_p \cdot \mu/k)^{1/3}$ $= 50 \times (0.02233 / 0.06)$ $(0.25 \times 0.071 / 0.02)^{1/3}$ $= 203.5884 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)}(^\circ\text{F)}$	9'. Karena fluidanya air, maka: $h_i = 200 \times 0.98 \text{ (Fig. 25 Kern)}$ $= 196 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)}(^\circ\text{F)}$
≤ 1 , maka $(\mu/\mu_w) = 1$	10'. $h_{io} = 196 \times 0.53 / 3/4$ $h_i \cdot ID/OD = 139.03 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)}(^\circ\text{F)}$

11. Evaluasi U_c

$$\begin{aligned}
 - \quad U_c &= (h_{io} \times h_o) / (h_{io} + h_o) \\
 &= 139.0 \times 203.6 / (139 + 203.59) \\
 &= 82.613 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}
 \end{aligned}$$

12. Evaluasi U_d

$$\begin{aligned}
 - \quad a'' &= 0.1963 \text{ ft}^2/\text{lin ft} \\
 - \quad A &= N_t \times l \times a'' \times 1 \\
 &= 37 \times 18 \times 0.20 \times 1 = 130.74 \text{ ft}^2 \\
 - \quad U_d &= Q / A \Delta t \\
 &= 1872375 / 130.74 \times 357 \\
 &= 40.08 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}
 \end{aligned}$$

13. Evaluasi R_d

$$\begin{aligned}
 - \quad R_d &= (U_c - U_d) / (U_c \times U_d) \\
 &= (82.613 - 40.08) / (82.61 \times 40.08) \\
 &= 0.01284 \text{ (hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)/Btu} > R_d \text{ ditetapkan } = 0,000: \text{(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)/Btu} \\
 &\hspace{15em} \text{(memenuhi)}
 \end{aligned}$$

EVALUASI PENURUNAN TEKANAN	
Bagian Shell	Bagian Tube
1. N _{res} = 8469.13 f = 0.0025 (Fig.29, Kern)	1'. N _{ret} = 33059.35 f = 0.0013 (Fig.26, Kern) sg = 1
2. N + 1 = 12 L x n' / B = 12 x 18 x 1 / 8 = 27 ID _s = 8 / 12 = 0.7 ft S.g. = 0.10	2'. ΔI = $\frac{f G t^2 l n}{5,22 \cdot 10^{10} \text{ di sg } \phi t}$ = 1.6312 psia
3. ΔP _s = $\frac{f G s^2 ID_s (N+1)}{5.22 \cdot 10^{10} \text{ de Sg } \phi s}$ = 1.3348 psia ΔP _s < 2 psia (memenuhi)	3'. ΔI = $\frac{4n v^2}{sg \cdot 2g \cdot 144}$ v ² /2g = 0.24 (Fig.27, Kern) ΔP _n = 2 psia ΔP _t = 1.63 + 2.0 = 3.59 ΔP _t < 10 psia (memenuhi)

Konversi
 in to : 0.03
 ft to : 0.30

Kesimpulan :

Spesifikasi	
Kode	: E-111
Fungsi	: Menurunkan suhu keluaran kompresor membentuk kondisi 2 fasa
Tipe	: <i>1-2 shell and tube heat exchanger</i>
Kapasitas	: Massa fluida panas (M_1) = 8185 kg/jam Massa fluida dingin (m_2) = 35842 kg/jam
Jumlah	: 1 buah <i>heat exchanger</i>
Ukuran	
<i>Shell</i>	: ID = 8 in ; <i>Baffle Spacing</i> = 8 in = 0.2 m = 0.2 m
<i>Tube</i>	: OD = 0.8 in ; ID = 0.5 in, BWG = 8 = 0 m = 0 m Pt = 1 in (<i>triangular</i>) = 0.025 m Panjang = 18 ft = 5.5 m Jumlah <i>tube</i> = 37 buah
Bahan konstruks:	
<i>Shell</i>	: <i>Carbon steel</i>
<i>Tube</i>	: <i>Carbon steel</i>
ΔP	: 1.3348 psia (gas) - <i>Shell</i> Allowable : 2 psia (<i>Shell</i>) 3.59 psia (<i>liquid</i>) - <i>Tube</i> 10 psia (<i>Tube</i>)
<i>Dirt factor</i> (R_d)	: 0.01284 J. ft ² °F/Btu R_d Allowable = 0.0005 J. ft ² °F/Btu

Propilen Oxide Heater (E-113)

Fungsi Memanaskan Propilen oxide untuk disesuaikan sebelum masuk ke dalam reaktor
 Tipe 2-4 *shell and tube heat exchanger*
 Jumlah 1 buah *heat exchanger*

Fluida Panas :

T masuk (T_1) = 206 °C = 403 °F = 479.15 K
 T keluar (T_2) = 206 °C = 402 °F = 478.87 K
 89717.88

Fluida Dingin :

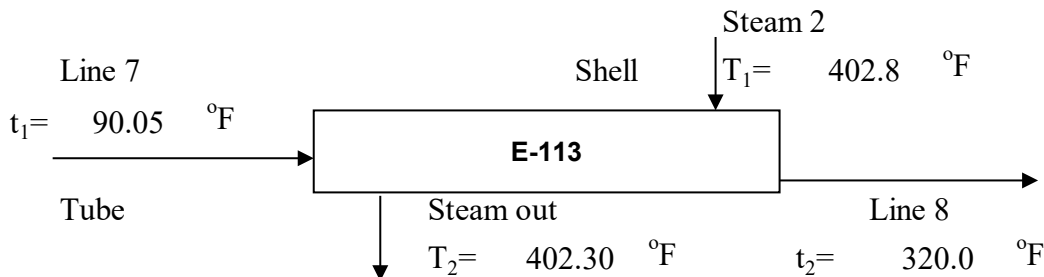
T masuk (t_1) = 32 °C = 90 °F = 305.40 K
 T keluar (t_2) = 160 °C = 320 °F = 433.15 K
 P masuk = 30 bar = 436.68 psia
 P keluar = 30 bar = 435.23 psia

T	Fluida dingin (°F)	Fluida panas (°F)
T masuk	90.05	402.80
T keluar	320.0	402.30

Digunakan *Heat Exchanger (shell and tubes)* :

(Tabel 10, Kern)

Panjang = 20 ft (ditentukan)
 BWG = 12
 Pitch = 1 in triangular
 Rd gab = 0.0005 (hr)(ft²)(°F)/Btu
 ΔP gas = 2 psi
 OD = 3/4 in triangular;
 ID = 0.532 in triangular



1. Neraca Massa dan Neraca Energi

- Dari neraca energi (Appendiks B)

Q yang ditransfer ke fluida dingin = 4844766 Btu

- Dari neraca massa (Appendiks A)

Massa fluida panas (M) = 40695.34582 Kg = 89718.3 lb

$$\text{Massa fluida dingin (m)} = 16001.00 \text{ Kg} = 35276.4 \text{ lb}$$

2. Mencari LMTD :

$$\text{LMTD} = (\Delta T_1 - \Delta T_2) / \ln (\Delta T_1 / \Delta T_2) ; \text{ dimana : } \Delta T_1 = \Delta T_{\text{panas}} = T_1 - t_2$$

$$\Delta T_2 = \Delta T_{\text{dingin}} = T_2 - t_1$$

$$\begin{aligned} \text{LMTD} &= (402.80 - 320.0) / (402 - 90) / \ln \Delta t_1 / \Delta t_2 \\ &= 172.86 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} - \text{ R} &= (T_1 - T_2) / (t_2 - t_1) ; & \text{ S} &= (t_2 - t_1) / T_1 - t_1 \\ \text{R} &= (402.80 - 402.3) / (320.0 - 90) = & & 0.0022 \\ \text{S} &= (320.0 - 90.1) / (402.80 - 90) = & & 0.7353 \end{aligned}$$

Dari perhitungan dan pembacaan *Kern, Appendiks, fig.18* , nilai *Ft* dapat diperoleh, yaitu :

$$\begin{aligned} - \text{ Ft} &= 1 \\ - \Delta t &= \text{LMTD} \times \text{Fi} = 172.86 \times 1.0 = 171 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

3. Menghitung Tc (*Caloric Temperatur*)

$$\begin{aligned} - \text{ Tc} &= (T_2 + T_1) / 2 = (402.296 + 402.80) / 2 = 402.548 \text{ } ^\circ\text{F} \\ - \text{ tc} &= (t_2 + t_1) / 2 = (90.05 + 320) / 2 = 205.025 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

4. Trial Ud

$$\begin{aligned} - \text{ Ud} &= 50 \text{ (Tabel 8, Kern) Tersedia : Ud} = 5 - 50 \\ - \text{ A} &= Q / (\text{Ud} \times \Delta t) = 4844766 / (50 \times 171) \\ &= 566.21 \text{ ft}^2 \\ - \text{ a}'' &= 0.1963 \text{ ft}^2 / \text{lin ft} \text{ (Tabel 10, Kern)} \\ - \text{ Nt} &= A / (1 \times \text{a}'') = 566.21 / (20 \times 0.1963) \\ &= 144 \\ - \text{ Menggunakan : N=1-P} \\ \text{Nt standar} &= 151 \text{ (Tabel 9, Kern)} \\ \text{IDs} &= 15 \frac{1}{4} \text{ in} \text{ (Tabel 9, Kern)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Ud koreksi} &= (\text{Nt} / \text{Nt standar}) \times \text{Ud} \\ &= (144 / 151) \times 50 \\ &= 47.76 \text{ Btu} / \text{J ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Kesimpulan Sementara Rancangan *Shell and Tube*

Bagian *Shell* :

-	IDs	=	15	in	(Diameter dalam <i>shell</i>)	
-	B	=	15	in	(<i>Baffle spacing, gas</i>) (B = mendekati 1 x IDs)	
-	N+1	=	15.74		(Jumlah <i>baffle</i>)	
-	n'	=	1		(Jumlah <i>passes</i> pada <i>shell</i>)	
-	de	=	0.73	in	(Diameter ekuivalen)	(Fig.28, Kern)

Bagian *Tube* :

-	di	=	0.53	in	(Diameter dalam <i>tube</i>)	
-	do	=	3/4	in	(Diameter luar <i>tube</i>)	
-	l	=	20	ft	(Panjang <i>tube</i>)	
-	n	=	4		(Jumlah <i>passes</i> pada <i>tube</i>)	(Tabel 9, Kern)
-	Nt	=	151		(Jumlah <i>tube</i>)	(Tabel 9, Kern)
-	Pt	=	1	in	(Jarak antara sumbu <i>tube</i>)	
-	c'	=	0.2500	in	(Jarak antara diameter luar <i>tube</i>)	
-	a"	=	0.1963	ft ²	(Luas permukaan panjang)	(Tabel 10, Kern)
-	a'	=	0.223	in ²	(Luas penampang aliran)	(Tabel 10, Kern)
-	BWG	=	12			

Keterangan :

Fluida panas	μ	=	0.0096	cp	(Tc = 403 oF)
	k	=	0.0121	Btu/(hr) (ft ²) (F/ft)	
	Cp	=	0.4833	Btu/lb F	
Fluida dingin	μ	=	0.2076	cp	(Tc = 205 oF)
	k	=	0.0676	Btu/(hr) (ft ²) (F/ft)	
	Cp	=	0.5858	Btu/lb F	

EVALUASI PERPINDAHAN PANAS

Bagian <i>Shell</i>	Bagian <i>Tube</i>
5. $as = (IDs \times B \times c') / (n' \times Pt \times 144)$ $= 15 \text{ in} \times 15 \times 0.2500 / (1 \times 1.0 \text{ in} \times 144)$ $= 0.404 \text{ ft}^2$	5'. $at' = 0.223 \text{ ft}^2$ $at = (Nt \times at') / 144n$ $= (151 \times 0.2 \text{ ft}^2) / (144 \times 1)$ $= 0.234 \text{ ft}^2$
6. $Gs = M / as$ $= 40695.35 / 0.404$ $= 100792.34 \text{ lb/hr.ft}^2$ $\mu = 0.0096 \text{ cp} \quad (Tc = 402,3 \text{ }^\circ\text{F})$ $= 0.0096 \text{ cp} \times 2.4$ $= 0.02 \text{ lb/hr.ft}$	6'. $Gt = m / at$ $= 16001.0 / 0.234$ $= 68427 \text{ lb/hr.ft}^2$ $V = Gt / 3600 \rho ; (tc = 225,32 \text{ }^\circ\text{F})$ $= 68427 / 3600 \times 48.95$ $= 0.39 \text{ ft/s}$ $\mu = 0.2076 \times 2.4$ $= 0.502 \text{ lb/hr.ft}$
7. $Re = de \times Gs / \mu$ $= 0.73 \times 100792.34 / 0.02$ $= 1712.309$	7'. $Re = ID \times Gt / \mu$ $= (0.5 / 12) \times 68427.0 / 0.5$ $= 6038.3$
Re hanya untuk pressure drop	8'. $jH = 600$
9. $ho =$ Khusus steam maka $ho = 1500$ $= 1500 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}$ (Kusnarjo, hal. 11) Jh tidak perlu dicari karena steam a $\mu \leq 1$, maka $(\mu/1) = 1$	9'. $hi = jH \times (k/di) \times (Cp \cdot \mu/k)^{1/3}$ $= 600 \times (0.1 / 0.5) \times (0.59 \times 0.2 / 0.1)^{1/3}$ $= 1112.5 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}$ 10'. $hio = #### \times 1 / 3/4$ $= 39455.93 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}$

11. Evaluasi U_c

$$\begin{aligned}
 - \quad U_c &= (h_{io} \times h_o) / (h_{io} + h_o) \\
 &= 39455.93 \times 1500.00 / (39455.93 + 1500.00) \\
 &= 1445.063 \text{ Btu}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})
 \end{aligned}$$

12. Evaluasi U_d

$$\begin{aligned}
 - \quad a'' &= 0.1963 \text{ ft}^2/\text{lin ft} \\
 - \quad A &= N_t \times l \times a'' \times 1 \\
 &= 151 \times 20 \times 0.2 \times 1 = 592.83 \text{ ft}^2 \\
 - \quad U_d &= Q / A \Delta t \\
 &= 4844766 / 592.83 \times 171 \\
 &= 47.76 \text{ Btu}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})
 \end{aligned}$$

13. Evaluasi R_d

$$\begin{aligned}
 - \quad R_d &= (U_c - U_d) / (U_c \times U_d) \\
 &= (1445.063 - 47.76) / (1445.063 \times 47.76) \\
 &= 0.02025 \text{ (hr)(ft}^2)(^\circ\text{F)/Btu} > R_d \text{ allow} = 0.0005 \text{ (hr)(ft}^2)(^\circ\text{F)/Btu}
 \end{aligned}$$

EVALUASI PENURUNAN TEKANAN	
Bagian <i>Shell</i>	Bagian <i>Tube</i>
1. $N_{res} = 1712.31$ $f = 0.0031$ (Fig.29, Kern)	1'. $N_{ret} = 6038.31$ $f = 0.00014$ (Fig.26, Kern) $sg = 1$
2. $N + 1 = 12 L \times n' / B$ $= 12 \times 20 \times 1 / 15$ $= 16$ $ID_s = 15 / 12$ 1.3 ft $S.g. = 1.00$	2'. $\Delta I = \frac{f G t^2 l n}{5,22 \cdot 10^{10} \text{ di } sg \phi t}$ $= 0.0024 \text{ psia}$
3. $\Delta P_s = \frac{f G s^2 ID_s (N+1)}{5.22 \cdot 10^{10} \text{ de } Sg \phi s}$ 0.0165 psia $\Delta P_s < 10 \text{ psia}$ (memenuhi)	3'. $\Delta I = \frac{4n v^2}{sg 2g 144}$ $v^2/2g = 0$ (Fig.27, Kern) $\Delta P_n = 0.4 \text{ psia}$ $\Delta P_t = 0.00 + 0.4 = 0.41$ $\Delta P_t < 2 \text{ psia}$ (memenuhi)

in to m 0
 ft to m 0.3

Kesimpulan :

Spesifikasi	
Kode	: E-113
Fungsi	: Memanaskan Feed Propilen oxide sebelum memasuki reaktor
Tipe	: <i>1-2 shell and tube heat exchanger</i>
Kapasitas	: Massa fluida panas (M_1) = 40695 kg/jam Massa fluida dingin (m) = 16001 kg/jam
Jumlah	: 1 buah <i>heat exchanger</i>
Ukuran	
<i>Shell</i>	: ID = 15 in ; <i>Baffle Spacing</i> = 15 in = 0.4 m = 0.4 m
<i>Tube</i>	: OD = 3/4 in ; ID = 0.53 in, BWG = 12 = 0.02 m = 0.01 m Pt = 1 in (<i>triangular</i>) = 0.025 m Panjang = 20 ft = 6.1 m Jumlah <i>tube</i> = 151 buah
Bahan konstruks:	
<i>Shell</i>	: <i>Carbon steel</i>
<i>Tube</i>	: <i>Carbon steel</i>
ΔP	: 0.0165 psia (<i>liquid</i>) - <i>Shell</i> Allowable : 10 psia (<i>Shell</i>) 0.4105 psia (<i>gas</i>) - <i>Tube</i> 2 psia (<i>Tube</i>)
<i>Dirt factor</i> (Rd)	: 0.0202 J. ft ² °F/Btu Rd Allowable = 0.0005 J. ft ² °F/Btu

Etanol Heater (E-115)

Fungsi Memanaskan aliran etanol untuk disesuaikan sebelum masuk ke dalam reaktor
 Tipe 2-4 shell and tube heat exchanger
 Jumlah 1 buah heat exchanger

Fluida Panas :

T masuk (T_1) = 300 °C = 572 °F = 573.15 K
 T keluar (T_2) = 270 °C = 518 °F = 543.15 K

Fluida Dingin :

T masuk (t_1) = 110 °C = 229 °F = 382.75 K
 T keluar (t_2) = 160 °C = 320 °F = 433.15 K
 P masuk = 30 bar = 436.68 psia
 P keluar = 30 bar = 435.23 psia

T	Fluida dingin (°F)	Fluida panas (°F)
T masuk	229.28	572.00
T keluar	320.0	518.00

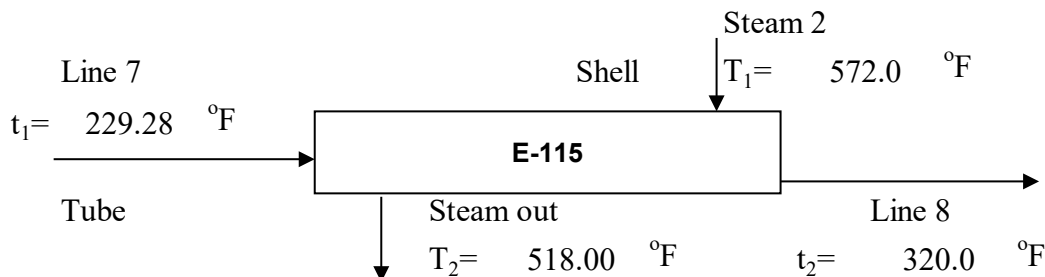
720789.7401

###

Digunakan Heat Exchanger (shell and tubes) :

(Tabel 10, Kern)

Panjang = 18 ft (ditentukan)
 BWG = 10
 Pitch = 15/16 in triangular
 Rd gab = 0.0005 (hr)(ft²)(°F)/Btu
 ΔP gas = 2 psi
 OD = 3/4 in triangular;
 ID = 0.482 in triangular



1. Neraca Massa dan Neraca Energi

- Dari neraca energi (Appendiks B)

Q yang ditransfer ke fluida dingin = 38922645.97 Btu

- Dari neraca massa (Appendiks A)

Massa fluida panas (M) = 326944.7264 Kg = 720793.5 lb

$$\text{Massa fluida dingin (m)} = 192107 \text{ Kg} = 423525.7 \text{ lb}$$

2. Mencari LMTD :

$$\text{LMTD} = (\Delta T_1 - \Delta T_2) / \ln (\Delta T_1 / \Delta T_2) ; \text{ dimana : } \Delta T_1 = \Delta T_{\text{panas}} = T_1 - t_2$$

$$\Delta T_2 = \Delta T_{\text{dingin}} = T_2 - t_1$$

$$\begin{aligned} \text{LMTD} &= (572.00 - 320.0) / (518 - 229) / \ln \Delta t_1 / \Delta t_2 \\ &= 269.94 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} - \text{ R} &= (T_1 - T_2) / (t_2 - t_1) ; & \text{ S} &= (t_2 - t_1) / T_1 - t_1 \\ \text{R} &= (572.00 - 518.0) / (320.0 - 229) = 0.5952 \\ \text{S} &= (320.0 - 229.3) / (572.00 - 229) = 0.2647 \end{aligned}$$

Dari perhitungan dan pembacaan *Kern, Appendiks, fig.18* , nilai *Ft* dapat diperoleh, yaitu :

$$\begin{aligned} - \text{ Ft} &= 1 \\ - \Delta t &= \text{LMTD} \times \text{Fi} = 269.94 \times 1.0 = 267 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

3. Menghitung Tc (*Caloric Temperatur*)

$$\begin{aligned} - \text{ Tc} &= (T_2 + T_1) / 2 = (518 + 572.00) / 2 = 545 \text{ } ^\circ\text{F} \\ - \text{ tc} &= (t_2 + t_1) / 2 = (229.28 + 320) / 2 = 274.64 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

4. Trial Ud

$$\begin{aligned} - \text{ Ud} &= 700 \text{ (Tabel 8, Kern) Tersedia : Ud} = 200-700 \\ - \text{ A} &= Q / (\text{Ud} \times \text{Dt}) = 38922646 / (700 \times 267) \\ &= 208.0634 \text{ ft}^2 \\ - \text{ a}'' &= 0.1963 \text{ ft}^2 / \text{lin ft} \text{ (Tabel 10, Kern)} \\ - \text{ Nt} &= A / (1 \times \text{a}'') = 208.0634 / (18 \times 0.1963) \\ &= 58.88475 \\ - \text{ Menggunakan : N=1-P} \\ \text{Nt standar} &= 62 \text{ (Tabel 9, Kern)} \\ \text{IDs} &= 10 \text{ in} \text{ (Tabel 9, Kern)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Ud koreksi} &= (\text{Nt} / \text{Nt standar}) \times \text{Ud} \\ &= (59 / 62) \times 700 \\ &= 664.83 \text{ Btu/J ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Kesimpulan Sementara Rancangan *Shell and Tube*

Bagian *Shell* :

-	IDs	=	10	in	(Diameter dalam <i>shell</i>)	
-	B	=	10	in	(<i>Baffle spacing, gas</i>) (B = mendekati 1 x IDs)	
-	N+1	=	21.60		(Jumlah <i>baffle</i>)	
-	n'	=	1		(Jumlah <i>passes</i> pada <i>shell</i>)	
-	de	=	0.55	in	(Diameter ekuivalen)	(Fig.28, Kern)

Bagian *Tube* :

-	di	=	0.48	in	(Diameter dalam <i>tube</i>)	
-	do	=	3/4	in	(Diameter luar <i>tube</i>)	
-	l	=	18	ft	(Panjang <i>tube</i>)	
-	n	=	1		(Jumlah <i>passes</i> pada <i>tube</i>)	(Tabel 9, Kern)
-	Nt	=	62		(Jumlah <i>tube</i>)	(Tabel 9, Kern)
-	Pt	=	15/16	in	(Jarak antara sumbu <i>tube</i>)	
-	c'	=	0.1875	in	(Jarak antara diameter luar <i>tube</i>)	
-	a"	=	0.1963	ft ²	(Luas permukaan panjang)	(Tabel 10, Kern)
-	a'	=	0.182	in ²	(Luas penampang aliran)	(Tabel 10, Kern)
-	BWG	=	10			

Keterangan :

Fluida panas	μ	=	0.0787	cp	(Tc = 545 oF)
	k	=	0.0969	Btu/(hr) (ft ²) (F/ft)	
	Cp	=	0.5063	Btu/lb F	
Fluida dingin	μ	=	0.2160	cp	(Tc = 275 oF)
	k	=	0.0675	Btu/(hr) (ft ²) (F/ft)	
	Cp	=	0.9561	Btu/lb F	

EVALUASI PERPINDAHAN PANAS

Bagian Shell	Bagian Tube
5. $a_s = (ID_s \times B \times c') / (n' \times Pt \times 144)$ $= 10 \text{ in} \times 10 \times 0.1875 \text{)} /$ $1 \times 0.9 \text{ in} \times 144 \text{)}$ $= 0.139 \text{ ft}^2$	5'. $a_t' = 0.182 \text{ ft}^2$ $a_t = (N_t \times a_t') / 144 n$ $= (62 \times 0.2 \text{ ft}^2) /$ (144×1) $= 0.078 \text{ ft}^2$
6. $G_s = M / a_s$ $= 326944.7 / 0.139$ $= 2354002 \text{ lb/hr.ft}^2$ $\mu = 0.0787 \text{ cp} \text{ (} T_c = 545 \text{ }^\circ\text{F)}$ $= 0.0787 \text{ cp} \times 2.4$ $= 0.19 \text{ lb/hr.ft}$	6'. $G_t = m / a_t$ $= 192107.0 / 0.078$ $= 2451560 \text{ lb/hr.ft}^2$ $V = G_t / 3600 \rho \text{ ; (} t_c = 275 \text{ }^\circ\text{F)}$ $= 2451560 / 3600 \times 42.43$ $= 16.05 \text{ ft/s}$ $\mu = 0.2160 \times 2.4$ $= 0.523 \text{ lb/hr.ft}$
7. $Re = d_e \times G_s / \mu$ $= 0.55 \times 2354002.03 / 0.19$ $= 246581$	7'. $Re = ID \times G_t / \mu$ $= ((0.5 / 12) \times$ $2451560) / 0.5$ $= 188381.9$
Re hanya untuk pressure drop	8'. $j_H = 68$
9. $h_o = \text{Khusus steam maka } h_o = 1500$ $= 1500 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)}(^\circ\text{F)}$ (Kusnarjo, hal. 11) Jh tidak perlu dicari karena steam a $\mu \leq 1$, maka $(\mu / \mu_i) = 1$	9'. $h_i = j_H \times (k/d_i) \times (C_p \cdot \mu / k)^{1/3}$ $= 68 \times (0.1 / 0.5)$ $(0.96 \times 0.2 / 0.1)^{1/3}$ $= 166 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)}(^\circ\text{F)}$ 10'. $h_{io} = 166 \times 0 / 3/4$ $= 5329.68 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)}(^\circ\text{F)}$

11. Evaluasi U_c

$$\begin{aligned}
 - \quad U_c &= (h_{io} \times h_o) / (h_{io} + h_o) \\
 &= 5329.68 \times 1500.00 / (5329.68 + 1500.00) \\
 &= 1170.556 \text{ Btu}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})
 \end{aligned}$$

12. Evaluasi U_d

$$\begin{aligned}
 - \quad a'' &= 0.1963 \text{ ft}^2/\text{lin ft} \\
 - \quad A &= N_t \times l \times a'' \times 1 \\
 &= 62 \times 18 \times 0.2 \times 1 = 219.07 \text{ ft}^2 \\
 - \quad U_d &= Q / A \Delta t \\
 &= 38922646 / 219.07 \times 267.2 \\
 &= 664.83 \text{ Btu}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})
 \end{aligned}$$

13. Evaluasi R_d

$$\begin{aligned}
 - \quad R_d &= (U_c - U_d) / (U_c \times U_d) \\
 &= (1170.556 - 664.83) / (1170.556 \times 664.83) \\
 &= 0.00065 \text{ (hr)(ft}^2)(^\circ\text{F)/Btu} > R_d \text{ allow} = 0.0005 \text{ (hr)(ft}^2)(^\circ\text{F)/Btu}
 \end{aligned}$$

EVALUASI PENURUNAN TEKANAN	
Bagian <i>Shell</i>	Bagian <i>Tube</i>
1. $N_{res} = 246581.0$ $f = 0.0098$ (Fig.29, Kern)	1'. $N_{ret} = 188381.95$ $f = 0.00014$ (Fig.26, Kern) $sg = 1$
2. $N + 1 = 12 L \times n' / B$ $= 12 \times 18 \times 1 / 10$ $= 22$ $ID_s = 10 / 12$ 0.8 ft $S.g. = 1.00$	2'. $\Delta I = \frac{f G t^2 l n}{5,22 \cdot 10^{10} \text{ di } sg \phi t}$ $= 0.7677 \text{ psia}$
3. $\Delta P_s = \frac{f G s^2 ID_s (N+1)}{5.22 \cdot 10^{10} \text{ de } Sg \phi s}$ 1.5255 psia $\Delta P_s < 2 \text{ psia}$ (memenuhi)	3'. $\Delta I = \frac{4n v^2}{sg 2g 144}$ $v^2/2g = 0$ (Fig.27, Kern) $\Delta P_n = 1.6 \text{ psia}$ $\Delta P_t = 0.77 + 1.6 = 2.40$ $\Delta P_t < 10 \text{ psia}$ (memenuhi)

Konversi

in to m 0
 ft to m 0.3

Kesimpulan :

Spesifikasi	
Kode	: E-115
Fungsi	: Memanaskan Feed etanol sebelum memasuki reaktor
Tipe	: <i>2-4 shell and tube heat exchanger</i>
Kapasitas	: Massa fluida panas (M_1) = 326945 kg/jam Massa fluida dingin (m) = 192107 kg/jam
Jumlah	: 1 buah <i>heat exchanger</i>
Ukuran	
<i>Shell</i>	: ID = 10 in ; <i>Baffle Spacing</i> = 10 in = 0.3 m = 0.3 m
<i>Tube</i>	: OD = 3/4 in ; ID = 0.48 in, BWG = 12 = 0.02 m = 0.01 m Pt = 15/16 in (<i>triangular</i>) = 0.024 m Panjang = 18 ft = 5.5 m Jumlah <i>tube</i> = 62 buah
Bahan konstruks:	
<i>Shell</i>	: <i>Carbon steel</i>
<i>Tube</i>	: <i>Carbon steel</i>
ΔP	: 1.5255 psia (<i>liquid</i>) - <i>Shell</i> Allowable : 2 psia (<i>Shell</i>) 2.4002 psia (<i>liquid</i>) - <i>Tube</i> 10 psia (<i>Tube</i>)
<i>Dirt factor</i> (R_d)	: 0.0006 J. ft ² °F/Btu R_d Allowable = 0.0005 J. ft ² °F/Btu

DEC Cooler (E-314)

Fungsi Menurunkan suhu aliran produk DEC untuk disimpan ke dalam storage
 Tipe 1-2 *shell and tube heat exchanger*
 Jumlah 1 buah *heat exchanger*

Fluida Dingin :

T masuk (t_1) = 25 °C = 77 °F = 298.15 K
 T keluar (t_2) = 50 °C = 122 °F = 323.15 K
 P masuk = 1 bar = 14.70 psia
 P keluar = 1 bar = 14.51 psia

Fluida Panas :

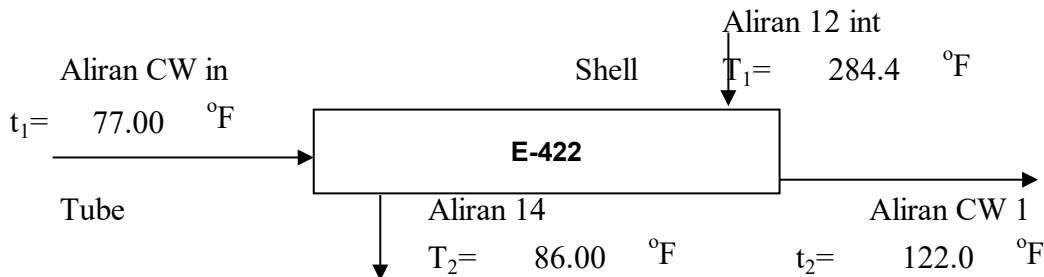
T masuk (T_1) = 140 °C = 284 °F = 413.35 K
 T keluar (T_2) = 30 °C = 86 °F = 303.15 K
 P masuk = 1.5 bar = 21.76 psia
 P keluar = 1 bar = 14.51 psia

T	Fluida Panas (°F)	Fluida Dingin (°F)
T masuk	284.36	77.0
T keluar	86.0	122.00

Digunakan *Heat Exchanger (shell and tubes)* :

(Tabel 10, Kern)

Panjang = 20 ft (ditentukan)
 BWG = 18
 Pitch = 1 1/4 in triangular
 Rd gab = 0.0005 (hr)(ft²)(°F)/Btu
 ΔP liquid = 10 psi
 OD = 1 in triangular;
 ID = 0.67 in triangular



1. Neraca Massa dan Neraca Energi

- Dari neraca energi (Appendiks B)
 Q yang ditransfer = 5838500.842 Btu
- Dari neraca massa (Appendiks A)
 Massa fluida dingin (m) = 58851 Kg = 129745.1 lb

$$\text{Massa fluida panas (M)} = 28533.00 \text{ Kg} = 62904.8 \text{ lb}$$

2. Mencari LMTD :

$$\text{LMTD} = (\Delta T_1 - \Delta T_2) / \ln (\Delta T_1 / \Delta T_2) ; \text{ dimana : } \Delta T_1 = \Delta T_{\text{panas}} = T_1 - t_2$$

$$\begin{aligned} \text{LMTD} &= (284.36 - 122.0) - (86 - 77.0) / \ln \Delta t_1 / \Delta t_2 \\ &= 53.02 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} - \text{ R} &= (T_1 - T_2) / (t_2 - t_1) ; & \text{ S} &= (t_2 - t_1) / T_1 - t_1 \\ \text{R} &= (284.36 - 86.0) / (122.0 - 77.0) = & 4.41 \\ \text{S} &= (122.0 - 77.0) / (284.36 - 77.0) = & 0.22 \end{aligned}$$

Dari perhitungan dan pembacaan *Kern, Appendiks, fig.18* , nilai *Ft* dapat diperoleh, yaitu :

$$\begin{aligned} - \text{ Ft} &= 0.74 , \text{ bila Ft} > 0,9; \text{ maka dicoba tipe 2-4 STHE, 3-6 STHE, dst} \\ - \Delta t &= \text{LMTD} \times \text{Fi} = 53.02 \times 0.74 = 39 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

3. Menghitung Tc (*Caloric Temperatur*)

$$\begin{aligned} - \text{ Tc} &= (T_2 + T_1) = (86 + 284.36) / 2 = 185.18 \text{ } ^\circ\text{F} \\ - \text{ tc} &= (t_2 + t_1) = (77.0 + 122) / 2 = 99.5 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

4. Trial Ud

$$- \text{ Ud} = 350 \text{ (Tabel 8, Kern)}$$

$$\begin{aligned} - \text{ A} &= Q / (\text{Ud} \times \text{Dt}) = 5838501 / (350 \times 39.2) \\ &= 425.18 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$- \text{ a}'' = 0.2618 \text{ ft}^2 / \text{lin ft} \text{ (Tabel 10, Kern)}$$

$$\begin{aligned} - \text{ Nt} &= A / (l \times \text{a}'') = 425.18 / (20 \times 0.2618) \\ &= 81 \end{aligned}$$

- Menggunakan : $N=2-P$

$$\text{Nt standar} = 86 \text{ (Tabel 9, Kern)}$$

$$\text{IDs} = 15 \text{ in (Tabel 9, Kern)}$$

$$\begin{aligned} \text{Ud koreksi} &= (\text{Nt} / \text{Nt standart}) \times \text{Ud} \\ &= (81 / 86) \times 350 \\ &= 330.48 \text{ Btu/J ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Kesimpulan Sementara Rancangan *Shell and Tube*

Bagian *Shell* :

- $ID_s = 15$ in (Diameter dalam *shell*)
- $B = 15$ in (*Baffle spacing, gas*) ($B =$ mendekati $1 \times ID_s$)
- $N+1 = 15.74$ (Jumlah *baffle*)
- $n' = 1$ (Jumlah *passes* pada *shell*)
- $d_e = 0.72$ in (Diameter ekuivalen) (Fig.28, Kern)

Bagian *Tube* :

- $d_i = 0.67$ in (Diameter dalam *tube*)
- $d_o = 1$ in (Diameter luar *tube*)
- $l = 20$ ft (Panjang *tube*)
- $n = 2$ (Jumlah *passes* pada *tube*) (Tabel 9, Kern)
- $N_t = 86$ (Jumlah *tube*) (Tabel 9, Kern)
- $P_t = 1 \frac{1}{4}$ in (Jarak antara sumbu *tube*)
- $c' = 0.2500$ in (Jarak antara diameter luar *tube*)
- $a'' = 0.2618$ ft² (Luas permukaan panjang) (Tabel 10, Kern)
- $a' = 0.355$ in² (Luas penampang aliran) (Tabel 10, Kern)
- $BWC = 8$

Keterangan :

Fluida dingin	μ	=	0.7642	cp	($T_c = 100$ oF)
	k	=	0.35880	Btu/(hr) (ft ²) (F/ft)	
	C_p	=	0.965	Btu/lb F	
Fluida panas	μ	=	0.0850	cp	($T_c = 185$ oF)
	k	=	0.1537	Btu/(hr) (ft ²) (F/ft)	
	C_p	=	0.0857	Btu/lb F	

EVALUASI PERPINDAHAN PANAS

Bagian <i>Shell</i>	Bagian <i>Tube</i>
5. $as = (IDs \times B \times c') / (n' \times Pt \times 144)$ $= 15 \text{ in} \times 15 \times 0.2500 \text{)} /$ $1 \times 1.25 \text{ in} \times 144 \text{)}$ $= 0.323 \text{ ft}^2$	5'. $at' = 0.355 \text{ ft}^2$ $at = (Nt \times at') / 144n$ $= (86 \times 0.4 \text{ ft}^2) /$ $(144 \times 2 \text{)}$ $= 0.106 \text{ ft}^2$
6. $Gs = m / as$ $= 62904.8 / 0.323$ $= 194749.69 \text{ lb/hr.ft}^2$ $\mu = 0.0850 \text{ cp (Tc = 186 }^\circ\text{F)}$ $= 0.0850 \text{ cp} \times 2.4$ $= 0.206 \text{ lb/hr.ft}$	6'. $Gt = M / at$ $= 129745 / 0.106$ $= 1223930.6 \text{ lb/hr.ft}^2$ $V = Gt / 3600 \rho ; (tc = 90,5 \text{ }^\circ\text{F})$ $= 1223930.6 / 3600 \times 62,56$ $= 5.43 \text{ ft/s}$ $\mu = 0.7642 \times 2.4$ $= 1.849 \text{ lb/hr.ft}$
7. $Re = (de/12) \times Gs / \mu$ $= \text{###} \times 194749.69 / 0.21$ $= 28843.21$	7'. $Re = ID \times Gt / \mu$ $= ((0.67 / 12) \times$ $1223930.6 \text{)} / 1.85$ $= 36951.15$
8. $jH = 98 \text{ (Fig.28, Kern)}$	
9. $ho = jH \times (k/d_e) \times (Cp \cdot \mu / k)^{1/3}$ $= 98 \times (0.15370 / 0.06)$ $(0.09 \times 0.206 / \text{###})^{1/3}$ $= 1463.672 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)}(^\circ\text{F)}$	9'. Karena fluidanya air, maka: $hi = \text{###} \times 1.00 \text{ (Fig. 25 Kern)}$ $= 1700 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)}(^\circ\text{F)}$
Bila $\mu \leq 1$, maka $(\mu/\mu = 1$	10'. $hio = \text{###} \times 0.67 / \#$ $hi * ID/OD = 1139.00 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)}(^\circ\text{F)}$

11. Evaluasi Uc

$$\begin{aligned}
 - \quad U_c &= (h_{io} \times h_o) / (h_{io} + h_o) \\
 &= 1139.0 \times 1463.7 / (1139 + 1463.67) \\
 &= 640.543 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}
 \end{aligned}$$

12. Evaluasi Ud

$$\begin{aligned}
 - \quad a'' &= 0.2618 \text{ ft}^2/\text{lin ft} \\
 - \quad A &= N_t \times l \times a'' \times 1 \\
 &= 86 \times 20 \times \text{###} \times 1 = 450.30 \text{ ft}^2 \\
 - \quad U_d &= Q / A \Delta t \\
 &= 5838501 / 450.30 \times 39 \\
 &= 330.48 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}
 \end{aligned}$$

13. Evaluasi Rd

$$\begin{aligned}
 - \quad R_d &= (U_c - U_d) / (U_c \times U_d) \\
 &= (640.543 - 330.48) / (640.54 \times 330.48) \\
 &= 0.00146 \text{ (hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)/Btu} > R_d \text{ ditetapkan } = 0,000: \text{(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)/Btu} \\
 &\hspace{15em} \text{(memenuhi)}
 \end{aligned}$$

EVALUASI PENURUNAN TEKANAN	
Bagian Shell	Bagian Tube
1. $N_{res} = 28843.21$ $f = 0.0021$ (Fig.29, Kern)	1'. $N_{ret} = 36951.15$ $f = 0.00018$ (Fig.26, Kern) $sg = 1$
2. $N + 1 = 12 L \times n' / B$ $= 12 \times 20 \times 1 / 15$ $= 16$ $ID_s = 15 / 12$ 1.3 ft $S.g. = 0.10$	2'. $\Delta I = \frac{f G t^2 l n}{5,22 \cdot 10^{10} \text{ di } sg \phi t}$ $= 0.3139 \text{ psia}$
3. $\Delta P_s = \frac{f G s^2 ID_s (N+1)}{5.22 \cdot 10^{10} \text{ de } Sg \phi s}$ 1.8164 psia $\Delta P_s < 10 \text{ psia}$ (memenuhi)	3'. $\Delta I = \frac{4n v^2}{sg \cdot 2g \cdot 144}$ $v^2/2g = 0.01$ (Fig.27, Kern) $\Delta P_n = 0.1 \text{ psia}$ $\Delta P_t = \text{###} + 0.1 = 0.46$ $\Delta P_t < 10 \text{ psia}$ (memenuhi)

Konversi
 in to : 0.03
 ft to : 0.30

Kesimpulan :

Spesifikasi	
Kode	: E-314
Fungsi	: Menurunkan suhu aliran produk DEC untuk disimpan ke dalam stora
Tipe	: <i>1-2 shell and tube heat exchanger</i>
Kapasitas	: Massa fluida panas (M_1) = 28533 kg/jam Massa fluida dingin (m) = 58851 kg/jam
Jumlah	: 1 buah <i>heat exchanger</i>
Ukuran	
<i>Shell</i>	: ID = 15 in ; <i>Baffle Spacing</i> = 15 in = 0.4 m = 0.4 m
<i>Tube</i>	: OD = 1 in ; ID = 0.7 in, BWG = 8 = 0.03 m = 0.02 m Pt = 1 1/4 in (<i>triangular</i>) = 0.032 m Panjang = 20 ft = 6.1 m Jumlah <i>tube</i> = 86 buah
Bahan konstruks:	
<i>Shell</i>	: <i>Carbon steel</i>
<i>Tube</i>	: <i>Carbon steel</i>
ΔP	: 1.8164 psia (<i>liquid</i>) - <i>Shell</i> Allowable : 10 psia (<i>Shell</i>) 0.46 psia (<i>liquid</i>) - <i>Tube</i> 10 psia (<i>Tube</i>)
<i>Dirt factor</i> (R_d)	: 0.00146 J. ft ² °F/Btu R_d Allowable = 0.0005 J. ft ² °F/Btu

Propilen Karbonat Cooler (E-317)

Fungsi Menurunkan suhu aliran produk Propilen Karbonat untuk disimpan ke dalam storage
 Tipe 1-2 *shell and tube heat exchanger*
 Jumlah 1 buah *heat exchanger*

Fluida Dingin :

T masuk (t_1) = 25 °C = 77 °F = 298.15 K
 T keluar (t_2) = 50 °C = 122 °F = 323.15 K
 P masuk = 1 bar = 14.70 psia
 P keluar = 1 bar = 14.51 psia

Fluida Panas :

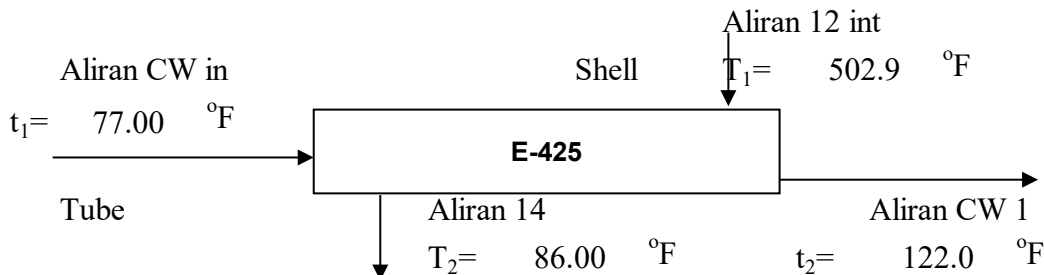
T masuk (T_1) = 262 °C = 503 °F = 534.75 K
 T keluar (T_2) = 30 °C = 86 °F = 303.15 K
 P masuk = 3.4 bar = 49.33 psia
 P keluar = 1.1 bar = 15.96 psia

T	Fluida Panas (°F)	Fluida Dingin (°F)
T masuk	502.88	77.0
T keluar	86.0	122.00

Digunakan *Heat Exchanger (shell and tubes)* :

(Tabel 10, Kern)

Panjang = 16 ft (ditentukan)
 BWG = 18
 Pitch = 1 7/8 in triangular
 Rd gab = 0.0005 (hr)(ft²)(°F)/Btu
 ΔP liquid = 10 psi
 OD = 1 1/2 in triangular;
 ID = 1.4 in triangular



1. Neraca Massa dan Neraca Energi

- Dari neraca energi (Appendiks B)
 Q yang ditransfer = 8165505.992 Btu
- Dari neraca massa (Appendiks A)
 Massa fluida dingin (m) = 82306.91589 Kg = 181456.6 lb

$$\text{Massa fluida panas (M)} = 34634.31 \text{ Kg} = 76356.0 \text{ lb}$$

2. Mencari LMTD :

$$\text{LMTD} = (\Delta T_1 - \Delta T_2) / \ln (\Delta T_1 / \Delta T_2) ; \text{ dimana : } \Delta T_1 = \Delta T_{\text{panas}} = T_1 - t_2$$

$$\begin{aligned} \text{LMTD} &= (502.88 - 122.0) - (86 - 77.0) / \ln \Delta t_1 / \Delta t_2 \\ &= 99.29 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} - \text{ R} &= (T_1 - T_2) / (t_2 - t_1) ; & \text{ S} &= (t_2 - t_1) / T_1 - t_1 \\ \text{R} &= (502.88 - 86.0) / (122.0 - 77.0) = 9.26 \\ \text{S} &= (122.0 - 77.0) / (502.88 - 77.0) = 0.11 \end{aligned}$$

Dari perhitungan dan pembacaan *Kern, Appendiks, fig.18* , nilai *Ft* dapat diperoleh, yaitu :

$$\begin{aligned} - \text{ Ft} &= 0.73 , \text{ bila Ft} > 0,9; \text{ maka dicoba tipe 2-4 STHE, 3-6 STHE, dst} \\ - \Delta t &= \text{LMTD} \times \text{Fi} = 99.29 \times 0.73 = 72 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

3. Menghitung Tc (*Caloric Temperatur*)

$$\begin{aligned} - \text{ Tc} &= (T_2 + T_1) = (86 + 502.88) / 2 = 294.44 \text{ } ^\circ\text{F} \\ - \text{ tc} &= (t_2 + t_1) = (77.0 + 122) / 2 = 99.5 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

4. Trial Ud

$$\begin{aligned} - \text{ Ud} &= 350 \text{ (Tabel 8, Kern)} \\ - \text{ A} &= \text{Q} / (\text{Ud} \times \text{Dt}) = 8165506 / (350 \times 72.5) \\ &= 321.86 \text{ ft}^2 \\ - \text{ a}'' &= 0.3925 \text{ ft}^2 / \text{lin ft} \text{ (Tabel 10, Kern)} \\ - \text{ Nt} &= \text{A} / (1 \times \text{a}'') = 321.86 / (16 \times 0.3925) \\ &= 51 \\ - \text{ Menggunakan : N=1-P} \\ \text{Nt standar} &= 61 \text{ (Tabel 9, Kern)} \\ \text{IDs} &= 19 \text{ in (Tabel 9, Kern)} \\ \text{Ud koreksi} &= (\text{Nt} / \text{Nt standart}) \times \text{Ud} \\ &= (51 / 61) \times 350 \\ &= 294.07 \text{ Btu/J ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Kesimpulan Sementara Rancangan *Shell and Tube*

Bagian *Shell* :

- $ID_s = 19$ in (Diameter dalam *shell*)
- $B = 19$ in (*Baffle spacing, gas*) ($B =$ mendekati $1 \times ID_s$)
- $N+1 = 9.97$ (Jumlah *baffle*)
- $n' = 1$ (Jumlah *passes* pada *shell*)
- $d_e = 0.72$ in (Diameter ekuivalen) (Fig.28, Kern)

Bagian *Tube* :

- $d_i = 1.40$ in (Diameter dalam *tube*)
- $d_o = 1 \frac{1}{2}$ in (Diameter luar *tube*)
- $l = 16$ ft (Panjang *tube*)
- $n = 1$ (Jumlah *passes* pada *tube*) (Tabel 9, Kern)
- $N_t = 61$ (Jumlah *tube*) (Tabel 9, Kern)
- $P_t = 1 \frac{7}{8}$ in (Jarak antara sumbu *tube*)
- $c' = 0.3750$ in (Jarak antara diameter luar *tube*) ($P_t - D_o$)
- $a'' = 0.3925$ ft² (Luas permukaan panjang) (Tabel 10, Kern)
- $a' = 1.540$ in² (Luas penampang aliran) (Tabel 10, Kern)
- $BWC = 18$

Keterangan :

Fluida dingin	μ	=	0.7642	cp	($T_c = 100$ oF)
	k	=	0.35880	Btu/(hr) (ft ²) (F/ft)	
	C_p	=	0.965	Btu/lb F	
Fluida panas	μ	=	1.6370	cp	($T_c = 294$ oF)
	k	=	0.0950	Btu/(hr) (ft ²) (F/ft)	
	C_p	=	0.4689	Btu/lb F	

EVALUASI PERPINDAHAN PANAS

Bagian <i>Shell</i>	Bagian <i>Tube</i>
5. $as = (IDs \times B \times c') / (n' \times Pt \times 144)$ $= 19 \text{ in} \times 19 \times 0.3750 / (1 \times 1.88 \text{ in} \times 144)$ $= 0.515 \text{ ft}^2$	5'. $at' = 1.540 \text{ ft}^2$ $at = (Nt \times at') / 144n$ $= (61 \times 1.5 \text{ ft}^2) / (144 \times 1)$ $= 0.652 \text{ ft}^2$
6. $Gs = m / as$ $= 76356.0 / 0.515$ $= 148359.07 \text{ lb/hr.ft}^2$ $\mu = 1.6370 \text{ cp} \text{ (Tc = 186 }^\circ\text{F)}$ $= 1.6370 \text{ cp} \times 2.4$ $= 3.962 \text{ lb/hr.ft}$	6'. $Gt = M / at$ $= 181457 / 0.652$ $= 278153.7 \text{ lb/hr.ft}^2$ $V = Gt / 3600 \rho \text{ ;(tc = 90,5 }^\circ\text{F)}$ $= 278153.7 / 3600 \times 62,56$ $= 1.24 \text{ ft/s}$ $\mu = 0.7642 \times 2.4$ $= 1.849 \text{ lb/hr.ft}$
7. $Re = (de/12) \times Gs / \mu$ $= ### \times 148359.07 / 3.96$ $= 423165.9$	7'. $Re = ID \times Gt / \mu$ $= ((1.40 / 12) \times 278153.7) / 1.85$ $= 17547.25$
8. $jH = 450 \text{ (Fig.28, Kern)}$	
9. $ho = jH \times (k/d_e) \times (Cp \cdot \mu / k)^{1/3}$ $= 450 \times (0.09504 / 0.06) (0.47 \times 3.962 / ###)^{1/3}$ $= 23040.66 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)}(^\circ\text{F)}$	9'. Karena fluidanya air, maka: $hi = 750 \times 1.00 \text{ (Fig. 25 Kern)}$ $= 750 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)}(^\circ\text{F)}$
Bila $\mu \leq 1$, maka $(\mu/\mu = 1$	10'. $hio = 750 \times 1.40 / ###$ $hi * ID/OD = 700.00 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)}(^\circ\text{F)}$

11. Evaluasi U_c

$$\begin{aligned}
 - \quad U_c &= (h_{io} \times h_o) / (h_{io} + h_o) \\
 &= 700.0 \times 23040.7 / (700 + 23040.66) \\
 &= 679.360 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}
 \end{aligned}$$

12. Evaluasi U_d

$$\begin{aligned}
 - \quad a'' &= 0.3925 \text{ ft}^2/\text{lin ft} \\
 - \quad A &= N_t \times l \times a'' \times 1 \\
 &= 61 \times 16 \times \text{###} \times 1 = 383.08 \text{ ft}^2 \\
 - \quad U_d &= Q / A \Delta t \\
 &= 8165506 / 383.08 \times 72 \\
 &= 294.07 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}
 \end{aligned}$$

13. Evaluasi R_d

$$\begin{aligned}
 - \quad R_d &= (U_c - U_d) / (U_c \times U_d) \\
 &= (679.360 - 294.07) / (679.36 \times 294.07) \\
 &= 0.00193 \text{ (hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)/Btu} > R_d \text{ ditetapkan } = 0,000: \text{(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)/Btu} \\
 &\hspace{15em} \text{(memenuhi)}
 \end{aligned}$$

EVALUASI PENURUNAN TEKANAN	
Bagian Shell	Bagian Tube
1. N _{res} = 423165.88 f = 0.001 (Fig.29, Kern)	1'. N _{ret} = 17547.25 f = 0.00028 (Fig.26, Kern) sg = 1
2. N + 1 = 12 L x n' / B = 12 x 16 x 1 / 19 = 10 ID _s = 19 / 12 = 1.6 ft S.g. = 0.10	2'. ΔI = $\frac{f G t^2 l n}{5,22 \cdot 10^{10} \text{ di sg } \phi t}$ = 0.0048 psia
3. ΔP _s = $\frac{f G s^2 \text{ ID}_s (N+1)}{5.22 \cdot 10^{10} \text{ de Sg } \phi s}$ = 0.4016 psia ΔP _s < 10 psia (memenuhi)	3'. ΔI = $\frac{4n v^2}{\text{sg } 2g \cdot 144}$ v ² /2g = 0.01 (Fig.27, Kern) ΔP _n = 0.1 psia ΔP _t = ### + 0.1 = 0.08 ΔP _t < 10 psia (memenuhi)

Konversi
 in to : 0.03
 ft to : 0.30

Kesimpulan :

Spesifikasi	
Kode	: E-317
Fungsi	: Menurunkan suhu aliran produk Propilen Karbonat untuk disimpan ke dalam storage
Tipe	: <i>1-2 shell and tube heat exchanger</i>
Kapasitas	: Massa fluida panas (M_1) = 34634 kg/jam Massa fluida dingin (m_2) = 82307 kg/jam
Jumlah	: 1 buah <i>heat exchanger</i>
Ukuran	
<i>Shell</i>	: ID = 19 in ; <i>Baffle Spacing</i> = 19 in = 0.5 m = 0.5 m
<i>Tube</i>	: OD = 1.5 in ; ID = 1.4 in, BWG = 8 = 0 m = 0 m Pt = 1 7/8 in (<i>triangular</i>) = 0.048 m Panjang = 16 ft = 4.9 m Jumlah <i>tube</i> = 61 buah
Bahan konstruks:	
<i>Shell</i>	: <i>Carbon steel</i>
<i>Tube</i>	: <i>Carbon steel</i>
ΔP	: 0.4016 psia (<i>liquid</i>) - <i>Shell</i> Allowable : 10 psia (<i>Shell</i>) 0.08 psia (<i>liquid</i>) - <i>Tube</i> 10 psia (<i>Tube</i>)
<i>Dirt factor</i> (R_d)	: 0.00193 J. ft ² °F/Btu R_d Allowable = 0.0005 J. ft ² °F/Btu

PEE Cooler (E-315)

Fungsi Menurunkan suhu aliran produk PEE untuk disimpan ke dalam storage
 Tipe 1-2 *shell and tube heat exchanger*
 Jumlah 1 buah *heat exchanger*

Fluida Dingin :

T masuk (t_1) = 25 °C = 77 °F = 298.15 K
 T keluar (t_2) = 50 °C = 122 °F = 323.15 K
 P masuk = 1 bar = 14.70 psia
 P keluar = 1 bar = 14.51 psia

Fluida Panas :

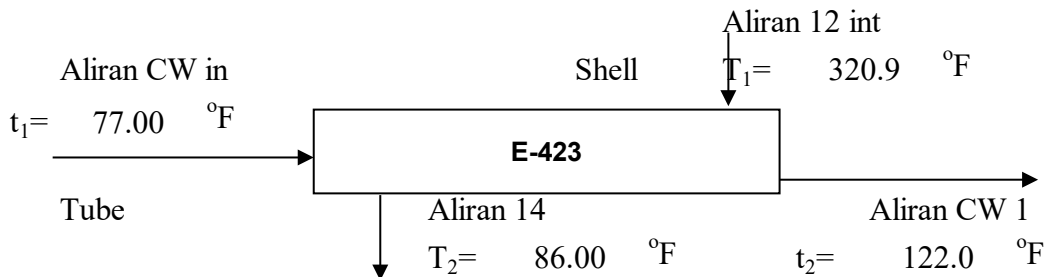
T masuk (T_1) = 161 °C = 321 °F = 433.65 K
 T keluar (T_2) = 30 °C = 86 °F = 303.15 K
 P masuk = 2.1 bar = 30.47 psia
 P keluar = 1.1 bar = 15.96 psia

T	Fluida Panas (°F)	Fluida Dingin (°F)
T masuk	320.90	77.0
T keluar	86.0	122.00

Digunakan *Heat Exchanger (shell and tubes)* :

(Tabel 10, Kern)

Panjang = 20 ft (ditentukan)
 BWG = 8
 Pitch = 1 1/4 in triangular
 Rd gab = 0.001 (hr)(ft²)(°F)/Btu
 ΔP liquid = 10 psi
 OD = 1 in triangular;
 ID = 0.67 in triangular



1. Neraca Massa dan Neraca Energi

- Dari neraca energi (Appendiks B)
 Q yang ditransfer = 880448.0727 Btu
- Dari neraca massa (Appendiks A)
 Massa fluida dingin (m) = 8874.76729 Kg = 19565.6 lb

$$\text{Massa fluida panas (M)} = 4171.19 \text{ Kg} = 9195.9 \text{ lb}$$

2. Mencari LMTD :

$$\text{LMTD} = (\Delta T_1 - \Delta T_2) / \ln (\Delta T_1 / \Delta T_2) ; \text{ dimana : } \Delta T_1 = \Delta T_{\text{panas}} = T_1 - t_2$$

$$\Delta T_2 = \Delta T_{\text{dingin}} = T_2 - t_1$$

$$\begin{aligned} \text{LMTD} &= (320.90 - 122.0) - (86 - 77.0) / \ln \Delta t_1 / \Delta t_2 \\ &= 61.35 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} - \text{ R} &= (T_1 - T_2) / (t_2 - t_1) ; & \text{ S} &= (t_2 - t_1) / T_1 - t_1 \\ \text{R} &= (320.90 - 86.0) / (122.0 - 77.0) = 5.22 \\ \text{S} &= (122.0 - 77.0) / (320.90 - 77.0) = 0.18 \end{aligned}$$

Dari perhitungan dan pembacaan *Kern, Appendiks, fig.18* , nilai *Ft* dapat diperoleh, yaitu :

$$- \text{ Ft} = 0.62 , \text{ bila Ft} > 0,9; \text{ maka dicoba tipe 2-4 STHE, 3-6 STHE, dst}$$

$$- \Delta t = \text{LMTD} \times \text{Ft} = 61.35 \times 0.62 = 38 \text{ } ^\circ\text{F}$$

3. Menghitung Tc (*Caloric Temperatur*)

$$- \text{ Tc} = (T_2 + I) = (86 + 320.90) / 2 = 203.45 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$- \text{ tc} = (t_2 + t_1) = (77.0 + 122) / 2 = 99.5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

4. Trial Ud

$$- \text{ Ud} = 250 \text{ (Tabel 8, Kern)}$$

$$\begin{aligned} - \text{ A} &= Q / (\text{Ud} \times \text{Dt}) = 880448 / (250 \times 38.0) \\ &= 92.60 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$- \text{ a}'' = 0.2618 \text{ ft}^2 / \text{lin ft} \text{ (Tabel 10, Kern)}$$

$$\begin{aligned} - \text{ Nt} &= A / (1 \times \text{a}'') = 92.60 / (20 \times 0.2618) \\ &= 18 \end{aligned}$$

- Menggunakan : $N=1-P$

$$\text{Nt standar} = 21 \text{ (Tabel 9, Kern)}$$

$$\text{IDs} = 8 \text{ in (Tabel 9, Kern)}$$

$$\begin{aligned} \text{Ud koreksi} &= (\text{Nt} / \text{Nt standar}) \times \text{Ud} \\ &= (18 / 21) \times 250 \\ &= 210.53 \text{ Btu/J ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Kesimpulan Sementara Rancangan *Shell and Tube*

Bagian *Shell* :

-	IDs	=	8	in	(Diameter dalam <i>shell</i>)	
-	B	=	8	in	(<i>Baffle spacing, gas</i>) (B = mendekati 1 x IDs)	
-	N+1	=	30.00		(Jumlah <i>baffle</i>)	
-	n'	=	1		(Jumlah <i>passes</i> pada <i>shell</i>)	
-	de	=	0.72	in	(Diameter ekuivalen)	(Fig.28, Kern)

Bagian *Tube* :

-	di	=	0.67	in	(Diameter dalam <i>tube</i>)	
-	do	=	1	in	(Diameter luar <i>tube</i>)	
-	l	=	20	ft	(Panjang <i>tube</i>)	
-	n	=	1		(Jumlah <i>passes</i> pada <i>tube</i>)	(Tabel 9, Kern)
-	Nt	=	21		(Jumlah <i>tube</i>)	(Tabel 9, Kern)
-	Pt	=	1 1/4	in	(Jarak antara sumbu <i>tube</i>)	
-	c'	=	0.2500	in	(Jarak antara diameter luar <i>tube</i>)	
-	a''	=	0.2618	ft ²	(Luas permukaan panjang)	(Tabel 10, Kern)
-	a'	=	0.355	in ²	(Luas penampang aliran)	(Tabel 10, Kern)
-	BWG	=	8			

Keterangan :

Fluida din	-	μ	=	0.7642	cp	(Tc = 100 oF)
	-	k	=	0.35880	Btu/(hr) (ft ²) (F/ft)	
	-	Cp	=	0.965	Btu/lb F	
Fluida par	-	μ	=	0.3593	cp	(Tc = 203 oF)
	-	k	=	0.0606	Btu/(hr) (ft ²) (F/ft)	
	-	Cp	=	0.4198	Btu/lb F	

EVALUASI PERPINDAHAN PANAS

Bagian <i>Shell</i>	Bagian <i>Tube</i>
5. $as = (IDs \times B \times c') / (n' \times Pt \times 144)$ $= 8 \text{ in} \times 8 \times 0.2500 / (1 \times 1.25 \text{ in} \times 144)$ $= 0.089 \text{ ft}^2$	5'. $at' = 0.355 \text{ ft}^2$ $at = (Nt \times at') / 144n$ $= (21 \times 0.4 \text{ ft}^2) / (144 \times 1)$ $= 0.052 \text{ ft}^2$
6. $Gs = m / as$ $= 9195.9 / 0.089$ $= 103454.41 \text{ lb/hr.ft}^2$ $\mu = 0.3593 \text{ cp} \text{ (Tc = 402,08 } ^\circ\text{F)}$ $= 0.3593 \text{ cp} \times 2.4$ $= 0.870 \text{ lb/hr.ft}$	6'. $Gt = M / at$ $= 19566 / 0.052$ $= 377927.4 \text{ lb/hr.ft}^2$ $V = Gt / 3600 \rho \text{ ;(tc = 99,5 } ^\circ\text{F)}$ $= 377927.4 / 3600 \times 62,56$ $= 1.68 \text{ ft/s}$ $\mu = 0.7642 \times 2.4$ $= 1.849 \text{ lb/hr.ft}$
7. $Re = (de/12) \times Gs / \mu$ $= ### \times 103454.41 / 0.87$ $= 64767.05$	7'. $Re = ID \times Gt / \mu$ $= ((0.67 / 12) \times 377927.4) / 1.85$ $= 11409.84$
8. $jH = 170 \text{ (Fig.28, Kern)}$	
9. $ho = jH \times (k/d_e) \times (Cp \cdot \mu / k)^{1/3}$ $= 170 \times (0.06061 / 0.06)$ $(0.42 \times 0.870 / ###)^{1/3}$ $= 3749.271 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)}(^{\circ}\text{F)}$	9'. Karena fluidanya air, maka: $hi = 600 \times 0.98 \text{ (Fig. 25 Kern)}$ $= 588 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)}(^{\circ}\text{F)}$
$a \mu \leq 1, \text{ maka } (\mu / \mu_i) = 1$	10'. $hio = 588 \times 0.67 / #$ $hi * ID/OD = 393.96 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)}(^{\circ}\text{F)}$

11. Evaluasi Uc

$$\begin{aligned}
 - \quad U_c &= (h_{io} \times h_o) / (h_{io} + h_o) \\
 &= 394.0 \times 3749.3 \text{)} / (394 + 3749.27 \text{)} \\
 &= 356.500 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}
 \end{aligned}$$

12. Evaluasi Ud

$$\begin{aligned}
 - \quad a'' &= 0.2618 \text{ ft}^2/\text{lin ft} \\
 - \quad A &= N_t \times l \times a'' \times 1 \\
 &= 21 \times 20 \times \text{###} \times 1 = 109.96 \text{ ft}^2 \\
 - \quad U_d &= Q / A \Delta t \\
 &= 880448 / 109.96 \times 38 \\
 &= 210.53 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}
 \end{aligned}$$

13. Evaluasi Rd

$$\begin{aligned}
 - \quad R_d &= (U_c - U_d) / (U_c \times U_d) \\
 &= (356.500 - 210.53 \text{)} / (356.50 \times 210.53 \text{)} \\
 &= 0.00194 \text{ (hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)/Btu} > R_d \text{ ditetapkan } = 0,001 \text{ (hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)/Btu} \\
 &\hspace{15em} \text{(memenuhi)}
 \end{aligned}$$

EVALUASI PENURUNAN TEKANAN	
Bagian Shell	Bagian Tube
1. $N_{res} = 64767.05$ $f = 0.0015$ (Fig.29, Kern)	1'. $N_{ret} = 11409.84$ $f = 0.00029$ (Fig.26, Kern) $sg = 1$
2. $N + 1 = 12 L \times n' / B$ $= 12 \times 20 \times 1 / 8$ $= 30$ $ID_s = 8 / 12$ 0.7 ft $S.g. = 0.10$	2'. $\Delta I = \frac{f G t^2 l n}{5,22 \cdot 10^{10} \text{ di } sg \phi t}$ $= 0.0241 \text{ psia}$
3. $\Delta P_s = \frac{f G s^2 ID_s (N+1)}{5.22 \cdot 10^{10} \text{ de } Sg \phi s}$ 0.3661 psia $\Delta P_s < 10 \text{ psia}$ (memenuhi)	3'. $\Delta I = \frac{4n v^2}{sg 2g 144}$ $v^2/2g = 0.01$ (Fig.27, Kern) $\Delta P_n = 0.1 \text{ psia}$ $\Delta P_t = \text{###} + 0.1 = 0.10$ $\Delta P_t < 10 \text{ psia}$ (memenuhi)

Konversi

in to m 0.03
 ft to m 0.30

Kesimpulan :

Spesifikasi	
Kode	: E-315
Fungsi	: Menurunkan suhu aliran produk PEE untuk disimpan ke dalam storage
Tipe	: <i>1-2 shell and tube heat exchanger</i>
Kapasitas	: Massa fluida panas (M ₁) = 4171 kg/jam Massa fluida dingin (m ₂) = 8875 kg/jam
Jumlah	: 1 buah <i>heat exchanger</i>
Ukuran	
<i>Shell</i>	: ID = 8 in ; <i>Baffle Spacing</i> = 8 in = 0.2 m = 0.2 m
<i>Tube</i>	: OD = 1 in ; ID = 0.7 in, BWG = 8 = 0 m = 0 m Pt = 1 1/4 in (<i>triangular</i>) = 0.032 m Panjang = 20 ft = 6.1 m Jumlah <i>tube</i> = 21 buah
Bahan konstruksi:	
<i>Shell</i>	: <i>Carbon steel</i>
<i>Tube</i>	: <i>Carbon steel</i>
ΔP	: 0.3661 psia (<i>liquid</i>) - <i>Shell</i> Allowable : 10 psia (<i>Shell</i>) 0.10 psia (<i>liquid</i>) - <i>Tube</i> 10 psia (<i>Tube</i>)
<i>rt factor</i> (R)	: 0.00194 J. ft ² °F/Btu Rd Allowable = 0.001 J. ft ² °F/Btu

Propilen Glikol Cooler (E-318)

Fungsi Menurunkan suhu aliran produk Propilen Glikol untuk disimpan ke dalam s
 Tipe 1-2 *shell and tube heat exchanger*
 Jumlah 1 buah *heat exchanger*

Fluida Dingin :

T masuk (t_1) = 25 °C = 77 °F = 298.15 K
 T keluar (t_2) = 50 °C = 122 °F = 323.15 K
 P masuk = 1 bar = 14.70 psia
 P keluar = 1 bar = 14.51 psia

Fluida Panas :

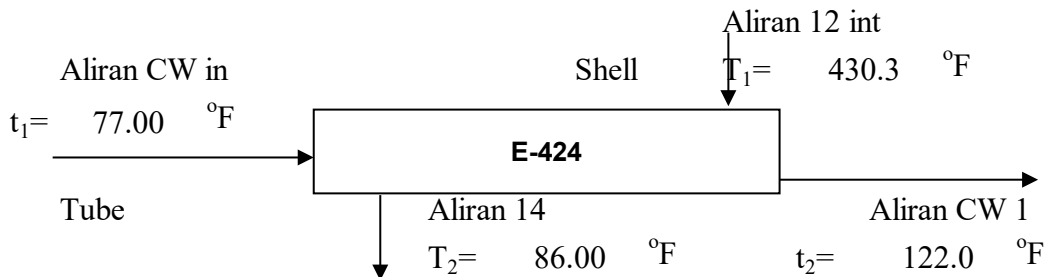
T masuk (T_1) = 221 °C = 430 °F = 494.45 K
 T keluar (T_2) = 30 °C = 86 °F = 303.15 K
 P masuk = 2.8 bar = 40.62 psia
 P keluar = 1.1 bar = 15.96 psia

T	Fluida Panas (°F)	Fluida Dingin (°F)
T masuk	430.34	77.0
T keluar	86.0	122.00

Digunakan *Heat Exchanger (shell and tubes)* :

(Tabel 10, Kern)

Panjang = 20 ft (ditentukan)
 BWG = 8
 Pitch = 1 1/4 in triangular
 Rd gab = 0.0005 (hr)(ft²)(°F)/Btu
 ΔP liquid = 10 psi
 OD = 1 in triangular;
 ID = 0.67 in triangular



1. Neraca Massa dan Neraca Energi

- Dari neraca energi (Appendiks B)
 Q yang ditransfer = 9976369.898 Btu
- Dari neraca massa (Appendiks A)
 Massa fluida dingin (m) = 100560.117 Kg = 221698.3 lb

$$\text{Massa fluida panas (M)} = 23034.67115 \text{ Kg} = 50783.0 \text{ lb}$$

2. Mencari LMTD :

$$\text{LMTD} = (\Delta T_1 - \Delta T_2) / \ln (\Delta T_1 / \Delta T_2) ; \text{ dimana : } \Delta T_1 = \Delta T_{\text{panas}} = T_1 - t_2$$

$$\Delta T_2 = \Delta T_{\text{dingin}} = T_2 - t_1$$

$$\begin{aligned} \text{LMTD} &= (430.34 - 122.0) - (86 - 77.0) / \ln \Delta t_1 / \Delta t_2 \\ &= 84.70 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} - \text{ R} &= (T_1 - T_2) / (t_2 - t_1) ; & \text{ S} &= (t_2 - t_1) / T_1 - t_1 \\ \text{R} &= (430.34 - 86.0) / (122.0 - 77.0) = 7.65 \\ \text{S} &= (122.0 - 77.0) / (430.34 - 77.0) = 0.13 \end{aligned}$$

Dari perhitungan dan pembacaan *Kern, Appendiks, fig.18* , nilai *Ft* dapat diperoleh, yaitu :

$$- \text{ Ft} = 0.72 , \text{ bila Ft} > 0,9; \text{ maka dicoba tipe 2-4 STHE, 3-6 STHE, dst}$$

$$- \Delta t = \text{LMTD} \times \text{Ft} = 84.70 \times 0.72 = 61 \text{ } ^\circ\text{F}$$

3. Menghitung Tc (*Caloric Temperatur*)

$$- \text{ Tc} = (T_2 + I) = (86 + 430.34) / 2 = 258.17 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$- \text{ tc} = (t_2 + t_1) = (77.0 + 122) / 2 = 99.5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

4. Trial Ud

$$- \text{ Ud} = 250 \text{ (Tabel 8, Kern)}$$

$$\begin{aligned} - \text{ A} &= Q / (\text{Ud} \times \text{Dt}) = 9976370 / (250 \times 61.0) \\ &= 654.33 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$- \text{ a}'' = 0.2618 \text{ ft}^2 / \text{lin ft} \text{ (Tabel 10, Kern)}$$

$$\begin{aligned} - \text{ Nt} &= A / (1 \times \text{a}'') = 654.33 / (20 \times 0.2618) \\ &= 125 \end{aligned}$$

- Menggunakan : N=1-P

$$\text{Nt standar} = 131 \text{ (Tabel 9, Kern)}$$

$$\text{IDs} = 17 \text{ in (Tabel 9, Kern)}$$

$$\begin{aligned} \text{Ud koreksi} &= (\text{Nt} / \text{Nt standar}) \times \text{Ud} \\ &= (125 / 131) \times 250 \\ &= 238.49 \text{ Btu/J ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Kesimpulan Sementara Rancangan *Shell and Tube*

Bagian *Shell* :

-	IDs	=	17	in	(Diameter dalam <i>shell</i>)	
-	B	=	17	in	(<i>Baffle spacing, gas</i>) (B = mendekati 1 x IDs)	
-	N+1	=	13.91		(Jumlah <i>baffle</i>)	
-	n'	=	1		(Jumlah <i>passes</i> pada <i>shell</i>)	
-	de	=	0.72	in	(Diameter ekuivalen)	(Fig.28, Kern)

Bagian *Tube* :

-	di	=	0.67	in	(Diameter dalam <i>tube</i>)	
-	do	=	1	in	(Diameter luar <i>tube</i>)	
-	l	=	20	ft	(Panjang <i>tube</i>)	
-	n	=	1		(Jumlah <i>passes</i> pada <i>tube</i>)	(Tabel 9, Kern)
-	Nt	=	131		(Jumlah <i>tube</i>)	(Tabel 9, Kern)
-	Pt	=	1 1/4	in	(Jarak antara sumbu <i>tube</i>)	
-	c'	=	0.2500	in	(Jarak antara diameter luar <i>tube</i>)	(c' = Pt - do)
-	a"	=	0.2618	ft ²	(Luas permukaan panjang)	(Tabel 10, Kern)
-	a'	=	0.355	in ²	(Luas penampang aliran)	(Tabel 10, Kern)
-	BWG	=	8			

Keterangan :

Fluida dingin	μ	=	0.7642	cp	(Tc = 100 oF)
	k	=	0.35880	Btu/(hr) (ft ²) (F/ft)	
	Cp	=	0.965	Btu/lb F	
Fluida panas	μ	=	1.5370	cp	(Tc = 258 oF)
	k	=	0.0871	Btu/(hr) (ft ²) (F/ft)	
	Cp	=	0.7371	Btu/lb F	

EVALUASI PERPINDAHAN PANAS

Bagian Shell	Bagian Tube
5. $as = (IDs \times B \times c') / (n' \times Pt \times 144)$ $= 17 \text{ in} \times 17 \times 0.2500 / (1 \times 1.25 \text{ in} \times 144)$ $= 0.413 \text{ ft}^2$	5'. $at' = 0.355 \text{ ft}^2$ $at = (Nt \times at') / 144n$ $= (131 \times 0.4 \text{ ft}^2) / (144 \times 1)$ $= 0.323 \text{ ft}^2$
6. $Gs = m / as$ $= 50783.0 / 0.413$ $= 122877.63 \text{ lb/hr.ft}^2$ $\mu = 1.5370 \text{ cp} \text{ (Tc = 402,08 } ^\circ\text{F)}$ $= 1.5370 \text{ cp} \times 2.4$ $= 3.720 \text{ lb/hr.ft}$	6'. $Gt = M / at$ $= 221698 / 0.323$ $= 686475.7 \text{ lb/hr.ft}^2$ $V = Gt / 3600 \rho \text{ ;(tc = 99,5 } ^\circ\text{F)}$ $= 686475.7 / 3600 \times 62,56$ $= 3.05 \text{ ft/s}$ $\mu = 0.7642 \times 2.4$ $= 1.849 \text{ lb/hr.ft}$
7. $Re = (de/12) \times Gs / \mu$ $= ### \times 122877.63 / 3.72$ $= 329074.8$	7'. $Re = ID \times Gt / \mu$ $= ((0.67 / 12) \times 686475.7) / 1.85$ $= 20725.08$
8. $jH = 380 \text{ (Fig.28, Kern)}$	
9. $ho = jH \times (k/d_e) \times (Cp \cdot \mu / k)^{1/3}$ $= 380 \times (0.08708 / 0.06) (0.74 \times 3.720 / ###)^{1/3}$ $= 20897.66 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)}(^\circ\text{F)}$	9'. Karena fluidanya air, maka: $hi = ### \times 1.00 \text{ (Fig. 25 Kern)}$ $= 1000 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)}(^\circ\text{F)}$
$a \mu \leq 1, \text{ maka } (\mu/1) = 1$	10'. $hio = ### \times 0.67 / 1.00$ $hi * ID/OD = 670.00 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)}(^\circ\text{F)}$

11. Evaluasi Uc

$$\begin{aligned}
 - \quad U_c &= (h_{io} \times h_o) / (h_{io} + h_o) \\
 &= 670.0 \times 20897.7 \text{)} / (670 + 20897.66 \text{)} \\
 &= 649.186 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}
 \end{aligned}$$

12. Evaluasi Ud

$$\begin{aligned}
 - \quad a'' &= 0.2618 \text{ ft}^2/\text{lin ft} \\
 - \quad A &= N_t \times l \times a'' \times 1 \\
 &= 131 \times 20 \times \text{###} \times 1 = 685.92 \text{ ft}^2 \\
 - \quad U_d &= Q / A \Delta t \\
 &= 9976370 / 685.92 \times 61 \\
 &= 238.49 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}
 \end{aligned}$$

13. Evaluasi Rd

$$\begin{aligned}
 - \quad R_d &= (U_c - U_d) / (U_c \times U_d) \\
 &= (649.186 - 238.49 \text{)} / (649.19 \times 238.49 \text{)} \\
 &= 0.00265 \text{ (hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)/Btu} > R_d \text{ ditetapkan } = 0,000: \text{(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)/Btu} \\
 &\hspace{15em} \text{(memenuhi)}
 \end{aligned}$$

EVALUASI PENURUNAN TEKANAN	
Bagian Shell	Bagian Tube
1. $N_{res} = 329074.8$ $f = 0.0011$ (Fig.29, Kern)	1'. $N_{ret} = 20725.08$ $f = 0.00023$ (Fig.26, Kern) $sg = 1$
2. $N + 1 = 12 L \times n' / B$ $= 12 \times 20 \times 1 / 17$ $= 14$ $ID_s = 17 / 12$ 1.4 ft $S.g. = 0.10$	2'. $\Delta I = \frac{f G t^2 l n}{5,22 \cdot 10^{10} \text{ di } sg \phi t}$ $= 0.0631 \text{ psia}$
3. $\Delta P_s = \frac{f G s^2 ID_s (N+1)}{5.22 \cdot 10^{10} \text{ de } Sg \phi s}$ 0.3788 psia $\Delta P_s < 10 \text{ psia}$ (memenuhi)	3'. $\Delta I = \frac{4n v^2}{sg \cdot 2g \cdot 144}$ $v^2/2g = 0.01$ (Fig.27, Kern) $\Delta P_n = 0.1 \text{ psia}$ $\Delta P_t = \text{###} + 0.1 = 0.14$ $\Delta P_t < 10 \text{ psia}$ (memenuhi)

Konversi

in to m 0.03
 ft to m 0.30

Kesimpulan :

Spesifikasi	
Kode	: E-318
Fungsi	: Menurunkan suhu aliran produk Propilen Glikol untuk disimpan ke dalam storage
Tipe	: <i>1-2 shell and tube heat exchanger</i>
Kapasitas	: Massa fluida panas (M = 23035 kg/jam Massa fluida dingin (m = 100560 kg/jam
Jumlah	: 1 buah <i>heat exchanger</i>
Ukuran	
<i>Shell</i>	: ID = 17 in ; <i>Baffle Spacing</i> = 17 in = 0.4 m = 0.4 m
<i>Tube</i>	: OD = 1 in ; ID = 0.7 in, BWG = 8 = 0 m = 0 m Pt = 1 1/4 in (<i>triangular</i>) = 0.032 m Panjang = 20 ft = 6.1 m Jumlah <i>tube</i> = 131 buah
Bahan konstruks:	
<i>Shell</i>	: <i>Carbon steel</i>
<i>Tube</i>	: <i>Carbon steel</i>
ΔP	: 0.3788 psia (<i>liquid</i>) - <i>Shell</i> Allowable : 10 psia (<i>Shell</i>) 0.14 psia (<i>liquid</i>) - <i>Tube</i> 10 psia (<i>Tube</i>)
<i>rt factor</i> (R	: 0.00265 J. ft ² °F/Btu Rd Allowable = 0.0005 J. ft ² °F/Btu

Ethanol Recycle Condenser (E-221)

Fungsi Mengkondensasikan aliran recycle etanol agar tidak ada fase gas untuk dipompa
 Tipe 2-4 *shell and tube heat exchanger*
 Jumlah 3 buah *heat exchanger*

Fluid Dingin :

T masuk (t_1) = 30 °C = 86 °F = 303.15 K
 T keluar (t_2) = 45 °C = 113 °F = 318.15 K
 P masuk = 1 bar = 14.69 psia
 P keluar = 1 bar = 14.50 psia

Fluida Panas :

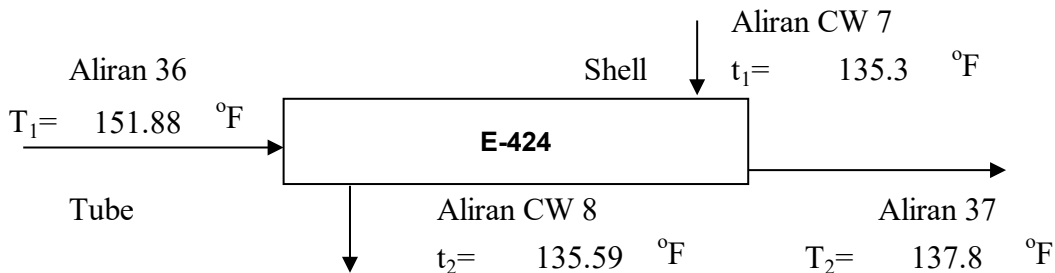
T masuk (T_1) = 112 °C = 234 °F = 385.35 K
 T keluar (T_2) = 105 °C = 220 °F = 377.65 K
 P masuk = 3.4 bar = 49.31 psia
 P keluar = 3.4 bar = 49.31 psia

T	Fluida Panas (°F)	Fluida Dingin (°F)
T masuk	233.96	86.0
T keluar	220.1	113.00

Digunakan *Heat Exchanger (shell and tubes)* :

(Tabel 10, Kern)

Panjang = 20 ft (ditentukan)
 BWG = 10
 Pitch = 1 1/4 in triangular
 Rd gab = 0.001 (hr)(ft²)(°F)/Btu
 ΔP allow = 10 psi
 OD = 1 in triangular;
 ID = 0.732 in triangular



1. Neraca Massa dan Neraca Energi

- Dari neraca energi (Appendiks B)
 Q yang ditransfer = 184614330 Btu
- Dari neraca massa (Appendiks A)
 Massa fluida dingin (m) = 9304405.71 Kg = 237070.7 lb

$$\text{Massa fluida panas (M)} = 493782 \text{ Kg} = 25334.1 \text{ lb}$$

2. Mencari LMTD :

$$\text{LMTD} = (\Delta T_1 - \Delta T_2) / \ln (\Delta T_1 / \Delta T_2) ; \text{ dimana : } \Delta T_1 = \Delta T_{\text{panas}} = T_1 - t_2$$

$$\Delta T_2 = \Delta T_{\text{dingin}} = T_2 - t_1$$

$$\text{LMTD} = (233.96 - 113.0) - (220 - 86) / \ln \Delta t_1 / \Delta t_2$$

$$= 127.42 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$- \text{ R} = (T_1 - T_2) / (t_2 - t_1) ; \quad \text{ S} = (t_2 - t_1) / T_1 - t_1$$

$$\text{R} = (233.96 - 220.1) / (113.0 - 86.0) = 0.51$$

$$\text{S} = (113.0 - 86.0) / (233.96 - 86.0) = 0.18$$

Dari perhitungan dan pembacaan *Kern, Appendiks, fig.18* , nilai *Ft* dapat diperoleh, yaitu :

$$- \text{ Ft} = 0.87 \quad , \text{ bila Ft} > 0,9; \text{ maka dicoba tipe 2-4 STHE, 3-6 STHE, dst}$$

$$- \Delta t = \text{LMTD} \times \text{Ft} = 127.42 \times 0.87 = 111 \text{ } ^\circ\text{F}$$

3. Menghitung *Tc* (*Caloric Temperatur*)

$$\text{Tc} = (T_2 + T_1) / 2 = (220.1 + 233.96) / 2 = 227.03 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{tc} = (t_2 + t_1) / 2 = (113.00 + 86) / 2 = 99.5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

4. Trial *Ud*

$$- \text{ Ud} = 500 \quad (\text{Tabel 8, Kern}) \quad \text{tersedia Ud} = 200 - 500$$

$$- \text{ A} = Q / (\text{Ud} \times \text{Dt}) = 184614330 / (500 \times \text{###})$$

$$= 3330.80 \text{ ft}^2$$

$$- \text{ a}'' = 0.2618 \text{ ft}^2 / \text{lin ft} \quad (\text{Tabel 10, Kern})$$

$$- \text{ Nt} = A / (l \times \text{a}'') = 3330.80 / (20 \times 0.2618)$$

$$= 636$$

$$- \text{ Menggunakan : N=4-P}$$

$$\text{Nt standar} = 664 \quad (\text{Tabel 9, Kern})$$

$$\text{IDs} = 37 \text{ in} \quad (\text{Tabel 9, Kern})$$

$$\text{Ud koreksi} = (\text{Nt} / \text{Nt standart}) \times \text{Ud}$$

$$= (636 / 664) \times 500$$

$$= 479.02 \text{ Btu/J ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Kesimpulan Sementara Rancangan *Shell and Tube*

Bagian *Shell* :

-	IDs	=	37	in	(Diameter dalam <i>shell</i>)	
-	B	=	37	in	(<i>Baffle spacing, gas</i>) (B = 1/5 sampai 1 x IDs)	
-	N+1	=	12.97		(Jumlah <i>baffle</i>)	
-	n'	=	2		(Jumlah <i>passes</i> pada <i>shell</i>)	
-	de	=	1.08	in	(Diameter ekuivalen)	(Fig.28, Kern)

Bagian *Tube* :

-	di	=	0.73	in	(Diameter dalam <i>tube</i>)	
-	do	=	1	in	(Diameter luar <i>tube</i>)	
-	l	=	20	ft	(Panjang <i>tube</i>)	
-	n	=	2		(Jumlah <i>passes</i> pada <i>tube</i>)	(Tabel 9, Kern)
-	Nt	=	664		(Jumlah <i>tube</i>)	(Tabel 9, Kern)
-	Pt	=	1 3/4	in	(Jarak antara sumbu <i>tube</i>)	
-	c'	=	0.7500	in	(Jarak antara diameter luar <i>ti</i>)	(Pt - Do)
-	a"	=	0.2618	ft ²	(Luas permukaan panjang)	(Tabel 10, Kern)
-	a'	=	1.075	in ²	(Luas penampang aliran)	(Tabel 10, Kern)
-	BWG	=	10			

Keterangan :

Fluida dingin	μ	=	0.4823	cp	(Tc = 135 oF)
	k	=	0.37610	Btu/(hr) (ft ²) (F/ft)	
	Cp	=	0.9659	Btu/lb F	
Fluida panas	μ	=	0.0068	cp	(Tc = 145 oF)
	k	=	0.01037	Btu/(hr) (ft ²) (F/ft)	
	Cp	=	0.3711	Btu/lb F	

EVALUASI PERPINDAHAN PANAS

Bagian <i>Shell</i>	Bagian <i>Tube</i>
5. $a_s = (ID_s \times B \times c') / (n' \times Pt \times 144)$ $= 37 \text{ in} \times 37 \times 0.7500 / (2 \times 1.75 \text{ in} \times 144)$ $= 2.037 \text{ ft}^2$	5'. $a_t' = 1.075 \text{ ft}^2$ $a_t = (N_t \times a_t') / 144n$ $= (664 \times 1.1 \text{ ft}^2) / (144 \times 2)$ $= 2.478 \text{ ft}^2$
6. $G_s = m / a_s$ $= 237070.7 / 2.037$ $= 116370.71 \text{ lb/hr.ft}^2$ $\mu = 0.4823 \text{ cp} \text{ (} t_c = 135,437 \text{ }^\circ\text{F)}$ $= 0.4823 \text{ cp} \times 2.4$ $= 1.167 \text{ lb/hr.ft}$	6'. $G_t = M / a_t$ $= 25334 / 2.478$ $= 10221.7 \text{ lb/hr.ft}^2$ $V = G_t / 3600 \rho; (T_c = 150,08 \text{ }^\circ\text{F})$ $= 10221.7 / 3600 \times 44,88$ $= 0.06 \text{ ft/s}$ $\mu = 0.0068 \times 2.4$ $= 0.016 \text{ lb/hr.ft}$
7. $Re = (d_e/12) \times G_s / \mu$ $= 1.08 \times 116370.71 / 1.2$ $= 107679.9$	7'. $Re = ID \times G_t / \mu$ $= (0.7 / 12) \times 10221.7 / 0.02$ $= 38046.89$
8. $j_H = 220 \text{ (Fig.28, Kern)}$	8'. $j_H = 40 \text{ (Fig.24, Kern)}$
9. $h_o = j_H \times (k/d_e) \times (C_p \cdot \mu/k)^{1/3}$ $= 220 \times (0.01037 / 1.08)$ $(0.37 \times 1.167 / \text{###})^{1/3}$ $= 11677.14 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)}(^\circ\text{F)}$	9'. $h_i = j_H \times (k/d_i) \times (C_p \cdot \mu/k)^{1/3}$ $= 40 \times (0.38 / 0.7)$ $(0.97 \times 0.5 / 0.4)^{1/3}$ $= 264.8595 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)}(^\circ\text{F)}$
a $\mu \leq 1$, maka $(\mu/\mu_i) = 1$	10'. $h_{io} = 265 \times 0.5 / 3/4$ $h_i \times ID/OD = 1615.64 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)}(^\circ\text{F)}$

11. Evaluasi Uc

$$\begin{aligned}
 - \quad U_c &= (h_{io} \times h_o) / (h_{io} + h_o) \\
 &= 1615.6 \times 11677.14 / (1616 + 11677.14) \\
 &= 1419.273 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}
 \end{aligned}$$

12. Evaluasi Ud

$$\begin{aligned}
 - \quad a'' &= 0.2618 \text{ ft}^2/\text{lin ft} \\
 - \quad A &= N_t \times l \times a'' \times 1 \\
 &= 664 \times 20 \times 0.26 \times 1 = 3476.70 \text{ ft}^2 \\
 - \quad U_d &= Q / A \Delta t \\
 &= 184614330 / 3476.70 \times 111 \\
 &= 479.02 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}
 \end{aligned}$$

13. Evaluasi Rd

$$\begin{aligned}
 - \quad R_d &= (U_c - U_d) / (U_c \times U_d) \\
 &= (1419.273 - 479.02) / (1419.27 \times 479.02) \\
 &= 0.00138 \text{ (hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)/Btu} > R_d \text{ ditetapkan } = 0,001 \text{ (hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)/Btu}
 \end{aligned}$$

EVALUASI PENURUNAN TEKANAN	
Bagian Shell	Bagian Tube
1. $N_{res} = 107679.95$ $f = 0.0014$ (Fig.29, Kern)	1'. $N_{ret} = 38046.89$ $f = 0.00021$ (Fig.26, Kern) $sg = 0.7189$
2. $N + 1 = 12 L \times n' / B$ $= 12 \times 20 \times 2 / 37$ $= 13$ $ID_s = 37 / 12$ 3.1 ft $S.g. = 0.98$	2'. $\Delta I = \frac{f G t^2 l n}{5,22 \cdot 10^{10} \text{ di } sg \phi t}$ $= 0.0000 \text{ psia}$
3. $\Delta P_s = \frac{f G s^2 ID_s (N+1)}{5.22 \cdot 10^{10} \text{ de } Sg \phi s}$ 0.1644 psia $\Delta P_s < 10 \text{ psia}$ (memenuhi)	3'. $\Delta I = \frac{4n v^2}{sg \cdot 2g \cdot 144}$ $v^2/2g = 0.20$ (Fig.27, Kern) $\Delta P_n = 0.02 \text{ psia}$ $\Delta P_t = ### + 0.0 = 0.02$ $\Delta P_t < 2 \text{ psia}$ (memenuhi)

Konversi

in to m 0.03
 ft to m 0.30

Kesimpulan :

Spesifikasi	
Kode	: E-221
Fungsi	: Mengkondensasikan aliran recycle etanol agar tidak ada fase gas untuk dipompa
Tipe	: <i>2-4 shell and tube heat exchanger</i>
Kapasitas	: Massa fluida panas (M = 493782 kg/jam Massa fluida dingin (m = 9304406 kg/jam
Jumlah	: 3 buah <i>heat exchanger</i> dipasang paralel
Ukuran	
<i>Shell</i>	: ID = 37 in ; <i>Baffle Spacing</i> = 37 in = 0.9 m = 0.9 m
<i>Tube</i>	: OD = 1 in ; ID = 0.73 in, BWG = 10 = 0 m = 0 m Pt = 1 3/4 in (<i>triangular</i>) = 0.044 m Panjang = 20 ft = 0.5 m Jumlah <i>tube</i> = 664 buah
Bahan konstruks:	
<i>Shell</i>	: <i>Carbon steel</i>
<i>Tube</i>	: <i>Carbon steel</i>
ΔP allowance	: 0.1644 psia (<i>liquid</i>) - <i>Shell</i> Allowable : 10 psia (<i>Shell</i>) 0.02 psia (<i>liquid</i>) - <i>Tube</i> 2 psia (<i>Tube</i>)
<i>Dirt factor</i> (Rd)	: 0.0014 J. ft ² °F/Btu Rd Allowable = 0.001 J. ft ² °F/Btu

Condenser (E-311)

Fungsi Kondenser dalam rangkaian distilasi D-310
 Tipe 1-2 *shell and tube heat exchanger*
 Jumlah 1 buah *heat exchanger*

Fluida Panas :

T masuk (T_1) = 184 °C = 364 °F = 457.55 K
 T keluar (T_2) = 174 °C = 346 °F = 447.35 K
 P masuk = 3.1 bar = 44.97 psia
 P keluar = 3.1 bar = 44.97 psia

Fluida Dingin :

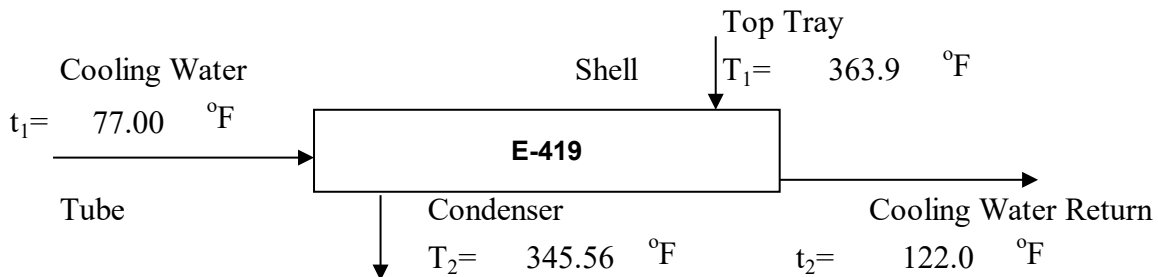
T masuk (t_1) = 25 °C = 77 °F = 298.15 K
 T keluar (t_2) = 50 °C = 122 °F = 323.15 K
 P masuk = 1 bar = 14.51 psia
 P keluar = 1 bar = 14.51 psia

T	Fluida dingin (°F)	Fluida panas (°F)
T masuk	77.00	363.92
T keluar	122.0	345.56

Digunakan *Heat Exchanger (shell and tubes)* :

(Tabel 10, Kern)

Panjang = 12 ft (ditentukan)
 BWG = 12
 Pitch = 1 in triangular
 Rd gab = 0.001 (hr)(ft²)(°F)/Btu
 ΔP gas = 2 psi
 OD = 3/4 in triangular;
 ID = 0.532 in triangular



1. Neraca Massa dan Neraca Energi

- Dari neraca energi (Appendiks B)

Q yang ditransfer ke fluida dingin = 20531926 Btu

- Dari neraca massa (Appendiks A)

Massa fluida panas (M) = 63964.34 Kg = 141018.0 lb

$$\text{Massa fluida dingin (m)} = 206958.3362 \text{ Kg} = 456267.4 \text{ lb}$$

2. Mencari LMTD :

$$- \text{ LMT} = (\Delta T_1 - \Delta T_2) / \ln (\Delta T_1 / \Delta T_2) ; \text{ dimana : } \Delta T_1 = \Delta T_{\text{panas}} = T_1 - t_2$$

$$\Delta T_2 = \Delta T_{\text{dingin}} = T_2 - t_1$$

$$\begin{aligned} \text{LMTD} &= (363.92 - 122.0) / (346 - 77) / \ln \Delta t_1 / \Delta t_2 \\ &= 255.01 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$- \text{ R} = (T_1 - T_2) / (t_2 - t_1) ;$$

$$\text{ S} = (t_2 - t_1) / T_1 - t_1$$

$$\text{ R} = (363.92 - 345.6) / (122.0 - 77) = 0.41$$

$$\text{ S} = (122.0 - 77.0) / (363.92 - 77) = 0.16$$

Dari perhitungan dan pembacaan *Kern, Appendiks, fig.18* , nilai *Ft* dapat diperoleh, yaitu :

$$- \text{ Ft} = 0.9 , \text{ bila Ft} > 0,9; \text{ maka dicoba tipe 2-4 STHE, 3-6 STHE, dst}$$

$$- \Delta t = \text{LMTD} \times \text{Ft} = 255.01 \times 0.9 = 227 \text{ } ^\circ\text{F}$$

3. Menghitung Tc (*Caloric Temperatur*)

$$- \text{ Tc} = (T_2 + T_1) / 2 = (345.56 + 363.92) / 2 = 354.74 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$- \text{ tc} = (t_2 + t_1) / 2 = (77 + 122) / 2 = 99.5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

4. Trial Ud

$$- \text{ Ud} = 50 \text{ (Tabel 8, Kern) Tersedia : Ud} = 2-50$$

$$\begin{aligned} - \text{ A} &= Q / (\text{Ud} \times \Delta t) = 19812614 / (50 \times 227) \\ &= 1745.93 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$- \text{ a}'' = 0.1963 \text{ ft}^2 / \text{lin ft} \text{ (Tabel 10, Kern)}$$

$$\begin{aligned} - \text{ Nt} &= A / (l \times \text{a}'') = 1745.93 / (12 \times 0.1963) \\ &= 741 \end{aligned}$$

- Menggunakan : $N=1-P$

$$\text{Nt standar} = 745 \text{ (Tabel 9, Kern)}$$

$$\text{IDs} = 31.00 \text{ in} \text{ (Tabel 9, Kern)}$$

$$\text{Ud koreksi} = (\text{Nt} / \text{Nt standart}) \times \text{Ud}$$

$$= (741 / 745) \times 50$$

$$= 49.74 \text{ Btu/J ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Kesimpulan Sementara Rancangan *Shell and Tube*

Bagian *Shell* :

-	IDs	=	31	in	(Diameter dalam <i>shell</i>)	
-	B	=	31	in	(<i>Baffle spacing, gas</i>) (B = mendekati 1 x IDs)	
-	N+1	=	4.65		(Jumlah <i>baffle</i>)	
-	n'	=	1		(Jumlah <i>passes</i> pada <i>shell</i>)	
-	de	=	0.73	in	(Diameter ekuivalen)	(Fig.28, Kern)

Bagian *Tube* :

-	di	=	0.53	in	(Diameter dalam <i>tube</i>)	
-	do	=	3/4	in	(Diameter luar <i>tube</i>)	
-	l	=	12	ft	(Panjang <i>tube</i>)	
-	n	=	1		(Jumlah <i>passes</i> pada <i>tube</i>)	(Tabel 9, Kern)
-	Nt	=	745		(Jumlah <i>tube</i>)	(Tabel 9, Kern)
-	Pt	=	1	in	(Jarak antara sumbu <i>tube</i>)	
-	c'	=	0.2500	in	(Jarak antara diameter luar <i>tube</i>) (c' = Pt - do)	
-	a''	=	0.1963	ft ²	(Luas permukaan panjang)	(Tabel 10, Kern)
-	a'	=	0.223	in ²	(Luas penampang aliran)	(Tabel 10, Kern)
-	BWG	=	12			

Keterangan :

Fluida panas	μ	=	0.0095	cp	(Tc = 355 oF)
	k	=	0.0208	Btu/(hr) (ft ²) (F/ft)	
	Cp	=	0.3992	Btu/lb F	
Fluida dingin	μ	=	0.7642	cp	(Tc = 100 oF)
	k	=	0.3588	Btu/(hr) (ft ²) (F/ft)	
	Cp	=	0.9650	Btu/lb F	

EVALUASI PERPINDAHAN PANAS	
Bagian Shell	Bagian Tube
5. $as = (IDs \times B \times c') / (n' \times Pt \times 144)$ $= 31 \text{ in} \times 31 \times 0.2500 / (1 \times 1.0 \text{ in} \times 144)$ $= 1.668 \text{ ft}^2$	5'. $at' = 0.223 \text{ ft}^2$ $at = (Nt \times at') / 144n$ $= (745 \times 0.2 \text{ ft}^2) / (144 \times 1)$ $= 1.154 \text{ ft}^2$
6. $Gs = M / as$ $= 63964.3 / 1.668$ $= 38338.7 \text{ lb/hr.ft}^2$ $\mu = 0.0095 \text{ cp} \text{ (Tc = 410 }^\circ\text{F)}$ $= 0.0095 \text{ cp} \times 2.4$ $= 0.02 \text{ lb/hr.ft}$	6'. $Gt = m / at$ $= 206958.3 / 1.154$ $= 179384 \text{ lb/hr.ft}^2$ $V = Gt / 3600 \rho \text{ ;(tc = 205 }^\circ\text{F)}$ $= 179384 / 3600 \times 62.56$ $= 0.80 \text{ ft/s}$ $\mu = 0.7642 \times 2.4$ $= 1.849 \text{ lb/hr.ft}$
7 $Re = de \times Gs / \mu$ $= 0.06 \times 38338.67 / 0.02$ $= 643.9005$	7'. $Re = ID \times Gt / \mu$ $= (0.5 / 12) \times 179384 / 1.8$ $= 4300.4$
8. $jH = 14$ (Fig.28, Kern)	Re hanya untuk pressure drop
9. $ho = jH \times (k/d_e) \times (Cp \cdot \mu/k)^{1/3}$ $= 14 \times (0.02079 / 0.06) \times (0.4 \times 0.023 / ###)^{1/3}$ $= 182.1976 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)}(^\circ\text{F)}$	9'. $hi = 1300$ (fig.25, Kern) correction factor 1 $= 1300 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)}(^\circ\text{F)}$
a $\mu \leq 1$, maka $(\mu/1) = 1$	10'. $hio = ### \times 1 / 3/4$ $= 922.13 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)}(^\circ\text{F)}$

11. Evaluasi U_c

$$\begin{aligned}
 - \quad U_c &= (h_{io} \times h_o) / (h_{io} + h_o) \\
 &= 922.13 \times 182.20 / (922.13 + 182.20) \\
 &= 152.138 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}
 \end{aligned}$$

12. Evaluasi U_d

$$\begin{aligned}
 - \quad a'' &= 0.1963 \text{ ft}^2/\text{lin ft} \\
 - \quad A &= N_t \times l \times a'' \times 1 \\
 &= 745 \times 12 \times 0.2 \times 1 = 1754.92 \text{ ft}^2 \\
 - \quad U_d &= Q / A \Delta t \\
 &= 19812614 / 1754.92 \times \text{###} \\
 &= 49.74 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}
 \end{aligned}$$

13. Evaluasi R_d

$$\begin{aligned}
 - \quad R_d &= (U_c - U_d) / (U_c \times U_d) \\
 &= (152.138 - 49.74) / (152.138 \times 49.74) \\
 &= 0.01353 \text{ (hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)/Btu} > R_d \text{ ditetapkan} = 0.001 \text{ (hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)/Btu}
 \end{aligned}$$

EVALUASI PENURUNAN TEKANAN	
Bagian <i>Shell</i>	Bagian <i>Tube</i>
1. $N_{res} = 643.90$ $f = 0.0038$ (Fig.29, Kern)	1'. $N_{ret} = 4300.39$ $f = 0.00039$ (Fig.26, Kern) $sg = 1.00$
2. $N + 1 = 12 L \times n' / B$ $= 12 \times 12 \times 1 / 31$ $= 4.6$ $ID_s = 31 / 12$ 2.6 ft $S.g. = 0.8921$	2'. $\Delta I = \frac{f G t^2 l n}{5,22 \cdot 10^{10} \text{ di } sg \phi t}$ $= 0.0054 \text{ psia}$
3. $\Delta P_s = \frac{f G s^2 ID_s (N+1)}{5.22 \cdot 10^{10} \text{ de } Sg \phi s}$ 0.0237 psia $\Delta P_s < 2 \text{ psia}$ (memenuhi)	3'. $\Delta I = \frac{4n v^2}{sg 2g 144}$ $v^2/2g = 0.2$ (Fig.27, Kern) $\Delta P_n = 1.6 \text{ psia}$ $\Delta P_t = 0.01 + 1.6 = 1.61$ $\Delta P_t < 10 \text{ psia}$ (memenuhi)

in to m 0.03
 ft to m 0.3

Kesimpulan :

Spesifikasi	
Kode	: E-311
Fungsi	: Kondenser pada kolom distilasi D-310
Tipe	: <i>2-4 shell and tube heat exchanger</i>
Kapasitas	: Massa fluida panas (M_1) = 63964 kg/jam
	: Massa fluida dingin (m) = 206958 kg/jam
Jumlah	: 1 buah <i>heat exchanger</i>
Ukuran	
<i>Shell</i>	: ID = 31 in ; <i>Baffle Spacing</i> = 31 in = 0.8 m = 0.8 m
<i>Tube</i>	: OD = 0.8 in ; ID = 0.5 in, BWG = 12 = 0 m = 0.01 m Pt = 1 in (<i>triangular</i>) = 0.025 m Panjang = 12 ft = 3.7 m Jumlah <i>tube</i> = 745 buah
Bahan konstruks:	
<i>Shell</i>	: <i>Carbon steel</i>
<i>Tube</i>	: <i>Carbon steel</i>
<i>P allowanc</i>	: 0.0237 psia (<i>Top Tray</i>) - <i>She Allowable</i> : 2 psia (<i>Shell</i>) 1.6054 psia (<i>Cooling Water</i>) - <i>Tube</i> 10 psia (<i>Tube</i>)
<i>Dirt factor (Rd)</i>	: 0.0135 J. ft ² °F/Btu <i>Rd Allowable</i> = 0.001 J. ft ² °F/Btu

Condenser (E-312)

Fungsi Kondenser dalam rangkaian distilasi D-320
 Tipe 2-4 *shell and tube heat exchanger*
 Jumlah 2 buah *heat exchanger*

Fluida Panas :

T masuk (T_1) = 159 °C = 319 °F = 432.35 K
 T keluar (T_2) = 158 °C = 317 °F = 431.35 K
 P masuk = 3.0 bar = 43.52 psia
 P keluar = 2.9 bar = 42.07 psia

Fluida Dingin :

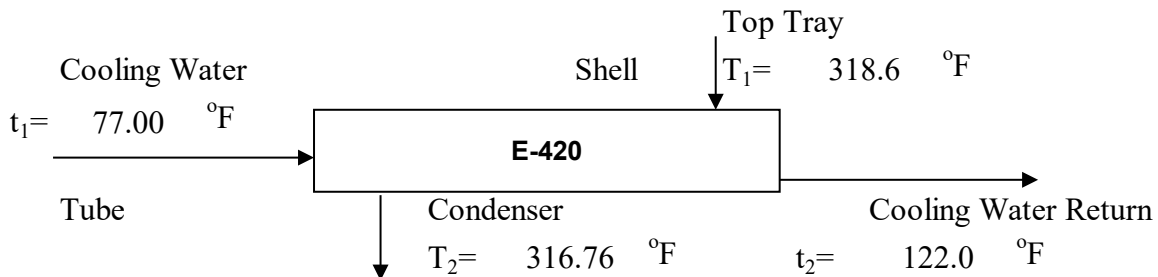
T masuk (t_1) = 25 °C = 77 °F = 298.15 K
 T keluar (t_2) = 50 °C = 122 °F = 323.15 K
 P masuk = 1 bar = 14.51 psia
 P keluar = 1 bar = 14.51 psia

T	Fluida dingin (°F)	Fluida panas (°F)
T masuk	77.00	318.56
T keluar	122.0	316.76

Digunakan *Heat Exchanger (shell and tubes)* :

(Tabel 10, Kern)

Panjang = 12 ft (ditentukan)
 BWG = 12
 Pitch = 1 in triangular
 Rd gab = 0.001 (hr)(ft²)(°F)/Btu
 ΔP gas = 2 psi
 OD = 3/4 in triangular;
 ID = 0.532 in triangular



1. Neraca Massa dan Neraca Energi

- Dari neraca energi (Appendiks B)

Q yang ditransfer ke fluida dingin = 6057036 Btu

- Dari neraca massa (Appendiks A)

Massa fluida panas (M) = 42734.66 Kg = 94214.3 lb

$$\text{Massa fluida dingin (m)} = 122107.7949 \text{ Kg} = 269203.0 \text{ lb}$$

2. Mencari LMTD :

$$- \text{ LMT} = (\Delta T_1 - \Delta T_2) / \ln (\Delta T_1 / \Delta T_2) ; \text{ dimana : } \Delta T_1 = \Delta T_{\text{panas}} = T_1 - t_2$$

$$\Delta T_2 = \Delta T_{\text{dingin}} = T_2 - t_1$$

$$\begin{aligned} \text{LMTD} &= (318.56 - 122.0) / (317 - 77) / \ln \Delta t_1 / \Delta t_2 \\ &= 217.45 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} - \text{ R} &= (T_1 - T_2) / (t_2 - t_1) ; & \text{ S} &= (t_2 - t_1) / T_1 - t_1 \\ \text{R} &= (318.56 - 316.8) / (122.0 - 77) = 0.04 \\ \text{S} &= (122.0 - 77.0) / (318.56 - 77) = 0.19 \end{aligned}$$

Dari perhitungan dan pembacaan *Kern, Appendiks, fig.18* , nilai *Ft* dapat diperoleh, yaitu :

$$- \text{ Ft} = 1, \text{ bila Ft} > 0,9; \text{ maka dicoba tipe 2-4 STHE, 3-6 STHE, dst}$$

$$- \Delta t = \text{LMTD} \times \text{Ft} = 217.45 \times 1.0 = 213 \text{ } ^\circ\text{F}$$

3. Menghitung Tc (*Caloric Temperatur*)

$$- \text{ Tc} = (T_2 + T_1) / 2 = (316.76 + 318.56) / 2 = 317.66 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$- \text{ tc} = (t_2 + t_1) / 2 = (77 + 122) / 2 = 99.5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

4. Trial Ud

$$- \text{ Ud} = 50 \text{ (Tabel 8, Kern) Tersedia : Ud} = 2-50$$

$$\begin{aligned} - \text{ A} &= Q / (\text{Ud} \times \Delta t) = 5844835 / (50 \times 213) \\ &= 548.56 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$- \text{ a}'' = 0.1963 \text{ ft}^2 / \text{lin ft} \text{ (Tabel 10, Kern)}$$

$$\begin{aligned} - \text{ Nt} &= A / (l \times \text{a}'') = 548.56 / (12 \times 0.1963) \\ &= 233 \end{aligned}$$

- Menggunakan : $N=2-P$

$$\text{Nt standar} = 250 \text{ (Tabel 9, Kern)}$$

$$\text{IDs} = 19.25 \text{ in} \text{ (Tabel 9, Kern)}$$

$$\begin{aligned} \text{Ud koreksi} &= (\text{Nt} / \text{Nt standart}) \times \text{Ud} \\ &= (233 / 250) \times 50 \\ &= 46.58 \text{ Btu} / \text{J ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Kesimpulan Sementara Rancangan *Shell and Tube*

Bagian *Shell* :

-	IDs	=	19	in	(Diameter dalam <i>shell</i>)	
-	B	=	19	in	(<i>Baffle spacing, gas</i>) (B = mendekati 1 x IDs)	
-	N+1	=	14.96		(Jumlah <i>baffle</i>)	
-	n'	=	2		(Jumlah <i>passes</i> pada <i>shell</i>)	
-	de	=	0.73	in	(Diameter ekuivalen)	(Fig.28, Kern)

Bagian *Tube* :

-	di	=	0.53	in	(Diameter dalam <i>tube</i>)	
-	do	=	3/4	in	(Diameter luar <i>tube</i>)	
-	l	=	12	ft	(Panjang <i>tube</i>)	
-	n	=	2		(Jumlah <i>passes</i> pada <i>tube</i>)	(Tabel 9, Kern)
-	Nt	=	250		(Jumlah <i>tube</i>)	(Tabel 9, Kern)
-	Pt	=	1	in	(Jarak antara sumbu <i>tube</i>)	
-	c'	=	0.2500	in	(Jarak antara diameter luar <i>tube</i>) (c' = Pt - do)	
-	a''	=	0.1963	ft ²	(Luas permukaan panjang)	(Tabel 10, Kern)
-	a'	=	0.223	in ²	(Luas penampang aliran)	(Tabel 10, Kern)
-	BWG	=	12			

Keterangan :

Fluida panas	μ	=	0.0091	cp	(Tc = 318 oF)
	k	=	0.0111	Btu/(hr) (ft ²) (F/ft)	
	Cp	=	0.3829	Btu/lb F	
Fluida dingin	μ	=	0.7642	cp	(Tc = 100 oF)
	k	=	0.3588	Btu/(hr) (ft ²) (F/ft)	
	Cp	=	0.9650	Btu/lb F	

EVALUASI PERPINDAHAN PANAS

Bagian Shell	Bagian Tube
5. $a_s = (ID_s \times B \times c') / (n' \times Pt \times 144)$ $= 19 \text{ in} \times 19 \times 0.2500 / (2 \times 1.0 \text{ in} \times 144)$ $= 0.322 \text{ ft}^2$	5'. $a_t' = 0.223 \text{ ft}^2$ $a_t = (N_t \times a_t') / 144n$ $= (250 \times 0.2 \text{ ft}^2) / (144 \times 2)$ $= 0.194 \text{ ft}^2$
6. $G_s = M / a_s$ $= 42734.7 / 0.322$ $= 132853.0 \text{ lb/hr.ft}^2$ $\mu = 0.0091 \text{ cp} \quad (T_c = 410 \text{ }^\circ\text{F})$ $= 0.0091 \text{ cp} \times 2.4$ $= 0.02 \text{ lb/hr.ft}$	6'. $G_t = m / a_t$ $= 122107.8 / 0.194$ $= 630799 \text{ lb/hr.ft}^2$ $V = G_t / 3600 \rho \quad ; (t_c = 205 \text{ }^\circ\text{F})$ $= 630799 / 3600 \times 62.56$ $= 2.80 \text{ ft/s}$ $\mu = 0.7642 \times 2.4$ $= 1.849 \text{ lb/hr.ft}$
7 $Re = d_e \times G_s / \mu$ $= 0.06 \times 132852.97 / 0.02$ $= 2125.191$	7'. $Re = ID \times G_t / \mu$ $= (0.5 / 12) \times 630799 / 1.8$ $= 15122.2$
8. $j_H = 24 \quad (\text{Fig.28, Kern})$	Re hanya untuk pressure drop
9. $h_o = j_H \times (k/d_e) \times (C_p \cdot \mu/k)^{1/3}$ $= 24 \times (0.01109 / 0.06) \times (0.4 \times 0.022 / \text{###})^{1/3}$ $= 199.3381 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)}(^\circ\text{F)}$	9'. $h_i = 315 \quad (\text{fig.25, Kern})$ correction factor 1 $= 315 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)}(^\circ\text{F)}$
a $\mu \leq 1$, maka $(\mu/1) = 1$	10'. $h_{io} = 315 \times 1 / 3/4$ $= 223.44 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)}(^\circ\text{F)}$

11. Evaluasi Uc

$$\begin{aligned}
 - \quad U_c &= (h_{io} \times h_o) / (h_{io} + h_o) \\
 &= 223.44 \times 199.34 / (223.44 + 199.34) \\
 &= 105.351 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}
 \end{aligned}$$

12. Evaluasi Ud

$$\begin{aligned}
 - \quad a'' &= 0.1963 \text{ ft}^2/\text{lin ft} \\
 - \quad A &= N_t \times 1 \times a'' \times 1 \\
 &= 250 \times 12 \times 0.2 \times 1 = 588.90 \text{ ft}^2 \\
 - \quad U_d &= Q / A \Delta t \\
 &= 5844835 / 588.90 \times 213.1 \\
 &= 46.58 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}
 \end{aligned}$$

13. Evaluasi Rd

$$\begin{aligned}
 - \quad R_d &= (U_c - U_d) / (U_c \times U_d) \\
 &= (105.351 - 46.58) / (105.351 \times 46.58) \\
 &= 0.01198 \text{ (hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)/Btu} > R_d \text{ ditetapkan} = 0.001 \text{ (hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)/Btu}
 \end{aligned}$$

EVALUASI PENURUNAN TEKANAN	
Bagian Shell	Bagian Tube
1. $N_{res} = 2125.19$ $f = 0.0032$ (Fig.29, Kern)	1'. $N_{ret} = 15122.19$ $f = 0.00029$ (Fig.26, Kern) $sg = 1.00$
2. $N + 1 = 12 L \times n' / B$ $= 12 \times 12 \times 2 / 19$ $= 15$ $ID_s = 19 / 12$ 1.6 ft $S.g. = 0.8921$	2'. $\Delta I = \frac{f G t^2 l n}{5,22 \cdot 10^{10} \text{ di } sg \phi t}$ $= 0.0997 \text{ psia}$
3. $\Delta P_s = \frac{f G s^2 ID_s (N+1)}{5.22 \cdot 10^{10} \text{ de } Sg \phi s}$ 0.4785 psia $\Delta P_s < 2 \text{ psia}$ (memenuhi)	3'. $\Delta I = \frac{4n v^2}{sg 2g 144}$ $v^2/2g = 0.2$ (Fig.27, Kern) $\Delta P_n = 3.2 \text{ psia}$ $\Delta P_t = 0.10 + 3.2 = 3.30$ $\Delta P_t < 10 \text{ psia}$ (memenuhi)

Konversi

in to m 0.03
 ft to m 0.3

Kesimpulan :

Spesifikasi	
Kode	: E-312
Fungsi	: Kondenser pada kolom distilasi D-320
Tipe	: <i>2-4 shell and tube heat exchanger</i>
Kapasitas	: Massa fluida panas (M_1) = 85469 kg/jam
	: Massa fluida dingin (m) = 244216 kg/jam
Jumlah	: 2 buah <i>heat exchanger</i>
Ukuran	
<i>Shell</i>	: ID = 19 in ; <i>Baffle Spacing</i> = 19 in = 0.5 m = 0.5 m
<i>Tube</i>	: OD = 0.8 in ; ID = 0.5 in, BWG = 12 = 0 m = 0.01 m Pt = 1 in (<i>triangular</i>) = 0.025 m Panjang = 12 ft = 3.7 m Jumlah <i>tube</i> = 250 buah
Bahan konstruks:	
<i>Shell</i>	: <i>Carbon steel</i>
<i>Tube</i>	: <i>Carbon steel</i>
ΔP allowance	: 0.4785 psia (<i>Top Tray</i>) - <i>She Allowable</i> : 2 psia (<i>Shell</i>) 3.2997 psia (<i>Cooling Water</i>) - <i>Tube</i> 10 psia (<i>Tube</i>)
<i>Dirt factor</i> (R_d)	: 0.0120 J. $\text{ft}^2\text{°F/Btu}$ R_d Allowable = 0.001 J. $\text{ft}^2\text{°F/Btu}$

Condenser (E-313)

Fungsi Kondenser dalam rangkaian distilasi D-330
 Tipe 2-4 *shell and tube heat exchanger*
 Jumlah 1 buah *heat exchanger*

Fluida Panas :

T masuk (T_1) = 141 °C = 286 °F = 414.15 K
 T keluar (T_2) = 140 °C = 284 °F = 413.35 K
 P masuk = 1.5 bar = 21.76 psia
 P keluar = 1.5 bar = 21.76 psia

Fluida Dingin :

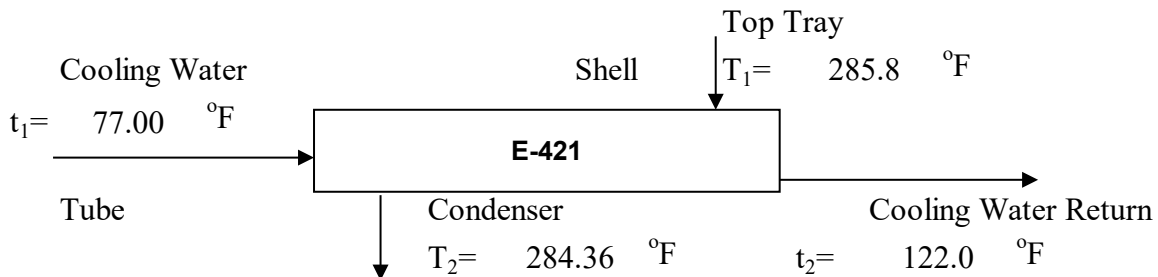
T masuk (t_1) = 25 °C = 77 °F = 298.15 K
 T keluar (t_2) = 50 °C = 122 °F = 323.15 K
 P masuk = 3.9 bar = 56.91 psia
 P keluar = 3.2 bar = 46.91 psia

T	Fluida dingin (°F)	Fluida panas (°F)
T masuk	77.00	285.80
T keluar	122.0	284.36

Digunakan *Heat Exchanger (shell and tubes)* :

(Tabel 10, Kern)

Panjang = 12 ft (ditentukan)
 BWG = 12
 Pitch = 1 in triangular
 Rd gab = 0.001 (hr)(ft²)(°F)/Btu
 ΔP gas = 2 psi
 OD = 3/4 in triangular;
 ID = 0.532 in triangular



1. Neraca Massa dan Neraca Energi

- Dari neraca energi (Appendiks B)

Q yang ditransfer ke fluida dingin = 67060408 Btu

- Dari neraca massa (Appendiks A)

Massa fluida panas (M) = 36750 Kg = 81020.3 lb

$$\text{Massa fluida dingin (m)} = 675957.54 \text{ Kg} = 1490239.1 \text{ lb}$$

2. Mencari LMTD :

$$- \text{ LMT} = (\Delta T_1 - \Delta T_2) / \ln (\Delta T_1 / \Delta T_2) ; \text{ dimana : } \Delta T_1 = \Delta T_{\text{panas}} = T_1 - t_2$$

$$\Delta T_2 = \Delta T_{\text{dingin}} = T_2 - t_1$$

$$\begin{aligned} \text{LMTD} &= (285.80 - 122.0) / (284 - 77) / \ln \Delta t_1 / \Delta t_2 \\ &= 184.72 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} - \text{ R} &= (T_1 - T_2) / (t_2 - t_1) ; & \text{ S} &= (t_2 - t_1) / T_1 - t_1 \\ \text{R} &= (285.80 - 284.4) / (122.0 - 77) = 0.10 \\ \text{S} &= (122.0 - 77.0) / (285.80 - 77) = 0.22 \end{aligned}$$

Dari perhitungan dan pembacaan *Kern, Appendiks, fig.18* , nilai *Ft* dapat diperoleh, yaitu :

$$- \text{ Ft} = 1 , \text{ bila Ft} > 0,9; \text{ maka dicoba tipe 2-4 STHE, 3-6 STHE, dst}$$

$$- \Delta t = \text{LMTD} \times \text{Ft} = 184.72 \times 1.0 = 181 \text{ } ^\circ\text{F}$$

3. Menghitung Tc (*Caloric Temperatur*)

$$- \text{ Tc} = (T_2 + T_1) = (284.36 + 285.80) / 2 = 285.08 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$- \text{ tc} = (t_2 + t_1) = (77 + 122) / 2 = 99.5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

4. Trial Ud

$$- \text{ Ud} = 35 \text{ (Tabel 8, Kern) Tersedia : Ud} = 2-50$$

$$\begin{aligned} - \text{ A} &= Q / (\text{Ud} \times \Delta t) = 6706041 / (35 \times 181) \\ &= 1058.39 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$- \text{ a}'' = 0.1963 \text{ ft}^2 / \text{lin ft} \text{ (Tabel 10, Kern)}$$

$$\begin{aligned} - \text{ Nt} &= A / (l \times \text{a}'') = 1058.39 / (12 \times 0.1963) \\ &= 449 \end{aligned}$$

- Menggunakan : N=4-P

$$\text{Nt standar} = 452 \text{ (Tabel 9, Kern)}$$

$$\text{IDs} = 25.00 \text{ in} \text{ (Tabel 9, Kern)}$$

$$\begin{aligned} \text{Ud koreksi} &= (\text{Nt} / \text{Nt standart}) \times \text{Ud} \\ &= (449 / 452) \times 35 \\ &= 34.79 \text{ Btu/J ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Kesimpulan Sementara Rancangan *Shell and Tube*

Bagian *Shell* :

-	IDs	=	25	in	(Diameter dalam <i>shell</i>)	
-	B	=	25	in	(<i>Baffle spacing, gas</i>) (B = mendekati 1 x IDs)	
-	N+1	=	11.52		(Jumlah <i>baffle</i>)	
-	n'	=	2		(Jumlah <i>passes</i> pada <i>shell</i>)	
-	de	=	0.73	in	(Diameter ekivalen)	(Fig.28, Kern)

Bagian *Tube* :

-	di	=	0.53	in	(Diameter dalam <i>tube</i>)	
-	do	=	3/4	in	(Diameter luar <i>tube</i>)	
-	l	=	12	ft	(Panjang <i>tube</i>)	
-	n	=	2		(Jumlah <i>passes</i> pada <i>tube</i>)	(Tabel 9, Kern)
-	Nt	=	452		(Jumlah <i>tube</i>)	(Tabel 9, Kern)
-	Pt	=	1	in	(Jarak antara sumbu <i>tube</i>)	
-	c'	=	0.2500	in	(Jarak antara diameter luar <i>tube</i>) (c' = Pt - do)	
-	a''	=	0.1963	ft ²	(Luas permukaan panjang)	(Tabel 10, Kern)
-	a'	=	0.223	in ²	(Luas penampang aliran)	(Tabel 10, Kern)
-	BWG	=	12			

Keterangan :

Fluida panas	μ	=	0.0085	cp	(Tc = 285 oF)
	k	=	0.0102	Btu/(hr) (ft ²) (F/ft)	
	Cp	=	0.3725	Btu/lb F	
Fluida dingin	μ	=	0.7642	cp	(Tc = 100 oF)
	k	=	0.3588	Btu/(hr) (ft ²) (F/ft)	
	Cp	=	0.9650	Btu/lb F	

EVALUASI PERPINDAHAN PANAS

Bagian Shell	Bagian Tube
5. $a_s = (ID_s \times B \times c') / (n' \times Pt \times 144)$ $= 25 \text{ in} \times 25 \times 0.2500 / (2 \times 1.0 \text{ in} \times 144)$ $= 0.543 \text{ ft}^2$	5'. $a_t' = 0.223 \text{ ft}^2$ $a_t = (N_t \times a_t') / 144n$ $= (452 \times 0.2 \text{ ft}^2) / (144 \times 2)$ $= 0.350 \text{ ft}^2$
6. $G_s = M / a_s$ $= 36750.0 / 0.543$ $= 67737.6 \text{ lb/hr.ft}^2$ $\mu = 0.0085 \text{ cp} \quad (T_c = 410 \text{ }^\circ\text{F})$ $= 0.0085 \text{ cp} \times 2.4$ $= 0.02 \text{ lb/hr.ft}$	6'. $G_t = m / a_t$ $= 675957.5 / 0.350$ $= 1931384 \text{ lb/hr.ft}^2$ $V = G_t / 3600 \rho \quad ; (t_c = 205 \text{ }^\circ\text{F})$ $= 1931384 / 3600 \times 62.56$ $= 8.58 \text{ ft/s}$ $\mu = 0.7642 \times 2.4$ $= 1.849 \text{ lb/hr.ft}$
7 $Re = d_e \times G_s / \mu$ $= 0.06 \times 67737.60 / 0.02$ $= 1020.505$	7'. $Re = ID \times G_t / \mu$ $= (0.5 / 12) \times 1931384 / 1.8$ $= 46301.2$
8. $j_H = 19 \quad (\text{Fig.28, Kern})$	Re hanya untuk pressure drop
9. $h_o = j_H \times (k/d_e) \times (C_p \cdot \mu/k)^{1/3}$ $= 19 \times (0.01021 / 0.06) \times (0.4 \times 0.021 / \text{###})^{1/3}$ $= 145.0537 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}$	9'. $h_i = 315 \quad (\text{fig.25, Kern})$ correction factor 1 $= 315 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}$
a $\mu \leq 1$, maka $(\mu/1) = 1$	10'. $h_{io} = 315 \times 1 / 3/4$ $= 223.44 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}$

11. Evaluasi Uc

$$\begin{aligned}
 - \quad U_c &= (h_{io} \times h_o) / (h_{io} + h_o) \\
 &= 223.44 \times 145.05 / (223.44 + 145.05) \\
 &= 87.955 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}
 \end{aligned}$$

12. Evaluasi Ud

$$\begin{aligned}
 - \quad a'' &= 0.1963 \text{ ft}^2/\text{lin ft} \\
 - \quad A &= N_t \times l \times a'' \times 1 \\
 &= 452 \times 12 \times 0.2 \times 1 = 1064.73 \text{ ft}^2 \\
 - \quad U_d &= Q / A \Delta t \\
 &= 6706041 / 1064.73 \times 181.0 \\
 &= 34.79 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}
 \end{aligned}$$

13. Evaluasi Rd

$$\begin{aligned}
 - \quad R_d &= (U_c - U_d) / (U_c \times U_d) \\
 &= (87.955 - 34.79) / (87.955 \times 34.79) \\
 &= 0.01737 \text{ (hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)/Btu} > R_d \text{ ditetapkan} = 0.001 \text{ (hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)/Btu}
 \end{aligned}$$

EVALUASI PENURUNAN TEKANAN	
Bagian <i>Shell</i>	Bagian <i>Tube</i>
1. $N_{res} = 1020.51$ $f = 0.0038$ (Fig.29, Kern)	1'. $N_{ret} = 46301.20$ $f = 0.0002$ (Fig.26, Kern) $sg = 1.00$
2. $N + 1 = 12 L \times n' / B$ $= 12 \times 12 \times 2 / 25$ $= 12$ $ID_s = 25 / 12$ 2.1 ft $S.g. = 0.8921$	2'. $\Delta I = \frac{f G t^2 l n}{5,22 \cdot 10^{10} \text{ di } sg \phi t}$ $= 0.6448 \text{ psia}$
3. $\Delta P_s = \frac{f G s^2 ID_s (N+1)}{5.22 \cdot 10^{10} \text{ de } Sg \phi s}$ 0.1477 psia $\Delta P_s < 2 \text{ psia}$ (memenuhi)	3'. $\Delta I = \frac{4n v^2}{sg 2g 144}$ $v^2/2g = 0.2$ (Fig.27, Kern) $\Delta P_n = 3.2 \text{ psia}$ $\Delta P_t = 0.64 + 3.2 = 3.84$ $\Delta P_t < 10 \text{ psia}$ (memenuhi)

in to m 0.03
 ft to m 0.3

Kesimpulan :

Spesifikasi	
Kode	: E-313
Fungsi	: Kondenser pada kolom distilasi D-330
Tipe	: <i>2-4 shell and tube heat exchanger</i>
Kapasitas	: Massa fluida panas (M_1) = 36750 kg/jam
	: Massa fluida dingin (m) = 675958 kg/jam
Jumlah	: 1 buah <i>heat exchanger</i>
Ukuran	
<i>Shell</i>	: ID = 25 in ; <i>Baffle Spacing</i> = 25 in = 0.6 m = 0.6 m
<i>Tube</i>	: OD = 3/4 in ; ID = 0.5 in, BWG = 12 = 0 m = 0.01 m Pt = 1 in (<i>triangular</i>) = 0.025 m Panjang = 12 ft = 3.7 m Jumlah <i>tube</i> = 452 buah
Bahan konstruks:	
<i>Shell</i>	: <i>Carbon steel</i>
<i>Tube</i>	: <i>Carbon steel</i>
<i>P allowanc</i>	: 0.1477 psia (<i>Top Tray</i>) - <i>She Allowable</i> : 2 psia (<i>Shell</i>) 3.8448 psia (<i>Cooling Water</i>) - <i>Tube</i> 10 psia (<i>Tube</i>)
<i>rt factor (R</i>	: 0.0174 J. ft ² °F/Btu Rd Allowable = 0.001 J. ft ² °F/Btu

Condenser (E-316)

Fungsi Kondenser dalam rangkaian distilasi D-340
 Tipe 2-4 *shell and tube heat exchanger*
 Jumlah 1 buah *heat exchanger*

Fluida Panas :

T masuk (T_1) = 232 °C = 449 °F = 504.95 K
 T keluar (T_2) = 221 °C = 430 °F = 494.45 K
 P masuk = 2.8 bar = 40.62 psia
 P keluar = 2.8 bar = 40.62 psia

Fluida Dingin :

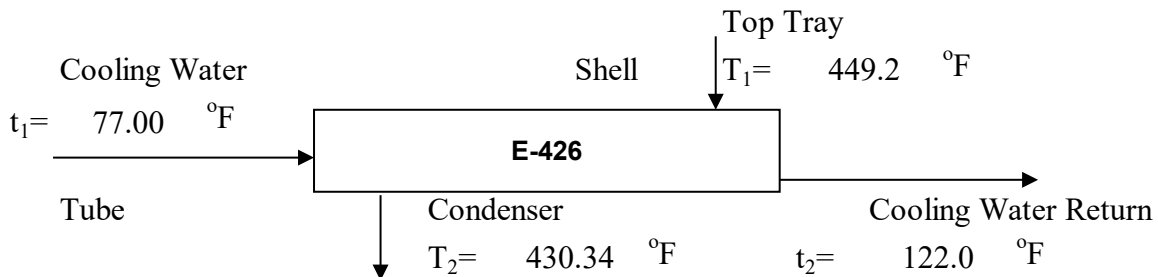
T masuk (t_1) = 25 °C = 77 °F = 298.15 K
 T keluar (t_2) = 50 °C = 122 °F = 323.15 K
 P masuk = 3.9 bar = 56.91 psia
 P keluar = 3.2 bar = 46.91 psia

T	Fluida dingin (°F)	Fluida panas (°F)
T masuk	77.00	449.24
T keluar	122.0	430.34

Digunakan *Heat Exchanger (shell and tubes)* :

(Tabel 10, Kern)

Panjang = 12 ft (ditentukan)
 BWG = 12
 Pitch = 1 in triangular
 Rd gab = 0.001 (hr)(ft²)(°F)/Btu
 ΔP gas = 2 psi
 OD = 3/4 in triangular;
 ID = 0.532 in triangular



1. Neraca Massa dan Neraca Energi

- Dari neraca energi (Appendiks B)

Q yang ditransfer ke fluida dingin = 10007227 Btu

- Dari neraca massa (Appendiks A)

Massa fluida panas (M) = 28220 Kg = 62214.8 lb

$$\text{Massa fluida dingin (m)} = 100871.2 \text{ Kg} = 222384.0 \text{ lb}$$

2. Mencari LMTD :

$$\text{- LMT} = (\Delta T_1 - \Delta T_2) / \ln (\Delta T_1 / \Delta T_2) ; \text{ dimana : } \Delta T_1 = \Delta T_{\text{panas}} = T_1 - t_2$$

$$\Delta T_2 = \Delta T_{\text{dingin}} = T_2 - t_1$$

$$\text{LMT} = (449.24 - 122.0) / (430 - 77) / \ln \Delta t_1 / \Delta t_2$$

$$= 340.12 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{- R} = (T_1 - T_2) / (t_2 - t_1) ; \quad \text{S} = (t_2 - t_1) / T_1 - t_1$$

$$\text{R} = (449.24 - 430.3) / (122.0 - 77) = 0.42$$

$$\text{S} = (122.0 - 77.0) / (449.24 - 77) = 0.12$$

Dari perhitungan dan pembacaan *Kern, Appendiks, fig.18* , nilai *Ft* dapat diperoleh, yaitu :

$$\text{- Ft} = 1, \text{ bila Ft} > 0,9; \text{ maka dicoba tipe 2-4 STHE, 3-6 STHE, dst}$$

$$\text{- } \Delta t = \text{LMTD} \times F_t = 340.12 \times 1.0 = 333 \text{ } ^\circ\text{F}$$

3. Menghitung Tc (*Caloric Temperatur*)

$$\text{- Tc} = (T_2 + T_1) = (430.34 + 449.24) / 2 = 439.79 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{- tc} = (t_2 + t_1) = (77 + 122) / 2 = 99.5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

4. Trial Ud

$$\text{- Ud} = 50 \text{ (Tabel 8, Kern) Tersedia : Ud} = 2-50$$

$$\text{- A} = Q / (\text{Ud} \times \Delta t) = 10007227 / (50 \times 333)$$

$$= 600.46 \text{ ft}^2$$

$$\text{- a}'' = 0.1963 \text{ ft}^2 / \text{lin ft} \quad \text{(Tabel 10, Kern)}$$

$$\text{- Nt} = A / (l \times a'') = 600.46 / (12 \times 0.1963)$$

$$= 255$$

- Menggunakan : N=4-P

$$\text{Nt standar} = 262 \quad \text{(Tabel 9, Kern)}$$

$$\text{IDs} = 19.25 \text{ in} \quad \text{(Tabel 9, Kern)}$$

$$\text{Ud koreksi} = (\text{Nt} / \text{Nt standart}) \times \text{Ud}$$

$$= (255 / 262) \times 50$$

$$= 48.65 \text{ Btu} / \text{J ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Kesimpulan Sementara Rancangan *Shell and Tube*

Bagian *Shell* :

-	IDs	=	19	in	(Diameter dalam <i>shell</i>)	
-	B	=	19	in	(<i>Baffle spacing, gas</i>) (B = mendekati 1 x IDs)	
-	N+1	=	7.48		(Jumlah <i>baffle</i>)	
-	n'	=	1		(Jumlah <i>passes</i> pada <i>shell</i>)	
-	de	=	0.73	in	(Diameter ekivalen)	(Fig.28, Kern)

Bagian *Tube* :

-	di	=	0.53	in	(Diameter dalam <i>tube</i>)	
-	do	=	3/4	in	(Diameter luar <i>tube</i>)	
-	l	=	12	ft	(Panjang <i>tube</i>)	
-	n	=	1		(Jumlah <i>passes</i> pada <i>tube</i>)	(Tabel 9, Kern)
-	Nt	=	262		(Jumlah <i>tube</i>)	(Tabel 9, Kern)
-	Pt	=	1	in	(Jarak antara sumbu <i>tube</i>)	
-	c'	=	0.2500	in	(Jarak antara diameter luar <i>tube</i>) (c' = Pt - do)	
-	a''	=	0.1963	ft ²	(Luas permukaan panjang)	(Tabel 10, Kern)
-	a'	=	0.223	in ²	(Luas penampang aliran)	(Tabel 10, Kern)
-	BWG	=	12			

Keterangan :

Fluida panas	μ	=	0.0097	cp	(Tc = 440 oF)
	k	=	0.0130	Btu/(hr) (ft ²) (F/ft)	
	Cp	=	0.4596	Btu/lb F	
Fluida dingin	μ	=	0.7642	cp	(Tc = 100 oF)
	k	=	0.3588	Btu/(hr) (ft ²) (F/ft)	
	Cp	=	0.9650	Btu/lb F	

EVALUASI PERPINDAHAN PANAS

Bagian Shell	Bagian Tube
5. $as = (IDs \times B \times c') / (n' \times Pt \times 144)$ $= 19 \text{ in} \times 19 \times 0.2500 / (1 \times 1.0 \text{ in} \times 144)$ $= 0.643 \text{ ft}^2$	5'. $at' = 0.223 \text{ ft}^2$ $at = (Nt \times at') / 144n$ $= (262 \times 0.2 \text{ ft}^2) / (144 \times 1)$ $= 0.406 \text{ ft}^2$
6. $Gs = M / as$ $= 28220.0 / 0.643$ $= 43865.0 \text{ lb/hr.ft}^2$ $\mu = 0.0097 \text{ cp} \text{ (Tc = 410 }^\circ\text{F)}$ $= 0.0097 \text{ cp} \times 2.4$ $= 0.02 \text{ lb/hr.ft}$	6'. $Gt = m / at$ $= 100871.2 / 0.406$ $= 248613 \text{ lb/hr.ft}^2$ $V = Gt / 3600 \rho \text{ ;(tc = 205 }^\circ\text{F)}$ $= 248613 / 3600 \times 62.56$ $= 1.10 \text{ ft/s}$ $\mu = 0.7642 \times 2.4$ $= 1.849 \text{ lb/hr.ft}$
7 $Re = de \times Gs / \mu$ $= 0.06 \times 43864.99 / 0.02$ $= 755.4684$	7'. $Re = ID \times Gt / \mu$ $= (0.5 / 12) \times 248613 / 1.8$ $= 5960.0$
8. $jH = 14$ (Fig.28, Kern)	Re hanya untuk pressure drop
9. $ho = jH \times (k/d_e) \times (Cp \cdot \mu/k)^{1/3}$ $= 14 \times (0.01304 / 0.06) \times (0.5 \times 0.024 / ###)^{1/3}$ $= 141.0999 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)}(^\circ\text{F)}$	9'. $hi = 315$ (fig.25, Kern) correction factor 1 $= 315 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)}(^\circ\text{F)}$
a $\mu \leq 1$, maka $(\mu/1) = 1$	10'. $hio = 315 \times 1 / 3/4$ $= 223.44 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)}(^\circ\text{F)}$

11. Evaluasi Uc

$$\begin{aligned}
 - \quad U_c &= (h_{io} \times h_o) / (h_{io} + h_o) \\
 &= 223.44 \times 141.10 / (223.44 + 141.10) \\
 &= 86.485 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}
 \end{aligned}$$

12. Evaluasi Ud

$$\begin{aligned}
 - \quad a'' &= 0.1963 \text{ ft}^2/\text{lin ft} \\
 - \quad A &= N_t \times l \times a'' \times 1 \\
 &= 262 \times 12 \times 0.2 \times 1 = 617.17 \text{ ft}^2 \\
 - \quad U_d &= Q / A \Delta t \\
 &= 9656636 / 617.17 \times 333.3 \\
 &= 46.94 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}
 \end{aligned}$$

13. Evaluasi Rd

$$\begin{aligned}
 - \quad R_d &= (U_c - U_d) / (U_c \times U_d) \\
 &= (86.485 - 46.94) / (86.485 \times 46.94) \\
 &= 0.00974 \text{ (hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)/Btu} > R_d \text{ ditetapkan} = 0.001 \text{ (hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)/Btu}
 \end{aligned}$$

EVALUASI PENURUNAN TEKANAN	
Bagian Shell	Bagian Tube
1. $N_{res} = 755.47$ $f = 0.0035$ (Fig.29, Kern)	1'. $N_{ret} = 5960.01$ $f = 0.00027$ (Fig.26, Kern) $sg = 1.00$
2. $N + 1 = 12 L \times n' / B$ $= 12 \times 12 \times 1 / 19$ $= 7.5$ $ID_s = 19 / 12$ 1.6 ft $S.g. = 0.8921$	2'. $\Delta I = \frac{f G t^2 l n}{5,22 \cdot 10^{10} \text{ di } sg \phi t}$ $= 0.0072 \text{ psia}$
3. $\Delta P_s = \frac{f G s^2 ID_s (N+1)}{5.22 \cdot 10^{10} \text{ de } Sg \phi s}$ 0.0285 psia $\Delta P_s < 2 \text{ psia}$ (memenuhi)	3'. $\Delta I = \frac{4n v^2}{sg 2g 144}$ $v^2/2g = 0.2$ (Fig.27, Kern) $\Delta P_n = 1.6 \text{ psia}$ $\Delta P_t = 0.01 + 1.6 = 1.61$ $\Delta P_t < 10 \text{ psia}$ (memenuhi)

in to m 0.03
 ft to m 0.3

Kesimpulan :

Spesifikasi	
Kode	: E-316
Fungsi	: Kondenser pada kolom distilasi D-340
Tipe	: <i>2-4 shell and tube heat exchanger</i>
Kapasitas	: Massa fluida panas (M_1) = 28220 kg/jam
	: Massa fluida dingin (m) = 100871 kg/jam
Jumlah	: 1 buah <i>heat exchanger</i>
Ukuran	
<i>Shell</i>	: ID = 19 in ; <i>Baffle Spacing</i> = 19 in = 0.5 m = 0.5 m
<i>Tube</i>	: OD = 0.8 in ; ID = 0.5 in, BWG = 12 = 0 m = 0.01 m Pt = 1 in (<i>triangular</i>) = 0.025 m Panjang = 12 ft = 3.7 m Jumlah <i>tube</i> = 262 buah
Bahan konstruks:	
<i>Shell</i>	: <i>Carbon steel</i>
<i>Tube</i>	: <i>Carbon steel</i>
<i>P allowanc</i>	: 0.0285 psia (<i>Top Tray</i>) - <i>She Allowable</i> : 2 psia (<i>Shell</i>) 1.6072 psia (<i>Cooling Water</i>) - <i>Tube</i> 10 psia (<i>Tube</i>)
<i>rt factor (R</i>	: 0.0097 J. ft ² °F/Btu Rd Allowable = 0.001 J. ft ² °F/Btu

Reactor (R-210)

- Fungsi** : Mensintesis CO₂, Etanol, dan Propilen Oksida menjadi Dietil Karbonat, PEE, Propilen Karbonat, dan Propilen Glikol
- Bahan** : High Alloy Steel SA-240 Grade M tipe 316
- Tipe** : Mixed Flow Reaktor berbentuk silinder tegak dengan elliptical dish
- Jumlah** : 8 unit bekerja secara paralel

Cara Kerja :

- 1) Liquid masuk reactor dari atas dan keluar ke bawah.
- 2) Gas masuk reactor dari bawah dan keluar ke atas.
- 3) Reaktor berupa shell and tube dimana katalis dalam tube, pendingin dalam shell
- 4) Liquid dan gas melewati katalis dalam tube dan bereaksi membentuk DEC

Kondisi Operasi :

Digunakan ketentuan sesuai Ulrich, hal. 400 :

1. Temperatur desain = 28 C + Temperature operasi (C)

$$T_{op} = 160.000 \text{ C} = 433.150 \text{ K}$$

$$T_{des} = 188.000 \text{ C} = 461.150 \text{ K}$$

2. Tekanan desain = 1,1 x Tekanan Operasi

$$P_{op} = 3000 \text{ kPa} = 420.413 \text{ psig}$$

$$P_{des} = 3300 \text{ kPa} = 463.924 \text{ psig}$$

3. Pada tekanan di atas 200 psia, lebih baik digunakan tutup elliptical dish head

Tutup atas : Elliptical dish head

Tutup bawah : Elliptical dish head

Menghitung Volume Larutan

F	=	432,585.07	kg/jam	
Massa Katalis	=	5091.23	kg	
Densitas Larutan	=	1423.65	kg/m ³	= 88.88 lb/ft ³
Laju alir mol ethanol	=	23.92	m ³ /jam	
Volume reaktan, V ₁	=	307.43	kmol/jam	
Konsentrasi awal ethanol	=	0.0778	kmol/m ³	
Waktu tinggal di dalam reaktor	=	3	jam	
Feed total	=	437,676.30	kg/jam	

Desain Tangki

- a. Volume Reaktor

$$V = F_{Ao} \cdot \frac{\tau}{C_{A0}}$$

$$V = 922.30 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{larutan}} = 922.30 \text{ m}^3 = 230.5744 \text{ m} = 8142.5 \text{ ft}$$

$$V_{\text{reaktor}} = (1+0,2) \times V_{\text{larutan}}$$
$$= 276.69 \text{ m}^3$$

b. Diameter dan tinggi *shell*

Volume tangki = vol tutup atas + vol silinder + vol tutup bawah

$$V = \pi/4 * D^2 * L_s + 2(0,087 D^3)$$

dimana, $L_s = 1,5 * D$

$$277 = \pi/4 * D^2 * L_s + 2(0,087 D^3)$$

$$D = 5.90 \text{ m} = 19.36 \text{ ft} = 232 \text{ in}$$

$$H = 8.85 \text{ m} = 29.03 \text{ ft} = 348 \text{ in}$$

c. Menentukan tinggi liquid dalam shell

$$L_{ls} = \frac{V_{liquid}}{(3,14/4) \times D^2}$$

$$= 27.68 \text{ ft} = 8.43 \text{ m} = 332 \text{ in}$$

d. Menentukan P desain

$$\text{Tekanan operasi} = 435.1 \text{ psi}$$

$$\text{Tekanan hidrostatik} = \frac{(r \times g \times h)}{144}$$

$$= \frac{89 \times 32.2 \times 29.03}{144 \times 32.20}$$

$$= 17.90249 \text{ psi}$$

$$\text{Tekanan perencanaan} = \text{tekanan operasi} + \text{tekanan hidrostatik}$$

$$= 438.3 \text{ psig}$$

$$\text{Tekanan design} = 1.1 \times \text{tekanan perencanaan}$$

$$= 482.15 \text{ psig}$$

$$= 496.85 \text{ psia}$$

e. Menentukan tebal shell (pers. 3.16 Brownell and Young)

Bahar = High Alloy Steel SA-240 grade M type 316

$$f = 17500 \text{ psi}$$

$$C = 0.125 \text{ in}$$

Pengelasan menggunakan *double welded butt join*, $E = 0,8$

$$t = \frac{p \text{ desain} \times d_i}{2fE - 1,2p \text{ desain}} + C$$

$$t_s = 2.1 \text{ in}$$

$$\text{Standarisasi } t_s = 2 \frac{1}{4} \text{ in}$$

$$\text{OD} = \text{ID} + 2(t_s = 237 \text{ in} = 6.007452 \text{ m})$$

$$\text{H tangki} = 354.7701 \text{ in} = 9.011178 \text{ m}$$

standarisasi DO =

$$\text{DO} = 240 \text{ in} = 20 \text{ ft} = 6.10 \text{ m}$$

$$\text{DI baru} = 236 \text{ in} = 19.667 \text{ ft} = 5.994 \text{ m}$$

f. Tebal tutup atas berbentuk dishe dan bawah

$$\begin{aligned} \text{tha} &= \frac{0,885 \times \text{Pi} \times \text{Di}}{f \times E - 0,1 \times \text{Pi}} + C \\ &= 7.2 \text{ in} \\ \text{tha} &= \text{thb} \\ &= 7.2 \text{ in} \end{aligned}$$

g. Menentukan tinggi tutup tangki

$$\begin{aligned} \text{ha} &= 0,169 \times \text{Di} \\ &= 40 \text{ in} = 1.016 \text{ m} \\ \text{ha} &= \text{hb} \\ &= 40 \text{ in} = 1.016 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan Sistem Pengaduk

1. Digunakan pengaduk jenis axial turbin dengan 4 buah blade 45° angle
2. Digunakan High Alloy Steel SA 240 Grade M type 316 sebagai konstruksi dari impelar
3. Digunakan Hot roller SAE 1020 sebagai bahan konstruksi dari pengaduk

Dari G.G Brown hal. 507 diperoleh data - data sebagai berikut

$$\text{Dt/Di} = 2,4 - 3,0$$

$$\text{Zi/Di} = 2,7 - 3,9$$

$$\text{Zi/Di} = 0,75 - 1,3$$

$$\text{W/Di} = 0.17$$

Dimana :

Dt = Diameter dalam silinder

Di = Diameter impeller

Zi = tinggi impeller dari dasar tangki

Zl = tinggi liquid dalam silinder

W = lebar daun impeller

a. Menentukan diameter impeller

$$\begin{aligned} \text{Dt/Di} &= 3 \\ \text{Di} &= \text{Dt}/3,0 \\ \text{Di} &= 79 \text{ in} \end{aligned}$$

b. Menentukan tinggi impeller dari dasar tangki

$$\begin{aligned} \text{Zi/Di} &= 1.3 \\ \text{Zi} &= \text{Di}/1,3 \\ &= 102 \text{ in} \end{aligned}$$

c. Menentukan panjang impeller

$$\begin{aligned} \text{W/Di} &= 0.2 \\ \text{W} &= 1,7 \times \text{Di} \\ &= 13 \text{ in} \end{aligned}$$

d. Menentukan tebal blades

$$\begin{aligned} \text{J/Dt} &= 1/10 \\ \text{J} &= \text{Dt}/10 \\ &= 24 \text{ in} \end{aligned}$$

e. Menentukan jumlah pengaduk

$$n = \frac{H_{\text{liquid}}}{2 \times D_i^2}$$

$$= 0.00299$$

$$= 1 \quad \text{Buah}$$

f. Daya Pengaduk dan Bilangan Reynold

Rumus : $\frac{\text{Daya pengaduk}}{\text{Rumus :}}$

$$P = \frac{\Phi \times \rho \times n^3 \times D_i^5}{g_c}$$

Dimana : $P = \text{daya pengaduk (lb.ft/detik)}$
 $\Phi = \text{power number dengan menghitung } NRe$

Menghitung bilangan Reynold

Rumus :

$$NRe = \frac{n \times D_i^2 \times \rho}{\mu}$$

Dimana : $n = \text{putaran pengaduk, ditetapkan}$
 $D_i = \text{diameter impeller}$
 $\rho = \text{densitas}$
 $\mu = \text{viscositas} = 0,001 \text{ lb.ft.dik}$

Ditetapkan $n = 120 \text{ rpm} = 2 \text{ rps}$

$$Nre = \frac{2 \times (78,5)^2 \times 88.88}{0.001}$$

$$= 1,095,339.94 > ### \text{ (Aliran Turbulen)}$$

Menghitung poros pengaduk

Dari G.G Brown fig 4.77 hal 507 diperoleh $\phi = 4$

$$N = \frac{162.1}{D^{1/2}}$$

$$= 1.857839 \text{ putaran/detik}$$

Maka daya pengaduk :

$$P = 35 \text{ Hp}$$

Kehilangan karena gesekan = 30%

$$\text{Power input} = 45 \text{ Hp}$$

efisiensi motor ditentukan = 80%

$$\text{Power motor} = 57 \text{ Hp}$$

Desain Jacket Pendingin

Jaket pendingin dipakai untuk mempertahankan T larutan di dalam reaktor pada suhu = 169,8 °C

Untuk mempertahankan suhu digunakan air pendingin 25 oC = 77 oF

Suhu air pendingin keluar 40 oC = 104 oF

Ditetapkan faktor kekotoran (Rd) 0.001

Properti fluida dalam reaktor:

$$\rho = 41 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu = 0.2 \text{ cp} = 0.5 \text{ lb/ft.h}$$

$$C_p = 1 \text{ Btu/lbF}$$

$$k = 0.1 \text{ Btu/h.ft.F}$$

Properti air pendingin di jaket:

$$\rho = 62.562 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu = 0.7972 \text{ cp} = 3.3 \text{ lb/ft.h}$$

$$C_p = 0.966 \text{ Btu/lbF}$$

$$k = 0.353 \text{ Btu/h.ft.F}$$

$$Q = 169 \text{ Btu/jam}$$

$$\text{Kebutuhan air pendingin} = 50000 \text{ lb/jam}$$

Menghitung LMTD

Hot Fluid		Cold Fluid	Diff.	
337.64	Higher Temp.	104	233.64	Δt_2
337.64	Low Temp.	77	260.64	Δt_1
0	Differences	27	27	

$$\text{LMTD} = (\Delta t_1 - \Delta t_2) / \ln(\Delta t_1 / \Delta t_2)$$

$$= 247 \text{ }^\circ\text{F}$$

Ditetapkan spasi antara tangki dan jaket, sp = 1 in

$$\text{ID jaket} = \text{OD tangki} + 2 \text{ sp}$$

$$= 242 \text{ in} = 20 \text{ ft}$$

Menghitung tebal bahan jaket =

$$P_{op} = 1 \text{ atm} = 14.7 \text{ psi}$$

$$P_{desain} = 1.1 \times P_{op}$$

$$= 16.17 \text{ psi}$$

Bahan jaket dipilih High-Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316

$$f = 18750 \text{ lb/in}^2$$

$$E = 0.8$$

$$C = 0.125$$

$$t = \frac{P_i \times ID}{2 [f.E - (0.6 P)]} + C$$

$$= \frac{16.17 \times 242}{29980.596} + 0.125$$

$$= 0.255522422 \text{ in} = 3/8 \text{ in}$$

Menghitung OD jaket standar :

$$\text{OD jaket} = \text{ID jaket} + 2 \times t \text{ jaket}$$

$$= 242.511 \text{ in}$$

Dianggap ttup bawah datar, maka :

$$A = \text{Luas selimut reaktor} + \text{Luas pada tutup bawah reaktor}$$

$$= \pi \cdot \text{OD} \cdot H + \pi \cdot \text{OD}^2$$

$$= 282.3344 \text{ m}^2$$

$$= 3039.023 \text{ ft}^2$$

Luas Perpindahan Panas yang Dibutuhkan

$$\text{Flow Area, } a_s = \pi/4(\text{ID}_{\text{jaket}}^2 - \text{OD}_{\text{reaktor}}^2)$$

$$= 757.1238 \text{ in}^2$$

$$= 5.257804 \text{ ft}^2$$

$$G_s = \frac{W}{a_s}$$

$$= 9509.673 \text{ lb/hr ft}^2$$

$$D_e = \text{ID}_{\text{jaket}} - \text{OD}_{\text{reaktor}}$$

$$= 2 \text{ in}$$

$$= 0.166667 \text{ ft}$$

$$\text{Re} = \frac{D_e G_s}{\mu}$$

$$= 474.3833$$

$$j = 22 \quad (\text{figure 20.2, Kern})$$

$$h_j = j \times \frac{k}{D} \times \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \times \frac{\mu}{\mu_w} \frac{\mu}{\mu_w}$$

$$= 97.36228 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$h_i = 1500 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \quad (\text{figure 25, Kern})$$

$$h_{io} = h_i \times \frac{\text{ID reaktor}}{\text{OD reaktor}}$$

$$= 1471.875 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$U_c = \frac{h_j \cdot h_{io}}{h_j + h_{io}}$$

$$= 91.3215 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{U_c} + R_d$$

$$= 0.01195$$

$$U_d = 83.68 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$A = \frac{Q}{UD \times \Delta T}$$

$$= 0.0082 \text{ ft}^2 < 281.496 \text{ ft}^2$$

Karena A yang dibutuhkan lebih kecil dari A yang tersedia, maka desain jaket pendingin dapat digunakan.

Spesifikasi	Keterangan	
Tipe	Mixed Flow Reactor berbentuk silinder tegak dengan elliptical dish head	
Bahan konstruksi	High Alloy Steel SA-240 Grade M type 316	
Tipe Pengelasan	Double Welded Butt Joint	
Temperature operasi	169.8	C
Tekanan operasi	3000	kPa
Kapasitas	276.7	m ³
Diameter	6.10	m
Tinggi total	10.9	m
Tebal silinder	0.053	m
Tipe tutup atas	Elliptical Dished Head	
Tebal tutup atas	0.183	m
Tipe tutup bawah	Elliptical Dished Head	
Tebal tutup bawah	0.183	m
Tipe Katalis	PVEImBr-MgO 450	
Massa katalis	5091.230	Kg
Jaket Pendingin	0.000763	m ²
Jumlah alat	8	unit

Kolom Distilasi D-210

- Fungsi : untuk memisahkan etanol dengan aliran produk
Tipe : *Sieve Tray Tower*
Jumlah : 1 unit
Tujuan :
1. Menentukan tipe kolom distilasi
2. Menentukan bahan konstruksi kolom distilasi
3. Menentukan jumlah *plate*
4. Menentukan dimensi kolom distilasi

Data Operasi						
P =	440	kPa	4.4	bar	78.5176	psia
T =	124.9	C	398.05	K	256.82	F

PERHITUNGAN

Aliran Feed Masuk Kolom

Komponen	Mole Fraction	Mole (kmol/jam)	Mass Fraction	Mass Rate	BM
Ethanol	0.90	7844.3	0.84	361379	46.069
H ₂ O	0.01	87.7	0.00	1578.73	18
CO ₂	0.00	0.0	0.00	0.00	44.01
Nitrogen	0.00	0.3	0.00	4.17	14.006
PO	0.00	38.5	0.01	2233.76	58.08
PC	0.01	113.9	0.03	11623.73	102.09
PG	0.03	302.6	0.05	23026.3	76.09
PEE	0.00	39.9	0.01	4155.76	104.15
DEC	0.03	242.1	0.07	28595.7	118.13
Total	1.00	8669.22	1.00	432598	

Aliran Distillate

Komponen	Mole Fraction	Mole (kmol/jam)	Mass Fraction	Mass Rate	BM
Ethanol	0.99	7699.21	0.99	354694.73	46.069
H ₂ O	0.00	23.16	0.00	416.86	18
CO ₂	0.00	0.00	0.00	0.00	44.01
Nitrogen	0.00	0.30	0.00	4.17	14.006
PO	0.00	38.46	0.01	2233.59	58.08
PC	0.00	0.00	0.00	0.00	102.09
PG	0.00	0.00	0.00	0.00	76.09
PEE	0.00	0.02	0.00	1.92	104.15
DEC	0.00	0.24	0.00	28.60	118.13
Total	1.00	7761.38	1.00	357380	

Aliran Bottom Product

Komponen	Mole Fraction	Mole (kmol/jam)	Mass Fraction	Mass Rate	BM
Ethanol	0.16	145.10	0.09	6684.64	46.07
H ₂ O	0.07	64.55	0.02	1161.87	18.00
CO ₂	0.00	0.00	0.00	0.00	44.01
Nitrogen	0.00	0.00	0.00	0.00	14.01
PO	0.00	0.00	0.00	0.18	58.08
PC	0.13	113.86	0.15	11623.73	102.09
PG	0.33	302.62	0.31	23026.28	76.09
PEE	0.04	39.88	0.06	4153.84	104.15
DEC	0.27	241.83	0.38	28567.15	118.13
Total	1.00	907.84	1.00	75217.68	

Menentukan Jenis Kolom Distilasi

Dalam perancangan ini dipilih jenis *sieve tray tower* dengan pertimbangan:

- Perkiraan diameter kolom > 3 ft.
- Campuran tidak bersifat korosif dan tidak membentuk buih.
- Rentang batas lajur alir yang cukup besar tanpa menimbulkan *flooding*.

Jenis *tray* yang digunakan adalah jenis *sieve tray* dengan pertimbangan:

- Kapasitas uap dan cairan besar.
- *Pressure drop* rendah dengan efisiensi *tray* tinggi.
- Lebih ringan dan *low cost*.
- Biaya perawatan murah, mudah dibersihkan, dan konstruksi sederhana.

b. Menentukan Bahan Konstruksi Kolom Distilasi

Bahan Konstruksi : Carbon steel SA-283 Grade C

dengan pertimbangan :

- Mempunyai *allowable working stress* yang besar sehingga untuk kapasitas yang sama memerlukan ketebalan bahan yang tipis.
- Harga material yang relatif murah.

c. Menentukan Jumlah Plate

Perhitungan Refluks Minimum

$$T = 104.5 \text{ } ^\circ\text{C} = 377.65 \text{ K}$$

$$P = 3.40 \text{ bar} = 340 \text{ kPa}$$

Komponen	x _{fi}	x _{di}	K _i	α _i	$\frac{\alpha_i \cdot x_{fi}}{\theta}$	$\frac{\alpha_i \cdot x_{di}}{\theta}$
Ethanol	0.90	0.9920	0.775	5.23648649	1.124912	1.23325
H ₂ O	0.01	0.0030	0.349	2.35810811	0.017888	0.005276
CO ₂	0.00	0.0000	87.19	589.121622	0	0
Nitrogen	0.00	0.0000	331189	2237763.51	3.43E-05	3.83E-05
PO	0.00	0.0050	2.189	14.7905405	0.004767	0.005324
PC	0.01	0.0000	0.004	0.02702703	-0.000356	-3.6E-17
PG	0.03	0.0000	0.012	0.08108108	-0.003	-1.6E-12
PEE	0.00	0.0000	0.0132	0.08918919	-0.000439	-2.3E-07
DEC	0.03	0.0000	0.148	1	-1.143805	-0.00128
Total	1.00	1.0000			0	1.242609

Trial : $\theta = 1.0244123$

R_{min} = 0.243

R = 1.5 x R_{min}
= 0.364

$$1 - q = \sum \frac{\alpha_i x_{if}}{\alpha_i - \theta} \text{ (11.7-19, Geankoplis)}$$

$$R_m + 1 = \sum \frac{\alpha_i x_{id}}{\alpha_i - \theta} \text{ (11.7-20, Geankoplis)}$$

q = 1 untuk *feed* pada *boiling point*

Menentukan Jumlah Tray Teoritis Menggunakan Eduljee Equation

$$\frac{N - N_{min}}{N + 1} = 0,75 \left[1 - \left(\frac{R - R_{min}}{R + 1} \right)^{0,5666} \right]$$

(Peters *et al.*, 2003, Ch. 15, Eq. 15-4, hal. 772)

$$\frac{N - 15}{N + 1} = 0,75 \left[1 - \left(\frac{0,370 - 0,247}{0,370 + 1} \right)^{0,5666} \right]$$

N teoritis = 35.2485 tray

N teoritis = 36 tray

Menentukan Feed Point Location Menggunakan Kirkbride Equation

$$\log \frac{N_e}{N_s} = 0,206 \log \left[\left(\frac{x_{HF}}{x_{LF}} \right) \frac{B}{D} \left(\frac{x_{LB}}{x_{HD}} \right)^2 \right]$$

keterangan:

N_e = Jumlah plates di atas *feed plate*

N_s = Jumlah plates di bawah *feed plate*

(Geankoplis, 2003, Ch. 11, Eq. 11.7-21, hal. 750)

$$\log \frac{N_e}{N_s} = 1.282$$

$$\frac{N_e}{N_s} = 3.6038402$$

$$N_e + N_s = N_{\text{teoritis}} = 36$$

sehingga, untuk perhitungan secara teoritis :

$$N_e = 28.180441 = 29 \text{ plates}$$

$$N_s = 7 \text{ plates}$$

Jadi, *feed* masuk pada *plate* ke- 29 dari atas kolom

Menentukan distribusi beban massa pada kolom

$$R = 0.364$$

a) Aliran Liquid untuk Reflux

$$\begin{aligned} L &= 2732.0059 \text{ kmol/jam} \\ &= 125798 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

b) Aliran uap masuk kondenser

$$\begin{aligned} V &= 10493.39 \text{ kmol/jam} \\ &= 483178 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

c) Aliran Liquida masuk reboiler (L')

$$\begin{aligned} L' &= 907.8414 \text{ kmol/jam} \\ &= 75,218 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

d) Aliran Uap di reboiler (V')

$$\begin{aligned} V' &= 0.00147 \text{ kmol/jam} \\ &= 0.0867263 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Perhitungan didasarkan atas rate terbesar yaitu:

$$L = 125797.7 \text{ kg/jam} = 277332 \text{ lb/jam}$$

$$V = 483177.57 \text{ kg/jam} = 1065206 \text{ lb/jam}$$

Perhitungan perancangan kolom distilasi

$$P_{\text{operasi}} = 450 \text{ kPa}$$

$$L = 125797.7 \text{ kg/jam} = 277331.82 \text{ lb/jam}$$

$$V = 483177.57 \text{ kg/jam} = 1065206.3 \text{ lb/jam}$$

$$T_{\text{feed}} = 124.9 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$BM_{\text{feed}} = 49.9$$

$$P_{\text{feed}} = 440 \text{ kPa}$$

$$\rho_{\text{vap}} = 0.384 \text{ lb/ft}^3$$

$$V_m = 12.842476 \text{ ft}^3/\text{sec}$$

$$\rho_{\text{liquid}} = 44.52 \text{ lb/ft}^3$$

$$Q_m = 103.82293 \text{ ft}^3/\text{jam} = 776.59553 \text{ gpm}$$

$$\sigma = 20.36 \text{ dyne/cm}$$

Perancangan diameter kolom

1) Beban Maksimum

$$V_{\max} = 1.3 \times V_m = 16.695218 \text{ ft}^3/\text{sec}$$

$$Q_{\max} = 1.3 \times Q_m = 1009.5742 \text{ gpm}$$

Beban Minimum

$$V_{\min} = 0.7 \times V_m = 8.9897329 \text{ ft}^3/\text{sec}$$

$$Q_{\min} = 0.7 \times Q_m = 543.61687 \text{ gpm}$$

2) Ditetapkan tray spacing

$$= 24 \text{ in}$$

$$\text{Effective Spacing, } S' = \text{St-2,5hc (Pers. 8-251, Ludwig II)}$$

$$= 21.45$$

dari ludwig figure 8.121 didapatkan

$$V_c = 11.6 \text{ fps} \quad \text{pada } e = 0.05$$

$$\text{Diameter Kolom, } D_t = \left[\frac{(4/\pi)(V_{\max}/V_c)^{0.5}}{3.14} \right] \text{ (Pers. 8-252, Ludwig Vol.2)}$$

$$D_t = \left(\frac{4}{3.14} \right) \times \left(\frac{16.6952}{11.6} \right)$$

$$= 1.3540423 \text{ ft} \gg 8 \text{ ft}$$

$$D_t = 8 \text{ ft} \quad (\text{standarisasi})$$

$$A_t = 3.14/4 \times D^2$$

$$= 3.14/4 \times 8^2$$

$$A_t = 50.24 \text{ ft}^2$$

3) Menentukan tipe tray

$$\text{Pada } D_t = 8 \text{ ft dan } Q = 776.59553 \text{ gpm}$$

Tipe tray : Double Pas (Tabel 14.3 Van Winckle page 574) (500-800 gpm)

Untuk cross flow: $l_w = L$

$$\text{ditetapkan: } h_w = 1.2 \text{ inch} \quad \text{tinggi weir } (2" \leq h_w) ^{0.5}$$

$$h_w - h_c = 0.18 \text{ inch} \quad (\text{berkisar antara } 0.25" - 0.15")$$

$$h_c = 1.02 \text{ inch}$$

Menghitung Panjang Weir (l_w)

$$L_w/D = 0.6$$

$$l_w = 4.8 \text{ ft}$$

$$Q/(l_w)^{2.5} = 15.384798$$

$$F_w = 1.13 \quad (\text{Weir Construction Factor, Fi. 8-105, Ludwig Vol2})$$

Menghitung tinggi liquid di atas weir (h_{ow}) & tinggi liquid di atas plate (h_l)

$$h_{ow \max} = 0.092 \times F_w \times (Q_{\max} / l_w)^{2/3} \quad (\text{Pers. 8-222, Ludwig Vol.2})$$

$$= 3.6767514 \text{ in} \quad F_w = 1.13$$

$$h_{ow \min} = 0.092 \times F_w \times (Q_{\min} / l_w)^{2/3} \quad (\text{Pers. 8-222, Ludwig Vol.2})$$

$$= 2.4335152 \text{ in} \quad F_w = 1.13$$

$$\begin{aligned}
 hl \text{ max} &= \text{how max} + hw \\
 &= 4.8767514 \text{ in} && \text{Syarat} < 4' \text{ (Tidak memenuhi)} \\
 \\
 hl \text{ min} &= \text{how min} + hw \\
 &= 3.6335152 \text{ in} && \text{Syarat} > 2' \text{ (memenuhi)} \\
 \\
 Ac &= At - 2xAd \\
 \\
 Adc &= hc \times lw
 \end{aligned}$$

Tinggi downcomer(hd)

$$hd = 0.03 \left(\frac{Q_{max}}{100 A_{dc}} \right)^2 \quad \text{---->} \quad \text{Dipilih yang terkecil antara Adc atau Ad}$$

Trial L/D

L/D	0.6	0.7	0.8	0.9	1	syarat
L, ft	4.8	5.6	6.4	7.2	8.0	
lw, ft	4.8	5.6	6.4	7.2	8.0	
$Q/(lw)^{2,5}$	15.4	10.5	7.5	5.6	4.3	
Fw	1.040	1.025	1.010	1.000	1.000	
how max, in	3.384	3.009	2.713	2.483	2.315	
how min, in	2.240	1.992	1.795	1.643	1.532	
hlmax, in	4.584	4.209	3.913	3.683	3.515	< 4"
hlmin, in	3.44	3.19	3.00	2.84	2.73	> 2"
Ad/At	0.052	0.0878	0.1424	0.2315	0.5	
Ad	2.61248	4.411072	7.154176	11.63056	25.12	
Adc	0.408	0.476	0.544	0.612	0.68	
hd	17.36866	12.49534	9.3323696	7.1638476	0.66127	< 1"

Asumsi :

$$\begin{aligned}
 \text{daerah distribusi liquid (Hdl)} &= 1 \\
 \text{daerah terbang (Wt)} &= 0.5
 \end{aligned}$$

$$x = \frac{Dt}{2} - (H + (Hdl/12))$$

$$r = \frac{Dt}{2} - \frac{Wt}{12} = 3.958$$

Menghitung *Active Area for Cross Flow*

$$Aa_c = 2\{x(r^2-x^2)^{0.5} + r^2 \arcsin x/r\}$$

$$Hdt = 6 \text{ in} \quad (\text{ditetapkan})$$

$$Ax = \frac{(Hdt+2Hdl)}{12} \times r \times 2 \quad \text{inch}$$

$$Aa = Aa_{\text{cross}} - Ax \quad \text{inch}$$

L/D	0.6	0.7	0.8	0.9	1	syarat	
H/D	0.1	0.14	0.2000	0.2820	0.5		
H, ft	0.8	1.144	1.6	2.256	4		
x, ft	3.116667	2.7726667	2.3166667	1.6606667	-0.08333		ft
r, ft	3.958	3.958	3.958	3.958	3.958		
Aa c, ft ²	43.62	39.98	34.46	25.50	-1.32		
Ax, ft ²	5.28	5.28	5.28	5.28	5.28		
Aa, ft ²	38.34	34.71	29.19	20.22	-6.60		
Aa/At	76.315	69.082	58.092	40.253	-13.131	60-80%	

dipilih L/D = 0.70 dengan %Aa/At = 69.082 %

Ukuran lubang $A_o = \frac{A_a \times 0.9605}{n^2}$

n	2	2.5	3	3.5	4
Ao, ft ²	3.069	1.964	1.364	1.002	0.767

Checking pressure drop

$$U_o = \frac{V_{\max}}{A_o} = \frac{16.6952}{A_o}$$

$$h_p = 12 \frac{\rho v}{\rho L} \times 1.14 \left(\frac{U_o^2}{2g_c} \right) \left[0.4 \left(1.25 - \frac{A_o}{A_c} \right) + \left(1 - \frac{A_o}{A_c} \right)^2 \right]$$

$$h_r = \frac{31.2}{\rho L}$$

$$h_t = h_p + h_r + h_{l\max}$$

n	2	2.5	3	3.5	4
Ao, ft ²	3.069	1.964	1.364	1.002	0.767
Ac, ft ²	49.424	49.424	49.424	49.424	49.424
Uo, ft/s	5.440	8.500	12.240	16.661	21.761
hp, in	0.074	0.186	0.394	0.739	1.270
hr, in	0.701	0.701	0.701	0.701	0.701
ht, in	5.28	5.47	5.68	6.02	6.56

checking downcomer, back up, dan weeping

$$H_d = h_{l\max} + h_t + h_d$$

$$\frac{H_d}{H_{df}} \leq 0.5$$

$$H_{df} = T + h_w = 25.2 \text{ in}$$

$$t_w = 0.8[h_{ow_{max}}(T + h_w - h_b)]^{0.5}, \text{ syarat } \frac{t_w}{H} \leq 0.6$$

$$h_{pw} = 0.2 + 0.05 h_{lmax}$$

$$U_m = \frac{V_{min}}{A_o}$$

$$h_{pm} = 12 \frac{\rho_v}{\rho_L} \times 1.14 \left(\frac{U_m^2}{2gc} \right) \left[0.4 \left(1.25 - \frac{A_o}{A_c} \right) + \left(1 - \frac{A_o}{A_c} \right)^2 \right]$$

n	2	2.5	3	3.5	4	syarat
Hd	22.65	22.84	23.05	23.39	23.92	
Hd/Hdf	0.899	0.906	0.915	0.928	0.949	≤ 0.5
tw	3.985	-	-	-	-	
tw/H	0.176	-	-	-	-	≤ 0.6
h _{pw}	0.429	0.429	0.429	0.429	0.429	
U _m	2.929339	4.5770922	6.5910128	8.9711007	11.7174	
h _{pm}	0.021301	0.0539764	0.11418	0.214072	0.36802	h _{pw} ≤ h _{pm}

dari hasil perhitungan nilai yang memenuhi adalah n= 2

Untuk L/D = 0,7 dan n = 2 :

A_o < A_a < A_c < A_t -->

1.002	<	39.98	<	49.424	<	50.24
-------	---	-------	---	--------	---	-------

Hole size (do)

$$A_o = \frac{3.14}{4} \times do^2$$

$$1.002 = \frac{3.14}{4} \times do^2$$

$$do = 1.130 \text{ in}$$

hole spacing (n)

$$n = 2$$

Pitch

$$n \times do = 2.260 \text{ in}$$

checking entrainment

$$e = 0.22 \left(\frac{73}{\sigma} \right) \left(\frac{U_c}{T_c} \right)^{3.2}$$

$$U_c = \frac{V_{max}}{A_c} = \frac{16.695218}{49.424} = 0.3378$$

$$T_c = T - 2.5 \cdot h_{lmax} = 12.540218$$

$$e = 0.22 \times \frac{73}{20.4} \times \left(\frac{0.338}{12.540} \right)^{3.2} = 7.483E-06 \quad (\text{Syarat} < 0,1, \text{ Memenuhi})$$

Mengecek Flooding

$$\text{Axis} = \frac{L'_{max}}{V'_{max}} \left(\frac{\rho_V}{\rho_L} \right)^{0.5} \quad (\text{Gambar 13.21, Van Winkle})$$

$$= 0.0241799$$

Maka didapat ordinat:

$$U_{vn} \left(\frac{\rho_V}{\rho_L - \rho_V} \right)^{0.5} = 0.39$$

$$U_{vn} = 0.39 / \left(\frac{\rho_V}{\rho_L - \rho_V} \right)^{0.5}$$

$$U_{vn} = 4.1811474$$

U_{vn} untuk $\sigma = 20,36$ dyne/cm

$$U_{vn} = U_{vn} \times \left(\frac{\sigma}{20} \right)^2 \quad (\text{Pers. 13.25, Van Winkle})$$

$$U_{vn} = 4.3330234$$

$$U_f = \frac{V}{A_c} = 0.2598429 \quad \text{ft/s}$$

$$U_f/U_{vn} = 0.059968 \quad (\text{Syarat} < 0,85, \text{ memenuhi})$$

Tinggi total Tray (H_T)

$$\text{Jumlah tray (N)} = 36$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total tray} &= T \times (N - 1) \\ &= 24 \times (36 - 1) \\ &= 840 \quad \text{inch} \\ &= 70 \quad \text{ft} \end{aligned}$$

Tinggi ruang kosong diatas tray

$$\text{Ditetapkan tinggi ruang kosong diatas tray} = 2 \text{ ft}$$

Menghitung tinggi ruang yang ditempati oleh liquid didalam kolom (HL)

$$\text{Rate liquid} = 277332 \quad \text{lb/jam}$$

$$\rho \text{ liquid} = 44.520 \quad \text{lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{asumsi waktu tinggal} &= 3 \text{ menit} \\ &= 0.05000 \text{ jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas permukaan} &= 50.24 \text{ ft}^2 \\ \text{HL} &= \frac{(\text{rate liquid} \times t)}{(\rho_L \times A)} \\ &= \frac{277332}{44.520} \times \frac{0.05000}{50.24} \\ &= 6.200 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi ruang kosong diatas liquida} &= 1 \text{ ft} \\ \text{Tinggi Total Kolom} &= 79.200 \text{ ft} \end{aligned}$$

11. Menghitung Ketebalan Kolom Distilasi

$$\begin{aligned} P_{op} &= 63.8166 \text{ psig} \\ P_{hid} &= 1.92 \text{ psig} \\ P_{tot} &= 65.73 \text{ psig} \\ P_{des} &= 72.30494425 \text{ psig} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Bahan konstruksi} &= \text{SA-283 Grade C} \\ f &= 12650 \text{ psig} \\ E &= 0.8 \text{ (Double welded butt joint)} \\ C &= 0.0625 \text{ in} \\ Dt &= 96.00 \text{ in} \\ ts &= \frac{P_i Dt}{2(fE + 0.4P_i)} + C \\ &= 0.40 \text{ in} \\ &= 1/2 \text{ in} \\ OD_t &= 97.00 \text{ in} \end{aligned}$$

12. Menghitung Tebal Tutup Atas & Bawah

$$\begin{aligned} t_{ha} &= \frac{0.885P_i r}{(fE - 0.1P_i)} + C \\ t_{ha} &= 0.2144 \text{ in} \\ &= 1/4 \text{ in} \\ t_{hb} &= t_{ha} \\ &= 1/4 \text{ in} \end{aligned}$$

Spesifikasi	Keterangan	
Kode	D-210	
Fungsi	Memisahkan Produk dari non Produk (Etanol dan PO)	
Tipe	Total Kondensor, Parsial Reboiler	
Kapasitas	103.82	ft ³ /jam
Bahan	SA 283 Grade C Carbon Steel	
Jumlah	1	
Spesifikasi Plate :		
Type of tray	Cross Flow Sieve Tray	
Tower diameter	8	ft
Tray spacing	24	in
Active area	39.984	ft ²
Hole area	1.002	ft ²
Downcomer area	4.411	ft ²
Active/tower area	69.082	%
Hole spacing	2.0	in
Weir length	5.6	ft
Weir height	1.20	in
Downcomer clearance	0.48	in
Number of tray	36	
Tinggi Kolom	79.1996	ft
Tebal Shell	1/2	in

Kolom Distilasi D-310

- Fungsi : untuk memisahkan DEC, PEE dengan PC, PG
Tipe : *Sieve Tray Tower*
Jumlah : 1 unit
Tujuan :
1. Menentukan tipe kolom distilasi
2. Menentukan bahan konstruksi kolom distilasi
3. Menentukan jumlah *plate*
4. Menentukan dimensi kolom distilasi

Data Operasi						
P =	390	kPa	3.9	bar	71.2656	psia
T =	214.4	C	487.55	K	417.92	F

PERHITUNGAN

Aliran Feed Masuk Kolom

Komponen	Mole Fraction	Mole (kmol/ja)	Mass Fraction	Mass Rate (kg/jam)	BM
Ethanol	0.00	0.00	0.00	0.00	46.069
H ₂ O	0.00	0.09	0.00	1.62	18
CO ₂	0.00	0.00	0.00	0.00	44.01
Nitrogen	0.00	0.00	0.00	0.00	14.006
PO	0.00	0.00	0.00	0.00	58.08
PC	0.16	113.86	0.17	11623.97	102.09
PG	0.43	302.62	0.34	23026.36	76.09
PEE	0.06	39.90	0.06	4155.59	104.15
DEC	0.35	241.83	0.42	28567.38	118.13
Total	1.00	698.30	1.00	67374.91	

Aliran Distillate

Komponen	Mole Fraction	Mole (kmol/ja)	Mass Fraction	Mass Rate (kg/jam)	BM
Ethanol	0.00	0.00	0.00	0.00	46.069
H ₂ O	0.00	0.09	0.00	1.62	18
CO ₂	0.00	0.00	0.00	0.00	44.01
Nitrogen	0.00	0.00	0.00	0.00	14.006
PO	0.00	0.00	0.00	0.00	58.08
PC	0.00	0.00	0.00	0.00	102.09
PG	0.00	0.30	0.00	23.03	76.09
PEE	0.14	39.86	0.13	4151.43	104.15
DEC	0.86	241.80	0.87	28564.21	118.13
Total	1.00	282.06	1.00	32740.29	

Aliran Bottom Product

Komponen	Mole Fraction	Mole (kmol/ja)	Mass Fraction	Mass Rate (kg/jam)	BM
Ethanol	0	0.00	0	0	46.069
H ₂ O	1.303E-14	0.00	2.82E-15	9.762E-11	18
CO ₂	0	0.00	0	0	44.01
Nitrogen	0	0.00	0	0	14.006

PO	0	0.00	0	0	58.08
PC	0.27355904	113.86	0.335648	11623.967	102.09
PG	0.7263451	302.32	0.664232	23003.329	76.09
PEE	9.5863E-05	0.04	0.00012	4.155585	104.15
DEC	0	0.00	0	0	118.13
Total	1	416.22	1	34631.452	

a. Menentukan Jenis Kolom Distilasi

Dalam perancangan ini dipilih jenis *sieve tray tower* dengan pertimbangan:

- Perkiraan diameter kolom > 3 ft.
- Campuran tidak bersifat korosif dan tidak membentuk buih.
- Rentang batas lajur alir yang cukup besar tanpa menimbulkan *flooding*.

Jenis *tray* yang digunakan adalah jenis *sieve tray* dengan pertimbangan:

- Kapasitas uap dan cairan besar.
- *Pressure drop* rendah dengan efisiensi *tray* tinggi.
- Lebih ringan dan *low cost*.
- Biaya perawatan murah, mudah dibersihkan, dan konstruksi sederhana.

b. Menentukan Bahan Konstruksi Kolom Distilasi

Bahan Konstruksi : *Carbon steel SA-283 Grade C*

dengan pertimbangan :

- Mempunyai *allowable working stress* yang besar sehingga untuk kapasitas yang sama memerlukan ketebalan bahan yang tipis.
- Harga material yang relatif murah.

c. Menentukan Jumlah Plate

Perhitungan Refluks Minimum

$$T = 174.000 \text{ } ^\circ\text{C} = 447.150 \text{ K}$$

$$P = 3.10 \text{ bar} = 310 \text{ kPa}$$

Komponen	x_{fi}	x_{di}	K_i	α_i	$\alpha_i \cdot x_{fi} / \alpha_i - \theta$	$\alpha_i \cdot x_{Di} / \alpha_i - \theta$
Ethanol	0.00	0.0000	5.677	6.2729282	0	0
H ₂ O	0.00	0.0003	2.812	3.1071823	0.000148	0.000366
CO ₂	0.00	0.0000	316.87	350.1326	0	0
Nitrogen	0.00	0.0000	24589664	27170899	0	0
PO	0.00	0.0000	9.219	10.18674	0	0
PC	0.16	0.0000	0.031	0.0342541	-0.01546	-1.5E-18
PG	0.43	0.0011	0.209	0.2309392	-0.60817	-0.00151
PEE	0.06	0.1413	0.905	1	0.094522	0.23378
DEC	0.35	0.8573	1.032	1.1403315	0.530202	1.312502
Total	1.00	1.0000			0.001238	1.545141

Trial : $\theta = 0.3955$

$$1 - q = \sum \frac{\alpha_i x_{iF}}{\alpha_i - \theta} \quad (11.7-19, \text{Geankoplis})$$

Rmin = 0.545

$$R_m + 1 = \sum \frac{\alpha_i x_{iD}}{\alpha_i - \theta} \quad (11.7-20, \text{Geankoplis})$$

R = 1.5 x Rmin = 0.818

q = 1 untuk *feed* pada *boiling point*

Menentukan Jumlah Tray Teoritis Menggunakan Eduljee Equation

$$\frac{N - N_{min}}{N + 1} = 0,75 \left[1 - \left(\frac{R - R_{min}}{R + 1} \right)^{0,5666} \right]$$

(Peters *et al.*, 2003, Ch. 15, Eq. 15-4, hal. 772)

$$\frac{N - 14}{N + 1} = 0,75 \left[1 - \left(\frac{0,818 - 0,55}{0,818 + 1} \right)^{0,5666} \right]$$

N teoritis = 28.77 tray

N teoritis = 29 tray

Menentukan *Feed Point Location* Menggunakan Kirkbride Equation

$$\log \frac{N_e}{N_s} = 0,206 \log \left[\left(\frac{x_{HF}}{x_{LF}} \right) \frac{B}{D} \left(\frac{x_{LB}}{x_{HD}} \right)^2 \right]$$

keterangan:

N_e = Jumlah *plates* di atas *feed plate*

N_s = Jumlah *plates* di bawah *feed plate* (Geankoplis, 2003, Ch. 11, Eq. 11.7-21, hal. 750)

$$\log \frac{N_e}{N_s} = -0.2160754$$

$$\frac{N_e}{N_s} = 0.80567457$$

$$N_e + N_s = N \text{ teoritis} = 29$$

sehingga, untuk perhitungan secara teoritis :

$$N_e = 12.93952 = 13 \text{ plates}$$

$$N_s = 16 \text{ plates}$$

Jadi, *feed* masuk pada *plate* ke- 13 dari atas kolom

Menentukan distribusi beban massa pada kolom

$$R = 0.818$$

a) Aliran Liquid untuk Reflux

$$L = 230.83 \text{ kmol/jam}$$

$$= 26,794.59 \text{ kg/jam}$$

b) Aliran uap masuk kondenser

$$V = 512.89 \text{ kmol/jam}$$

$$= 32,740.29 \text{ kg/jam}$$

c) Aliran Liquida masuk reboiler (L')

$$\begin{aligned} L' &= 416.21741 \text{ kmol/jam} \\ &= 34631.463 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

d) Aliran Uap di reboiler (V')

$$\begin{aligned} V' &= 0.00 \text{ kmol/jam} \\ &= 0 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Perhitungan didasarkan atas rate terbesar yaitu:

$$\begin{aligned} L &= 34631 \text{ kg/jam} = 76348.02 \text{ lb/jam} \\ V &= 32740.29 \text{ kg/jam} = 72178.76 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

Perhitungan perancangan kolom distilasi

$$\begin{aligned} P \text{ operasi} &= 400 \text{ kPa} \\ L &= 34631 \text{ kg/jam} = 76348 \text{ lb/jam} \\ V &= 32740.29 \text{ kg/jam} = 72178.8 \text{ lb/jam} \\ T \text{ feed} &= 214.4 \text{ }^\circ\text{C} \\ \text{BM feed} &= 96.3 \\ P \text{ feed} &= 390 \text{ kPa} \\ \rho \text{ vap} &= 0.5899 \text{ lb/ft}^3 \\ V_m &= 33.988229 \text{ ft}^3/\text{sec} \\ \rho \text{ liquid} &= 48.63 \text{ lb/ft}^3 \\ Q_m &= 26.166297 \text{ ft}^3/\text{jam} = 195.724 \text{ gpm} \\ \sigma &= 38.4 \text{ dyne/cm} \end{aligned}$$

Perancangan diameter kolom

1) Beban Maksimum

$$\begin{aligned} V_{\max} &= 1.3 \times V_m = 44.1847 \text{ ft}^3/\text{sec} \\ Q_{\max} &= 1.3 \times Q_m = 254.441 \text{ gpm} \end{aligned}$$

Beban Minimum

$$\begin{aligned} V_{\min} &= 0.7 \times V_m = 23.7918 \text{ ft}^3/\text{sec} \\ Q_{\min} &= 0.7 \times Q_m = 137.007 \text{ gpm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 2) \text{ Ditetapkan } \textit{tray spacing} &= 24 \text{ in} \\ \textit{Effective Spacing, S'} &= St-2,5hc \text{ (Pers. 8-251, Ludwig II)} \\ &= 16.875 \end{aligned}$$

dari ludwig figure 8.121 didapatkan

$$\begin{aligned} V_c &= 8 \text{ fps} \quad \text{pada } e = 0.05 \\ \text{Diameter Kolom, } D_t &= \left[\frac{4}{\pi} (V_{\max}/V_c) \right]^{0.5} \text{ (Pers. 8-252, Ludwig Vol.2)} \\ D_t &= \left(\frac{4}{3.14} \right) \times \left(\frac{44.1847}{8} \right)^{0.5} \\ &= 2.6525045 \text{ ft} \gg 8 \text{ ft} \quad (\text{standarisasi}) \end{aligned}$$

$$Dt = 8 \text{ ft}$$

$$At = 3.14/4 \times D^2$$

$$= 3.14/4 \times 5^2$$

$$At = 50.24 \text{ ft}^2$$

3) Menentukan tipe tray

Pada $Dt = 8 \text{ ft}$ dan $C = 195.7239 \text{ gpm}$

Tipe tray Double Pass (Tabel 14.3 Van Winckle page 574) (30 - 200 gpm)

Untuk cross flow: $lw=L$

ditetapkan $hw = 3 \text{ inch}$ tinggi weir ($2" \leq \text{how} + hw \leq 4"$)

$hw - hc = 0.15 \text{ inch}$ (berkisar antara 0.25"-0.15")

$hc = 2.85 \text{ inch}$

Menghitung Panjang Weir (lw)

$$Lw/D = 0.6$$

$$lw = 4.8 \text{ ft}$$

$$Q/(lw)^{2.5} = 0.5183692$$

$$Fw = 1.02 \text{ (Weir Construction Factor, Fi. 8-105, Ludwig Vol2)}$$

Menghitung tinggi liquid di atas weir (how) & tinggi liquid di atas plate (hl)

$$\text{how max} = 0.092 \times Fw \times (Q_{\text{max}} / lw)^{2/3} \text{ (Pers. 8-222, Ludwig Vol.2)}$$

$$= 1.3241951 \text{ in} \quad Fw = 1.02$$

$$\text{how min} = 0.092 \times Fw \times (Q_{\text{min}} / lw)^{2/3} \text{ (Pers. 8-222, Ludwig Vol.2)}$$

$$= 0.8764392 \text{ in} \quad Fw = 1.02$$

$$hl \text{ max} = \text{how max} + hw$$

$$= 4.3241951 \text{ in} \quad \text{Syarat} < 4' \text{ (tidak memenuhi)}$$

$$hl \text{ min} = \text{how min} + hw$$

$$= 3.8764392 \text{ in} \quad \text{Syarat} > 2' \text{ (memenuhi)}$$

$$Ac = At - 2 \times Ad$$

$$A_{dc} = hc \times lw$$

Tinggi downcomer (hd)

$$hd = 0.03 \left(\frac{Q_{\text{max}}}{100 A_{dc}} \right)^2 \quad \text{---->} \quad \text{Dipilih yang terkecil antara } A_{dc} \text{ atau } Ad$$

Trial L/D

L/D	0.6	0.7	0.8	0.9	1	syarat
L, ft	4.8	5.6	6.4	7.2	8.0	
lw, ft	4.8	5.6	6.4	7.2	8.0	
$Q/(lw)^{2.5}$	0.5	0.4	0.3	0.2	0.1	
Fw	1.030	1.010	1.010	1.000	1.000	

low max, i	1.337	1.183	1.082	0.991	0.924	
low min, i	0.885	0.783	0.716	0.656	0.611	
hlmax, in	3.973	3.771	3.582	3.335	3.152	< 4"
hlmin, in	3.89	3.78	3.72	3.66	3.61	> 2"
Ad/At	0.052	0.0878	0.1424	0.2315	0.5	
Ad	2.61248	4.411072	7.15418	11.6306	25.12	
Adc	1.14	1.33	1.52	1.71	1.9	
hd	0.88457	0.7392	0.5993	0.4163	0.1937	< 1"

Asumsi :

daerah distribusi liquid (Hdl) = 1 inch
daerah terbangun (Wt) = 0.5 inch

$$x = \frac{Dt}{2} - (H + (Hdl/12))$$

$$r = \frac{Dt}{2} - \frac{Wt}{12} = 3.958 \text{ ft}$$

Menghitung *Active Area for Cross Flow*

$$Aa_c = 2\{x(r^2-x^2)^{0.5} + r^2 \arcsin x/r\}$$

$$Hdt = 6 \text{ in (ditetapkan)}$$

$$Ax = \frac{(Hdt+2Hdl)}{12} \times r \times 2$$

$$Aa = Aa_{cross} - Ax$$

L/D	0.6	0.7	0.8	0.9	1	syarat
H/D	0.1	0.14	0.2000	0.2820	0.5	
H, ft	0.8	1.144	1.6	2.256	4	
x, ft	3.11667	2.7726667	2.31667	1.66067	-0.083333	
r, ft	3.958	3.958	3.958	3.958	3.958	
Aa c, ft ²	43.62	39.98	34.46	25.50	-1.32	
Ax, ft ²	5.28	5.28	5.28	5.28	5.28	
Aa, ft ²	38.34	34.71	29.19	20.22	-6.60	
Aa/At	76.315	69.082	58.092	40.253	-13.131	60-80%

dipilih L/I = 0.60 dengan %Aa/At = 76.315 %

$$\text{Ukuran lubang } d_o = \frac{A_a \times 0.9605}{n^2} \quad (2.5 \leq n \leq 4)$$

n	2	2.5	3	3.5	4
Ao, ft ²	9.207	5.892	4.092	3.006	2.673

Checking pressure drop

$$U_o = \frac{V_{max}}{A_o} = \frac{44.1847}{A_o}$$

$$h_p = 12 \frac{\rho v}{\rho_L} \times 1.14 \left(\frac{U_o^2}{2g_c} \right) \left[0.4 \left(1.25 - \frac{A_o}{A_c} \right) + \left(1 - \frac{A_o}{A_c} \right)^2 \right]$$

$$h_r = \frac{31.2}{\rho_L}$$

$$h_t = h_p + h_r + h_{lmax}$$

n	2	2.5	3	3.5	4
Ao, ft2	9.207	5.892	4.092	3.006	2.673
Ac, ft2	45.015	45.015	45.015	45.015	45.015
Uo, ft/s	4.799	7.499	10.798	14.698	16.530
hp, in	0.062	0.174	0.388	0.749	0.959
hr, in	0.642	0.642	0.642	0.642	0.642
ht, in	4.68	4.79	5.00	5.36	5.57

checking downcomer, back up, dan weeping

$$H_d = h_{lmax} + h_t + h_d$$

$\frac{H_d}{H_{df}} \leq 0.5$

$$H_{df} = T + h_w = 27 \text{ in}$$

$$t_w = 0.8 [h_{ow_{max}} (T + h_w - h_b)]^{0.5}, \text{ syarat } \frac{t_w}{H} \leq 0.6$$

$$h_{pw} = 0.2 + 0.05 h_{lmax}$$

$$U_m = \frac{V_{min}}{A_o}$$

$$h_{pm} = 12 \frac{\rho v}{\rho_L} \times 1.14 \left(\frac{U_m^2}{2g_c} \right) \left[0.4 \left(1.25 - \frac{A_o}{A_c} \right) + \left(1 - \frac{A_o}{A_c} \right)^2 \right]$$

n	2	2.5	3	3.5	4	syarat
Hd	9.53	9.65	9.86	10.22	10.69	
Hd/Hdf	0.353	0.357	0.365	0.379	0.396	≤ 0.5
tw	3.963	3.951	3.927	3.888	3.865	
tw/H	0.416	0.410	0.398	0.380	0.362	≤ 0.6
hpw	0.399	0.399	0.399	0.399	0.399	
Um	2.58421	4.0378316	5.81448	7.91415	8.900771	
hpm	0.18085	0.3358874	0.43452	0.50765	0.4103	hpw \leq hpm

dari hasil perhitungan nilai yang memenuhi adalah n= 4

Untuk $L/D = 0.6$ dan $n = 4$:

$A_o < A_a < A_c < A_t \rightarrow$

3.006	<	34.46	<	45.015	<	50.24
-------	---	-------	---	--------	---	-------

Hole size (do)

$$A_o = \frac{3.14}{4} \times do^2$$

$$3.006 = \frac{3.14}{4} \times do^2$$

$$do = 1.957 \text{ in}$$

hole spacing (n)

$$n = 4$$

Pitch

$$n \times do = 7.828 \text{ in}$$

checking entrainment

$$e = 0.22 \left(\frac{73}{\sigma} \right) \left(\frac{U_c}{T_c} \right)^{3.2}$$

$$U_c = \frac{V_{max}}{A_c} = \frac{44.1847}{45.015} = 0.98155$$

$$T_c = T - 2.5 \times hl_{max}$$

$$= 14.0675$$

$$e = 0.22 \times \frac{73}{38.4} \times \left(\frac{0.982}{14.068} \right)^{3.2}$$

$$= 8.342E-05 \text{ (Syarat } < 0,1 \text{ , Memenuhi)}$$

Mengecek Flooding

$$\text{Axis} = \frac{L'_{max}}{V'_{max}} \left(\frac{\rho_V}{\rho_L} \right)^{0.5} \text{ (Gambar 13.21 , Van Winkle)}$$

$$= 0.1164999$$

Maka didapat ordinat:

$$U_{vn} \left(\frac{\rho_V}{\rho_L - \rho_V} \right)^{0.5} = 0.18$$

$$U_{vn} = 0.18 / \left(\frac{\rho_V}{\rho_L - \rho_V} \right)^{0.5}$$

$$U_{vn} = 1.6243711$$

U_{vn} untuk $\sigma = 27,83 \text{ dyne/cm}$

$$U_{vn} = U_{vn} \times \left(\frac{\sigma}{20} \right)^2 \text{ (Pers. 13.25, Van Winkle)}$$

$$U_{vn} = 5.9880817$$

$$\begin{aligned}
 U_f &= V/Ac \\
 &= 0.7550416 \text{ ft/s} \\
 U_f/U_{vn} &= 0.1260907 \quad (\text{Syarat} < 0,85, \text{memenuhi})
 \end{aligned}$$

Tinggi total Tray (H_T)

$$\text{Jumlah tray (N)} = 29$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi total tray} &= T \times (N - 1) \\
 &= 24 \times (29 - 1) \\
 &= 672 \text{ inch} \\
 &= 56 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Tinggi ruang kosong diatas tray

$$\text{Ditetapkan tinggi ruang kosong diatas tray} = 2 \text{ ft}$$

Menghitung tinggi ruang yang ditempati oleh liquid didalam kolom (HL)

$$\text{Rate liquid} = 76348 \text{ lb/jam}$$

$$\rho \text{ liquid} = 48.630 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{asumsi waktu tinggal} = 3 \text{ menit}$$

$$= 0.05000 \text{ jam}$$

$$\text{Luas permukaan} = 50.24 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned}
 \text{HL} &= (\text{rate liquid} \times t) / (\rho_L \times A) \\
 &= \frac{76348 \times 0.05000}{48.630 \times 50.24} \\
 &= 1.562 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi ruang kosong diatas liquida} = 1 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi Total Kolom} = 60.562$$

11. Menghitung Ketebalan Kolom Distilasi

$$P_{op} = 66.7174 \text{ psig}$$

$$P_{hid} = 0.53 \text{ psig}$$

$$P_{tot} = 67.24 \text{ psig}$$

$$P_{des} = 73.96909933 \text{ psig}$$

$$\text{Bahan konstruksi} = \text{SA-283 Grade C}$$

$$f = 12650 \text{ psig}$$

$$E = 0.8 \quad (\text{Double welded butt joint})$$

$$C = 0.0625 \text{ in}$$

$$Dt = 96.00 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 ts &= \frac{P_i Dt}{2(fE + 0.4P_i)} + C \\
 &= 0.41 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$OD_t = 4/9 \text{ in}$$

$$= 96.88 \text{ in}$$

12. Menghitung Tebal Tutup Atas & Bawah

$$t_{ha} = \frac{0.885P_i r}{(fE-0.1P_i)} + C$$

$$t_{ha} = 0.2179 \text{ in}$$

$$= 1/4 \text{ in}$$

$$t_{hb} = t_{ha}$$

$$= 1/4 \text{ in}$$

Spesifikasi	Keterangan	
Kode	D-310	
Fungsi	Memisahkan DEC, Cellosolve dan EG, EC	
Type	Total Kondensor, Parsial Reboiler	
Kapasitas	26.17	ft ³ /jam
Bahan	SA 283 Grade C Carbon Steel	
Jumlah	1	
Spesifikasi Plate :		
Type of tray	Double Pass Sieve Tray	
Tower diameter	8	ft
Tray spacing	24	in
Active area	43.619	ft ²
Hole area	3.006	ft ²
Downcomer area	2.612	ft ²
Active/tower area	76.315	%
Hole spacing	4.0	in
Weir length	4.8	ft
Weir height	3.00	in
Downcomer clearenc	1.14	in
Number of tray	29	
Tinggi Kolom	60.5625	ft
Tebal Shell	7/16	in

Kolom Distilasi D-420

- Fungsi : untuk memisahkan DEC, PEE dan Propilen Glikol.
Tipe : *Sieve Tray Tower*
Jumlah : 1 unit
Tujuan :
1. Menentukan tipe kolom distilasi
2. Menentukan bahan konstruksi kolom distilasi
3. Menentukan jumlah *plate*
4. Menentukan dimensi kolom distilasi

Data Operasi						
P =	320	kPa	3.2	bar	61.1128	psia
T =	174.1	C	447.25	K	345.38	F

PERHITUNGAN

Aliran Feed Masuk Kolom

Komponen	Mole Fraction	Mole (kmol/ja	Mass Fraction	Mass Rate	BM
Ethanol	2.1273E-07	0.00	8.44E-08	0.002764	46.069
H ₂ O	0.00031098	0.09	4.82E-05	1.57878	18
CO ₂	0	0.00	0	0	44.01
Nitrogen	0	0.00	0	0	14.006
PO	0	0.00	0	0	58.08
PC	0	0.00	0	0	102.09
PG	0.00107294	0.30	0.000703	23.02636	76.09
PEE	0.1413073	39.86	0.126786	4150.928	104.15
DEC	0.85730856	241.80	0.872462	28563.98	118.13
Total	1	282.05	1	32739.52	

Aliran Distillate

Komponen	Mole Fraction	Mole (kmol/ja	Mass Fraction	Mass Rate	BM
Ethanol	2.1304E-07	0.00	8.45E-08	0.002764	46.069
H ₂ O	0.00031143	0.09	4.83E-05	1.57878	18
CO ₂	0	0.00	0	0	44.01
Nitrogen	0	0.00	0	0	14.006
PO	0	0.00	0	0	58.08
PC	0	0.00	0	0	102.09
PG	1.0745E-06	0.00	7.04E-07	0.023026	76.09
PEE	0.14137283	39.82	0.126797	4146.778	104.15
DEC	0.85831445	241.73	0.873154	28555.66	118.13
Total	1	281.63	1	32704.04	

Aliran Bottom Product

Komponen	Mole Fraction	Mole (kmol/ja	Mass Fraction	Mass Rate	BM
Ethanol	4.3414E-15	0.00	2.51E-15	7.88E-14	44.01
H ₂ O	4.8127E-09	0.00	1.01E-09	3.19E-08	16.04
CO ₂	0	0.00	0	0	30.07
Nitrogen	0	0.00	0	0	44.1
PO	0	0.00	0	0	58.12

PC	0	0.00	0	0	58.12
PG	0.73263631	0.30	0.693495	21.8122	72.15
PEE	0.09658536	0.04	0.109203	3.434729	86.18
DEC	0.17077832	0.07	0.197301	6.205633	88.06
Total	1	0.41	1	31.45256	

a. Menentukan Jenis Kolom Distilasi

Dalam perancangan ini dipilih jenis *sieve tray tower* dengan pertimbangan:

- Perkiraan diameter kolom > 3 ft.
- Campuran tidak bersifat korosif dan tidak membentuk buih.
- Rentang batas lajur alir yang cukup besar tanpa menimbulkan *flooding*.

Jenis *tray* yang digunakan adalah jenis *sieve tray* dengan pertimbangan:

- Kapasitas uap dan cairan besar.
- *Pressure drop* rendah dengan efisiensi *tray* tinggi.
- Lebih ringan dan *low cost*.
- Biaya perawatan murah, mudah dibersihkan, dan konstruksi sederhana.

b. Menentukan Bahan Konstruksi Kolom Distilasi

Bahan Konstruksi : *Carbon steel SA-283 Grade C*

dengan pertimbangan :

- Mempunyai *allowable working stress* yang besar sehingga untuk kapasitas yang sama memerlukan ketebalan bahan yang tipis.
- Harga material yang relatif murah.

c. Menentukan Jumlah Plate

Perhitungan Refluks Minimum

$$T = 158.200 \text{ } ^\circ\text{C} = 431.350 \text{ K}$$

$$P = 2.30 \text{ bar} = 230 \text{ kPa}$$

Komponen	x_{fi}	x_{di}	K_i	α_i	$\alpha_i \cdot x_{fi} / \alpha_i - \theta$	$\alpha_i \cdot x_{Di} / \alpha_i - \theta$
Ethanol	0.00	0.0000	5.287092	6.184697	2.19464E-07	2.19785E-07
H ₂ O	0.00	0.0003	2.566196	3.001867	0.000331959	0.000332446
CO ₂	0.00	0.0000	326.3269	381.7285	0	0
Nitrogen	0.00	0.0000	11894195	13913509	0	0
PO	0.00	0.0000	9.484534	11.09475	0	0
PC	0.00	0.0000	0.028574	0.033425	0	0
PG	0.00	0.0000	0.162057	0.18957	-1.17126489	-0.00117298
PEE	0.14	0.1414	0.854867	1	0.141307304	0.174479097
DEC	0.86	0.8583	0.969205	1.13375	1.029625896	1.030833963
Total	1.00	1.0000			4.93559E-07	1.204472744

Trial : $\theta = 0.18974346$

$$1 - q = \sum \frac{a_i x_{if}}{a_i - \theta} \quad (11.7-19, \text{Geankoplis})$$

Rmin = 0.204

R = 1.5 x Rmin

= 0.307

$$R_m + 1 = \sum \frac{a_i x_{id}}{a_i - \theta} \quad (11.7-20, \text{Geankoplis})$$

q = 1 untuk *feed* pada *boiling point*

Menentukan Jumlah Tray Teoritis Menggunakan Eduljee Equation

$$\frac{N - N_{min}}{N + 1} = 0,75 \left[1 - \left(\frac{R - R_{min}}{R + 1} \right)^{0,566} \right]$$

6.53271852

(Peters *et al.*, 2003, Ch. 15, Eq. 15-4, hal. 772)

$$\frac{N - 9}{N + 1} = 0,75 \left[1 - \left(\frac{0,307 - 0,204}{0,307 + 1} \right)^{0,566} \right]$$

N teoritis = 22.37716 tray

N teoritis = 23 tray

Menentukan *Feed Point Location* Menggunakan Kirkbride Equation

$$\log \frac{N_e}{N_s} = 0,206 \log \left[\left(\frac{x_{HF}}{x_{LF}} \right) \frac{B}{D} \left(\frac{x_{LB}}{x_{HD}} \right)^2 \right]$$

keterangan:

N_e = Jumlah *plates* di atas *feed plate*

N_s = Jumlah *plates* di bawah *feed plate*

(Geankoplis, 2003, Ch. 11, Eq. 11.7-21, hal. 750)

$$\log \frac{N_e}{N_s} = 1.0204620$$

$$\frac{N_e}{N_s} = 2.77447636$$

$N_e + N_s = N \text{ teoritis} = 23$

sehingga, untuk perhitungan secara teoritis :

$N_e = 16,906 \text{ plates} = 17 \text{ plates}$

$N_s = 6 \text{ plates}$

Jadi, *feed* masuk pada *plate* ke- 17 dari atas kolom

Menentukan distribusi beban massa pada kolom

R = 0.307

a) Aliran Liquid untuk Reflux

L = 86.38 kmol/jam

= 10,030.63 kg/jam

b) Aliran uap masuk kondenser

$$\begin{aligned} V &= 368.01 \text{ kmol/jam} \\ &= 32,704.04 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

c) Aliran Liquida masuk reboiler (L')

$$\begin{aligned} L' &= 0.4126441 \text{ kmol/jam} \\ &= 35.479029 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

d) Aliran Uap di reboiler (V')

$$\begin{aligned} V' &= 0.00 \text{ kmol/jam} \\ &= 0 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Perhitungan didasarkan atas rate terbesar yaitu:

$$\begin{aligned} L &= 10030.6 \text{ kg/jam} = 22113.4 \text{ lb/jam} \\ V &= 32704.04 \text{ kg/jam} = 72098.8 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

Perhitungan perancangan kolom distilasi

$$\begin{aligned} P \text{ operasi} &= 330 \text{ kPa} \\ L &= 10030.6 \text{ kg/jam} = 22113.4 \text{ lb/jam} \\ V &= 32704.04 \text{ kg/jam} = 72098.8 \text{ lb/jam} \\ T \text{ feed} &= 174.1 \text{ }^\circ\text{C} \\ \text{BM feed} &= 112.5 \\ P \text{ feed} &= 320 \text{ kPa} \\ \rho \text{ vap} &= 0.5899 \text{ lb/ft}^3 \\ V_m &= 33.950598 \text{ ft}^3/\text{sec} \\ \rho \text{ liquid} &= 48.63 \text{ lb/ft}^3 \\ Q_m &= 7.5787834 \text{ ft}^3/\text{jam} = 56.6893 \text{ gpm} \\ \sigma &= 90.14 \text{ dyne/cm} \end{aligned}$$

Perancangan diameter kolom

1) Beban Maksimum

$$\begin{aligned} V_{\max} &= 1.3 \times V_m = 44.1358 \text{ ft}^3/\text{sec} \\ Q_{\max} &= 1.3 \times Q_m = 73.6961 \text{ gpm} \end{aligned}$$

Beban Minimum

$$\begin{aligned} V_{\min} &= 0.7 \times V_m = 23.7654 \text{ ft}^3/\text{sec} \\ Q_{\min} &= 0.7 \times Q_m = 39.6825 \text{ gpm} \end{aligned}$$

2) Ditetapkan *tray spacing* = 24 in

$$\begin{aligned} \text{Effective Spacing, } S' &= St-2,5hc \text{ (Pers. 8-251, Ludwig II)} \\ &= 18.75 \end{aligned}$$

dari ludwig *figure* 8.121 didapatkan

$$V_c = 12.5 \text{ fps} \quad \text{pada } e = 0.05$$

Diameter Kolom, Dt = $[(4/\pi)(V_{max}/V_c)]^{0.5}$ (Pers. 8-252, Ludwig Vol.2)

$$Dt = \left(\left(\frac{4}{3.14} \right) \times \left(\frac{44.1358}{12.5} \right) \right)^{0.5}$$

$$Dt = 2.1208285 \text{ ft} >> 3 \text{ ft} \quad (\text{standarisasi})$$

$$Dt = 3 \text{ ft}$$

$$At = 3.14/4 \times D^2$$

$$= 3.14/4 \times 5^2$$

$$At = 7.065 \text{ ft}^2$$

3) Menentukan tipe tray

Pada Dt = 3 ft dan C = 56.6893 gpm

Tipe tray Cross flow (Tabel 14.3 Van Winckle page 574) (30 - 200 gpm)

Untuk cross flow: lw=L

ditetapkan hw = 2.3 inch tinggi weir (2" ≤ how+hw ≤ 4")

$$hw - hc = 0.2 \text{ inch} \quad (\text{berkisar antara } 0.25'' - 0.15'')$$

$$hc = 2.1 \text{ inch}$$

Menghitung Panjang Weir (lw)

$$Lw/D = 0.6$$

$$lw = 1.8 \text{ ft}$$

$$l/(lw)^{2.5} = 13.041268$$

$$Fw = 1.08 \quad (\text{Weir Construction Factor, Fi. 8-105, Ludwig Vol2})$$

Menghitung tinggi liquid di atas weir (how) & tinggi liquid di atas plate (hl)

$$\text{how max} = 0.092 \times Fw \times (Q_{max} / lw)^{2/3} \quad (\text{Pers. 8-222, Ludwig Vol.2})$$

$$= 1.1803013 \text{ in} \quad Fw = 1.08$$

$$\text{how min} = 0.092 \times Fw \times (Q_{min} / lw)^{2/3} \quad (\text{Pers. 8-222, Ludwig Vol.2})$$

$$= 0.7812008 \text{ in} \quad Fw = 1.08$$

$$hl \text{ max} = \text{how max} + hw$$

$$= 3.4803013 \text{ in} \quad \text{Syarat} < 4' \text{ (memenuhi)}$$

$$hl \text{ min} = \text{how min} + hw$$

$$= 3.0812008 \text{ in} \quad \text{Syarat} > 2' \text{ (memenuhi)}$$

$$Ac = At - 2 \times Ad$$

$$Adc = hc \times lw$$

Tinggi downcomer(hd)

$$hd = 0.03 \left(\frac{Q_{max}}{100 A_{dc}} \right)^2 \quad \text{---->} \quad \text{Dipilih yang terkecil antara Adc atau Ad}$$

Trial L/D

L/D	0.6	0.7	0.8	0.9	1	syarat
L, ft	1.8	2.1	2.4	2.7	3.0	
lw, ft	1.8	2.1	2.4	2.7	3.0	
$Q/(lw)^{2.5}$	1.7	1.2	0.8	0.6	0.5	
Fw	1.080	1.070	1.050	1.030	1.000	
low max, i	1.180	1.055	0.947	0.859	0.777	
low min, i	0.781	0.698	0.627	0.569	0.515	
hlmax, in	3.480	3.355	3.247	3.159	3.077	< 4"
hlmin, in	3.08	3.00	2.93	2.87	2.81	> 2"
Ad/At	0.052	0.0878	0.1424	0.2315	0.5	
Ad	0.36738	0.620307	1.00606	1.63555	3.5325	
Adc	0.315	0.3675	0.42	0.4725	0.525	
hd	0.16421	0.1206411	0.09237	0.07298	0.05911	< 1"

Asumsi :

daerah distribusi liquid (Hdl) = 0.5 inch
 daerah terbangung (Wt) = 0.25 inch

$$x = \frac{Dt}{2} - (H + (Hdl/12))$$

$$r = \frac{Dt}{2} - \frac{Wt}{12} = 1.479 \text{ ft}$$

Menghitung *Active Area for Cross Flow*

$$Aa_c = 2\{x(r^2-x^2)^{0.5} + r^2 \arcsin x/r\}$$

$$Hdt = 6 \text{ in (ditetapkan)}$$

$$Ax = \frac{(Hdt+2Hdl)}{12} \times r \times 2$$

$$Aa = Aa_{\text{cross}} - Ax$$

L/D	0.6	0.7	0.8	0.9	1	syarat
H/D	0.1	0.14	0.2000	0.2820	0.5	
H, ft	0.3	0.429	0.6	0.846	1.5	
x, ft	1.15833	1.0293333	0.85833	0.61233	-0.0417	
r, ft	1.479	1.479	1.479	1.479	1.479	
Aa c, ft ²	6.07	5.55	4.78	3.52	-0.25	
Ax, ft ²	1.73	1.73	1.73	1.73	1.73	
Aa, ft ²	4.34	3.83	3.05	1.79	-1.97	
Aa/At	61.459	54.198	43.189	25.350	-27.915	60-80%

dipilih L/I = 0.60 dengan %Aa/At = 61.459 %

$$\text{Ukuran lubang } d_o = \frac{A_a \times 0.9605}{n^2} \quad (2.5 \leq n \leq 4)$$

n	2	2.5	3	3.5	4
Ao, ft ²	1.043	0.667	0.463	0.340	0.261

Checking pressure drop

$$U_o = \frac{V_{max}}{A_o} = \frac{44.1358}{A_o}$$

$$h_p = 12 \frac{\rho v}{\rho_L} \times 1.14 \left(\frac{U_o^2}{2g_c} \right) \left[0.4 \left(1.25 - \frac{A_o}{A_c} \right) + \left(1 - \frac{A_o}{A_c} \right)^2 \right]$$

$$h_r = \frac{31.2}{\rho_L}$$

$$h_t = h_p + h_r + h_{lmax}$$

n	2	2.5	3	3.5	4
Ao, ft ²	1.043	0.667	0.463	0.340	0.261
Ac, ft ²	6.330	6.330	6.330	6.330	6.330
Uo, ft/s	42.331	66.142	95.245	129.638	169.324
hp, in	5.230	14.194	31.106	59.542	103.724
hr, in	0.642	0.642	0.642	0.642	0.642
ht, in	9.35	18.32	35.23	63.66	107.85

checking downcomer, back up, dan weeping

$$H_d = h_{lmax} + h_t + h_d$$

$\frac{H_d}{H_{df}} \leq 0.5$	H _{df} = T + h _w
	= 26.3 in

$$t_w = 0.8 [h_{ow_{max}} (T + h_w - h_b)]^{0.5}, \text{ syarat } \frac{t_w}{H} \leq 0.6$$

$$h_{pw} = 0.2 + 0.05 h_{lmax}$$

$$U_m = \frac{V_{min}}{A_o}$$

$$h_{pm} = 12 \frac{\rho v}{\rho_L} \times 1.14 \left(\frac{U_m^2}{2g_c} \right) \left[0.4 \left(1.25 - \frac{A_o}{A_c} \right) + \left(1 - \frac{A_o}{A_c} \right)^2 \right]$$

n	2	2.5	3	3.5	4	syarat	
H _d	13.00	21.96	38.87	67.31	111.49		
H _d /H _{df}	0.494	0.835	1.478	2.559	4.239	≤ 0.5	
t _w	3.190	1.845	-	-	-		
t _w /H	0.245	0.084	-	-	-	≤ 0.6	
h _{pw}	0.374	0.374	0.374	0.374	0.374		
U _m	22.7936	35.614957	51.2855	69.8053	91.1743		
h _{pm}	1.51524	4.1120818	9.01173	17.2496	30.0495	h _{pw} ≤ h _{pm}	

dari hasil perhitungan nilai yang memenuhi adalah n= 2

Untuk L/D = 0.6 dan n = 2 :

$A_o < A_a < A_c < A_t$ -->

0.340	<	4.78	<	6.330	<	7.065
-------	---	------	---	-------	---	-------

Hole size (do)

$$A_o = \frac{3.14}{4} \times do^2$$

$$0.340 = \frac{3.14}{4} \times do^2$$

$$do = 0.659 \text{ in}$$

hole spacing (n)

$$n = 2$$

Pitch

$$n \times do = 1.317 \text{ in}$$

checking entrainment

$$e = 0.22 \left(\frac{73}{\sigma} \right) \left(\frac{U_c}{T_c} \right)^{3.2}$$

$$U_c = \frac{V_{max}}{A_c} = \frac{44.1358}{6.330} = 6.97221243$$

$$T_c = T - 2.5 \times h_{lmax}$$

$$= 15.299247$$

$$e = 0.22 \times \frac{73}{90.1} \times \left(\frac{6.972}{15.299} \right)^{3.2}$$

$$= 0.0144102 \text{ (Syarat } < 0,1 \text{ , Memenuhi)}$$

Mengecek Flooding

$$\text{Axis} = \frac{L'_{max} \left(\frac{\rho_V}{\rho_L} \right)^{0.5}}{V'_{max}} \text{ (Gambar 13.21 , Van Winkle)}$$

$$= 0.0337803$$

Maka didapat ordinat:

$$U_{vn} \left(\frac{\rho_v}{\rho_L - \rho_v} \right)^{0.5} = 0.39$$

$$U_{vn} = 0.39 / \left(\frac{\rho_v}{\rho_L - \rho_v} \right)^{0.5}$$

$$U_{vn} = 3.5194708$$

U_{vn} untuk $\sigma=90,14$ dyne/cm

$$U_{vn} = U_{vn} \times \left(\frac{\sigma}{20} \right)^2 \quad (\text{Pers. 13.25, Van Winkle})$$

$$U_{vn} = 71.491182$$

$$U_f = V/Ac$$

$$= 5.3632403 \quad \text{ft/s}$$

$$U_f/U_{vn} = 0.0750196 \quad (\text{Syarat} < 0,85, \text{memenuhi})$$

Tinggi total Tray (H_T)

$$\text{Jumlah tray (N)} = 23$$

$$\text{Tinggi total tray} = T \times (N - 1)$$

$$= 24 \times (23 - 1)$$

$$= 528 \quad \text{inch}$$

$$= 44 \quad \text{ft}$$

Tinggi ruang kosong diatas tray

$$\text{Ditetapkan tinggi ruang kosong diatas tray} = 2 \text{ ft}$$

Menghitung tinggi ruang yang ditempati oleh liquid didalam kolom (HL)

$$\text{Rate liquid} = 22113 \quad \text{lb/jam}$$

$$\rho \text{ liquid} = 48.630 \quad \text{lb/ft}^3$$

$$\text{asumsi waktu tinggal} = 3 \text{ menit}$$

$$= 0.05000 \text{ jam}$$

$$\text{Luas permukaan} = 7.065 \text{ ft}^2$$

$$\text{HL} = \frac{(\text{rate liquid} \times t)}{(\rho_L \times A)}$$

$$= \frac{22113 \times 0.05000}{48.630 \times 7.065}$$

$$= 3.218 \quad \text{ft}$$

$$\text{Tinggi ruang kosong diatas liquida} = 1 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi Total Kolom} = 50.218 \text{ ft}$$

11. Menghitung Ketebalan Kolom Distilasi

$$P_{op} = 50.7632 \quad \text{psig}$$

$$P_{hid} = 1.09 \quad \text{psig}$$

$$P_{tot} = 51.85 \quad \text{psig}$$

$$P_{des} = 57.03403672 \quad \text{psig}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Bahan konstruksi} &= \text{SA-283 Grade C} \\
 f &= 12650 \text{ psig} \\
 E &= 0.8 \quad (\text{Double welded butt joint}) \\
 C &= 0.0625 \text{ in} \\
 Dt &= 36.00 \text{ in} \\
 ts &= \frac{P_i Dt}{2(fE+0.4P_i)} + C \\
 &= 0.16 \text{ in} \\
 &= 1/5 \text{ in} \\
 OD_t &= 36.38 \text{ in}
 \end{aligned}$$

12. Menghitung Tebal Tutup Atas & Bawah

$$\begin{aligned}
 t_{ha} &= \frac{0.885P_i r}{(fE-0.1P_i)} + C \\
 t_{ha} &= 0.1074 \text{ in} \\
 &= 1/5 \text{ in} \\
 t_{hb} &= t_{ha} \\
 &= 1/5 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi	Keterangan	
Kode	D-420	
Fungsi	Memisahkan Etilen Glikol dari DEC dan Cellosolve	
Tipe	Total Kondensor, Parsial Reboiler	
Kapasitas	7.58	ft ³ /jam
Bahan	SA 283 Grade C Carbon Steel	
Jumlah	1	
Spesifikasi Plate :		
Type of tray	Cross Flow Sieve Tray	
Tower diameter	3	ft
Tray spacing	24	in
Active area	6.068	ft ²
Hole area	0.340	ft ²
Downcomer area	0.367	ft ²
Active/tower area	61.459	%
Hole spacing	2.0	in
Weir length	1.8	ft
Weir height	2.30	in
Downcomer clearenc	0.32	in
Number of tray	23	
Tinggi Kolom	50.2182	ft
Tebal Shell	3/16	in

Kolom Distilasi D-430

- Fungsi : untuk memisahkan DEC dan PEE
Tipe : *Sieve Tray Tower*
Jumlah : 1 unit
Tujuan :
1. Menentukan tipe kolom distilasi
2. Menentukan bahan konstruksi kolom distilasi
3. Menentukan jumlah *plate*
4. Menentukan dimensi kolom distilasi

Data Operasi						
P =	2000	kPa	2.4	bar	49.5096	psig
T =	160.6	C	433.75	K	321.08	F

PERHITUNGAN

Aliran Feed Masuk Kolom

Komponen	Mole Fraction	Mole (kmol/ja	Mass Fraction	Mass Rate (kg/jam)	BM
Ethanol	0.00	0.07	0.00	3.22	46.07
H ₂ O	0.00	0.01	0.00	0.22	18.00
CO ₂	0.00	0.00	0.00	0.00	44.01
Nitrogen	0.00	0.00	0.00	0.00	14.01
PO	0.00	0.00	0.00	0.00	58.08
PC	0.00	0.00	0.00	0.00	102.09
PG	0.00	0.31	0.00	23.74	76.09
PEE	0.13	36.92	0.12	3,844.78	104.15
DEC	0.86	238.16	0.88	28,133.46	118.13
Total	1.00	275.47	1.00	32,005.42	

Aliran Distillate

Komponen	Mole Fraction	Mole (kmol/ja	Mass Fraction	Mass Rate (kg/jam)	BM
Ethanol	0.00	0.07	0.00	3.22	46.07
H ₂ O	0.00	0.01	0.00	0.22	18.00
CO ₂	0.00	0.00	0.00	0.00	44.01
Nitrogen	0.00	0.00	0.00	0.00	14.01
PO	0.00	0.00	0.00	0.00	58.08
PC	0.00	0.00	0.00	0.00	102.09
PG	0.00	0.00	0.00	0.00	76.09
PEE	0.00	0.37	0.00	38.45	104.15
DEC	1.00	235.78	1.00	27,852.13	118.13
Total	1.00	236.23	1.00	27,894.01	

Aliran Bottom Product

Komponen	Mole Fraction	Mole (kmol/ja	Mass Fraction	Mass Rate (kg/jam)	BM
Ethanol	0.00	0.00	0.00	0.00	46.07
H ₂ O	0.00	0.00	0.00	0.00	18.00
CO ₂	0.00	0.00	0.00	0.00	44.01
Nitrogen	0.00	0.00	0.00	0.00	14.01
PO	0.00	0.00	0.00	0.00	58.08

PC	0.00	0.00	0.00	0.00	102.09
PG	0.01	0.31	0.01	23.74	76.09
PEE	0.93	36.55	0.93	3806.33	104.15
DEC	0.06	2.38	0.07	281.33	118.13
Total	1.00	39.24	1.00	4111.41	

a. Menentukan Jenis Kolom Distilasi

Dalam perancangan ini dipilih jenis *sieve tray tower* dengan pertimbangan:

- Perkiraan diameter kolom > 3 ft.
- Campuran tidak bersifat korosif dan tidak membentuk buih.
- Rentang batas lajur alir yang cukup besar tanpa menimbulkan *flooding*.

Jenis *tray* yang digunakan adalah jenis *sieve tray* dengan pertimbangan:

- Kapasitas uap dan cairan besar.
- *Pressure drop* rendah dengan efisiensi *tray* tinggi.
- Lebih ringan dan *low cost*.
- Biaya perawatan murah, mudah dibersihkan, dan konstruksi sederhana.

b. Menentukan Bahan Konstruksi Kolom Distilasi

Bahan Konstruksi : *Carbon steel SA-283 Grade C*

dengan pertimbangan :

- Mempunyai *allowable working stress* yang besar sehingga untuk kapasitas yang sama memerlukan ketebalan bahan yang tipis.
- Harga material yang relatif murah.

c. Menentukan Jumlah Plate

Perhitungan Refluks Minimum

$$T = 264.30 \text{ } ^\circ\text{C} = 537.450 \text{ K}$$

$$P = 18.00 \text{ bar} = 1800 \text{ kPa}$$

Komponen	x_{fi}	x_{di}	K_i	α_i	$\alpha_i \cdot x_{fi} / \alpha_i - \theta$	$\alpha_i \cdot x_{Di} / \alpha_i - \theta$
Ethanol	0.0000	0.0003	5.1563	6.7782	0.0000	0.0003
H ₂ O	0.0000	0.0001	2.7976	3.6775	0.0001	0.0001
CO ₂	0.0000	0.0000	259.9319	341.6900	0.0000	0.0000
Nitrogen	0.0000	0.0000	#####	#####	0.0000	0.0000
PO	0.0000	0.0000	5.8396	7.6764	0.0000	0.0000
PC	0.0000	0.0000	0.0343	0.0451	0.0000	0.0000
PG	0.0011	0.0000	0.4458	0.5861	-0.9986	0.0000
PEE	0.1340	0.0016	0.7607	1.0000	0.1340	0.0038
DEC	0.8646	0.9981	0.9736	1.2798	0.8646	1.8430
Total	0.9997	1.00			0.0000	1.85

Trial : $\theta = 1.489$

Rmin = 0.847

R = 1.5 x Rmin
= 1.271

$$1 - q = \sum \frac{\alpha_i x_{iF}}{\alpha_i - \theta} \quad (11.7-19, \text{Geankoplis})$$

$$R_m + 1 = \sum \frac{\alpha_i x_{iD}}{\alpha_i - \theta} \quad (11.7-20, \text{Geankoplis})$$

q = 1 untuk *feed* pada *boiling point*

Menentukan Jumlah Tray Teoritis Menggunakan Eduljee Equation

$$\frac{N - N_{min}}{N + 1} = 0,75 \left[1 - \left(\frac{R - R_{min}}{R + 1} \right)^{0,566} \right]$$

(Peters *et al.*, 2003, Ch. 15, Eq. 15-4, hal. 772)

$$\frac{N - 29}{N + 1} = 0,75 \left[1 - \left(\frac{1,271 - 0,847}{1,271 + 1} \right)^{0,566} \right]$$

N teoritis = 54.69 tray

N teoritis = 55 tray

Menentukan *Feed Point Location* Menggunakan Kirkbride Equation

$$\log \frac{N_e}{N_s} = 0,206 \log \left[\left(\frac{x_{HF}}{x_{LF}} \right) \frac{B}{D} \left(\frac{x_{LB}}{x_{HD}} \right)^2 \right]$$

keterangan:

N_e = Jumlah *plates* di atas *feed plate*

N_s = Jumlah *plates* di bawah *feed plate*

(Geankoplis, 2003, Ch. 11, Eq. 11.7-21, hal. 750)

$$\log \frac{N_e}{N_s} = 0.3273850$$

$$\frac{N_e}{N_s} = 1.387335457$$

$N_e + N_s = N \text{ teoritis} = 55$

sehingga, untuk perhitungan secara teoritis :

Ne = 31.961763 = 32 plates

Ns = 23 plates

Jadi, *feed* masuk pada *plate* ke- 159 dari atas kolom

Menentukan distribusi beban massa pada kolom

R = 1.271

a) Aliran Liquid untuk Reflux

L = 68.0331428 kmol/jam

= 35446.998 kg/jam

b) Aliran uap masuk kondenser

$$\begin{aligned} V &= 304.26 \text{ kmol/jam} \\ &= 35927.48 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

c) Aliran Liquida masuk reboiler (L')

$$\begin{aligned} L' &= 39.2402099 \text{ kmol/jam} \\ &= 4,111 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

d) Aliran Uap di reboiler (V')

$$\begin{aligned} V' &= 0.0000 \text{ kmol/jam} \\ &= 1.9156E-05 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Perhitungan didasarkan atas rate terbesar yaitu:

$$\begin{aligned} L &= 35447.0 \text{ kg/jam} = 78145.94 \text{ lb/jam} \\ V &= 35927.48 \text{ kg/jam} = 79205.21 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

Perhitungan perancangan kolom distilasi

$$\begin{aligned} P \text{ operasi} &= 2000 \text{ kPa} \\ L &= 35447.0 \text{ kg/jam} = 78145.939 \text{ lb/jam} \\ V &= 35927.48 \text{ kg/jam} = 79205.207 \text{ lb/jam} \\ T \text{ feed} &= 160.6 \text{ }^\circ\text{C} \\ \text{BM feed} &= 116.2 \\ P \text{ feed} &= 2000 \text{ kPa} \\ \rho \text{ vap} &= 0.4726 \text{ lb/ft}^3 \\ V_m &= 46.5540548 \text{ ft}^3/\text{sec} \\ \rho \text{ liquid} &= 49.82 \text{ lb/ft}^3 \\ Q_m &= 26.1427603 \text{ ft}^3/\text{jam} = 195.54785 \text{ gpm} \\ \sigma &= 106.7 \text{ dyne/cm} \end{aligned}$$

Perancangan diameter kolom

1) Beban Maksimum

$$\begin{aligned} V_{\max} &= 1.3 \times V_m = 60.520271 \text{ ft}^3/\text{sec} \\ Q_{\max} &= 1.3 \times Q_m = 254.2122 \text{ gpm} \end{aligned}$$

Beban Minimum

$$\begin{aligned} V_{\min} &= 0.7 \times V_m = 32.587838 \text{ ft}^3/\text{sec} \\ Q_{\min} &= 0.7 \times Q_m = 136.88349 \text{ gpm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 2) \text{ Ditetapkan } \textit{tray spacing} &= 24 \text{ in} \\ \textit{Effective Spacing, S'} &= \text{St-2,5hc (Pers. 8-251, Ludwig II)} \\ &= 18.625 \end{aligned}$$

dari ludwig *figure* 8.121 didapatkan

$$V_c = 12 \text{ fps} \quad \text{pada } e = 0.05$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter Kolom, } D_t &= \left[\frac{(4/\pi)(V_{\max}/V_c)^{0.5}}{12} \right] \text{ (Pers. 8-252, Ludwig Vol.2)} \\ D_t &= \left(\frac{4}{3.14} \right) \times \left(\frac{60.52027}{12} \right)^{0.5} \\ &= 2.53469076 \text{ ft} >> 5 \text{ ft} \quad (\text{standarisasi}) \\ D_t &= 5 \text{ ft} \\ A_t &= 3.14/4 \times D^2 \\ &= 3.14/4 \times 5^2 \\ A_t &= 19.625 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

3) Menentukan tipe tray

Pada $D_t = 5 \text{ ft}$ dan $Q = 195.547847 \text{ gpm}$

Tipe tray Cross flow (Tabel 14.3 Van Winckle page 574) (40-300 gpm)

Untuk cross flow: $l_w = L$

$$\begin{aligned} \text{ditetapkan } h_w &= 2.3 \text{ inch} && \text{tinggi weir} && (2" \leq h_{ow} + h_w \leq 4") \\ h_w - h_c &= 0.15 \text{ inch} && && (\text{berkisar antara } 0.25" - 0.15") \\ h_c &= 2.15 \text{ inch} \end{aligned}$$

Menghitung Panjang Weir (l_w)

$$\begin{aligned} L_w/D &= 0.8 \\ l_w &= 4 \text{ ft} \\ 1/(l_w)^{2.5} &= 6.11087022 \\ F_w &= 1.05 \text{ (Weir Construction Factor, Fi. 8-105, Ludwig Vol2)} \end{aligned}$$

Menghitung tinggi liquid di atas weir (h_{ow}) & tinggi liquid di atas plate (h_l)

$$\begin{aligned} h_{ow \text{ max}} &= 0.092 \times F_w \times (Q_{\max} / l_w)^{2/3} && \text{(Pers. 8-222, Ludwig Vol.2)} \\ &= 1.53839571 \text{ in} && F_w = 1.05 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_{ow \text{ min}} &= 0.092 \times F_w \times (Q_{\min} / l_w)^{2/3} && \text{(Pers. 8-222, Ludwig Vol.2)} \\ &= 1.01821116 \text{ in} && F_w = 1.05 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_l \text{ max} &= h_{ow \text{ max}} + h_w \\ &= 3.83839571 \text{ in} \quad \text{Syarat } < 4' \text{ (memenuhi)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_l \text{ min} &= h_{ow \text{ min}} + h_w \\ &= 3.31821116 \text{ in} \quad \text{Syarat } > 2' \text{ (memenuhi)} \end{aligned}$$

$$A_c = A_t - 2 \times A_d$$

$$A_{dc} = h_c \times l_w$$

Tinggi downcomer (h_d)

$$h_d = 0.03 \left(\frac{Q_{\max}}{100 A_{dc}} \right)^2 \quad \text{---->} \quad \text{Dipilih yang terkecil antara } A_{dc} \text{ atau } A_d$$

Trial L/D

L/D	0.6	0.7	0.8	0.9	1	syarat
L, ft	3.0	3.5	4.0	4.5	5.0	
lw, ft	3.0	3.5	4.0	4.5	5.0	
Q/(lw) ^{2.5}	1.7	1.1	0.8	0.6	0.5	
Fw	1.050	1.040	1.030	1.020	1.000	
low max, i	1.864	1.666	1.509	1.382	1.263	
low min, i	1.233	1.102	0.999	0.914	0.836	
hlmax, in	4.164	3.966	3.809	3.682	3.563	< 4"
hlmin, in	3.53	3.40	3.30	3.21	3.14	> 2"
Ad/At	0.052	0.0878	0.1424	0.2315	0.5	
Ad	1.0205	1.723075	2.7946	4.5431875	9.8125	
Adc	0.5375	0.62708333	0.71667	0.80625	0.895833	
hd	0.671053	0.49301885	0.37747	0.298246	0.241579	< 1"

Asumsi :

daerah distribusi liquid (Hdl) = 1 inch
 daerah terbuang (Wt) = 0.5 inch

$$x = \frac{Dt}{2} - (H + (Hdl/12))$$

$$r = \frac{Dt}{2} - \frac{Wt}{12} = 2.458 \text{ ft}$$

Menghitung *Active Area for Cross Flow*

$$Aa_c = 2 \{x(r^2 - x^2)^{0.5} + r^2 \arcsin x/r\}$$

$$Hdt = 8 \text{ in (ditetapkan)}$$

$$Ax = \frac{(Hdt + 2Hdl)}{12} \times r \times x$$

$$Aa = Aa_{cross} - Ax$$

L/D	0.6	0.7	0.8	0.9	1	syarat
H/D	0.1	0.14	0.2000	0.2820	0.5	
H, ft	0.5	0.715	1	1.41	2.5	
x, ft	1.916667	1.70166667	1.41667	1.0066667	-0.083333	
r, ft	2.458	2.458	2.458	2.458	2.458	
Aa c, ft ²	16.71	15.28	13.12	9.61	-0.82	
Ax, ft ²	4.10	4.10	4.10	4.10	4.10	
Aa, ft ²	12.61	11.18	9.02	5.52	-4.92	
Aa/At	64.260	56.977	45.954	28.115	-25.052	60-80%

dipilih L/I = 0.60 dengan %Aa/At = 64.260 %

$$\text{Ukuran lubang } d_o = \frac{A_a \times 0.9605}{n^2} \quad (2.5 \leq n \leq 4)$$

n	2	2.5	3	3.5	4
Ao, ft ²	3.028	1.938	1.346	0.989	0.757

Checking pressure drop

$$U_o = \frac{V_{max}}{A_o} = \frac{60.52027}{A_o}$$

$$h_p = 12 \frac{\rho_v}{\rho_L} \times 1.14 \left(\frac{U_o^2}{2g_c} \right) \left[0.4 \left(1.25 - \frac{A_o}{A_c} \right) + \left(1 - \frac{A_o}{A_c} \right)^2 \right]$$

$$h_r = \frac{31.2}{\rho_L}$$

$$h_t = h_p + h_r + h_{lmax}$$

n	2	2.5	3	3.5	4
Ao, ft ²	3.028	1.938	1.346	0.989	0.757
Ac, ft ²	18.550	18.550	18.550	18.550	18.550
Uo, ft/s	19.986	31.227	44.967	61.206	79.942
hp, in	0.914	2.478	5.428	10.387	18.091
hr, in	0.626	0.626	0.626	0.626	0.626
ht, in	5.70	7.27	10.22	15.18	22.88

checking downcomer, back up, dan weeping

$$H_d = h_{lmax} + h_t + h_d$$

$\frac{H_d}{H_{df}} \leq 0.5$

$$H_{df} = T + h_w = 26.3 \text{ in}$$

$$t_w = 0.8 [h_{ow, max} (T + h_w - h_b)]^{0.5}, \text{ syarat } \frac{t_w}{H} \leq 0.6$$

$$h_{pw} = 0.2 + 0.05 h_{lmax}$$

$$U_m = \frac{V_{min}}{A_o}$$

$$h_{pm} = 12 \frac{\rho_v}{\rho_L} \times 1.14 \left(\frac{U_m^2}{2g_c} \right) \left[0.4 \left(1.25 - \frac{A_o}{A_c} \right) + \left(1 - \frac{A_o}{A_c} \right)^2 \right]$$

n	2	2.5	3	3.5	4	syarat
Hd	10.54	12.10	15.05	20.01	27.72	
Hd/Hdf	0.401	0.460	0.572	0.761	1.054	≤ 0.5
tw	4.427	4.211	3.770	-	-	
tw/H	0.420	0.348	0.250	-	-	≤ 0.6
h _{pw}	0.408	0.408	0.408	0.408	0.408	
U _m	10.76143	16.8147272	24.2132	32.956865	43.0457	
h _{pm}	0.264833	0.71795798	1.5726	3.0092364	5.241188	h _{pw} ≤ h _{pm}

dari hasil perhitungan nilai yang memenuhi adalah $n=2$

Untuk $L/D = 0.6$ dan $n = 2$:

$A_o < A_a < A_c < A_t \rightarrow$

3.028	<	16.71	<	18.550	<	19.625
-------	---	-------	---	--------	---	--------

Hole size (do)

$$A_o = \frac{3.14}{4} \times do^2$$

$$3.028 = \frac{3.14}{4} \times do^2$$

$$do = 1.964 \text{ in}$$

hole spacing (n)

$$n = 2$$

Pitch

$$n \times do = 3.928 \text{ in}$$

checking entrainment

$$e = 0.22 \left(\frac{73}{\sigma} \right) \left(\frac{U_c}{T_c} \right)^{3.2}$$

$$U_c = \frac{V_{max}}{A_c} = \frac{60.520271}{18.550} = 3.26255$$

$$T_c = T - 2.5 \times hl_{max} = 13.5909158$$

$$e = 0.22 \times \frac{73}{106.7} \times \left(\frac{3.263}{13.591} \right)^{3.2} = 0.00156519 \text{ (Syarat } < 0,1 \text{ , Memenuhi)}$$

Mengecek Flooding

$$\text{Axis} = \frac{L'_{max} (\rho_V)^{0.5}}{V'_{max} (\rho_L)} \text{ (Gambar 13.21 , Van Winkle)}$$

$$= 0.09609431$$

Maka didapat ordinat:

$$U_{vn} \left(\frac{\rho_V}{\rho_L - \rho_V} \right)^{0.5} = 0.39$$

$$U_{vn} = 0.39 / \left(\frac{\rho_V}{\rho_L - \rho_V} \right)^{0.5}$$

$$U_{vn} = 3.98519784$$

U_{vn} untuk $\sigma=12,5$ dyne/cm

$$\begin{aligned}
 U_{vn} &= U_{vn} \times \left(\frac{\sigma}{20}\right)^2 && \text{(Pers. 13.25, Van Winkle)} \\
 U_{vn} &= 113.427598 \\
 U_f &= V/A_c \\
 &= 2.50965255 \quad \text{ft/s} \\
 U_f/U_{vn} &= 0.0221256 && \text{(Syarat } < 0,85, \text{ memenuhi)}
 \end{aligned}$$

Tinggi total Tray (H_T)

$$\text{Jumlah tray (N)} = 50$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi total tray} &= T \times (N - 1) \\
 &= 24 \times (50 - 1) \\
 &= 1176 \quad \text{inch} \\
 &= 98 \quad \text{ft}
 \end{aligned}$$

Tinggi ruang kosong diatas tray

$$\text{Ditetapkan tinggi ruang kosong diatas tray} = 2 \text{ ft}$$

Menghitung tinggi ruang yang ditempati oleh liquid didalam kolom (HL)

$$\text{Rate liquid} = 78146 \quad \text{lb/jam}$$

$$\rho \text{ liquid} = 49.820 \quad \text{lb/ft}^3$$

$$\text{asumsi waktu tinggal} = 3 \text{ menit}$$

$$= 0.05000 \text{ jam}$$

$$\text{Luas permukaan} = 19.625 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned}
 \text{HL} &= \frac{(\text{rate liquid} \times t)}{(\rho_L \times A)} \\
 &= \frac{78146 \times 0.05000}{49.820 \times 19.625} \\
 &= 3.996 \quad \text{ft}
 \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi ruang kosong diatas liquida} = 1 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi Total Kolom} = 104.996 \text{ ft}$$

11. Menghitung Ketebalan Kolom Distilasi

$$\text{Pop} = 43.5113 \quad \text{psig}$$

$$\text{Phid} = 1.38 \quad \text{psig}$$

$$\text{Ptot} = 44.89 \quad \text{psig}$$

$$\text{Pdes} = 49.38208895 \quad \text{psig}$$

$$\text{Bahan konstruksi} = \text{SA-283 Grade C}$$

$$f = 12650 \quad \text{psig}$$

$$E = 0.8 \quad \text{(Double welded butt joint)}$$

$$C = 0.0625 \quad \text{in}$$

$$Dt = 60.00 \quad \text{in}$$

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P_i D t}{2(fE + 0.4P_i)} + C \\
 &= 0.21 \text{ in} \\
 &= 1/4 \text{ in} \\
 OD_t &= 60.50 \text{ in}
 \end{aligned}$$

12. Menghitung Tebal Tutup Atas & Bawah

$$\begin{aligned}
 t_{ha} &= \frac{0.885P_i r}{(fE - 0.1P_i)} + C \\
 t_{ha} &= 0.1273 \text{ in} \\
 &= 1/5 \text{ in} \\
 t_{hb} &= t_{ha} \\
 &= 1/5 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi	Keterangan	
Kode	D-430	
Fungsi	Memisahkan DEC dan Cellosolve	
Tipe	Total Kondensor, Parsial Reboiler	
Kapasitas	26.14	ft ³ /jam
Bahan	SA 283 Grade C Carbon Steel	
Jumlah	1	
Spesifikasi Plate :		
Type of tray	Cross Flow Sieve Tray	
Tower diameter	5	ft
Tray spacing	24	in
Active area	12.611	ft ²
Hole area	3.028	ft ²
Downcomer area	1.021	ft ²
Active/tower area	64.260	%
Hole spacing	2.0	in
Weir length	3.0	ft
Weir height	2.30	in
Downcomer clearance	0.54	in
Number of tray	55	
Tinggi Kolom	104.9963	ft
Tebal Shell	1/4	in

Kolom Distilasi D-340

- Fungsi : Untuk memisahkan Propilen Karbonat dan Propilen G
Tipe : *Sieve Tray Tower*
Jumlah : 1 unit
Tujuan :
1. Menentukan tipe kolom distilasi
2. Menentukan bahan konstruksi kolom distilasi
3. Menentukan jumlah *plate*
4. Menentukan dimensi kolom distilasi

Data Operasi					
P =	370	kPa	3.7	68.3648	psia
T =	243.5	C	516.65	470.3	F

Data konstanta persamaan Antoine

Komponen	A	B	D	E	F
Ethanol	86.486	-7,931	-10.2498	6.E-06	2
H ₂ O	65.928	-7,228	-7.17695	4.E-06	2
CO ₂	133.6	-4,735	-21.27	4.E-02	1
Nitrogen	35.4113	-966	-4.31849	8.E-05	2
PO	65.8568	-5,311	-7.81511	8.E-06	2
PC	1.248	-3,732	1.468	2.E-06	2
PG	18.517	-6,092	0	0.E+00	2
PEE	49.2271	-6,369	-4.81468	5.E-18	6
DEC	172.1	-11,500	-23.68	2.E-05	2

Sumber parameter A,B,C,D,E,F : Aspen Hysys

PERHITUNGAN

Aliran Feed Masuk Kolom

Komponen	Mole Fraction	Mole (kmol/jam)	Mass Rate (kg/jam)	BM
Ethanol	0	0.00	0	46.069
H ₂ O	0	0.00	0	18
CO ₂	0	0.00	0	44.01
Nitrogen	0	0.00	0	14.006
PO	0	0.00	0	58.08
PC	0.273538	113.86	11623.7346	102.09
PG	0.726302	302.32	23003.2503	76.09
PEE	9.59E-05	0.04	4.155585	104.15
DEC	6.44E-05	0.03	3.1670653	118.13
Total	1	416.24	34634.3076	

Aliran Distillate

Komponen	Mole Fraction	Mole (kmol/jam)	Mass Rate (kg/jam)	BM
Ethanol	0	0.00	0	46.069
H ₂ O	0	0.00	0	18
CO ₂	0	0.00	0	44.01
Nitrogen	0	0.00	0	14.006
PO	0	0.00	0	58.08
PC	0.000377	0.11	11.6239674	102.09
PG	0.999403	302.01	22980.2468	76.09
PEE	0.000132	0.04	4.1545435	104.15
DEC	8.87E-05	0.03	3.165884	118.13
Total	1	302.19	22999.1912	

Aliran Bottom Product

Komponen	Mole Fraction	Mole (kmol/jam)	Mass Rate (kg/jam)	BM
Ethanol	0	0.00	0	46.069
H ₂ O	0	0.00	0	18
CO ₂	0	0.00	0	44.01
Nitrogen	0	0.00	0	14.006
PO	0	0.00	0	58.08
PC	0.997349	113.74	11612.1107	102.09
PG	0.002651	0.30	23.0035288	76.09
PEE	0	0.00	0	104.15
DEC	0	0.00	0	118.13
Total	1	114.05	11635.1142	

a. Menentukan Jenis Kolom Distilasi

Dalam perancangan ini dipilih jenis *sieve tray tower* dengan pertimbangan:

- Perkiraan diameter kolom > 3 ft.
- Campuran tidak bersifat korosif dan tidak membentuk buih.
- Rentang batas lajur alir yang cukup besar tanpa menimbulkan *flooding*.

Jenis *tray* yang digunakan adalah jenis *sieve tray* dengan pertimbangan:

- Kapasitas uap dan cairan besar.
- *Pressure drop* rendah dengan efisiensi *tray* tinggi.
- Lebih ringan dan *low cost*.
- Biaya perawatan murah, mudah dibersihkan, dan konstruksi sederhana.

b. Menentukan Bahan Konstruksi Kolom Distilasi

Bahan Konstruksi :

dengan pertimbangan :

- Mempunyai *allowable working stress* yang besar sehingga untuk kapasitas yang sama memerlukan ketebalan bahan yang tipis.
- Harga material yang relatif murah.

c. Menentukan Jumlah Plate

Perhitungan Refluks Minimum

$$T = 221.30 \text{ } ^\circ\text{C} = 494.450$$

$$P = 3.40 \text{ bar} = 340$$

Komponen	x _{fi}	x _{di}	K _i	α _i	α _i ·x _{fi} /α _i -θ	α _i ·x _{Di} /α _i -θ
Ethanol	0.00	0.0000	13.392761	16.669667	0	0
H ₂ O	0.00	0.0000	6.99701055	8.709021	0	0
CO ₂	0.00	0.0000	648.985159	807.77717	0	0
Nitrogen	0.00	0.0000	611013814	760515093	0	0
PO	0.00	0.0000	17.3248468	21.563846	0	0
PC	0.27	0.0004	0.0802905	0.0999358	-0.837473532	-0.001153554
PG	0.73	0.9994	0.80342102	1	0.837309694	1.152151428
PEE	0.00	0.0001	2.05143929	2.5533802	9.5858E-05	0.00013923
DEC	0.00	0.0001	2.42917557	3.02354	6.73636E-05	9.27516E-05
Total	1.00	1.0000			-6.16153E-07	1.151229856

Trial : θ = 0.13258

$$1 - q = \sum \frac{\alpha_i x_{if}}{\alpha_i - \theta} \quad (11.7-19, \text{Geankoplis})$$

$$R_{m+1} = \sum \frac{\alpha_i x_{id}}{\alpha_i - \theta} \quad (11.7-20, \text{Geankoplis})$$

R_{min} = 0.151
R = .5 x R_{min}
= 0.227

Menentukan Jumlah Tray Teoritis Menggunakan Eduljee Equation

$$\frac{N - N_{min}}{N + 1} = 0,75 \left[1 - \left(\frac{R - R_{min}}{R + 1} \right)^{0,5666} \right]$$

(Peters et al., 2003, Ch. 15, Eq. 15-4, hal. 772)

$$\frac{N - 6}{N + 1} = 0,75 \left[1 - \left(\frac{0,227 - 0,151}{0,227 + 1} \right)^{0,566} \right]$$

N teoritis = 16.458

N teoritis = 17

Menentukan Feed Point Location Menggunakan Kirkbride Equation

$$\log \frac{N_e}{N_s} = 0,206 \log \left[\left(\frac{x_{HF}}{x_{LF}} \right) \frac{B}{D} \left(\frac{x_{LB}}{x_{HD}} \right)^2 \right]$$

keterangan:

N_e = Jumlah plates di atas feed plate

N_s = Jumlah plates di bawah feed plate

(Geankoplis, 2003, Ch. 11, Eq. 11.7-21, hal. 750)

$$\log \frac{N_e}{N_s} = -0.1749129$$

$$\frac{N_e}{N_s} = 0.83953$$

$$N_e + N_s = N \text{ teoritis} = 17$$

sehingga, untuk perhitungan secara teoritis :

$$N_e = 7.758 = 8$$

$$N_s = 9 \text{ plates}$$

Jadi, *feed* masuk pada *plate* ke- 8 dari atas kolom

Menentukan distribusi beban massa pada kolom

$$R = 0.227$$

a) Aliran Liquid untuk Reflux

$$L = 68.5982 \text{ kmol/jam}$$

$$= 5217.25 \text{ kg/jam}$$

b) Aliran uap masuk kondenser

$$V = 370.79 \text{ kmol/jam}$$

$$= 28216.4 \text{ kg/jam}$$

c) Aliran Liquida masuk reboiler (L')

$$L' = 114 \text{ kmol/jam}$$

$$= 11635 \text{ kg/jam}$$

d) Aliran Uap di reboiler (V')

$$V' = 0.00 \text{ kmol/jam}$$

$$= 0.00015 \text{ kg/jam}$$

Perhitungan didasarkan atas rate terbesar yaitu:

$$L' = 11635.1 \quad 25650.61 \text{ lb/jam}$$

$$V = 28216.44 \quad 62205.551 \text{ lb/jam}$$

Perhitungan perancangan kolom distilasi

$$P \text{ operasi} = 400 \text{ kPa}$$

$$L' = 11635.1 \text{ kg/jam} = 25650.6097 \text{ lb/jam}$$

$$V = 28216.44 \text{ kg/jam} = 62205.5505 \text{ lb/jam}$$

$$T \text{ feed} = 243.5 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$BM \text{ feed} = 84.05$$

$$P \text{ feed} = 370 \text{ kPa}$$

$$\rho \text{ vap} = 0.03157 \text{ lb/ft}^3$$

$$V_m = 547.334 \text{ ft}^3/\text{sec}$$

$$\rho \text{ liquid} = 50.3 \text{ lb/ft}^3$$

$$Q_m = 8.49921 \text{ ft}^3/\text{jam} = 63.5740758 \text{ gpm}$$

$$\sigma = 66.86 \text{ dyne/cm}$$

Perancangan diameter kolom

1) Beban Maksimum

$$V_{\max} = 1.3 \times V_m = 711.53359 \text{ ft}^3/\text{sec}$$

$$Q_{\max} = 1.3 \times Q_m = 82.646299 \text{ gpm}$$

Beban Minimum

$$V_{\min} = 0.7 \times V_m = 383.13347 \text{ ft}^3/\text{sec}$$

$$Q_{\min} = 0.7 \times Q_m = 44.501853 \text{ gpm}$$

$$2) \text{ Ditetapkan } \textit{tray spacing} = 24 \text{ in}$$

$$\textit{Effective Spacing, S'} = \text{St-2,5hc (Pers. 8-251, Ludwig II)}$$

$$= 18.625$$

dari ludwig *figure* 8.121 didapatkan

$$V_c = 10.5 \text{ fps} \quad \text{pada } e = 0.05$$

$$\text{Diameter Kolom, } D = \left[\frac{4}{\pi} (V_{\max}/V_c) \right]^{0.5} \quad \text{(Pers. 8-252, Ludwig Vol.2)}$$

$$D_t = \left(\frac{4}{3.14} \right) \times \left(\frac{711.5336}{10.5} \right)^{0.5}$$

$$= 9.29112 \text{ ft} \gg 10 \text{ ft} \quad \text{(standarisasi)}$$

$$D_t = 10 \text{ ft}$$

$$A_t = 3.14/4 \times D^2$$

$$= 3.14/4 \times 10^2$$

$$A_t = 78.5 \text{ ft}^2$$

3) Menentukan tipe tray

Pada $D_t = 3 \text{ ft}$ dan $C = 63.5741 \text{ gpm}$

Tipe tray Cross flow (Tabel 14.3 Van Winckle page 574) (40-300 gpm)

Untuk cross flow: $lw=L$

ditetapkan $hw = 2.3 \text{ inch}$ tinggi weir ($2" \leq h_{ow} + h_w \leq 4"$)

$hw - hc = 0.15 \text{ inch}$ (berkisar antara 0.25"-0.15")

$hc = 2.15 \text{ inch}$

Menghitung Panjang Weir (lw)

$$Lw/D = 0.97 \quad \text{(Recommended)} \quad \text{(Tabel 14.8, Van Winkle)}$$

$$lw = 9.7 \text{ ft}$$

Double Pass

$$lw = 9.7 \text{ ft}$$

$$l/(lw)^{2.5} = 0.21695$$

$$F_w = 1 \quad \text{(Weir Construction Factor, Fi. 8-105, Ludwig Vol2)}$$

Menghitung tinggi liquid di atas weir (h_{ow}) & tinggi liquid di atas plate (h_l)

$$h_{ow \max} = 0.092 \times F_w \times (Q_{\max} / lw)^{2/3} \quad \text{(Pers. 8-222, Ludwig Vol.2)}$$

$$= 0.38379 \text{ in} \quad F_w = 1$$

$$h_{ow \min} = 0.092 \times F_w \times (Q_{\min} / lw)^{2/3} \quad \text{(Pers. 8-222, Ludwig Vol.2)}$$

$$= 0.25401 \text{ in} \quad F_w = 1$$

$$hl \text{ max} = h_{ow \text{ max}} + h_w = 2.68379 \text{ in} \quad \text{Syarat} < 4' \text{ (memenuhi)}$$

$$hl \text{ min} = h_{ow \text{ min}} + h_w = 2.55401 \text{ in} \quad \text{Syarat} > 2' \text{ (memenuhi)}$$

$$A_c = A_t - 2xAd$$

$$A_{dc} = h_c \times l_w$$

Tinggi downcomer(hd)

$$hd = 0.03 \left(\frac{Q_{max}}{100 A_{dc}} \right)^2 \quad \text{---->} \quad \text{Dipilih yang terkecil antara } A_{dc} \text{ atau } A_d$$

Trial L/D

L/D	0.6	0.7	0.8	0.9	0.97	1	syarat
L, ft	6.0	7.0	8.0	9.0	9.7	10.0	
l _w , ft	6.0	7.0	8.0	9.0	9.7	10.0	
Q/(l _w) ^{2.5}	0.1	0.1	0.0	0.0	0.0	0.0	
F _w	1.035	1.025	1.010	1.0	1.0	1.0	
h _{ow max} , in	0.547	0.489	0.441	0.403	0.384	0.376	
h _{ow min} , in	0.362	0.324	0.292	0.267	0.254	0.249	
hl _{max} , in	2.847	2.789	2.741	2.703	2.684	2.676	< 4"
hl _{min} , in	2.66	2.62	2.59	2.57	2.55	2.55	> 2"
A _d /A _t	0.052	0.0878	0.1424	0.2315	0.3468	0.5	
A _d	4.082	6.8923	11.1784	18.17275	27.2238	39.25	
A _{dc}	1.075	1.25417	1.433333	1.6125	1.737917	1.791666667	
hd	0.0177	0.01303	0.009974	0.0078808	0.006784	0.006383423	< 1"

Asumsi :

$$\text{daerah distribusi liquid (Hdl)} = 0.5 \text{ inch}$$

$$\text{daerah terbuang (Wt)} = 0.25 \text{ inch}$$

$$x = \frac{Dt}{2} - (H + (Hdl/12))$$

$$r = \frac{Dt}{2} - \frac{Wt}{12} = 4.979$$

Menghitung *Active Area for Cross Flow*

$$Aa_c = 2 \{ x(r^2 - x^2)^{0.5} + r^2 \arcsin x/r \}$$

$$Hdt = 8 \text{ in} \quad (\text{ditetapkan})$$

$$Ax = \frac{(Hdt + 2Hdl)}{12} \quad x \quad r \quad x$$

$$Aa = Aa_{\text{cross}} - Ax$$

L/D	0.6	0.7	0.8	0.9	0.97	1	syarat
H/D	0.1	0.14	0.2000	0.2820	0.3785	0.5	
H, ft	1	1.43	2	2.82	3.785	5	
x, ft	3.9583	3.52833	2.958333	2.1383333	1.173333	-0.04166667	
r, ft	4.979	4.979	4.979	4.979	4.979	4.979	
Aa c, ft ²	69.48	63.84	55.24	41.24	23.15	-0.83	
Ax, ft ²	7.47	7.47	7.47	7.47	7.47	7.47	
Aa, ft ²	62.01	56.37	47.77	33.77	15.68	-8.30	
Aa/At	78.994	71.812	60.858	43.021	19.977	-10.571	60-80%

dipilih L/I = 0.80 dengan %Aa/At = 60.858 %

$$\text{Ukuran lubang } n = \frac{A_a \times 0.9605}{r^2} \quad (2.5 \leq n \leq 4)$$

n	2	2.5	3	3.5	4
Ao, ft ²	11.472	7.342	5.098	3.746	2.868

Checking pressure drop

$$U_o = \frac{V_{\max}}{A_o} = \frac{711.5336}{A_o}$$

$$h_p = 12 \frac{\rho v}{\rho L} \times 1.14 \left(\frac{U_o^2}{2g_c} \right) \left[0.4 \left(1.25 - \frac{A_o}{A_c} \right) + \left(1 - \frac{A_o}{A_c} \right)^2 \right]$$

$$h_r = \frac{31.2}{\rho_L}$$

$$h_t = h_p + h_r + h_{l\max}$$

n	2	2.5	3	3.5	4
Ao, ft ²	11.472	7.342	5.098	3.746	2.868
Ac, ft ²	56.143	56.143	56.143	56.143	56.143
Uo, ft/s	62.026	96.916	139.559	189.955	248.104
hp, in	0.540	1.508	3.353	6.472	11.335
hr, in	0.620	0.620	0.620	0.620	0.620
ht, in	3.84	4.81	6.66	9.78	14.64

checking downcomer, back up, dan weeping

$$H_d = h_{l\max} + h_t + h_d$$

$$\frac{H_d}{H_{df}} \leq 0.5$$

$$H_{df} = T + h_w = 26.3 \text{ in}$$

$$t_w = 0.8 [k_{ow} \max(T + h_w - h_b)]^{0.5}, \text{ syarat } \frac{t_w}{H} \leq 0.6$$

$$hpw = 0.2 + 0.05 hl_{max}$$

$$Um = \frac{V_{min}}{Ao}$$

$$hpm = 12 \frac{\rho_V}{\rho_L} \times 1.14 \left(\frac{U_m^2}{2gc} \right) \left[0.4 \left(1.25 - \frac{A_o}{A_c} \right) + \left(1 - \frac{A_o}{A_c} \right)^2 \right]$$

n	2	2.5	3	3.5	4	syarat	
Hd	6.59	7.56	9.41	12.53	17.39		
Hd/Hdf	0.251	0.288	0.358	0.476	0.661	≤ 0.5	
tw	2.358	2.300	2.184	1.972	1.586		
tw/H	0.358	0.304	0.232	0.157	0.091	≤ 0.6	
hpw	0.337	0.337	0.337	0.337	0.337		
Um	33.399	52.1854	75.14693	102.28332	133.5945		
hpm	0.1564	0.43688	0.971448	1.8750858	3.283731	hpw ≤ hpm	

dari hasil perhitungan nilai yang memenuhi adalah n= 3,5

Untuk L/D = 0.8 dan n = 2 :

$A_o < A_a < A_c < A_t$ -->

11.472	<	55.24	<	56.143	<	78.5
--------	---	-------	---	--------	---	------

Hole size (do)

$$Ao = \frac{3.14}{4} \times do^2$$

$$11.472 = \frac{3.14}{4} \times do^2$$

$$do = 3.823 \text{ in}$$

hole spacing (n)

$$n = 2$$

Pitch

$$n \times do = 7.645 \text{ in}$$

checking entrainment

$$e = 0.22 \left(\frac{73}{\sigma} \right) \left(\frac{U_c}{T_c} \right)^{3.2}$$

$$U_c = \frac{V_{max}}{A_c} = \frac{711.53359}{56.143} = 12.67354891$$

$$\begin{aligned}
T_c &= T \cdot 2.5 \cdot h_{lmax} \\
&= 17.1481 \\
e &= 0.22 \quad \times \quad \frac{73}{66.9} \quad \times \quad \left(\frac{12.674}{17.148} \right)^{3.2} \\
&= 0.09128 \quad (\text{Syarat} < 0,1, \text{ Memenuhi})
\end{aligned}$$

Mengecek Flooding

$$\begin{aligned}
\text{Axis} &= \frac{L'_{max} (\rho_V)^{0.5}}{V'_{max} (\rho_L)} \quad (\text{Gambar 13.21, Van Winkle}) \\
&= 0.01033
\end{aligned}$$

Maka didapat ordinat:

$$\begin{aligned}
U_{vn} \left(\frac{\rho_V}{\rho_L - \rho_V} \right)^{0.5} &= 0.39 \\
U_{vn} &= 0.39 \quad / \left(\frac{\rho_V}{\rho_L - \rho_V} \right)^{0.5} \\
U_{vn} &= 15.5623
\end{aligned}$$

U_{vn} untuk $\sigma=66,86 \text{ dyne/cm}$

$$\begin{aligned}
U_{vn} &= U_{vn} \times \left(\frac{\sigma}{20} \right)^2 \quad (\text{Pers. 13.25, Van Winkle}) \\
U_{vn} &= 173.919 \\
U_f &= V/Ac \\
&= 9.74888 \quad \text{ft/s} \\
U_f/U_{vn} &= 0.05605 \quad (\text{Syarat} < 0,85, \text{ memenuhi})
\end{aligned}$$

Tinggi total Tray (H_T)

$$\text{Jumlah tray (N)} = 17$$

$$\begin{aligned}
\text{Tinggi total tray} &= T \times (N - 1) \\
&= 24 \quad \times (17 - 1) \\
&= 384 \quad \text{inch} \\
&= 32 \quad \text{ft}
\end{aligned}$$

Tinggi ruang kosong diatas tray

$$\text{Ditetapkan tinggi ruang kosong diatas tray} = 2 \text{ ft}$$

Menghitung tinggi ruang yang ditempati oleh liquid didalam kolom (HL)

$$\text{Rate liquid} = 25651 \quad \text{lb/jam}$$

$$\rho \text{ liquid} = 50.300 \quad \text{lb/ft}^3$$

$$\text{asumsi waktu tingg} = 3 \text{ menit}$$

$$= 0.05000 \text{ jam}$$

$$\text{Luas permukaan} = 78.5 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned}
 HL &= (\text{rate liquid} \times t) / (\rho_L \times A) \\
 &= \frac{25651}{50.300} \times \frac{0.05000}{78.5} \\
 &= 0.325 \quad \text{ft}
 \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi ruang kosong diatas liquida} = 1 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi Total Kolom} = 35.325$$

11. Menghitung Ketebalan Kolom Distilasi

$$\begin{aligned}
 P_{op} &= 59.4655 \quad \text{psig} \\
 P_{hid} &= 0.11 \quad \text{psig} \\
 P_{tot} &= 59.58 \quad \text{psig} \\
 P_{des} &= 65.53675315 \quad \text{psig}
 \end{aligned}$$

$$\text{Bahan konstruksi} = \text{SA-283 Grade C}$$

$$f = 12650 \quad \text{psig}$$

$$E = 0.8 \quad (\text{Double welded butt joint})$$

$$C = 0.0625 \quad \text{in}$$

$$Dt = 120.00 \quad \text{in}$$

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P_i Dt}{2(fE + 0.4P_i)} + C \\
 &= 0.45 \quad \text{in}
 \end{aligned}$$

$$= 1/2 \quad \text{in}$$

$$OD_t = 121.00 \quad \text{in}$$

12. Menghitung Tebal Tutup Atas & Bawah

$$t_{ha} = \frac{0.885P_i r}{(fE - 0.1P_i)} + C$$

$$t_{ha} = 0.2345 \quad \text{in}$$

$$= 1/4 \quad \text{in}$$

$$t_{hb} = t_{ha}$$

$$= 1/4 \quad \text{in}$$

Spesifikasi	Keterangan	
Kode	D-440	
Fungsi	Memisahkan Etilen Glikol dan Etilen Karbonat	
Tipe	Total Kondensor, Parsial Reboiler	
Kapasitas	8.50	ft ³ /jam
Bahan	SA 283 Grade C Carbon Steel	
Jumlah	1	
Spesifikasi Plate :		
Type of tray	Double Pass Sieve Tray	
Tower diameter	10	ft
Tray spacing	24	in
Active area	47.773	ft ²
Hole area	11.472	ft ²
Downcomer area	11.178	ft ²
Active/tower area	60.858	%
Hole spacing	2.0	in
Weir length	8.0	ft
Weir height	2.30	in
Downcomer clearance	1.43	in
Number of tray	0	
Tinggi Kolom	35.3248	ft
Tebal Shell	1/2	in

Akumulator D-210 (F-211)

Fungsi : Tempat untuk menampung liquida hasil kondensasi

Kondisi Operasi :

$$P = 3.4 \text{ bar} = 49.31 \text{ psia}$$

$$T = 104 \text{ }^{\circ}\text{C} = 219.2 \text{ F}$$

1. Volume Tangki

$$\text{Jumlah vapor masuk F-211} = 493782 \text{ kg/jam}$$

$$= 1088602 \text{ lb/jam}$$

$$\rho = 49.41 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{laju alir} = 22032.01 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$\text{resid.time} = 5 \text{ menit } 0.1 \text{ jam}$$

$$VL = 1836.00 \text{ ft}^3$$

tangki yang digunakan sebanyak 1 buah dan memenuhi 80% vol tangki, maka :

$$V_t = 2295.00 \text{ ft}^3$$

2. Dimensi tangki

$$L_s/D = 1.5$$

Tutup atas dan bawah tangki menggunakan jenis tutup standart dished head, maka :

$$V_t = \frac{1}{4} \pi D^2 L_s + 2 \times 0.0847 D^3$$

$$V_t = \frac{1}{4} \pi D^2 1.5D + 2 \times 0.0847 D^3$$

$$= 1.18 D^3 + 0.2 D^3$$

$$2295.00 = 1.3469 D^3$$

$$D^3 = 1703.914 \text{ ft}^3$$

$$D = 11.944 \text{ ft}$$

$$= 143.328 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 143 \text{ in}$$

$$\text{Standarisasi OD} = 144 \text{ in}$$

$$L_s = 216.00$$

(tabel 5.7, Brownell and Young)

* tebal dinding tangki

Bahan konstruksi = Carbon steel SA-283 Grade C

(Brownell & Young App.D, p.342)

$$f = 12650 \text{ psi}$$

$$C = 1/16$$

Tipe pengelasan sambungan Double welded butt joint

$$E = 0.8$$

$$t = \frac{pi.do}{2(fE + 0.4pi)} + c$$

$$ts = 0.4127 \text{ in}$$

distandartkan

$$ts = 1/2 \text{ in}$$

$$sf = 3 \ 1/2 \text{ in}$$

$$icr = 8 \ 3/4 \text{ in}$$

$$\text{Standarisasi OD} = 144 \text{ in} \quad \text{ID baru} = 143.000 \text{ in}$$

* tebal tutup atas dan bawah

$$tha = \frac{0.885 pR}{fE - 0.1p} + c$$

$$tha = 0.28 \text{ in}$$

$$\text{distandartkan } tha = 5/16 \text{ in}$$

* tinggi tutup

$$ha = 0.169 \text{ OD} = 24.34 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total bejana} &= Ls + ha + hb + 2sf \\ &= 272 \text{ in} \end{aligned}$$

Spesifikasi	Keterangan
Kode	F-211
Jumlah	1 buah
Fungsi	Tempat untuk menampung liquida hasil kondensasi
Kapasitas (ft3)	1836
Material	Carbon steel SA-283 Grade C
Ukuran	
ID	143 in
OD	144 in
Ls	216.00 in = 18.00 ft
Ltotal	272 in = 22.64 ft
ts	1/2 in
t _{ha}	5/16 in
t _{hb}	5/16 in
ha	24.34 in
hb	24.34 in
tipe tutup	Standart Dished Head

Akumulator D-310 (F-311)

Fungsi : Tempat untuk menampung liquida hasil kondensasi

Kondisi Operasi :

$$\begin{aligned} P &= 3.1 \text{ bar} = 44.96 \text{ psia} \\ &174 \text{ }^\circ\text{C} = 345.2 \text{ F} \end{aligned}$$

1. Volume Tangki

$$\begin{aligned} \text{Jumlah vapor masuk F-311} &= 44256 \text{ kg/jam} \\ &= 97568 \text{ lb/jam} \\ \rho &= 60.258 \text{ lb/ft}^3 \\ \text{laju alir} &= 1619.17 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ \text{resid.time} &= 5 \text{ menit } 0.1 \text{ jam} \\ VL &= 134.93 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

tangki yang digunakan sebanyak 1 buah dan memenuhi 80% vol tangki, maka :

$$V_t = 168.66 \text{ ft}^3$$

2. Dimensi tangki

$$L_s/D = 1.5$$

Tutup atas dan bawah tangki menggunakan jenis tutup standart dished head, maka :

$$V_t = \frac{1}{4} \pi D^2 L_s + 2 \times 0.0847 D^3$$

$$V_t = \frac{1}{4} \pi D^2 1.5D + 2 \times 0.0847 D^3$$

$$= 1.18 D^3 + 0.2 D^3$$

$$168.66 = 1.3469 D^3$$

$$D^3 = 125.223 \text{ ft}^3$$

$$D = 5.003 \text{ ft}$$

$$= 60.036 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 60.04 \text{ in}$$

$$\text{Standarisasi OD} = 66 \text{ in}$$

$$L_s = 99.00$$

(tabel 5.7, Brownell and Young)

* tebal dinding tangki

Bahan konstruksi = Carbon steel SA-283 Grade C

(Brownell & Young App.D, p.342)

$$f = 12650 \text{ psi}$$

$$C = 1/16$$

Tipe pengelasan sambungan Double welded butt joint

$$E = 0.8$$

$$t = \frac{pi \cdot do}{2(fE + 0.4pi)} + c$$

$$ts = 0.209 \text{ in}$$

distandartkan $ts = 1/4 \text{ in}$

$$sf = 2 \text{ in}$$

$$icr = 4 \text{ in}$$

$$\text{Standarisasi OD} = 66 \text{ in} \quad \text{ID baru} = 65.500 \text{ in}$$

* tebal tutup atas dan bawah

$$tha = \frac{0.885 pR}{fE - 0.1p} + c$$

$$tha = 0.15 \text{ in}$$

distandartkan $tha = 3/16 \text{ in}$

* tinggi tutup

$$ha = 0.169 \text{ OD} = 11.15 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi total bejana} = Ls + ha + hb + 2sf$$

$$= 125 \text{ in}$$

Spesifikasi	Keterangan
Kode	F-311
Jumlah	1 buah
Fungsi	Tempat untuk menampung liquida hasil kondensasi
Kapasitas (ft3)	135
Material	Carbon steel SA-283 Grade C
Ukuran	
ID	65.5 in
OD	66 in
Ls	99.00 in = 8.25 ft
Ltotal	125 in = 10.44 ft
ts	1/4 in
tha	3/16 in
thb	3/16 in
ha	11.15 in
hb	11.15 in
tipe tutup	Standart Dished Head

Akumulator D-320 (F-312)

Fungsi : Tempat untuk menampung liquida hasil kondensasi

Kondisi Operasi :

$$\begin{aligned} P &= 2.3 \text{ bar} = 33.36 \text{ psia} \\ &158 \text{ }^\circ\text{C} = 316.4 \text{ F} \end{aligned}$$

1. Volume Tangki

$$\begin{aligned} \text{Jumlah vapor masuk F-312} &= 44238 \text{ kg/jam} \\ &= 97528 \text{ lb/jam} \\ \rho &= 60.251 \text{ lb/ft}^3 \\ \text{laju alir} &= 1618.69 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ \text{resid.time} &= 5 \text{ menit } 0.1 \text{ jam} \\ VL &= 134.89 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

tangki yang digunakan sebanyak 1 buah dan memenuhi 80% vol tangki, maka :

$$V_t = 168.61 \text{ ft}^3$$

2. Dimensi tangki

$$L_s/D = 1.5$$

Tutup atas dan bawah tangki menggunakan jenis tutup standart dished head, maka :

$$V_t = \frac{1}{4} \pi D^2 L_s + 2 \times 0.0847 D^3$$

$$V_t = \frac{1}{4} \pi D^2 1.5D + 2 \times 0.0847 D^3$$

$$= 1.18 D^3 + 0.2 D^3$$

$$168.61 = 1.3469 D^3$$

$$D^3 = 125.187 \text{ ft}^3$$

$$D = 5.002 \text{ ft}$$

$$= 60.030 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 60 \text{ in}$$

$$\text{Standarisasi OD} = 66 \text{ in}$$

$$L_s = 99.00$$

(tabel 5.7, Brownell and Young)

* tebal dinding tangki

Bahan konstruksi = Carbon steel SA-283 Grade C

(Brownell & Young App.D, p.342)

$$f = 12650 \text{ psi}$$

$$C = 1/16$$

Tipe pengelasan sambungan Double welded butt joint

$$E = 0.8$$

$$t = \frac{p \cdot i \cdot d \cdot o}{2(fE + 0.4pi)} + c$$

$$ts = 0.171135 \text{ in}$$

distandartkan

$$\begin{aligned} ts &= 3/16 \text{ in} \\ sf &= 2 \text{ in} \\ icr &= 4 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Standarisasi OD} = 66 \text{ in} \quad \text{ID baru} = 65.625 \text{ in}$$

* tebal tutup atas dan bawah

$$tha = \frac{0.885 p R}{fE - 0.1p} + c$$

$$tha = 0.12 \text{ in}$$

$$\text{distandartkan } tha = 3/16 \text{ in}$$

* tinggi tutup

$$ha = 0.169 \text{ OD} = 11.15 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total bejana} &= Ls + ha + hb + 2sf \\ &= 125 \text{ in} \end{aligned}$$

Spesifikasi	Keterangan
Kode	F-312
Jumlah	1 buah
Fungsi	Tempat untuk menampung liquida hasil kondensasi
Kapasitas (ft3)	135
Material	Carbon steel SA-283 Grade C
Ukuran	
ID	65.625 in
OD	66 in
Ls	99.00 in = 8.25 ft
Ltotal	125 in = 10.44 ft
ts	1/5 in
tha	3/16 in
thb	3/16 in
ha	11.15 in
hb	11.15 in
tipe tutup	Standart Dished Head

Akumulator D-330 (F-313)

Fungsi : Tempat untuk menampung liquida hasil kondensasi

Kondisi Operasi :

$$\begin{aligned} P &= 1.5 \text{ bar} = 21.76 \text{ psia} \\ &140 \text{ }^\circ\text{C} = 284 \text{ F} \end{aligned}$$

1. Volume Tangki

$$\begin{aligned} \text{Jumlah vapor masuk F-313} &= 44216.4 \text{ kg/jam} \\ &= 97480 \text{ lb/jam} \\ \rho &= 60.861 \text{ lb/ft}^3 \\ \text{laju alir} &= 1601.69 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ \text{resid.time} &= 5 \text{ menit } 0.1 \text{ jam} \\ VL &= 133.47 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

tangki yang digunakan sebanyak 1 buah dan memenuhi 80% vol tangki, maka :

$$V_t = 166.84 \text{ ft}^3$$

2. Dimensi tangki

$$L_s/D = 1.5$$

Tutup atas dan bawah tangki menggunakan jenis tutup standart dished head, maka :

$$V_t = \frac{1}{4} \pi D^2 L_s + 2 \times 0.0847 D^3$$

$$V_t = \frac{1}{4} \pi D^2 1.5D + 2 \times 0.0847 D^3$$

$$= 1.18 D^3 + 0.2 D^3$$

$$166.84 = 1.3469 D^3$$

$$D^3 = 123.872 \text{ ft}^3$$

$$D = 4.985 \text{ ft}$$

$$= 59.819 \text{ in}$$

$$OD = 60 \text{ in}$$

$$\text{Standarisasi OD} = 60 \text{ in}$$

$$L_s = 90.00$$

(tabel 5.7, Brownell and Young)

* tebal dinding tangki

Bahan konstruksi = Carbon steel SA-283 Grade C

(Brownell & Young App.D, p.342)

$$f = 12650 \text{ psi}$$

$$C = 1/16$$

Tipe pengelasan sambungan Double welded butt joint

$$E = 0.8$$

$$t = \frac{p \cdot i \cdot d \cdot o}{2(fE + 0.4pi)} + c$$

$$ts = 0.126938 \text{ in}$$

distandartkan $ts = 3/16 \text{ in}$

$$sf = 2 \frac{1}{4} \text{ in}$$

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

$$\text{Standarisasi OD} = 60 \text{ in} \quad \text{ID baru} = 59.625 \text{ in}$$

* tebal tutup atas dan bawah

$$tha = \frac{0.885 pR}{fE - 0.1p} + c$$

$$tha = 0.08 \text{ in}$$

distandartkan $tha = 3/16 \text{ in}$

* tinggi tutup

$$ha = 0.169 \text{ OD} = 10.14 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi total bejana} = Ls + ha + hb + 2sf$$

$$= 115 \text{ in}$$

Spesifikasi	Keterangan
Kode	F-313
Jumlah	1 buah
Fungsi	Tempat untuk menampung liquida hasil kondensasi
Kapasitas (ft3)	133
Material	Carbon steel SA-283 Grade C
Ukuran	
ID	59.625 in
OD	60 in
Ls	90.00 in = 7.50 ft
Ltotal	115 in = 9.56 ft
ts	1/5 in
tha	3/16 in
thb	3/16 in
ha	10.14 in
hb	10.14 in
tipe tutup	Standart Dished Head

Akumulator D-340 (F-314)

Fungsi : Tempat untuk menampung liquida hasil kondensasi

Kondisi Operasi :

$$\begin{aligned} P &= 3.2 \text{ bar} = 46.41 \text{ psia} \\ &175 \text{ } ^\circ\text{C} = 346.82 \text{ F} \end{aligned}$$

1. Volume Tangki

$$\begin{aligned} \text{Jumlah vapor masuk F-314} &= 31095.8 \text{ kg/jam} \\ &= 68554 \text{ lb/jam} \\ \rho &= 64.675 \text{ lb/ft}^3 \\ \text{laju alir} &= 1059.98 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ \text{resid.time} &= 5 \text{ menit } 0.1 \text{ jam} \\ VL &= 88.33 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

tangki yang digunakan sebanyak 1 buah dan memenuhi 80% vol tangki, maka :

$$V_t = 110.41 \text{ ft}^3$$

2. Dimensi tangki

$$L_s/D = 1.5$$

Tutup atas dan bawah tangki menggunakan jenis tutup standart dished head, maka :

$$V_t = \frac{1}{4} \pi D^2 L_s + 2 \times 0.0847 D^3$$

$$V_t = \frac{1}{4} \pi D^2 1.5D + 2 \times 0.0847 D^3$$

$$= 1.18 D^3 + 0.2 D^3$$

$$110.41 = 1.3469 D^3$$

$$D^3 = 81.977 \text{ ft}^3$$

$$D = 4.344 \text{ ft}$$

$$= 52.129 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 52 \text{ in}$$

$$\text{Standarisasi OD} = 54 \text{ in}$$

$$L_s = 81.00$$

(tabel 5.7, Brownell and Young)

* tebal dinding tangki

Bahan konstruksi = Carbon steel SA-283 Grade C

(Brownell & Young App.D, p.342)

$$f = 12650 \text{ psi}$$

$$C = 1/16$$

Tipe pengelasan sambungan Double welded butt joint

$$E = 0.8$$

$$t = \frac{pi.do}{2(fE + 0.4pi)} + c$$

$$ts = 0.186 \text{ in}$$

distandartkan $ts = 3/16 \text{ in}$

$$sf = 2 \frac{1}{4} \text{ in}$$

$$icr = 3 \frac{1}{4} \text{ in}$$

$$\text{Standarisasi OD} = 54 \text{ in} \quad \text{ID baru} = 53.625 \text{ in}$$

* tebal tutup atas dan bawah

$$tha = \frac{0.885 pR}{fE - 0.1p} + c$$

$$tha = 0.14 \text{ in}$$

distandartkan $tha = 3/16 \text{ in}$

* tinggi tutup

$$ha = 0.169 \text{ OD} = 9.13 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi total bejana} = Ls + ha + hb + 2sf$$

$$= 104 \text{ in}$$

Spesifikasi	Keterangan
Kode	F-314
Jumlah	1 buah
Fungsi	Tempat untuk menampung liquida hasil kondensasi
Kapasitas (ft3)	88
Material	Carbon steel SA-283 Grade C
Ukuran	
ID	53.625 in
OD	54 in
Ls	81.00 in = 6.75 ft
Ltotal	104 in = 8.65 ft
ts	1/5 in
tha	3/16 in
thb	3/16 in
ha	9.13 in
hb	9.13 in
tipe tutup	Standart Dished Head

E-221 (D-210 REBOILER)

Fungsi : Memanaskan aliran *bottom product* kolom distilasi D-210

Tipe : Kettle Reboiler

Required Data for Hot Stream (Superheated Steam) :

P steam	=	3093.70	psia		
T1 (in)	=	300	C	=	572 F
T2 (out)	=	220	C	=	518 F
T av	=	260	C	=	545 F
Cp	=	0.5063	Btu/lb.F		
μ	=	0.0787	lb/jam.ft		
k	=	0.0469	Btu/lb.F		

Required Data Cold Stream :

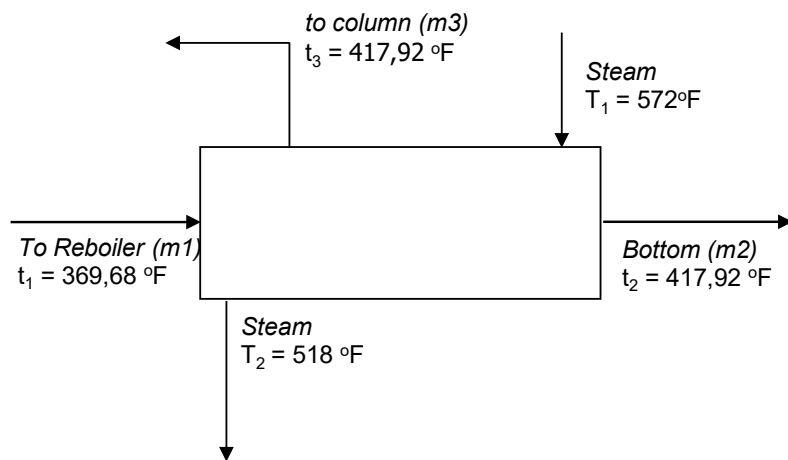
t1 (in)	=	187.6	C	=	369.68 F
t2 (out)	=	214.4	C	=	417.92 F
T.av	=	201	C	=	393.8 F

Sifat Fisik saat Tav :

Cp	=	0.623	Btu/lb.F		
μ	=	0.59	lb/hr.ft	rho =	48.31 lb/ft ³
k	=	0.056	Btu/hr.ft.F		

Fouling fact. (rd) = 0.001 hr.ft.F/Btu

Allowable ΔP = 10 psi



1 Material & Heat Balance

Massa Fluida Dingin = 67394 kg = 148266.8 lb

Neraca Energi Reboiler

$$\begin{aligned}
 H_{in} + Q_r &= H_{out} \\
 -6093839219 + Q_r &= -5280424419 + -356683220.04 \\
 Q_r &= 456731579.41
 \end{aligned}$$

Kebutuhan Steam :

$$\begin{aligned}
 &= Q_r \\
 m * 387.28 &= 456731579.41 \text{ kJ} \\
 m &= 1179331.696 \text{ kg} \\
 Q &= m C_p \Delta T \\
 &= 70934961.78 \text{ btu}
 \end{aligned}$$

2 Menghitung LMTD

$$\begin{aligned}
 \Delta t_1 &= 148.32 \quad \text{F} \\
 \Delta t_2 &= 154.08 \quad \text{F} \\
 \ln(\Delta t_1/\Delta t_2) &= -0.04 \\
 \text{LMTD} &= 151.18 \quad \text{F} \\
 R &= 1.12 \\
 S &= 0.24 \\
 F_t &= 0.98 \quad (\text{Apendiks Fig. 19, Kern})
 \end{aligned}$$

Sehingga menggunakan 2-4 Exchanger (2 shell pass & 4 tube pass)

$$\text{LMTD Corr}' = 148.158 \text{ F}$$

3 Menghitung Caloric Temp.

$$\begin{aligned}
 T_c &= (T_2 + T_1)/2 = 545 \quad \text{F} \\
 t_c &= (t_1 + t_2)/2 = 393.80 \quad \text{F}
 \end{aligned}$$

4 Trial Ud

$$\begin{aligned}
 U_d &= 200 \text{ BTU}/(\text{jam.ft}^2\text{F}) \quad (\text{Apendiks Tabel 8, Kern}) \\
 A &= Q/(U_d \times \text{LMTD corr}') \\
 &= 2393.89 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

5 Memilih ukuran tube (Apendiks Tabel 10, Kern)

$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= 1 \quad \text{in} \\
 \text{BWG} &= 18 \\
 L &= 20 \quad \text{ft} \\
 \text{ID} &= 0.902 \quad \text{in} \\
 a'' &= 0.2618 \quad \text{ft}^2/\text{lin-ft} \\
 at' &= 0.639 \quad \text{in}^2
 \end{aligned}$$

6 Menghitung jumlah tube dan diameter shell

$$\begin{aligned}
 N_t &= \frac{A}{L \cdot a''} \\
 &= 457.199
 \end{aligned}$$

Standarisasi dengan Apendiks Tabel 9, Kern

$$\begin{aligned}
 N_t &= 522 \\
 \text{Pitch} &= 1.25 \quad \text{in (triangular)} \\
 \text{Tube pass} &= 2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{ID Shell} &= 33 \text{ in} \\ \text{B Shell} &= 33 \\ \text{Shell Pass} &= 2 \end{aligned}$$

7 Mengoreksi harga Ud

$$\begin{aligned} A \text{ corr}' &= N_t \times L \times a'' \\ &= 2733.19 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Ud corr}' &= \frac{Q}{A \text{ corr}' \times \text{LMTD co}} \\ &= 175.172 \end{aligned}$$

Evaluasi Perpindahan Panas	
Bagian Shell (Bottom Product)	Bagian Tube Steam)
<p>8. Flow Area</p> $\begin{aligned} C' &= \text{PT} - \text{OD} \\ &= 0.25 \\ a_s &= \frac{\text{ID} \times C' \times B}{144 \text{PT}} \\ &= 1.5125 \text{ ft}^2 \end{aligned}$	<p>8. Flow Area</p> $\begin{aligned} a_t &= \frac{N_t \times a_t'}{144 n} \\ &= 0.579094 \text{ ft}^2 \end{aligned}$
<p>9. Mass Velocity</p> $\begin{aligned} G_s &= \frac{W}{a_s} \\ &= 98027.63636 \end{aligned}$	<p>9. Mass Velocity</p> $\begin{aligned} G_t &= \frac{W}{a_t} \\ &= 256032.5 \text{ lb/hr.ft}^2 \end{aligned}$
<p>10. Menghitung bilangan Reynold</p> $\begin{aligned} D_e &= 0.72 \text{ in} \\ &= 0.06 \text{ ft} \\ \text{Res} &= \frac{D_e G_s}{\mu} \\ &= 9919.98479 \end{aligned}$	<p>10. Menghitung bilangan Reynold</p> $\begin{aligned} D_e &= \text{tube ID} \\ &= 0.075167 \\ \text{Ret} &= \frac{D_e \times G_t}{\mu} \\ &= 244537.572 \end{aligned}$
<p>11. Trial ho</p> $\begin{aligned} h_o &= 300 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{°F} \\ t_w &= t_c + \frac{h_{io}}{(h_o + h_{io})} (T_c - t_c) \\ &= 524.58 \\ \Delta T &= 130.78 \end{aligned}$	<p>11. Dari fig. 24 Kern didapatkan</p> $\begin{aligned} j_H &= 1000.000 \end{aligned}$ <p>16. Menghitung hi</p> $\begin{aligned} &= \left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{0.333} \\ &= 0.947 \\ h_i &= j_H \times (k/\text{ID}) \times (c\mu/k)^{0.333} \\ &= 2129.552 \end{aligned}$ <p>17. Menghitung hio</p> $\begin{aligned} h_{io} &= h_i \times (\text{ID}/\text{OD}) \\ &= 1920.856 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{°F} \end{aligned}$

18 Mencari Uc

$$U_c = \frac{h_o \cdot h_{io}}{h_o + h_{io}}$$

$$U_c = 259.475$$

19 Mencari Rd calc.

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d}$$

$$R_d = 0.00185 > R_d \text{ tetapan (memenuhi)}$$

Evaluasi Pressure Drop	
Bagian Shell (Bottom Product)	Bagian Tube (Steam)
ΔP bagian shell diabaikan	<p>1. Menghitung NreT dan Friksi $NreT = 244537.6$ $f = 0.00012$ $sg = 0.0089$</p> <p>2. Menghitung ΔP length $\Delta P_I = \frac{0,5 f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5.22 \cdot 10^{10} ID \cdot S \cdot \phi}$ $\Delta P_I = \mathbf{0.45 \text{ psi}}$</p> <p>3. Menghitung ΔP pass $\Delta P_n = \frac{4 \cdot n \cdot v^2 \cdot 62,5}{s \cdot 2gc \cdot 144}$ $\Delta P_n = 0.449438 \text{ psi}$ $\Delta P_{total} = \mathbf{0.90 \text{ psi}}$ $\Delta P_{total} < \mathbf{2,9 \text{ psia (memenuhi)}}$</p>

in to m 0.0254

ft to m 0.3048

Kesimpulan

Spesifikasi	
Kode :	E-221
Fungsi :	Memanaskan aliran bottom product kolom distilasi D-210
Tipe :	2-4 Kettle Reboiler
Kapasitas :	Massa fluida panas 2594529.73 lb/jam Massa fluida dingin 148266.80 lb/jam
Jumlah :	1 Buah Reboiler
Ukuran	
<i>Shell</i> :	ID = 33 in 0.8382 m
<i>Tube</i> :	OD = 1 in ID = 0.902 in 0.0254 m 0.0229 m Pt = 1 14 in Triangular 0.0254 m L = 20 ft 6.096 m Nt = 522 buah BWG Tube pass
Bahan	
<i>Shell</i> :	<i>Carbon Steel</i>
<i>Tube</i> :	<i>Carbon Steel</i>
ΔP allow :	0.900 psia (steam -tube) Allowable 10 psia
<i>Dirt factor (Rd)</i> :	0.0019 J. ft ² oF/Btu Allowable 0.001 J. ft ² oF/Btu

E-331 (D-310 REBOILER)

Fungsi : Memanaskan aliran *bottom product* kolom distilasi D-310

Tipe : Kettle Reboiler

Required Data for Hot Stream (Superheated Steam) :

P steam	=	3093.70 psia	
T1 (in)	=	300 C	= 572 F
T2 (out)	=	250 C	= 482 F
T av	=	275 C	= 527 F
Cp	=	0.5063 Btu/lb.F	
μ	=	0.0787 lb/jam.ft	
k	=	0.0469 Btu/lb.F	

Required Data Cold Stream :

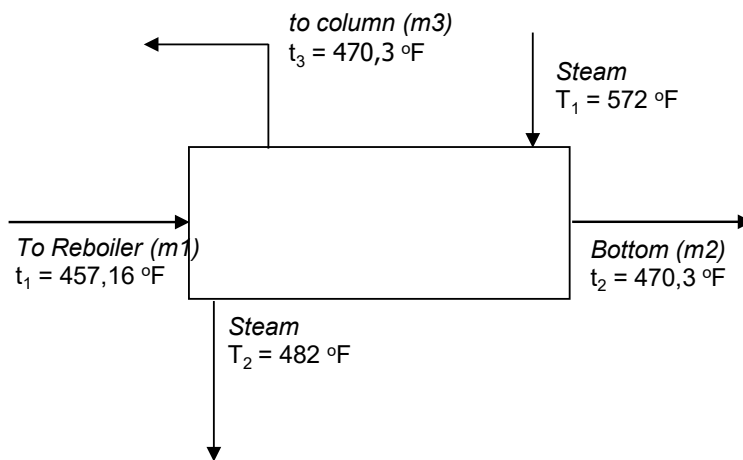
t1 (in)	=	236.2 C	= 457.16 F
t2 (out)	=	243.5 C	= 470.3 F
T.av	=	239.85 C	= 463.73 F

Sifat Fisik saat Tav :

Cp	=	0.931 Btu/lb.F	
μ	=	0.79 lb/hr.ft	rho = 48.39 lb/ft ³
k	=	0.068 Btu/hr.ft.F	

Fouling fact. (rd) = 0.001 hr.ft.F/Btu

Allowable ΔP = 10 psi



1 Material & Heat Balance

Massa Fluida Dingin = 34631.5 kg = 76189.21 lb

Neraca Energi Reboiler

$$\begin{aligned}
 H_{in} + Q_r &= H_{out} \\
 -373200208 + Q_r &= -168430587 + -183578673.40 \\
 Q_r &= 21190947.8
 \end{aligned}$$

Kebutuhan Steam :

$$\begin{aligned} m \int C_p dT &= Q_r \\ m * 105.75 &= 21190947.8 \text{ kJ} \\ &= 32478.6825 \text{ kg} \\ \mathbf{Q} &= \mathbf{m C_p \Delta T} \\ &= \mathbf{3255903.48 \text{ btu}} \end{aligned}$$

2 Menghitung LMTD

$$\begin{aligned} \Delta t_1 &= 24.84 \text{ F} \\ \Delta t_2 &= 101.7 \text{ F} \\ \ln (\Delta t_1/\Delta t_2) &= -1.41 \\ \text{LMTD} &= 54.53 \text{ F} \\ R &= 6.85 \\ S &= 0.11 \\ F_t &= 0.97 \quad (\text{Apendiks Fig. 19, Kern}) \end{aligned}$$

Sehingga menggunakan 2-4 Exchanger (2 shell pass & 4 tube pass)

$$\text{LMTD Corr}' = 52.8914 \text{ F}$$

3 Menghitung Caloric Temp.

$$\begin{aligned} T_c &= (T_2+T_1)/2 = 527 \text{ F} \\ t_c &= (t_1+t_2)/2 = 463.73 \text{ F} \end{aligned}$$

4 Trial Ud

$$\begin{aligned} U_d &= 150 \text{ BTU}/(\text{jam.ft}^2\text{F}) \quad (\text{Apendiks Tabel 8, Kern}) \\ A &= Q/(U_d \times \text{LMTD corr}') \\ &= 410.39 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

5 Memilih ukuran tube (Apendiks Tabel 10, Kern)

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 1 \text{ in} \\ \text{BWG} &= 18 \\ L &= 12 \text{ ft} \\ \text{ID} &= 0.902 \text{ in} \\ a'' &= 0.2618 \text{ ft}^2/\text{lin-ft} \\ a_t' &= 0.639 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

6 Menghitung jumlah tube dan diameter shell

$$\begin{aligned} N_t &= \frac{A}{L \cdot a''} \\ &= 130.63 \end{aligned}$$

Standarisasi dengan Apendiks Tabel 9, Kern

$$\begin{aligned} N_t &= 140 \\ \text{Pitch} &= 1.25 \text{ in (triangular)} \\ \text{Tube pass} &= 4 \\ \text{ID Shell} &= 19 \frac{1}{4} \text{ in} \\ \text{B Shell} &= 19 \frac{1}{4} \\ \text{Shell Pass} &= 2 \end{aligned}$$

7 Mengoreksi harga Ud

$$A \text{ corr}' = Nt \times L \times a''$$

$$= 439.824 \quad \text{ft}^2$$

$$Ud \text{ corr}' = \frac{Q}{A \text{ corr}' \times LMTD \text{ co}}$$

$$= 139.961$$

Evaluasi Perpindahan Panas	
Bagian Shell (Bottom Product)	Bagian Tube Steam)
<p>8. Flow Area</p> $C' = PT - OD$ $= 0.25$ $as = \frac{ID \times C' \times B}{144PT}$ $= 0.51467014 \text{ ft}^2$ <p>9. Mass Velocity</p> $Gs = \frac{W}{as}$ $= 148035.035$ <p>10. Menghitung bilangan Reynold</p> $De = 0.72 \text{ in}$ $= 0.06 \text{ ft}$ $Res = \frac{DeGs}{\mu}$ $= 11204.8721$ <p>11. Trial ho</p> $ho = 300 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$ $tw = tc + \frac{hio}{(ho + hio)}(Tc - tc)$ $= 504.22$ $\Delta T = 40.49$	<p>8. Flow Area</p> $at = \frac{Nt \times at'}{144 n}$ $= 0.155313 \text{ ft}^2$ <p>9. Mass Velocity</p> $Gt = \frac{W}{at \times n \text{ HE}}$ $= 245277.1 \text{ lb/hr.ft}^2$ <p>10. Menghitung bilangan Reynold</p> $De = \text{tube ID}$ $= 0.075167$ $Ret = \frac{De \times Gt}{\mu}$ $= 234265.1222$ <p>11. Dari fig. 24 Kern didapatkan</p> $jH = 1000.000$ <p>16. Menghitung hi</p> $\left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{0.333}$ $= 0.947$ $hi = jH \times (k/ID) \times (cp\mu/k)^{0.333}$ $= 590.982$ <p>17. Menghitung hio</p> $hio = hi \times (ID/OD)$ $= 533.066 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$

18 Mencari Uc

$$Uc = \frac{ho \cdot hio}{ho + hio}$$

$$Uc = 191.965$$

19 Mencari Rd calc.

$$Rd = \frac{Uc - Ud}{Uc \times Ud}$$

$$Rd = 0.00194 > Rd \text{ tetapan (memenuhi)}$$

Evaluasi Pressure Drop	
Bagian Shell (Bottom Product)	Bagian Tube (Steam)
ΔP bagian shell diabaikan	1. Menghitung NreT dan Friksi NreT = 234265.1 f = 0.00012 sg = 0.0089 2. Menghitung ΔP length $\Delta PI = \frac{0,5 f \cdot Gt^2 \cdot L \cdot n}{5.22 \cdot 10^{10} ID \cdot S \cdot phi}$ ΔPI = 0.02 psi 3. Menghitung ΔP pass $\Delta Pn = \frac{4 \cdot n \cdot v^2 \cdot 62,5}{s \cdot 2gc \cdot 144}$ ΔPn = 1.977528 psi ΔPtotal = 2.00 psi ΔPtotal < 2,9 psia (memenuhi)

in to m 0.0254
 ft to m 0.3048

Kesimpulan

Spesifikasi	
Kode :	E-331
Fungsi :	Memanaskan aliran bottom product kolom distilasi D-310
Tipe :	2-4 Kettle Reboiler
Kapasitas :	Massa fluida panas 71453.10 lb/jam Massa fluida dingin 76189.21 lb/jam
Jumlah :	1 Buah Reboiler
Ukuran	
<i>Shell</i> :	ID = 19.25 in 0.48895 m
<i>Tube</i> :	OD = 1 in ID = 0.902 in 0.0254 m 0.0229 m Pt = 1,875 in Triangular 0.0254 m L = 12 ft 3.6576 m Nt = 140 buah BWG Tube pass
Bahan	
<i>Shell</i> :	<i>Carbon Steel</i>
<i>Tube</i> :	<i>Carbon Steel</i>
ΔP allow :	1.996 psia (steam -tube) Allowable 10 psia
<i>Dirt factor (Rd)</i> :	0.0019 J. ft ² oF/Btu Allowable 0.001 J. ft ² oF/Btu

E-332 (D-320 REBOILER)

Fungsi : Memanaskan aliran *bottom product* kolom distilasi D-320

Tipe : Kettle Reboiler

Jumlah : 1

Required Data for Hot Stream (Saturated Steam) :

P steam	=	3093.70 psia		
T1 (in)	=	300 C	=	572 F
T2 (out)	=	250 C	=	482 F
T av	=	275 C	=	527 F
Cp	=	0.5063 Btu/lb.F		
μ	=	0.0787 lb/jam.ft		
k	=	0.0469 Btu/lb.F		

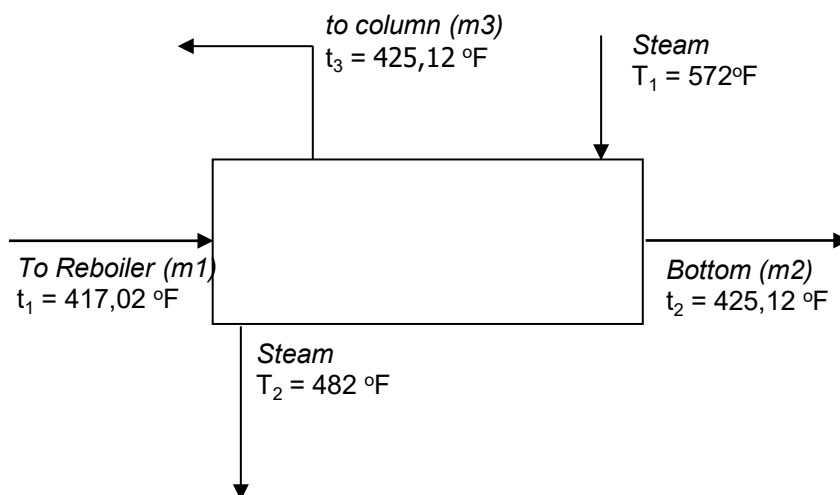
Required Data Cold Stream :

t1 (in)	=	213.9 C	=	417.02 F
t2 (out)	=	218.4 C	=	425.12 F
T.av	=	216.15 C	=	421.07 F

Sifat Fisik saat Tav :

Cp	=	0.703 Btu/lb.F		
μ	=	0.83 lb/hr.ft	rho =	57.09 lb/ft ³
k	=	0.067 Btu/hr.ft.F		

Fouling fact. (rd) = 0.001 hr.ft.F/Btu
Allowable ΔP = 10 psi



1 Material & Heat Balance

$$\text{Massa Fluida Dingin} = 35.4673 \text{ kg} = 78.02797 \text{ lb}$$

Neraca Energi Reboiler

$$\begin{aligned} H_{in} + Q_r &= H_{out} \\ -121715380.4 + Q_r &= -98640509.7 + -11157014.54 \\ Q_r &= 11917856.11 \end{aligned}$$

Kebutuhan Steam :

$$\begin{aligned} m \int C_p dT &= Q_r \\ m * 105.75 &= 11917856.11 \text{ kJ} \\ m &= 112698.4029 \text{ kg} \\ \mathbf{Q} &= \mathbf{11917856.11 \text{ kJ}} \\ &= \mathbf{11295946.62 \text{ btu}} \end{aligned}$$

2 Menghitung LMTD

$$\begin{aligned} \Delta t_1 &= 64.98 \text{ F} \\ \Delta t_2 &= 146.88 \text{ F} \\ \ln(\Delta t_1/\Delta t_2) &= -0.82 \\ \text{LMTD} &= 100.42 \text{ F} \\ R &= 11.11 \\ S &= 0.05 \\ F_t &= 0.98 \quad (\text{Apendiks Fig. 19, Kern}) \end{aligned}$$

Sehingga menggunakan 1-2 Exchanger (1 *shell pass* & 2 *tube pass*)

$$\text{LMTD Corr}' = 98.4162 \text{ F}$$

3 Menghitung Caloric Temp.

$$\begin{aligned} T_c &= (T_2 + T_1)/2 = 527 \text{ F} \\ t_c &= (t_1 + t_2)/2 = 421.07 \text{ F} \end{aligned}$$

4 Trial Ud

$$\begin{aligned} U_d &= 200 \text{ BTU}/(\text{jam.ft}^2\text{F}) \quad (\text{Apendiks Tabel 8, Kern}) \\ A &= Q/(U_d \times \text{LMTD corr}') \\ &= 573.89 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

5 Memilih ukuran tube (Apendiks Tabel 10, Kern)

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 1.5 \text{ in} \\ \text{BWG} &= 18 \\ L &= 12 \text{ ft} \\ \text{ID} &= 1.4 \text{ in} \\ a'' &= 0.3925 \text{ ft}^2/\text{lin-ft} \\ a_t' &= 1.54 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

6 Menghitung jumlah tube dan diameter shell

$$\begin{aligned} N_t &= \frac{A}{L \cdot a''} \\ &= 121.844 \end{aligned}$$

Standarisasi dengan Apendiks Tabel 9, Kern

$$\begin{aligned} N_t &= 125 \\ \text{Pitch} &= 1.875 \text{ in (triangular)} \\ \text{Tube pass} &= 4 \\ \text{ID Shell} &= 27 \text{ in} \\ \text{B Shell} &= 27 \\ \text{Shell Pass} &= 2 \end{aligned}$$

7 Mengoreksi harga Ud

$$\begin{aligned} A \text{ corr}' &= N_t \times L \times a'' \\ &= 588.75 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} U_d \text{ corr}' &= \frac{Q}{A \text{ corr}' \times \text{LMTD corr}} \\ &= 194.951 \end{aligned}$$

Evaluasi Perpindahan Panas	
Bagian Shell (Bottom Product)	Bagian Tube Steam)
<p>8. Flow Area</p> $\begin{aligned} C' &= PT - OD \\ &= 0.375 \\ a_s &= \frac{ID \times C' \times B}{144PT} \\ &= 1.0125 \text{ ft}^2 \end{aligned}$	<p>8. Flow Area</p> $\begin{aligned} a_t &= \frac{N_t \times a_t'}{144 n} \\ &= 0.334201 \text{ ft}^2 \end{aligned}$
<p>9. Mass Velocity</p> $\begin{aligned} G_s &= \frac{W}{a_s} \\ &= 77.0646637 \end{aligned}$	<p>9. Mass Velocity</p> $\begin{aligned} G_t &= \frac{W}{a_t \times n \text{ HE}} \\ &= 233.4759 \text{ lb/hr.ft}^2 \end{aligned}$
<p>10. Menghitung bilangan Reynold</p> $\begin{aligned} De &= 1.08 \text{ in} \\ &= 0.09 \text{ ft} \\ Res &= \frac{De G_s}{\mu} \\ &= 8.335319954 \end{aligned}$	<p>10. Menghitung bilangan Reynold</p> $\begin{aligned} De &= \text{tube ID} \\ &= 0.116667 \\ Ret &= \frac{De \times G_t}{\mu} \\ &= 346.1099832 \end{aligned}$

11. Trial h_o

$$h_o = 300 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$t_w = t_c + \frac{h_{io}}{(h_o + h_{io})} (T_c - t_c)$$

$$= 511.26$$

$$\Delta T = 90.19$$

11. Dari fig. 24 Kern didapatkan

$$j_H = 1000.000$$

16. Menghitung h_i

$$\left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{0.333}$$

$$= 0.947$$

$$h_i = j_H \times (k/ID) \times (c\mu/k)^{0.333}$$

$$= 1842.106$$

17. Menghitung h_{io}

$$h_{io} = h_i \times (ID/OD)$$

$$= 1719.299 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

18 Mencari U_c

$$U_c = \frac{h_o \cdot h_{io}}{h_o + h_{io}}$$

$$U_c = 255.43$$

19 Mencari R_d calc.

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d}$$

$$R_d = 0.00121 > R_d \text{ tetapan (memenuhi)}$$

Evaluasi Pressure Drop

Bagian Shell (Bottom Product)	Bagian Tube (Steam)
ΔP bagian shell diabaikan	<p>1. Menghitung N_{reT} dan Friksi</p> $N_{reT} = 346.11$ $f = 0.0016$ $s_g = 0.0089$
	<p>2. Menghitung ΔP length</p> $\Delta P_I = \frac{0.5 f G t^2 \cdot L \cdot n}{5.22 \cdot 10^{10} ID \cdot S \cdot \phi}$ $\Delta P_I = \mathbf{0.00 \text{ psi}}$
	<p>3. Menghitung ΔP pass</p> $\Delta P_n = \frac{4 \cdot n \cdot v^2 \cdot 62.5}{s \cdot 2gc \cdot 144}$ $\Delta P_n = 1.797753 \text{ psi}$ $\Delta P_{total} = \mathbf{1.80 \text{ psi}}$ $\Delta P_{total} < \mathbf{2.9 \text{ psia (memenuhi)}}$

E-333 (D-330 REBOILER)

Fungsi : Memanaskan aliran *bottom product* kolom distilasi D-330

Tipe : Kettle Reboiler

Required Data for Hot Stream (Superheated Steam) :

P steam	=	3093.70 psia	
T1 (in)	=	300 C	= 572 F
T2 (out)	=	298 C	= 568.4 F
T av	=	299 C	= 570.2 F
Cp	=	0.5063 Btu/lb.F	
μ	=	0.0787 lb/jam.ft	
k	=	0.0969 Btu/lb.F	

Required Data Cold Stream :

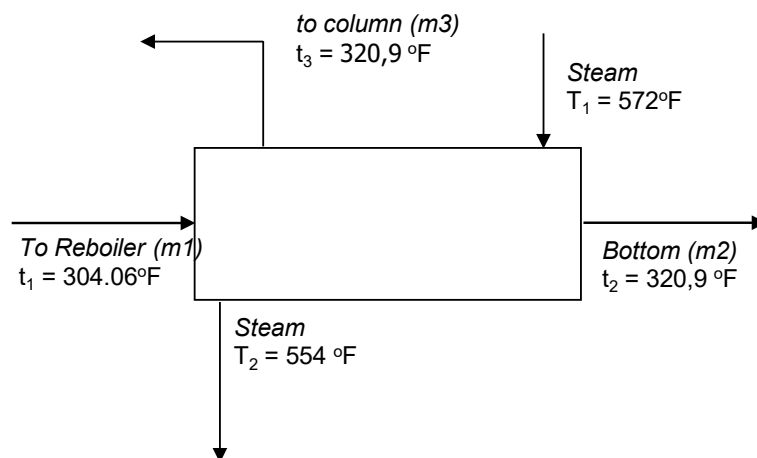
t1 (in)	=	160.3 C	= 320.54 F
t2 (out)	=	160.5 C	= 320.9 F
T.av	=	160.4 C	= 320.72 F

Sifat Fisik saat Tav :

Cp	=	0.487 Btu/lb.F	
μ	=	0.53 lb/hr.ft	rho = 45.97 lb/ft ³
k	=	0.056 Btu/hr.ft.F	

Fouling fact. (rd) = 0.001 hr.ft.F/Btu

Allowable ΔP = 10 psi



1 Material & Heat Balance

Massa Fluida Dingin = 36750 kg = 80850 lb

Neraca Energi Reboiler

$$\begin{aligned}
 H_{in} + Q_r &= H_{out} \\
 -534952467 + Q_r &= -456199068 + -9490316.92 \\
 Q_r &= 69263082.53
 \end{aligned}$$

Kebutuhan Steam :

$$\begin{aligned} m \lambda &= Q_r \\ m * 4.23 &= 69263082.53 \text{ kJ} \\ m &= 16374251.19 \text{ kg} \\ Q &= m C_p \Delta T \\ &= 65659044.35 \text{ btu} \end{aligned}$$

2 Menghitung LMTD

$$\begin{aligned} \Delta t_1 &= 247.86 \text{ F} \\ \Delta t_2 &= 251.1 \text{ F} \\ \ln (\Delta t_1 / \Delta t_2) &= -0.01 \\ \text{LMTD} &= 249.48 \text{ F} \\ R &= 10.00 \\ S &= 0.00 \\ F_t &= 1 \quad (\text{Apendiks Fig. 19, Kern}) \end{aligned}$$

Sehingga menggunakan 2-4 Exchanger (2 shell pass & 4 tube pass)

$$\text{LMTD Corr}' = 249.476 \text{ F}$$

3 Menghitung Caloric Temp.

$$\begin{aligned} T_c &= (T_2 + T_1) / 2 = 570.2 \text{ F} \\ t_c &= (t_1 + t_2) / 2 = 320.72 \text{ F} \end{aligned}$$

4 Trial Ud

$$\begin{aligned} U_d &= 200 \text{ BTU}/(\text{jam.ft}^2\text{F}) \quad (\text{Apendiks Tabel 8, Kern}) \\ A &= Q / (U_d \times \text{LMTD corr}') \\ &= 1315.94 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

5 Memilih ukuran tube (Apendiks Tabel 10, Kern)

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 1.5 \text{ in} \\ \text{BWG} &= 18 \\ L &= 12 \text{ ft} \\ \text{ID} &= 1.4 \text{ in} \\ a'' &= 0.3925 \text{ ft}^2/\text{lin-ft} \\ a_t' &= 1.54 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

6 Menghitung jumlah tube dan diameter shell

$$\begin{aligned} N_t &= \frac{A}{L \cdot a''} \\ &= 279.392 \end{aligned}$$

Standarisasi dengan Apendiks Tabel 9, Kern

$$\begin{aligned} N_t &= 284 \\ \text{Pitch} &= 1.875 \text{ in (triangular)} \\ \text{Tube pass} &= 6 \\ \text{ID Shell} &= 39 \text{ in} \\ \text{B Shell} &= 19.5 \\ \text{Shell Pass} &= 2 \end{aligned}$$

7 Mengoreksi harga Ud

$$A_{corr'} = Nt \times L \times a''$$

$$= 1337.64 \quad \text{ft}^2$$

$$Ud_{corr'} = \frac{Q}{A_{corr'} \times LMTD_{co}}$$

$$= 196.755$$

Evaluasi Perpindahan Panas	
Bagian Shell (Bottom Product)	Bagian Tube Steam)
8. Flow Area $C' = PT - OD$ $= 0.375$ $a_s = \frac{ID \times C' \times B}{144PT}$ $= 1.05625 \text{ ft}^2$	8. Flow Area $a_t = \frac{Nt \times a_t'}{144 n}$ $= 0.506204 \text{ ft}^2$
9. Mass Velocity $G_s = \frac{W}{a_s}$ $= 76544.3787$	9. Mass Velocity $G_t = \frac{W}{a_t \times n_{HE}}$ $= 53239.44 \text{ lb/hr.ft}^2$
10. Menghitung bilangan Reynold $De = 1.08 \text{ in}$ $= 0.09 \text{ ft}$ $Re_s = \frac{De G_s}{\mu}$ $= 12893.4944$	10. Menghitung bilangan Reynold $De = \text{tube ID}$ $= 0.116667$ $Re_t = \frac{De \times G_t}{\mu}$ $= 78923.3495$
11. Trial ho $h_o = 300 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$ $t_w = tc + \frac{h_{io}}{(h_o + h_{io})} (T_c - t_c)$ $= 523.08$ $\Delta T = 202.36$	11. Dari fig. 24 Kern didapatkan $j_H = 1000.000$
	16. Menghitung hi $\left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{0.333}$ $= 0.744$ $h_i = j_H \times (k/ID) \times (cp\mu/k)^{0.333}$ $= 1380.361$
	17. Menghitung hio $h_{io} = h_i \times (ID/OD)$ $= 1288.337 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$

18 Mencari Uc

$$Uc = \frac{ho \cdot hio}{ho + hio}$$

$$Uc = 243.337$$

19 Mencari Rd calc.

$$Rd = \frac{Uc - Ud}{Uc \times Ud}$$

$$Rd = 0.00097 > Rd \text{ tetapan (memenuhi)}$$

Evaluasi Pressure Drop	
Bagian Shell (Bottom Product)	Bagian Tube (Steam)
ΔP bagian shell diabaikan	1. Menghitung NreT dan Friksi NreT = 78923.35 f = 0.00009 sg = 0.0089 2. Menghitung ΔP length $\Delta PI = \frac{0,5 f \cdot Gt^2 \cdot L \cdot n}{5.22 \cdot 10^{10} ID \cdot S \cdot phi}$ ΔPI = 0.00 psi 3. Menghitung ΔP pass $\Delta Pn = \frac{4 \cdot n \cdot v^2 \cdot 62,5}{s \cdot 2gc \cdot 144}$ ΔPn = 2.696629 psi ΔPtotal = 2.70 psi ΔPtotal < 2,9 psia (memenuhi)

in to m 0.0254
 ft to m 0.3048

Kesimpulan

Spesifikasi	
Kode :	E-333
Fungsi :	Memanaskan aliran bottom product kolom distilasi D-330
Tipe :	2-4 Kettle Reboiler
Kapasitas :	Massa fluida panas 36023352.62 lb/jam Massa fluida dingin 80850.00 lb/jam
Jumlah :	1 Buah Reboiler
Ukuran	
<i>Shell</i> :	ID = 39 in 0.9906 m
<i>Tube</i> :	OD = 1 1/2 in ID = 1.4 in 0.0381 m 0.0356 m Pt = 1,875 in Triangular 0.0254 m L = 12 ft 3.6576 m Nt = 284 buah BWG Tube pass
Bahan	
<i>Shell</i> :	<i>Carbon Steel</i>
<i>Tube</i> :	<i>Carbon Steel</i>
ΔP allow :	2.698 psia (steam -tube) Allowable 2.9 psia
<i>Dirt factor (Rd)</i> :	0.0010 J. ft ² oF/Btu Allowable 0.001 J. ft ² oF/Btu

E-334 (D-340 REBOILER)

Fungsi : Memanaskan aliran *bottom product* kolom distilasi D-340

Tipe : Kettle Reboiler

Required Data for Hot Stream (Superheated Steam) :

P steam	=	3093.70	psia		
T1 (in)	=	300	C	=	572 F
T2 (out)	=	270	C	=	518 F
T av	=	285	C	=	545 F
Cp	=	0.5063	Btu/lb.F		
μ	=	0.0787	lb/jam.ft		
k	=	0.0969	Btu/lb.F		

Required Data Cold Stream :

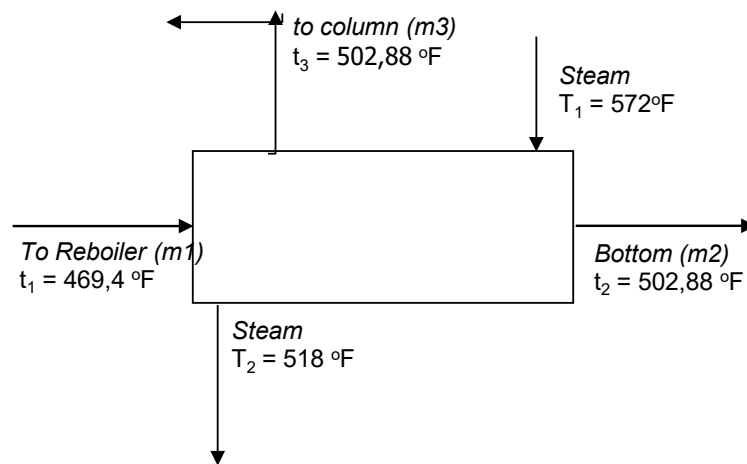
t1 (in)	=	243	C	=	469.4 F
t2 (out)	=	261.6	C	=	502.88 F
T.av	=	252.3	C	=	486.14 F

Sifat Fisik saat Tav :

Cp	=	0.338	Btu/lb.F		
μ	=	0.04	lb/hr.ft	rho =	0.5056 lb/ft3
k	=	0.015	Btu/hr.ft.F		

Fouling fact. (rd) = 0.001 hr.ft.F/Btu

Allowable ΔP = 10 psi



1 Material & Heat Balance

Massa Fluida Dingin = 11635 kg = 25597 lb

Neraca Energi Reboiler

$$\begin{aligned}
 H_{in} + Q_r &= H_{out} \\
 -176488387 + Q_r &= -73541615.9 + -92849944.80 \\
 Q_r &= 10096826.09
 \end{aligned}$$

Kebutuhan Steam :

$$\begin{aligned}
 m \int C_p dT &= Q_r \\
 m * 63.45 &= 27310427.89 \text{ kJ} \\
 m &= 430424.3955 \text{ kg} \\
 \mathbf{Q} &= \mathbf{m C_p \Delta T} \\
 &= \mathbf{25889355.92 \text{ Btu}}
 \end{aligned}$$

2 Menghitung LMTD

$$\begin{aligned}
 \Delta t_1 &= 48.6 \text{ F} \\
 \Delta t_2 &= 69.12 \text{ F} \\
 \ln (\Delta t_1/\Delta t_2) &= -0.35 \\
 \text{LMTD} &= 58.26 \text{ F} \\
 R &= 1.61 \\
 S &= 0.33 \\
 F_t &= 0.96 \text{ (Apendiks Fig. 19, Kern)}
 \end{aligned}$$

Sehingga menggunakan 2-4 Exchanger (2 shell pass & 4 tube pass)

$$\text{LMTD Corr}' = 55.92859 \text{ F}$$

3 Menghitung Caloric Temp.

$$\begin{aligned}
 T_c &= (T_2+T_1)/2 = 545 \text{ F} \\
 t_c &= (t_1+t_2)/2 = 486.14 \text{ F}
 \end{aligned}$$

4 Trial Ud

$$\begin{aligned}
 U_d &= 200 \text{ Btu/(jam.ft}^2\text{F)} \text{ (Apendiks Tabel 8, Kern)} \\
 A &= d \times \text{LMTD corr}' \\
 &= 2314.50 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

5 Memilih ukuran tube (Apendiks Tabel 10, Kern)

$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= 1.5 \text{ in} \\
 \text{BWG} &= 18 \\
 L &= 20 \text{ ft} \\
 \text{ID} &= 1.4 \text{ in} \\
 a'' &= 0.3925 \text{ ft}^2/\text{lin-ft} \\
 at' &= 1.54 \text{ in}^2
 \end{aligned}$$

6 Menghitung jumlah tube dan diameter shell

$$\begin{aligned}
 N_t &= \frac{A}{L \cdot a''} \\
 &= 294.841
 \end{aligned}$$

Standarisasi dengan Apendiks Tabel 9, Kern

$$\begin{aligned}
 N_t &= 299 \\
 \text{Pitch} &= 1.875 \text{ in (triangular)} \\
 \text{Tube pass} &= 2 \\
 \text{ID Shell} &= 39 \text{ in} \\
 \text{B Shell} &= 39 \\
 \text{Shell Pass} &= 1
 \end{aligned}$$

7 Mengoreksi harga Ud

$$\begin{aligned} A \text{ corr}' &= Nt \times L \times a'' \\ &= 2347.15 \quad \text{ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Ud \text{ corr}' &= \frac{Q}{A \text{ corr}' \times LMTD \text{ corr}'} \\ &= 197.218 \end{aligned}$$

Evaluasi Perpindahan Panas	
Bagian Shell (Bottom Product)	Bagian Tube Steam)
8. Flow Area	8. Flow Area
$C' = PT - OD$	$at = \frac{Nt \times at'}{144 n}$
$= 0.375$	$= 0.7994 \text{ ft}^2$
$as = \frac{ID \times C' \times B}{144PT}$	
$= 2.1125 \text{ ft}^2$	
9. Mass Velocity	9. Mass Velocity
$Gs = \frac{W}{as}$	$Gt = \frac{W}{at \times n \text{ HE}}$
$= 12116.9231$	$= 1E+06 \text{ lb/hr.ft}^2$
10. Menghitung bilangan Reynold	10. Menghitung bilangan Reynold
$De = 1.08 \text{ in}$	$De = 1.08$
$= 0.09 \text{ ft}$	$= 0.09$
$Res = \frac{DeGs}{\mu}$	$Ret = \frac{De \times Gt}{\mu}$
$= 30632.6707$	$= 1354621.332$
11. Trial ho	11. Dari fig. 24 Kern didapatkan
$ho = 300 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$	$jH = 1000$
$tw = tc + \frac{hio}{(ho + hio)}(Tc - tc)$	
$= 528.14$	
$\Delta T = 42.00$	
	16. Menghitung hi
	$\left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{0.333}$
	$= 0.744$
	$hi = jH \times (k/ID) \times (c\mu/k)^{0.333}$
	$= 800.872$
	17. Menghitung hio
	$hio = hi \times (ID/OD)$
	$= 747.48 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$

18 Mencari Uc

$$Uc = \frac{ho \cdot hio}{ho + hio}$$

$$Uc = 214.0795$$

19 Mencari Rd calc.

$$Rd = \frac{Uc - Ud}{Uc \times Ud}$$

$$Rd = 0.000399 > Rd \text{ tetapan (memenuhi)}$$

Evaluasi Pressure Drop	
Bagian Shell (Bottom Product)	Bagian Tube (Steam)
ΔP bagian shell diabaikan	<p>1. Menghitung NreT dan Friksi $NreT = 1E+06$ $f = 0.0001$ $sg = 0.01$</p> <p>2. Menghitung ΔP length $\Delta PI = \frac{0,5 f \cdot Gt^2 \cdot L \cdot n}{5.22 \cdot 10^{10} ID \cdot S \cdot phi}$ ΔPI = 5.85 psi</p> <p>3. Menghitung ΔP pass $\Delta Pn = \frac{4 \cdot n \cdot v^2 \cdot 62,5}{s \cdot 2gc \cdot 144}$ $\Delta Pn = 0.28 \text{ psi}$ ΔPtotal = 6.13 psi ΔPtotal < 10 psia (memenuhi)</p>

in to m 0.0254

ft to m 0.3048

Kesimpulan

Spesifikasi	
Kode :	E-438
Fungsi :	Memanaskan aliran bottom product kolom distilasi D-340
Tipe :	2-4 Kettle Reboiler
Kapasitas :	Massa fluida panas 430424.40 lb/jam Massa fluida dingin 25597.00 lb/jam
Jumlah :	1 Buah Reboiler
Ukuran	
<i>Shell</i> :	ID = 39 in 1 m
<i>Tube</i> :	OD = 1 1/2 in ID = 1.4 in 0.0381 m 0.0356 m Pt = 1 in Triangular 0.0254 m L = 20 ft 6.096 m Nt = 299 buah BWG Tube pass
Bahan	
<i>Shell</i> :	<i>Carbon Steel</i>
<i>Tube</i> :	<i>Carbon Steel</i>
ΔP allow :	6.132 psia (steam -tube) Allowabl 10 psia
<i>Dirt factor (Rd)</i> :	0.0004 J. ft ² oF/Btu Allowabl 0.001 J. ft ² oF/Btu

APPENDIKS D ANALISA EKONOMI

Kapasitas Produksi	= 220000 ton/tahun
	= 27777.78 kg/jam
Lama Operasi	= 330 hari
Basis	= 1 tahun
Nilai tukar rupiah [1 US\$]	= 14,616 rupiah (09 Januari 2020) (www.bi.go.id)
Pengadaan Peralatan, tahun	= 2021
Mulai Konstruksi, tahun	= 2022
Lama Konstruksi	= 3 tahun
Mulai Beroperasi, tahun	= 2025

D.1 Harga Tanah

Diperkirakan luas tanah yang diperlukan untuk pembangunan pabrik dan bangunan adalah sebesar 100000 m². Pabrik akan didirikan di Paiton, Probolinggo, Jawa Timur

Harga tanah per m ²	= Rp 600,000 (www.lamudi.co.id)
Harga tanah total	= Rp 600,000 x 100000 m ²
	= Rp 60,000,000,000
	= Rp 60 Miliar

D.2 Harga Peralatan

Harga peralatan pada perhitungan merupakan harga yang didapatkan dari www.matche.com, yang memberikan harga peralatan berdasarkan FOB (Free On Board) dari Gulf Coast USA.

Dengan asumsi telah dilakukan perjanjian dengan vendor dan asumsi telah dilakukan perjanjian mengenai pengadaan peralatan yang akan dimulai pada tahun 2021 akan dibeli dengan menggunakan kurs mata uang saat kontrak ditandatangani.

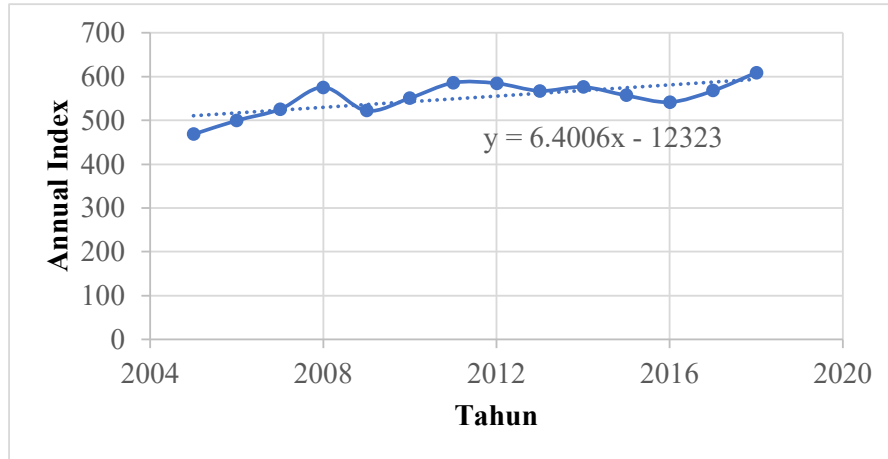
Harga peralatan setiap saat berubah tergantung pada perubahan ekonomi. Apabila harga alat pada beberapa tahun lalu diketahui, maka harga alat pada masa sekarang dapat ditaksir dengan menggunakan Chemical Engineering Plant Cost Index sebagai berikut :

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

Tabel D.1 *Chemical Engineering Plant Cost Index* berdasarkan www.chemengonline.com/pci

Tahun	Annual Index
2005	468.2
2006	499.6
2007	525.4
2008	575.4
2009	521.9
2010	550.8
2011	585.7

2012	584.6
2013	567.3
2014	576.1
2015	556.8
2016	541.7
2017	567.5
2018	608.9275



Gambar D.1 Kurva *Chemical Engineering Plant Cost Index*

Dengan metode *Least Square* (Perry, 3-83) dapat dilakukan penaksiran *index* harga rata-rata pada akhir tahun 2021. Penyelesaian dengan *Least Square* menghasilkan suatu persamaan berikut :

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

Keterangan : a = \bar{y} harga rata-rata y

slope garis *Least Square*

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

Tabel D.2 Penaksiran Indeks Harga dengan Metode *Least Square*

Data	x	y	x ²	y ²	xy
1	2005	468.2	4020025	219211.24	938741.00
2	2006	499.6	4024036	249600.16	1002197.60
3	2007	525.4	4028049	276045.16	1054477.80
4	2008	575.4	4032064	331085.16	1155403.20
5	2009	521.9	4036081	272379.61	1048497.10
6	2010	550.8	4040100	303380.64	1107108.00
7	2011	585.7	4044121	343044.49	1177842.70
8	2012	584.6	4048144	341757.16	1176215.20
9	2013	567.3	4052169	321829.29	1141974.90
10	2014	576.1	4056196	331891.21	1160265.40
11	2015	556.8	4060225	310026.24	1121952.00
12	2016	541.7	4064256	293438.89	1092067.20
13	2017	567.5	4068289	322056.25	1144647.50
14	2018	608.9	4072324	370792.70	1228815.70

Σ	28161	7729.9	56646079	4286538.20	15550205.30
\bar{n}	2012	552.1	4046148.5	306181.30	1110728.95

Berdasarkan persamaan *Least Square* diperoleh :

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

$$a = \bar{y} = 552.1$$

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

$$\sum(\bar{x} - x)(\bar{y} - y) = \sum xy - \frac{\sum x \sum y}{n} = 15550205.3 - \frac{217682488}{14} = 1456.129$$

$$\sum(\bar{x} - x)^2 = \sum x^2 - \frac{(\sum x)^2}{n} = 56646079 - \frac{793041921}{14} = 227.5$$

$$y = 552.1 + 6.4(x - 2011.5)$$

$$y = 552.1 + 6.4x - 12874.74$$

$$y = 6.4x - 12322.6$$

Untuk $x = 2021$ maka $y = 612.94$

Jadi *cost index* pada tahun 2021 = 612.943

D.2.1 Perhitungan Harga Peralatan Proses

Contoh Perhitungan Harga Peralatan

1. Ethanol Storage

Tipe = Storage

Jumlah = 3 unit

Harga tahun 2014 = US\$ 175900

Harga tahun 2021 = $\frac{\text{Indeks tahun 2021}}{\text{Indeks tahun 2014}}$ x Harga Alat Tahun 2014

$$= \frac{612.94}{576.10} \times \text{US\$ } 175900$$

$$= \text{US\$ } 187149.25$$

No	Kode	Nama Alat	Total	Harga US\$, 2014		Harga Total US\$, 2021
				Per Unit	Total	
1	F-112	Ethanol Storage	3	175,900	527,700	561,447.75
2	F-111	Propilen Oksida Storage Tank	2	152,100	304,200	323,654.36
3	F-321	DEC Storage Tank	1	674,700	674,700	717,848.77
4	F-322	PEE Storage Tank	1	174,500	174,500	185,659.72
5	F-323	Propilen Glikol Storage Tank	2	319,300	638,600	679,440.09
6	F-324	Propilen Karbonat Storage Tank	4	156,800	627,200	667,311.03

7	F-211	Akumulator D-210	1	10,600	10,600	11,277.90
8	F-311	Akumulator D-310	1	10,800	10,800	11,490.69
9	F-312	Akumulator D-320	1	10,500	10,500	11,171.50
10	F-313	Akumulator D-330	1	10,800	10,800	11,490.69
11	F-314	Akumulator D-340	1	11,800	11,800	12,554.64
12	R-110	Reactor	4	1500800	6,003,200	6,387,119.85
13	R-120	Reactor	4	1500800	6,003,200	6,387,119.85
14	D-210	Kolom Distilasi	1	46,026	46,026	48,969.48
15	D-310	Kolom Distilasi	1	45,067	45,067	47,949.15
16	D-320	Kolom Distilasi	1	46,000	46,000	48,941.82
17	D-330	Kolom Distilasi	1	44,029	44,029	46,844.77
18	D-340	Kolom Distilasi	1	48,070	48,070	51,144.20
19	E-111	Heat Exchanger	8	11,200	89,600	95,330.15
20	E-112	Heat Exchanger	8	11,200	89,600	95,330.15
21	E-113	Heat Exchanger	8	40,300	322,400	343,018.30
22	E-114	Heat Exchanger	8	40,301	322,408	343,026.81
23	E-115	Heat Exchanger	8	17,400	139,200	148,102.19
24	E-116	Heat Exchanger	8	17,401	139,208	148,110.70
25	E-211	Heat Exchanger	3	117,100	351,300	373,766.53
26	E-311	Heat Exchanger	1	74,500	74,500	79,264.46
27	E-312	Heat Exchanger	2	32,100	64,200	68,305.75
28	E-313	Heat Exchanger	1	53,100	53,100	56,495.88
29	E-314	Heat Exchanger	1	25,600	25,600	27,237.18
30	E-315	Heat Exchanger	1	4,600	4,600	4,894.18
31	E-316	Heat Exchanger	1	33,400	33,400	35,536.01
32	E-317	Heat Exchanger	1	22,300	22,300	23,726.14
33	E-318	Heat Exchanger	1	36,500	36,500	38,834.27
34	E-221	Heat Exchanger	1	95,300	95,300	101,394.68
35	E-331	Heat Exchanger	1	34,900	34,900	37,131.94
36	E-332	Heat Exchanger	1	40,900	40,900	43,515.66
37	E-333	Heat Exchanger	1	64,300	64,300	68,412.15
38	E-334	Heat Exchanger	1	87,600	87,600	93,202.24
39	G-111	CO ₂ Compressor	1	4,800	4,800	5,106.97
40	L-111	Pump	1	6,300	6,300	6,702.90
41	L-112	Pump	1	7,500	7,500	7,979.64
42	L-113	Pump	1	15,100	15,100	16,065.68
43	L-211	Pump	1	15,100	15,100	16,065.68
44	L-212	Pump	1	8,300	8,300	8,830.81
45	L-311	Pump	1	5,100	5,100	5,426.16
46	L-312	Pump	1	7,300	7,300	7,766.85
47	L-313	Pump	1	3,900	3,900	4,149.41
48	L-314	Pump	1	2,400	2,400	2,553.49
49	L-315	Pump	1	11,900	11,900	12,661.04
50	L-316	Pump	1	1,500	1,500	1,595.93
51	L-317	Pump	1	6,300	6,300	6,702.90
Total			109			18,537,679

Maka harga peralatan proses pada tahun 2021 = US\$ 18,537,679.10
 = Rp 270,946,717,663.8
 = 270.95 Miliar

D.2.2 Perhitungan Harga Peralatan Utilitas

Utilitas yang dibutuhkan dalam pabrik ini antara lain adalah :

1. Air, digunakan sebagai air pendingin, proses, dan air sanitasi
2. Steam, digunakan untuk proses pemanasan
3. Listrik, digunakan sebagai tenaga penggerak dari peralatan proses serta penerangan
4. Bahan bakar

Menurut Coulson & Richardson, 2005, p. 252, untuk harga Peralatan Utilitas dengan tipe proses fluids-fluids diperkirakan sekitar 50% dari harga peralatan

Harga peralatan utilitas = Rp 135,473,358,831.90

D.2.3 Total Harga Peralatan Pabrik

Total harga peralatan pabrik = Harga peralatan proses + Harga peralatan utilitas
 = Rp 406,420,076,495.70

D.3 Gaji Karyawan

Penentuan Jumlah Karyawan Operasional

Kapasitas = 220000 ton/tahun
 = 667 ton/hari

Berdasarkan Fig. 6. 8. Peter Timmerhause 4th ed,

jumlah pekerja yang dibutuhkan = 50 orang.jam/(hari)(tahap proses)

Karena ada tiga tahapan proses dalam pabrik, maka karyawan proses yang diperlukan :

jumlah karyawan proses = 50 orang.jam/(hari)(tahap proses) x 4 tahap proses
 = 200 orang/hari

Biaya untuk keperluan gaji karyawan selama satu bulan, dapat diperkirakan sebagai berikut :

Tabel D.4 Daftar Gaji Karyawan Perusahaan

Jabatan	Ijazah	Gaji/bulan	Jumlah	Jumlah
		(Rp)		(Rp)
Dewan Komisaris	S2	22,500,000.00	3	67,500,000.00
Direktur Utama	S2	50,000,000.00	1	50,000,000.00
Direktur Personalia dan Umum	S2	30,000,000.00	1	30,000,000.00
Direktur Pemasaran	S2	30,000,000.00	1	30,000,000.00
Direktur Teknik	S2	30,000,000.00	1	30,000,000.00
Direktur Keuangan	S2	30,000,000.00	1	30,000,000.00
Direktur Produksi	S2	30,000,000.00	1	30,000,000.00
Direktur HSE	S2	30,000,000.00	1	30,000,000.00
Manager HSE	S1	15,000,000.00	1	15,000,000.00
Manager Produksi	S1	15,000,000.00	1	15,000,000.00
Manager QC	S1	15,000,000.00	1	15,000,000.00

Manager Operasi	S1	15,000,000.00	1	15,000,000.00
Manager Maintenance	S1	15,000,000.00	1	15,000,000.00
Manager Pemasaran	S1	15,000,000.00	1	15,000,000.00
Manager Logistik	S1	15,000,000.00	1	15,000,000.00
Manager Plant Technical	S1	15,000,000.00	1	15,000,000.00
Manager Keuangan	S1	15,000,000.00	1	15,000,000.00
Manager Personalia dan Umum	S1	15,000,000.00	1	15,000,000.00
Kabag Pemasaran	S1	10,000,000.00	1	10,000,000.00
Kabag Produksi	S1	10,000,000.00	1	10,000,000.00
Kabag QC	S1	10,000,000.00	1	10,000,000.00
Kabag Operasi	S1	10,000,000.00	1	10,000,000.00
Kabag Maintenance	S1	10,000,000.00	1	10,000,000.00
Kabag Logistik	S1	10,000,000.00	1	10,000,000.00
Kabag Plant Technical	S1	10,000,000.00	1	10,000,000.00
Kabag Personalia dan Umum	S1	10,000,000.00	1	10,000,000.00
Kabag HSE	S1	10,000,000.00	1	10,000,000.00
Kabag Keuangan	S1	10,000,000.00	1	10,000,000.00
Karyawan Pemasaran	S1	5,000,000.00	8	40,000,000.00
Karyawan Produksi	S1	5,000,000.00	8	40,000,000.00
Karyawan QC	S1	5,000,000.00	8	40,000,000.00
Karyawan Operasi	S1	5,000,000.00	8	40,000,000.00
Karyawan Maintenance	S1	5,000,000.00	8	40,000,000.00
Karyawan Logistik	S1	5,000,000.00	8	40,000,000.00
Karyawan Plant Technical	S1	5,000,000.00	8	40,000,000.00
Karyawan Keuangan	S1	5,000,000.00	8	40,000,000.00
Karyawan Pesonalia dan Umum	S1	5,000,000.00	8	40,000,000.00
Karyawan HSE	S1	5,000,000.00	8	40,000,000.00
Karyawan Pemasaran	D3	3,500,000.00	12	42,000,000.00
Karyawan Produksi	D3	3,500,000.00	12	42,000,000.00
Karyawan QC	D3	3,500,000.00	12	42,000,000.00
Karyawan Operasi	D3	3,500,000.00	12	42,000,000.00
Karyawan Maintenance	D3	3,500,000.00	12	42,000,000.00
Karyawan Logistik	D3	3,500,000.00	12	42,000,000.00
Karyawan Plant Technical	D3	3,500,000.00	12	42,000,000.00
Karyawan Keuangan	D3	3,500,000.00	12	42,000,000.00
Karyawan Pesonalia dan Umum	D3	3,500,000.00	12	42,000,000.00
Karyawan HSE	D3	3,500,000.00	12	42,000,000.00
Dokter	S1	5,000,000.00	4	20,000,000.00
Perawat	D3	3,500,000.00	8	28,000,000.00
Satpam	SMA	2,000,000.00	20	40,000,000.00
Office Boy	SMA	2,000,000.00	16	32,000,000.00
Supir	SMA	2,000,000.00	8	16,000,000.00
IT	S1	5,000,000.00	8	40,000,000.00
Total			294	1,543,500,000

Biaya untuk gaji karyawan selama satu bulan = Rp 1,543,500,000.00

Biaya untuk gaji karyawan selama satu tahun = Rp 18,522,000,000.00

D.4 Harga Bahan Baku dan Penjualan Produk

D.4.1 Perhitungan Biaya Bahan Baku

Tabel D.5 Perhitungan Harga Penjualan Produk

No	Bahan Baku	Kebutuhan/Tahun	Harga	Total Harga
		(ton)	(US\$/ton)	(US\$/ton)
1	Propilen Oxide	253,402.20	1800	456,123,960.00
2	Ethanol	765,512.20	900	108,949,413.05
3	VEImBr	3740	6000	22,438,212.00
4	MgO	3741	420	1,571,094.84
Total				589,082,679.89

Biaya penyediaan bahan baku = US\$ 589,082,679.89 /tahun
= Rp 8,610,032,449,272 /tahun

D.4.2 Perhitungan Hasil Penjualan Produk

Tabel D.6 Perhitungan Harga Penjualan Produk

No	Bahan Baku	Kapasitas/Tahun	Harga	Total Harga
		(ton)	(US\$/ton)	(US\$/ton)
1	DEC	226057.16	2200	497,325,750.24
2	PG	182362.71	2340	426,728,745.14
3	PC	92215.45	2258.97	208,311,927.95
4	PEE	33011.22	3000	99,033,660.00
Total				1,231,400,083.33

Hasil penjualan produk = US\$ 1,231,400,083.33
= Rp 17,998,143,617,982.80

D.5 Analisis Ekonomi

Analisis ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang telah direncanakan layak untuk didirikan atau tidak. Untuk itu, perlu dilakukan evaluasi atau penilaian investasi, dengan mempertimbangkan hal-hal sebagai berikut :

- 1 Laju pengembalian modal (*Internal Rate of Return*, IRR)
- 2 Waktu pengembalian modal minimum (*Minimum Pay Out Period*, MPP)
- 3 Titik impas (*Break Even Point*, BEP)

Sebelum melakukan analisis terhadap ketiga faktor tersebut di atas, perlu dilakukan peninjauan terhadap beberapa hal sebagai berikut :

- 1 Penaksiran Modal (*Total Capital Investment*, TCI), yang meliputi :
 - a. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*, FCI)
 - b. Modal Kerja (*Working Capital Investment*, WCI)
- 2 Penentuan biaya produksi (*Total Production Cost*, TPC), yang terdiri atas:
 - a. Biaya Pembuatan (*Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya Pengeluaran Umum (*General Expenses*)
- 3 Biaya Total

Untuk mengetahui besarnya titik impas (BEP) dalam analisis ekonomi ini, maka perlu dilakukan penaksiran terhadap beberapa hal berikut :

- a. Biaya Tetap (*Fixed Cost*, FC)

- b. Biaya Semi Variabel (*Semi Variabel Cost, SVC*)
- c. Biaya Variabel (*Variabel Cost, VC*)

D.5.1 Penentuan Investasi Total (*Total Capital Investment, TCI*)

D.5.1.1 Modal Tetap (*Fixed Capital Investment, FCI*)

A. Biaya Langsung (*Direct Cost, DC*)

Tabel D.7 Perhitungan Biaya Langsung (DC)

No	Komponen	Persentase		Nilai Harga	
				(Rp)	
1	Harga peralatan			406,420,076,495.70	
2	Instrumentasi dan kontrol	8%	E	32,513,606,119.66	
3	Perpipaan (terpasang)	10%	E	40,642,007,649.57	
4	Listrik (terpasang)	8%	E	32,513,606,119.66	
Free on Board (FOB)				512,089,296,384.59	
5	Biaya angkutan kapal laut	5%	FOB	25,604,464,819.23	
Cost and Freight (C&F)				537,693,761,203.82	
6	Biaya asuransi	1%	C&F	5,376,937,612.04	
Cost of Insurance & Freight (CIF)				543,070,698,816	
7	Biaya angkutan ke lokasi pabrik	10%	CIF	54,307,069,881.59	
8	Pemasangan Alat	25%	E	101,605,019,123.93	
9	Bangunan dan perlengkapan	10%	E	40,642,007,649.57	
10	<i>Service</i> fasilitas dan <i>yard improvement</i>	30%	E	121,926,022,948.71	
11	Tanah			60,000,000,000.00	
Total Biaya Langsung (DC)				1,971,333,876,008.05	

B. Biaya Tidak Langsung (*Indirect Cost, IC*)

Tabel D.8 Perhitungan Biaya Tidak Langsung (IC)

No	Komponen	Persentase		Nilai Harga	
				(Rp)	
1	Teknik dan supervisi	6%	DC	118,280,032,560.48	
2	Ongkos Pemborong	7%	DC	137,993,371,320.56	
3	Biaya tak terduga	6%	FCI	6%	FCI
Total Biaya Tidak Langsung (IC)		256,273,403,881.0		+	6% FCI

C. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment, FCI*)

$$\begin{aligned}
 \text{FCI} &= \text{DC} + \text{IC} \\
 &= 1,971,333,876,008.05 + 256,273,403,881.05 + 6\% \text{ FCI} \\
 94\% \text{ FCI} &= 2,227,607,279,889.10 \\
 &= 2,369,794,978,605.42
 \end{aligned}$$

$$\text{Modal Tetap (FCI)} = \text{Rp } 2,369,794,978,605.42$$

D.5.1.2 Modal Kerja (*Working Capital Investment, WCI*)

$$\begin{aligned} \text{WCI} &= 10\% \text{ TCI} \\ \text{TCI} &= \text{FCI} + \text{WCI} \\ \text{TCI} &= \text{FCI} + 10\% \text{ TCI} \\ 90\% \text{ TCI} &= \text{FCI} \\ 90\% \text{ TCI} &= \text{Rp } 2,369,794,978,605.42 \\ \text{TCI} &= \text{Rp } 2,633,105,531,783.80 \\ \text{WCI} &= \text{Rp } 263,310,553,178.38 \\ \text{Modal Kerja (WCI)} &= \text{Rp } 263,310,553,178.38 \end{aligned}$$

D.5.1.3 Total Investasi (*Total Capital Investment, TCI*)

$$\begin{aligned} \text{TCI} &= \text{FCI} + \text{WCI} \\ &= 2,369,794,978,605.42 + 263,310,553,178.38 \\ &= 2,633,105,531,783.80 \\ \text{Total Investasi (TCI)} &= \text{Rp } 2,633,105,531,783.80 \end{aligned}$$

Modal Investasi terbagi atas :

$$\begin{aligned} 1 \text{ Modal sendiri (Equity)} &= 20\% \text{ TCI} = \text{Rp } 526,621,106,356.76 \\ 2 \text{ Modal pinjaman bank (Loan)} &= 80\% \text{ TCI} = \text{Rp } 2,106,484,425,427.04 \end{aligned}$$

D.5.2 Penentuan Biaya produksi (*Total Production Cost, TPC*)

D.5.2.1 Biaya Pembuatan (*Manufacturing Cost, MC*)

A. Biaya Produksi Langsung (*Direct Production Cost, DPC*)

Tabel D.3 Perhitungan Biaya Produksi Langsung (DPC)

No	Komponen	Persentase		Nilai Harga	
				(Rp)	
1	Bahan baku (1 tahun)			8,610,032,449,272.24	
2	Tenaga kerja			18,522,000,000.00	
3	Biaya supervisi	10%	OL	1,852,200,000.00	
4	Utilitas	8%	TPC	8%	TPC
5	<i>Maintenance and Repair</i>	2%	FCI	47,395,899,572.11	
6	<i>Operating Supplies</i>	20%	M&R	9,479,179,914.42	
7	Laboratorium	15%	OL	2,778,300,000.00	
8	Produk dan <i>royalty</i>	3%	TPC	3%	TPC
Total Biaya Produksi Langsung (DPC)		8,690,060,028,759		+	11% TPC

$$\text{DPC} = \text{Rp } 8,690,060,028,758.77 + 11\% \text{ TPC}$$

B. Biaya Tetap (*Fixed Charge, FC*)

Tabel D.9 Perhitungan Biaya Tetap (FC)

No	Komponen	Persentase		Nilai Harga
				(Rp)
1	Depresiasi (peralatan, bangunan)	10%	FCI	236,979,497,860.54

2	Pajak	2%	FCI	47,395,899,572.11
3	Asuransi	1.0%	FCI	23,697,949,786.05
Total Biaya Tetap (FC)				308,073,347,218.71

Total biaya tetap (FC) = Rp 308,073,347,218.71

C. Biaya Plant Overhead (Plant Overhead Cost, POC)

Plant Overhead Cost (POC) 15% TPC (Tenaga Kerja+Supervisi+Pemeliharaan)

Plant Overhead Cost (POC) = Rp 2,423,695,990,360.52

1

D.5.2.2 Biaya Pengeluaran Umum (General Expenses, GE)

Tabel D.10 Perhitungan Pengeluaran Umum (GE)

No	Komponen	Persentase		Nilai Harga
				(Rp)
1	Biaya administrasi	2%	TPC	243,017,646,092.30
2	Biaya distribusi dan penjualan	7%	TPC	1,134,082,348,430.72
3	Financing	4%	TPC	648,047,056,246.13
4	Biaya R & D	5%	TPC	810,058,820,307.66
Total Biaya Tetap (FC)				2,835,205,871,076.81

Total pengeluaran umum (GE) = 18% TPC

Total pengeluaran umum (GE) = Rp 2,835,205,871,076.81

Dimana :

DPC = Rp 8,690,060,028,758.77 + 12% TPC
FC = Rp 308,073,347,218.71
POC = 15% TPC +
MC = Rp 8,998,133,375,977.48 + 27% TPC
GE = 18% TPC +
TPC = Rp 8,998,133,375,977.48 + 44% TPC
56% TPC = Rp 8,998,133,375,977.48
TPC = Rp 16,201,176,406,153.20

Sehingga :

Total Production Cost (TPC) = Rp 16,201,176,406,153.20
General Expenses (GE) = Rp 2,835,205,871,076.81
Manufacturing Cost (MC) = Rp 13,365,970,535,076.40
Direct Production Cost (DPC) = Rp 9,500,118,849,066.43

D.5.3 Analisis Ekonomi

Analisis ekonomi dilakukan dengan metode *Discounted Cash Flow* yaitu *cash flow* yang nilainya diproyeksikan pada masa sekarang. Adapun asumsi-asumsi yang digunakan antara lain sebagai berikut :

- 1 Modal
 - Modal sendiri = 20%
 - Modal pinjaman = 80%
- 2 Bunga bank = 9.95% per tahun (Bank Mandiri)
- 3 Laju inflasi = 1.96% per tahun (Bank Indonesia)
- 4 Masa konstruksi 2 tahun
 - Tahun pertama menggunakan 20% modal sendiri dan 80% modal pinjaman
 - Tahun kedua menggunakan sisa modal pinjaman dan modal sendiri
- 5 Pembayaran kepada kontraktor dengan modal pinjaman selama masa konstruksi dilakukan secara diskrit dengan cara sebagai berikut :
 - Pada awal masa konstruksi (awal tahun ke (-1)) dilakukan pembayaran sebesar 20% dari modal pinjaman untuk keperluan pembelian tanah dan uang muka
 - Pada akhir tahun kedua masa konstruksi (tahun ke (-2)) dibayarkan sisa modal pinjaman
- 6 Pengembalian pinjaman dalam waktu 10 tahun, sebesar 10% per tahun
- 7 Umur pabrik diperkirakan sebesar 10 tahun dengan depresiasi 10% per tahun
- 8 Kapasitas produksi
 - Tahun I = 80%
 - Tahun II = 100%
- 9 Pajak pendapatan (Pasal 17 Ayat 2 UU PPh No.17, Tahun 2012)
 - Kurang dari Rp 5,000,000.00 = 5%
 - Antara Rp 5,000,000.00 - Rp 250,000,000.00 = 15%
 - Antara Rp 250,000,000.00 - Rp 500,000,000.00 = 25%
 - Lebih dari Rp 500,000,000.00 = 30%

D.5.3.1 Perhitungan Biaya Total Produksi

$$\begin{aligned} \text{Biaya produksi tanpa depresiasi} &= \text{TPC} - \text{Depresiasi} \\ &= \text{Rp } 15,964,196,908,292.60 \end{aligned}$$

Tabel D.11 Biaya Operasi Untuk Kapasitas 80% dan 100%

No	Kapasitas	Biaya Operasi
		(Rp)
1	80%	12,771,357,526,634.10
2	100%	15,964,196,908,292.60

D.5.3.2 Investasi

Investasi total pabrik tergantung pada masa konstruksi. Investasi yang berasal dari modal sendiri akan habis di tahun pertama konstruksi. Nilai modal sendiri tidak terpengaruh oleh inflasi dan bunga bank. Sehingga modal sendiri pada masa akhir konstruksi adalah tetap.

Untuk modal pinjaman dari bank total pinjaman pada akhir masa konstruksi adalah sebagai berikut :

Tabel D.12 Modal Pinjaman Selama Masa Konstruksi

Masa Konstruksi	%	Modal Pinjaman		
		Jumlah (Rp)	Bunga = 9.95%	Jumlah (Rp)
-2	20%	421,296,885,085.41	0	421,296,885,085
-1	80%	1,685,187,540,342	41,919,040,066.00	1,727,106,580,408
0			171,847,104,750.56	171,847,104,750.56
Modal Pinjaman Akhir Masa Konstruksi				2,320,250,570,244

Tabel D.13 Modal Sendiri Selama Masa Konstruksi

Masa Konstruksi	%	Modal Sendiri		
		Jumlah (Rp)	Inflasi = 1,96%	Jumlah (Rp)
-2	50%	263,310,553,178.38	0	263,310,553,178
-1	50%	263,310,553,178.38	5,160,886,842.30	268,471,440,021
0			5,262,040,224.41	5,262,040,224.41
Modal Pinjaman Akhir Masa Konstruksi				537,044,033,423

Total investasi pada akhir masa konstruksi = Modal sendiri + Modal pinjaman
 = Rp **2,857,294,603,667.06**

Perhitungan harga penjualan #

Berdasarkan Sub-Appendiks D.4.2, maka untuk kapasitas produksi 100% akan didapatkan harga penjualan sebesar :

Hasil penjualan produk = Rp **17,998,143,617,982.80**

D.5.4 Perhitungan *Internal Rate of Return* (IRR)

Internal rate of return berdasarkan *discounted cash flow* adalah tingkat bunga tertentu dimana seluruh penerimaan akan tepat menutup seluruh jumlah pengeluaran modal.

Cara yang dilakukan adalah *trial "I"*, yaitu laju bunga sehingga memenuhi persamaan berikut:

$$\sum \frac{CF}{(1+i)^n} = \text{total modal akhir masa konstruksi}$$

Dimana : n = tahun

CF = *cash flow* pada tahun ke-n

Tabel D.14 Trial Laju Bunga (i)

Tahun ke-n	Cash Flow (CF)	Discounted Factor	i = 31.57%
1	0	0.76	1.00
2	1,048,789,060,851	0.58	605,862,749,344.23
3	1,349,673,094,801	0.44	592,594,674,264.91
4	1,365,804,589,394	0.33	455,785,781,008.66
5	1,381,936,083,987	0.25	350,512,259,909.87
6	1,398,067,578,581	0.19	269,517,191,035.81
7	1,414,199,073,174	0.15	207,210,570,626.58
8	1,430,330,567,768	0.11	159,287,182,232.78
9	1,446,462,062,361	0.08	122,431,877,180.02
10	1,462,593,556,954	0.06	94,092,318,063.21
		1.00	2,857,294,603,667

Dari perhitungan diperoleh nilai I sebesar **31.57% per tahun.**

Harga I yang diperoleh lebih besar daripada harga I untuk pinjaman modal pada bank. Hal ini menunjukkan bahwa pabrik layak didirikan dengan kondisi tingkat suku bunga bank sebesar 9,95%.

D.5.5 Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time*, POT)

Waktu pengembalian modal dihitung dengan akumulasi modal sebagai berikut :

Tabel D.15 Cummulative Cash Flow

Tahun ke-n	Cummulative Cash Flow (Rp)
0	0
1	817,181,098,275
2	1,935,246,230,500
3	3,069,442,857,318
4	4,219,770,978,730
5	5,386,230,594,735
6	6,568,821,705,334
7	7,767,544,310,526
8	8,982,398,410,311
9	10,213,384,004,690
10	11,460,501,093,662

Berdasarkan tabel di atas, untuk investasi = Rp 2,857,294,603,667.06

Dengan cara interpolasi linier antara tahun ke = 2 dan 3

Maka diperoleh waktu pengembalian modal = **2.81 tahun**

D.5.6 Analisis Titik Impas (*Break Even Point*, BEP)

Analisis titik impas digunakan untuk mengetahui jumlah kapasitas produksi dimana biaya produksi total sama dengan hasil penjualan.

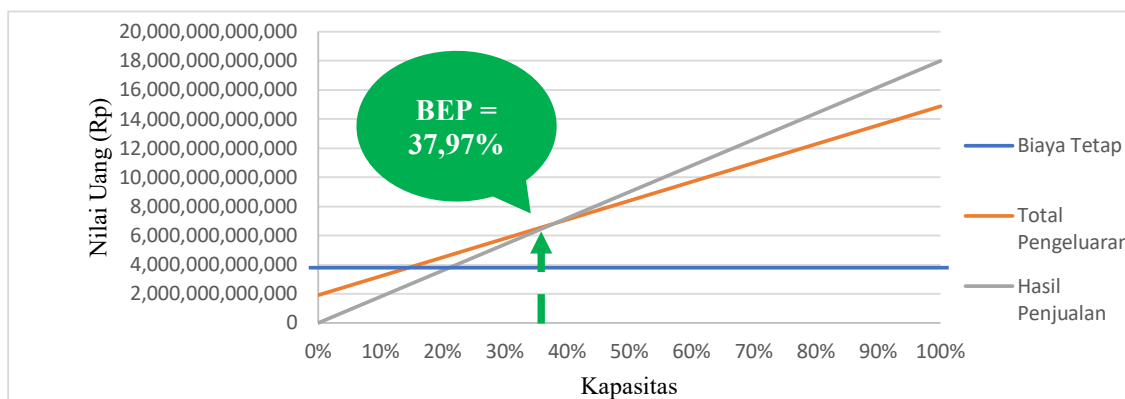
Tabel D.16 Biaya FC, VC, SVC, dan S

No	Keterangan	Jumlah (Rp)
1	Biaya Tetap (FC)	308,073,347,218.71
2	Biaya Variabel (VC)	
	• Bahan baku	8,610,032,449,272.24
	• Utilitas	135,473,358,831.90
	• <i>Royalty</i>	486,035,292,184.60
		9,231,541,100,289
3	Biaya Semivariabel (SVC)	
	• Gaji karyawan	18,522,000,000.00
	• Pengawasan	1,852,200,000.00
	• Pemeliharaan dan perbaikan	47,395,899,572.11
	• <i>Operating Supplies</i>	9,479,179,914.42
	• Laboratorium	2,778,300,000.00
	• Pengeluaran umum	2,835,205,871,076.81
	• <i>Plant Overhead Cost</i>	2,423,695,990,360.52
		5,338,929,440,924
4	Total Penjualan (S)	17,998,143,617,983

$$\text{BEP} = \frac{\text{FC} + 0.3\text{SVC}}{\text{S} - 0.7\text{SVC} - \text{VC}} \times 100 \% = 37.97 \%$$

Tabel D.17 Data Pembuatan Grafik BEP

Kapasitas	0%	100%
Biaya Tetap (Rp)	308,073,347,219	308,073,347,219
Total Pengeluaran (Rp)	1,909,752,179,496	14,878,543,888,431
Total Penjualan (Rp)	0	17,998,143,617,983



Gambar D.2 Break Even Point Pabrik DEC Dari Ethanol CO2 dan Propilen Oksida