

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



**PRA DESAIN PABRIK
“ETILENA DARI SALES GAS MENGGUNAKAN
TEKNOLOGI *OXIDATIVE COUPLING METHANE* DAN AIR
SEPARATION UNIT PLANT”**

Disusun Oleh :

Kartiko Agung Pramudito
NRP. 02211540000100

Akas Tambunan
NRP. 02211540000126

Pembimbing:
Juwari, S.T., M.Eng., Ph.D
NIP : 1973 06 15 1999 03 1003

Dr. Rendra Panca Anugraha, S.T.
NIP : 1994 2019 11103

**LABORATORIUM PERANCANGAN
DAN PENGENDALIAN PROSES
SURABAYA
2020**

LEMBAR PENGESAHAN

Pra Desain Pabrik dengan judul:

PRA DESAIN PABRIK ETILENA DARI SALES GAS MENGGUNAKAN TEKNOLOGI *OXIDATIVE COUPLING METHANE* DAN *AIR SEPARATION UNIT* PLANT

Diajukan untuk Memenuhi Salah Satu Syarat Memperoleh Gelar Sarjana Teknik pada Program Studi S-1 Departemen Teknik Kimia Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya

oleh :

Kartiko Agung Pramudito

02211540000100

Akas Steven Tambunan

02211540000126

Telah diujikan dan diperbaiki sesuai dengan saran-saran dari dosen penguji :

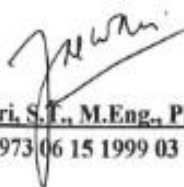
1. Prof. Ir. Renanto, M.Sc., Ph.D
2. Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M.Eng



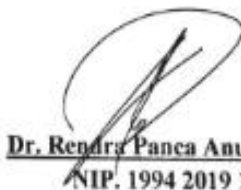
Surabaya, Februari 2020

Dosen Pembimbing I

Dosen Pembimbing II



Juwari, S.T., M.Eng., Ph.D.
NIP. 1973 06 15 1999 03 1003



Dr. Rendra Panca Anugraha, S.T.
NIP. 1994 2019 111 03

Mengetahui,

Kepala Laboratorium Perancangan dan Pengendalian Proses

Departemen Teknik Kimia FTIR-ITS



Prof. Ir. Renanto, M.Sc., Ph.D.
NIP. 1953 07 19 1978 03 1001



RINGKASAN

Ethylene (C₂H₄), salah satu produk *intermediate* dari gas alam, merupakan salah satu senyawa penting dalam mata rantai industri petrokimia dan bahan kimia organik terbesar di dunia. Penggunaan *ethylene* banyak digunakan dalam industri kimia dengan produk hasil akhir yang sangat beragam. Berdasarkan Pusat Data dan Informasi Kementerian Perindustrian Indonesia, 2000 KTPA *ethylene* dibutuhkan untuk memenuhi permintaan industri pada 2020.

Ethylene dapat diproduksi dari metana (CH₄) yang merupakan komponen utama penyusun gas alam. Untuk memanfaatkan potensi sumber daya alam yang melimpah di Indonesia, saat ini pemerintah mendukung penuh berbagai pengembangan industri, salah satunya industri kimia dasar berbasis minyak dan gas (migas). Pengembangan industri kimia dasar berbasis migas ini akan meningkatkan nilai jual migas secara keseluruhan. Karena selama ini migas di Indonesia hanya digunakan untuk pembangkit tenaga listrik (*end user*) dan ekspor dengan nilai jual yang kecil.

Ethylene umumnya diproduksi menggunakan Teknologi *Thermal Cracking* Lummus dengan bahan baku yang mahal, nafta atau etana. Di Indonesia, produksi gas alam masih memiliki potensi yang besar untuk diolah. Hal ini memotivasi kami untuk mendesain pabrik mengolah komponen utama gas alam, metana dan etana, sebagai bahan baku alternatif untuk memproduksi *ethylene* menggunakan Oxidative Coupling of Methane (OCM) oleh Siluria Technology.

Untuk mencapai 600 produksi *ethylene* KTA, pabrik ini direncanakan berlokasi di Blok Masela, mendekati pusat sumber daya alamnya yang akan dieksploitasi dan dikembangkan. Proses pertama adalah mereaksikan metana dengan oksigen di dalam *OCM Reactor*. Dengan reaksi yang sangat eksotermis, dilakukan integrasi panas untuk reaktor *Dehydrogenation* yang sangat endotermis. Dalam *Dehydrogenation*, etana dikonversikan menjadi *ethylene*. Gas Produk

kemudian dihilangkan kandungan CO₂ dan H₂O sebelum didinginkan untuk distilasi *cryogenic*. Gas dengan suhu yang sangat rendah kemudian dialirkan menuju *Separation Unit* yang terdiri dari *demethanizer* untuk memisahkan metana, *deethanizer* untuk memisahkan kondensat, dan *Hidrogenation reactor* untuk mengonversi *acetylene* menjadi *ethylene* agar didapat *ethylene* yang lebih murni.

Pabrik direncanakan beroperasi secara kontinyu 24 jam selama 330 hari per tahun operasi dengan perencanaan sebagai berikut:

- a. Kapasitas Produksi : 600 KTA (Kilo Ton/Tahun)
- b. Jumlah Tenaga Kerja : 179 orang
- c. Kebutuhan Bahan Baku : 2.942,28 KTPA (Kilo Ton/Tahun)
- d. Produk Utama : 75,75 ton/jam *ethylene* (99,94% wt)
- e. Spesifikasi Produk : Kadar 99,4% massa

Pabrik *ethylene* ini direncanakan mulai dibangun pada tahun 2024 di Bontang, Maluku, Indonesia, dan direncanakan selesai pada tahun 2027. Daerah Masela dipilih karena lokasi yang dekat dengan ketersediaan bahan baku. Sumber dana investasi berasal dari modal sendiri sebesar 60% biaya investasi dan pinjaman jangka pendek sebesar 40% biaya investasi dengan bunga sebesar 12% per tahun. Dari analisa perhitungan ekonomi didapat hasil sebagai berikut:

- a. Investasi : USD 1.338.637.961,16
- b. Internal Rate of Return : 19,47%
- c. POT : 5,8 Tahun
- d. BEP : 31,194 %

Dari ketiga parameter sensitifitas yaitu fluktuasi biaya investasi, harga bahan baku, dan harga jual dari produk, terlihat bahwa ketiganya tidak memberikan pengaruh yang cukup signifikan terhadap kenaikan atau penurunan nilai IRR pabrik. Sehingga pabrik *ethylene* ini layak untuk didirikan.

KATA PENGANTAR

Puji syukur kehadirat Allah SWT atas segala rahmat dan karunia-Nya yang dicurahkan kepada kami sehingga kami dapat menyelesaikan Tugas Desain Pabrik dengan judul:

“ ETILENA DARI SALES GAS MENGGUNAKAN TEKNOLOGI OXIDATIVE COUPLING METHANE DAN AIR SEPARATION UNIT PLANT ”

Penulisan proposal ini disusun untuk memenuhi salah satu syarat seminar proposal pada jenjang S-1 untuk memperoleh gelar kesarjanaan di Departemen Teknik Kimia FTI-ITS Surabaya.

Penulis menyadari dalam penyusunan laporan tugas akhir ini tidak akan selesai tanpa bantuan dari berbagai pihak. Oleh karena itu, pada kesempatan ini kami ingin mengucapkan terima kasih kepada :

1. Dr.Eng. Widiyastuti, S.T., M.T. selaku ketua Departemen Teknik Kimia FTIRS-ITS.
2. Prof. Ir. Renanto, M.S., Ph.D. selaku kepala Laboratorium Perancangan dan Pengendalian Proses Departemen Teknik Kimia FTI-ITS.
3. Dr. Tantular Nurtono, S.T., M.Eng. selaku kepala Laboratorium Rekayasa Sistem Proses Departemen Teknik Kimia FTIRS-ITS.
4. Juwari, S.T., M.Eng., Ph.D selaku dosen pembimbing I kami.
5. Dr. Rendra Panca Anugraha selaku Dosen pembimbing II, dan Senior yang memberikan saran dan pendapat yang membantu penyelesaian Penelitian ini.
6. Bapak/Ibu dosen penguji.
7. Orang tua dan keluarga atas segala kasih sayang, kesabaran, doa dan pengorbanan dalam mendidik dan membesarkan kami.
8. Teman-teman K-56, & K-55 FTI-ITS dan semua rekan-rekan Lab. Perdalpro yang terus saling mendukung dan memberi semangat.

9. Seluruh civitas akademika Departemen Teknik Kimia FTI-ITS yang telah memberikan dukungan moril kepada penulis. Penulis menyadari bahwa laporan ini tidak luput dari berbagai kekurangan, sehingga saran dan kritik yang membangun dari pembaca sangat kami pelukan. Semoga laporan ini dapat bermanfaat bagi semuanya.

Penulis menyadari bahwa laporan ini tidak luput dari berbagai kekurangan, sehingga saran dan kritik yang membangun dari pembaca sangat kami pelukan. Semoga laporan ini dapat bermanfaat bagi semuanya.

Surabaya, 2019

Penulis

DAFTAR ISI

Halaman	
Judul.....	i
Intisari.....	iii
Kata Pengantar.....	v
Daftar Isi.....	vi
Daftar Gambar.....	viii
Daftar Tabel.....	xi
BAB I PENDAHULUAN	
I.1	Latar Belakang..... I-1
I.2	Bahan Baku Pembuatan Etilena..... I-3
I.3	Potensi Bahan Baku Gas Alam..... I-7
I.4	Kebutuhan <i>Ethylene</i> di Dunia..... I-11
I.5	Kebutuhan <i>Ethylene</i> di Indonesia..... I-13
I.6	Aspek Pasar <i>Ethylene</i> I-14
BAB II BASIS DESAIN DATA	
II.1	Kapasitas..... II-1
II.2	Lokasi..... II-1
II.3	Spesifikasi Bahan Baku dan Produk..... II-9
BAB III SELEKSI DAN URAIAN PROSES	
III.1	Teknologi Pembuatan <i>Ethylene</i> III-1
III.2	Seleksi Teknologi, <i>Licensor</i> , dan Proses..... III-7
III.3	<i>Block Diagram</i> III-16
III.4	Uraian Proses..... III-16
BAB IV NERACA MASSA DAN NERACA ENERGI	
IV.1	Neraca Massa Unit Produksi <i>Ethylene</i> IV-1
IV.2	Neraca Energi Unit Produksi <i>Ethylene</i> IV-102
BAB V DAFTAR DAN HARGA PERALATAN	
V.1	Spesifikasi Alat pada Sistem Reaksi..... V-1
V.2	Sistem CO ₂ dan H ₂ O <i>Removal</i> V-17
V.3	Sistem Pemisahan..... V-29
V.4	Daftar Harga Peralatan..... V-48

BAB VI ANALISIS EKONOMI

VI.1 Pengelolaan Sumber Daya Manusia.....VI-1

VI.2 Utilitas.....VI-11

VI.3 Analisa Ekonomi.....VI-13

BAB VII KESIMPULAN

DAFTAR PUSTAKA

DAFTAR GAMBAR

Gambar I.1	Produk Turunan <i>Ethylene</i>	I-1
Gambar I.2	Kebutuhan Gas Alam di Indonesia.....	I-6
Gambar I.3	Grafik Produksi Minyak dan Gas tanpa Dalam Negeri	I-7
Gambar I.4	Struktur Kebijakan P3DN.....	I-7
Gambar I.5	Skenario Profil Minyak.....	I-8
Gambar I.6	Target Pasar (PT Chandra Asri Petrochemical.....	I-10
Gambar II.1	Peta Geografis Cadangan Minyak dan Gas Alam di Indonesia.....	II-3
Gambar II.2	Realisasi Penyerapan Gas Bumi 2017 vs Kontrak PJBG per Region.....	II-4
Gambar II.3	Peta Lokasi Kegiatan PT.CAP.....	II-7
Gambar III.1	<i>Block Diagram</i> Unit Operasi Produksi <i>Ethylene</i> dari Gas Alam dengan OCM.....	III-10
Gambar IV.1	Gambar OCM Reaktor (R-100).....	IV-2
Gambar IV.2	Gambar Dehidrogenasi Reaktor (R-101).....	IV-4
Gambar IV.3	Gambar Heat Exchanger (E-100).....	IV-5
Gambar IV.4	Gambar Valve	IV-5
Gambar IV.5	Gambar Ekspander (G-100).....	IV-5
Gambar IV.6	Gambar Heat Exchanger (E-101 & -E-102).....	IV-5
Gambar IV.7	Gambar Air Cooler (E-200).....	IV-6
Gambar IV.8	Gambar Flash Separator (F-200).....	IV-6
Gambar IV.9	Gambar Compressor (G-200).....	IV-7
Gambar IV.10	Gambar Air Cooler (E-201).....	IV-7
Gambar IV.11	Gambar Flash Separator(F-201).....	IV-8
Gambar IV.12	Gambar Compressor (G-201).....	IV-9
Gambar IV.13	Gambar Air Cooler (E-202).....	IV-9
Gambar IV.14	Gambar Flash Separator (F-202).....	IV-9

Gambar IV.15	Gambar Compressor (G-202).....	IV-11
Gambar IV.16	Gambar Air Cooler (E-203).....	IV-11
Gambar IV.17	Gambar Flash Separator (F-203).....	IV-11
Gambar IV.18	Gambar Absorber (D-300).....	IV-13
Gambar IV.19	Gambar Pre-CO2 Stripper Exchanger (E-300).....	IV-14
Gambar IV.20	Gambar CO2 Stripper Unit (D-301).....	IV-14
Gambar IV.21	Gambar Pump (L-300).....	IV-14
Gambar IV.22	Gambar Pre-Absorber Cooler (E-310)...	IV-18
Gambar IV.23	Gambar Molecular Sieve Separator (D-210 a/b)	IV-18
Gambar IV.24	Gambar Heat Exchanger Series (E-310)..	IV-19
Gambar IV.25	Gambar Demethanizer Unit (D-400).....	IV-20
Gambar IV.26	Gambar Deethanizer Unit (D-400).....	IV-22
Gambar IV.27	Gambar Hydrogenation Reactor (R-102)..	IV-24
Gambar IV.28	Gambar Reaktor Methanator (R-103).....	IV-25
Gambar IV.29	Gambar Mixing Point I.....	IV-31
Gambar IV.30	Gambar OCM Reaktor(R-100).....	IV-31
Gambar IV.31	Gambar HE-100.....	IV-32
Gambar IV.32	Gambar HE-101.....	IV-32
Gambar IV.33	Gambar Dehydrogenation Reactor.....	IV-33
Gambar IV.34	Gambar HE-200.....	IV-33
Gambar IV.35	Gambar HE-201.....	IV-33
Gambar IV.36	Gambar HE-202.....	IV-34
Gambar IV.37	Gambar Air Cooler AC-200.....	IV-35
Gambar IV.38	Gambar Flash Separator (F-200).....	IV-35
Gambar IV.39	Gambar Compressor (K-200).....	IV-36
Gambar IV.40	Gambar Air Cooler AC-201.....	IV-36
Gambar IV.41	Gambar Flash Separator (F-201).....	IV-37
Gambar IV.42	Gambar Compressor (K-201).....	IV-37
Gambar IV.43	Gambar Air Cooler AC-202.....	IV-38
Gambar IV.44	Gambar Flash Separator (F-202).....	IV-38

Gambar IV.45	Gambar Compressor (K-202).....	IV-38
Gambar IV.46	Gambar Air Cooler AC-203.....	IV-39
Gambar IV.47	Gambar Flash Separator (F-203).....	IV-39
Gambar IV.48	Gambar Absorpsi Amine (D-110).....	IV-40
Gambar IV.49	Gambar HE-300.....	IV-40
Gambar IV.50	Gambar CO2 Stripper Unit (D-301).....	IV-41
Gambar IV.51	Gambar E-301.....	IV-42
Gambar IV.52	Gambar Pump (L-300).....	IV-42
Gambar IV.53	Gambar Flash Separator (F-310).....	IV-42
Gambar IV.54	Gambar Molecular Sieve Separator (D-311 a/b).....	IV-43
Gambar IV.55	Gambar HE-310	IV-43
Gambar IV.56	Gambar HE-311.....	IV-44
Gambar IV.57	Gambar Cooler (E-312).....	IV-44
Gambar IV.58	Gambar Demethanizer(D-400).....	IV-45
Gambar IV.59	Gambar Deethanizer (D-401).....	IV-45
Gambar IV.60	Gambar Hydrogenation Reactor (R-102)..	IV-46
Gambar IV.61	Gambar Methanation Reactor (R-103).....	IV-46
Gambar VI.1	Struktur Organisasi Perusahaan.....	VI-2
Gambar VI.2	Grafik BEP.....	VI-12

DAFTAR TABEL

Tabel I.1 Perbandingan Bahan Baku dalam Pembuatan Etilena.....	I-5
Tabel I.2 Data Produksi, Konsumsi, Ekspor dan Impor Etilena di Indonesia.....	I-11
Tabel I.3 Industri Berbasis Etilena.....	I-13
Tabel II.1 Data Pertumbuhan Produksi, Konsumsi, Ekspor, dan Impor.....	II-1
Tabel II.2 Data Pertumbuhan Produksi, Konsumsi, Ekspor, dan Impor.....	II-2
Tabel II.3 Perkiraan Pasokan Gas Alam Region II-1 1 Januari 2018 2027 (MMSCFD).....	II-6
Tabel II.4 Perkiraan Jarak Tempuh <i>Sales Gas</i> ke Pabrik.....	II-7
Tabel II.5 Perkiraan Jarak Tempuh Pabrik Etilena ke PT Chandra Asri Petrochemical.....	II-7
Tabel II.6 Kapasitas Terpasang Pembangkit Tenaga Listrik Pada Tahun 2016	II-9
Tabel II.7 Jumlah Angkatan Kerja per Agustus 2017.....	II-10
Tabel II.8 Jumlah Angkatan Kerja per Agustus 2017 Berdasarkan Pendidikan Tertinggi yang Ditamatkan.....	II-10
Tabel II.9 Aksesabilitas dan Transportasi per Provinsi.....	II-11
Tabel II.10 Pembobotan Pemilihan Lokasi Pabrik	II-12
Tabel Error! No text of specified style in document. 11 Sifat fisik senyawa <i>ethylene</i>	II-14
Tabel II.12 Spesifikasi Bahan Baku Gas Alam.....	II-15
Tabel III.1 Perbandingan Teknologi Produksi Ethylene dari Gas Alam.....	III-6
Tabel III.2 Pembobotan Teknologi Produksi Ethylene dari Gas Alam dengan Metode AHP.....	III-7
Tabel III.3 Karakteristik Metode <i>Gas Sweetening</i>	III-8
Tabel III.4 Karakteristik <i>Amine Solvent</i> untuk <i>Gas Sweetening</i> ..	III-9
Tabel III.5 Karakteristik metode <i>Gas Drying</i>	III-10
Tabel III.6 Karakteristik <i>Solid Dessicant</i> untuk proses Adsorpsi	III-11

Tabel IV-1.1	Komposisi dan Properti dari Feed Sales GasIV-2
Tabel IV-1.2	Komposisi dan Properti dari Feed UdaraIV-3
Tabel IV-1.3	Neraca massa komponen TEE (1)IV-3
Tabel IV-1.4	Neraca massa LNG ExchangerIV-4
Tabel IV-1.5	Neraca massa komponen TEE (2)IV-4
Tabel IV-1.6	Neraca massa LNG Exchanger-2IV-6
Tabel IV-1.7	Neraca massa HP-ColumnIV-7
Tabel IV-1.7	Neraca massa LNG Exchanger-3IV-8
Tabel IV-1.8	Neraca massa LP ColumnIV-9
Tabel IV-1.9	Neraca massa komponen TEE (1)IV-10
Tabel IV-1.10	Neraca massa Komponen MixerIV-11
Tabel IV-1.11	Neraca massa Crude AR ColumnIV-11
Tabel IV-1.11	Neraca massa Crude AR ColumnIV-12
Tabel IV-1.12	Neraca massa Sales Gas H.EIV-12
Tabel IV-1.13	Neraca massa O2 HEIV-14
Tabel IV-1.14	Neraca massa Mixing Point 100IV-15
Tabel IV-1.15	Neraca massa OCM ReactorIV-17
Tabel IV-1.16	Neraca massa HE-200IV-18
Tabel IV-1.17	Neraca massa HE-201IV-19
Tabel IV-1.18	Neraca massa HE-202IV-21
Tabel IV-1.19	Neraca Massa Flash Separator F-200IV-23
Tabel IV-1.20	Neraca Massa Flash Separator F-202IV-25
Tabel IV-1.21	Neraca Massa Flash Separator F-203IV-27
Tabel IV-1.22	Neraca Massa Flash Separator F-203IV-29
Tabel IV-1.23	Neraca Massa AbsorberIV-31
Tabel IV-1.24	Neraca massa HE-300IV-32
Tabel IV-1.25	Neraca massa D-301IV-34
Tabel IV-1.26	Neraca massa molecular sieve D-310 (A/B)IV-36
Tabel IV-1.27	Neraca massa Demethanizer D-400IV-38
Tabel IV-1.28	Neraca massa Deethanizer D-401IV-38
Tabel IV-1.29	Neraca massa C2 Splitter D-401IV-40
Tabel IV-1.30	Neraca massa Dehydrogenation Reactor (R-101)	IV-42
Tabel IV-1.31	Neraca massa Hidrogenation Reactor (R-102)	..IV-43
Tabel IV-1.32	Neraca massa Methanation Reactor (R-103)IV-44
Tabel A.49	Neraca massa C3 & C4 Splitter D-403IV-46

Tabel IV-2.1	IV-48
Tabel IV-2.4	IV-50
Tabel IV-2.5	IV-50
Tabel IV-2.6 Neraca Energi LNG Exchanger-1	IV-51
Tabel IV-2.7	IV-51
Tabel IV-2.8	IV-52
Tabel IV-2.9	IV-52
Tabel IV-2.10	IV-53
Tabel IV-2.12	IV-53
Tabel IV-2.13	IV-57
Tabel IV-2.14	IV-58
Tabel IV-2.15	IV-59
Tabel IV-2.16	IV-60
Tabel IV-2.17	IV-60
Tabel IV-2.18	IV-61
Tabel IV-2.19	IV-61
Tabel IV-2.20	IV-62
Tabel IV-2.21	IV-63
Tabel IV-2.22	IV-63
Tabel IV-2.23	IV-64
Tabel IV-2.24	IV-64
Tabel IV-2.25	IV-65
Tabel IV-2.26	IV-65
Tabel IV-2.27	IV-66
Tabel IV-2.28	IV-66
Tabel IV-2.29	IV-67
Tabel IV-2.30	IV-68
Tabel IV-2.31	IV-68
Tabel IV-2.32	IV-69
Tabel IV-2.33	IV-69
Tabel IV-2.34	IV-70
Tabel IV-2.35	IV-70
Tabel IV-2.36	IV-71
Tabel IV-2.37	IV-71
Tabel IV-2.38	IV-73

Table IV-2.39	IV-73
Table IV-2.40	IV-74
Table IV-2.41	IV-74
Table IV-2.42	IV-75
Table IV-2.43	IV-75
Table IV-2.44	IV-76
Table IV-2.45	IV-76
Table IV-2.46	IV-77
Table IV-2.47	IV-77
Table IV-2.48	IV-78
Table IV-2.49	IV-78
Table IV-2.50	IV-79
Table IV-2.51	IV-79
Table IV-2.52	IV-80
Table IV-2.53	IV-81
Table IV-2.54	IV-81
Table IV-2.55	IV-81
Table IV-2.56	IV-82
Table IV-2.57	IV-83
Table IV-2.58	IV-83
Table IV-2.59	IV-84
Table IV-2.60	IV-84
Table IV-2.61	IV-85
Table IV-2.62	IV-85
Table IV-2.63	IV-86
Table IV-2.64	IV-87
Table IV-2.65	IV-87
Table IV-2.66	IV-89
Table IV-2.67	IV-89
Table IV-2.68	IV-90
Table IV-2.69	IV-90
Table IV-2.70	IV-91
Table IV-2.71	IV-91
Table IV-2.72	IV-92
Table IV-2.73	IV-92

Tabel IV-2.74	IV-93
Tabel IV-2.75	IV-94
Tabel IV-2.76	IV-94
Tabel IV-2.77	IV-95
Tabel IV-2.78	IV-95
Tabel IV-2.79	IV-95
Tabel IV-2.80	IV-95
Tabel V.1 Sales Gas Pre-Heater (E-100).....	V-1
Tabel V.2 Oxygen Preheater (E-101).....	V-2
Tabel V.3 Sales Gas-Ethane Heat Excahnger (E-200).....	V-3
Tabel V.4 Sales gas-Methane Heat Exchanger (E-201).....	V-4
Tabel V.5 Sales Gas-CO2 Heat Exchanger (E-202).....	V-6
Tabel V.6 CO2-MEA Heat Exchanger (E-300).....	V-7
Tabel V.7 Sales Gas-Propane Heat Exchanger (LNG-400).....	V-8
Tabel V.8 Process gas-ethylene Heat Exchanger (LNG-401)	V-10
Tabel V.9 Process gas-methane Heat Exchanger (LNG 402).....	V-11
Tabel V.10 Pre Air-Cooler (E-201).....	V-12
Tabel V.11 1st Stage Compressor Air Cooler (E-211).....	V-13
Tabel V.12 3rd Stage Compressor Air Cooler (E-212).....	V-14
Tabel V.13 1st to 3rd Stage Compressor (G-210 – G-212).....	V-15
Tabel V.14 OCM Reactor (R-100)	V-16
Tabel V.15 Dehydrogenation Reactor (R-101).....	V-16
Tabel V.16 Methanation Reactor (R-102).....	V-17
Tabel V.17 Hidrogenation Reactor (R-103).....	V-18
Tabel V.18 Pre Compressor Flash Separator (F-210)	V-18
Tabel V.19 1st Stage Flash Separator (F-211)	V-20
Tabel V.20 2nd Stage Flash Separator (F-212)	V-21
Tabel V.21 3rd Stage Flash Separator (F-213).....	V-22
Tabel V.22 Molecular Sieve Column (D-302 A/B).....	V-23
Tabel V.23 Pump (L-300).....	V-24
Tabel V.24 Absorber Column (D-300)	V-24
Tabel V.25 Amine Regeneration Column (D-301)	V-25
Tabel V.26 Demethanizer Column (D-400)	V-25
Tabel V.27 Deethanizer Column (D-401)	V-26
Tabel V.28 Ethylene Splitter (D-402).....	V-27

Tabel V.29 C3/C4 Storage Tank (F-400).....	V-27
Tabel V.30 Ethylene Storage Tank (F-401).....	V-28
Tabel V.31 Condensate Storage Tank (F-402).....	V-29
Tabel V.42 Daftar Harga Peralatan Pabrik Etilena dari Sales Gas	V30
Tabel VI.1 Jumlah Karyawan	VI-9
Tabel VI.2 Sistem <i>Shift</i> Kerja	VI-10
Tabel VI.3 Ringkasan Analisa Ekonomi	VI-14

BAB I LATAR BELAKANG

I.1 Latar Belakang

Sektor industri menjadi penggerak utama pembangunan ekonomi nasional karena telah mampu memberikan nilai signifikan dalam peningkatan lapangan kerja, devisa negara, serta mampu memberikan kontribusi dalam peningkatan nilai tambah produk dan pembentukan daya saing nasional.

Berdasarkan RIPIN 2015 – 2035 tersebut, salah satu komoditas yang diprioritaskan dari awal tahun 2015 sampai akhir tahun 2035 adalah etilena. Etilena banyak digunakan dalam industri kimia dengan produk akhir yang beragam. Sebelum membuat produk akhir tersebut, *ethylene* akan diolah menjadi polietilena, etile dikolorida, etilen oksida, etilbenzen dan vinil asetat yang dapat dibuat menjadi produk akhir berupa kemasan makanan, mainan, film, wadah makanan, botol, pipa, *anti freeze*, karpet, guci, botol, peralatan rumah

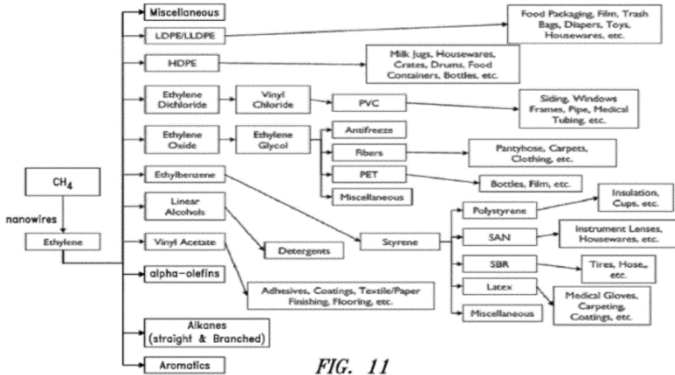


FIG. 11

tangga dan *coating*. (Scher, 2019).

Gambar I.1 Produk turunan *ethylene*

Ethylene paling banyak digunakan sebagai bahan baku *polyethylene* yang digunakan sebagai bahan dasar plastik. Akan

tetapi, produksi *ethylene* dalam negeri cenderung konstan, sehingga produksi *polyethylene* sendiri tidak mengalami perubahan signifikan sejak 10 tahun terakhir. Menurut *British Plastic Federation* (BPF), Indonesia masih mengimpor 40% kebutuhan polietilena dalam negeri. Hal ini disebabkan karena jumlah bahan baku yaitu *ethylene* yang kurang. Kementerian Perindustrian mengatakan bahwa produksi *ethylene* dalam negeri tidak mengalami kenaikan signifikan, sedangkan permintaan *ethylene* cenderung meningkat sehingga harus dilakukan impor untuk memenuhi permintaan dari pasar.

Sampai tahun 2018, pabrik yang memproduksi *ethylene* hanya PT.Chandra Asri Petrochemical Indonesia. Produk *ethylene* dari PT. Chandra Asri hampir semuanya dikonsumsi sebagai bahan baku *Low Linear Density Polyethylene* (LLPDE) dan *High Density Polyethylene* (HDPE). Saat ini, *ethylene* yang diproduksi oleh PT Chandra Asri Petrochemical adalah 860 KTPA. (Chandra Asri Petrochemical Company Profile, 2019).

Berdasarkan RIPIN 2015 – 2035 dan Laporan Ditjen Industri Kimia, Tekstil, dan Aneka salah satu industri yang menjadi industri prioritas di Indonesia adalah Industri Kimia Dasar Berbasis Migas dan Batubara, yang merupakan bagian dari Industri Hulu. Pengembangan industri berbasis migas dan batubara akan meningkatkan nilai jual migas karena sebelumnya, mayoritas migas hanya dijual di dalam negeri sebagai pembangkit tenaga listrik ataupun di ekspor sebagai komoditas barang mentah.

Berdasarkan data dari Direktorat Jendral Minyak dan Gas Alam Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral (ESDM), cadangan gas alam mencapai 135,5 TSCF per tanggal 1 Januari 2018. Komposisi gas alam berbeda – beda tergantung dari kondisi sumur dan spesifikasi gas jual yang diinginkan. Akan tetapi, secara umum komponen utama penyusun gas alam adalah metana (CH_4) dan etana (C_2H_6) dengan impurities seperti CO_2 , H_2O dan H_2S . Gas alam biasanya digunakan untuk memenuhi kebutuhan industri, memenuhi *power plant* dan konsumsi rumah tangga. Di Indonesia sendiri, mayoritas digunakan untuk memenuhi kebutuhan industri maupun suplai untuk *power plant*. Dalam memenuhi kebutuhan

industri, terutama industri petrokimia, gas alam banyak digunakan sebagai *feedstock*. Kandungan metana pada gas alam dapat digunakan sebagai bahan baku alternatif pengganti nafta dalam memproduksi etilena. Produksi etilena sendiri di Indonesia umumnya menggunakan nafta sebagai *feedstock*, akan tetapi bahan baku berupa nafta sendiri masih harus diimpor. Oleh sebab itu gas alam dengan cadangannya yang melimpah, dapat digunakan sebagai bahan baku alternatif.

Dengan pertimbangan – pertimbangan di atas, berupa melimpahnya cadangan gas alam di Indonesia, kurangnya produksi etilena dan peningkatan kebutuhan etilena, maka hal tersebut menjadikan landasan untuk membangun pabrik etilena dengan bahan baku gas alam. Selain itu, pertimbangan juga diperkuat oleh Permenperin no 49 dan no 102 tahun 2009 yang bertujuan membatasi impor, berisi tentang kewajiban instansi untuk membentuk tim Peningkatan Produk Dalam Negeri (P3DN). Kebijakan dalam P3DN bertujuan untuk meningkatkan penggunaan produk – produk dalam negeri, dalam hal ini berupa penggunaan gas alam sebagai bahan baku utama produksi etilena.

I.2 Etilena Bahan Baku Pembuatan Etilena

Etilena adalah senyawa organik sederhana dalam gugus alkena, yang mengandung ikatan rangkap pada karbonnya (senyawa olefin) sehingga termasuk hidrokarbon tidak jenuh. Etilena memiliki rumus kimia C_2H_4 atau $H_2C=CH_2$ yang memiliki sifat tidak berwarna, mudah terbakar dan memiliki bau yang khas. Titik leleh etilena adalah $-169.4\text{ }^{\circ}C$ dan titik didihnya $-103.9\text{ }^{\circ}C$. Etilena dapat diturunkan menjadi beberapa bahan kimia utama dan polimer. Produk turunan dari etilena antara lain dapat dilihat pada daftar di bawah ini. (Simoe, 2013).

1. Low Density Polyethylene (LDPE)
2. Low Linear Density Polyethylene (LLDPE)
3. High Density Polyethylene (HDPE)
4. Ethylene Dichloride (EDC)
5. Vinyl Dichloride (VDC)

6. Polyvinyl Chloride (PVC) serta kopolimernya
7. Alfa-Olefine (AO)
8. Ethylene Oxide (EO)
9. Mono Ethylene Glycol (MEG) digunakan dalam produksi poliester dan antibeku
10. Vinyl Acetate (MVA)
11. Etanol
12. Ethylene Propylene Diene Monomer (EPDM)
13. Co-Monomer untuk Polypropylene
14. Ethyl Benzene (EB)
15. Stirena Monomer (SM)
16. Polystyrene (PS) beserta kopolimernya

Feedstock dalam pembuatan etilena secara umum terbagi menjadi 3, yaitu :

1. Naphtha

Naphtha adalah suatu kelompok unsur karbon C5 hingga C12 yang terdiri dari beberapa jenis hidrokarbon cair produk antara kilang minyak yang digunakan terutama sebagai bahan baku produksi komponen bensin oktan tinggi melalui proses reformasi katalitik. Naphtha banyak diperoleh dari pemurnian minyak entah atau gas alam dengan titik didih kira-kira berada pada 27°C – 221°C. Naphtha dibagi menjadi dua kategori, yaitu *light naphtha* dan *heavy naphtha*. Bahan baku untuk pembuatan ethylene adalah *light naphtha* yang berasal dari Saudi Arabia (*Arabian Light Naphtha*).

Penggunaan *Arabian Light Naphtha* dilakukan pertimbangan, seperti bahan baku untuk ethylene minimal mengandung 75% parafin, kandungan parafin dalam *light naphtha* lebih besar daripada *heavy naphtha* dan memenuhi minimal 75% parafin, dan dapat menghasilkan produk lebih banyak. *Light naphtha* diimport dari Saudi Arabia karena memiliki karakteristik yang sesuai untuk diolah menjadi ethylene. *Light naphtha* Indonesia saat ini hanya mampu memenuhi karakteristik untuk pembuatan pupuk, sehingga jika digunakan *light naphtha* domestik maka akan membutuhkan biaya

operasi yang sangat tinggi untuk mendapatkan spesifikasi produk ethylene yang diinginkan.

2. Etanol

Produksi etilena dari etanol di Indonesia belum dilakukan, hal itu dikarenakan pembuatan etanol di Indonesia sebagian besar dilakukan dengan proses fermentasi dari bahan pangan seperti singkong. Jika etilena dibuat dari etanol, maka ketahanan pangan nasional dapat terganggu dan tidak sesuai dengan prinsip holistik, dimana bahan makanan seharusnya digunakan untuk pangan, setelah itu baru digunakan untuk diolah menjadi bahan lain.

Akan tetapi, produksi etilena dari etanol dapat bernilai ekonomis jika produksi etanol dari fermentasi suatu negara tersebut melimpah dan tidak memiliki sumber gas alam maupun minyak bumi.

3. Gas Alam

Indonesia termasuk dalam negara dengan cadangan gas alam terbesar nomor 9 di dunia menurut OPEC di akhir tahun 2017. Kandungan gas alam yang dapat dimanfaatkan untuk menjadi etilena adalah metana dan etana. Metana akan melewati proses OCM dan Etana akan melewati proses *thermal cracking*. Secara umum, proses *thermal cracking* sendiri menghasilkan yield paling besar dibandingkan oleh OCM. Akan tetapi, kandungan gas alam di Indonesia mayoritas mengandung metana. Oleh sebab itu, *feedstock* antara etana dan metana masih kompetitif. Di beberapa studi literatur, proses OCM dan *thermal cracking* dapat dikombinasi untuk menghasilkan yield yang lebih besar. Perbandingan bahan baku dalam pembuatan etilena dapat dilihat pada tabel di bawah ini (Inaplas, 2009).

Tabel I.1 Perbandingan Bahan Baku dalam Pembuatan Etilena

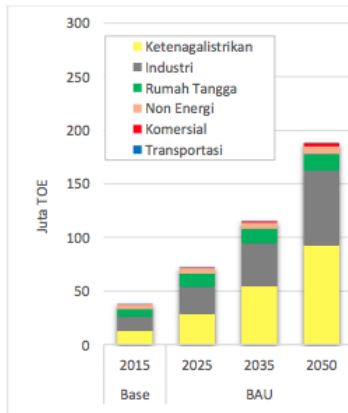
Bahan Baku	Proses	Suhu Operasi (°C)	Kelebihan	Kekurangan
Naphta	<i>Thermal</i>	647 - 900	Harga bahan baku	Suhu operasi

	<i>Cracking</i>		murah dan mudah didapat, yield besar.	tinggi, harga bahan baku import dan fluktuatif.
Etanol	Dehidrasi Etanol	300 - 400	Suhu operasi rendah, bahan baku selalu tersedia.	Mengganggu kestabilan pangan nasional.
Gas Alam	<i>Oxidation Coupling of Methane (OCM)</i>	700 - 900	Harga bahan baku murah dan mudah didapat.	Yield rendah, suhu operasi tinggi.

Dari pertimbangan – pertimbangan di atas, dapat diketahui bahwa penggunaan gas alam sebagai bahan baku lebih menguntungkan. Oleh sebab itu digunakan gas alam sebagai bahan baku pembuatan etilena.

I.3 Potensi Bahan Baku Gas Alam

Indonesia masuk dalam negara dengan cadangan gas alam terbesar nomor 9 menurut OPEC pada akhir tahun 2017. Berdasarkan data dari Direktorat Jendral Minyak dan Gas Alam Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral (ESDM), cadangan gas alam mencapai 135,5 TSCF per tanggal 1 Januari 2018. Gas alam biasanya digunakan untuk memenuhi kebutuhan industri, memenuhi *power plant*, komersial, transportasi dan konsumsi rumah tangga. Di Indonesia sendiri, mayoritas digunakan untuk memenuhi kebutuhan industri maupun suplai untuk *power plant*. Dalam memenuhi kebutuhan industri, terutama industri petrokimia, gas alam banyak digunakan sebagai *feedstock* (Kementerian ESDM, 2016)



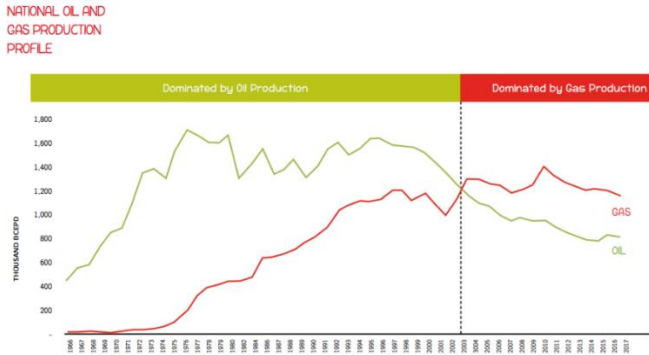
Gambar I.2 Kebutuhan Gas Alam di Indonesia

Akan tetapi mayoritas produksi gas alam di Indonesia akan di ekspor ke luar negeri. Hal ini menjadikan nilai jual gas alam sebagai penyumbang devisa tidak optimal karena tidak diolah lebih lanjut untuk meningkatkan nilai jual produk akhir. Indonesia melalui RIPIN 2015 – 2035 berkomitmen untuk meningkatkan nilai tambah dari gas alam dengan cara diolah menjadi bahan kimia utama, salah satunya adalah etilena.

Produksi etilena sendiri di Indonesia umumnya menggunakan nafta sebagai *feedstock*. Nafta telah terbukti dapat memenuhi spesifikasi produk etilena yang diinginkan. Akan tetapi, terdapat permasalahan dari nafta yaitu nafta yang digunakan masih harus import dari Timur Tengah (*Light Arabian Naphta*) dan harga nafta yang fluktuatif terhadap harga minyak dunia.

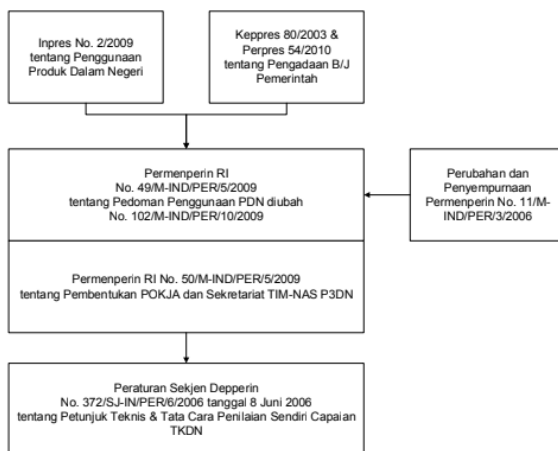
Naphta masih harus import karena spesifikasi alat pembuatan etilena di Indonesia berdasarkan dari *light naphta* dari Timur Tengah. Hal ini karena jika menggunakan naphta dari Indonesia, maka biaya yang dibutuhkan akan meningkat untuk memenuhi spesifikasi produk etilena yang diinginkan. Selain itu juga terdapat permasalahan lain dimana menurut SKK Migas, produksi minyak dalam bumi terus menurun, dan pada tahun 2003, produksi gas di Indonesia menyamai produksi minyak dalam negeri. Pada grafik juga menunjukkan tren bahwa produksi minyak akan terus

menurun. Sehingga import menjadi sesuatu yang tidak dapat dihindarkan. (SKK Migas, 2017)



Gambar I.3 Grafik Produksi Minyak dan Gas di dalam Negeri

Padahal pemerintah memiliki kewajiban untuk meningkatkan penggunaan produksi dalam negeri, dalam hal ini adalah penggunaan nafta dalam negeri. Hal ini tertuang dalam Inpres No 2/2009 tentang Penggunaan Produk dalam Negeri yang menjelaskan tentang beberapa tujuan pengadaan barang/jasa pemerintah, misal memaksimalkan penggunaan barang/jasa hasil produksi dalam negeri termasuk rancang bangun dan perekayasaan nasional, dan penggunaan penyedia barang/jasa nasional. Keppres no 80 Tahun 2003 menjelaskan bahwa instansi pemerintah wajib memaksimalkan penggunaan barang/jasa hasil produksi dalam negeri. Permenperin no 49 dan no 102 tahun 2009 berisi tentang kewajiban instansi untuk membentuk tim Peningkatan Produk Dalam Negeri (P3DN). Struktur kebijakan P3DN dapat dilihat pada gambar di bawah. (Kemenperin,2017)



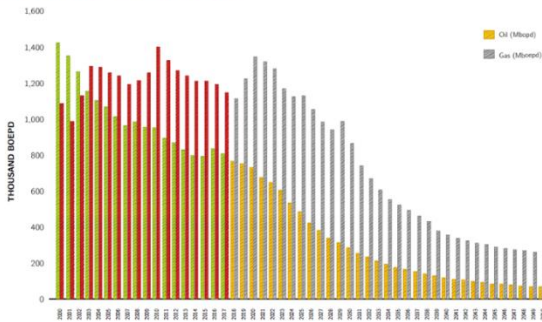
Gambar I.4 Struktur Kebijakan P3DN

Oleh sebab itu, alternatif gas alam sebagai pengganti naphta akan mendukung kebijakan pemerintah dalam memaksimalkan penggunaan gas alam produksi dalam negeri.

Permasalahan yang kedua adalah harga naphta yang fluktuatif. Harga minyak dunia saat ini memang dapat dikategorikan moderat , sampai pada 26 Desember 2019, harga minyak mentah Brent mencapai USD 69,26 per barel. Sedangkan, harga gas alam henry hub, menurut DeGolyer dan MacNaughton, hingga 1 Desember 2019 adalah USD 2,46 per mmBTU. Gas alam dengan cadangannya yang melimpah di Indonesia, dapat digunakan sebagai bahan baku alternatif dalam pembuatan etilena.

Menurut laporan SKK Migas, produksi gas alam di Indonesia memang akan mengalami penurunan selama belum ditemukannya cadangan baru, akan tetapi jumlah dari gas alam ini masih bisa dioptimalkan untuk pembuatan pabrik – pabrik berbahan dasar migas. Oleh sebab itu, *continuity* dari gas alam di Indonesia dapat dikatan masih dalam batas sangat aman. Di bawah adalah grafik *forecasting* produksi gas alam di Indonesia. Gas alam diindikasikan dengan bar berwarna abu – abu (SKK Migas, 2017).

NATIONAL OIL AND GAS PRODUCTION PROFILE
SCENARIO WITHOUT EOR PROJECTS IN THE FUTURE



Gambar I.5 Skenario Profil Produksi Minyak

Dari pertimbangan – pertimbangan di atas, dapat disimpulkan bahwa gas alam yang ada di Indonesia menunjukkan suatu hal yang positif dan berpotensi tinggi. Hal tersebut dikarenakan Indonesia merupakan negara dengan cadangan gas alam yang besar dan tren produksi yang masih mencukupi sampai tahun 2050. Pembangunan industri petrokimia akan meningkatkan nilai tambah gas alam dan merupakan langkah strategis dalam upaya mendorong hilirisasi gas alam.

I.4 Kebutuhan *Ethylene* di Indonesia

Peran industri dalam pertumbuhan ekonomi di Indonesia sangatlah besar karena telah mampu memberikan nilai signifikan dalam peningkatan lapangan kerja, devisa negara, serta mampu memberikan kontribusi dalam peningkatan nilai tambah produk dan pembentukan daya saing nasional. Secara umum, industri petrokimia merupakan industri strategis yang menghasilkan bahan baku industri manufaktur.

Perkembangan industri di Indonesia khususnya industri kimia, mengalami peningkatan secara signifikan dari tahun ke tahun. Dari segi kualitas maupun kuantitas, serta dari proses menghasilkan bahan jadi maupun setengah jadi sudah mengalami peningkatan yang baik, namun masih belum mampu memenuhi kebutuhan pasar.

Kebutuhan ethylene di Indonesia semakin hari semakin meningkat seiring dengan pertumbuhan populasi penduduk serta

perkembangan dunia industri yang sangat cepat. Diprediksikan pada tahun 2025, akan dibutuhkan sekitar 2000 KTPA ethylene untuk memenuhi kebutuhan industri petrokimia dalam negeri berdasarkan Pusat Data dan Informasi Kementerian Perindustrian. Namun sayangnya, melihat keadaan saat ini, industri dalam negeri belum mampu memenuhi kebutuhan tersebut, padahal terdapat bahan baku yang begitu melimpah. Hal inilah yang menjadi dasar RIPIN 2015 – 2035 memprioritaskan produksi etilena menjadi salah satu tumpuan industri nasional.

Menurut British Plastic Federation (BPF), 40% kebutuhan polietilena dan polipropilena di Indonesia masih dipenuhi dengan impor. Hal ini disebabkan karena kapasitas produksi polietilena di Indonesia tidak mengalami perubahan signifikan sejak 10 tahun terakhir, tetap berada di angka 750.000 ton/tahun menurut www.datacon.co.id. Kekurangan polietilena ini disebabkan oleh jumlah feedstock, yaitu etilena yang kurang.

Potensi pasar yang terus berkembang di Indonesia tidak diimbangi dengan kapasitas produksi ethylene. Oleh karena itu, diperlukan adanya pembangunan industri kimia Indonesia untuk mengurangi ketergantungan Indonesia terhadap industri luar negeri. Hal ini akan berpengaruh positif pada pengeluaran devisa untuk mengimpor bahan-bahan kimia tersebut. Sehingga penambahan pabrik ethylene merupakan solusi yang tepat untuk menyelesaikan permasalahan tersebut.

I.6 Aspek Pasar *Ethylene*

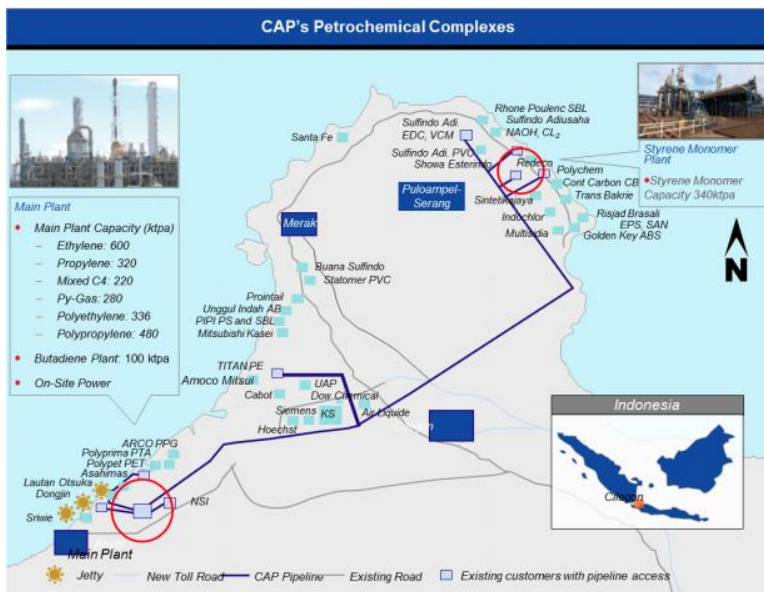
Kebutuhann ethylene dalam negeri akan terus mengalami peningkatan seiring dengan meningkatnya perkembangan, pertumbuhan dan pembangunan ekonomi nasional. Di Indonesia sendiri, proyeksi pertumbuhan permintaan dari tahun 2017 – 2023 adalah sekitar 3.1%. Hal ini membuktikan bahwa pasar etilena di Indonesia sangat menjanjikan.

Tabel I.2 Data Produksi, Konsumsi, Ekspor dan Impor Etilena di Indonesia

Tahun	Produksi (kg)	Konsumsi (kg)	Ekspor (kg)	Impor (kg)
2014	600.000.000	1.236.191.626	700.480	636.892.106
2015	600.000.000	1.286.523.740	19.109.638	705.633.378
2016	860.000.000	1.389.941.259	114.404.278	644.345.537
2017	860.000.000	1.360.634.688	120.077.035	620.711.723
2018	860.000.000	1.240.770.987	252.678.512	633.449.499
Total	3.780.000.000	6.514.062.300	506.969.943	3.241.032.243
	0			

Dari data di atas dapat dilihat bahwa impor etilena untuk memenuhi kebutuhan pasar masih sangat tinggi, berada pada kisaran angka 600 KTA. Bahkan, data dari Dit. Industri Kimia Hulu, Kemenperin menyebutkan bahwa proyeksi kebutuhan etilena pada tahun 2025 mencapai 2.100 KTA. Ditambah dengan produksi gas alam yang melimpah dan dukungan pemerintah terhadap industri petrokimia hulu, menjadikan prospek produksi etilena dari gas alam di Indonesia sangat menjanjikan.

Pengguna etilena terbesar di Indonesia adalah PT. Chandra Asri Petrochemical yang berlokasi di Banten. Oleh karena itu, kita menjadikan PT. Chandra Asri Petrochemical sebagai pasar produk etilena kami.



Gambar I.6 Target Pasar (PT Chandra Asri Petrochemical)

Selain Chandra Asri, beberapa konsumen potensial etilena dirangkum dalam tabel di bawah ini.

Tabel I.3 Industri Berbasis Etilena

No	Nama Perusahaan	Produk	Keterangan
1.	PT Prima Ethycolindo	Etilen Oksida	120.000 ton/tahun
2.	PT Chandra Asri Petrochemical	LLDPE HDPE	336.000 ton/tahun
3.	PT Satomo Indovyl Monomer	Vinil Klorida Etilen diklorida	Kapasitas: Vinil Klorida 100.000 ton/tahun Etilen diklorida 275.000

			ton/tahun
4.	PT Asahimas Chemical	Vinil Klorida Etilen diklorida	
5.	PT Lotte Chemical Titan Nusantara	LLDPE HDPE	450.000 ton/tahun
6.	PT Polychem Indonesia Tbk	Etilen Glikol	216.000 ton/tahun

BAB II

BASIS DESAIN DATA

II.1 Kapasitas

Kapasitas merupakan elemen yang penting dalam mendirikan suatu pabrik. Dalam penentuan kapasitas, banyak faktor-faktor yang harus dipertimbangkan seperti kebutuhan/permintaan akan produk yang dihasilkan, peraturan pemerintah, ataupun melakukan penyesuaian kapasitas produksi dengan pabrik sejenis yang sudah ada.

Kebutuhan *ethylene* di Indonesia pada tahun 2018 adalah sebesar 1,4 juta ton per tahun. Dengan kebutuhan konsumsi *ethylene* tersebut, hanya mampu dipasok oleh PT. Chandra Asri sebagai produsen tunggal di Indonesia dengan kapasitas produksi sebesar 860 KTPA, sedangkan sisanya diimpor dari Singapura, Korea Selatan, dan Timur Tengah. Hingga saat ini, produsen dalam negeri masih mengalami kesulitan dalam memenuhi kebutuhan *ethylene* domestik, maka dari permasalahan tersebut Indonesia membutuhkan pabrik *ethylene* baru yang kapasitasnya 1,5 hingga 2 kali pabrik Chandra Asri.

Berdasarkan tabel *Supply Demand Ethylene* di Indonesia, maka dilakukan perhitungan untuk menentukan kapasitas yang akan ditetapkan untuk pembangunan pabrik *Ethylene*.

Tabel II.1 Data Pertumbuhan Produksi, Konsumsi, Ekspor, dan Impor

pertumbuhan	produksi	konsumsi	impor	ekspor
2013-2014	0.016	0.015	0.014	-0.994
2014-2015	-0.022	0.041	0.108	26.281
2015-2016	0.022	0.080	-0.087	4.987
2016-2017	0.017	-0.021	-0.037	0.050
2017-2018	0.044	-0.088	0.021	1.104
2018-2019	0.015	0.003	0.004	0.053
Rata-Rata	0.015	0.005	0.004	5.247

Dari tabel diatas, dapat diprediksi kebutuhan *ethylene* pada tahun 2023 sesuai persamaan *discounted* dibawah ini:

$$P_{2023} = P_{2018} \times (1 + i)^n$$

dimana, $n = 2023 - 2018 = 5$

P = kapasitas produksi

(Peters & Timmerhaus, 1991)

Untuk kapasitas konsumsi, ekspor, impor digunakan persamaan yang sama dengan perhitungan diatas. **Tabel II.2** merupakan hasil dari perhitungan yang telah dilakukan.

Tabel II.2 Data Pertumbuhan Produksi, Konsumsi, Ekspor, dan Impor

	Pertumbuhan Produksi	Pertumbuhan Konsumsi	Pertumbuhan Impor	Pertumbuhan Ekspor
2027	860000000	1274453577	655010653.3	403198793.7

Dengan demikian, kapasitas produksi pada tahun 2023 dapat dihitung dengan persamaan dibawah ini:

Kapasitas produksi

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

$$= (403198793,7 + 1274453577) - (655010653.3 + 860000000)$$

$$= 162641717,7 \text{ ton/ tahun}$$

Kapasitas ini merupakan kapasitas produksi nasional, untuk menentukan kapasitas produksi pabrik *ethylene* yang akan didirikan, perlu diperhatikan aspek kompetitor yakni industri *ethylene* lain yang beroperasi seperti PT. Chandra Asri yang memproduksi *ethylene* sebesar 860 KTPA. Saat ini, kapasitas tersebut hanya mampu memenuhi kebutuhan domestik sebesar 30% dari kebutuhan seluruhnya, sehingga 70% masih dipasok dari luar negeri. Berdasarkan pertimbangan tersebut, maka ditetapkan kapasitas produksi pabrik *ethylene* dari kebutuhan *ethylene* di Indonesia

sebesar 700 KTPA. Sehingga diharapkan, dapat memenuhi kebutuhan *ethylene* sebesar 35,4% dari konsumsi dan impor.

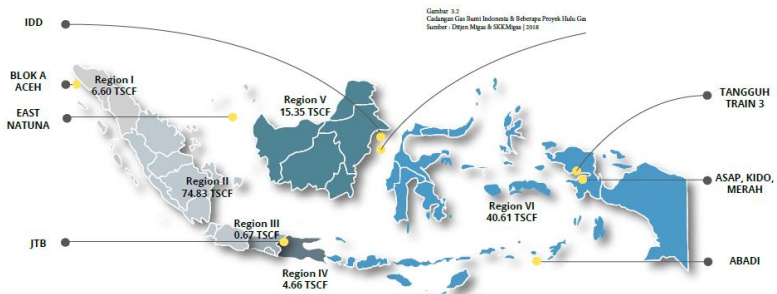
II.2 Lokasi

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

Pada pemilihan lokasi pendirian pabrik *ethylene*, telah dilakukan yang diantaranya sebagai berikut:

- ketersediaan bahan baku
- lokasi pemasaran
- sumber energi listrik dan air
- sumber tenaga kerja
- aksesibilitas dan fasilitas transportasi
- iklim dan topografi

a. Ketersediaan Bahan Baku Cadangan dan Pemanfaatan Gas Alam



Gambar II.1 Peta Geografis Cadangan Gas Alam di Indonesia
Sumber: Ditjen Migas & SKKMigas, 2018

Cadangan gas alam Indonesia per Januari 2017 mencapai 142.72 TSCF, sebesar 100.36 TSCF merupakan cadangan terbukti dan 42.36 TSCF merupakan cadangan potensial. Cadangan terbesar berada di Region II sebesar 74.83 TSFC yang sudah termasuk East Natuna sebesar 46 TSCF, kemudian Region VI sebesar 40.61 TSCF dan Region V sebesar 15.35 TSCF.

Untuk menjamin pasokan gas domestik dan kehandalan dari gas alam Indonesia, terdapat beberapa proyek hulu gas bumi Indonesia yaitu :

1. Blok A Aceh dengan cadangan gas alam sebesar 0.56 TSCF yang rencananya dimanfaatkan untuk Sektor Pupuk dan Sektor Industri. Diperkirakan akan *first gas in* dipertengahan 2018.
2. East Natuna dengan cadangan gas bumi sebesar 46.00 TSCF tidak termasuk CO₂ sebesar 72% yang sampai saat ini belum ada rencana pemanfaatan.
3. Jambaran Tiung Biru (JTB) dengan cadangan gas bumi sebesar 1.20 TSCF tidak termasuk CO₂ 34% yang rencananya dimanfaatkan untuk Sektor Kelistrikan dan Sektor Industri. Diperkirakan akan first gas in pada tahun 2020 dengan kemampuan 330 MMSCFD.
4. IDD dengan cadangan gas bumi sebesar 2.32 TSCF dengan kemampuan produksi IDD Bangka 85 MMSCFD yang dialokasikan ke PT Pertamina (Persero) yang sudah terkomersialisasi dan IDD Rapak Ganal 800 MMCFD yang belum ada rencana pemanfaatannya.
5. Merakes dengan cadangan gas bumi sebesar 0.81 TSCF (sertifikasi LAPI ITB), dengan perkiraan produksi sebesar 391 MMSCFD. Diperkirakan akan first gas in pada tahun 2021.
6. Tangguh Train 3 dengan cadangan gas bumi 5.7 TSCF dengan kemampuan produksi 709 MMSCFD. Diperkirakan first gas in pada kuartal II-2020 yang akan dimanfaatkan untuk Sektor Petrokimia dan Sektor Kelistrikan.

7. Asap-Kido-Merah dengan cadangan gas bumi sebesar 1.49 TSCF (rekomendasi pengajuan POD) dengan kemampuan produksi 170 MMSCFD. Diperkirakan first gas in pada kuartal I-2021 yang akan dimanfaatkan untuk Sektor Petrokimia dan Sektor Industri.
8. Abadi dengan cadangan gas bumi sebesar 10.73 TSCF (0.9 P1, sertifikasi Lemigas) perkiraan kemampuan produksi 1,200 MMSCFD. Diperkirakan first gas in pada tahun 2027 yang saat ini belum ada rencana pemanfaatannya.

OIL AND GAS RESERVES 1st QP
1 JANUARY 2017



mbar II.2 Realisasi Penyerapan Gas Bumi 2017 vs Kontrak PJBG per Region

Sumber: Ditjen Migas & SKKMigas, 2018

Berdasarkan data realisasi dan kontrak, Region III memenuhi kontrak dengan pemanfaatan gas sebesar 98.4% dimana paling besar digunakan untuk sektor kelistrikan (penyerapan 100%), disusul oleh Region V dengan pemanfaatan gas sebesar sebesar 93.2% dimana sektor pupuk, own-used Bontang dan sektor industri menyerap sesuai kontrak, selanjutnya Region II dengan pemanfaatan gas sebesar sebesar 85.1% untuk penyerapan sesuai kontrak sektor lifting migas dan sektor industri di Jawa Barat serta Region VI sebesar 84.3% untuk sektor lifting migas dan sektor industri (DS-LNG). Untuk

Region IV total pemanfaatan gas sebesar 82.7% untuk sektor kelistrikan dan industri.

berdasarkan ketersediaan bahan baku dapat dikatakan bahwa Bintuni, Sumatra Selatan dan Jawa Barat Utara adalah tiga daerah dengan cadangan gas alam terbesar di Indonesia. Hal ini menjadi penting mengingat ketersediaan gas alam sebagai bahan baku harus aman selama pabrik terus berjalan. Selain itu, terdapat blok Masela di daerah Maluku Tenggara dengan cadangan 10,73 TCF menurut Badan Geologi pada 16 Februari 2017 yang patut dipertimbangkan. Dengan beberapa pertimbangan provinsi gas alam tersebut, dipilihlah empat provinsi yang memungkinkan untuk dibangun pabrik. Lokasi tersebut adalah Papua Barat, Sumatra Selatan, Banten dan Maluku Tenggara.

Proyeksi Pasokan Gas Bumi

Pasokan gas bumi (supply) ke Region VI pada tahun 2018 diperkirakan mencapai 1,613.49 MMSCFD dengan rincian Existing Supply sebesar 1,545.59 MMSCFD dan Project Supply sebesar 67.90 MMSCFD.

Tabel II.3 Perkiraan Pasokan Gas Alam Region II-1 1 Januari 2018-2027 (MMSCFD)

Existing Supply				
Uraian		Tahun		
		2018	2022	2027
Sulawesi	Kampung Baru	54.69	54.69	-
	JOBP-ME&PTS -Tiaka	-	3.4	-
	JOBP-ME&PTS - Senoro	310	325.79	313.1
	Matindok	103.99	103.99	104.2
Papua	BP BERAU Ltd.	1,069.76	894.41	477.23
	PETROGAS (BASIN) LTD	4.9	5.25	0.23
	JOB PTM-Petrochina	2.25		

	Salawati			
Total Existing Supply		1545.59	1387.53	894.76

Dari tabel tersebut dapat diketahui bahwa untuk *existing supply* wilayah Sulawesi dan Papua dari tahun 2018-2027 didominasi pasokan dari British Petroleum BERAU yang memasok sebesar 500 MMSCFD, JOBP-ME&PTS - Senoro sebesar 310 MMSCFD, Matindok sebesar 104 MMSCFD, Kampung Baru sebesar 55 MMSCFD dan PETROGAS (BASIN) LTD sebesar 3.5 MMSCFD. Sehingga BP BERAU Ltd. memiliki potensi yang besar untuk memenuhi kebutuhan *raw material* produksi *ethylene*.

b. Jarak Pabrik dengan Bahan Baku dan Pasar

Jarak akan menjadi faktor yang paling utama dalam penentuan suatu pabrik karena berhubungan langsung dengan biaya yang akan dikeluarkan dalam transportasi. Dari empat daerah tersebut, jika pabrik didirikan di Sumatra Selatan maka akan diambil gas alam dari *sales gas* ConocoPhillips Indonesia, di Papua Barat dari *sales gas* BP BERAU Ltd., Banten dari *sales gas* Pertamina dan apabila pabrik didirikan di Maluku Tenggara maka akan diambil dari *sales gas* PT Inpex. Penentuan lokasi pabrik sudah ditentukan sebelumnya sehingga dapat diukur berapa perkiraan jarak yang harus ditempuh, begitu juga ketika mentransportasikan etilena ke PT Chandra Asri Petrochemical.

Tabel II.4 Perkiraan Jarak Tempuh *Sales Gas* ke Pabrik

	Papua Barat	Sumatra Selatan	Banten	Maluku
Jarak Tempuh (KM)	70	399,06	65,71	20,46

Tabel II.5 Perkiraan Jarak Tempuh Pabrik Etilena ke PT Chandra Asri Petrochemical

	Papua	Sumatra	Banten	Maluku
--	-------	---------	--------	--------

	Barat	Selatan		
Jarak Tempuh (KM)	3.029,87	105,48	38,86	2.813,81

Dari tabel di atas dapat dilihat bahwa berdasarkan jarak dari pabrik etilena ke pasar (PT Chandra Asri Petrochemical), maka pemilihan lokasi di Banten adalah pilihan terbaik, diikuti oleh Sumatra Selatan, Maluku dan lalu Papua Barat. Sementara jika dilihat jarak tempuh sales gas ke pabrik, maka yang paling baik adalah Maluku, Banten, Papua Barat and Sumatera Selatan. Selain itu, di Banten juga terdapat banyak pabrik petrochemical yang dapat mendukung arah pemasaran *ethylene*.



Gambar II.3 Peta Lokasi Kegiatan PT. CAP

c. Sumber Energi Listrik dan Air

Sumber energi listrik menjadi faktor primer dalam menjalankan suatu pabrik, *suppy* energi harus selalu ada dalam menjamin pabrik terus beroperasi. Direktorat Jendral Ketenagalistrikan, Kementerian ESDM, mengeluarkan data mengenai kapasitas terpasang

pembangkit tenaga listrik (MW) PLN per jenis pembangkit per wilayah pada tahun 2016. Diambil data untuk daerah Papua Barat, Sumatera Selatan, Banten dan Maluku.

Tabel II.6 Kapasitas Terpasang Pembangkit Tenaga Listrik Pada Tahun 2016

	Papua Barat	Sumatera Selatan	Banten	Maluku
PLTA	4,13 MW	-	-	
PLTU	-	-	-	1,38
PLTG	-	-	-	
PLTGU-G	-	-	-	
PLTP	-	-	-	
PLTD	49,86 MW	4,75 MW	0,15 MW	85,02
PLTS	0,39 MW	-	-	1,11
PLT Bayu	-	-	-	0,02
Jumlah	54,38 MW	4,75 MW	0,15 MW	87,52

Dari data tersebut dapat dilihat bahwa pembangkit listrik dengan daya paling besar berada di Maluku, diikuti oleh Papua Barat, Sumatera Selatan dan selanjutnya Banten.

Selain itu provinsi Papua Barat, Sumatera Selatan, Banten dan Maluku memiliki lokasi yang berdekatan dengan air laut sehingga kedua lokasi tersebut sama-sama memiliki sumber air yang tidak terbatas.

d. Sumber Tenaga Kerja

Ketersediaan sumber daya manusia menjadi hal penting yang harus dipertimbangkan dalam merancang suatu pabrik. Lingkungan yang memiliki lebih banyak sumber tenaga kerja yang memadai tentunya akan lebih ideal untuk dijadikan target pembangunan suatu pabrik, karena akan lebih mudah mempekerjakan masyarakat sekitar dibandingkan masyarakat dari daerah lain. Tabel di bawah menyajikan jumlah angkatan kerja per Agustus 2017 menurut data dari BPS.

Tabel II.7 Jumlah Angkatan Kerja per Agustus 2017

	Angkatan Kerja (Laki – Laki + Perempuan) per Agustus 2017)		
	Bekerja	Pengangguran	TPT (%)
Papua Barat	402.526	27.952	6,49
Sumatera Selatan	3.942.534	181.135	4,39
Banten	5.077.400	519.563	9,28
Maluku	642.061	65.735	9,29

Dari data di atas dapat kita lihat bahwa Jumlah angkatan kerja terbesar secara kuantitas berada di provinsi Banten, diikuti oleh Sumatera Selatan dan Papua Barat. Akan tetapi, dalam mencari sumber daya manusia yang kompeten, perlu juga dilihat dari tingkat pendidikannya. Pekerja minimal adalah lulusan diploma. Tabel di bawah menyajikan hal tersebut.

Tabel II.8 Jumlah Angkatan Kerja per Agustus 2017 Berdasarkan Pendidikan Tertinggi yang Ditamatkan

	Pendidikan Tertinggi yang Ditamatkan		
	Diploma	Universitas	Jumlah
Papua Barat	15.600	61.635	77.235
Sumatera Selatan	113.855	358.192	472.047
Banten	167.459	618.653	786.112
Maluku	24.537	95.169	119.706

Dari data di atas, dapat dilihat bahwa Banten menempati peringkat pertama, diikuti oleh Sumatera Selatan, Maluku dan Papua Barat.

e. Aksesibilitas dan Fasilitas Transportasi

Aksesibilitas dan fasilitas transportasi adalah faktor yang menentukan apakah penyediaan bahan baku dan pemasaran nantinya akan berjalan dengan baik atau tidak. Aksesibilitas dan fasilitas transportasi ini meliputi jalan, bandara, dan pelabuhan

Tabel II.9 Aksesibilitas dan Transportasi per Provinsi

Provinsi	Panjang Jalan (KM)	Jumlah Bandara	Jumlah Pelabuhan
Papua Barat	4.325	15	7
Sumatera Selatan	1.462	3	1
Banten	6.222	2	1
Maluku	1.771	10	13

(bps.go.id)

f. Iklim

Berikut Menurut Badan Meteorologi dan geofisika, data Iklim dari masing – masing wilayah pada tahun 2018 yang akan dijadikan basis data pabrik etilena yang direncanakan mulai beroperasi pada tahun 2020 adalah sebagai berikut.

1. Papua Barat

- Kelembaban udara : 70 % – 95%
- Suhu udara : 24 °C – 31 °C
- Gempa : Tidak ada data
- Kecepatan angin : 0 mph – 6 mph

2. Sumatera Selatan

- Kelembaban udara : 50% - 95%
- Suhu udara : 18 °C – 35 °C
- Gempa : Tidak ada data
- Kecepatan angin : 3 mph – 6 mph

3. Banten

- Kelembaban udara : 50% - 95%
- Suhu udara : 22 °C – 33 °C
- Gempa : 14 Oktober 2018 ; 5,2 SR
- Kecepatan angin : 3 mph – 6 mph

4. Maluku

- Kelembaban udara : 40% - 95%

- Suhu udara : 22 °C – 33 °C
- Gempa : 11 Oktober 2018 ; 5,6 SR
- Kecepatan angin : 1 mph – 9 mph

(bmgk.go.id pada tanggal 24 Oktober 2018)

Berdasarkan data tersebut, secara kualitatif dapat dilihat bahwa lokasi yang paling aman untuk mendirikan pabrik adalah di Papua Barat dan Sumatra Selatan, sedangkan Banten dan Maluku menjadi rawan karena sering terjadi gempa.

Pembobotan Pemilihan Lokasi Pabrik

Berdasarkan lima pertimbangan yang telah dibuat sebelumnya, dilakukan pembobotan untuk menentukan lokasi pabrik yang ada. Poin persentase yang tersedia merupakan nilai yang diberikan untuk setiap parameter.

Tabel II.10 Pembobotan Pemilihan Lokasi Pabrik

Parameter	Scoring (%)	Papua Barat		Sumatera Selatan		Banten		Maluku	
		Nilai (1-10)	Koefisien	Nilai (1-10)	Koefisien	Nilai (1-10)	Koefisien	Nilai (1-10)	Koefisien
Jarak Bahan Baku ke Pabrik	30	9	2.7	3	0.9	9	2.7	10	3
Jarak Pabrik ke Pasar	20	4	0.8	10	2	10	2	6	1.2
Energi Listrik	15	4	0.6	1	0.15	1	0.15	9	1.35
Aksesabilitas dan	25	6	1.5	3	0.75	6	1.5	7	1.75

Tranpor-tasi									
Keterse- diaan Tenaga Kerja	10	3	0.3	7	0.7	8	0.8	6	0.6
Iklim	10	8	0.8	8	0.8	3	0.3	3	0.3
Total Nilai		6.7		5.3		7.45		8.2	

Berdasarkan penilaian di **tabel II.10**, dapat ditarik kesimpulan bahwa pabrik akan didirikan di Provinsi Maluku, di Pulau Yamdena, dimana bahan baku berupa gas alam yang berada di Blok Masela yang sebelumnya sudah diolah menjadi *sales gas* akan menjadi feedstock dalam pembuatan etilena.

Selain itu, dengan pembuatan pabrik ini akan membantu pemerintah dalam mensukseskan pengembangan industri petrokimia di Maluku Utara, karena pengolahan kilang Blok Masela yang dibangun di *onshore*, maka pemerintah menargetkan untuk adanya pertumbuhan industri petrokimia di daerah tersebut.

II.3 Kualitas Bahan Baku dan Produk

Karakteristik Bahan Baku

Bahan baku dari pabrik ethylene ini adalah gas alam. Dalam membangun pabrik ini, dibutuhkan data spesifikasi *sales gas* yang diambil dari data PT BP BERAU Ltd. dan spesifikasi etilena *polimer grade* yang berasal dari PT Chandra Asri Petrochemical. Spesifikasi umpan gas alam harus sesuai pada tabel II.11.

Tabel II.11 Spesifikasi Produk *Sales Gas* BP BERAU Ltd.

Deskripsi	Unit	Spesifikasi
Kandungan CO₂	% mol	Maksimum 5%
Low Heting Value	Btu/SCF	Minimum 900 Btu/SCF
Kandungan C6⁺	% mol	Maksimum 0,3%

Kandungan H₂O	lb/MMSCF	Maksimum 10 lb/MMSCF
Tekanan Sales Gas	KPa	Minimum 7409
Temperatur Sales Gas	°C	40-45 °C

Sumber: LTRO 1 A Project Design Basis, 2012

Karakteristik produk

Produk Utama

Produk utama dari *ethylene* plant adalah:

- *Ethylene*: merupakan salah satu hidrokarbon yang termasuk ke dalam golongan olefin (alkena). Hidrokarbon ini mempunyai rantai rangkap dua. Kemurnian *ethylene* mencapai 99,5%, sebagian besar dipakai sebagai bahan baku untuk *polyethylene* (PE).

1. Sifat fisik *ethylene*

Table Error! No text of specified style in document..11 Sifat fisik senyawa *ethylene*

Rumus molekul	CH₂=CH₂
Berat molekul	28,05 g/gmol
Fasa	Gas
Warna	Tidak berwarna
Titik leleh	-169 °C
Titik didih	-103,7 °C (pada 1 atm)
Temperatur kritis	9,15 °C
Flash point	-136 °C
Tekanan kritis	50,4 bar
Vapor density	0,978
Volume kritis	131 cm ³ /mol
Densitas	0,610 g/cm ³ (pada 0 °C, 1 atm)

2. Sifat kimia

- Mempunyai bau yang khas
- Mudah terbakar

- Bila terhirup pada konsentrasi moderat merupakan zat asphyxant (menyebabkan sakit kepala, rasa kantuk, pening, muntah, dan pingsan)

komposisi dari gas alam dari BP BERAU Ltd.yang akan digunakan sebagai *feedstock* pabrik *ethylene* kami:

Tabel II.12 Spesifikasi Bahan Baku Gas Alam

Komponen	Komposisi (% mol)
CO₂	4,794
N₂	0,062
C₁	84,96
C₂	4,4432
C₃	3,158
i-C₄	0,642
n-C₄	0,798
i-C₅	0,299
n-C₅	0,197
n-C₆₊	0,647
Properties	
HHV (Higher Heating Value)	1119 Btu/scf
Z	0,996
SG	0,702

(Sumber: BP BERAU Ltd.)

1. Metana (CH₄)

Berdasarkan Perry (1973), sifat fisik dari metana adalah:

- Berat molekul : 16,04 g/mol
- Titik didih : -161,4°C
- Titik lebur : -182,6°C
- Densitas : 0,717 kg/m³

Sifat kimia dari metana adalah:

- Larut dalam air, alkohol, dan eter
- Dalam oksigen berlebih, alkana dapat terbakar menghasilkan kalor, karbon dioksida dan uap air

- Mudah terbakar
- Dalam reaksi substitusi, reaksi penggantian satu atau beberapa atom hidrogen dengan atom atau gugus atom lain. Reaksi yang terjadi misalnya:

$$\text{CH}_4 + \text{Cl}_2 \rightarrow \text{CH}_3\text{Cl} + \text{HCl}$$

2. Etana (C_2H_6)

Berdasarkan Perry (1973), sifat fisik dari etana adalah sebagai berikut:

- Berat molekul : 30,07 g/mol
- Titik didih : $-88,6^\circ\text{C}$
- Titik lebur : -172°C
- Densitas : $1,212 \text{ kg/m}^3$

Sifat kimia dari etana adalah:

- Mudah terbakar
- Merupakan senyawa kovalen non-polar
- Reaksi pembakaran etana dengan oksigen yang menghasilkan CO_2 dan H_2O . Reaksi yang terjadi:

$$\text{C}_2\text{H}_6 + 3,5 \text{ O}_2 \rightarrow 2 \text{ CO}_2 + 3\text{H}_2\text{O}$$

3. Propana (C_3H_8)

Berdasarkan Perry (1973), sifat fisik dari propana adalah:

- Berat molekul : 44,09 g/mol
- Titik didih : $-42,2^\circ\text{C}$
- Titik lebur : $-187,1^\circ\text{C}$
- Densitas : $1,83 \text{ kg/m}^3$

Sifat kimia dari propana adalah:

- Merupakan senyawa kovalen non-polar
- Mudah terbakar
- Memiliki ikatan tunggal

4. Butana (C_4H_{10})

Berdasarkan Perry (1973), sifat fisik dari butana adalah sebagai berikut:

- Berat molekul : 58,12 g/mol
- Titik didih : -10°C
- Titik lebur : -145°C

- Densitas : 2,48 kg/m³ (gas)

Sifat kimia butana adalah:

- Memiliki ikatan tunggal
- Mudah terbakar

5. Karbon Dioksida (CO₂)

Berdasarkan Perry (1973), sifat fisik dari karbon dioksida adalah:

- Berat molekul : 44,01 g/mol
- Titik didih : -78,5°C (menyublim)
- Titik lebur : -56,6°C (dibawah tekanan)
- Densitas : 1,98 kg/m³
- Penampilan : Gas tidak berwarna

Sifat kimia dari karbon dioksida:

- Tidak berbau
- Tidak begitu reaktif dan tidak mudah terbakar
- Kadar CO₂ yang berlebih di udara dapat mengakibatkan peningkatan suhu permukaan bumi

6. Air (H₂O)

Berdasarkan Perry (1973), sifat fisik dari air adalah:

- Berat molekul : 18,016 g/mol
- Titik didih : 100°C
- Titik lebur : 0°C
- Densitas : 0,998 kg/m³ (pada suhu 20°C)
0,92 kg/m³ (padatan)

Sifat kimia dari air adalah:

- Tidak berwarna
- Tidak berbau
- Sifat pelarut suatu zat bergantung pada pereaksinya
- Air akan bersifat asam jika bereaksi dengan basa lemah. Reaksi yang terjadi:
$$\text{NH}_3 + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{NH}_4^+ + \text{H}_2\text{O}$$
- Air bersifat basa bila bereaksi dengan asam lemah. Reaksi yang terjadi:
$$\text{CH}_3\text{COOH} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CH}_3\text{COO}^- + \text{H}_3\text{O}^+$$

7. Hidrogen Sulfida (H_2S)

Berdasarkan Perry (1973), sifat fisik dari hidrogen sulfida adalah:

- Berat molekul : 34,08 g/mol
- Titik didih : $-59,6^{\circ}C$
- Titik lebur : $-82,9^{\circ}C$
- Bentuk zat : Gas

Sifat kimia dari hidrogen sulfida adalah:

- Tidak berwarna
- Berbau merangsang
- Dalam konsentrasi tinggi dapat menyebabkan orang pingsan secara cepat bila terhirup
- Sangat beracun
- Bersifat korosif, sehingga dapat menyebabkan karat pada peralatan logam
- Bersifat iritasi terhadap mata, dan saluran pernafasan
- Mudah terbakar

8. Produk samping

- Hidrogen dan C_3^+ : Dapat digunakan sebagai Fuel untuk reaktor
- CO_2 : Dapat digunakan untuk pembangkit listrik

BAB III SELEKSI DAN URAIAN PROSES

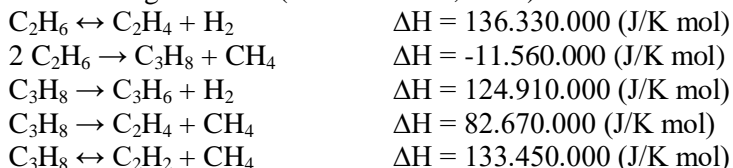
III.1 Teknologi Pembuatan *Ethylene*

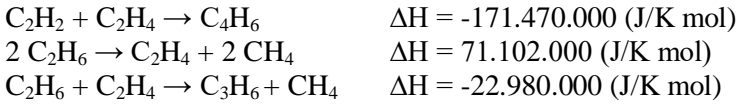
Ethylene adalah unsur penting untuk industri petrokimia, dan merupakan salah satu senyawa organik yang paling banyak diproduksi. Pada perancangan ini, bahan baku pembuatan *ethylene* adalah gas alam. Secara garis besar, industri *ethylene* dari bahan baku berupa gas alam dapat dilakukan melalui dua teknologi proses, yaitu :

III.1.1 *Steam Cracking*

Teknologi yang paling umum digunakan dalam memproduksi *ethylene* adalah *thermal* atau *steam cracking*. Pada *thermal cracking*, dua bahan baku utama untuk produksi *ethylene* adalah nafta dan gas alam (etana, propana, butana, dll.). Langkah pertama dalam produksi *ethylene* adalah mengalirkan bahan baku ke dalam tungku (*furnace*) dimana akan terjadi proses perengkahan (*cracking*) yang menghasilkan *ethylene* dan produk lainnya. Proses yang terjadi di dalam *furnace* disebut pirolisis. Pirolisis adalah proses *cracking* hidrokarbon dengan panas (*thermal*) dari uap, disebut juga *steam cracking*. Bahan baku berupa hidrokarbon akan dipanaskan dalam *heat exchanger* dan dicampur dengan uap, lalu akan kembali dipanaskan untuk mencapai suhu retak yang baru (500-700°C). Selanjutnya campuran dimasukkan ke dalam reaktor pada suhu 750-875°C dan tekanan atmosfer untuk menghasilkan *ethylene* dan produk sampingan (Emerson, 2010).

Reaksi *cracking* sangat endotermik, maka membutuhkan energi yang cukup besar. Adapun reaksi *cracking* etana dan propana adalah sebagai berikut (Yancheshmeh, 2013):





Gas yang meninggalkan furnace akan segera didinginkan sampai suhu 30°C untuk mempertahankan komposisi gas dan mencegah adanya reaksi samping yang tidak diinginkan. Pendinginan dilakukan di dalam *quench tower* menggunakan *quench oil* atau *quench water*. Pada umumnya, *quench water* digunakan untuk sistem yang menggunakan gas alam. Kemudian gas akan dialirkan ke dalam *compressor* sampai dengan tekanan sekitar 15 bar. Pada umumnya terdapat empat sampai lima stage dengan intermediate cooling. Jumlah *stage* yang dibutuhkan berdasarkan pada komposisi gas keluaran *furnace* dan *level* suhu media pendingin. Setelah *stage* ketiga atau keempat kompresor, karbon dioksida dan sulfur dihilangkan dari produk gas dengan *caustic soda* (NaOH) dan *caustic scrubber* (air) atau menggunakan *amine scrubbing*. Gas yang sudah dikompresi kemudian didinginkan di *after cooler* dan dikeringkan menggunakan *molecular sieves*. Kandungan *moisture* harus dihilangkan dari produk gas sebelum masuk ke dalam kolom fraksinasi untuk mencegah pembentukan hidrat (*hydrates*) dan es.

Kemudian gas yang telah dikeringkan dialirkan ke unit separasi yang terdiri dari beberapa kolom. Pada kolom pertama (*demethanizer*), metana diperoleh sebagai produk atas dan fraksi yang lebih berat seperti etana dan *ethylene* diperoleh sebagai produk bawah yang kemudian dialirkan ke kolom kedua (*deethanizer*). Kandungan utama produk atas *deethanizer* adalah *ethylene* dan etana yang akan dialirkan ke dalam *acetylene converter*, dimana *acetylene* direaksikan menjadi *ethylene* dengan bantuan katalis dalam reaktor. Reaksi pada *acetylene converter* adalah sebagai berikut :



Gas produk dari *acetylene converter* kemudian dialirkan ke *C₂-splitter* atau kolom fraksinasi *ethylene*. Pada kolom ini terjadi pemisahan, yaitu molekul ringan sebagai produk atas, *ethylene*

sebagai produk samping, dan ethane sebagai produk bawah. Molekul ringan akan dialirkan kembali ke unit kompresi, *ethylene* akan dialirkan ke dalam tanki penyimpanan, dan etana akan dialirkan kembali ke dalam reaktor *thermal cracking*.

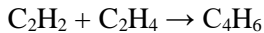
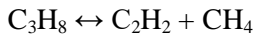
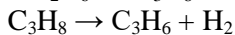
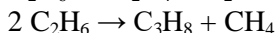
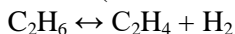
Produk bawah dari kolom deethanizer akan dialirkan ke dalam kolom *depropanizer*, yang akan menghasilkan molekul C₃ sebagai produk atas dan aliran C₄₊ sebagai produk bawah. Produk atas dialirkan ke dalam reaktor *hydrotreated* dengan katalis untuk menghasilkan *methyl acetylene* dan menghilangkan *propadiene*, kemudian dialirkan ke C₃-*splitter* atau kolom fraksinasi *propylene*. Pada kolom ini, molekul ringan yang merupakan produk atas akan dialirkan kembali ke unit kompresi. *Propylene* akan diperoleh sebagai produk samping. Kemudian propana yang merupakan produk bawah akan dialirkan kembali ke dalam reaktor *thermal cracking* (www.chemengonline.com, 2017)

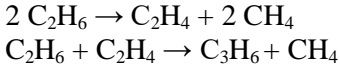
III.1.2 Catalytic Cracking

Catalytic Cracking pada dasarnya memiliki konsep yang sama dengan *Steam Cracking*. Namun, pada proses ini ditambahkan katalis pada reactor sehingga dapat mengurangi energi aktivasi dari reaksi.

Sebelum memasuki bagian reactor bahan baku dipanaskan terlebih dahulu dengan *heat exchanger* hingga suhu sekitar 300-400°C atau lebih tinggi dengan tekanan atmosferik. Setelah itu masuk ke dalam reactor untuk dikontakkan dengan katalis bersuhu tinggi sehingga dapat memecah molekul rantai panjang menjadi rantai yang lebih pendek.

Adapun reaksi *catalytic cracking* etana dan propana adalah sebagai berikut (Yancheshmeh, 2013):





Reaktor harus disandingkan dengan regenerator katalis karena pembentukan *coke* yang cukup tinggi pada reaksi yang terjadi. Regenerator beroperasi pada suhu diatas 700°C dengan tekanan 3 bar. Pembakaran pada regenerator bersifat eksotermis sehingga dapat digunakan sebagai energi untuk reactor yang bersifat endotermis.

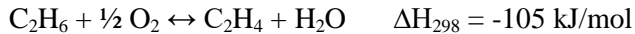
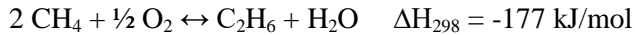
Produk reaksi yang berupa uap akan dilanjutkan ke dalam kolom distilasi utama untuk memisahkan produk reaksi menjadi *offgas*, *cracked petroleum naphta*, dan *fuel oil*. Setelah di proses lebih lanjut untuk menghilangkan sulfur *cracked petroleum naphta* menjadi komponen campuran bahan bakar dengan nilai oktan tinggi. Sedangkan, *offgas* akan di proses lebih lanjut untuk memisahkan butana, butilen, propana, propilen serta gas dengan berat molekul yang lebih ringan (hydrogen, metana, etilen, dan etana).

III.1.3 Oxidative Coupling of Methane (OCM)

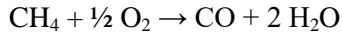
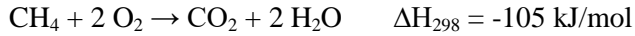
Oxidative Coupling of Methane (OCM) dengan katalis adalah reaksi yang memiliki kesulitan selektivitas yang tinggi. Sejak tahun 1980, reaksi OCM yang mengubah metana menjadi molekul C₂ telah dipelajari untuk mendapatkan katalis dan kondisi operasi terbaik. Beberapa penelitian telah menunjukkan bahwa OCM merupakan alternatif yang menjanjikan untuk *thermal cracking*, namun teknologi ini belum diaplikasikan oleh pasar industri karena beberapa hal. Pertama, konsentrasi *ethylene* pada produk relatif rendah dibandingkan dengan jumlah reaktan. Kedua, teknologi OCM akan lebih efektif pada suhu yang sangat tinggi sementara pemisahan hidrokarbon pada sistem pemisahan terjadi pada suhu yang sangat rendah, hal ini menjadikan integrasi panas dan operasi yang efisien sangat krusial untuk mendapatkan profit yang tinggi (Fini, 2014).

Proses OCM melibatkan oksidasi parsial berurutan metana menjadi etana dan kemudian *ethylene*, reaksi di dalam reaktor OCM adalah sebagai berikut :

(reaksi utama)



(reaksi samping)



Awalnya, metana bereaksi dengan oksigen menghasilkan etana dan air. Melalui konversi in situ, etana yang terbentuk kemudian diubah menjadi *ethylene*, dengan kemungkinan menghasilkan hidrokarbon yang lebih tinggi dalam jumlah kecil. Sedikit peningkatan konsentrasi oksigen dalam reaktor dapat menggeser reaksi eksotermis menuju pembentukan CO dan CO₂. Keberadaan CO₂ dalam reaktor dapat mempengaruhi aktivitas katalis, dimana akan menurunkan tingkat produksi etana dan *ethylene* dengan efek yang dapat diabaikan terhadap selektivitas mereka. CO₂ akan mengalami adsorpsi kompetitif dengan CH₄ dan O₂ pada permukaan katalis. Interaksi antara CH₄ dan CO₂ yang teradsorpsi akan merubah jalur reaksi ke pembentukan CO dan H₂O.

Kesulitan utama dalam menggunakan teknologi OMC ada pengembangan katalis yang stabil untuk proses industri dan kemungkinan untuk pelaksanaan reaksi pada suhu rendah. Katalis utama yang digunakan dalam reaksi OCM adalah katalis oksida, baik oksida logam transisi murni atau modifikasi; atau grup IA dan IIA campuran atau *promoted*. Sistem penggunaan katalis dikembangkan dalam kondisi sintesis yang berbeda seperti *sol-gel*, impregnasi, *precipitation*, dan *flame spray pyrolysis* untuk menghasilkan komposisi katalis yang bervariasi dengan properti dasar yang bervariasi. Modifikasi dengan oksida lain, logam atau garam klorida dalam berbagai kondisi reaksi seperti suhu dan *space velocity* biasanya digunakan untuk menggeser reaksi OMC ke arah peningkatan selektivitas *ethylene* dan konversi metana, serta untuk membatasi deaktivasi katalis dengan waktu (Galadima, 2016).

Untuk sintesis proses, teknologi OCM terbagi menjadi tiga unit operasi, yaitu unit reaksi, unit pemurnian, dan unit pemisahan. Pada unit reaksi, penggunaan reaktor yang umum dalam industri adalah *fixed bed*, *fluidized bed*, dan *membrane*. Setelah unit reaksi,

hasil dari reaktor berupa etana, *ethylene*, karbon dioksida, dan air dialirkan menuju unit pemurnian. Pada unit ini, terdapat proses penyerapan karbon dioksida menggunakan amina. Kemudian produk bawah kolom absorpsi dialirkan menuju unit pemisahan yang terdiri dari distilasi *cryogenic*, *demethanizer*, dan *deethanizer* untuk pemisahan produk (Wozny, 2010).

III.2 Seleksi Teknologi, *Licensor*, dan Proses

III.2.1 Seleksi Teknologi

Dari uraian teknologi pembuatan *ethylene* di atas, dapat dilihat tabulasi keuntungan dan kerugian dari masing-masing teknologi, yaitu (Ramdhani, 2015):

Tabel III.1 Perbandingan Teknologi Produksi Ethylene dari Gas Alam

Parameter	Proses		
	Catalytic Cracking	Thermal Cracking	Oxidative Coupling of Methane(OCM)
Bahan Baku	Naphtha	Naphtha	Gas Alam dan Oksigen
Katalis Reaksi	<i>Zeolit</i>	Tidak menggunakan katalis	<i>Metal Oxide</i>
Temperatur	400 - 650°C	700-1000°C	500-900°C
Tekanan	Atmosfer	Atmosfer	Atmosfer
Reaksi	<i>Endothermic</i>	<i>Endothermic</i>	<i>Exothermic</i>
Sumber Energi	Panas dari pembakaran coke	Metana, LNG (fuel gas dari hasil samping proses)	Panas dari OCM reaktor

Segi Ekonomi (Harga Bahan Baku)	520 USD/Ton	520 USD/Ton	2.5 USD/mmBtu = 110 USD/Ton
---	----------------	----------------	-----------------------------------

Tabel III.2 Pembobotan Teknologi Produksi Ethylene dari Gas Alam dengan Metode AHP

Parameter	AHP	Nilai			Nilai x AHP		
		Catalytical Cracking	Thermal Cracking	OCM	Catalytical Cracking	Thermal Cracking	OCM
Ketersediaan Bahan baku	0.223	75	75	85	16.725	16.725	18.95 5
Kebutuhan akan katalis	0.063	75	80	75	4.725	5.04	4.725
Temperatur	0.083	90	70	80	7.47	5.81	6.64
Tekanan	0.083	80	80	80	6.64	6.64	6.64
Reaksi	0.137	80	80	85	10.96	10.96	11.64 5
Sumber energi	0.137	85	80	85	11.645	10.96	11.64 5
Segi ekonomi	0.273	60	60	90	16.38	16.38	24.57
					74.545	72.515	84.82

Berdasarkan Tabel III.1 dan Tabel III.2 dapat dipilih teknologi OCM yang akan digunakan untuk produksi *ethylene* dari gas alam, hal ini dikarenakan oleh beberapa alasan. Pertama, kondisi bahan baku gas alam yang digunakan mengandung lebih banyak metana, yaitu sebanyak 95%, dibandingkan etana dan propana, yaitu sebanyak 0,5%. Kedua, untuk kondisi operasi reaktor, suhu operasi pada reaktor OCM lebih rendah daripada reaktor Steam Cracking, sehingga kebutuhan panas juga lebih rendah. Ketiga, keseluruhan proses OCM tidak serumit proses *steam cracking*, terutama pada unit pemisahan dan purifikasi, sehingga kebutuhan alatnya juga lebih sedikit. Dengan kebutuhan panas dan jumlah alat yang lebih sedikit, teknologi OCM akan lebih ekonomis dibandingkan dengan teknologi *steam cracking*.

III.2.2 Seleksi Proses

A. Gas Sweetening

Acid gas yang terkandung di dalam gas harus dihilangkan karena dapat menyebabkan korosi pada pipa transportasi, tanki penampung, dan alat-alat utilisasi gas tersebut. Gas yang keluar dari reaktor mengandung CO₂ akibat reaksi samping proses OCM. Gas CO₂ dapat dihilangkan melalui beberapa metode, yaitu (Rufford, 2012):

Tabel III.3 Karakteristik Metode *Gas Sweetening*

Metode	Absorpsi Amine	Membran	Cryogenic
Suhu(°C)	30-60	<60	(-161) – (-110)
Tekanan(kPa)	5000-7000	2000-10000	1300-2800
Konsentrasi awal CO ₂	<70%	<90%	3,5% - 65%
Konsentrasi akhir CO ₂	<2% sampai 50 ppm	1% - 2%	2% - 3%
Energi	Tinggi (regenerasi solvent)	Rendah – sedang (<i>feed gas</i> dan	Sedang (sistem refrigerasi)

		kompresor antar stage)	
Biaya	<i>Capital</i> rendah	– <i>Capital</i> sedang	– <i>Capital</i> sedang
	<i>Operating</i> sedang	– <i>Operating</i> 1 stage rendah, >1 stage sedang	– <i>Operating</i> tinggi

Kandungan awal CO₂ dalam gas rendah, sehingga proses penghilangan CO₂ dari gas akan dilakukan dengan metode absorpsi *amine* yang memiliki biaya yang relatif rendah. Selain itu karakteristik gas produk memiliki suhu dan tekanan yang relatif rendah.

Absorpsi *amine* merupakan teknologi yang paling umum digunakan untuk *gas sweetening* dalam skala industri. *Solvent* yang digunakan dalam metode ini adalah *amine* yang diklasifikasikan berdasarkan jumlah CO₂ yang tersubstitusi, yaitu *primary amine* – *monoethanolamine* (MEA), *secondary amine* – *diethanolamine* (DEA), dan *tertiary amine* – *methyldiethanolamine* (MDEA). Properti dan kondisi operasi untuk masing-masing larutan *amine* yaitu (GPSA *Engineering Data Book*, 2004):

Tabel III.4 Karakteristik *Amine Solvent* untuk *Gas Sweetening*

Parameter	Proses		
	MEA	DEA	MDEA
Absorption rate (gCO ₂ /L.solution/min)	5.47	4.04	1.56
Reaction heat (kJ/mol CO ₂)	86.9	68.9	58.5
Solution concentration (normal wt%)	15 – 25	30 – 40	40 – 50
Stripper reboiler normal range (°C)	107 – 127	110 – 127	110 – 132

Biaya	\$32,5/kg	\$32,5/kg	\$34,75/kg
-------	-----------	-----------	------------

Secara teoritis, *tertiary amine* memiliki kapasitas *loading* CO₂ yang lebih besar dibandingkan *primary* dan *secondary amine*, selain itu *heat regeneration* yang dibutuhkan juga lebih rendah. Namun *tertiary amine* memiliki kinetika absorpsi yang lebih rendah dibandingkan *primary* dan *secondary amine*. Untuk meningkatkan laju reaksi *tertiary amine* dengan CO₂ dapat menggunakan *primary* atau *secondary amine* sebagai aktivatornya (GPSA Engineering Data Book 2004).

C. Gas Drying

Kandungan air dalam produk harus dihilangkan karena akan didinginkan secara cryogenic sampai suhu yang sangat rendah. Kandungan H₂O dapat dihilangkan dengan beberapa metode berikut (Netusil, 2012):

Tabel III.5 Karakteristik metode *Gas Drying*

Parameter	Proses		
	Absorpsi	Adsorpsi	Kondensasi
Metode	Pemisahan H ₂ O dengan menggunakan liquid solvent (TEG)	Pemisahan H ₂ O dengan menggunakan solid desiccant (mol. sieve, silica, alumina)	Pemisahan H ₂ O dengan cara pendinginan gas hingga H ₂ O fase liquid
Dry Gas Water Dew Point	-52 s.d. -6 °C	-6 s.d. 32 °C	30 s.d. 60 °C
Konsentrasi Awal H₂O	16-1600 kg/10 ⁶ m ³	16-1600 kg/10 ⁶ m ³	3000-16000 kg/10 ⁶ m ³
Konsentrasi Akhir H₂O	10 ppm	< 1 ppm	20 ppm
Energi	Sedang (regenerasi TEG)	Sedang (regenerasi desiccant)	Tinggi

Biaya	Capital – tinggi Operating - sedang	Capital – tinggi Operating – tinggi	Capital – sedang Operating – sedang
--------------	---	--	--

Dengan pertimbangan bahwa dalam proses berikutnya perlu melewati proses pemisahan yang bersifat *cryogenic* maka kandungan H₂O sebisa mungkin dihilangkan hingga dibawah 1 ppm sehingga dapat menghindari H₂O yang membeku yang dapat mengganggu proses pemisahan. Oleh karena itu, meskipun biaya yang digunakan baik capital maupun operasi dari adsorpsi tinggi tetap dipilih sebagai metode yang digunakan pada proses ini.

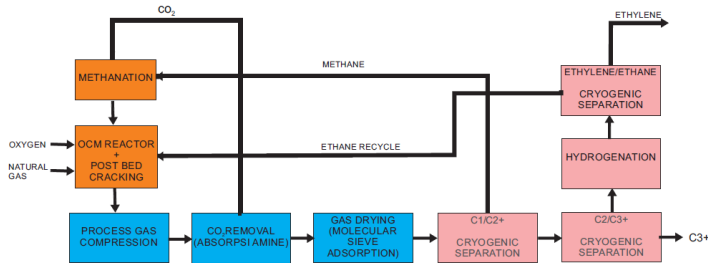
Dalam proses adsorpsi dibutuhkan desikan yang digunakan untuk menghilangkan kandungan H₂O pada *feed*. Ada beberapa desikan yang diperhitungkan pada proses ini, yaitu

Tabel III.6 Karakteristik *Solid Dessiccant* untuk proses adsorpsi

Parameter	Proses		
	Molecular Sieve	Alumina	Silica Gel
Specific area (m ² /g)	650 – 800	210	750 – 830
Pore volume (cm ³ /g)	0,27	0,21	0,4 – 0,45
Pore diameter (Å)	4 – 5	26	22
Design Capacity (kg H ₂ O/100 kg desiccant)	9 – 12	4 – 7	7 – 9
Heat Capacity (J.kg ⁻¹ .K ⁻¹)	200	240	920
Regeneration Temperature (°C)	290	240	230

Dengan mempertimbangkan daya serap desikan dan energy yang dibutuhkan maka dipilih molecular sieve sebagai desikan.

III.3 Block Diagram



Gambar III.3 Block Diagram Unit Operasi Produksi *Ethylene* dari Gas Alam dengan OCM

III.4 Uraian Proses

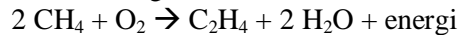
Produksi *ethylene* dalam pabrik ini terdiri dari beberapa proses, yaitu :

1. Unit 100 : *Reaction*
2. Unit 200 : *Purification*
3. Unit 300 : *Separation*
4. Unit 400 : *Utilities*

III.4.1 Unit 100 : *Reaction*

1. Reaktor OCM

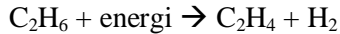
Feed gas berupa *sales gas* dan gas O_2 dialirkan masuk ke dalam OCM Reaktor milik licensior Siluria yang merupakan reaktor *fixed-bed*. Reaktor ini terdiri dari dua *chamber*, yang pertama adalah “OCM Reactor Section” dan yang kedua adalah “Ethane Conversion Section”. Gas metana, etana, dan oksigen dialirkan ke bagian pertama dengan reaksi sebagai berikut:



Reaksi ini terjadi pada suhu $800^\circ C$ dan tekanan 5-10 atm dengan katalis *nanowires-based biocatalysts*. Katalis ini dapat memberikan konversi metana sebesar 40% dan lebih selektif terhadap reaksi pembentukan *ethylene*. CO dan CO_2 yang terbentuk sebagai hasil reaksi samping nantinya akan dikirim ke methanator

untuk direaksikan dengan hydrogen menjadi metana kembali. Reaksi OCM yang eksotermis menghasilkan panas yang akan digunakan dalam reaksi konversi etana yang bersifat endotermis.

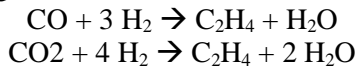
Etana yang tidak bereaksi pada chamber OCM kemudian dialirkan kembali ke dalam reaktor *chamber* kedua, yaitu “*Ethane Conversion Section*”. Reaksi yang terjadi dalam *chamber* kedua adalah konversi etana menjadi *ethylene* melalui *non-oxidative dehydrogenation* dengan reaksi sebagai berikut:



Reaksi ini terjadi pada suhu 900°C dan sangat endotermis. Hasil reaktor berupa CH₄ yang tidak bereaksi, H₂, *ethylene*, etana, CO₂, CO, H₂O, dan komponen C₃₊ kemudian dialirkan menuju unit purifikasi.

2. *Methanator*

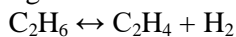
CO₂ hasil dari reaktor kemudian dipisahkan dalam unit *CO₂ removal* yang terdiri dari MEA Wash dan Caustic Wash, kemudian dikirim ke *methanator*. Begitu juga dengan metana yang tidak bereaksi dan *hydrogen* dipisahkan dalam unit *Cryogenic Separation*, kemudian dikirim ke *methanator*. Di dalam *methanator*, CO₂ dan CO bereaksi dengan H₂ yang terkandung dalam aliran *recycle* metana dengan reaksi sebagai berikut:



Reaksi terjadi pada suhu 300°C dan bersifat eksotermis Unit ini bermaksud untuk meningkatkan efisiensi karbon terhadap keseluruhan proses. Metana yang terbentuk kemudian dialirkan ke dalam Reaktor OCM untuk direaksikan menjadi *ethylene*.

3. *Dehydrogenator*

Aliran *ethane recycle* dari unit *C₂ Fractioner* kemudian dipanaskan dengan aliran produk *ethylene* dari reaktor OCM hingga suhu 900°C dengan tekanan atmosferik. Reaksi sangat endotermik, maka membutuhkan energi yang cukup besar. Dalam reaktor terjadi reaksi sebagai berikut, dengan konversi ethane sebesar 80% :



Unit ini bermaksud untuk meningkatkan jumlah produksi *ethylene* terhadap keseluruhan proses.

III.4.2 Unit 200 : Purification

1. Compressor

Efluen reaktor OCM kemudian dialirkan menuju gas/gas exchanger. Aliran produk diturunkan suhunya menjadi 45°C dan melakukan *preheat* untuk aliran *recycle* C₁ dan *recycle* CO₂. Kemudian aliran efluen didinginkan lebih lanjut sampai suhu 45°C sehingga H₂O berupa *liquid* dapat dipisahkan dari gas di dalam separator. Gas yang sudah bebas dari H₂O kemudian dialirkan ke *three stages compressor* untuk ditingkatkan tekanannya menjadi 35 bar. Tekanan yang tinggi ini dibutuhkan untuk proses pemisahan pada bagian *downstream* dan menjaga agar proses dapat dilakukan dengan 1 train.

2. Amine Absorber

Gas dari kompresor kemudian dialirkan menuju *CO₂ removal* yang terdiri dari proses absorpsi CO₂ dalam gas dengan menggunakan pelarut monoetanolamina (MEA). Tujuan dari proses ini adalah untuk menghilangkan kandungan CO₂ karena gas CO₂ yang bercampur dengan air dapat mengakibatkan korosi dalam sistem perpipaan, selain itu CO₂ harus dihilangkan karena dapat membeku pada suhu rendah seperti pada proses *cryogenic*. Gas dari kompresor yang masih mengandung CO₂ dialirkan menuju bagian bawah kolom absorber pada suhu 32°C dan tekanan 34 bar. Larutan MEA (*Lean Amine*) dialirkan menuju bagian atas kolom absorber pada suhu 38°C dan tekanan 33 bar. Proses absorpsi menghilangkan CO₂ dari gas sampai kandungan CO₂ dalam gas mencapai 1 ppm. Gas yang keluar dari bagian atas kolom absorber kemudian dialirkan menuju unit *drying*. Larutan MEA yang meninggalkan kolom absorber sudah jenuh dengan CO₂ (*Rich Amine*) kemudian dialirkan menuju unit *Amine Regeneration*.

3. Molecular Sieve Adsorption

Pada unit ini, gas proses yang mengandung produk *ethylene* kemudian dihilangkan kandungan CO₂ yang masih tersisa sebelum nantinya masuk ke refrigeration unit. Penghilangan kandungan CO₂ menggunakan *molecular sieve* dengan zeolite 4A. Pada top product merupakan gas yang mengandung 1 ppm air dan CO₂ sementara pada bottom product merupakan CO₂ yang dialirkan menuju methanator. Pada unit ini terdapat dua *molecular sieve*, dimana satu alat untuk proses operasi dan satu alat lagi untuk proses regenerasi. Proses regenerasi *molecular sieve* menggunakan 5% volume dari *sweet gas* yang kemudian akan di-*recycle*.

4. Cryogenic Refrigeration

Pada unit ini, gas proses yang mengandung *ethylene* akan didinginkan hingga suhu -120°C dengan menggunakan *cascade refrigeration*. Gas proses pertama-tama akan didinginkan dari suhu 55°C hingga suhu -40°C dengan menggunakan *refrigerant propane*. Kemudian gas didinginkan dari suhu -40°C hingga suhu -90°C dengan menggunakan *refrigerant ethylene*. Terakhir, gas didinginkan dari suhu -90°C hingga suhu -120°C dengan menggunakan *refrigerant methane*. Gas kemudian dialirkan menuju Separation Unit untuk dipisahkan antara komponen metana, etana, *ethylene*, dan kondensat.

III.4.3 Unit 300 : Separation

1. Demethanizer

Gas metana akan dipisahkan dari gas yang lebih berat dan dialirkan kembali menuju *Reactor OCM* untuk direaksikan kembali. *Demethanizer* berfungsi untuk memisahkan *methane* dari fraksi hidrokarbon yang lebih berat. *Feed* dari *Demethanizer* adalah *chilled gas* dari *Cryogenic Refrigeration*. Produk atas hasil *Demethanizer* adalah metana dan sedikit karbon monoksida yang akan dialirkan ke *methanator*. Produk bawah dari *Demethanizer* yang berupa hidrokarbon yang lebih berat yang akan dialirkan ke *Deethanizer*.

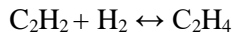
2. Deethanizer

Produk bawah dari *Demethanizer* merupakan kandungan C₂+ yang dialirkan ke menara *Deethanizer*. *Deethanizer* berfungsi untuk

memisahkan *ethane* dari fraksi hidrokarbon yang lebih berat. Produk atas hasil *Deethanizer* adalah etana dan *ethylene* yang akan dialirkan ke *Dehydrogenation reactor*. Produk bawah dari *Deethanizer* adalah C_3^+ yang akan dijual sebagai kondensat.

3. Hydrogenator

Produk atas utama dari *Deethanizer* yang berupa *ethane* dan *ethylene* masih mengandung *acetylene*. Untuk memaksimalkan produk berupa *ethylene* maka unit ini diperlukan untuk dengan mereaksikan *hydrogen* dengan *acetylene* menjadi *ethylene* dengan reaksi seperti berikut:



Reaktor beroperasi pada suhu 140°C dengan konversi 90-100%.

III.4.4 Unit 400 : Utilities

Sistem utilitas pada pabrik ini digunakan untuk menyediakan kebutuhan steam, air pendingin, serta refrigerasi yang diperlukan pada keseluruhan proses.

BAB IV
NERACA MASSA

Data Data Operasi

1 Tahun	=	330	Hari	Konversi	=	70%
1 Hari	=	24	Jam	Selectivity C2	=	42%
Basis				Ethylene/ Ethane	=	6 : 1
Ethylene	=	650	KTA	Feed Sales Gas	=	600 MMSCFD
	=	82.071	Ton/Hr		=	614300 Kg/hr
	=	82071	Kg/Hr			
	=	2931.1	Kmol/Hr			
Yield Ethylene		25%				

Tabel IV-1.1 Komposisi dan Properti dari Feed Sales Gas				
Komponen	BM	Fraksi Massa	Flow Rate	Flow Rate
	Kg/ Kmo		Kg/Hr	Kmol/ Hr
CO2	44	0.1113	68371.59	3008349.96
N2	28	0	0	0
CH4	16	0.6635	407588.05	6521408.8
C2H2	26	0	0	0
C2H6	30	0.0731	44905.33	1347159.9
C3H6	42	0	0	0
C3	44	0.0172	10565.96	464902.24
i-C4	58	0.0226	13883.18	805224.44
n-C4	58	0.0226	13883.18	805224.44
i-C5	72	0.0281	17261.83	1242851.76
n-C5	72	0.0281	17261.83	1242851.76
n-C6+	86	0.0335	20579.05	1769798.3
H2O	18.015	0	0	0
CO	28	0	0	0
H2	2	0	0	0
O2	32	0	0	0
Ethylene	28	0	0	0
Asethylene	29	0	0	0
1,2-Butadiene	54	0	0	0
1-Butene	56	0	0	0
MEA	61.083	0	0	0
Total		1	614300	17207771.6
Properties				
Tekanan			20	Bar
Suhu			30	Celcius
HHV (Higher Heating Value)			4.78E+04	Kj/Kg
Z (Compresibility)			0.9401	

Kandungan Metana Pada gas alam adalah 85% Mol
 Sehingga Methane Pada Sales Gas Sebanyak: $85\% \times 12598064,4$
 $8,354 \text{ E}6 \text{ Kmol/Hr}$
 31943.6 Kg/Hr

Air Separation Unit

Pada Plant ini udara yang masuk sebanyak : 9077 MMSCFD
13090000 Kg/Hr

Tabel IV-1.2 Komposisi dan Properti dari Feed Udara

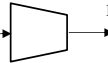
Komponen	BM	Komposisi Mol	Flow Rate	Flow Rate
	Kg/ Km ³		Kg/Hr	Kmol/ Hr
N2	28	0.7812	9892113	276979164
O2	32	0.2095	3030335	96970720
Ar	39.948	0.0093	167552	6693367.296
Total		1	13090000	380643251.3
Properties				
Tekanan			1.013	Bar
Suhu			29	Celcius
HHV (Higher Heating Value)			0.00E+00	Kj/Kg
Z (Compressibility)			0.9995	

1. Main Air Compressor

Fungsi : Menaikkan Tekanan Udara

P1 = 1.013 Bar T1 = 29
P2 = 5.55 Bar T2 = 273.7 AIR

Pada Main Air compressor tidak terjadi perubahan komposisi dan flowrate
Sehingga Komposisi dan flowrate pada arus (1) = (2)

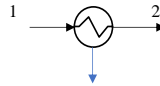


2. PreCooler

Fungsi : Mendinginkan temperatur udara

T Arus (2) = 273.7 Celcius
T Arus (3) = 17.09 Celcius

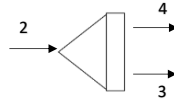
Pada precooler tidak terjadi perubahan komposisi dan flowrate
sehingga komposisi dan flowrate pada arus (2) = (3)



3. Komponen TEE (1)

Fungsi : Membagi komponen untuk penukaran panas pada LNG Exchanger

Pada Komponen TEE dengan kondisi operasi yang sama, terjadi pembagian arus dari arus (3) menjadi arus (4) & (5)



Tabel IV-1.3 Neraca massa komponen TEE (1)

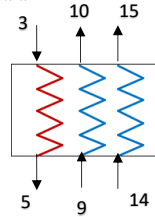
Komponen	Masuk (2)		Keluar (4)	
	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)
N2	0.7557	9892113	0.7557	5.42E+06
O2	0.2315	3030335	0.2315	1.66E+06
Ar	0.0128	167552	0.0128	9.18E+04
Total	1	13090000	1	7.17E+06
Komponen	Keluar (3)			
	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)		
N2	0.7557	4.47E+06		
O2	0.2315	0.00E+00		
Ar	0.0128	0.00E+00		
Total	1	5.92E+06		

4. LNG Exchanger-1 (Booster-HE)

Fungsi : Tempat Terjadinya perpindahan panas saat komponen udara

Dipisahkan

T(3) = 17.09	Celcius	P(3) = 5.5	Bar
T(9) = 30.57	Celcius	P(9) = 63.95	Bar
T(14) = 30	Celcius	P(14) = 7.377	Bar
T(5) = 24	Celcius	P(5) = 5.43	Bar
T(10) = 23.87	Celcius	P(10) = 63.9	Bar
T(15) = 23.87	Celcius	P(15) = 7.3	Bar



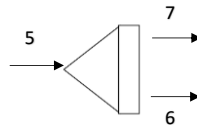
Tabel IV-1.4 Neraca massa LNG Exchanger

Komp	Masuk (3)		Masuk (9)		Masuk (14)	
	Fraksi Massa	FlowRate	Fraksi Massa	FlowRate	Fraksi Massa	FlowRate
N2	0.7557	4E+06	0.7557	2870904.3	0.7557	1619465
O2	0.2315	1E+06	0.2315	879468.5	0.2315	496105
Ar	0.0128	75802	0.0128	48627.2	0.0128	27430.4
Total	1	6E+06	1	3799000	1	2143000
Komp	Keluar (5)		Keluar (10)		Keluar (15)	
	Fraksi Massa	FlowRate	Fraksi Massa	FlowRate	Fraksi Massa	FlowRate
N2	0.7557	4E+06	0.7557	2870904.3	0.7557	1619465
O2	0.2315	1E+06	0.2315	879468.5	0.2315	496105
Ar	0.0128	75802	0.0128	48627.2	0.0128	27430.4
Total	1	6E+06	1	3799000	1	2143000

5. Komponen TEE-2

Fungsi : Membagi komponen untuk penukaran panas pada LNG Exchanger

Pada Komponen TEE dengan kondisi operasi yang sama, terjadi pembagian arus dari arus (5) menjadi arus (6) & (7)



Tabel IV-1.5 Neraca massa komponen TEE (2)

Komponen	Masuk (5)		Keluar (6)	
	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)
N2	0.7557	4475255.4	0.7557	1.62E+06
O2	0.2315	1370943	0.2315	4.96E+05
Ar	0.0128	75801.6	0.0128	2.74E+04
Total	1	5922000	1	2.14E+06
Komponen			Keluar (3)	
	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)
N2			0.7557	2.86E+06
O2			0.2315	8.75E+05
Ar			0.0128	4.84E+04
Total			1	3.78E+06

6. Booster Compressor

Fungsi : Meningkatkan Tekanan Udara pada Arus (7)

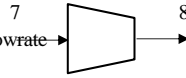
P7 = 5.43 Bar

T7 = 29

P8 = 24 Bar

T8 = 412.8

Pada Booster compressor tidak terjadi perubahan komposisi dan flowrate sehingga Komposisi dan flowrate pada arus (7) = (8)



7. Booster Compressor

Fungsi : Meningkatkan Tekanan Udara pada Arus (6)

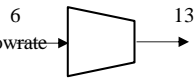
P6 = 5.43 Bar

T6 = 24

P13 = 7.377 Bar

T13 = 60.17

Pada Booster compressor tidak terjadi perubahan komposisi dan flowrate sehingga Komposisi dan flowrate pada arus (6) = (13)



8. First Cooler

Fungsi : Mendinginkan temperatur udara pada arus (8)

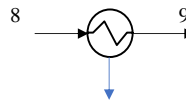
T(8) = 412.8 Celcius

P(8) = 64

T(9) = 30.57 Celcius

P(9) = 63.95

Pada First cooler tidak terjadi perubahan komposisi dan flowrate sehingga komposisi dan flowrate pada arus (8) = (9)



9. Secondary Cooler

Fungsi : Mendinginkan temperatur udara pada arus (13)

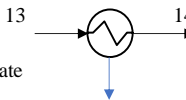
T(13) = 60.17 Celcius

P(13) = 7.377

T(14) = 30 Celcius

P(14) = 7.377

Pada Secondary cooler tidak terjadi perubahan komposisi dan flowrate sehingga komposisi dan flowrate pada arus (13) = (14)



10. LNG Exchanger-2 (Main-HE)

Fungsi : Tempat Terjadinya perpindahan panas saat komponen udara dipisahkan

T(4) = 17.9 Celcius

P(4) = 5.5 Bar

T(10) = 23.87 Celcius

P(10) = 63.9 Bar

T(15) = 23.87 Celcius

P(15) = 7.3 Bar

T(47) = -175 Celcius

P(47) = 1.3 Bar

T(19) = -178.2 Celcius

P(19) = 5.35 Bar

T(40) = -180 Celcius

P(40) = 3 Bar

T(18) = -136.1 Celcius

P(18) = 5.39 Bar

T(11) = -173.1 Celcius

P(11) = 63.7 Bar

T(16) = -170.8 Celcius

P(16) = 7.27 Bar

T(48) = 13.25 Celcius

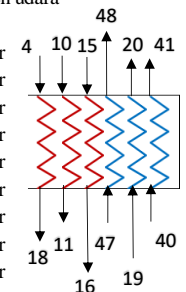
P(48) = 1.22 Bar

T(20) = 16.55 Celcius

P(20) = 5.27 Bar

T(21) = 17.22 Celcius

P(21) = 2.5 Bar



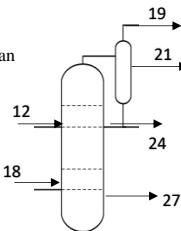
Tabel IV-1.6 Neraca massa LNG Exchanger-2

Komponen	Masuk (4)		Keluar (18)	
	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)
N2	0.7557	5418369	0.7557	5418369
O2	0.2315	1659855	0.2315	1659855
Ar	0.0128	91776	0.0128	91776
Total	1	7170000	1	7170000
Komponen	Masuk (10)		Keluar (11)	
	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)
N2	0.7557	2855790.3	0.7557	2855790.3
O2	0.2315	874838.5	0.2315	874838.5
Ar	0.0128	48371.2	0.0128	48371.2
Total	1	3779000	1	3779000
Komponen	Masuk (15)		Keluar (16)	
	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)
N2	0.7557	1619465.1	0.7557	1619465.1
O2	0.2315	496104.5	0.2315	496104.5
Ar	0.0128	27430.4	0.0128	27430.4
Total	1	2143000	1	2143000
Komponen	Masuk (47)		Keluar (48)	
	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)
N2	0.989	9869231	0.7557	9869231
O2	0.0041	40913.9	0.2315	40913.9
Ar	0.0069	68855.1	0.0128	68855.1
Total	1	9979000	1	9979000
Komponen	Masuk (19)		Keluar (20)	
	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)
N2	0.9982	24945.018	0.9982	24945.018
O2	0.0008	19.992	0.0008	19.992
Ar	0.001	24.99	0.001	24.99
Total	1	24990	1	24990
Komponen	Masuk (40)		Keluar (3)	
	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)
N2	0	0	0	0
O2	0.98	2969400	0.98	2969400
Ar	0.02	60600	0.02	60600
Total	1	3030000	1	3030000
Total	Masuk (Kg/Hr)	26125990	Keluar (Kg/Hr)	26125990

11. Refluxed absorber (HP-Column)

Fungsi : Tempat pemisahan awal komponen udara berdasarkan titik didih masing masing komponen

T (12) = -176 C	P (12) = 5.387
T (18) = -170.8 C	P (18) = 5.39
T (19) = -178.2 C	P (19) = 5.35
T (21) = -178.2 C	P (21) = 5.35
T (24) = -176.1 C	P (24) = 5.419
T (27) = -173.7 C	P (27) = 5.49 Bar
Tray Column = 62	



Tabel IV-1.7 Neraca massa HP-Column				
Komponen	Masuk (12)		Keluar (19)	
	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)
N2	0.7557	2855790.3	0.9982	24945.018
O2	0.2315	874838.5	0.0008	19.992
Ar	0.0128	48371.2	0.001	24.99
Total	1	3779000	1	24990
Komponen	Masuk (18)		Keluar (21)	
	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)
N2	0.7557	5418369	0.9963	3609594.9
O2	0.2315	1659855	0.0018	6521.4
Ar	0.0128	91776	0.0019	6883.7
Total	1	7170000	1	3623000
			Keluar (24)	
			Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)
			0.7719	2104199.4
			0.2128	580092.8
			0.0152	41435.2
Total			1	2726000
			Keluar (27)	
			Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)
			0.5542	2536019.2
			0.4257	1948003.2
			0.0201	91977.6
			1	4576000
Total	Masuk (Kg/Hr)	10949000	Keluar (Kg/Hr)	10949000

12. Control Valve

Fungsi : Mengendalikan laju aliran dari arus sebelumnya sehingga mengalami penurunan tekanan

$$P(11) = 63.7 \text{ Bar}$$

$$P(12) = 5.387 \text{ Bar}$$



Pada alat Control Valve, tidak terjadi perubahan komposisi dan flowrate, sehingga komposisi dan flowrate arus (11) = arus (12)

13. LNG Exchanger-3 (sub Cool)

Fungsi : Tempat Terjadinya perpindahan panas saat komponen udara dipisahkan

$$T(46) = -193.3 \text{ C}$$

$$P(46) = 1.33 \text{ Bar}$$

$$T(24) = -176.1 \text{ C}$$

$$P(24) = 5.419 \text{ Bar}$$

$$T(21) = -178.2 \text{ C}$$

$$P(21) = 5.35 \text{ Bar}$$

$$T(27) = -173.7 \text{ C}$$

$$P(27) = 5.49 \text{ Bar}$$

$$T(42) = -180 \text{ C}$$

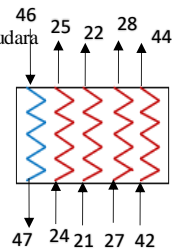
$$P(42) = 1.4 \text{ Bar}$$

$$T(47) = -175 \text{ C}$$

$$P(47) = 1.3 \text{ Bar}$$

$$T(25) = -180.8 \text{ C}$$

$$P(25) = 5.34 \text{ Bar}$$



Tabel IV-1.7 Neraca massa LNG Exhanger-3				
Komponen	Masuk (46)		Keluar (47)	
	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)
N2	0.989	9869231	0.989	9869231
O2	0.0041	40913.9	0.0041	40913.9
Ar	0.0069	68855.1	0.0069	68855.1
Total	1	9979000	1	9979000
Komponen	Masuk (24)		Keluar (25)	
	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)
N2	0.772	2104472	0.772	2104472
O2	0.2128	580092.8	0.2128	580092.8
Ar	0.0152	41435.2	0.0152	41435.2
Total	1	2726000	1	2726000
Komponen	Masuk (21)		Keluar (22)	
	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)
N2	0.9963	3609594.9	0.9963	3609594.9
O2	0.0018	6521.4	0.0018	6521.4
Ar	0.0019	6883.7	0.0019	6883.7
Total	1	3623000	1	3623000
Komponen	Masuk (27)		Keluar (28)	
	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)
N2	0.5542	2536019.2	0.5542	2536019.2
O2	0.4257	1948003.2	0.4257	1948003.2
Ar	0.0201	91977.6	0.0201	91977.6
Total	1	4576000	1	4576000
Komponen	Masuk (42)		Keluar (44)	
	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)
N2	0	0	0	0
O2	0.98	20737780	0.98	20737780
Ar	0.02	423220	0.02	423220
Total	1	257000	1	257000
Total	Masuk (Kg/Hr)	21161000	Keluar (Kg/Hr)	21161000

14. Control Valve

Fungsi : Mengendalikan laju aliran dari arus sebelumnya sehingga mengalami penurunan tekanan

P (22) = 5.3 Bar

P (23) = 1.33 Bar

Pada alat Control Valve, tidak terjadi perubahan komposisi dan flowrate, sehingga komposisi dan flowrate arus (22) = arus (23)



15. Control Valve

Fungsi : Mengendalikan laju aliran dari arus sebelumnya sehingga mengalami penurunan tekanan

P (25) = 5.34 Bar

P (26) = 1.349 Bar

Pada alat Control Valve, tidak terjadi perubahan komposisi dan flowrate, sehingga komposisi dan flowrate arus (25) = arus (26)

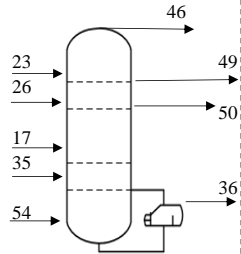


16. Reboiled Absorber (LP-column)

Fungsi : Memisahkan komponen sehingga menjadi lebih murni berdasarkan perbedaan tekanan dan titik didih

T (23) = -193.4 C	P (23) 1.33	Bar
T (26) = -191.7 C	P (26) 1.349	Bar
T (17) = -179.3 C	P (17) 1.358	Bar
T (35) = -188.2 C	P (35) 1.357	Bar
T (54) = -180.4 C	P (54) 1.391	Bar
T (46) = -193.3 C	P (46) 1.33	Bar
T (49) = -180.6 C	P (49) 1.365	Bar
T (50) = -180.3 C	P (50) 1.388	Bar
T (36) = -180 C	P (36) 1.4	Bar

Jumlah Tray Column :80



Tabel IV-1.8 Neraca massa LP Column

Komponen	Masuk (23)		Keluar (46)	
	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)
N2	0.9963	3609594.9	0.989	9869231
O2	0.0018	6521.4	0.0041	40913.9
Ar	0.0019	6883.7	0.0069	68855.1
Total	1	3623000	1	9979000
Komponen	Masuk (26)		Keluar (49)	
	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)
N2	0.772	2104472	0.002	2.086E-07
O2	0.2128	580092.8	0.9292	9.69156E-05
Ar	0.0152	41435.2	0.0688	7.17584E-06
Total	1	2726000	1	0.0001043
Komponen	Masuk (35)		Keluar (50)	
	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)
N2	0.772	1654396	0	0
O2	0.2128	456030.4	0.9189	1598886
Ar	0.0152	32573.6	0.0811	141114
Total	1	2143000	1	1740000
Komponen	Masuk (17)		Keluar (36)	
	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)
N2	0.7557	1619465.1	0	0
O2	0.2315	496104.5	0.9839	3516458.6
Ar	0.0128	27430.4	0.0161	57541.4
Total	1	2143000	1	3574000
Komponen	Masuk (54)		Keluar (36)	
	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)
N2	0	0		
O2	0.9347	2080642.2		
Ar	0.0653	145357.8		
Total	1	2226000		
Total	Masuk (Kg/Hr)	12861000	Keluar (Kg/Hr)	15293000

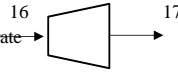
17. Expander

Fungsi : Menurunkan Tekanan Pada arus yang diinginkan

P16 = 7.27 Bar T6 = -136.1

P17 = 1.358 Bar T13 = -179.3

Pada Booster compressor tidak terjadi perubahan komposisi dan flowrate sehingga Komposisi dan flowrate pada arus (16) = (17)

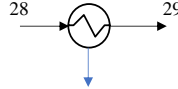


18. Third Cooler

Fungsi : Menurunkan temperature arus (28)

P (28) = 5.34 Bar T (28) = -180.8

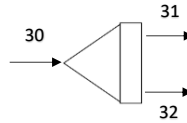
P (29) = 5.29 Bar T (29) = -184.6



19. Komponen TEE-3

Fungsi : Membagi Arus Pada Komponen 30 Menjadi Arus (31) dan (32)

Pada Komponen TEE dengan kondisi operasi yang sama, terjadi pembagian arus dari arus (30) menjadi arus (31) & (32)



Tabel IV-1.9 Neraca massa komponen TEE (1)

Komponen	Masuk (30)		Keluar (31)	
	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)
N2	0.5542	2536019.2	0.5542	195078.4
O2	0.4257	1948003.2	0.4257	149846.4
Ar	0.0201	91977.6	0.0201	7075.2
Total	1	4576000	1	352000
Komponen			Keluar (32)	
			Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)
N2			0.5542	2340940.8
O2			0.4257	1798156.8
Ar			0.0201	84902.4
Total			1	4224000
Total	Masuk (Kg/Hr)	4576000	Keluar (Kg/Hr)	4576000

19. 4 Th Cooler & 5 Th Cooler

Fungsi : Menurunkan temperatur arus (31) dan (32)

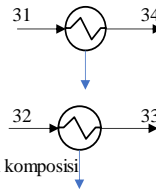
T (31) = -189.8 Celcius T (31) = 1.36 Bar

T (34) = -188 Celcius T (34) = 1.357 Bar

T (32) = -189.8 Celcius T (32) = 1.36 Bar

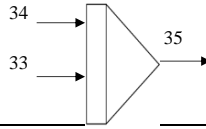
T (33) = -188.2 Celcius T (33) = 1.357 Bar

Pada 4 Th Cooler dan 5 th Cooler Pendingin yang tidak terjadi perubahan komposisi sehingga arus (31) = (34) dan arus (32) = (33)



20. Mixing Point :

Tujuan : Menggabung Arus Dari Komponen Tertentu



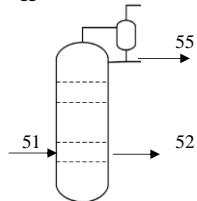
Tabel IV-1.10 Neraca massa Komponen Mixer

Komponen	Keluar (35)		Masuk (34)	
	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)
N2	0.5542	2536019.2	0.5542	195078.4
O2	0.4257	1948003.2	0.4257	149846.4
Ar	0.0201	91977.6	0.0201	7075.2
Total	1	4576000	1	352000
Komponen			Masuk (31)	
			Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)
N2			0.5542	2340940.8
O2			0.4257	1798156.8
Ar			0.0201	84902.4
Total			1	4224000
Total	Masuk (Kg/Hr)	4576000	Keluar (Kg/Hr)	4576000

21. Refluxed Absorber (Crude AR Column)

Fungsi : Memisahkan Komponen Berdasarkan titik didihnya sehingga Menjadi lebih Murni

$$\begin{aligned}
 T(51) &= -180.3 & P(51) &= 1.38 \\
 T(55) &= -184.2 & P(55) &= 1.23 \\
 T(52) &= -180.4 & P(52) &= 1.38
 \end{aligned}$$



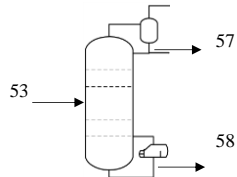
Tabel IV-1.11 Neraca massa Crude AR Column

Komponen	Masuk (51)		Keluar (55)	
	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)
N2	0	0	0	0
O2	0.9008	1567392	0	0
Ar	0.0992	172608	1	44000
Total	1	1740000	1	44000
Komponen			Keluar (52)	
			Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)
N2			0	0
O2			0.924	1607760
Ar			0.076	132240
Total			1	1696000
Total	Masuk (Kg/Hr)	1740000	Keluar (Kg/Hr)	1740000

21. Distillation Column-1 (Pure AR Column)

Fungsi : Memisahkan Komponen Agon dan O2 Menjadi Lebih Murni

T (53) = -180.3 P (51) = 1.38
 T (57) = -184.2 P (55) = 1.23
 T (58) = -180.4 P (52) = 1.38



Tabel IV-1.11 Neraca massa Crude AR Column

Komponen	Masuk (51)		Keluar (55)	
	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)
N2	0	0	0	0
O2	0.9008	1567392	0	0
Ar	0.0992	172608	1	44000
Total	1	1740000	1	44000
Komponen			Keluar (52)	
			Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)
N2			0	0
O2			0.924	1607760
Ar			0.076	132240
Total			1	1696000
Total	Masuk (Kg/Hr)	1740000	Keluar (Kg/Hr)	1740000

22. O2 Preheating

Fungsi : Menaikkan Temperatur O2 untuk dapat digunakan pada proses Sales Gas Selanjutnya

TO2 = -183.2 Celcius PO2 = 1.013 Bar
 T (39) = 315.6 Celcius P (39) = 7.2 Bar

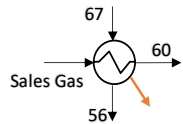
Pada O2 Preheating tidak terjadi perubahan komponen, sehingga arus pada (O2) = (39)



23. Sales Gas Heat Exchanger

Fungsi Menukar Panas antara Sales Gas dengan gas keluaran OCM Reactor

T (Gas) = 30 Celcius P (Gas) = 20 Bar
 T (60) = 400 Celcius P (60) = 20.4 Bar
 T (67) = 1403 Celcius P (67) = 7 Bar
 T (56) = 1286 Celcius P (56) = 6.8 Bar



Tabel IV-1.12 Neraca massa Sales Gas H.E

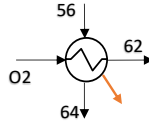
Komponen	Masuk (Sales Gas)		Keluar (60)	
	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)
CO2	0.1113	68371.59	0.1113	68371.59
N2	0	0	0	0
CH4	0.6635	407588.05	0.6635	407588.05
C2H2	0	0	0	0
C2H6	0.0731	44905.33	0.0731	44905.33

C3H6	0	0	0	0
C3	0.0172	10565.96	0.0172	10565.96
i-C4	0.0226	13883.18	0.0226	13883.18
n-C4	0.0226	13883.18	0.0226	13883.18
i-C5	0.0281	17261.83	0.0281	17261.83
n-C5	0.0281	17261.83	0.0281	17261.83
n-C6+	0.0335	20579.05	0.0335	20579.05
H2O	0	0	0	0
CO	0	0	0	0
H2	0	0	0	0
O2	0	0	0	0
Ethylene	0	0	0	0
Asethylene	0	0	0	0
1,2-Butadiene	0	0	0	0
1-Butene	0	0	0	0
MEA	0	0	0	0
Total	1	614300	1	614300
Komponen	Masuk (67)		Keluar (56)	
	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)
CO2	0.058	78184	0.058	78184
N2	0	0	0	0
CH4	0.1299	175105.2	0.1299	175105.2
C2H2	0	0	0	0
C2H6	0.0267	35991.6	0.0267	35991.6
C3H6	0	0	0	0
C3	0.0078	10514.4	0.0078	10514.4
i-C4	0.0103	13884.4	0.0103	13884.4
n-C4	0.0103	13884.4	0.0103	13884.4
i-C5	0.0128	17254.4	0.0128	17254.4
n-C5	0.0128	17254.4	0.0128	17254.4
n-C6+	0.0153	20624.4	0.0153	20624.4
H2O	0.4066	548096.8	0.4066	548096.8
CO	0	0	0	0
H2	0	0	0	0
O2	0	0	0	0
Ethylene	0.3001	404534.8	0.3001	404534.8
Asethylene	0.0094	12671.2	0.0094	12671.2
1,2-Butadiene	0	0	0	0
1-Butene	0	0	0	0
MEA	0	0	0	0
Total	1	1348000	1	1348000

24. O2 Heat Exchanger

Fungsi Menukar Panas antara O2 dengan gas keluaran OCM Reactor

T (O2) = 315.6	Celcius	P (O2) = 7.2	Bar
T (62) = 400	Celcius	P (62) = 7.6	Bar
T (64) = 1277	Celcius	P (64) = 6.4	Bar
T (56) = 1286	Celcius	P (56) = 6.8	Bar



Tabel IV-1.13 Neraca massa O2 H.E

Komponen	Masuk (O2)		Keluar (62)	
	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)
CO2	0	0	0	0
N2	0	0	0	0
CH4	0	0	0	0
C2H2	0	0	0	0
C2H6	0	0	0	0
C3H6	0	0	0	0
C3	0	0	0	0
i-C4	0	0	0	0
n-C4	0	0	0	0
i-C5	0	0	0	0
n-C5	0	0	0	0
n-C6+	0	0	0	0
H2O	0	0	0	0
CO	0	0	0	0
H2	0	0	0	0
O2	1	494200	1	494200
Ethylene	0	0	0	0
Asethylene	0	0	0	0
1,2-Butadiene	0	0	0	0
1-Butene	0	0	0	0
MEA	0	0	0	0
Total	1	494200	1	494200
Komponen	Masuk (56)		Keluar (64)	
	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)
CO2	0.058	78184	0.058	78184
N2	0	0	0	0
CH4	0.1299	175105.2	0.1299	175105.2
C2H2	0	0	0	0
C2H6	0.0267	35991.6	0.0267	35991.6
C3H6	0	0	0	0
C3	0.0078	10514.4	0.0078	10514.4
i-C4	0.0103	13884.4	0.0103	13884.4
n-C4	0.0103	13884.4	0.0103	13884.4
i-C5	0.0128	17254.4	0.0128	17254.4
n-C5	0.0128	17254.4	0.0128	17254.4
n-C6+	0.0153	20624.4	0.0153	20624.4
H2O	0.4066	548096.8	0.4066	548096.8

CO	0	0	0	0
H2	0	0	0	0
O2	0	0	0	0
Ethylene	0.3001	404534.8	0.3001	404534.8
Asethylene	0.0094	12671.2	0.0094	12671.2
1,2-Butadiene	0	0	0	0
1-Butene	0	0	0	0
MEA	0	0	0	0
Total	1	1348000	1	1348000

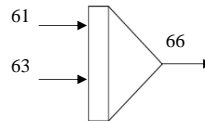
25. Methane Recycle

Methane yang tidak bereaksi selama Proses akan dimasukkan kembali ke OCM reactor untuk Direaksikan kembali

$$\begin{aligned} \text{Methane Recycle Mengandung} &= 300 \text{ MMSCFD Methane} \\ &= 239700 \text{ Kg/Hr Methane} \end{aligned}$$

26.. Mixing Point (M-100)

Fungsi : Tempat terjadinya pencampuran sales gas dan O2
Sebelum memasuki OCM Reactor



Tabel IV-1.14 Neraca massa Mixing Point 100

Komponen	Masuk (61)		Keluar (66)	
	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)
CO2	0.1113	68371.59	0.061679378	68371.59
N2	0	0	0	0
CH4	0.6635	407588.05	0.367693324	407588.05
C2H2	0	0	0	0
C2H6	0.0731	44905.33	0.040509995	44905.33
C3H6	0	0	0	0
C3	0.0172	10565.96	0.009531764	10565.96
i-C4	0.0226	13883.18	0.012524294	13883.18
n-C4	0.0226	13883.18	0.012524294	13883.18
i-C5	0.0281	17261.83	0.015572242	17261.83
n-C5	0.0281	17261.83	0.015572242	17261.83
n-C6+	0.0335	20579.05	0.018564772	20579.05
H2O	0	0	0	0
CO	0	0	0	0
H2	0	0	0	0
O2	0	0	0.445827695	494200
Ethylene	0	0	0	0
Asethylene	0	0	0	0
1,2-Butadiene	0	0	0	0
1-Butene	0	0	0	0
MEA	0	0	0	0

Total	1	614300	1	1108500
Komponen	Masuk (63)			
	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)		
CO2	0	0		
N2	0	0		
CH4	0	0		
C2H2	0	0		
C2H6	0	0		
C3H6	0	0		
C3	0	0		
i-C4	0	0		
n-C4	0	0		
i-C5	0	0		
n-C5	0	0		
n-C6+	0	0		
H2O	0	0		
CO	0	0		
H2	0	0		
O2	1	494200		
Ethylene	0	0		
Asethylene	0	0		
1,2-Butadiene	0	0		
1-Butene	0	0		
MEA	0	0		
Total	1	494200		
Total	Masuk Kg/Hr	1108500	Keluar (Kg/Hr)	1108500

27. OCM Reactor

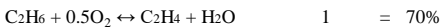
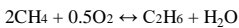
Fungsi : Mereaksikan gas metana dan etana menjadi gas ethylene

Arus 65 = Methane Recycle Produk Dari Methanator

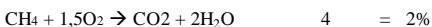
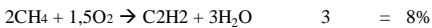
Arus 66 = Mixed Sales Gas & O2

Arus 67 = Sales Gas Output

Reaksi utama:

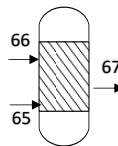


Reaksi samping:



Ketentuan dan Kondisi Operasi

1. Tekanan = 7 Bar
2. Suhu opera: = 400 °C
3. pH operasi = 6
4. T tinggal = 0.033 Jam



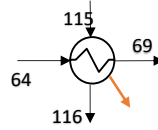
Tabel IV-1.15 Neraca massa OCM Reactor				
Komponen	Masuk (66)		Keluar (67)	
	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)
CO2	0.061679378	2.713892612	0.058	78184
N2	0	0	0	0
CH4	0.367693324	5.883093189	0.1299	175105.2
C2H2	0	0	0	0
C2H6	0.040509995	1.215299865	0.0267	35991.6
C3H6	0	0	0	0
C3	0.009531764	0.4193976	0.0078	10514.4
i-C4	0.012524294	0.726409057	0.0103	13884.4
n-C4	0.012524294	0.726409057	0.0103	13884.4
i-C5	0.015572242	1.121201407	0.0128	17254.4
n-C5	0.015572242	1.121201407	0.0128	17254.4
n-C6+	0.018564772	1.59657041	0.0153	20624.4
H2O	0	0	0.4066	548096.8
CO	0	0	0	0
H2	0	0	0	0
O2	0.445827695	14.26648624	0	0
Ethylene	0	0	0.3001	404534.8
Asethylene	0	0	0.0094	12671.2
1,2-Butadiene	0	0	0	0
1-Butene	0	0	0	0
MEA	0	0	0	0
Total	1	29.78996085	1	1348200
Komponen	Masuk (65)			
	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)		
CO2	0	0		
N2	0	0		
CH4	1	239700		
C2H2	0	0		
C2H6	0	0		
C3H6	0	0		
C3	0	0		
i-C4	0	0		
n-C4	0	0		
i-C5	0	0		
n-C5	0	0		
n-C6+	0	0		
H2O	0	0		
CO	0	0		
H2	0	0		
O2	0	0		
Ethylene	0	0		
Asethylene	0	0		
1,2-Butadiene	0	0		
1-Butene	0	0		
MEA	0	0		
Total	1	239700		
Total	Masuk Kg/Hr	1348200	Keluar (Kg/Hr)	1348200

28. HE-200

Fungsi : Tempat Pertukaran panas antara Ethane Recycle Dan OCM

Output

T (64) = 1277 Celcius P (64) = 6.4 Bar
 T (69) = 1264 Celcius P (69) = 5 Bar
 T (115) = -29.66 Celcius P (115)= 11 Bar
 T (116) = 500 Celcius P (116)= 10 Bar



Tabel IV-1.16 Neraca massa HE-200

Komponen	Masuk (64)		Keluar (69)	
	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)
CO2	0.058	78184	0.058	78184
N2	0	0	0	0
CH4	0.1299	175105.2	0.1299	175105.2
C2H2	0	0	0	0
C2H6	0.0267	35991.6	0.0267	35991.6
C3H6	0	0	0	0
C3	0.0078	10514.4	0.0078	10514.4
i-C4	0.0103	13884.4	0.0103	13884.4
n-C4	0.0103	13884.4	0.0103	13884.4
i-C5	0.0128	17254.4	0.0128	17254.4
n-C5	0.0128	17254.4	0.0128	17254.4
n-C6+	0.0153	20624.4	0.0153	20624.4
H2O	0.4066	548096.8	0.4066	548096.8
CO	0	0	0	0
H2	0	0	0	0
O2	0	0	0	0
Ethylene	0.3001	404534.8	0.3001	404534.8
Asethylene	0.0094	12671.2	0.0094	12671.2
1,2-Butadiene	0	0	0	0
1-Butene	0	0	0	0
MEA	0	0	0	0
Total	1	1348000	1	1348000
Komponen	Masuk (115)		Masuk (116)	
	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)
CO2	0	0	0	0
N2	0	0	0	0
CH4	0	0	0	0
C2H2	0	0	0	0
C2H6	0.9233	33017.208	0.9233	33017.208
C3H6	0	0	0	0
C3	0.0043	153.768	0.0043	153.768
i-C4	0	0	0	0
n-C4	0	0	0	0
i-C5	0	0	0	0

n-C5	0	0	0	0
n-C6+	0	0	0	0
H2O	0	0	0	0
CO	0	0	0	0
H2	0	0	0	0
O2	0	0	0	0
Ethylene	0.0174	622.224	0.0174	622.224
Asethylene	0.055	1966.8	0.055	1966.8
1,2-Butadiene	0	0	0	0
1-Butene	0	0	0	0
MEA	0	0	0	0
Total	1	35760	1	35760
Total	Masuk Kg/Hr	1383760	Keluar (Kg/Hr)	1383760

29. HE-201

Fungsi : Tempat Pertukaran panas antara Methane Separator Dan OCM
Output

T (69) = 1264 Celcius

P (69) = 5 Bar

T (70) = 1202 Celcius

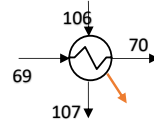
P (70) = 4 Bar

T (106) = -101.5 Celcius

P (106) = 25 Bar

T (107) = 400 Celcius

P (107) = 24 Bar



Tabel IV-1.17 Neraca massa HE-201

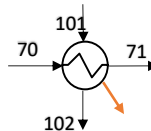
Komponen	Masuk (69)		Keluar (70)	
	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)
CO2	0.058	78184	0.058	78184
N2	0	0	0	0
CH4	0.1299	175105.2	0.1299	175105.2
C2H2	0	0	0	0
C2H6	0.0267	35991.6	0.0267	35991.6
C3H6	0	0	0	0
C3	0.0078	10514.4	0.0078	10514.4
i-C4	0.0103	13884.4	0.0103	13884.4
n-C4	0.0103	13884.4	0.0103	13884.4
i-C5	0.0128	17254.4	0.0128	17254.4
n-C5	0.0128	17254.4	0.0128	17254.4
n-C6+	0.0153	20624.4	0.0153	20624.4
H2O	0.4066	548096.8	0.4066	548096.8
CO	0	0	0	0
H2	0	0	0	0
O2	0	0	0	0
Ethylene	0.3001	404534.8	0.3001	404534.8
Asethylene	0.0094	12671.2	0.0094	12671.2
1,2-Butadiene	0	0	0	0
1-Butene	0	0	0	0
MEA	0	0	0	0
Total	1	1348000	1	1348000

Komponen	Masuk (106)		Masuk (107)	
	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)
CO2	0	0	0	0
N2	0	0	0	0
CH4	0.9992	172362	0.9992	172362
C2H2	0	0	0	0
C2H6	0	0	0	0
C3H6	0	0	0	0
C3	0	0	0	0
i-C4	0	0	0	0
n-C4	0	0	0	0
i-C5	0	0	0	0
n-C5	0	0	0	0
n-C6+	0	0	0	0
H2O	0	0	0	0
CO	0	0	0	0
H2	0	0	0	0
O2	0.0002	34.5	0.0002	34.5
Ethylene	0.0006	103.5	0.0006	103.5
Asetylene	0	0	0	0
1,2-Butadiene	0	0	0	0
1-Butene	0	0	0	0
MEA	0	0	0	0
Total	1	172500	1	172500
Total	Masuk Kg/Hr	1520500	Keluar (Kg/Hr)	1520500

30. HE-202

Fungsi : Tempat Pertukaran panas antara Methane Separator Dan OCM
Output

T (70) = 1202	Celcius	P (70) = 4	Bar
T (71) = 1186	Celcius	P (71) = 3	Bar
T (106) = -129	Celcius	P (101)= 30	Bar
T (107) = 400	Celcius	P (102)= 29	Bar



Tabel IV-1.18 Neraca massa HE-202				
Komponen	Masuk (70)		Keluar (71)	
	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)
CO2	0.058	78184	0.058	78184
N2	0	0	0	0
CH4	0.1299	175105.2	0.1299	175105.2
C2H2	0.0094	12671.2	0.0094	12671.2
C2H6	0.0267	35991.6	0.0267	35991.6
C3H6	0	0	0	0
C3	0.0078	10514.4	0.0078	10514.4
i-C4	0.0103	13884.4	0.0103	13884.4
n-C4	0.0103	13884.4	0.0103	13884.4
i-C5	0.0128	17254.4	0.0128	17254.4
n-C5	0.0128	17254.4	0.0128	17254.4
n-C6+	0.0153	20624.4	0.0153	20624.4
H2O	0.4066	548096.8	0.4066	548096.8
CO	0	0	0	0
H2	0	0	0	0
O2	0	0	0	0
Ethylene	0.3001	404534.8	0.3001	404534.8
Asethylene	0	0	0	0
1,2-Butadiene	0	0	0	0
1-Butene	0	0	0	0
MEA	0	0	0	0
Total	1	1348000	1	1348000
Komponen	Masuk (106)		Masuk (107)	
	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)
CO2	0.9657	78009.246	0.9657	78009.246
N2	0	0	0	0
CH4	0.0343	2770.754	0.0343	2770.754
C2H2	0	0	0	0
C2H6	0	0	0	0
C3H6	0	0	0	0
C3	0	0	0	0
i-C4	0	0	0	0
n-C4	0	0	0	0
i-C5	0	0	0	0
n-C5	0	0	0	0
n-C6+	0	0	0	0
H2O	0	0	0	0
CO	0	0	0	0
H2	0	0	0	0
O2	0	0	0	0
Ethylene	0	0	0	0
Asethylene	0	0	0	0
1,2-Butadiene	0	0	0	0
1-Butene	0	0	0	0
MEA	0	0	0	0
Total	1	80780	1	80780
Total	Masuk Kg/Hr	1428780	Keluar (Kg/Hr)	1428780

31. Air Cooler-1

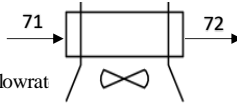
Fungsi : Menurunkan Temperatur Output OCM hingga Mencapai Suhu yang lebih dingin

T (71) = 1100 Celcius

P (71) = 3

T (72) = 45 Celcius

P (72) = 2



Pada Air Cooler Tidak Terjadi perubahan komposisi sehingga Flowrat pada arus (71) = (72)

32 Flash Separator 1

Fungsi : Memisahkan Komponen sales gas dari CO₂ dan H₂O

Arus 72 = Aliran dari Cooler (E-202)

Arus 73 = Fase gas dari arus 72

Arus 74 = Fase gas dari arus 5

Kondisi Operasi

Suhu = 45 Celcius

Tekanan = 2 Bar 200 Kpa

Tabel IV-1.19 Neraca Massa Flash Separator F-200				
Komponen	Masuk (72)		Keluar (73)	
	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)
CO2	0.058	78184	0.100987591	78145.9703
N2	0	0	0	0
CH4	0.1298	174970.4	0.225179889	174248.1497
C2H2	0.0094	12671.2	0.015881899	12289.69204
C2H6	0.0267	35991.6	0.04503349	34847.70456
C3H6	0	0	0	0
C3	0.0078	10514.4	0.012152065	9403.481424
i-C4	0.0103	13884.4	0.013725598	10621.10874
n-C4	0.0103	13884.4	0.012610919	9758.55014
i-C5	0.0128	17254.4	0.010996009	8508.905119
n-C5	0.0128	17254.4	0.009484392	7339.189322
n-C6+	0.0153	20624.4	0.005153418	3987.805256
H2O	0.4067	548231.6	0.035461617	27440.82146
CO	0	0	0	0
H2	0	0	0	0
O2	0	0	5.68224E-05	43.97015335
Ethylene	0.3001	404534.8	0.51327629	397182.201
1,2-Butadiene	0	0	0	0
1-Butene	0	0	0	0
MEA	0	0	0	0
	1	1348000	1	773817.5492
			Keluar (74)	
			Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)
			6.62277E-05	38.0297
			0	0
			0.00125778	722.2503247
			0.000664386	381.5079574
			0.001992063	1143.895442
			0	0
			0.001934635	1110.918576
			0.005682935	3263.291262
			0.007185058	4125.84986
			0.015230046	8745.494881
			0.017267075	9915.210678
			0.028972186	16636.59474
			0.906943254	520790.7785
			0	0
			0	0
			0	0
			0.012804355	7352.599021
			0	0
			0	0
			0	0
			1	574226.421
Total	Masuk (Kg/Hr)	1348000	Keluar (kg/Hr)	1348000

33. First Compressor

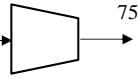
Fungsi : Menaikkan Tekanan Udara

P73 = 2 Bar T73 = 45

P75 = 4.5 Bar T75 = 110.2 73

Pada Main Air compressor tidak terjadi perubahan komposisi dan flowrate

Sehingga Komposisi dan flowrate pada arus (73) = (75)



34. Air Cooler-2

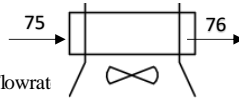
Fungsi : Menurunkan Temperatur Output OCM hingga Mencapai Suhu yang lebih dingin

T (71) = 110.2 Celcius P (71) = 4.5

T (72) = 45 Celcius P (72) = 4

Pada Air Cooler Tidak Terjadi perubahan komposisi sehingga Flowrat

pada arus (75) = (76)



35 Flash Separator 2

Fungsi : Memisahkan Komponen sales gas dari CO2 dan H2O

Arus 76 = Aliran dari Cooler (E-202)

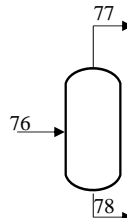
Arus 77 = Fase gas dari arus 72

Arus 78 = Fase gas dari arus 5

Kondisi Operasi

Suhu = 45 Celcius

Tekanan = 4.5 Bar 450 Kpa



Tabel IV-1.20 Neraca Massa Flash Separator F-202				
Komponen	Masuk (76)		Keluar (77)	
	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)
CO2	0.094478183	4.157040072	0.096091921	78143.5239
N2	0	0	0	0
CH4	0.211650398	3.386406367	0.215272237	175062.9095
C2H2	0.015240174	0.396244521	0.015500969	12605.6422
C2H6	0.043456954	1.303708611	0.044200605	35944.6561
C3H6	0	0	0	0
C3	0.012745777	0.560814209	0.012963888	10542.446
i-C4	0.016800135	0.974407856	0.017087626	13895.937
n-C4	0.016800135	0.974407856	0.017087626	13895.937
i-C5	0.020854493	1.501523526	0.021211363	17249.428
n-C5	0.020854493	1.501523526	0.021211363	17249.428
n-C6+	0.024908823	2.142158756	0.025335072	20602.8953
H2O	0.033103809	0.596368432	0.016560935	13467.6239
CO	0	0	0	0
H2	0	0	0	0
O2	5.31828E-05	0.001701849	5.40929E-05	43.9892
Ethylene	0.489053441	13.69349635	0.497422303	404511.9654
1,2-Butadiene	0	0	0	0
1-Butene	0	0	0	0
MEA	0	0	0	0
	1	31.18980193	1	813216.3815
			Keluar (78)	
			Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)
			0.000175797	2.4464
			0	0
			2.15578E-08	0.0003
			0	0
			0	0
			0	0
			0	0
			0	0
			0	0
			0	0
			0.999824174	13913.6105
			0	0
			0	0
			0	0
			7.18594E-09	0.0001
			0	0
			0	0
			0	0
			1	13916.0573
Total	Masuk (Kg/Hr)	31.18980193	Keluar (kg/Hr)	827132.4388

36. Second Compressor

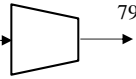
Fungsi : Menaikkan Tekanan Udara

P77 = 4.5 Bar T77 = 45

P79 = 12.4 Bar T79 = 136.7 77

Pada Main Air compressor tidak terjadi perubahan komposisi dan flowrate

Sehingga Komposisi dan flowrate pada arus (77) = (79)



37. Air Cooler-3

Fungsi : Menurunkan Temperatur Output OCM hingga Mencapai Suhu yang lebih dingin

T (79) = 136.7 Celcius P (79) = 12.4

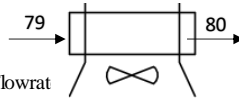
T (80) = 32 Celcius P (80) = 12

Pada Air Cooler Tidak Terjadi perubahan komposisi sehingga Flowrat

pada arus (79) = (80)

38 Flash Separator 3

Fungsi : Memisahkan Komponen sales gas dari CO2 dan H2O



Arus 80 = Aliran dari Cooler (E-203)

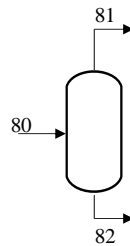
Arus 81 = Fase gas dari arus 72

Arus 82 = Fase gas dari arus 5

Kondisi Operasi

Suhu = 32 Celcius 305.15

Tekanan = 4.5 Bar 450 Kpa



Tabel IV-1.21 Neraca Massa Flash Separator F-203				
Komponen	Masuk (80)		Keluar (81)	
	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)
CO2	0.096091921	78143.5239	0.097427017	78136.1116
N2	0	0	0	0
CH4	0.215272237	175062.9095	0.218283924	175062.9092
C2H2	0.015500969	12605.6422	0.01571783	12605.6422
C2H6	0.044200605	35944.6561	0.044818977	35944.6561
C3H6	0	0	0	0
C3	0.012963888	10542.446	0.013145254	10542.446
i-C4	0.017087626	13895.937	0.017326684	13895.937
n-C4	0.017087626	13895.937	0.017326684	13895.937
i-C5	0.021211363	17249.428	0.021508113	17249.428
n-C5	0.021211363	17249.428	0.021508113	17249.428
n-C6+	0.0253335072	20602.8953	0.025689513	20602.8953
H2O	0.016560935	13467.6239	0.002811734	2255
CO	0	0	0	0
H2	0	0	0	0
O2	5.40929E-05	43.9892	5.48495E-05	43.9891
Ethylene	0.497422303	404511.9654	0.504381308	404511.9654
1,2-Butadiene	0	0	0	0
1-Butene	0	0	0	0
MEA	0	0	0	0
	1	813216.3815	1	801996.3449
			Keluar (82)	
			Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)
			0.000660631	7.4123
			0	0
			2.67379E-08	0.0003
			0	0
			0	0
			0	0
			0	0
			0	0
			0	0
			0	0
			0	0
			0.999339343	11212.6239
			0	0
			0	0
			0	0
			0	0
			0	0
			0	0
			1	11220.0365
Total	Masuk (Kg/Hr)	813216.3815	Keluar (kg/Hr)	813216.3815

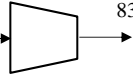
39. Third Compressor

Fungsi : Menaikkan Tekanan Udara

P81 = 12 Bar T81 = 32

P82 = 35 Bar T82 = 118.7 81

Pada Main Air compressor tidak terjadi perubahan komposisi dan flowrate
Sehingga Komposisi dan flowrate pada arus (81) = (82)



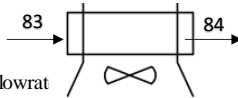
40. Air Cooler-4

Fungsi : Menurunkan Temperatur Output OCM hingga Mencapai Suhu yang lebih dingin

T (82) = 118.7 Celcius P (82) = 35

T (83) = 32 Celcius P (83) = 34

Pada Air Cooler Tidak Terjadi perubahan komposisi sehingga Flowrat pada arus (82) = (83)



41 Flash Separator 4

Fungsi : Memisahkan Komponen sales gas dari CO2 dan H2O
= Aliran dari Cooler (E-203)

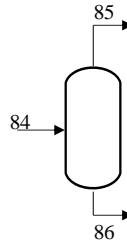
Arus 81 = Fase gas dari arus 72

Arus 82 = Fase gas dari arus 5

Kondisi Operasi

Suhu = 32 Celcius 305.15

Tekanan = 4.5 Bar 450 Kpa



Tabel IV-1.22 Neraca Massa Flash Separator F-203				
Komponen	Masuk (84)		Keluar (85)	
	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)
CO2	0.097427017	78136.1116	0.097591645	78133.8229
N2	0	0	0	0
CH4	0.218283924	175062.9092	0.218659175	175062.9091
C2H2	0.01571783	12605.6422	0.01574485	12605.6422
C2H6	0.044818977	35944.6561	0.044896026	35944.6561
C3H6	0	0	0	0
C3	0.013145254	10542.446	0.013167852	10542.446
i-C4	0.017326684	13895.937	0.01735647	13895.937
n-C4	0.017326684	13895.937	0.01735647	13895.937
i-C5	0.021508113	17249.428	0.021545088	17249.428
n-C5	0.021508113	17249.428	0.021545088	17249.428
n-C6+	0.025689513	20602.8953	0.025733675	20602.8953
H2O	0.002811734	2255	0.001100329	880.9451
CO	0	0	0	0
H2	0	0	0	0
O2	5.48495E-05	43.9891	5.49438E-05	43.9891
Ethylene	0.504381308	404511.9654	0.505248388	404511.9653
1,2-Butadiene	0	0	0	0
1-Butene	0	0	0	0
MEA	0	0	0	0
	1	801996.3449	1	800620.0011
			Keluar (86)	
			Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)
			0.001662884	2.2887
			0	0
			7.26563E-08	0.0001
			0	0
			0	0
			0	0
			0	0
			0	0
			0	0
			0	0
			0.998336971	1374.0549
			0	0
			0	0
			0	0
			7.26563E-08	0.0001
			0	0
			0	0
			0	0
			1	1376.3438
Total	Masuk (Kg/Hr)	801996.3449	Keluar (kg/Hr)	801996.3449

42. Absorber (D-300)

Fungsi: Membersihkan gas dari CO₂ dengan MEA

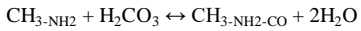
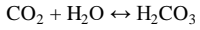
Arus 85: Arus gabungan dari Flash Separator

Arus 87: Lean MEA

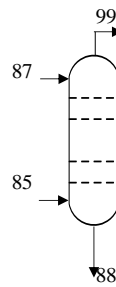
Arus 99: Gas dengan kadar CO₂ 1 ppm

Arus 88: Rich MDEA setelah mengabsorpsi CO₂

Reaksi di absorber



Asumsi recovery 99,9%

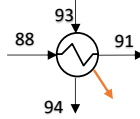


Tabel IV-1.23 Neraca Massa Absorber				
Komponen	Masuk (85)		Keluar (99)	
	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)
CO2	0.097591645	78133.8229	0.0979	70577.30072
N2	0	0	0	0
CH4	0.218659175	175062.9091	0.2385	171937.5508
C2H2	0.01574485	12605.6422	0.0156	11246.22974
C2H6	0.044896026	35944.6561	0.0453	32657.32097
C3H6	0	0	0	0
C3	0.013167852	10542.446	0.0112	8074.216222
i-C4	0.01735647	13895.937	0.0126	9083.493249
n-C4	0.01735647	13895.937	0.0103	7425.395275
i-C5	0.021545088	17249.428	0.0124	8939.310817
n-C5	0.021545088	17249.428	0.0121	8723.037168
n-C6+	0.025733675	20602.8953	0.0193	13913.60474
H2O	0.001100329	880.9451	0.0002	144.1824325
CO	0	0	0	0
H2	0	0	0	0
O2	5.49438E-05	43.9891	0.0001	72.09121627
Ethylene	0.505248388	404511.9653	0.5243	377974.2469
1,2-Butadiene	0	0	0	0
1-Butene	0	0	0	0
MEA	0	0	0.0002	144.1824325
Total	1	800620.0011	1	720912.1627
Komponen	Masuk (87)		Keluar (88)	
	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)
CO2	0.0003	99.3052	0.0165	7661.448702
N2	0	0	0	0
CH4	0	0	0.0068	3157.445526
C2H2	0.0001	26.3452	0.003	1392.990673
C2H6	0.0002	83.0161	0.0072	3343.177615
C3H6	0	0	0	0
C3	0.0006	232.1332	0.0058	2693.115301
i-C4	0.0028	1094.7486	0.0128	5943.426872
n-C4	0.0059	2268.4048	0.0189	8775.84124
i-C5	0.0201	7729.388	0.0345	16019.39274
n-C5	0.0279	10738.6361	0.0415	19269.70431
n-C6+	0.0919	35341.4592	0.0906	42068.31833
H2O	0.0013	480.645	0.0027	1253.691606
CO	0	0	0	0
H2	0	0	0	0
O2	0	0	0	0
Ethylene	0.0011	422.6333	0.0581	26977.58603
1,2-Butadiene	0	0	0	0
1-Butene	0	0	0	0
MEA	0.8478	326094.8176	0.7016	325774.0854
Total	1	384622.3859	1	464330.2244
Total	Masuk (Kg/Hr)	1185242.387	Keluar (kg/Hr)	1185242.387

41. HE-300

Fungsi : Tempat Pertukaran panas antara Bottom produk kolom
 Absorpsi dan Produk atas D-301

T (88) = 35.36 Celcius P (88) = 32 Bar
 T (91) = 145 Celcius P (91) = 29 Bar
 T (93) = 272.5 Celcius P (93) = 22 Bar
 T (94) = 165.3 Celcius P (94) = 18 Bar



Tabel IV-1.24 Neraca massa HE-300

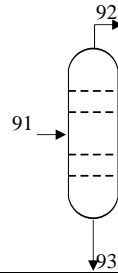
Komponen	Masuk (88)		Keluar (91)	
	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)
CO2	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)
N2	0.0165	7661.448702	0.0165	7661.448702
CH4	0	0	0	0
C2H2	0.0068	3157.445526	0.0068	3157.445526
C2H6	0.003	1392.990673	0.003	1392.990673
C3H6	0.0072	3343.177615	0.0072	3343.177615
C3	0	0	0	0
i-C4	0.0058	2693.115301	0.0058	2693.115301
n-C4	0.0128	5943.426872	0.0128	5943.426872
i-C5	0.0189	8775.84124	0.0189	8775.84124
n-C5	0.0345	16019.39274	0.0345	16019.39274
n-C6+	0.0415	19269.70431	0.0415	19269.70431
H2O	0.0906	42068.31833	0.0906	42068.31833
CO	0.0027	1253.691606	0.0027	1253.691606
H2	0	0	0	0
O2	0	0	0	0
Ethylene	0	0	0	0
1,2-Butadiene	0.0581	26977.58603	0.0581	26977.58603
1-Butene	0	0	0	0
MEA	0	0	0	0
Total	0.2984	138556.1389	0.2984	138556.1389
Komponen	Masuk (93)		Keluar (94)	
	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)
CO2	0.0003	0.0018	0.0003	0.0018
N2	0	0	0	0
CH4	0	0	0	0
C2H2	0.0001	0.0006	0.0001	0.0006
C2H6	0.0002	0.0012	0.0002	0.0012
C3H6	0	0	0	0
C3	0.0006	0.0036	0.0006	0.0036
i-C4	0.0028	0.0168	0.0028	0.0168
n-C4	0.0059	0.0354	0.0059	0.0354
i-C5	0.0202	0.1212	0.0202	0.1212
n-C5	0.0281	0.1686	0.0281	0.1686
n-C6+	0.0928	0.5568	0.0928	0.5568
H2O	0.0013	0.0078	0.0013	0.0078
CO	0	0	0	0

H2	0	0	0	0
O2	0	0	0	0
Ethylene	0.0011	0.0066	0.0011	0.0066
1,2-Butadiene	0	0	0	0
1-Butene	0	0	0	0
MEA	0.8466	5.0796	0.8466	5.0796
Total	1	384718.3859	1	384718.3859
Total	Masuk (Kg/Hr)	523274.5248	Keluar (kg/Hr)	523274.5248

42. Distilasi D-301

Fungsi : Memisahkan CO2 yang akan di Recycle dan MEA sehingga menjadi rich MEA yang akan di Backup

T 91 = 145 Celcius P 91 = 29 Bar
T 92 = 81.43 Celcius P 92 = 20 Bar
T 93 = 272.5 Celcius P 93 = 22 Bar



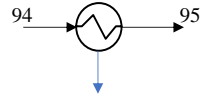
Tabel IV-1.25 Neraca massa D-301				
Komponen	Masuk (91)		Keluar (92)	
	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)
CO2	0.0165	7661.448702	0.0948	7547.202285
N2	0	0	0	0
CH4	0.0068	3157.445526	0.0394	3136.706435
C2H2	0.003	1392.990673	0.0172	1369.323621
C2H6	0.0072	3343.177615	0.0417	3319.813663
C3H6	0	0	0	0
C3	0.0058	2693.115301	0.031	2467.966992
i-C4	0.0128	5943.426872	0.0606	4824.47741
n-C4	0.0189	8775.84124	0.0814	6480.40365
i-C5	0.0345	16019.39274	0.1035	8239.82528
n-C5	0.0415	19269.70431	0.1064	8470.699611
n-C6+	0.0906	42068.31833	0.08	6368.947076
H2O	0.0027	1253.691606	0.0096	764.2736491
CO	0	0	0	0
H2	0	0	0	0
O2	0	0	0	0
Ethylene	0.0581	26977.58603	0.3337	26566.47049
1,2-Butadiene	0	0	0	0
1-Butene	0	0	0	0
MEA	0.7016	325774.0854	0.0007	55.72828691
Total	1	464330.2244	1	79611.83845
			Keluar (94)	
			Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)
			0.0003	115.4155158
			0	0
			0	0
			0.0001	38.47183859
			0.0002	76.94367718
			0	0
			0.0006	230.8310315
			0.0028	1077.211481
			0.0059	2269.838477
			0.0202	7771.311395
			0.0281	10810.58664
			0.0928	35701.86621
			0.0013	500.1339017
			0	0
			0	0
			0	0
			0.0011	423.1902245
			0	0
0	0			
0.8466	325702.5855			
1	384718.3859			
Total	Masuk (Kg/Hr)	464330.2244	Keluar (kg/Hr)	464330.2244

43. Cooler E-301

Fungsi : Menurunkan temperature arus (94)

P (94) = 18 Bar T (94) = 165.3

P (95) = 25 Bar T (95) = 38

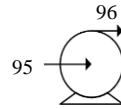


44. Pompa P-300

Fungsi : Menaikkan Tekanan pada arus 95

P (96) = 33 Bar T (96) = 38.05

P (95) = 25 Bar T (95) = 38



45. Molecular Sieve Separator (D-310 a/b)

Fungsi: Memisahkan CO2 & H2O dari gas dengan Molecular Sieve 4A

Arus 99: Fase gas dari keluar Kolom absorpsi D-300

Arus 104: Sweet gas dengan kadar CO2 & H2O < 1 Ppm

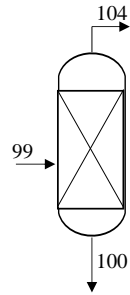
Arus 100: Gas dengan kadar N2 dan H2

Metode pemisahan nitrogen ini disebut dual-reflux pressure swing

adsorption (DR PSA) menggunakan molecular

sieve MSC-3K 172

Asumsi CO2 dan H2O terpisah 100% dari gas



Data Ukuran partikel yang disaring

Komponen	Diameter (A)
H2	1.2
CO2	2.8
N2	3
CH4	4
C2H6	4.4
H2O	4.9
C3	4.9

Sumber: PT Badak NGL

Tabel IV-1.26 Neraca massa molecular sieve D-310 (A/B)				
Komponen	Masuk (99)		Keluar (104)	
	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)
CO2	0.0979	70577.30072	0	0
N2	0	0	0	0
CH4	0.2385	171937.5508	0.2644	171946.7612
C2H2	0.0156	11246.22974	0.0173	11250.67689
C2H6	0.0453	32657.32097	0.0502	32646.47282
C3H6	0	0	0	0
C3	0.0112	8074.216222	0.0124	8064.068984
i-C4	0.0126	9083.493249	0.0139	9039.5612
n-C4	0.0103	7425.395275	0.0114	7413.74084
i-C5	0.0124	8939.310817	0.0138	8974.528386
n-C5	0.0121	8723.037168	0.0134	8714.397128
n-C6+	0.0193	13913.60474	0.0214	13917.02228
H2O	0.0002	144.1824325	0.0002	130.0656288
CO	0	0	0	0
H2	0	0	0	0
O2	0.0001	72.09121627	0.0001	65.03281439
Ethylene	0.5243	377974.2469	0.5812	377970.7172
1,2-Butadiene	0	0	0	0
1-Butene	0	0	0	0
MEA	0.0002	144.1824325	0.0005	325.164072
Total	1	720912.1627	1	650328.1439

			Keluar (100)	
			Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)
			0.998444885	70577.30072
			0	0
			0	0
			0	0
			0.000153467	10.84814427
			0	0
			0.000143551	10.14723732
			0.000621499	43.93204918
			0.000164873	11.65443483
			0	0
			0.000122229	8.640039805
			0	0
			0.000199708	14.11680375
			0	0
			0	0
			9.9854E-05	7.058401875
			4.99332E-05	3.529642715
			0	0
			0	0
			0	0
			1	70687.22748
Total	Masuk (Kg/Hr)	720912.1627	Keluar (kg/Hr)	720912.1627

47. Deethanizer

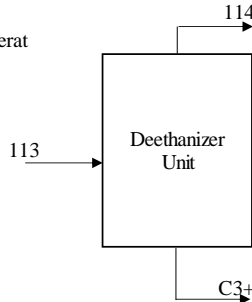
Fungsi : Memisahkan Ethane dengan produk yang lebih berat

Kondisi feed masuk :

T = -14.61 Celcius 258.54 K

P = 26 Bar 2600 Kpa

Komposisi Feed Masuk Kolom Deethanizer D-401



Tabel IV-1.28 Neraca massa Deethanizer D-401

Komponen	Masuk (113)		Keluar (114)	
	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)
CO2	0	0	0	0
N2	0	0	0	0
CH4	0.000359252	171.7987991	0.000407467	171.7987991
C2H2	0.023526483	11250.66466	0.026668394	11244.10265
C2H6	0.06826606	32645.70225	0.077350568	32613.05217
C3H6	0	0	0	0
C3	0.016862931	8064.068984	1.91246E-05	8.063428829
i-C4	0.018902801	9039.5612	1.43455E-09	0.000604842
n-C4	0.015503017	7413.74084	3.35157E-11	1.41311E-05
i-C5	0.01876681	8974.528386	3.31208E-15	1.39646E-09
n-C5	0.018222844	8714.397128	1.39005E-16	5.86082E-11
n-C6+	0.029102155	13917.02228	6.7608E-22	2.85053E-16
H2O	0.000271983	130.0656288	9.63381E-33	4.06187E-27
CO	0	0	0	0
H2	0	0	0	0
O2	1.21821E-09	0.000582566	1.38171E-09	0.000582566
Ethylene	0.789592289	377593.1241	0.895554444	377589.5221
1,2-Butadiene	0	0	0	0
1-Butene	0	0	0	0
MEA	0.000623375	298.10566	7.5372E-77	3.17788E-71
Total	1	478212.7805	1	421626.5404

			Keluar (C3 +)	
			Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)
			0	0
			0	0
			9.05369E-16	5.12314E-11
			0.000115965	6.562012075
			0.000576997	32.65007635
			0	0
			0.142366864	8056.005555
			0.159748387	9039.560595
			0.131016671	7413.740826
			0.158599129	8974.528386
			0.154002053	8714.397128
			0.245943576	13917.02228
			0.002298538	130.0656288
			0	0
			0	0
			0	0
			6.36552E-05	3.602010659
			0	0
			0	0
			0.005268165	298.10566
			1	56586.24016
Total	Masuk (Kg/Hr)	478212.7805	Keluar (kg/Hr)	478212.7805

48. C2 Splitter

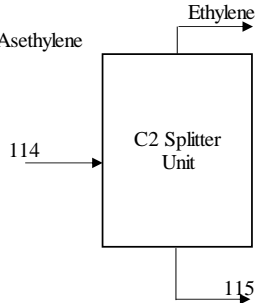
Fungsi : Memisahkan Ethane dengan produk Ethane dan Asethylene

Kondisi feed masuk :

T = -27.85 Celcius 245.3 K

P = 20 Bar 2000 Kpa

Komposisi Feed Masuk Kolom Deethanizer D-401



Tabel IV-1.29 Neraca massa C2 Splitter D-401

Komponen	Masuk (114)		Keluar (Ethylene)	
	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)
CO2	0	0	0	0
N2	0	0	0	0
CH4	0.000407467	171.7987991	0.000455205	171.7987991
C2H2	0.026668394	11244.10265	2.97905E-05	11.24321005
C2H6	0.077350568	32613.05217	3.96024E-05	14.94633405
C3H6	0	0	0	0
C3	1.91246E-05	8.063428829	7.99758E-28	3.01836E-22
i-C4	1.43455E-09	0.000604842	2.75633E-45	1.04027E-39
n-C4	3.35157E-11	1.41311E-05	5.82869E-52	2.1998E-46
i-C5	3.31208E-15	1.39646E-09	4.10539E-69	1.54941E-63
n-C5	1.39005E-16	5.86082E-11	6.29303E-75	2.37505E-69
n-C6+	6.7608E-22	2.85053E-16	3.28689E-98	1.24051E-92
H2O	9.63381E-33	4.06187E-27	1.8667E-138	7.0451E-133
CO	0	0	0	0
H2	0	0	0	0
O2	1.38171E-09	0.000582566	1.54359E-09	0.000582566
Ethylene	0.895554444	377589.5221	0.999475401	377211.8538
1,2-Butadiene	0	0	0	0
1-Butene	0	0	0	0
MEA	7.5372E-77	3.17788E-71	0	0
Total	1	421626.5404	1	377409.8427

Komponen			Keluar (115)	
			Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)
CO2			0	0
N2			0	0
CH4			0	0
C2H2			0.254041121	11232.85944
C2H6			0.737235198	32598.10584
C3H6			0	0
C3			0.000182362	8.063428829
i-C4			1.3679E-08	0.000604842
n-C4			3.19588E-10	1.41311E-05
i-C5			3.15822E-14	1.39646E-09
n-C5			1.32548E-15	5.86082E-11
n-C6+			6.44674E-21	2.85053E-16
H2O			9.18628E-32	4.06187E-27
CO			0	0
H2			0	0
O2			0	0
Ethylene			0.008541305	377.6682839
1,2-Butadiene			0	0
1-Butene			0	0
MEA			7.18707E-76	3.17788E-71
Total			1	44216.69761
Total	Masuk (Kg/Hr)	421626.5404	Keluar (kg/Hr)	421626.5404

49. Dehydrogenation Reactor

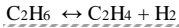
Fungsi : Mereaksikan Mendehidrogenasikan Ethane pada bottom produk C2 Splitter

Arus 118 = Methane Recycle dari C2 Splitter

Arus 119 = campuran Ethylene, hidrogen, dan asethylen dari

Dehydrogenation reactor (R-101)

Reaksi utama:



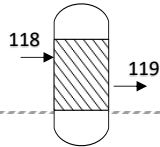
$$1 = 100\%$$

$$T(118) = 479.6$$

$$P(118) = 7 \text{ Bar}$$

$$T(119) = 352.4$$

$$P(119) = 7 \text{ Bar}$$



Tabel IV-1.30 Neraca massa Dehydrogenation Reactor (R-101)

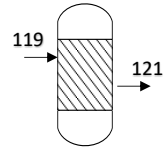
Komponen	Masuk (118)		Keluar (119)	
	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)
CO2	0	0	0	0
N2	0	0	0	0
CH4	0	0	0	0
C2H2	0.254041121	11232.85944	0.256229657	11232.85944
C2H6	0.737235198	32598.10584	0	0
C3H6	0	0	0	0
C3	0.000182362	8.063428829	0.000183933	8.063428829
i-C4	1.3679E-08	0.000604842	1.37969E-08	0.000604842
n-C4	3.19588E-10	1.41311E-05	3.22341E-10	1.41311E-05
i-C5	3.15822E-14	1.39646E-09	3.18543E-14	1.39646E-09
n-C5	1.32548E-15	5.86082E-11	1.3369E-15	5.86082E-11
n-C6+	6.44674E-21	2.85053E-16	6.50227E-21	2.85053E-16
H2O	9.18628E-32	4.06187E-27	9.26541E-32	4.06187E-27
CO	0	0	0	0
H2	0	0	0.049572426	2173.207056
O2	0	0	0	0
Ethylene	0.008541305	377.6682839	0.69401397	30424.89878
1,2-Butadiene	0	0	0	0
1-Butene	0	0	0	0
MEA	7.18707E-76	3.17788E-71	7.24898E-76	3.17788E-71
Total	1	44216.69761	1	43839.02933

50. Dehydrogenation Reactor

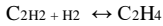
Fungsi : Mereaksikan Mendehidrogenasikan Ethane pada bottom produk C2 Splitter

Arus 119 = campuran Ethylene, Asetylene, & H2 dari dehidrogenator

Arus 121 = Ethylene dari Hidrogenator



Reaksi utama:



T (119) = 352.4

T (121) = 422.5

1 = 100%

P (119) = 7 Bar

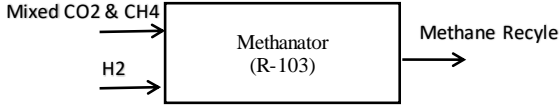
P (121) = 7 Bar

Tabel IV-1.31 Neraca massa Hidrogenation Reactor (R-102)

Komponen	Masuk (119)		Keluar (121)	
	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)
CO2	0	0	0	0
N2	0	0	0	0
CH4	0	0	0	0
C2H2	0.256229657	11232.85944	0	0
C2H6	0	0	0	0
C3H6	0	0	0	0
C3	0.000183933	8.063428829	0.000183933	8.063428829
i-C4	1.37969E-08	0.000604842	1.37969E-08	0.000604842
n-C4	3.22341E-10	1.41311E-05	3.22341E-10	1.41311E-05
i-C5	3.18543E-14	1.39646E-09	3.18543E-14	1.39646E-09
n-C5	1.3369E-15	5.86082E-11	1.3369E-15	5.86082E-11
n-C6+	6.50227E-21	2.85053E-16	6.50227E-21	2.85053E-16
H2O	9.26541E-32	4.06187E-27	9.26541E-32	4.06187E-27
CO	0	0	0	0
H2	0.049572426	2173.207056	0.029862453	1309.140945
O2	0	0	0	0
Ethylene	0.69401397	30424.89878	0.9699536	42521.82433
1,2-Butadiene	0	0	0	0
1-Butene	0	0	0	0
MEA	7.24898E-76	3.17788E-71	7.24898E-76	3.17788E-71
Total	1	43839.02933	1	43839.02933

51. REAKTOR METHANATOR (R-103)

Fungsi : Mengkonversikan karbon (karbon dioksida dan karbon monoksida) dan hidrogen menjadi metana dan air



Ketentuan dan kondisi operasi:

1. Tekanan = 7 Bar
2. Suhu operasi = 400 Celcius
3. pH operasi = 6
4. Waktu tinggal = 0.33333 Jam

Tabel IV-1.32 Neraca massa Methanation Reactor (R-103)

Komponen	Masuk (I10)		Keluar (Methane)	
	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)
CO2	0.3078	78119.64	0	0
N2	0	0	0	0
CH4	0.6912	175426.56	0.7813	209466.53
C2H2	0	0	0	0
C2H6	0	0	0	0
C3H6	0	0	0	0
C3	0	0	0	0
i-C4	0	0	0	0
n-C4	0	0	0	0
i-C5	0	0	0	0
n-C5	0	0	0	0
n-C6+	0	0	0	0
H2O	0	0	0.218	58445.8
CO	0	0	0	0
H2	0	0	0	0
O2	0.0002	50.76	0.0001	26.81
Ethylene	0.0008	203.04	0.0004	107.24
1,2-Butadiene	0	0	0	0
1-Butene	0	0	0	0
MEA	0	0	0	0
Total	1	253800	1	268100

Komponen	Masuk (Hidrogen)			
	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)		
CO2	0			
N2	0			
CH4	0			
C2H2	0			
C2H6	0			
C3H6	0			
C3	0			
i-C4	0			
n-C4	0			
i-C5	0			
n-C5	0			
n-C6+	0			
H2O	0			
CO	0			
H2	1	14300		
O2	0			
Ethylene	0			
1,2-Butadiene	0			
1-Butene	0			
MEA	0			
Total	1			
Total	Masuk (Kg/Hr)	268100	Keluar (kg/Hr)	268100

52. C3 & C4 Splitter

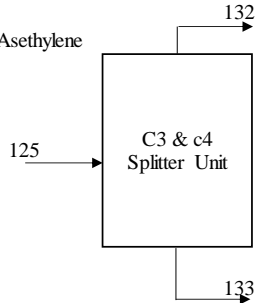
Fungsi : Memisahkan Ethane dengan produk Ethane dan Asethylene

Kondisi feed masuk :

T = 125.2 Celcius 398.35 K

P = 21 Bar 2100 Kpa

Komposisi Feed Masuk Kolom Deethanizer D-401



Tabel A.49 Neraca massa C3 & C4 Splitter D-403

Komponen	Masuk (125)		Keluar (132)	
	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)	Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)
CO2	0	0	0	0
N2	0	0	0	0
CH4	0	0	0	0
C2H2	0	0	0	0
C2H6	0	0	0	0
C3H6	0.029087092	10526.0008	0.032501303	10526.0008
C3	0.038398742	13895.6891	0.042905944	13895.6891
i-C4	0.038398154	13895.4761	0.042905287	13895.4761
n-C4	0.048163553	17429.3666	0.053816938	17429.3666
i-C5	0.048163487	17429.343	5.38126E-05	17.42795939
n-C5	0.056933107	20602.8822	2.32563E-09	0.000753188
n-C6+	0	0	0	0
H2O	0	0	0	0
CO	0	0	0	0
H2	0	0	0	0
O2	0	0	0	0
Ethylene	0.740855865	268100	0.827816713	268100
1,2-Butadiene	0	0	0	0
1-Butene	0	0	0	0
MEA	0	0	0	0
Total	1	361878.7578	1	323863.9613

Komponen			Keluar (133)	
			Fraksi Massa	FlowRate (Kg/Hr)
CO2			0	0
N2			0	0
CH4			0	0
C2H2			0	0
C2H6			0	0
C3H6			0	0
C3			0	0
i-C4			2.43491E-16	9.25625E-12
n-C4			3.26483E-11	1.24112E-06
i-C5			0.458029942	17411.91504
n-C5			0.541970058	20602.88145
n-C6+			0	0
H2O			0	0
CO			0	0
H2			0	0
O2			0	0
Ethylene			0	0
1,2-Butadiene			0	0
1-Butene			0	0
MEA			0	0
Total			1	38014.79649
Total	Masuk (Kg/Hr)	361878.7578	Keluar (kg/Hr)	361878.7578

BAB IV
NERACA ENERGI

Data Data Operasi

1 Tahun	=	330	Hari	Konversi	=	70%
1 Hari	=	24	Jam	Selectivity C2	=	42%
Basis				Ethylene/ Ethane	=	6 : 1
Ethylene	=	650	KTA	Feed Sales Gas	=	600 MMSCFD
	=	82.071	Ton/Hr		=	614300 Kg/hr
	=	82071	Kg/Hr			
	=	2931.1	Kmol/Hr			

Yield Ethylene 25%

Tabel IV-2.1

Komposisi dan Properti dari Feed Sales Gas

Komponen	BM	Fraksi Massa	Flow Rate	Flow Rate
	Kg/ Kmo		Kg/Hr	Kmol/ Hr
CO2	44	0.1113	68371.59	3008349.96
N2	28	0	0	0
CH4	16	0.6635	407588.05	6521408.8
C2H2	26	0	0	0
C2H6	30	0.0731	44905.33	1347159.9
C3H6	42	0	0	0
C3	44	0.0172	10565.96	464902.24
i-C4	58	0.0226	13883.18	805224.44
n-C4	58	0.0226	13883.18	805224.44
i-C5	72	0.0281	17261.83	1242851.76
n-C5	72	0.0281	17261.83	1242851.76
n-C6+	86	0.0335	20579.05	1769798.3
H2O	18.015	0	0	0
CO	28	0	0	0
H2	2	0	0	0
O2	32	0	0	0
Ethylene	28	0	0	0
1,2-Butadiene	54	0	0	0
1-Butene	56	0	0	0
MEA	61.083	0	0	0
Total		1	614300	17207771.6

Properties		
Tekanan	20	Bar
Suhu	30	Celcius
HHV (Higher Heating Value)	4.78E+04	Kj/Kg
Z (Compresibility)	0.9401	

1. Main Air Compressor

Fungsi : Menaikkan Tekanan Udara

P1 = 1.013 Bar

T1 = 29

P2 = 5.55 Bar

T2 = 273.7

AIR



Pada Main Air compressor tidak terjadi perubahan komposisi dan flowrate

Sehingga Komposisi dan flowrate pada arus (1) = (2)

Inlet		Outlet	
Arus	Air	Arus	1
m (Kg)	13092487.05	m (Kg)	13092487.05
Hm (Kj/h)	3.529739831	Hm (Kj/h)	256.0166241
H (Kj/h)	46213073.04	H (Kj/h)	3351894335
Arus	Q-11		
Q (Kj/h)	3305681262		
Total	3351894335	Total	3351894335

2. PreCooler

Fungsi : Mendinginkan temperatur udara

T Arus (2)= 273.7 Celcius

T Arus (3)= 17.09 Celcius

Pada precooler tidak terjadi perubahan komposisi dan flowrate sehingga komposisi dan flowrate pada arus (2) = (3)

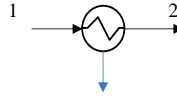


Table IV-2.3

Inlet		Outlet	
Arus	1	Arus	2
m (Kg)	13092487.05	m (Kg)	13092487.05
Hm (Kj/h)	256.0166241	Hm (Kj/h)	-9.543554408
H (Kj/h)	3351894335	H (Kj/h)	-124948862.5
Arus	Q-11		
Q (Kj/h)	-3476843198		
Total	-124948862.5	Total	-124948862.5

3. Komponen TEE (1)

Fungsi : Membagi komponen untuk penukaran panas pada LNG Exchanger

Pada Komponen TEE dengan kondisi operasi yang sama, terjadi pembagian arus dari arus (3) menjadi arus (4) & (5)

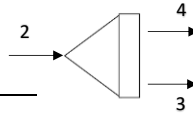


Table IV-2.4

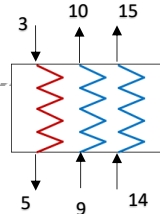
Inlet		Outlet	
Arus	2	Arus	3
m (Kg)	13092487.05	m (Kg)	5922171.206
Hm (Kj/h)	-9.543554408	Hm (Kj/h)	-9.543554408
H (Kj/h)	-124948862.5	H (Kj/h)	-56518563.11
Arus		Arus	4
m (Kg)		m (Kg)	7170315.846
Hm (Kj/h)		Hm (Kj/h)	-9.543554408
H (Kj/h)		H (Kj/h)	-68430299.4
Total	-124948862.5	Total	-124948862.5

4. LNG Exchanger-1 (Booster-HE)

Fungsi : Tempat Terjadinya perpindahan panas saat komponen udara

Dipisahkan

T(3)	=	17.09	Celcius	P(3)	=	5.5	Bar
T(9)	=	30.57	Celcius	P(9)	=	63.95	Bar
T(14)	=	30	Celcius	P(14)	=	7.377	Bar
T(5)	=	24	Celcius	P(5)	=	5.43	Bar
T(10)	=	23.87	Celcius	P(10)	=	63.9	Bar
T(15)	=	23.87	Celcius	P(15)	=	7.3	Bar



Tabel IV-2.5			
Inlet		Outlet	
Arus	3	Arus	5
m (Kg)	5922171.206	m (Kg)	5922171.206
Hm (Kj/h)	-9.543554408	Hm (Kj/h)	-2.521434206
H (Kj/h)	-56518563.11	H (Kj/h)	-14932365.05
Arus	9	Arus	10
m (Kg)	3779474.641	m (Kg)	3779474.641
Hm (Kj/h)	-10.00887896	Hm (Kj/h)	-17.48467986
H (Kj/h)	-37828304.23	H (Kj/h)	-66082904.13
Arus	14	Arus	15
m (Kg)	2142696.565	m (Kg)	2142696.565
Hm (Kj/h)	3.046377667	Hm (Kj/h)	-3.175501051
H (Kj/h)	6527462.962	H (Kj/h)	-6804135.192
Total	-87819404.38	Total	-72887039.32

Tabel IV-2.6			
Neraca Energi LNG Exchanger-1			
Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
Hin	-87819404.38	Hout	-72887039.32
TOTAL	-87819404.38	TOTAL	-72887039.32

$$Q_{loss} = 14,932,365.06 \text{ kJ}$$

$$= -0.170034916 \%$$

5. Komponen TEE-2

Fungsi : Membagi komponen untuk penukaran panas pada LNG Exchanger

Pada Komponen TEE dengan kondisi operasi yang sama, terjadi pembagian arus dari arus (5) menjadi arus (6) & (7)

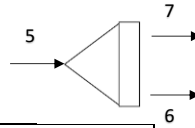


Table IV-2.7			
Inlet		Outlet	
Arus	5	Arus	7
m (Kg)	5922171.206	m (Kg)	3779474.641
Hm (Kj/h)	-2.521434206	Hm (Kj/h)	-2.521434206
H (Kj/h)	-14932365.05	H (Kj/h)	-9529696.64
Arus		Arus	6
m (Kg)		m (Kg)	2142696.565
Hm (Kj/h)		Hm (Kj/h)	-2.521434206
H (Kj/h)		H (Kj/h)	-5402668.412
Total	-14932365.05	Total	-14932365.05

6. Booster Compressor

Fungsi : Menaikkan Tekanan Udara pada Arus (7)

P7 = 5.43 Bar T7 = 29

P8 = 24 Bar T8 = 412.8

Pada Booster compressor tidak terjadi perubahan komposisi dan flowrate

Sehingga Komposisi dan flowrate pada arus (7) = (8)

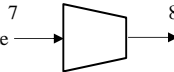


Table IV-2.8			
Inlet		Outlet	
Arus	7	Arus	8
m (Kg)	3779474.641	m (Kg)	3779474.641
Hm (Kj/h)	-2.521434206	Hm (Kj/h)	405.4843286
H (Kj/h)	-9529696.64	H (Kj/h)	1532517737
Arus	Q-108		
Q (Kj/h)	1542047434		
Total	1532517737	Total	1532517737

7. Booster Compressor

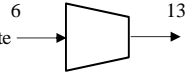
Fungsi : Menaikkan Tekanan Udara pada Arus (6)

P6 = 5.43 Bar

T6 = 24

P13 = 7.377 Bar

T13 = 60.17



Pada Booster compressor tidak terjadi perubahan komposisi dan flowrate

Sehingga Komposisi dan flowrate pada arus (6) = (13)

Tablel IV-2.9			
Inlet		Outlet	
Arus	6	Arus	13
m (Kg)	2142696.565	m (Kg)	2142696.565
Hm (Kj/h)	-2.521434206	Hm (Kj/h)	33.81852092
H (Kj/h)	-5402668.412	H (Kj/h)	72462828.61
Arus	Q-4		
Q (Kj/h)	77865497.02		
Total	72462828.61	Total	72462828.61

8. First Cooler

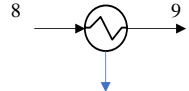
Fungsi : Mendinginkan temperatur udara pada arus (8)

T (8) = 412.8 Celcius

P(8) = 64

T (9) = 30.57 Celcius

P(9) = 63.95



Pada First cooler tidak terjadi [erubahan komposisi dan flowrate

sehingga komposisi dan flowrate pada arus (8) = (9)

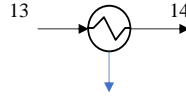
Tablel IV-2.10			
Inlet		Outlet	
Arus	8	Arus	9
m (Kg)	3779474.641	m (Kg)	3779474.641
Hm (Kj/h)	405.4843286	Hm (Kj/h)	-10.00887896
H (Kj/h)	1532517737	H (Kj/h)	-37828304.23
Arus	Q-3		
Q (Kj/h)	-1570346041		
Total	-37828304.23	Total	-37828304.23

9. Secondary Cooler

Fungsi : Mendinginkan temperatur udara pada arus (13)

T (13) = 60.17 Celcius P(13) = 7.377

T (14) = 30 Celcius P(14) = 7.377



Pada Secondary cooler tidak terjadi erubahan komposisi dan flowrate sehingga komposisi dan flowrate pada arus (13) = (14)

Inlet		Outlet	
Arus	13	Arus	14
m (Kg)	2142696.565	m (Kg)	2142696.565
Hm (Kj/h)	33.81852092	Hm (Kj/h)	3.046377667
H (Kj/h)	72462828.61	H (Kj/h)	6527462.962
Arus	Q-2		
Q (Kj/h)	-65935365.65		
Total	6527462.962	Total	6527462.962

10. LNG Exchanger-2 (Main-HE)

Fungsi : Tempat Terjadinya perpindahan panas saat komponen udara dipisahkan

T (4) = 17.9 Celcius

T (10) = 23.87 Celcius

T (15) = 23.87 Celcius

T (47) = -175 Celcius

T (19) = -178.2 Celcius

T (40) = -180 Celcius

T (18) = -136.1 Celcius

T (11) = -173.1 Celcius

T (16) = -170.8 Celcius

T (48) = 13.25 Celcius

T (20) = 16.55 Celcius

T (21) = 17.22 Celcius

P (4) = 5.5 Bar

P (10) = 63.9 Bar

P (15) = 7.3 Bar

P (47) = 1.3 Bar

P (19) = 5.35 Bar

P (40) = 3 Bar

P (18) = 5.39 Bar

P (11) = 63.7 Bar

P (16) = 7.27 Bar

P (48) = 1.22 Bar

P (20) = 5.27 Bar

P (21) = 2.5 Bar

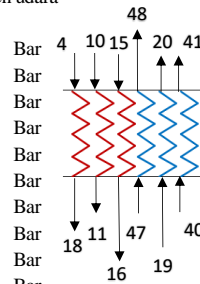


Table IV-2.12

Inlet		Outlet	
Arus	4	Arus	18
m (Kg)	7170315.846	m (Kg)	7170315.846
Hm (Kj/h)	-9.543554408	Hm (Kj/h)	-201.2050216
H (Kj/h)	-68430299.4	H (Kj/h)	-1442703554
Arus	10	Arus	11
m (Kg)	3779474.641	m (Kg)	3779474.641
Hm (Kj/h)	-17.48467986	Hm (Kj/h)	-376.9562571
H (Kj/h)	-66082904.13	H (Kj/h)	-1424696615
Arus	15	Arus	16
m (Kg)	2142696.565	m (Kg)	2142696.565
Hm (Kj/h)	-3.175501051	Hm (Kj/h)	-166.4847103
H (Kj/h)	-6804135.192	H (Kj/h)	-356726216.8

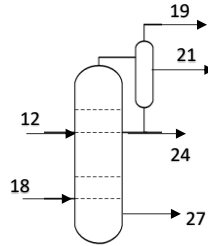
Arus	47	Arus	48
m (Kg)	9978813.579	m (Kg)	9978813.579
Hm (Kj/h)	-205.5362147	Hm (Kj/h)	-12.5229907
H (Kj/h)	-2051007571	H (Kj/h)	-124964589.7
Arus	19	Arus	20
m (Kg)	24993.6292	m (Kg)	24993.6292
Hm (Kj/h)	-217.491092	Hm (Kj/h)	-10.2988692
H (Kj/h)	-5435891.709	H (Kj/h)	-257406.1179
Arus	40	Arus	41
m (Kg)	3029954.939	m (Kg)	3029954.939
Hm (Kj/h)	-1.783085399	Hm (Kj/h)	-7.782737613
H (Kj/h)	-5402668.412	H (Kj/h)	-23581344.27
Total	-2203163469	Total	-3372929726

Neraca Energi LNG Exchanger-1			
Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
Hin	-2203163469.39	Hout	-3372929725.64
TOTAL	-2203163469.39	TOTAL	-3372929725.64

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{loss}} &= -1,169,766,256.25 \text{ kJ} \\
 &= 0.530948462 \%
 \end{aligned}$$

11. Refluxed absorber (HP-Column)

Fungsi : Tempat pemisahan awal komponen udara berdasarkan titik didih masing masing komponen



T (12) = -176 C	P (12) = 5.387
T (18) = -170.8 C	P (18) = 5.39
T (19) = -178.2 C	P (19) = 5.35
T (21) = -178.2 C	P (21) = 5.35
T (24) = -176.1 C	P (24) = 5.419
T (27) = -173.7 C	P (27) = 5.49 Bar

Inlet		Outlet	
Arus	12	Arus	19
m (Kg)	3779474.641	m (Kg)	24993.6292
Hm (Kj/h)	-376.9562571	Hm (Kj/h)	-217.491092
H (Kj/h)	-1424696615	H (Kj/h)	-5435891.709
Arus	18	Arus	21
m (Kg)	7170315.846	m (Kg)	3623279.661
Hm (Kj/h)	-201.2050216	Hm (Kj/h)	-389.5187341
H (Kj/h)	-1442703554	H (Kj/h)	-1411335307
Arus		Arus	24
m (Kg)		m (Kg)	2725706.649
Hm (Kj/h)		Hm (Kj/h)	-382.8809805
H (Kj/h)		H (Kj/h)	-1043621235
Arus		Arus	27
m (Kg)		m (Kg)	4575810.547
Hm (Kj/h)		Hm (Kj/h)	-377.1268477
H (Kj/h)		H (Kj/h)	-1725661007
Total	-2867400169	Total	-4186053440

Neraca Energi HP Column			
Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
Hin	-2867400168.84	Hout	-4186053440.20
TOTAL	-2867400168.84	TOTAL	-4186053440.20

$Q_{loss} = -1,318,653,271.36 \text{ kJ}$
 $= 0.459877657 \%$

13. LNG Exchanger-3 (sub Cool)

Fungsi : Tempat Terjadinya perpindahan panas saat komponen udara

Dipisahkan

T (46) = -193.3 C	P (46) = 1.33 Bar
T (24) = -176.1 C	P (24) = 5.419 Bar
T (21) = -178.2 C	P (21) = 5.35 Bar
T (27) = -173.7 C	P (27) = 5.49 Bar
T (42) = -180 C	P (42) = 1.4 Bar
T (47) = -175 C	P (47) = 1.3 Bar
T (25) = -180.8 C	P (25) = 5.34 Bar

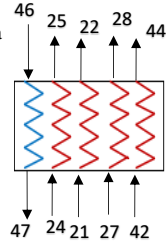


Table IV-2.13

Inlet		Outlet	
Arus	46	Arus	47
m (Kg)	9978813.579	m (Kg)	9978813.579
Hm (Kj/h)	-224.4993017	Hm (Kj/h)	-205.5362147
H (Kj/h)	-2240236680	H (Kj/h)	-2051007571
Arus	24	Arus	25
m (Kg)	2725706.649	m (Kg)	2725706.649
Hm (Kj/h)	-382.8809805	Hm (Kj/h)	-392.3425146
H (Kj/h)	-1043621235	H (Kj/h)	-1069410601
Arus	21	Arus	22
m (Kg)	3623279.661	m (Kg)	3623279.661
Hm (Kj/h)	-389.5187341	Hm (Kj/h)	-418.0430476
H (Kj/h)	-1411335307	H (Kj/h)	-1514686872
Arus	27	Arus	28
m (Kg)	4575810.547	m (Kg)	4575810.547
Hm (Kj/h)	-377.1268477	Hm (Kj/h)	-390.7126905
H (Kj/h)	-1725661007	H (Kj/h)	-1787827250
Arus	42	Arus	44
m (Kg)	257020.8834	m (Kg)	257020.8834
Hm (Kj/h)	-388.0383299	Hm (Kj/h)	-1.001498845
H (Kj/h)	-99733954.36	H (Kj/h)	-257406.1179
Total	-4280351503	Total	-4372182129

Neraca Energi LNG Exchanger-3

Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
Hin	-4280351502.85	Hout	-4372182128.92
TOTAL	-4280351502.85	TOTAL	-4372182128.92

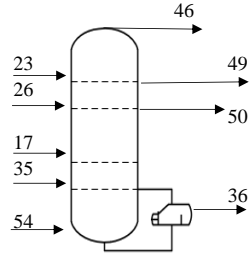
Qloss = -91,830,626.07 kJ

= 0.021453992 %

16. Reboiled Absorber (LP-column)

Fungsi : Memisahkan komponen sehingga menjadi lebih murni berdasarkan perbedaan tekanan dan titik didih

T (23) = -193.4 C	P (23) 1.33	Bar
T (26) = -191.7 C	P (26) 1.349	Bar
T (17) = -179.3 C	P (17) 1.358	Bar
T (35) = -188.2 C	P (35) 1.357	Bar
T (54) = -180.4 C	P (54) 1.391	Bar
T (46) = -193.3 C	P (46) 1.33	Bar
T (49) = -180.6 C	P (49) 1.365	Bar
T (50) = -180.3 C	P (50) 1.388	Bar
T (36) = -180 C	P (36) 1.4	Bar



Jumlah Tray Column = 80

Tabel IV-2.14

Inlet		Outlet	
Arus	23	Arus	46
m (Kg)	3623279.661	m (Kg)	9978813.579
Hm (Kj/h)	-418.0430476	Hm (Kj/h)	-224.4993017
H (Kj/h)	-1514686872	H (Kj/h)	-2240236680
Arus	26	Arus	49
m (Kg)	2725706.649	m (Kg)	0.169152948
Hm (Kj/h)	-392.3425146	Hm (Kj/h)	-380.5468898
H (Kj/h)	-1069410601	H (Kj/h)	-64.37062835
Arus	17	Arus	50
m (Kg)	2142696.565	m (Kg)	1740169.675
Hm (Kj/h)	-202.8246654	Hm (Kj/h)	-175.1828151
H (Kj/h)	-434591713.8	H (Kj/h)	-304847822.3
Arus	35	Arus	36
m (Kg)	4575810.547	m (Kg)	3574228.406
Hm (Kj/h)	-301.5109043	Hm (Kj/h)	-388.0383299
H (Kj/h)	-1379656776	H (Kj/h)	-1386937622
Arus	54	Arus	
m (Kg)	2225718.407	m (Kg)	
Hm (Kj/h)	-382.7015492	Hm (Kj/h)	
H (Kj/h)	-851785882.7	H (Kj/h)	
Total	-5250131845	Total	-3932022188

Neraca Energi LP Column

Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
Hin	-5250131845.07	Hout	-3932022188.49
TOTAL	-5250131845.07	TOTAL	-3932022188.49

$Q_{loss} = 1,318,109,656.58 \text{ kJ}$
 $= -0.251062201 \%$

17. Expander

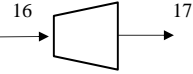
Fungsi : Menurunkan Tekanan Pada arus yang diinginkan

P16 = 7.27 Bar T6 = -136.1

P17 = 1.358 Bar T13 = -179.3

Pada Booster compressor tidak terjadi perubahan komposisi dan flowrate

Sehingga Komposisi dan flowrate pada arus (16) = (17)



Tablel IV-2.15

Inlet		Outlet	
Arus	16	Arus	17
m (Kg)	2142696.565	m (Kg)	2142696.565
Hm (Kj/h)	-166.4847103	Hm (Kj/h)	-202.8246654
H (Kj/h)	-356726216.8	H (Kj/h)	-434591713.8
Arus	Q-4		
Q (Kj/h)	-77865497.02		
Total	-434591713.8	Total	-434591713.8

18. Third Cooler

Fungsi : Menurunkan temperature arus (28)

P (28) = 5.34 Bar T (28) = -180.8

P (29) = 5.29 Bar T (29) = -184.6

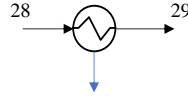


Table IV-2.16

Inlet		Outlet	
Arus	28	Arus	29
m (Kg)	4575810.547	m (Kg)	4575810.547
Hm (Kj/h)	-390.7126905	Hm (Kj/h)	-233.709545
H (Kj/h)	-1787827250	H (Kj/h)	-1069410601
Arus	Q-6		
Q (Kj/h)	718416648.9		
Total	-1069410601	Total	-1069410601

19. Komponen TEE-3

Fungsi : Membagi Arus Pada Komponen 30 Menjadi Arus (31) dan (32)

Pada Komponen TEE dengan kondisi operasi yang sama, terjadi pembagian arus dari arus (30) menjadi arus (31) & (32)

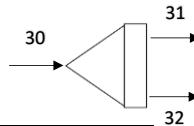


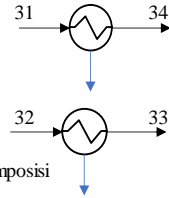
Table IV-2.17

Inlet		Outlet	
Arus	30	Arus	31
m (Kg)	4575810.547	m (Kg)	351893.4528
Hm (Kj/h)	-397.6322264	Hm (Kj/h)	-397.6322264
H (Kj/h)	-1819489735	H (Kj/h)	-139924177.1
Arus		Arus	32
m (Kg)		m (Kg)	4223917.094
Hm (Kj/h)		Hm (Kj/h)	-397.6322264
H (Kj/h)		H (Kj/h)	-1679565558
Total	4223917.094	Total	4223917.094

19. 4 Th Cooler & 5 Th Cooler

Fungsi : Menurunkan temperatur arus (31) dan (32)

T (31) = -189.8 Celcius T (31) = 1.36 Bar
 T (34) = -188 Celcius T (34) = 1.357 Bar
 T (32) = -189.8 Celcius T (32) = 1.36 Bar
 T (33) = -188.2 Celcius T (33) = 1.357 Bar



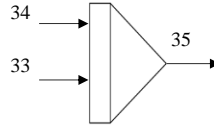
Pada 4 Th Cooler dan 5 th Cooler Pendingin yang tidak terjadi perubahan komposisi sehingga arus (31) = (34) dan arus (32) = (33)

Table IV-2.18			
Inlet		Outlet	
Arus	31	Arus	34
m (Kg)	351893.4528	m (Kg)	351893.4528
Hm (Kj/h)	-397.6322264	Hm (Kj/h)	-292.4310406
H (Kj/h)	-139924177.1	H (Kj/h)	-102904568.6
Arus	Q-7		
Q (Kj/h)	37019608.5		
Total	-102904568.6	Total	-102904568.6

Table IV-2.19			
Inlet		Outlet	
Arus	32	Arus	33
m (Kg)	4223917.094	m (Kg)	4223917.094
Hm (Kj/h)	-397.6322264	Hm (Kj/h)	-302.2673454
H (Kj/h)	-1679565558	H (Kj/h)	-1276752207
Arus	Q-8		
Q (Kj/h)	402813351.1		
Total	-1276752207	Total	-1276752207

20. Mixing Point :

Tujuan : Menggabung Arus Dari Komponen Tertentu



Tablel IV-2.20

Inlet		Outlet	
Arus	33	Arus	35
m (Kg)	4223917.094	m (Kg)	4575810.547
Hm (Kj/h)	-302.2673454	Hm (Kj/h)	-301.5109043
H (Kj/h)	-1276752207	H (Kj/h)	-1379656776
Arus	34	Arus	
m (Kg)	351893.4528	m (Kg)	
Hm (Kj/h)	-292.4310406	Hm (Kj/h)	
H (Kj/h)	-102904568.6	H (Kj/h)	
Total	-1379656776	Total	-1379656776

21. Refluxed Absorber (Crude AR Column)

Fungsi : Memisahkan Komponen Berdasarkan titik didihnya sehingga Menjadi lebih Murni

T (51) = -180.3

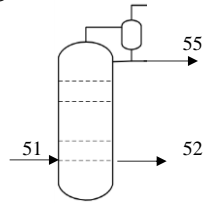
T (55) = -184.2

T (52) = -180.4

P (51) = 1.38

P (55) = 1.23

P (52) = 1.38



Tabel IV-2.21			
Inlet		Outlet	
Arus	51	Arus	55
m (Kg)	1740169.675	m (Kg)	43738.86726
Hm (Kj/h)	-175.1828151	Hm (Kj/h)	-268.7806784
H (Kj/h)	-304847822.3	H (Kj/h)	-11756162.42
Inlet		Outlet	
Arus	Q-9	Arus	52
Q(Kj/h)	-353194989.1	m (Kg)	1696430.803
		Hm (Kj/h)	-381.3278916
		H (Kj/h)	-646896381.2
Total	-658042811.4	Total	-658652543.6

Tabel IV-2.22			
Neraca Energi LP Column			
Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
Hin	-658042811.43	Hout	-658652543.58
TOTAL	-658042811.43	TOTAL	-658652543.58

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{loss}} &= -609,732.15 \text{ kJ} \\
 &= 0.000926584 \%
 \end{aligned}$$

21. Distillation Column-1 (Pure AR Column)

Fungsi : Memisahkan Komponen Agon dan O2 Menjadi Lebih Murni

$$T(53) = -180.3$$

$$P(51) = 1.38$$

$$T(57) = -184.2$$

$$P(55) = 1.23$$

$$T(58) = -180.4$$

$$P(52) = 1.38$$

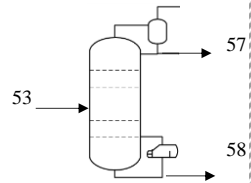


Table IV-2.23			
Inlet		Outlet	
Arus	53	Arus	57
m (Kg)	1696430.803	m (Kg)	1562984.047
Hm (Kj/h)	-381.3278916	Hm (Kj/h)	-392.9878903
H (Kj/h)	-646896381.2	H (Kj/h)	-614233803.3
Arus	Q-AR Column	Arus	58
Q-AR (Kj/h)	1049025202	m (Kg)	133446.7422
Q-O2 (Kj/h)	1046292022	Hm (Kj/h)	-273.6744407
		H (Kj/h)	-36520962.54
Total	1448420842	Total	-36521355.53

22. O2 Preheating

Fungsi : Menaikkan Temperatur O2 untuk dapat digunakan pada proses Sales Gas Selanjutnya

TO2 = -183.2 Celcius

PO2 = 1.013 Bar

T (39) = 315.6 Celcius

P (39) = 7.2 Bar

Pada O2 Preheating tidak terjadi perubahan komponen, sehingga arus pada (O2) = (39)

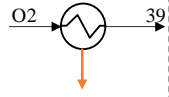


Table IV-2.24			
Inlet		Outlet	
Arus	O2	Arus	39
m (Kg)	1562984.047	m (Kg)	1562984.047
Hm (Kj/h)	-392.9878903	Hm (Kj/h)	278.1803175
H (Kj/h)	-614233803.3	H (Kj/h)	434791398.4
Arus	Q-Ar		
Q (Kj/h)	1049025202		
Total	434791398.4	Total	434791398.4

23. Sales Gas Heat Exchanger

Fungsi Menukar Panas antara Sales Gas dengan gas keluaran OCM Reactor

T (Gas) = 30	Celcius	P (Gas) = 20	Bar
T (60) = 400	Celcius	P (60) = 20.4	Bar
T (67) = 1403	Celcius	P (67) = 7	Bar
T (56) = 1286	Celcius	P (56) = 6.8	Bar

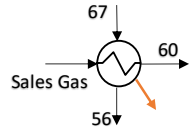


Table IV-2.25			
Inlet		Outlet	
Arus	Sales Gas	Arus	60
m (Kg)	614272.6512	m (Kg)	614272.6512
Hm (Kj/h)	-4638.071547	Hm (Kj/h)	-3669.963877
H (Kj/h)	-2849040506	H (Kj/h)	-2254358440
Inlet		Outlet	
Arus	67	Arus	56
m (Kg)	1348126.038	m (Kg)	1348126.038
Hm (Kj/h)	-2179.639208	Hm (Kj/h)	-2620.756765
H (Kj/h)	-2938428370	H (Kj/h)	-3533110435
Total (in)	-2847692380	Total Out	-5787468875

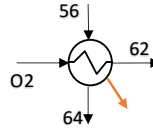
Tabel IV-2.26			
Neraca Energi LP Column			
Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
Hin	-2847692379.57	Hout	-5787468875.12
TOTAL	-2847692379.57	TOTAL	-5787468875.12

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{loss}} &= -2,939,776,495.54 \text{ kJ} \\
 &= 1.032336399 \text{ \%}
 \end{aligned}$$

24. O2 Heat Exchanger

Fungsi Menukar Panas antara O2 dengan gas keluaran OCM Reactor

T (O2) = 315.6	Celcius	P (O2) = 7.2	Bar
T (62) = 400	Celcius	P (62) = 7.6	Bar
T (64) = 1277	Celcius	P (64) = 6.4	Bar
T (56) = 1286	Celcius	P (56) = 6.8	Bar



Tabel IV-2.27

Inlet		Outlet	
Arus	O2	Arus	62
m (Kg)	494165.9471	m (Kg)	494165.9471
Hm (Kj/h)	278.1803175	Hm (Kj/h)	362.8177889
H (Kj/h)	137467240	H (Kj/h)	179292196.3
Inlet		Outlet	
Arus	56	Arus	64
m (Kg)	1348126.038	m (Kg)	1348126.038
Hm (Kj/h)	-2620.756765	Hm (Kj/h)	-2651.78128
H (Kj/h)	-3533110435	H (Kj/h)	-3574935391
Total (in)	138815366.1	Total Out	-3395643195

Tabel IV-2.28

Neraca Energi LP Column

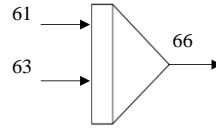
Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
Hin	138815366.06	Hout	-3395643194.60
TOTAL	138815366.06	TOTAL	-3395643194.60

Qloss = -3,534,458,560.66 kJ

= -0.254615801 %

26.. Mixing Point (M-100)

Fungsi : Tempat terjadinya pencampuran sales gas dan O2
Sebelum memasuki OCM Reactor



Inlet		Outlet	
Arus	61	Arus	66
m (Kg)	614272.6512	m (Kg)	1108438.598
Hm (Kj/h)	-3669.963877	Hm (Kj/h)	-1872.06242
H (Kj/h)	-2254358440	H (Kj/h)	-2075066244
Inlet		Outlet	
Arus	63	Arus	
m (Kg)	494165.9471	m (Kg)	
Hm (Kj/h)	362.8177889	Hm (Kj/h)	
H (Kj/h)	179292196.3	H (Kj/h)	
Total (in)	-2075066244	Total Out	-2075066244

27. OCM Reactor

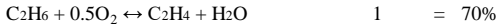
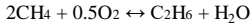
Fungsi : Mereaksikan gas metana dan etana menjadi gas ethylene

Arus 65 = Methane Recycle Produk Dari Methanator

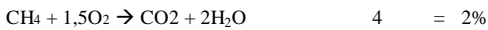
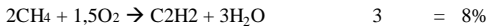
Arus 66 = Mixed Sales Gas & O2

Arus 67 = Sales Gas Output

Reaksi utama:

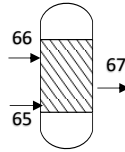


Reaksi samping:



Ketentuan dan Kondisi Operasi

1. Tekanan = 7 Bar
2. Suhu opera: = 400 °C
3. pH operasi = 6
4. T tinggal = 0.033 Jam



Tabel IV-2.29

Inlet		Outlet	
Arus	66	Arus	67
m (Kg)	1108438.598	m (Kg)	1348126.038
Hm (Kj/h)	-1872.06242	Hm (Kj/h)	-2179.639208
H (Kj/h)	-2075066244	H (Kj/h)	-2938428370
Inlet		Outlet	
Arus	65	Arus	
m (Kg)	239715.0131	m (Kg)	
Hm (Kj/h)	-3601.618848	Hm (Kj/h)	
H (Kj/h)	-863362109.4	H (Kj/h)	
Total (in)	-2938428354	Total Out	-2938428370

Tabel IV-2.30

Neraca Energi OCM Reactor

Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
Hin	-2938428353.59	Hout	-2938428369.50
TOTAL	-2938428353.59	TOTAL	-2938428369.50

$$Q_{\text{loss}} = -15.91 \text{ kJ}$$

$$= 0.000000005 \%$$

28. HE-200

Fungsi : Tempat Pertukaran panas antara Ethane Recycle Dan OCM

Output

T (64) = 1277	Celsius	P (64) = 6.4	Bar
T (69) = 1264	Celsius	P (69) = 5	Bar
T (115) = -29.66	Celsius	P (115) = 11	Bar
T (116) = 500	Celsius	P (116) = 10	Bar

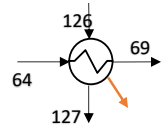


Table IV-2.31			
Inlet		Outlet	
Arus	64	Arus	69
m (Kg)	1348126.038	m (Kg)	1348126.038
Hm (Kj/h)	-1872.06242	Hm (Kj/h)	-2684.511341
H (Kj/h)	-3574935391	H (Kj/h)	-3619059638
Inlet		Outlet	
Arus	126	Arus	127
m (Kg)	30566.39399	m (Kg)	30566.39399
Hm (Kj/h)	-2594.082883	Hm (Kj/h)	-1150.528662
H (Kj/h)	-79291759.45	H (Kj/h)	-35167512.39
Total (in)	-3654227150	Total Out	-3654227150

Tabel IV-2.32			
Neraca Energi HE-200			
Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
Hin	-3654227150.32	Hout	-3654227150.32
TOTAL	-3654227150.32	TOTAL	-3654227150.32

$$Q_{\text{loss}} = 0.00 \text{ kJ}$$

$$= 0.000000000 \%$$

29. HE-201

Fungsi : Tempat Pertukaran panas antara Methane Separator Dan OCM

Output

T (69) = 1264 Celcius

P (69) = 5 Bar

T (70) = 1202 Celcius

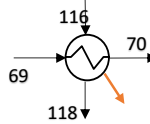
P (70) = 4 Bar

T (106) = -101.5 Celcius

P (106)= 25 Bar

T (107) = 400 Celcius

P (107)= 24 Bar



Tablel IV-2.33

Inlet		Outlet	
Arus	69	Arus	70
m (Kg)	1348126.038	m (Kg)	1348126.038
Hm (Kj/h)	-2684.511341	Hm (Kj/h)	-2900.524767
H (Kj/h)	-3619059638	H (Kj/h)	-3910272963
Inlet		Outlet	
Arus	116	Arus	118
m (Kg)	169447.2162	m (Kg)	169447.2162
Hm (Kj/h)	-5244.258541	Hm (Kj/h)	-3525.650636
H (Kj/h)	-888625010.6	H (Kj/h)	-597411685.4
Total (in)	-4507684649	Total Out	-4507684649

Tabel IV-2.34

Neraca Energi HE-201

Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
Hin	Hout	Hout	Hout
Hin	-4507684648.54	Hout	-4507684648.54
TOTAL	-4507684648.54	TOTAL	-4507684648.54

Qloss = 0.00 kJ

= 0.000000000 %

30. HE-202

Fungsi : Tempat Pertukaran panas antara Methane Separator Dan OCM

Output

T (70) = 1202	Celcius	P (70) = 4	Bar
T (71) = 1186	Celcius	P (71) = 3	Bar
T (106) = -129	Celcius	P (101)= 30	Bar
T (107) = 400	Celcius	P (102)= 29	Bar

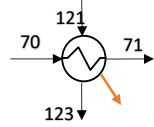


Table IV-2.35			
Inlet		Outlet	
Arus	70	Arus	71
m (Kg)	1348126.038	m (Kg)	1348126.038
Hm (Kj/h)	-2900.524767	Hm (Kj/h)	-2919.368403
H (Kj/h)	-3910272963	H (Kj/h)	-3935676559
Inlet		Outlet	
Arus	121	Arus	123
m (Kg)	32655.07259	m (Kg)	32655.07259
Hm (Kj/h)	-8175.026268	Hm (Kj/h)	-7397.089069
H (Kj/h)	-266956076.2	H (Kj/h)	-241552480.5
Total (in)	-4177229039	Total Out	-4177229039

Tabel IV-2.36			
Neraca Energi HE-202			
Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
Hin	-4177229039.34	Hout	-4177229039.34
TOTAL	-4177229039.34	TOTAL	-4177229039.34

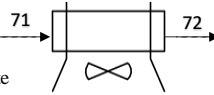
Qloss = 0.00 kJ
 = 0.000000000 %

31. Air Cooler-1

Fungsi : Menurunkan Temperatur Output OCM hingga Mencapai Suhu yang lebih dingin

T (71) = 1100 Celcius P (71) = 3
 T (72) = 45 Celcius P (72) = 2

Pada Air Cooler Tidak Terjadi perubahan komposisi sehingga Flowrate pada arus (71) = (72)



Tabel IV-2.37			
Inlet		Outlet	
Arus	71	Arus	72
m (Kg)	1348126.038	m (Kg)	1348126.038
Hm (Kj/h)	-2900.524767	Hm (Kj/h)	-7066.336845
H (Kj/h)	-3935676559	H (Kj/h)	-9526312695
Arus QAC-1			
Q (Kj/h)	-5590636136		
Total	-9526312695	Total	-9526312695

32 Flash Separator 1

Fungsi : Memisahkan Komponen sales gas dari CO2 dan H2O

Arus 72 = Aliran dari Cooler (E-202)

Arus 73 = Fase gas dari arus 72

Arus 74 = Fase gas dari arus 5

Kondisi Operasi

Suhu = 45 Celcius

Tekanan = 2 Bar 200 Kpa

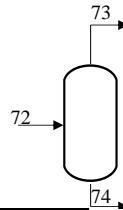


Table IV-2.38			
Inlet		Outlet	
Arus	72	Arus	73
m (Kg)	1348126.038	m (Kg)	827132.439
Hm (Kj/h)	-7066.336845	Hm (Kj/h)	-1564.651233
H (Kj/h)	-9526312695	H (Kj/h)	-1294173791
Arus		Arus	74
m (Kg)		m (Kg)	520993.5991
Hm (Kj/h)		Hm (Kj/h)	-15800.84461
H (Kj/h)		H (Kj/h)	-8232138904
Total	-9526312695	Total	-9526312695

33. First Compressor

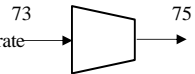
Fungsi : Menaikkan Tekanan Udara

P73 = 2 Bar

T73 = 45

P75 = 4.5 Bar

T75 = 110.2



Pada Main Air compressor tidak terjadi perubahan komposisi dan flowrate

Sehingga Komposisi dan flowrate pada arus (73) = (75)

Table IV-2.39			
Inlet		Outlet	
Arus	73	Arus	75
m (Kg)	827132.439	m (Kg)	827132.439
Hm (Kj/h)	-1564.651233	Hm (Kj/h)	-1447.601983
H (Kj/h)	-1294173791	H (Kj/h)	-1197358559
Arus	QK-1		
Q (Kj/h)	96815231.43		
Total	-1197358559	Total	-1197358559

34. Air Cooler-2

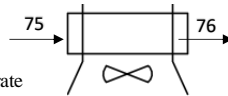
Fungsi : Menurunkan Temperatur Output OCM hingga Mencapai Suhu yang lebih dingin

T (75) = 110.2 Celcius

P (75) = 4.5

T (76) = 45 Celcius

P (76) = 4



Pada Air Cooler Tidak Terjadi perubahan komposisi sehingga Flowrate

pada arus (71) = (72)

Tabel IV-2.40			
Inlet		Outlet	
Arus	75	Arus	76
m (Kg)	827132.439	m (Kg)	827132.439
Hm (Kj/h)	-1447.601983	Hm (Kj/h)	-1607.856569
H (Kj/h)	-1197358559	H (Kj/h)	-1329910325
Arus	QAC-2		
Q (Kj/h)	-132551766.2		
Total	-1329910325	Total	-1329910325

35 Flash Separator 2

Fungsi : Memisahkan Komponen sales gas dari CO2 dan H2O

Arus 76 = Aliran dari Cooler (E-202)

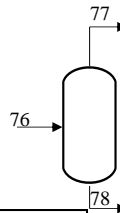
Arus 77 = Fase gas dari arus 72

Arus 78 = Fase gas dari arus 5

Kondisi Operasi

Suhu = 45 Celcius

Tekanan = 4.5 Bar 450 Kpa



Tabel IV-2.41			
Inlet		Outlet	
Arus	76	Arus	77
m (Kg)	827132.439	m (Kg)	813216.3817
Hm (Kj/h)	-1607.856569	Hm (Kj/h)	-1364.994501
H (Kj/h)	-1329910325	H (Kj/h)	-11110035889
Arus		Arus	78
m (Kg)		m (Kg)	13916.05734
Hm (Kj/h)		Hm (Kj/h)	-15800.05251
H (Kj/h)		H (Kj/h)	-219874436.6
Total	-1329910325	Total	-1329910325

36. Secondary Compressor

Fungsi : Menaikkan Tekanan Udara

P77 = 4.5 Bar T77 = 45

P79 = 12.4 Bar T79 = 136.7 77

Pada Main Air compressor tidak terjadi perubahan komposisi dan flowrate

Sehingga Komposisi dan flowrate pada arus (73) = (75)

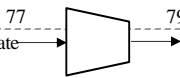


Table IV-2.42			
Inlet		Outlet	
Arus	77	Arus	79
m (Kg)	813216.3817	m (Kg)	813216.3817
Hm (Kj/h)	-1364.994501	Hm (Kj/h)	-1200.064296
H (Kj/h)	-1110035889	H (Kj/h)	-975911945
Arus	QK-2		
Q (Kj/h)	134123943.8		
Total	-975911945	Total	-975911945

37. Air Cooler-3

Fungsi : Menurunkan Temperatur Output OCM hingga Mencapai Suhu yang lebih dingin

T (79) = 136.7 Celcius

P (79) = 12.4

T (80) = 32 Celcius

P (80) = 12

Pada Air Cooler Tidak Terjadi perubahan komposisi sehingga Flowrate pada arus (79) = (80)

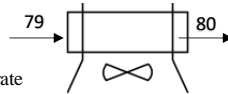


Table IV-2.43			
Inlet		Outlet	
Arus	79	Arus	80
m (Kg)	813216.3817	m (Kg)	813216.3817
Hm (Kj/h)	-1200.064296	Hm (Kj/h)	-1432.785063
H (Kj/h)	-975911945	H (Kj/h)	-1165164285
Arus	QAC-1		
Q (Kj/h)	-189252340.1		
Total	-1165164285	Total	-1165164285

38 Flash Separator 3

Fungsi : Memisahkan Komponen sales gas dari CO2 dan H2O

Arus 80 = Aliran dari Cooler (E-203)

Arus 81 = Fase gas dari arus 72

Arus 82 = Fase gas dari arus 5

Kondisi Operasi

Suhu = 32 Celcius 305.15

Tekanan = 4.5 Bar 450 Kpa

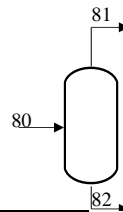


Table IV-2.44			
Inlet		Outlet	
Arus	80	Arus	81
m (Kg)	813216.3817	m (Kg)	801996.4814
Hm (Kj/h)	-1432.785063	Hm (Kj/h)	-1231.059605
H (Kj/h)	-1165164285	H (Kj/h)	-987305471.4
Arus		Arus	82
m (Kg)		m (Kg)	11219.90025
Hm (Kj/h)		Hm (Kj/h)	-15852.08511
H (Kj/h)		H (Kj/h)	-177858813.6
Total	-1165164285	Total	-1165164285

39. Third Compressor

Fungsi : Menaikkan Tekanan Udara

P81 = 12 Bar T81 = 32

P82 = 35 Bar T82 = 118.7 81

Pada Main Air compressor tidak terjadi perubahan komposisi dan flowrate

Sehingga Komposisi dan flowrate pada arus (81) = (83)

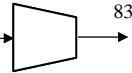


Table IV-2.45			
Inlet		Outlet	
Arus	81	Arus	83
m (Kg)	801996.4814	m (Kg)	801996.4814
Hm (Kj/h)	-1231.059605	Hm (Kj/h)	-1089.846899
H (Kj/h)	-987305471.4	H (Kj/h)	-874053378
Arus	QK-1		
Q (Kj/h)	113252093.4		
Total	-874053378	Total	-874053378

40. Air Cooler-4

Fungsi : Menurunkan Temperatur Output OCM hingga Mencapai Suhu yang lebih dingin

T (83) = 118.7 Celcius P (83) = 35

T (84) = 32 Celcius P (84) = 34

Pada Air Cooler Tidak Terjadi perubahan komposisi sehingga Flowrate pada arus (82) = (83)

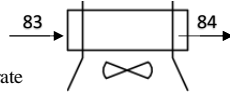


Table IV-2.46			
Inlet		Outlet	
Arus	83	Arus	84
m (Kg)	801996.4814	m (Kg)	801996.4814
Hm (Kj/h)	-1089.846899	Hm (Kj/h)	-1270.652419
H (Kj/h)	-874053378	H (Kj/h)	-1019058769
Arus	QAC-1		
Q (Kj/h)	-145005391.3		
Total	-1019058769	Total	-1019058769

41 Flash Separator 4

Fungsi : Memisahkan Komponen sales gas dari CO2 dan H2O

= Aliran dari Cooler (E-203)

Arus 85 = Fase gas dari arus 84

Arus 86 = Fase Liq dari arus 84

Kondisi Operasi

Suhu = 32 Celcius 305.15

Tekanan = 32 Bar 3200 Kpa

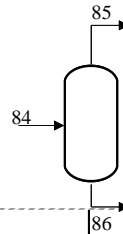


Table IV-2.47			
Inlet		Outlet	
Arus	84	Arus	85
m (Kg)	801996.4814	m (Kg)	800620.0012
Hm (Kj/h)	-1270.652419	Hm (Kj/h)	-1245.598347
H (Kj/h)	-1019058769	H (Kj/h)	-997250950.4
Arus		Arus	86
m (Kg)		m (Kg)	1376.480198
Hm (Kj/h)		Hm (Kj/h)	-15843.17659
H (Kj/h)		H (Kj/h)	-21807818.84
Total	-1019058769	Total	-1019058769

42. Absorber (D-300)

Fungsi: Membersihkan gas dari CO₂ dengan MEA

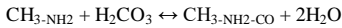
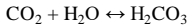
Arus 85: Arus gabungan dari Flash Separator

Arus 87: Lean MEA

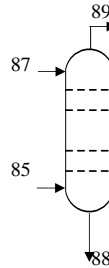
Arus 99: Gas dengan kadar CO₂ 1 ppm

Arus 88: Rich MDEA setelah mengabsorpsi CO₂

Reaksi di absorber



Asumsi recovery 99,9%



Tabel IV-2.48

Inlet		Outlet	
Arus	87	Arus	89
m (Kg)	1413948.863	m (Kg)	610735.1601
Hm (Kj/h)	-1270.652419	Hm (Kj/h)	-1090.998026
H (Kj/h)	-6587787606	H (Kj/h)	-666310854.4
Arus	85	Arus	88
m (Kg)	800620.0012	m (Kg)	1603833.704
Hm (Kj/h)	-1245.598347	Hm (Kj/h)	-4313.871024
H (Kj/h)	-997250950.4	H (Kj/h)	-6918731745
Total	-6587787606	Total	-7585042600

Tabel IV-2.49

Neraca Energi D-300

Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
Hin		Hout	
	-6587787605.57		-7585042599.65
TOTAL	-6587787605.57	TOTAL	-7585042599.65

Q_{loss} = -997,254,994.08 kJ

= 0.151379348 %

41. HE-300

Fungsi : Tempat Pertukaran panas antara Bottom produk kolom
 Absorpsi dan Produk atas D-301

T (91) = 35.36	Celcius	P (91) = 32	Bar
T (92) = 145	Celcius	P (92) = 29	Bar
T (93) = 272.5	Celcius	P (93) = 22	Bar
T (94) = 165.3	Celcius	P (94) = 18	Bar

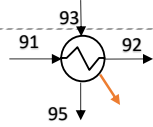


Table IV-2.50			
Inlet		Outlet	
Arus	91	Arus	92
m (Kg)	1603833.704	m (Kg)	1603833.704
Hm (Kj/h)	-1270.652419	Hm (Kj/h)	-3984.619965
H (Kj/h)	-6918731745	H (Kj/h)	-6390667799
Arus	93	Arus	95
m (Kg)	1284864.476	m (Kg)	1284864.476
Hm (Kj/h)	-1245.598347	Hm (Kj/h)	-3805.430039
H (Kj/h)	-4361397926	H (Kj/h)	-4889461872
Total	-6918731745	Total	-11280129672

Tabel IV-2.51			
Neraca Energi D-300			
Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
Hin	-6918731745.29	Hout	-11280129671.57
TOTAL	-6918731745.29	TOTAL	-11280129671.57

$$Q_{loss} = -4,361,397,926.28 \text{ kJ}$$

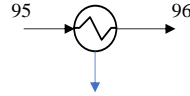
$$= 0.630375347 \%$$

Absorber Cooler

Fungsi : Menurunkan temperature arus (95)

P (95) = 24 Bar T (95) = 203.16

P (96) = 25 Bar T (96) = 38.09



Tablel IV-2.52

Inlet		Outlet	
Arus	95	Arus	96
m (Kg)	1284864.476	m (Kg)	1284864.476
Hm (Kj/h)	-3805.430039	Hm (Kj/h)	-4340.146737
H (Kj/h)	-4889461872	H (Kj/h)	-5576500362
Arus	QE-301		
Q (Kj/h)	-687038489.2		
Total	-5576500362	Total	-5576500362

42. Distilasi D-301

Fungsi : Memisahkan CO₂ yang akan di Recycle dan MEA sehingga menjadi rich MEA yang akan di Backup

T 91 = 145 Celcius

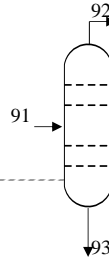
P 91 = 29 Bar

T 92 = 81.43 Celcius

P 92 = 20 Bar

T 93 = 272.5 Celcius

P 93 = 22 Bar



Tabel IV-2.53			
Inlet		Outlet	
Arus	92	Arus	93
m (Kg)	1603833.704	m (Kg)	1284864.476
Hm (Kj/h)	-3984.619965	Hm (Kj/h)	-3394.441989
H (Kj/h)	-6390667799	H (Kj/h)	-4361397926
Arus		Arus	94
m (Kg)		m (Kg)	318969.2227
Hm (Kj/h)		Hm (Kj/h)	-4552.991268
H (Kj/h)		H (Kj/h)	-1452264086
Total	-6390667799	Total	-5813662012

Tabel IV-2.54					
Neraca Energi D-301					
Masuk (kJ)			Keluar (kJ)		
Hin	-6390667799.08	Hout	-5813662012.14	Q-Cond	Q-Reb
TOTAL	-6390667799.08	TOTAL	-5813662012.14	Kj/hr	8.83E+08
					1.46E+09

$$Q_{\text{loss}} = 577,005,786.93 \text{ kJ}$$

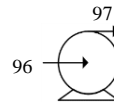
$$= -0.090288809 \%$$

44. Pompa P-300

Fungsi : Menaikkan Tekanan pada arus 95

$$P(96) = 33 \text{ Bar} \quad T(96) = 38.05$$

$$P(95) = 25 \text{ Bar} \quad T(95) = 38$$



Tabel IV-2.55			
Inlet		Outlet	
Arus	96	Arus	97
m (Kg)	1284864.476	m (Kg)	1284864.476
Hm (Kj/h)	-4340.146737	Hm (Kj/h)	-4339.064902
H (Kj/h)	-5576500362	H (Kj/h)	-5575110351
Arus	QP-300		
Q (Kj/h)	1390010.887		
Total	-5575110351	Total	-5575110351

45. Molecular Sieve Separator (D-310 a/b)

Fungsi: Memisahkan CO₂ & H₂O dari gas dengan Molecular Sieve 4A

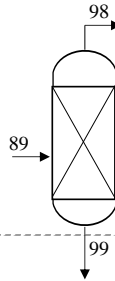
Arus 89: Fase gas dari keluar Kolom absorpsi D-300

Arus 98: Sweet gas dengan kadar CO₂ & H₂O < 1 Ppm

Arus 99: Gas dengan CO₂ & H₂O

Metode pemisahan nitrogen ini disebut dual-reflux pressure swing adsorption (DR PSA) menggunakan molecular sieve MSC-3K 172

Asumsi CO₂ dan H₂O terpisah 100% dari gas



Data Ukuran partikel yang disaring

Komponen	Diameter (A)
H ₂	1.2
CO ₂	2.8
N ₂	3
CH ₄	4
C ₂ H ₆	4.4
H ₂ O	4.9
C ₃	4.9

Sumber: PT Badak NGL

Table IV-2.56

Inlet		Outlet	
Arus	89	Arus	98
m (Kg)	610735.1601	m (Kg)	556522.9241
Hm (Kj/h)	-3984.619965	Hm (Kj/h)	-288.6966969
H (Kj/h)	-666310854.4	H (Kj/h)	-160666330
Arus		Arus	99
m (Kg)		m (Kg)	54212.23596
Hm (Kj/h)		Hm (Kj/h)	-9327.129115
H (Kj/h)		H (Kj/h)	-505644524.4
Total	-666310854.4	Total	-666310854.4

46. Demethanizer

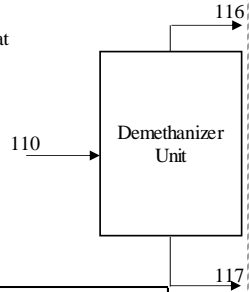
Fungsi : Memisahkan Methane dengan produk yang lebih berat

Kondisi feed masuk :

T = -150 Celcius 123.15 K

P = 29 Bar 2900 Kpa

Komposisi Feed Masuk Kolom Demethanizer D-400



Inlet		Outlet	
Arus	110	Arus	116
m (Kg)	556522.9241	m (Kg)	169447.2162
Hm (Kj/h)	-3984.619965	Hm (Kj/h)	-5244.25854
H (Kj/h)	-566530272.8	H (Kj/h)	-888625010.6
Arus		Arus	117
m (Kg)		m (Kg)	387075.7038
Hm (Kj/h)		Hm (Kj/h)	1144.479482
H (Kj/h)		H (Kj/h)	443000200.8
Total	-566530272.8	Total	-445624809.8

Neraca Energi D-400						
Masuk (kJ)		Keluar (kJ)			Q-Cond	Q-Reb
Hin	-566530272.83	Hout	-445624809.76	Kj/hr	1.15E+08	2.36E+08
TOTAL	-566530272.83	TOTAL	-445624809.76			

$Q_{loss} = 120,905,463.07 \text{ kJ}$
 $= -0.213413950 \%$

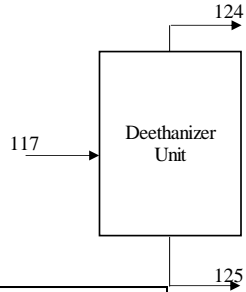
47. Deethanizer

Fungsi : Memisahkan Ethane dengan produk yang lebih berat

Kondisi feed masuk :

T = -14.61 Celcius 258.54 K
 P = 26 Bar 2600 Kpa

Komposisi Feed Masuk Kolom Deethanizer D-401



Tabel IV-2.59

Inlet		Outlet	
Arus	117	Arus	124
m (Kg)	387075.7038	m (Kg)	376447.8188
Hm (Kj/h)	1144.479482	Hm (Kj/h)	1218.831766
H (Kj/h)	443000200.8	H (Kj/h)	458826559.9
Arus		Arus	125
m (Kg)		m (Kg)	10627.88394
Hm (Kj/h)		Hm (Kj/h)	-2566.723808
H (Kj/h)		H (Kj/h)	-27278842.74
Total	443000200.8	Total	431547717.2

Tabel IV-2.60

Neraca Energi D-401

Masuk (kJ)		Keluar (kJ)			Q-Cond	Q-Reb
Hin	443000200.83	Hout	431547717.19	Kj/hr	2.69E+08	2.58E+08
TOTAL	443000200.83	TOTAL	431547717.19			

Qloss = -11,452,483.64 kJ
 = -0.025852096 %

48. C2 Splitter

Fungsi : Memisahkan Ethane dengan produk Ethane dan Asethylene

Kondisi feed masuk :

T = -27.85 Celcius 245.3 K

P = 20 Bar 2000 Kpa

Komposisi Feed Masuk Kolom Deethanizer D-401

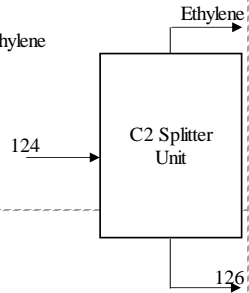


Table IV-2.61			
Inlet		Outlet	
Arus	124	Arus	Ethylene
m (Kg)	376447.8188	m (Kg)	345880.2297
Hm (Kj/h)	1218.831766	Hm (Kj/h)	1479.329751
H (Kj/h)	458826559.9	H (Kj/h)	511670914.1
Arus		Arus	126
m (Kg)		m (Kg)	30567.58578
Hm (Kj/h)		Hm (Kj/h)	-2594.263659
H (Kj/h)		H (Kj/h)	-79300376.94
Total	458826559.9	Total	432370537.1

Tabel IV-2.62						
Neraca Energi D-402						
Masuk (kJ)			Keluar (kJ)			
Hin	458826559.94	Hout	432370537.12	Kj/hr	Q-Cond	Q-Reb
TOTAL	458826559.94	TOTAL	432370537.12		7.42E+08	7.16E+08

$$Q_{loss} = -26,456,022.82 \text{ kJ}$$

$$= -0.057660182 \%$$

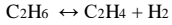
49. Dehydrogenation Reactor

Fungsi : Mereaksikan Mendehidrogenasikan Ethane pada bottom produk C2 Splitter

Arus 118 = Methane Recycle dari C2 Splitter

Arus 119 = campuran Ethylene, hidrogen, dan asetilene dari Dehydrogenation reactor (R-101)

Reaksi utama:



$$1 = 100\%$$

$$T(127) = 479.6$$

$$P(127) = 7 \text{ Bar}$$

$$T(128) = 352.4$$

$$P(128) = 7 \text{ Bar}$$

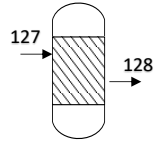


Table IV-2.63

Inlet		Outlet	
Arus	127	Arus	128
m (Kg)	30566.39399	m (Kg)	30566.39399
Hm (Kj/h)	1218.831766	Hm (Kj/h)	-1150.528662
H (Kj/h)	-35167512.39	H (Kj/h)	-35167512.39
Total	-35167512.39	Total	-35167512.39

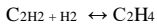
50. Dehydrogenation Reactor

Fungsi : Mereaksikan Mendehidrogenasikan Ethane pada bottom produk C2 Splitter

Arus 119 = campuran Ethylene, Asetilene, & H2 dari dehidrogenator

Arus 121 = Ethylene dari Hidrogenator

Reaksi utama:



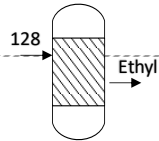
$$1 = 100\%$$

$$T(119) = 352.4$$

$$P(119) = 7 \text{ Bar}$$

$$T(121) = 422.5$$

$$P(121) = 7 \text{ Bar}$$



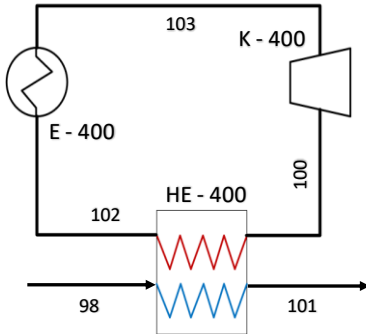
Tabel IV-2.64			
Inlet		Outlet	
Arus	128	Arus	Ethyl
m (Kg)	30566.39399	m (Kg)	30703.54195
Hm (Kj/h)	-1150.528662	Hm (Kj/h)	-1145.075373
H (Kj/h)	-35167512.39	H (Kj/h)	-35157869.76
Inlet		Outlet	
Arus	H2	Arus	
m (Kg)	137.1615344	m (Kg)	
Hm (Kj/h)	-1150.528662	Hm (Kj/h)	
H (Kj/h)	9642.660408	H (Kj/h)	
Total	-35157869.73	Total	-35157869.76

Tabel IV-2.65			
Neraca Energi D-402			
Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
Hin	-35157869.73	Hout	-35157869.76
TOTAL	-35157869.73	TOTAL	-35157869.76

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{loss}} &= -0.03 \quad \text{kJ} \\
 &= 0.000000001 \quad \%
 \end{aligned}$$

Refrigeration Unit

51. First Refrigeration



Fungsi : Menurunkan suhu Sales Gas hingga mencapai sekitar -40 Celcius

51-1 LNG-400

Fungsi : Menurunkan suhu sales gas dengan menggunakan Propane sebagai Refrigerant hingga mencapai -40 Celcius

T (98) =	55	Celcius	P (98) =	30
T (101) =	-40	Celcius	P (101) =	29.93
T (100) =	-50	Celcius	P (100) =	0.7105
T (102) =	-31.218	Celcius	P (102) =	1.6

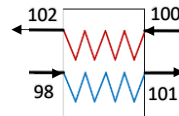


Table IV-2.66			
Inlet		Outlet	
Arus	98	Arus	101
m (Kg)	556522.9241	m (Kg)	556522.9241
Hm (Kj/h)	1218.831766	Hm (Kj/h)	-63.19148927
H (Kj/h)	-35167512.39	H (Kj/h)	-35167512.39
Total	-160666330	Total	-324707796.1
Inlet		Outlet	
Arus	100	Arus	102
m (Kg)	439268.5822	m (Kg)	30566.39399
Hm (Kj/h)	1218.831766	Hm (Kj/h)	-1150.528662
H (Kj/h)	-35167512.39	H (Kj/h)	-35167512.39
Total	-1276066362	Total	-1112024896
Total In	-1436732692	Total Out	-1436732692

Tabel IV-2.67			
Neraca Energi D-402			
Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
Hin	-1436732691.77	Hout	-1436732691.64
TOTAL	-1436732691.77	TOTAL	-1436732691.64

$$Q_{\text{loss}} = 0.14 \text{ kJ}$$

$$= 0.000000000 \%$$

51-2. Cooler

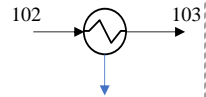
Fungsi : Menurunkan temperature arus (95)

P (102) = 1.6 Bar

P (103) = 1.6 Bar

T (102)= -31.218

T (103)= -50.038



52-1 LNG-401

Fungsi : Menukar Panas sales gas dengan menggunakan Ethylene
Sebagai Refrigerant Hingga mencapai -40 Celcius

T (101) = -40 Celcius P (101)= 29.93
 T (106) = -90 Celcius P (106)= 29.86
 T (105) = -100 Celcius P (105)= 1.278
 T (107) = -91.453 Celcius P (107)= 2

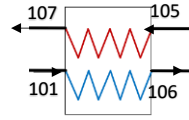


Table IV-2.70			
Inlet		Outlet	
Arus	101	Arus	106
m (Kg)	556522.9241	m (Kg)	556522.9241
Hm (Kj/h)	1218.831766	Hm (Kj/h)	-63.19148927
H (Kj/h)	-35167512.39	H (Kj/h)	-35167512.39
Total	-324707796.1	Total	-520479987.7
Inlet		Outlet	
Arus	105	Arus	107
m (Kg)	419183.3857	m (Kg)	30566.39399
Hm (Kj/h)	1218.831766	Hm (Kj/h)	-1150.528662
H (Kj/h)	-35167512.39	H (Kj/h)	-35167512.39
Total	508593396.6	Total	704365588.1
Total In	183885600.5	Total Out	183885600.4

Tabel IV-2.71			
Neraca Energi D-402			
Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
Hin	183885600.53	Hout	183885600.44
TOTAL	183885600.53	TOTAL	183885600.44

Qloss = -0.09 kJ
 = 0.000000000 %

52-2. Cooler

Fungsi : Menurunkan temperature arus (95)

P (107) = 2 Bar T (107)= -91.453
 P (108) = 1.5 Bar T (108)= -100.01

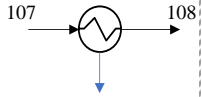


Table IV-2.72			
Inlet		Outlet	
Arus	107	Arus	108
m (Kg)	419183.3857	m (Kg)	419183.3857
Hm (Kj/h)	1680.328019	Hm (Kj/h)	1213.295693
H (Kj/h)	704365588.1	H (Kj/h)	508593396.6
Arus	QE-401		
Q (Kj/h)	-195772191.5		
Total	508593396.6	Total	508593396.6

52-3. Expander

Fungsi : Menurunkan Tekanan Pada arus yang diinginkan

P108 = 1.5 Bar T108 = -100.01

P105 = 1.278 Bar T105 = -100

Pada Booster compressor tidak terjadi perubahan komposisi dan flowrate

Sehingga Komposisi dan flowrate pada arus (16) = (17)

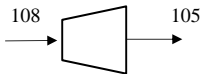
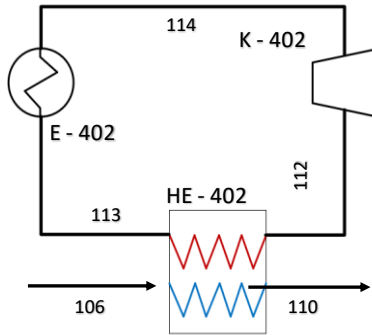


Table IV-2.73			
Inlet		Outlet	
Arus	108	Arus	105
m (Kg)	419183.3857	m (Kg)	419183.3857
Hm (Kj/h)	1213.295693	Hm (Kj/h)	1218.831766
H (Kj/h)	508593396.6	H (Kj/h)	-35167512.39
Arus	QK-400		
Q (Kj/h)	-543760909		
Total	-35167512.39	Total	-35167512.39

53. Third Refrigeration



Fungsi : Menurunkan suhu Sales Gas hingga mencapai sekitar -120 Celcius

53-1 LNG-402

Fungsi : Menukur Panas sales gas dengan menggunakan Ethylene Sebagai Refrigerant Hingga mencapai -40 Celcius

T (106) =	-90	Celcius	P (106)=	29.86
T (110) =	-120	Celcius	P (110)=	29.72
T (112) =	-150	Celcius	P (112)=	2.402
T (113) =	-108.86	Celcius	P (113)=	3

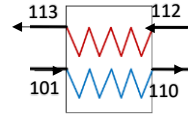


Table IV-2.74

Inlet		Outlet	
Arus	106	Arus	110
m (Kg)	556522.9241	m (Kg)	556522.9241
Hm (Kj/h)	-63.19148927	Hm (Kj/h)	-1017.981916
H (Kj/h)	-35167512.39	H (Kj/h)	-566530272.8
Total	-35167512.39	Total	-566530272.8
Inlet		Outlet	
Arus	112	Arus	113
m (Kg)	79905.00437	m (Kg)	79905.00437
Hm (Kj/h)	1218.831766	Hm (Kj/h)	-4961.569641
H (Kj/h)	-442504529.1	H (Kj/h)	-396454243.9
Total	-442504529.1	Total	-396454243.9
Total In	-477672041.4	Total Out	-962984516.7

Tabel IV-2.75			
Neraca Energi LNG-402			
Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
Hin	-477672041.45	Hout	-962984516.73
TOTAL	-477672041.45	TOTAL	-962984516.73

$$Q_{\text{loss}} = -485,312,475.28 \text{ kJ}$$

$$= 1.015995146 \%$$

53-2. Cooler

Fungsi : Menurunkan temperature arus (95)

$$P(113) = 3 \text{ Bar}$$

$$T(113) = -91.453$$



$$P(114) = 2.6 \text{ Bar}$$

$$T(114) = -100.01$$

Tabel IV-2.76			
Inlet		Outlet	
Arus	113	Arus	114
m (Kg)	79905.00437	m (Kg)	79905.00437
Hm (Kj/h)	-4961.569641	Hm (Kj/h)	-5537.882546
H (Kj/h)	-396454243.9	H (Kj/h)	-442504529.1
Arus	QE-402		
Q (Kj/h)	-46050285.16		
Total	-442504529.1	Total	-442504529.1

53-3. Expander

Fungsi : Menurunkan Tekanan Pada arus yang diinginkan

$$P114 = 2.6 \text{ Bar}$$

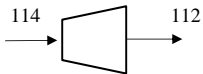
$$T114 = -100.01$$

$$P112 = 2.402 \text{ Bar}$$

$$T112 = -150$$

Pada Booster compressor tidak terjadi perubahan komposisi dan flowrate

Sehingga Komposisi dan flowrate pada arus (114) = (112)



Tabel IV-2.77			
Inlet		Outlet	
Arus	114	Arus	112
m (Kg)	79905.00437	m (Kg)	79905.00437
Hm (Kj/h)	-5537.882546	Hm (Kj/h)	1218.831766
H (Kj/h)	-442504529.1	H (Kj/h)	-442504529.1
Arus	QK-400		
Q (Kj/h)	0		
Total	-442504529.1	Total	-442504529.1

52. C3 & C4 Splitter

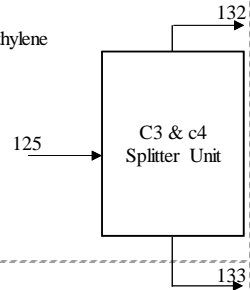
Fungsi : Memisahkan Ethane dengan produk Ethane dan Asethylene

Kondisi feed masuk :

T = 125.2 Celcius 398.35 K

P = 21 Bar 2100 Kpa

Komposisi Feed Masuk Kolom Deethanizer D-401



Tabel IV-2.61			
Inlet		Outlet	
Arus	125	Arus	132
m (Kg)	93460	m (Kg)	30030
Hm (Kj/h)	-2218	Hm (Kj/h)	-2623
H (Kj/h)	-207300000	H (Kj/h)	-78780000
Arus		Arus	133
m (Kg)		m (Kg)	63430
Hm (Kj/h)		Hm (Kj/h)	-2382.153555
H (Kj/h)		H (Kj/h)	-151100000
Total	-207300000	Total	-229880000

Tabel IV-2.62						
Neraca Energi D-402						
Masuk (kJ)		Keluar (kJ)			Q-Cond	Q-Reb
Hin	-207300000.00	Hout	-229880000.00	Kj/hr	23960000	1425000
TOTAL	-207300000.00	TOTAL	-229880000.00			

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{loss}} &= -22,580,000.00 \text{ kJ} \\
 &= 0.108924264 \%
 \end{aligned}$$

BAB V

DAFTAR DAN HARGA PERALATAN

Pada bab ini disajikan daftar dan harga alat yang akan digunakan di *plant* yang berupa sistem reaksi, sistem purifikasi, dan sistem pemisahan.

V.1 Spesifikasi Alat pada Sistem Reaksi

Tabel V.1 Sales Gas Pre-Heater (E-100)

Spesifikasi	Keterangan			
No. kode	E-100			
Fungsi	Memanaskan feed gas alam yang akan memasuki Reaktor OCM			
Ketentuan	Shell and Tube 2-6 Exchanger			
Bahan	Carbon steel			
Suhu masuk	Arus 67	=	1403	°C
	Arus Sales Gas	=	30.0	°C
Suhu keluar	Arus 67	=	1286	°C
	Arus Sales Gas	=	400	°C
Ketentuan	Rd	>	0.003	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
	ΔP Liquid	<	10	psi
	ΔP Gas	<	2	psi
Shell	ID	=	12	in
	Baffle	=	4 4/5	in
	Passes	=	2	
	ΔP	=	88035.269	psi

Tube	OD	=	1.5	in
	ID	=	1.4	in
	BWG	=	18	
	Pitch	=	1.8750	in square
	Panjang	=	25	ft
	Jumlah	=	115	
	Passes	=	1	
	ΔP	=	1.747	psi
Rd	0.08929			(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
Luas area	564.4			ft ²
Jumlah	7			buah

Tabel V.2 Oxygen Preheater (E-101)

Spesifikasi		Keterangan		
No. kode		E-101		
Fungsi		Memanaskan feed O ₂ yang akan memasuki Reaktor OCM		
Ketentuan		Shell and Tube 2-6 Exchanger		
Bahan		Carbon steel		
Suhu masuk	Arus 56	=	1286	°C
	O ₂	=	316.4	°C
Suhu keluar	Arus 56	=	1277.43	°C
	O ₂	=	400	°C
Ketentuan	Rd	>	0.003	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
	ΔP	<	10	psi

	Liquid			
	ΔP Gas	<	2	psi
Shell	ID	=	39	in
	Baffle	=	15 3/5	in
	Passes	=	2	
	ΔP	=	55199.271	psi
Tube	OD	=	1.5	in
	ID	=	1.4	in
	BWG	=	18	
	Pitch	=	1.8750	in square
	Panjang	=	39	ft
	Jumlah	=	307	
	Passes	=	1	
	ΔP	=	2.136	psi
Rd			3.12372	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
Luas area			4699.4	ft ²
Jumlah			4	buah

Tabel V.3 Sales Gas-Ethane Heat Excahnger (E-200)

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	E-200
Fungsi	Menukar Panas Sales Gas & Produk Ethane Recycle
Ketentuan	Shell and Tube 2-6 Exchanger
Bahan	Carbon steel

Suhu masuk	Arus 64	=	1277.43	°C
	Arus 126	=	-29.7	°C
Suhu keluar	Arus 64	=	1268.433	°C
	Arus 126	=	400	°C
Ketentuan	Rd	>	0.003	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
	ΔP Liquid	<	10	psi
	ΔP Gas	<	2	psi
Shell	ID	=	12	in
	Baffle	=	4 4/5	in
	Passes	=	2	
	ΔP	=	6499177.2	psi
Tube	OD	=	1.5	in
	ID	=	1.4	in
	BWG	=	18	
	Pitch	=	1.8750	in square
	Panjang	=	39	ft
	Jumlah	=	307	
	Passes	=	1	
	ΔP	=	0.015	psi
Rd			3.47939	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
Luas area			4699.4	ft ²
Jumlah			4	buah

Tabel V.4 Sales gas-Methane Heat Exchanger (E-201)

Spesifikasi	Keterangan			
No. kode	E-201			
Fungsi	Menukar Panas Sales Gas & Produk Methane Recycle			
Ketentuan	Shell and Tube 2-6 Exchanger			
Bahan	Carbon steel			
Suhu masuk	Arus 69	=	1268.43267	°C
	Arus 116	=	-101.2	°C
Suhu keluar	Arus 69	=	1207.76869	°C
	Arus 116	=	400	°C
Ketentuan	Rd	>	0.003	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
	ΔP Liquid	<	10	psi
	ΔP Gas	<	2	psi
Shell	ID	=	12	in
	Baffle	=	4 4/5	in
	Passes	=	2	
	ΔP	=	8267451.5	psi
Tube	OD	=	1.5	in
	ID	=	1.4	in
	BWG	=	18	
	Pitch	=	1.8750	in square
	Panjang	=	39	ft
	Jumlah	=	307	
	Passes	=	1	

	ΔP	=	0.021	psi
Rd			0.51482	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
Luas area			4699.4	ft ²
Jumlah			4	buah

Tabel V.5 Sales Gas-CO2 Heat Exchanger (E-202)

Spesifikasi	Keterangan			
No. kode	E-202			
Fungsi	Menukar Panas Sales Gas & Produk CO2 Recycle			
Ketentuan	Shell and Tube 2-6 Exchanger			
Bahan	Carbon steel			
Suhu masuk	Arus 70	=	1207.76869	°C
	Arus 121	=	-50.0	°C
Suhu keluar	Arus 70	=	1202.39092	°C
	Arus 121	=	400	°C
Ketentuan	Rd	>	0.003	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
	ΔP Liquid	<	10	psi
	ΔP Gas	<	2	psi
Shell	ID	=	12	in
	Baffle	=	4 4/5	in
	Passes	=	2	
	ΔP	=	25390.045	psi

Tube	OD	=	1.5	in
	ID	=	1.4	in
	BWG	=	18	
	Pitch	=	1.8750	in square
	Panjang	=	39	ft
	Jumlah	=	307	
	Passes	=	1	
	ΔP	=	0.326	psi
Rd	0.34041			(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
Luas area	4699.4			ft ²
Jumlah	1			buah

Tabel V.6 CO₂-MEA Heat Exchanger (E-300)

Spesifikasi	Keterangan			
No. kode	E-300			
Fungsi	Menukar Panas produk bawah kolom absorpsi dan produk bawah D-301			
Ketentuan	Shell and Tube 2-6 Exchanger			
Bahan	Carbon steel			
Suhu masuk	Arus 93	=	299.399993	°C
	Arus 91	=	41.1	°C
Suhu keluar	Arus 93	=	203.155391	°C
	Arus 91	=	145	°C
Ketentuan	Rd	>	0.003	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
	ΔP	<	10	psi

	Liquid			
	ΔP Gas	<	2	psi
Shell	ID	=	12	in
	Baffle	=	4 4/5	in
	Passes	=	2	
	ΔP	=	2.182	psi
Tube	OD	=	1.5	in
	ID	=	1.4	in
	BWG	=	18	
	Pitch	=	1.8750	in square
	Panjang	=	39	ft
	Jumlah	=	307	
	Passes	=	1	
	ΔP	=	0.084	psi
Rd			0.01077	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
Luas area			4699.4	ft ²
Jumlah			2	buah

Tabel V.7 Sales Gas-Propane Heat Exchanger (LNG-400)

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	LNG-400
Fungsi	Menukar Panas produk atas Molecular Sieve dengan refrigerant Propane
Ketentuan	Shell and Tube 2-6 Exchanger
Bahan	Carbon steel

Suhu masuk	Arus 98	=	55	°C
	Arus 100	=	-50.0	°C
Suhu keluar	Arus 98	=	-40	°C
	Arus 100	=	-31	°C
Ketentuan	Rd	>	0.003	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
	ΔP Liquid	<	3	psi
	ΔP Gas	<	2	psi
Shell	ID	=	12	in
	Baffle	=	4 4/5	in
	Passes	=	2	
	ΔP	=	2.052	psi
Tube	OD	=	1.5	in
	ID	=	1.4	in
	BWG	=	18	
	Pitch	=	1.8750	in square
	Panjang	=	39	ft
	Jumlah	=	307	
	Passes	=	1	
	ΔP	=	0.018	psi
Rd			0.00601	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
Luas area			4699.4	ft ²
Jumlah			4	buah

Tabel V.8 Process gas-ethylene Heat Exchanger (LNG-401)

Spesifikasi	Keterangan			
No. kode	LNG-401			
Fungsi	Menukar Panas Process Gas dengan refrigerant Ethylene			
Ketentuan	Shell and Tube 2-6 Exchanger			
Bahan	Carbon steel			
Suhu masuk	Arus 101	=	-40	°C
	Arus 105	=	-100.0	°C
Suhu keluar	Arus 101	=	-90	°C
	Arus 105	=	-91	°C
Ketentuan	Rd	>	0.003	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
	ΔP Liquid	<	3	psi
	ΔP Gas	<	2	psi
Shell	ID	=	39	in
	Baffle	=	15 3/5	in
	Passes	=	2	
	ΔP	=	0.024	psi
Tube	OD	=	1.5	in
	ID	=	1.4	in
	BWG	=	18	
	Pitch	=	1.8750	in square
	Panjang	=	39	ft
	Jumlah	=	307	

	Passes	=	1	
	ΔP	=	0.019	psi
Rd			0.00282	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
Luas area			4699.4	ft ²
Jumlah			2	buah

Tabel V.9 Process gas-methane Heat Exchanger (LNG 402)

Spesifikasi	Keterangan			
No. kode	LNG-402			
Fungsi	Menukar Panas Process Gas dengan refrigerant Ethylene			
Ketentuan	Shell and Tube 2-6 Exchanger			
Bahan	Carbon steel			
Suhu masuk	Arus 106	=	-90	°C
	Arus 112	=	-150.0	°C
Suhu keluar	Arus 106	=	-120	°C
	Arus 112	=	-109	°C
Ketentuan	Rd	>	0.003	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
	ΔP Liquid	<	3	psi
	ΔP Gas	<	2	psi
Shell	ID	=	39	in
	Baffle	=	15 3/5	in

	Passes	=	2	
	ΔP	=	0.003	psi
Tube	OD	=	1.5	in
	ID	=	1.4	in
	BWG	=	18	
	Pitch	=	1.8750	in square
	Panjang	=	39	ft
	Jumlah	=	307	
	Passes	=	1	
	ΔP	=	0.016	psi
Rd		0.01081	$(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})/(\text{btu})$	
Luas area		4699.4	ft^2	
Jumlah		2	buah	

Tabel V.10 Pre Air-Cooler (E-201)

Spesifikasi	Keterangan	
No. Kode	Pre Compressor Air Cooler (E-210)	
Fungsi	Mendinginkan udara keluaran HE-202	
Tipe	Induced draft	
N (number of row)	6	
Nt (Number of Tube)	313.367074	
L (Length of Tube)	40	ft
Diameter Fan	1.888154217	ft

Power	1300.190865	HP		
Jumlah fan	30			
Kapasitas	2972000	lb/hr	1348075.424	Kg/hr
Rate Udara	93446061.45	lb/hr	42386385.91	Kg/hr
Bahan Tube	Carbon Steel			
Bahan Header	Carbon Steel			
Fintube OD (inch)	1			
Tube Pitch (inch)	2			

Tabel V.11 1st Stage Compressor Air Cooler (E-211)

Spesifikasi	Keterangan			
No. Kode	1st Stage Compressor Air Cooler (E-211)			
Fungsi	Mendinginkan udara keluaran 1st Stage Compressor			
Tipe	Induced draft			
N (number of row)	6			
Nt (Number of Tube)	46.09430542			
L (Length of Tube)	40	ft		
Diameter Fan	1.402329445	ft		
Power	13.59999499	HP		
Jumlah fan	8			
Kapasitas	1823000	lb/hr	826898.216	Kg/hr

Rate Udara	3665419.167	lb/hr	1662604.811	Kg/hr
Bahan Tube	Carbon Steel			
Bahan Header	Carbon Steel			
Fintube OD (inch)	1			
Tube Pitch (inch)	2			

Tabel V.12 3rd Stage Compressor Air Cooler (E-212)

Spesifikasi	Keterangan			
No. Kode	3rd Stage Compressor Air Cooler (E-212)			
Fungsi	Mendinginkan udara keluaran 2st Stage Compressor			
Tipe	Induced draft			
N (number of row)	6			
Nt (Number of Tube)	2.632366968			
L (Length of Tube)	40		ft	
Diameter Fan	0.423896297		ft	
Power	0.303387985		HP	
Jumlah fan	5			
Kapasitas	68280	lb/hr	30971.26176	Kg/hr
Rate Udara	130828.6383	lb/hr	59342.82371	Kg/hr
Bahan Tube	Carbon Steel			

Bahan Header	Carbon Steel
Fintube OD (inch)	1
Tube Pitch (inch)	2

Tabel V.13 1st to 3rd Stage Compressor (G-210 – G-212)

Spesifikasi	Keterangan					
Kode	G-210 - G-212					
Type	Centrifugal Compressor					
Fungsi	Menaikkan tekanan gas produk dari reaktor menuju proses pengolahan					
Jumlah stage	3					
Bahan	Cast Iron					
Kondisi operasi :	Psuction	200	kPa	Tsuction	45	°C
	Pdischarge	3500	kPa	Tdischarge	118.7	°C
Kapasitas (Kg/jam)	827132.43903					
r	15.263					
Efisiensi	0.798					
Power (Hp)	4322950.044					

Tabel V.14 OCM Reactor (R-100)

Spesifikasi	Keterangan			
No. kode	R-100			
Fungsi	Mereaksikan gas metana menjadi gas ethylene			
Tipe	SA 182 (21Cr–11Ni–N)			
Tekanan desain	114.9 psia			
Outside Diameter standart	204	inch	5.1816	m
Tebal silinder	1.125	inch	0.028575	m
Tinggi tutup atas/bawah	176.3237	inch	4.478621267	m
Tebal tutup atas/bawah	0.3750	inch	0.009525	m
Tinggi bejana	783.5	inch	19.9	m
Bahan Konstruksi	SA 182 (21Cr–11Ni–N)			
Kapasitas(kg/hr)	710,925			
Jumlah	1			

Tabel V.15 Dehidrogenation Reactor (R-101)

Spesifikasi	Keterangan			
No. kode	R-101			
Fungsi	Mendehidrogenasi gas etana menjadi gas ethylene			
Tipe	Fix bed reactor berbentuk silinder tegak			
Tekanan desain	159.5 psia			
Outside Diameter	180	inch	4.572	m

standart				
Tebal silinder	1.000	inch	0.0254	m
Tinggi tutup atas/bawah	176.4	inch	4.480584064	m
Tebal tutup atas/bawah	0.4375	inch	0.0111125	m
Tinggi bejana	672.5	inch	17.082	m
Bahan Konstruksi	SA 182 (21Cr-11Ni-N)			
Kapasitas(kg/hr)	6,462,364			
Jumlah	1			

Tabel V.16 Methanation Reactor (R-102)

Spesifikasi	Keterangan			
No. kode	R-102			
Fungsi	Mengkonversikan CO dan CO2 menjadi metana			
Tipe	Fix bed reactor berbentuk silinder tegak			
Tekanan desain	111.7 psia			
Outside Diameter standart	192	inch	4.8768	m
Tebal silinder	1	inch	0.0254	m
Tinggi tutup atas/bawah	176.3182	inch	4.478481075	m
Tebal tutup atas/bawah	0.3750	inch	0.009525	m
Tinggi bejana	752	inch	19.1	m
Bahan Konstruksi	SA 182 (21Cr-11Ni-N)			

Kapasitas(kg/hr)	243777.5
Jumlah	1

Tabel V.17 Hydrogenation Reactor (R-103)

Spesifikasi	Keterangan			
No. kode	R-103			
Fungsi	Mereaksikan acethylene dengan hidrogen menjadi ethylene			
Tipe	Fix bed reactor berbentuk silinder tegak			
Tekanan desain	159.5 psia			
Outside Diameter standart	90	inch	2.286	m
Tebal silinder	0.375	inch	0.009525	m
Tinggi tutup atas/bawah	96.3	inch	2.445285681	m
Tebal tutup atas/bawah	0.3125	inch	0.0079375	m
Tinggi bejana	156.6	inch	3.977	m
Bahan Konstruksi	SA 182 (21Cr-11Ni-N)			
Kapasitas(kg/hr)	1,119,661			
Jumlah	1			

Tabel V.18 Pre Compressor Flash Separator (F-210)

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	F-210
Fungsi	Untuk

	memisahkan fase gas dan liquid dari Process gas	
Tipe	Vertikal Separator	
Tekanan desain	19.059	psia
Outside Diameter standart	192	in
Tebal silinder	0.63	in
Tebal tutup atas/bawah	0.63	in
Panjang bejana	2	in
Panjang Tutup Atas	37	in
Panjang Tutup Bawah	37	in
Bahan Konstruksi	ASME SA-167 Grade 3 Tipe 304	
Jumlah	1	
Kapasitas	294,800	kg/hr

Tabel V.19 1st Stage Flash Separator (F-211)

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	F-211

Fungsi	Untuk memisahkan fase gas dan liquid dari 1st Stage Compressor	
Tipe	Vertikal Separator	
Tekanan desain	48.086	psia
Outside Diameter standart	204	in
Tebal silinder	0.38	in
Tebal tutup atas/ bawah	0.38	in
Panjang bejana	385	in
Panjang Tutup Atas	75	in
Panjang Tutup Bawah	75	in
Bahan Konstruksi	ASME SA-167 Grade 3 Tipe 304	
Jumlah	1	
Kapasitas	231,500	kg/hr

Tabel V.20 2nd Stage Flash Separator (F-212)

Spesifikasi	Keterangan
--------------------	-------------------

No. kode	F-212	
Fungsi	Untuk memisahkan fase gas dan liquid dari 2nd Stage Compressor	
Tipe	Vertikal Separator	
Tekanan desain	176.998	psia
Outside Diameter standart	90	in
Tebal silinder	0.50	in
Tebal tutup atas/ bawah	1.38	in
Panjang bejana	168	in
Panjang Tutup Atas	16	in
Panjang Tutup Bawah	16	in
Bahan Konstruksi	ASME SA-167 Grade 3 Tipe 304	
Jumlah	1	
Kapasitas	229,000	kg/hr

Tabel V.21 3rd Stage Flash Separator (F-213)

Spesifikasi	Keterangan	
No. kode	F-213	
Fungsi	Untuk memisahkan fase gas dan liquid dari 2nd Stage Compressor	
Tipe	Vertikal Separator	
Tekanan desain	527.988	psia
Outside Diameter standart	90	in
Tebal silinder	1.38	in
Tebal tutup atas/ bawah	2.25	in
Panjang bejana	168	in
Panjang Tutup Atas	18	in
Panjang Tutup Bawah	18	in
Bahan Konstruksi	ASME SA-167 Grade 3 Tipe 304	
Jumlah	1	
Kapasitas	227,200	kg/hr

Tabel V.22 Molecular Sieve Column (D-302 A/B)

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	D-302-A/B
Fungsi	Mengadsorp moisture (uap air) pada sweet gas
Tipe	Molsieve 4A, fixed bed, tutup atas bawah dished head
Tekanan desain	494.6 psia
Outside Diameter standart	84 inch = 2.1336 m
Tebal silinder	1.5 inch (0,0381 m)
Tinggi tutup atas / bawah	0.338 m
Tebal tutup atas/ bawah	0.125 inch = 0.028575 m
Tinggi bejana	3.9 m
Bahan Konstruksi	ASME SA-167
Kapasitas(kg/hr)	190500.00
Jumlah	2

Tabel V.23 Pump (L-300)

Spesifikasi	Keterangan
--------------------	-------------------

Kode	(L-300)	
Fungsi	Memompa aliran menuju Absorber D-300	
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>	
Bahan :	<i>Commercial Steel</i>	
Kapasitas	74450.0000	kg/jam
Perbedaan Ketinggian	12.80	m
Panjang Pipa	13.72	m
Diameter Pipa	0.2032	m, sch 30
Power	45	hp (standard)
Jumlah	1	unit

Tabel V.24 Absorber Column (D-300)

Spesifikasi D-300		
Keterangan	Ukuran	
Bahan	SA 299	
Diameter <i>Tray</i>	15	ft
	180	in
<i>Layout</i>	Double Pass	
<i>Tray Spacing</i>	1.3333	ft
	16	in
Tinggi Kolom	41.837	ft
	42	ft
	504	in

L/D	0.7
n	2.5
Tebal Shell	2 in

Tabel V.25 Amine Regeneration Column (D-301)

Spesifikasi D-301		
Keterangan	Ukuran	
Bahan	SA 299	
Diameter <i>Tray</i>	20	ft
	240	in
<i>Layout</i>	Double Pass	
<i>Tray Spacing</i>	1.3333	ft
	16	in
Tinggi Kolom	34.99	ft
	35	ft
	420	in
L/D	0.55	
n	2.5	
Tebal Shell	3	in

Tabel V.26 Demethanizer Column (D-400)

Spesifikasi D-400		
Keterangan	Ukuran	
Bahan	SA 299	
Diameter <i>Tray</i>	15	ft
	180	in

<i>Layout</i>	Double Pass
<i>Tray Spacing</i>	1.3333 ft
	16 in
Tinggi Kolom	37.806 ft
	48 ft
	576 in
L/D	0.5
n	2.5
Tebal Shell	2 in

Tabel V.27 Deethanizer Column (D-401)

Spesifikasi D-401	
Keterangan	Ukuran
Bahan	SA 299
Diameter <i>Tray</i>	12 ft
	144 in
<i>Layout</i>	Double Pass
<i>Tray Spacing</i>	1.3333 ft
	16 in
Tinggi Kolom	39.658 ft
	37 ft
	444 in
L/D	0.5
n	2.5
Tebal Shell	2 in

Tabel V.28 Ethylene Splitter (D-402)

Spesifikasi D-402		
Keterangan	Ukuran	
Bahan	SA 299	
Diameter <i>Tray</i>	22	ft
	264	in
<i>Layout</i>	Double Pass	
<i>Tray Spacing</i>	1.3333	ft
	16	in
Tinggi Kolom	36.827	ft
	55	ft
	660	in
L/D	0.7	
n	2.5	
Tebal Shell	3	in

Tabel V.29 C3/C4 Storage Tank (F-400)

Spesifikasi	Keterangan	
No. kode	F-400	
Fungsi	Menyimpan condensate yang sudah dipisahkan	
Kapasitas	21324.339	m ³
Bahan konstruksi	ASTM A 516	
Tipe sambungan	Double Butt-welded	
Bentuk Tangki	Silinder	
Jenis tutup	Elliptical Dished	

atas	head	
ID shell	12.19	m
Tinggi storage	4.572	m
Tebal tutup atas	0.00635	m
Tinggi Course	2.438	m
Jumlah Course	7	
Tebal Course 1	0.0127	m
Tebal Course 2	0.0079	m
Tebal dasar storage	0.0079	m
Jumlah	1	buah

Tabel V.30 Ethylene Storage Tank (F-401)

Spesifikasi	Keterangan	
No. kode	F-401	
Fungsi	Menyimpan Ethylene untuk dijual	
Kapasitas	682371.128	m ³
Bahan konstruksi	ASTM A 516	
Tipe sambungan	Double Butt-welded	
Bentuk Tangki	Silinder	

Jenis tutup atas	Elliptical Dished head	
ID shell	12.19	m
Tinggi storage	4.572	m
Tebal tutup atas	0.00635	m
Tinggi Course	2.438	m
Jumlah Course	21	
Tebal Course 1	0.0127	m
Tebal Course 2	0.0079	m
Tebal dasar storage	0.0079	m
Jumlah	1	buah

Tabel V.31 Condensate Storage Tank (F-402)

Spesifikasi	Keterangan	
No. kode	F-402	
Fungsi	Menyimpan condensate yang sudah dipisahkan	
Kapasitas	42167.193	m ³
Bahan konstruksi	ASTM A 516	
Tipe sambungan	Double Butt-welded	
Bentuk	Silinder	

Tangki		
Jenis tutup atas	Elliptical Dished head	
ID shell	12.19	m
Tinggi storage	4.572	m
Tebal tutup atas	0.00635	m
Tinggi Course	2.438	m
Jumlah Course	9	
Tebal Course 1	0.0127	m
Tebal Course 2	0.0079	m
Tebal dasar storage	0.0079	m
Jumlah	1	buah

V.4 Daftar Harga Peralatan

Pada sub-bab ini, terlampir daftar harga peralatan yang digunakan pada pabrik Etilena ini.

Tabel V.47 Daftar Harga Peralatan Pabrik Etilena dari *Sales Gas*

No	Kode	Nama Alat	Jumlah	Harga (U\$/unit)	Harga total
				2014	(U\$,thn 2022)
1	E-100	Oxygen Pre-Heater	4	810,800	3,563,262.56

2	E-101	Natural gas Pre-Heater	7	600,300	4,616,793.78
3	R-100	OCM Reactor	1	2,933,200	3,222,669.51
4	R-101	Dehydrogenation Reactor	1	2,130,200	2,340,423.63
5	R-102	Methanation Reactor	1	2,695,900	2,961,951.0
6	E-200	Dehydrogenation & Condensate HE	4	810,300	3,561,065.18
7	E-201	Dehydrogenation & Methane HE	4	720,300	3,165,537.77
8	E-202	Dehydrogenation & CO2 HE	1	600,300	659,541.97
9	E-210	Pre Compressor Air Cooler	1	230,500	253,247.42
10	F-210	Pre Compressor Air Separator	1	161,700	177,658
11	E-211	1 st Stage Air Cooler	1	230,500	253,247
12	F-211	1 st Stage Air Separator	1	172,300	189,304
13	G-210	1 st Stage compressor	1	699,833	768,898
14	E-212	2nd Stage Air Cooler	1	240,400	264,124
15	F-212	2 nd Stage Air Separator	1	186,150	204,521
16	G-211	2 nd Stage compressor	1	699,833	768,898
17	E-213	3 rd Stage Air Cooler	1	230,100	252,808
18	F-213	3 rd Stage Air Separator	1	192,400	211,387

19	G-212	3 rd Stage compressor	1	699,833	768,898
20	D-300	Absorber	1	3,545,000	3,894,846
21	E-300	Lean/Rich Amine Exchanger	2	500,800	1,100,445
22	L-300	Amine Regeneration Pump	1	20,834	22,890
23	D-301	Regenerator Column	1	1,837,600	2,018,948
24	E-301	Amine Regeneration Reboiler	1	600,800	660,091
25	E-302	Amine Regeneration Condenser	1	400,700	440,244
26	F-301	Amine Regeneration Reflux Drum	1	870,300	956,188
27	L-301	Amine Regeneration Reflux Pump	1	20,730	22,776
28	F-300	Flash Separator	1	161,700	177,658
29	D-302 A/B	Molecular Sieve	2	1,019,800	2,240,883
30	E-302	Regeneration Air Furnance	1	800,500	879,499
31	E-310	1 st Spent Gas Heat Exchanger	1	600,300	659,542
32	E-311	2nd Spent Gas Heat Exchanger	1	500,800	550,223
33	E-312	Pre Separation Heat Exchanger	1	2,301,500	2,528,629

34	D-400	Demethanizer Column	1	5,539,600	6,086,288
35	E-400	Demethanizer Reboiler	1	200,400	220,177
36	L-400	Demethanizer Reboiler Pump	1	20,814	22,868
37	L-410	Demethanizer Reflux Pump	1	20,730	22,776
38	F-400	Demethanizer Separator	1	539,500	592,742
39	E-400	Demethanizer Condenser	1	600,100	659,322
40	D-401	Deethanizer Column	1	6,839,600	7,514,581
41	E-401	Deethanizer Reboiler	1	300,600	330,265
42	L-401	Deethanizer Reboiler Pump	1	20,860	22,919
43	l-420	Deethanizer Reflux Pump	1	20,860	22,919
44	F-401	Deethanizer Separator	1	519,000	570,219
45	E-401	Deethanizer Condenser	1	700,600	769,740
46	R-103	Hydrogenation Reactor	1	2,130,200	2,340,424
47	D-402	Condensate splitter	1	4,723,900	5,190,089
48	T-402	Condensate Storage	1	2,167,300	2,381,185
49	T-401	C3/C4 Storage	1	1,924,500	2,114,424
50	T-400	Ethylene Storage Tank	1	2,301,500	2,528,629
51	ASU	Air Separation	1	61,200,000	67,239,661

		Unit			
Total			68	56,796,278	142,986,324

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

BAB VI

ANALISIS EKONOMI

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

VI.1 PENGELOLAAN SUMBER DAYA MANUSIA

VI.1.1 Bentuk Badan Perusahaan

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

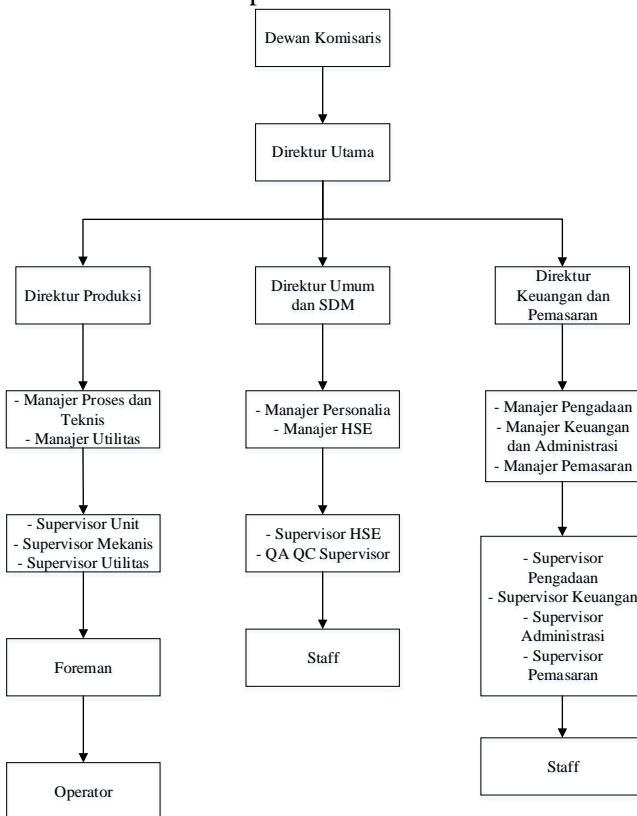
1. Modal perusahaan dapat lebih mudah diperoleh yaitu dari penjualan saham maupun dari pinjaman
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, karena segala sesuatu yang menyangkut kelancaran produksi ditangani oleh pemimpin perusahaan.
3. Kekayaan pemegang saham terpisah dari kekayaan perusahaan, sehingga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

VI.1.2 Sistem organisasi perusahaan

Struktur organisasi yang direncanakan dalam pra desain pabrik 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 yang lebih baik
- Masing-masing manajer 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 Perusahaan

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 nasihat kepada direktur bila direktur ingin mengadakan perubahan dalam perusahaan

2. Direktur Utama

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

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

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

3. Direktur Keuangan dan Pemasaran

Direktur Keuangan dan Pemasaran yang bertugas membantu direktur dalam pelaksanaan tugasnya yang berhubungan dengan hal keuangan, pembukuan perusahaan, dan pemasaran. Dalam hal ini Direktur Keuangan dan Pemasaran dibantu oleh Manajer Pengadaan, Manajer Keuangan dan Administrasi, dan Manajer Pemasaran yang masing-masing membawahi supervisor dan staf di bagian masing-masing.

- Tugas Direktur Keuangan dan Pemasaran :
 - Membantu direktur dalam perencanaan maupun dalam penelaah kebijaksanaan pokok bidang keuangan, pembukuan perusahaan, dan pemasaran.
 - Menentukan kebijakan keuangan pabrik agar dapat memperoleh keuntungan maksimal
 - Menentukan kebijakan pemasaran agar dapat memperoleh hasil maksimal
 - Mengadakan koordinasi yang tepat dari bagian keuangan dan pemasaran
 - Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk mengadakan tugas masing-masing
 - Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Utama
- Tugas Manajer Pengadaan :
 - Memberikan saran ahli pada semua pembelian
 - Negosiasi pembelian dalam jumlah besar
 - Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Keuangan dan Pemasaran
- Tugas Manajer Keuangan dan Administrasi :

- 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 dan Pemasaran
- Tugas Manajer 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 Keuangan dan Pemasaran

4. Direktur SDM dan Umum

Direktur SDM dan Umum yang bertugas membantu Direktur Utama dalam pelaksanaan tugasnya yang berhubungan dengan SDM dan umum. Dalam hal ini Direktur SDM dan Umum dibantu oleh Manajer Personalia dan HSE yang membawahi supervisor dan staf di bagian masing-masing.

- Tugas Direktur SDM dan Umum :
- Membantu direktur dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok dalam bidang kepegawaian, fasilitas bagi karyawan, peningkatan mutu karyawan, pelayanan terhadap masyarakat maupun karyawan serta keamanan pabrik

- Mengadakan koordinasi yang tepat dari bagian personalia dan umum
- Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk mengadakan tugas masing-masing
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Utama
- Tugas Manajer Personalia :
 - 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, pemberhentian tenaga kerja dan masalah upah.
 - Bertanggung jawab langsung kepada Direktur SDM dan Umum
- Tugas Manajer HSE :
 - Bertugas untuk memberikan bantuan kepada direktur dalam masalah-masalah keselamatan kerja, antara lain : menerapkan dan mempromosikan program HSE, melakukan inspeksi situs keamanan rutin dan tindak lanjut, melakukan dan menyajikan temuan keselamatan bulanan.
 - Bertanggung jawab langsung kepada Direktur SDM dan Umum

5. Direktur Produksi dan Teknis

Direktur Produk dan Teknis yang bertugas membantu direktur dalam pelaksanaan tugasnya, baik yang berhubungan dengan operasi pabrik dalam hal produks, konstruksi pabrik, kualitas dari bahan baku dan produk yang dihasilkan, operasi peralatan, maintenance peralatan, plant technical, maupun pengadaan logistik untuk operasi pabrik. Dalam hal ini Direktur Produksi dan Teknis dibantu oleh Manajer

Proses dan Teknis, serta Manajer Utilitas yang masing-masing membawahi supervisor dan staf di bagian masing-masing.

➤ Tugas Direktur Produksi dan Teknis :

- Membantu direktur dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok bidang operasi pabrik dalam hal produksi, konstruksi pabrik, kualitas dari bahan baku dan produk yang dihasilkan, operasi peralatan, maintenance peralatan, plant technical, maupun pengadaan logistik untuk operasi pabrik.
- Menentukan kebijakan operasi pabrik agar dapat memperoleh hasil maksimal.
- Mengadakan koordinasi yang tepat dari bagian produksi
- 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 Manajer Produksi dan Teknis :

- Bagian produksi dan teknis 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, serta mengendalikan jalannya proses produksi pabrik dapat beroperasi dengan maksimal.
- Mengumpulkan fakta-fakta kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya

- Mengkoordinasikan dengan staf bagian produksi dan teknis yang terdiri dari supervisor, foreman, dan operator yang bekerja langsung di lapangan
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Produksi dan Teknis
- Tugas Manajer Utilitas :
 - Bagian utilitas bertugas memonitor/memeriksa peralatan utilitas dan menghitung pemakaian utilitas
 - Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Produksi dan Teknis

6. Supervisor

- Tugas Supervisor :
 - Memastikan semua pekerjaan dilaksanakan dengan baik sehingga semua proses produksi berjalan lancar seperti monitoring produksi, pengawasan anak buah, melakukan instruksi kerja.
 - Mengontrol dan mengevaluasi kinerja bawahan
 - Membuat rencana jangka pendek untuk tugas yang telah ditetapkan oleh atasannya
 - Bertanggung jawab langsung kepada manajer

7. Foreman

- Tugas Foreman :
 - Melakukan briefing terhadap operator tiap awal shift
 - Mencari solusi setiap permasalahan yang terjadi di lapangan setiap shiftnya dan melaporkan kepada Supervisor
 - Foreman bertanggung jawab terhadap Supervisor

VI.1.3 Perincian Jumlah Tenaga Kerja

Jumlah karyawan yang dibutuhkan untuk produksi ethylene diuraikan sebagai berikut :

Tabel VI.1 Jumlah Karyawan

No	Jabatan	Jumlah Karyawan
1	Dewan Komisaris	3
2	Direktur Utama	1
3	Direksi	6
4	Sekretaris Direksi	6
5	Manager	7
6	Supervisor	7
7	Foreman (S-1)	18
8	Operator :	
	a. Lulusan D-3	34
	b. Lulusan SMK	43
10	Dokter	5
11	Perawat	8
12	Security	18
13	Office Boy	23
Total		179

Pabrik Ethylene dari Sales Gas ini menggunakan basis 330 hari kerja per tahun dengan waktu 24 jam kerja per hari. Dengan pekerjaan yang membutuhkan pengawasan terus menerus selama 24 jam, maka dilakukan sistem shift karyawan. Shift direncanakan dilakukan tiga kali per hari setiap 8 jam. Distribusi kerja karyawan diatur sebagai berikut.

Shift I : 07.00 – 15.00

Shift II : 15.00 – 23.00

Shift III : 23.00 – 07.00

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

Tabel VI.2 Sistem *Shift* Kerja

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 Ethylene dari Gas Alam ini meliputi :

1. Air

Berfungsi sebagai sanitasi, air pendingin, dan air untuk feed boiler

2. Steam

Digunakan untuk keperluan proses dan penukar panas

3. Listrik

Berfungsi sebagai tenaga penggerak dari peralatan proses maupun penerangan

4. Bahan bakar

Berfungsi untuk bahan bakar untuk boiler, generator dan furnace
Maka untuk memenuhi kebutuhan utilitas pabrik di atas, diperlukan unit-unit sebagai penghasil sarana utilitas, yaitu :

V1.2.1 Unit Pengolahan Air

Kebutuhan air untuk pabrik diambil dari air laut, dimana sebelum digunakan air laut perlu diolah terlebih dahulu, agar tidak mengandung zat-zat pengotor, dan zat-zat lainnya yang tidak layak

untuk kelancaran operasi. Air pada Pabrik Ethylene dari Gas Alam ini digunakan untuk kepentingan :

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

a. Syarat fisik :

- Suhu di bawah suhu udara
- Warna jernih
- Tidak berasa
- Tidak berbau
- Kekeruhan SiO_2 tidak lebih dari 1 mg/L

b. Syarat kimia :

- pH = 6,5 – 8,5
- Tidak mengandung zat terlarut yang berupa zat organik dan anorganik seperti PO_4 , Hg, Cu, dan sebagainya

c. Syarat bakteriologi

- Tidak mengandung kuman atau bakteri, terutama bakteri patogen
- Bakteri E.Coli kurang dari 1/100 ml

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

VI.2.2 Unit Penyediaan Steam

Steam yang dibutuhkan untuk proses dihasilkan dari boiler. Kebutuhan steam digunakan sebagai penukar panas dan untuk keperluan proses. Peralatan yang dibutuhkan untuk pembangkit steam yaitu boiler.

VI.2.3 Unit Pembangkit Tenaga Listrik

Kebutuhan listrik yang diperlukan untuk Pabrik Ethylene dari Gas Alam ini diambil dari generator sebagai penghasil tenaga listrik, dengan distribusi sebagai berikut :

1. Untuk proses produksi
2. Untuk penerangan pabrik dan kantor

VI.2.4 Unit Pendingin

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

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

Syarat air pendingin adalah tidak boleh mengandung :

1. Hardness : yang memberikan efek pada pembentukan kerak
2. Zat-zat organik : penyebab slime
3. Silika : penyebab kerak

Pada air pendingin, ditambahkan zat kimia yang bersifat menghilangkan dan mencegah kerak, zat organik, dan korosi.

VI.3 ANALISA EKONOMI

VI.3.1 Asumsi Perhitungan

Dalam melakukan analisa keuangan pabrik Ethylene dari Gas Alam, digunakan beberapa asumsi, antara lain sebagai berikut:

- Modal kerja sebesar 6 bulan biaya pengeluaran, yaitu biaya bahan baku ditambah dengan biaya operasi;
- Eskalasi harga bahan baku sebesar nilai inflasi 4% setiap tahun;

- Eskalasi biaya operasi yang meliputi biaya bahan tambahan, biaya utilitas dan biaya tetap sebesar nilai inflasi 4% setiap tahun;
- Sumber dana investasi berasal dari modal sendiri sebesar 40% biaya investasi dan pinjaman jangka pendek sebesar 60% biaya investasi dengan bunga sebesar 12% per tahun yang akan dibayar dalam jangka waktu 120 bulan (10 tahun);
- Penyusutan investasi alat & bangunan terjadi dalam waktu 10 tahun secara *straight line*.

VI.3.2 Analisa Keuangan

Analisa keuangan yang digunakan pada pabrik Ethylene dari Gas Alam ini adalah dengan menggunakan metode *discounted cash flow*. Analisa keuangan untuk pabrik Ethylene dari Gas Alam terdiri dari perhitungan biaya produksi dan aliran kas / kinerja keuangan. Detail perhitungan dapat dilihat pada appendiks D.

VI.3.3 Analisa Laju Pengembalian Modal (*Internal Rate of Return / IRR*)

Dari hasil perhitungan pada Appendiks D, didapatkan harga $i = 19,47\%$. Harga i yang diperoleh lebih besar dari harga i untuk bunga pinjaman yaitu 12% per tahun. Dengan harga $i = 19,47\%$ yang didapatkan dari perhitungan menunjukkan bahwa pabrik ini layak didirikan dengan kondisi tingkat bunga pinjaman 12% per tahun.

VI.3.4 Analisa Waktu Pengembalian Modal (*Payout Time / POT*)

Dari perhitungan yang dilakukan pada Appendiks D didapatkan bahwa waktu pengembalian modal minimum adalah 5 tahun dengan perkiraan usia pabrik 10 tahun. Hal ini menunjukkan bahwa pabrik ini layak untuk didirikan karena POT yang didapatkan lebih kecil dari perkiraan usia pabrik.

VI.3.5 Analisa Titik Impas (*Break Even Point / BEP*)

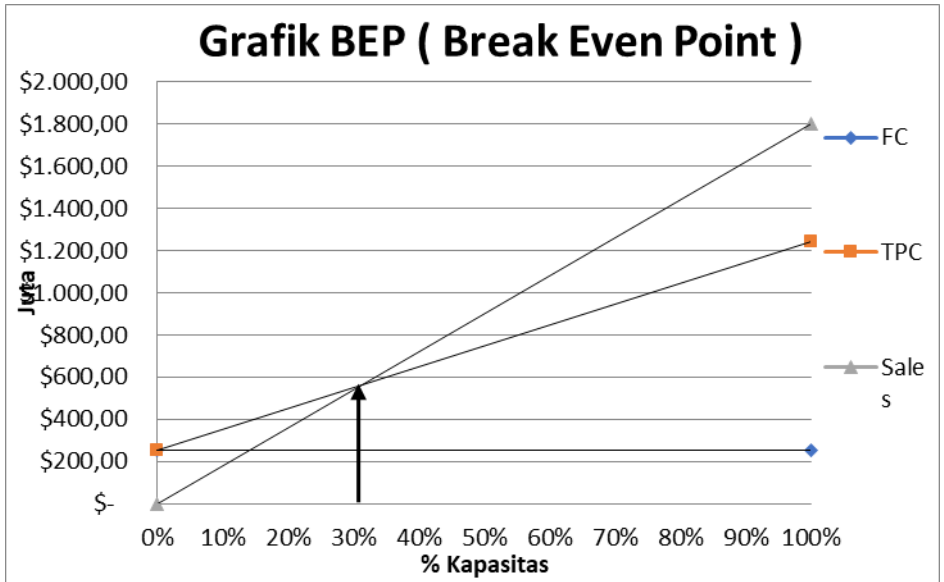
Analisa titik impas digunakan untuk mengetahui besarnya kapasitas produksi dimana biaya produksi total sama dengan hasil penjualan. Biaya tetap (FC), Biaya variabel (VC) dan Biaya semi variabel (SVC) , untuk biaya tetap tidak dipengaruhi oleh kapasitas produksi. Dari perhitungan yang dilakukan pada Appendiks D didapatkan bahwa Titik Impas (BEP) = 31,194 %

Ringkasan analisa ekonomi dari pabrik *Ethylene* dari *Sales Gas* dapat dilihat pada tabel :

Tabel VI.3 Ringkasan Analisa Ekonomi

No	Keterangan	Unit	Jumlah
1	<i>Total Investment Cost</i>	USD	1.338.637.961,16
2	Suku Bunga	Per thn	12 %
3	IRR	%	19,47
4	POT	Tahun	5,8
5	BEP	%	31,194
6	Harga Sales Gas	USD/mmbtu	7
7	Harga Hydrogen	USD/kg	0,01
8	Harga Jual Ethylene	USD/kg	3
9	Harga Jual Condensate	USD/bbl	35
10	Umur Pabrik	Tahun	10
11	Periode Konstruksi	Tahun	3
12	Waktu Operasi	Hari/tahun	330

Grafik BEP



Gambar VI.2 Grafik BEP

BAB VII KESIMPULAN

Pabrik direncanakan beroperasi secara kontinyu 24 jam selama 330 hari per tahun operasi dengan perencanaan sebagai berikut:

- a. Kapasitas Produksi : 600 KTPA (Kilo Ton / Tahun)
- b. Jumlah tenaga kerja : 179 orang
- c. Kebutuhan Bahan baku : 2.942,28 KTPA (Kilo Ton / Tahun)
- d. Produk Utama : 75,75 ton/jam *ethylene* (99,94% wt)

Pabrik *ethylene* ini direncanakan mulai dibangun pada tahun 2024 di Blok Masela, dan direncanakan selesai pada tahun 2027. Daerah Blok Masela dipilih karena lokasi yang dekat dengan ketersediaan bahan baku. Sumber dana investasi berasal dari modal sendiri sebesar 60 % biaya investasi dan pinjaman jangka pendek sebesar 40 % biaya investasi dengan bunga sebesar 12 % per tahun. Dari analisa perhitungan ekonomi didapat hasil sebagai berikut:

- a. Investasi : USD 664,731,865.76
- b. Internal Rate of Return : 87,87%
- c. POT : 3.0 Tahun
- d. BEP : 20 %

Dari ketiga parameter sensitifitas yaitu fluktuasi biaya investasi, harga bahan baku, dan harga jual dari produk, terlihat bahwa ketiganya tidak memberikan pengaruh yang cukup signifikan terhadap kenaikan atau penurunan nilai IRR pabrik. Sehingga pabrik *ethylene* ini layak untuk didirikan.

Halaman ini sengaja dikosongkan

DAFTAR PUSTAKA

- The American Society of Mechanical Engineers. 2015. "ASME Boiler and Pressure Vessel Code", Two Park Avenue, New York.
- Brownell, Young. 1959. "Process Equipment Design", John Wiley dan Son, New York.
- Eramo, Mark. 2014. "Global *Ethylene* Market 2014".
- Direktorat Jenderal Ketenagalistrikan. 2018. "Statistik Ketenagalistrikan 2017", Edisi No. 13.
- Direktorat Jenderal Minyak dan Gas Bumi. 2019. "Neraca Gas Bumi Indonesia 2018-2027"
- Geankoplis, C.J, 2003 "Transport Process and Unit Operation", 4th Edition, Prentice Hal of India, New Delhi.
- Godini, H. R., Xiao, S., Jašo, S., Stünkel, S., Salerno, D., Son, N. X. 2013. "Techno-economic analysis of integrating the methane oxidative coupling and methane reforming processes". Fuel Processing Technology 106 pp. 684-694.
- Shankui Song, Günter Wozny
- Harriort, McCabe Smith, 1982 "Unit Operations of Chemical Engineering", 6th Edition, McGraw Hill International Edition, Singapore.
- Himmelblau, David M. 1989. "Basic Principles and Calculation in Chemical Engineering", 5th Edition, Prentice Hall International, Inc, Singapore.
- Kern. 1965. "Process Heat Transfer", McGraw Hlil Book Comp. London.
- Levenspeal, O. 1972. "Chemical Reaction Engineering", 3rd Edition, John Wiley and Sons, Singapore.
- Ludwig, "Applied Process Design for Chemical Engineering and Petrochemical Plants", Vol. 3, Gulf Publishing Company, Houston, Teas.
- Liu, K., Zhao, J., Zhu, D., Meng, F., Kong, F., Tang, Y. 2017. Oxidative coupling of methane in solid oxide fuel cell tubular membrane reactor with high ethylene yield. Catalysis Communication 96 pp. 23-27

- Othmer, Kirk. 1967. "Encyclopedia of Chemical Technology:", Vol.13, John Wiley and Sons, Inc. USA.
- Perry, R. H., "Chemical Engineer's Handbook", International edition, McGraw Hill Book Co, Singapore.
- Peters, MS., Timmerhaus, KD. 1991. "Plant Design and Economics for Chemical Engineerings", 5th Edition, McGraw Hill Book Co, Singapore.
- Simoeh, 2014. "Pra Perancangan Pabrik Kimia".
- Smith, J. M., and Van Ness, H. C., 2001, "Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics", 4th Edition, Interntional Edition McGraw Hill Book Co., Singapore, 1987.
- Salkuyeh, Y. K. dan Adams II, T. A. 2015. "A novel polygeneration process to co-produce ethylene and electricity". Energy Conversion and Management 92 pp. 406-420
- from shale gas with zero CO₂ emissions via methane oxidative coupling
- Xiao, G., Thomas L. Saleman, Yuan Zou, Gang Li, Eric F. May. 2019. "Nitrogen rejection from methane using dual-reflux pressure swing adsorption with a kinetically-selective adsorbent". Chemical Engineering Journal 372 pp. 1038-1046
- Ulrich, G. D. "A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics", John Wiley and Sons, New York, 1984.
- Emerson. "Emerson Process Management", Fisher Controls International LLC, Dubai, United Arab Emirates, 2010.
- www.matche.com
- www.esdm.go.id

APPENDIKS A

PERHITUNGAN NERACA MASSA

Data-data operasi:

1 Tahun = 330 hari
 1 Hari = 24 jam

Basis:

Ethylene = 600 KTPA Konversi = 60,70%
 = 75,76 ton/h Metana bereaksi = 2988310,6 kmol/h
 = 75757,58 kg/h = 47812970 kg/h
 = 2705,63 kmol/h Selectivity C₂₊ = 41,60%

Yield Ethylene = 20,40% Ethylene/Ethane Ratio = 5,8

Metana ke reaktor OCM = 4923082 kmol/h
 = 307692,6 kg/h

Kandungan metana pada gas alam adalah 82,84% mol / 65,30% massa, sehingga:

Input NG = 18305,05 kmol/h
 = 371,43 ton/h

Sehingga, *feed* gas alam yang masuk pada plant ini sebesar 371,43 ton/h

Tabel A.1. Komposisi dan properti dari *feed* gas alam (1):

Komponen	BM (kg/kmol)	Komposisi mol	Flowrate (kmol/h)	Flowrate (kg/h)
CO ₂	44	0,0558	0,000	0,000
N ₂	28	0,0125	0,000	0,000
CH ₄	16	0,8284	0,000	0,000
C ₂ H ₂	26	0,0000	0,000	0,000
C ₂ H ₆	30	0,0485	0,000	0,000
C ₃ H ₆	42	0,0000	0,000	0,000
C ₃	44	0,0354	0,000	0,000
i-C ₄	58	0,0057	0,000	0,000
n-C ₄	58	0,0077	0,000	0,000
i-C ₅	72	0,0022	0,000	0,000
n-C ₅	72	0,0017	0,000	0,000
n-C ₆₊	86	0,0019	0,000	0,000
H ₂ O	18	0,0002	0,000	0,000
CO	28	0,0000	0,000	0,000
H ₂	2	0,0000	0,000	0,000
O ₂	32	0,0000	0,000	0,000
Ethylene	28	0,0000	0,000	0,000
Asethylene	29	0,0000	0,000	0,000
1,2-Butadiene	54	0,0000	0,000	0,000
1-Butene	56	0,0000	0,000	0,000
MEA	30	0,0000	0,000	0,000
Total		1,0000	0,000	0,000
Properties				
Tekanan			56,86	bar
Suhu			40,00	Celcius
HHV (Higher Heating Value)			46518	kJ/kg
Z (Compressibility)			0,864	

1. Input O2

Optimal O2 masuk OCM Reactor = 1/6 Feed Sales Gas
 O2 masuk OCM Reactor = 275113 kg/hr

2. Input Produk Recycle

Produk Recycle Mengandung 5 - 8 % Methane yang masuk pada feed gas alam sehingga methane recycle mengandung sekitar 5% x 361028 kg/h = 18051,4
 Produk Methane untuk di recycle masuk ke feed reaktor OCM

Tabel A.2 Komposisi Methane Recycle

Komponen	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)
CO2	0,000	0,000
N2	0,000	0,000
CH4	0,96	0
C2H2	0,0001	0
C2H6	0,0399	0
C3H6	0,000	0,000
C3	0,000	0,000
i-C4	0,000	0,000
n-C4	0,000	0,000
i-C5	0,000	0,000
n-C5	0,000	0,000
n-C6+	0,000	0,000
H2O	0,000	0,000
CO	0,000	0,000
H2	0,000	0,000
O2	0,000	0,000
Ethylene	0,000	0,000
Asethylene	0,000	0,000
1,2-Butadiene	0,000	0,000
1-Butene	0,000	0,000
MEA	0,000	0,000

3. OCM Reactor (R-100)

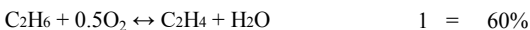
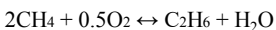
Fungsi: Mereaksikan gas metana dan etana menjadi gas *ethylene*

Arus 1: Preheated Feed metana dan etana menuju OCM Reactor

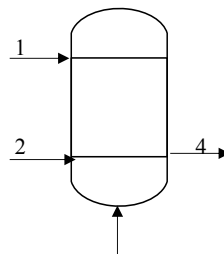
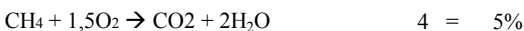
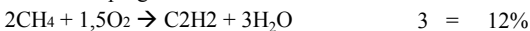
Arus 2: Preheated Feed udara

Arus 3: Produk *ethylene*

Reaksi utama:



Reaksi samping:



Yield	=	22,00%	(mol)	3
Konversi	=	62,00%	(mol)	
Ethylene : Ethane Ratio	=	5,8	(mol)	
Selectivity C ₂₊	=	42,00%	(mol)	
Feed CH ₄ : O ₂ Ratio	=	1,49	: 1 (mol)	
CO : CO ₂ Ratio	=	0,0500	: 1 (asumsi)	

Tabel A.4. Neraca Massa OCM Reactor (R-100)

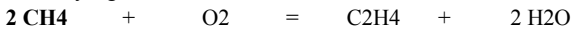
Komponen	Feed Sales Gas (1)		Keluar (4)	
	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)
CO ₂	0,1210	52716,925	0,0105	67816,368
N ₂	0,0172	7515,039	0,0012	7515,039
CH ₄	0,6530	284592,378	0,7171	4634210,348
C ₂ H ₂	0,0000	0,000	0,0056	36232,481
C ₂ H ₆	0,0717	31241,091	0,1472	951464,309
C ₃ H ₆	0,0000	0,000	0,0000	0,000
C ₃	0,0767	33444,071	0,0052	33444,071
i-C ₄	0,0163	7098,491	0,0011	7098,491
n-C ₄	0,0220	9589,190	0,0015	9589,190
i-C ₅	0,0078	3401,092	0,0005	3401,092
n-C ₅	0,0060	2628,116	0,0004	2628,116
n-C ₆₊	0,0081	3508,450	0,0005	3508,450
H ₂ O	0,0002	77,362	0,0776	501445,444
CO	0,0000	0,000	0,0000	0,000
H ₂	0,0000	0,000	0,0000	0,000
O ₂	0,0000	0,000	0,0000	0,000
Ethylene	0,0000	0,000	0,0260	167780,148
Asethylene	0,0000	0,000	0,0056	36230,676
1,2-Butadiene	0,0000	0,000	0,0000	0,000
1-Butene	0,0000	0,000	0,0000	0,000
MEA	0,0000	0,000	0,0000	0,000
Total	1,0000	435812,204	1,0000	6462364,223
Komponen	Preheated O ₂ (2)		Methane Recycle (3)	
	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)
CO ₂	0,0000	0,000	0,0000	0,000
N ₂	0,0000	0,000	0,0000	0,000
CH ₄	0,0000	0,000	0,9600	17329,920
C ₂ H ₂	0,0000	0,000	0,0001	1,805
C ₂ H ₆	0,0000	0,000	0,0399	720,275
C ₃ H ₆	0,0000	0,000	0,0000	0,000
C ₃	0,0000	0,000	0,0000	0,000
i-C ₄	0,0000	0,000	0,0000	0,000
n-C ₄	0,0000	0,000	0,0000	0,000
i-C ₅	0,0000	0,000	0,0000	0,000
n-C ₅	0,0000	0,000	0,0000	0,000
n-C ₆₊	0,0000	0,000	0,0000	0,000
H ₂ O	0,0000	0,000	0,0000	0,000
CO	0,0000	0,000	0,0000	0,000

H ₂	0,0000	0,000	0,0000	0,000
O ₂	1,0000	275112,584	0,0000	0,000
Ethylene	0,0000	0,000	0,0000	0,000
Asethylene	0,0000	0,000	0,0000	0,000
1,2-Butadiene	0,0000	0,000	0,0000	0,000
1-Butene	0,0000	0,000	0,0000	0,000
MEA	0,0000	0,000	0,0000	0,000
Total	1,0000	275112,584	1,0000	18052,000

Reaksi utama tangki OCM Reactor :

Reaksi 1 Konversi CH₄ = 0,60

CH₄ yang bereaksi = 0,60 x 301922 = 11322 kgmole/h



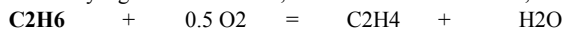
m 11322,08619 excess

r 11322,08619 5661,043095 5661,0431 22644,1724

s 0 5661,043095 5661,0431 22644,1724

Reaksi 2 Konversi C₂H₆ = 0,3

C₂H₆ yang bereaksi = 0,3 x 31961 = 319,61 kgmole/h



m 319,6136535 excess

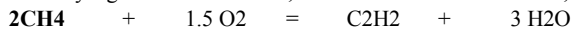
r 319,6136535 159,8068267 319,613653 319,613653

s 0 159,8068267 319,613653 319,613653

Reaksi samping tangki OCM Reactor :

Reaksi 3: Konversi C₂H₂ = 0,120

CH₄ yang bereaksi = 0,120 x 301922 = 1393,49 kgmole/h



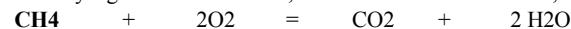
m 1393,487531 excess

r 1393,487531 2090,231297 1393,48753 4180,46259

s 0 2090,231297 1393,48753 4180,46259

Reaksi 4: Konversi CH₄ = 0,050

CH₄ yang bereaksi = 0,050 x 301922 = 343,094 kgmole/h



m 343,0935209 excess

r 343,0935209 686,1870418 343,093521 686,187042

s 0 686,1870418 343,093521 686,187042

CH₄ tidak bereaksi = 301922 - 11322 - 1393,5 - 343,094

= 288864 kgmole/h

= 288864 x 16

= 4634210,35 kg/h

C₂H₆ tidak bereaksi = 31961 - 319,61

= 31642 kgmole/h

= 31642 x 30,1

= 951464 kg/h

C₂H₄ yang terbentuk = 5980,7 x 28,054

$$\begin{aligned}
 &= 167780 \text{ kg/h} \\
 \text{H}_2\text{O yang terbentuk} &= 27830 \times 18,015 \\
 &= 501368 \text{ kg/h} \\
 \text{CO}_2 \text{ yang terbentuk} &= 343,09 \times 44,010 \\
 &= 15099 \text{ kg/h} \\
 \text{CO yang terbentuk} &= 0 \times 28,011 \\
 &= 0 \text{ kg/h} \\
 \text{O}_2 \text{ yang dibutuhkan} &= 5661,0 + 159,81 + 2090,2 + 686,19 \\
 &= 8597,26826 \text{ kgmole/h} \\
 &= 8597,3 \times 32 \\
 &= 275113 \text{ Kg/hr} \\
 \text{C}_2\text{H}_2 \text{ yang terbentuk} &= 1393,5 \times 26 \\
 &= 36231 \text{ kg/hr}
 \end{aligned}$$

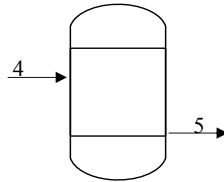
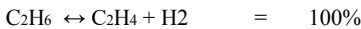
4. Dehydrogenation Reactor (R-101)

Fungsi: Mendehidrogenasi etana menjadi gas *ethylene dan hidrogen*

Arus 4: Arus Keluar OCM Reactor

Arus 5 : Keluar Reactor Dehidrogenasi

Reaksi utama:



Tabel A.5 Neraca Massa Dehidrogenation Reactor (R-101)

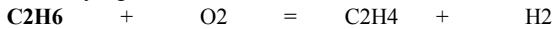
Komponen	Feed Dehidrogenation (4)		Keluar (5)	
	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)
CO ₂	0,0105	67816,368	0,0091	67816,368
N ₂	0,0012	7515,039	0,0010	7515,039
CH ₄	0,7171	4634210,348	0,6251	4634210,348
C ₂ H ₂	0,0056	36232,481	0,0049	36232,481
C ₂ H ₆	0,1472	951464,309	0,0000	0,000
C ₃ H ₆	0,0000	0,000	0,0000	0,000
C ₃	0,0052	33444,071	0,0045	33444,071
i-C ₄	0,0011	7098,491	0,0010	7098,491
n-C ₄	0,0015	9589,190	0,0013	9589,190
i-C ₅	0,0005	3401,092	0,0005	3401,092
n-C ₅	0,0004	2628,116	0,0004	2628,116
n-C ₆₊	0,0005	3508,450	0,0005	3508,450
H ₂ O	0,0776	501445,444	0,0676	501445,444
CO	0,0000	0,000	0,0000	0,000
H ₂	0,0000	0,000	0,1283	951464,309
O ₂	0,0000	0,000	0,0000	0,000
Ethylene	0,0260	167780,148	0,1510	1119244,458
Asethylene	0,0056	36230,676	0,0049	36230,676
1,2-Butadiene	0,0000	0,000	0,0000	0,000

1-Butene	0,0000	0,000	0,0000	0,000
MEA	0,0000	0,000	0,0000	0,000
Total	1,0000	6462364,223	1,0000	7413828,532

Reaksi utama tangki Dehydrogenation Reactor :

Reaksi : Konversi C₂H₆ = 1,00

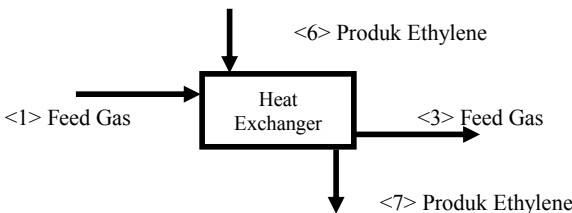
C₂H₆ yang bereaksi = 1,00 x 951464 = 951464 kgmole/h



m	951464	excess		
r	951464,3093	951464,3093	951464,309	951464,309
s	0	951464,3093	951464,309	951464,309

5. HEAT EXCHANGER (E-100)

Fungsi : Menukar panas antara aliran feed gas dengan produk reaktor OCM



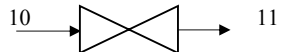
Pada alat Heat Exchanger tidak terjadi perubahan komposisi dan flowrate, sehingga komposisi dan flowrate <1> = <3> dan <6> = <7>

6. Valve

Fungsi: Untuk mengontrol bukaan preheated feed gas alam dan udara

Keterangan aliran:

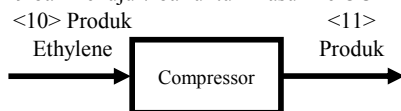
Arus 10: Gas alam bertekanan 20 bar
 Arus 11: Gas alam bertekanan 19,6 bar



Pada alat Compressor, tidak terjadi perubahan komposisi dan flowrate, sehingga komposisi dan flowrate arus (10) = arus (11)

7. Ekspander (G-100)

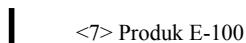
Fungsi : Menurunkan tekanan pada aliran Preheated Feed Gas Alam dan O₂ dari 19 bar menuju 7 bar untuk masuk ke OCM Reactor

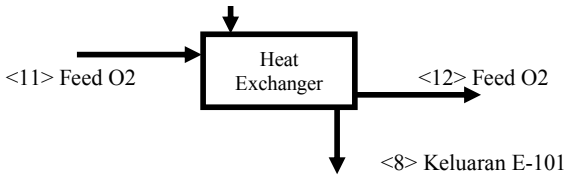


Pada alat Compressor tidak terjadi perubahan komposisi dan flowrate, sehingga komposisi dan flowrate <11> = <12>

8. HEAT EXCHANGER (E-101) & (E-102)

Fungsi : Menukar panas antara aliran feed O₂ dengan produk keluaran E-100

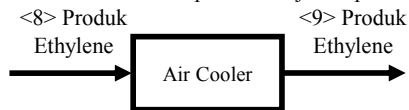




Pada alat Heat Exchanger tidak terjadi perubahan komposisi dan flowrate, sehingga komposisi dan flowrate $\langle 1 \rangle = \langle 3 \rangle$ dan $\langle 6 \rangle = \langle 7 \rangle$

9. AIR COOLER (E-200)

Fungsi : Mendinginkan aliran produk ethylene sebelum memasuki Scrubber Sistem Kompresi Menuju temperatur sekitar 32 - 45



Pada alat Air Cooler tidak terjadi perubahan komposisi dan flowrate, sehingga komposisi dan flowrate $\langle 8 \rangle = \langle 9 \rangle$

10. Flash Separator (F-200)

Fungsi: Untuk memisahkan fase gas dan liquid dari Cooler (E-200)

Keterangan aliran:

Arus 9: Aliran dari Cooler (E-210)

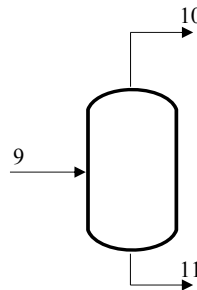
Arus 10: Fase gas dari arus 5

Arus 11: Fase liquid dari arus 5

Kondisi Operasi:

Suhu: 45 Celcius = 318,15 Kelvin

Tekanan: 2 bar = 200 KPa



Tabel A.6. Konstanta Antoine dari berbagai komponen :

Komponen	Konstanta Antoine					
	a	b	c	d	e	f
CO ₂	133,60	-4735	0	-21,27	4,09E-02	1
N ₂	35,41	-966,2	0	-4,32	7,93E-05	2
CH ₄	31,35	-1308	0	-3,26	2,94E-05	2
C ₂ H ₂	61,56	-3244	0	-7,72	2,04E-05	2
C ₂ H ₆	44,01	-2569	0	-4,98	1,46E-05	2
C ₃ H ₆	58,35	-3591	0	-7,11	1,40E-05	2
C ₃	52,38	-3491	0	-6,11	1,12E-05	2

i-C4	58,78	-4137	0	-7,02	1,04E-05	2
n-C4	66,94	-4604	0	-8,26	1,16E-05	2
i-C5	66,76	-5059	0	-8,09	9,25E-06	2
n-C5	63,33	-5118	0	-7,48	7,77E-06	2
n-C6+	70,43	-6056	0	-8,38	6,62E-06	2
H2O	65,93	-7228	0	-7,18	4,03E-06	2
CO	41,66	-1110	0	-5,46	8,64E-05	2
H2	9,18	-107,9	0	0,16	6,02E-04	2
O2	31,23	-1090	0	-3,30	4,06E-05	2
Ethylene	29,84	-2116	0	-2,48	4,08E-16	6
1,2-Butadiene	14,09	-2397	-30,88	0,00	0,00E+00	2
1-Butene	65,42	-4488	0	-8,02	1,13E-05	2
MEA	136,00	-15003,2	0	-16,71	7,11E-06	2

(Sumber: Aspen HYSYS v.10)

a. Perhitungan tekanan jenuh tiap zat adalah sebagai berikut:

$$\ln P^{sat} = a + \frac{b}{(T + c)} + d \ln T + e T^f \quad (A.1)$$

Dengan:

P^{sat} = Tekanan jenuh (KPa)

a s/d f = Konstanta Antoine

T = Suhu (Kelvin)

T = 45 Celcius

= 318,15 Kelvin

$$z_i = \frac{n_i}{n_{total}} \quad (A.2)$$

Dengan:

z_i = fraksi mol zat i

n_i = mol zat i

n_{total} = total mol

$$K_i = \frac{P_i^{sat}}{P} \quad (A.3)$$

Dengan:

K_i = Perbandingan tekanan jenuh zat terhadap tekanan total

P_i^{sat} = Tekanan jenuh zat (KPa)

P = Tekanan total

Tabel A.7. Perhitungan P^{sat} setiap zat pada Flash Separator (F-200)

Komponen	Ln P^{sat}	P^{sat} (KPa)	Flowrate (kmol/h)	z_i	K_i
CO2	9,1637	9544,65	1541,281	0,0018	47,7233
N2	15,5192	5494280,20	268,394	0,0003	27471,40099
CH4	11,4250	91584,72	289638,147	0,3458	457,9236
C2H2	8,9260	7524,91	1393,557	0,0017	37,6246
C2H6	8,7427	6264,98	0,000	0,0000	31,3249
C3H6	7,5150	1835,29	0,000	0,0000	9,1764
C3	7,3366	1535,45	760,093	0,0009	7,6773
i-C4	6,3907	596,29	122,388	0,0001	2,9814
n-C4	6,0703	432,82	165,331	0,0002	2,1641
i-C5	5,1823	178,10	47,237	0,0001	0,8905
n-C5	4,9084	135,42	36,502	0,0000	0,6771

n-C ₆₊	3,7805	43,84	40,796	0,0000	0,2192
H ₂ O	2,2615	9,60	27834,730	0,0332	0,0480
CO	15,4799	5282186,05	0,000	0,0000	26410,93027
H ₂	70,7438	5,29E+30	475732,155	0,5680	2,64618E+28
O ₂	12,8883	395666,42	0,000	0,0000	1978,3321
Ethylene	9,3094	11040,97	39973,016	0,0477	55,2049
1,2-Butadiene	5,7459	312,92	0,000	0,0000	1,5646
1-Butene	6,2546	520,40	0,000	0,0000	2,6020
MEA	-6,7297	0,00	0,000	0,0000	0,0000
Total			837553,626	1,0000	

b. Trial V

Nilai y_i dan x_i dapat diperoleh dari persamaan berikut:

$$\sum_i y_i = \sum_i \frac{z_i K_i}{1 + V(K_i - 1)} = 1 \quad (\text{A.4})$$

$$x_i = \frac{y_i}{K_i} \quad (\text{A.5})$$

Tabel A.8. Perhitungan y_i dan x_i pada Flash Separator (F-200)

Komponen	y_i	x_i	z_i
CO ₂	0,0018	0,0000	0,0018
N ₂	0,0003	0,0000	0,0003
CH ₄	0,3461	0,0008	0,3458
C ₂ H ₂	0,0017	0,0000	0,0017
C ₂ H ₆	0,0000	0,0000	0,0000
C ₃ H ₆	0,0000	0,0000	0,0000
C ₃	0,0009	0,0001	0,0009
i-C ₄	0,0001	0,0000	0,0001
n-C ₄	0,0002	0,0001	0,0002
i-C ₅	0,0001	0,0001	0,0001
n-C ₅	0,0000	0,0001	0,0000
n-C ₆₊	0,0000	0,0002	0,0000
H ₂ O	0,0328	0,6827	0,0332
CO	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂	0,5684	0,0000	0,5680
O ₂	0,0000	0,0000	0,0000
Ethylene	0,0478	0,0009	0,0477
1,2-Butadiene	0,0000	0,0000	0,0000
1-Butene	0,0000	0,0000	0,0000
MDEA	0,0000	0,0000	0,0000
Total	1,000227302	0,6851	1,0000
V	0,9993		
L	0,0007		

Tabel A.9. Neraca Massa Flash Separator F-200)

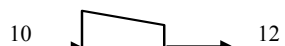
Komponen	Masuk (5)		Keluar (6)		
	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)	Kmol/Hr

CO ₂	0,0092	67816,368	0,0096	67738,233	1539,5053
N ₂	0,0010	7515,039	0,0011	7515,018	268,3935129
CH ₄	0,6281	4634210,348	0,6568	4633653,892	289603,3683
C ₂ H ₂	0,0049	36232,481	0,0051	36179,617	1391,523716
C ₂ H ₆	0,0000	0,000	0,0000	0,000	0
C ₃ H ₆	0,0000	0,000	0,0000	0,000	0
C ₃	0,0045	33444,071	0,0047	33200,048	754,5465496
i-C ₄	0,0010	7098,491	0,0010	6961,093	120,0188465
n-C ₄	0,0013	9589,190	0,0013	9330,194	160,8654169
i-C ₅	0,0005	3401,092	0,0005	3176,054	44,11186084
n-C ₅	0,0004	2628,116	0,0003	2399,721	33,32945466
n-C ₆₊	0,0005	3508,450	0,0004	2661,690	30,94987801
H ₂ O	0,0680	501445,444	0,0258	182319,091	10120,34856
CO	0,0000	0,000	0,0000	0,000	0
H ₂	0,1290	951464,309	0,1349	951464,309	475732,1547
O ₂	0,0000	0,000	0,0000	0,000	0
Ethylene	0,1517	1119244,458	0,1585	1118135,125	39933,39732
1,2-Butadiene	0,0000	0,000	0,0000	0,000	0
1-Butene	0,0000	0,000	0,0000	0,000	0
MEA	0,0000	0,000	0,0000	0,000	0
Total	1,0000	7377597,856	1,0000	7054734,086	819732,5133
Komponen	Keluar (7)				
			Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)	Kmol/Hr
CO ₂			0,0002	78,134	1,77578378
N ₂			0,0000	0,021	0,000735806
CH ₄			0,0017	556,456	34,77850803
C ₂ H ₂			0,0002	52,864	2,033246138
C ₂ H ₆			0,0000	0,000	0
C ₃ H ₆			0,0000	0,000	0
C ₃			0,0008	244,022	5,545962731
i-C ₄			0,0004	137,398	2,368930937
n-C ₄			0,0008	258,996	4,465440322
i-C ₅			0,0007	225,038	3,125526933
n-C ₅			0,0007	228,396	3,172163165
n-C ₆₊			0,0026	846,760	9,846047794
H ₂ O			0,9884	319126,353	17714,38141
CO			0,0000	0,000	0
H ₂			0,0000	0,000	0
O ₂			0,0000	0,000	0
Ethylene			0,0034	1109,333	39,61902106
1,2-Butadiene			0,0000	0,000	0
1-Butene			0,0000	0,000	0
MEA			0,0000	0,000	0
Total			1,0000	322863,770	17821,11278

11. Compressor (G-200)

Fungsi: Untuk meningkatkan tekanan aliran

Keterangan aliran:



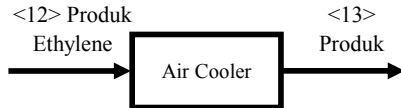
Arus 10: Gas alam bertekanan 2 bar
 Arus 12: Gas alam bertekanan 8 bar

Pada alat Compressor, tidak terjadi perubahan komposisi dan flowrate, sehingga komposisi dan flowrate arus (10) = arus (12)



12. AIR COOLER (E-201)

Fungsi : Mendinginkan aliran produk ethylene sebelum memasuki Scrubber Sistem Kompresi Menuju temperatur sekitar 32 - 45



Pada alat Air Cooler tidak terjadi perubahan komposisi dan flowrate, sehingga komposisi dan flowrate <12> = <13>

13. Flash Separator (F-201)

Fungsi: Untuk memisahkan fase gas dan liquid dari Cooler (E-210)

Keterangan aliran:

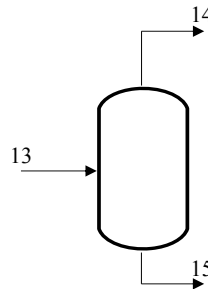
Arus 13: Aliran dari Cooler (E-210)

Arus 14: Fase gas dari arus 12

Arus 15: Fase liquid dari arus 12

Kondisi Operasi:

Suhu: 45 Celcius = 318,15 Kelvin
 Tekanan: 8 bar = 800 KPa



b. Trial V

Nilai y_i dan x_i dapat diperoleh dari persamaan berikut:

$$\sum_i y_i = \sum_i \frac{z_i K_i}{1 + V(K_i - 1)} = 1 \quad (A.4)$$

$$x_i = \frac{y_i}{K_i} \quad (A.5)$$

Tabel A.10. Perhitungan y_i dan x_i pada Flash Separator (F-201)

Komponen	y_i	x_i	z_i
CO ₂	0,001931136	0,0002	0,0019
N ₂	0,000337541	0,0000	0,0003
CH ₄	0,364118212	0,0032	0,3533
C ₂ H ₂	0,0017443	0,0002	0,0017
C ₂ H ₆	0	0,0000	0,0000

C ₃ H ₆	0	0,0000	0,0000
C ₃	0,000933899	0,0005	0,0009
i-C ₄	0,000144927	0,0002	0,0001
n-C ₄	0,000191371	0,0004	0,0002
i-C ₅	4,87098E-05	0,0002	0,0001
n-C ₅	3,5441E-05	0,0002	0,0000
n-C ₆₊	2,48813E-05	0,0005	0,0000
H ₂ O	0,003557341	0,2965	0,0123
CO	0	0,0000	0,0000
H ₂	0,59829946	0,0000	0,5804
O ₂	0	0,0000	0,0000
Ethylene	0,050109517	0,0036	0,0487
1,2-Butadiene	0	0,0000	0,0000
1-Butene	0	0,0000	0,0000
MDEA	0	0,0000	0,0000
Total	1,0215	0,3056	1,0000
V	0,9700		
L	0,0300		

Tabel A.11. Neraca Massa Flash Separator F-201)

Komponen	Masuk (13)		Keluar (14)		
	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)	Kmol/Hr
CO ₂	0,0098	67685,820	0,0098	67563,092	1535,524812
N ₂	0,0011	7514,986	0,0011	7514,985	268,3923043
CH ₄	0,6682	4633320,260	0,6698	4632402,416	289525,151
C ₂ H ₂	0,0052	36144,386	0,0052	36061,046	1386,963315
C ₂ H ₆	0,0000	0,000	0,0000	0,000	0
C ₃ H ₆	0,0000	0,000	0,0000	0,000	0
C ₃	0,0048	33012,179	0,0047	32673,547	742,5806186
i-C ₄	0,0010	6836,745	0,0010	6683,758	115,2372032
n-C ₄	0,0013	9079,454	0,0013	8825,671	152,1667499
i-C ₅	0,0004	2936,777	0,0004	2788,641	38,73112678
n-C ₅	0,0003	2151,925	0,0003	2028,999	28,18054157
n-C ₆₊	0,0003	1880,879	0,0002	1701,435	19,78413238
H ₂ O	0,0093	64375,300	0,0074	50957,265	2828,586291
CO	0,0000	0,000	0,0000	0,000	0
H ₂	0,1372	951464,309	0,1376	951464,309	475732,1547
O ₂	0,0000	0,000	0,0000	0,000	0
Ethylene	0,1612	1117466,776	0,1613	1115635,042	39844,10865
1,2-Butadiene	0,0000	0,000	0,0000	0,000	0
1-Butene	0,0000	0,000	0,0000	0,000	0
MDEA	0,0000	0,000	0,0000	0,000	0
Total	1,0000	6933869,795	1,0000	6916300,206	812217,5614
Komponen	Keluar (15)				
			Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)	Kmol/Hr
CO ₂			0,0070	122,728	2,789273064
N ₂			0,0000	0,001	4,27923E-05
CH ₄			0,0522	917,844	57,36526349

C ₂ H ₂			0,0047	83,340	3,20537212
C ₂ H ₆			0,0000	0,000	0
C ₃ H ₆			0,0000	0,000	0
C ₃			0,0193	338,631	7,696166581
i-C ₄			0,0087	152,987	2,637703538
n-C ₄			0,0144	253,783	4,375564449
i-C ₅			0,0084	148,136	2,05744083
n-C ₅			0,0070	122,926	1,70730371
n-C ₆₊			0,0102	179,444	2,086554833
H ₂ O			0,7637	13418,035	744,8215924
CO			0,0000	0,000	0
H ₂			0,0000	0,000	0
O ₂			0,0000	0,000	0
Ethylene			0,1043	1831,734	65,41906623
1,2-Butadiene			0,0000	0,000	0
1-Butene			0,0000	0,000	0
MDEA			0,0000	0,000	0
Total			1,0000	17569,589	894,1613441

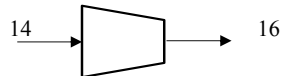
14. Compressor (G-201)

Fungsi: Untuk meningkatkan tekanan aliran

Keterangan aliran:

Arus 14: Gas alam bertekanan 8 bar

Arus 15: Gas alam bertekanan 12 bar

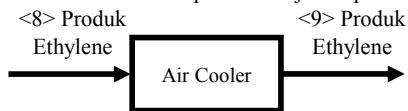


Pada alat Compressor, tidak terjadi perubahan komposisi dan flowrate, sehingga komposisi dan flowrate arus (20) = arus (21)

15. AIR COOLER (E-202)

Fungsi : Mendinginkan aliran produk ethylene sebelum memasuki

Scrubber Sistem Kompresi Menuju temperatur sekitar 32 - 45



Pada alat Air Cooler tidak terjadi perubahan komposisi dan flowrate, sehingga komposisi dan flowrate <8> = <9>

16. Flash Separator (F-202)

Fungsi: Untuk memisahkan fase gas dan liquid dari Cooler (E-202)

Keterangan aliran:

Arus 5: Aliran dari Cooler (E-202)

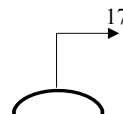
Arus 6: Fase gas dari arus 16

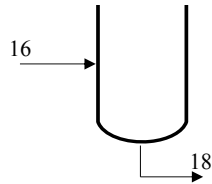
Arus 7: Fase liquid dari arus 16

Kondisi Operasi:

Suhu: 0 Celcius = 273,15 Kelvin

Tekanan: 12 bar = 1200 KPa





b. Trial V

Nilai y_i dan x_i dapat diperoleh dari persamaan berikut:

$$\sum_i y_i = \sum_i \frac{z_i K_i}{1 + V(K_i - 1)} = 1 \quad (\text{A.4})$$

$$x_i = \frac{y_i}{K_i} \quad (\text{A.5})$$

Tabel A.12. Perhitungan y_i dan x_i pada Flash Separator (F-202)

Komponen	y_i	x_i	z_i
CO ₂	0,0020	0,0003	0,0019
N ₂	0,0004	0,0000	0,0003
CH ₄	0,3870	0,0051	0,3565
C ₂ H ₂	0,0018	0,0003	0,0017
C ₂ H ₆	0,0000	0,0000	0,0000
C ₃ H ₆	0,0000	0,0000	0,0000
C ₃	0,0009	0,0007	0,0009
i-C ₄	0,0001	0,0003	0,0001
n-C ₄	0,0002	0,0005	0,0002
i-C ₅	0,0000	0,0002	0,0000
n-C ₅	0,0000	0,0002	0,0000
n-C ₆₊	0,0000	0,0002	0,0000
H ₂ O	0,0003	0,0399	0,0035
CO	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂	0,6367	0,0000	0,5857
O ₂	0,0000	0,0000	0,0000
Ethylene	0,0528	0,0057	0,0491
1,2-Butadiene	0,0000	0,0000	0,0000
1-Butene	0,0000	0,0000	0,0000
MDEA	0,0000	0,0000	0,0000
Total	1,0823	0,0533	1,0000
V	0,9200		
L	0,0800		

Tabel A.13. Neraca Massa Flash Separator F-202)

Komponen	Masuk (16)		Keluar (17)		
	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)	Kmol/h
CO ₂	0,0098	67431,015	0,0098	66832,439	1518,919079
N ₂	0,0011	7514,881	0,0011	7514,842	268,387207
CH ₄	0,6748	4631577,069	0,6760	4627130,455	289195,6535
C ₂ H ₂	0,0052	35972,612	0,0052	35567,828	1367,993374

C ₂ H ₆	0,0000	0,000	0,0000	0,000	0
C ₃ H ₆	0,0000	0,000	0,0000	0,000	0
C ₃	0,0047	32187,169	0,0045	30594,384	695,3269179
i-C ₄	0,0009	6359,716	0,0008	5688,323	98,07454116
n-C ₄	0,0012	8179,749	0,0010	7111,234	122,6074744
i-C ₅	0,0003	2242,235	0,0003	1758,394	24,42213735
n-C ₅	0,0002	1501,126	0,0002	1145,960	15,91611587
n-C ₆₊	0,0001	697,829	0,0001	503,353	5,852936195
H ₂ O	0,0007	4501,235	0,0006	4292,245	238,2581757
CO	0,0000	0,000	0,0000	0,000	0
H ₂	0,1386	951464,309	0,1390	951464,309	475732,1547
O ₂	0,0000	0,000	0,0000	0,000	0
Ethylene	0,1623	1113994,793	0,1615	1105189,931	39471,06897
1,2-Butadiene	0,0000	0,000	0,0000	0,000	0
1-Butene	0,0000	0,000	0,0000	0,000	0
MDEA	0,0000	0,000	0,0000	0,000	0
Total	1,0000	6863623,739	1,0000	6844793,698	808754,635
Komponen	Keluar (18)				
			Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)	Kmol/h
CO ₂			0,0318	598,576	13,60399241
N ₂			0,0000	0,040	0,001414377
CH ₄			0,2361	4446,613	277,9133418
C ₂ H ₂			0,0215	404,784	15,56860703
C ₂ H ₆			0,0000	0,000	0
C ₃ H ₆			0,0000	0,000	0
C ₃			0,0846	1592,785	36,19965325
i-C ₄			0,0357	671,393	11,57573477
n-C ₄			0,0567	1068,515	18,42268047
i-C ₅			0,0257	483,842	6,720021183
n-C ₅			0,0189	355,165	4,932853956
n-C ₆₊			0,0103	194,477	2,261354931
H ₂ O			0,0111	208,990	11,60085
CO			0,0000	0,000	0
H ₂			0,0000	0,000	0
O ₂			0,0000	0,000	0
Ethylene			0,4676	8804,861	314,4593363
1,2-Butadiene			0,0000	0,000	0
1-Butene			0,0000	0,000	0
MDEA			0,0000	0,000	0
Total			1,0000	18830,041	713,2598405

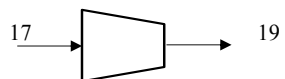
17. Compressor (G-202)

Fungsi: Untuk meningkatkan tekanan aliran

Keterangan aliran:

Arus 17: Gas alam bertekanan 12 bar

Arus 19: Gas alam bertekanan 33 bar



Pada alat Compressor, tidak terjadi perubahan komposisi dan flowrate, sehingga komposisi dan flowrate arus (17) = arus (18)

18. AIR COOLER (E-203)

Fungsi : Mendinginkan aliran produk ethylene sebelum memasuki Scrubber Sistem Kompresi Menuju temperatur sekitar 32 - 45
<19> Produk <20>



Pada alat Air Cooler tidak terjadi perubahan komposisi dan flowrate, sehingga komposisi dan flowrate <8> = <9>

19. Flash Separator (F-203)

Fungsi: Untuk memisahkan fase gas dan liquid dari Cooler (E-210)

Keterangan aliran:

Arus 20: Aliran dari Cooler (E-203)

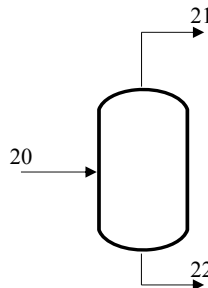
Arus 21: Fase gas dari arus 5

Arus 22: Fase liquid dari arus 5

Kondisi Operasi:

Suhu: 32 Celcius = 305,15 Kelvin

Tekanan: 33 bar = 3300 KPa



b. Trial V

Nilai y_i dan x_i dapat diperoleh dari persamaan berikut:

$$\sum_i y_i = \sum_i \frac{z_i K_i}{1 + V(K_i - 1)} = 1 \quad (\text{A.4})$$

$$x_i = \frac{y_i}{K_i} \quad (\text{A.5})$$

Tabel A.14. Perhitungan y_i dan x_i pada Flash Separator (F-203)

Komponen	y_i	x_i	z_i
CO ₂	0,0020	0,0007	0,0019
N ₂	0,0004	0,0000	0,0003
CH ₄	0,3875	0,0140	0,3576
C ₂ H ₂	0,0018	0,0008	0,0017
C ₂ H ₆	0,0000	0,0000	0,0000
C ₃ H ₆	0,0000	0,0000	0,0000
C ₃	0,0008	0,0017	0,0009
i-C ₄	0,0001	0,0005	0,0001
n-C ₄	0,0001	0,0008	0,0002

i-C5	0,0000	0,0002	0,0000
n-C5	0,0000	0,0002	0,0000
n-C6+	0,0000	0,0001	0,0000
H2O	0,0000	0,0036	0,0003
CO	0,0000	0,0000	0,0000
H2	0,6394	0,0000	0,5882
O2	0,0000	0,0000	0,0000
Ethylene	0,0517	0,0155	0,0488
1,2-Butadiene	0,0000	0,0000	0,0000
1-Butene	0,0000	0,0000	0,0000
MDEA	0,0000	0,0000	0,0000
Total	1,0837	0,0379	1,0000
V	0,9200		
L	0,0800		

Tabel A.15. Neraca Massa Flash Separator F-203)

Komponen	Masuk (20)		Keluar (21)		
	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)	(kmol/h)
CO2	0,0098	66856,727	0,0096	64881,791	1474,586169
N2	0,0011	7514,644	0,0011	7514,449	268,3731904
CH4	0,6766	4627617,842	0,6800	4612677,848	288292,3655
C2H2	0,0052	35586,328	0,0051	34261,300	1317,742322
C2H6	0,0000	0,000	0,0000	0,000	0
C3H6	0,0000	0,000	0,0000	0,000	0
C3	0,0044	30415,017	0,0038	25776,995	585,8407927
i-C4	0,0008	5433,298	0,0006	3840,246	66,21114035
n-C4	0,0010	6543,627	0,0006	4276,163	73,72695379
i-C5	0,0002	1315,764	0,0001	673,396	9,352727182
n-C5	0,0001	756,036	0,0001	367,406	5,102860065
n-C6+	0,0000	143,769	0,0000	66,708	0,775678717
H2O	0,0000	144,098	0,0000	138,917	7,711162222
CO	0,0000	0,000	0,0000	0,000	0
H2	0,1391	951464,309	0,1403	951464,309	475732,1547
O2	0,0000	0,000	0,0000	0,000	0
Ethylene	0,1617	1106157,818	0,1588	1077193,507	38471,19668
1,2-Butadiene	0,0000	0,000	0,0000	0,000	0
1-Butene	0,0000	0,000	0,0000	0,000	0
MDEA	0,0000	0,000	0,0000	0,000	0
Total	1,0000	6839949,277	1,0000	6783133,038	806305,1398
Komponen	Keluar (22)				
			Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)	Kmol/hr
CO2			0,0348	1974,936	44,88491058
N2			0,0000	0,195	0,006962175
CH4			0,2630	14939,993	933,7495934
C2H2			0,0233	1325,027	50,96259462
C2H6			0,0000	0,000	0
C3H6			0,0000	0,000	0
C3			0,0816	4638,022	105,4095897

i-C4			0,0280	1593,052	27,46640885
n-C4			0,0399	2267,464	39,09420172
i-C5			0,0113	642,368	8,9217763
n-C5			0,0068	388,630	5,397633903
n-C6+			0,0014	77,061	0,896055761
H ₂ O			0,0001	5,180	0,287561669
CO			0,0000	0,000	0
H ₂			0,0000	0,000	0
O ₂			0,0000	0,000	0
Ethylene			0,5098	28964,311	1034,439672
1,2-Butadiene			0,0000	0,000	0
1-Butene			0,0000	0,000	0
MDEA			0,0000	0,000	0
Total			1,0000	56816,239	2251,51696

20. Absorber (D-300)

Fungsi: Membersihkan gas dari CO₂ dengan MEA

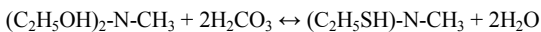
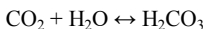
Arus 21: Arus gabungan dari Arus 1 dan Arus 22

Arus 23: Lean MEA 70% b/b

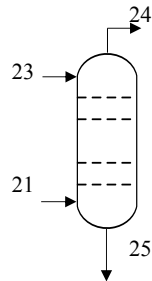
Arus 24: Gas dengan kadar CO₂ 1 ppm

Arus 25: Rich MEA setelah mengabsorpsi CO₂

Reaksi di absorber



Asumsi recovery 99,9%



Tabel A.16. Gas Stream Absorber dan Stripper

Stream	Variabel	Flowrate mol (kmol/min)	CO ₂	T[K]	P (atm)
2	n _{feed}	13447,4587	0,0018	273	0,000
3	n _{TG}	13422,7186	0,0000	273	0,000
4	n _{cc}	24,7154	1,0000	273	0,000

Tabel A.17. Konversi Flowrate Massa ke Flowrate Molar

Komponen	Masuk (21)		Masuk (21)	
	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)	Fraksi Mol	Flowrate (kmol/h)
CO ₂	0,0096	65313,882	0,0018	1484,406
N ₂	0,0011	7513,992	0,0003	268,357
CH ₄	0,6794	4616755,524	0,3576	288547,220
C ₂ H ₂	0,0051	34554,838	0,0016	1329,032
C ₂ H ₆	0,0000	0,000	0,0000	0,000
C ₃ H ₆	0,0000	0,000	0,0000	0,000
C ₃	0,0039	26214,629	0,0007	595,787
i-C ₄	0,0005	3698,900	0,0001	63,774
n-C ₄	0,0006	3877,497	0,0001	66,853
i-C ₅	0,0001	448,093	0,0000	6,224
n-C ₅	0,0000	203,773	0,0000	2,830

n-C ₆₊	0,0000	12,396	0,0000	0,144
H ₂ O	0,0000	1,712	0,0000	0,095
CO	0,0000	0,000	0,0000	0,000
H ₂	0,1400	951464,309	0,5896	475732,155
O ₂	0,0000	0,000	0,0000	0,000
Ethylene	0,1597	1085018,012	0,0480	38750,643
1,2-Butadiene	0,0000	0,000	0,0000	0,000
1-Butene	0,0000	0,000	0,0000	0,000
MEA	0,0000	0,000	0,0000	0,000
Total	1,0000	6795077,558	1,0000	806847,521

	CO ₂	+	H ₂ O	⇌	H ₂ CO ₃
Mula-mula	24,740		141,132463		
Reaksi	24,715		24,715		24,715
Sisa	0,025		116,417		24,715

	(C ₂ H ₅ OH) ₂ -N-CH ₃	+	2H ₂ CO ₃	⇌	(C ₂ H ₅ SH)-N-CH ₃	+	2H ₂ O
Mula-mula	82,27177778		24,715				
Reaksi	12,35768327		24,715		12,3576833		12,35768327
Sisa	69,91409451		0,000		12,3576833		12,35768327

Tabel A.18. Liquid Stream Absorber dan Stripper

Liquid Amine	Density (kg/m ³)	Flow rate (m ³ /min)	M _{MDEA} (kg/kmol)	[MDEA]
MEA	8,4622	1000	72,0	70%

Hitung flowrate mol dari n_{TG} dan n_{cc}

Perhitungan gas selain CO₂

$$n_{\text{feed}}^{\text{O}_2} = n_{\text{feed}} - n_{\text{feed}}^{\text{CO}_2}$$

$$= 13422,71858 \text{ kmol/min}$$

Perhitungan MEA

$$\text{Flowrate L. MEA} = 8462,2 \text{ kg/min}$$

$$m_{\text{MDEA}} = 5923,568 \text{ kg/min}$$

$$n_{\text{MDEA}} = 82,27178 \text{ kmol/min}$$

Perhitungan Absorber Loading

$$\text{Absorber Loading} = 0,300411 \text{ kmol CO}_2/\text{kmol MEA}$$

Perhitungan CO₂ recovery

$$\% \text{CO}_2 \text{ recovered} = 99,9\%$$

Tabel A.19. Neraca Massa Absorber

Komponen	Masuk (23)		Keluar (24)	
	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)
CO ₂	0,0096	65313,882	0,0000	1,484
N ₂	0,0011	7513,992	0,0011	7513,992

CH ₄	0,6794	4616755,524	0,6860	4616755,524
C ₂ H ₂	0,0051	34554,838	0,0051	34554,838
C ₂ H ₆	0,0000	0,000	0,0000	0,000
C ₃ H ₆	0,0000	0,000	0,0000	0,000
C ₃	0,0039	26214,629	0,0039	26214,629
i-C ₄	0,0005	3698,900	0,0005	3698,900
n-C ₄	0,0006	3877,497	0,0006	3877,497
i-C ₅	0,0001	448,093	0,0001	448,093
n-C ₅	0,0000	203,773	0,0000	203,773
n-C ₆₊	0,0000	12,396	0,0000	12,396
H ₂ O	0,0000	1,712	0,0000	0,000
CO	0,0000	0,000	0,0000	0,000
H ₂	0,1400	951464,309	0,1414	951464,309
O ₂	0,0000	0,000	0,0000	0,000
Ethylene	0,1597	1085018,012	0,1612	1085018,012
1,2-Butadiene	0,0000	0,000	0,0000	0,000
1-Butene	0,0000	0,000	0,0000	0,000
MDEA	0,0000	0,000	0,0000	0,000
Total	1,0000	6795077,558	1,0000	6729763,449
Komponen	Masuk (21)		Keluar (25)	
	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)
CO ₂	0,0000	0,000	0,1140	65312,3971
N ₂	0,0000	0,000	0,0000	0,0000
CH ₄	0,0000	0,000	0,0000	0,0000
C ₂ H ₂	0,0000	0,000	0,0000	0,0000
C ₂ H ₆	0,0000	0,000	0,0000	0,0000
C ₃ H ₆	0,0000	0,000	0,0000	0,0000
C ₃	0,0000	0,000	0,0000	0,0000
i-C ₄	0,0000	0,000	0,0000	0,0000
n-C ₄	0,0000	0,000	0,0000	0,0000
i-C ₅	0,0000	0,000	0,0000	0,0000
n-C ₅	0,0000	0,000	0,0000	0,0000
n-C ₆₊	0,0000	0,000	0,0000	0,0000
H ₂ O	0,3000	152320,320	0,2658	152322,032
CO	0,0000	0,000	0,0000	0,0000
H ₂	0,0000	0,000	0,0000	0,0000
O ₂	0,0000	0,000	0,0000	0,0000
Ethylene	0,0000	0,000	0,0000	0,0000
1,2-Butadiene	0,0000	0,000	0,0000	0,0000
1-Butene	0,0000	0,000	0,0000	0,0000
MDEA	0,7000	355414,080	0,6202	355414,0800
Total	1,0000	507734,400	1,0000	573048,509

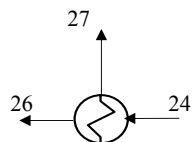
21. Pre-CO₂ Stripper Exchanger (E-300)

Fungsi: Untuk memberi panas kepada arus (34) dengan arus (36)

Keterangan Arus:

Arus 24 : Feed CO₂ Stripper yang akan menerima panas

Arus 26: Product CO₂ Stripper yang akan melepas panas



Arus 25: Arus menuju CO2 Stripper

Arus 27: Arus recycle MEA

Pada alat transfer line exchanger, tidak terjadi perubahan komposisi dan flowrate, sehingga komposisi dan flowrate arus (24) = arus (26), dan arus (25) = arus (27)



22. CO₂ Stripper Unit (D-301)

Fungsi: Untuk memisahkan CO₂ dari H₂O dan MDEA

Keterangan aliran:

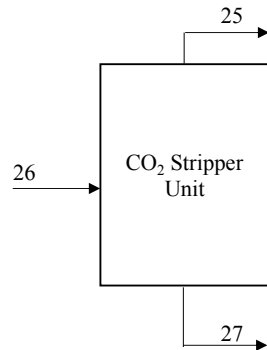
Arus 26: Feed CO₂ Stripper

Arus 25: Produk atas dari CO₂ Stripper

Arus 27: Produk bawah dari CO₂ Stripper

LK: CO₂

HK: H₂O & MEA



Asumsi:

99,0% recovery dari LK pada produk atas

99,0% recovery dari HK pada produk bawah

Tekanan input = 32 bar

Pressure drop = 0,122 bar

Tekanan atas = 29 bar

Tekanan bawah = 30 bar

Suhu top: 237,2 Celcius = 510,35 Kelvin

Suhu bot: 294,4 Celcius = 567,55 Kelvin

Suhu rata-rata: 265,8 Celcius = 538,95 Kelvin

Tekanan: 29,500 bar = 2950 kPa

Perhitungan tekanan jenuh tiap zat adalah sebagai berikut:

$$\ln P^{sat} = a + \frac{b}{(T_{avg} + c)} + d \ln T_{avg} + e T_{avg}^f \quad (A.6)$$

Dengan:

P_{sat} = Tekanan jenuh (KPa)

a s/d f = Konstanta Antoine

$$z_i = \frac{n_i}{n_{total}} \quad (A.2)$$

Dengan:

z_i = fraksi mol zat i

n_i = mol zat i

n_{total} = total mol

$$\alpha_{ij} = \frac{y_i/x_i}{y_j/x_j} \quad (A.7)$$

Dengan:

α_{ij} = Relative Volatility terhadap zat terberat

y_j = Fraksi gas zat terberat

x_j = Fraksi liquid zat terberat

Tabel A.20. Perhitungan Psat setiap zat pada CO₂ Stripper (D-301)

Komponen	Ln P _{sat}	P _{sat} (KPa)	Flowrate (kmol/h)	z _i	K _i
CO ₂	1,31E+01	480492,0028	0,034	0,0000	162,878645
N ₂	2,95E+01	6,47205E+12	268,357	0,0003	2193915554
CH ₄	1,70E+01	23164718,45	288547,220	0,3583	7852,446933
C ₂ H ₂	1,29E+01	394648,494	1329,032	0,0017	133,7791505
C ₂ H ₆	1,22E+01	198510,9165	0,000	0,0000	67,29183611
C ₃ H ₆	1,10E+01	62499,93715	0,000	0,0000	21,18641937
C ₃	1,07E+01	45688,93385	595,787	0,0007	15,48777419
i-C ₄	9,98E+00	21629,7273	63,774	0,0001	7,332110951
n-C ₄	9,84E+00	18719,70011	66,853	0,0001	6,345661054
i-C ₅	9,18E+00	9744,449764	6,224	0,0000	3,30320331
n-C ₅	9,02E+00	8302,213084	2,830	0,0000	2,81430952
n-C ₆₊	8,41E+00	4512,503932	0,144	0,0000	1,52966235
H ₂ O	8,55E+00	5161,525211	0,000	0,0000	1,749669563
CO	3,04E+01	1,56438E+13	0,000	0,0000	5302982433
H ₂	1,85E+02	2,0697E+80	475732,155	0,5907	7,01594E+76
O ₂	2,02E+01	610478977,5	0,000	0,0000	206942,0263
Ethylene	2,03E+01	652926004,8	38750,643	0,0481	221330,8491
1,2-Butadiene	9,37E+00	11756,31898	0,000	0,0000	3,985192876
1-Butene	9,95E+00	20919,55039	0,000	0,0000	7,091373014
MDEA	5,13E+00	168,6750773	0,000	0,0000	0,057177992
Total			805363,053	1,0000	

Trial V

Nilai y_i dan x_i dapat diperoleh dari persamaan berikut:

$$\sum_i y_i = \sum_i \frac{z_i K_i}{1 + V(K_i - 1)} = 1 \quad (\text{A.4})$$

$$x_i = \frac{y_i}{K_i} \quad (\text{A.5})$$

Tabel A.21. Perhitungan Relative Volatility pada CO₂ Stripper Unit (D-301)

Komponen	y _i	x _i	α _{ij}	α _{iH}
CO ₂	0,8123	0,0082	610401,34	377,1014
N ₂	0,0000	0,0000		
CH ₄	0,0000	0,0000		
C ₂ H ₂	0,0000	0,0000		
C ₂ H ₆	0,0000	0,0000		
C ₃ H ₆	0,0000	0,0000		
C ₃	0,0000	0,0000		
i-C ₄	0,0000	0,0000		
n-C ₄	0,0000	0,0000		
i-C ₅	0,0000	0,0000		
n-C ₅	0,0000	0,0000		
n-C ₆₊	0,0000	0,0000		
H ₂ O	0,1912	0,7248	1618,67	1,0000
CO	0,0001	0,0000	1,E+09	705855,0105

(LK)

(HK)

H ₂	0,0000	0,0000		
O ₂	0,0000	0,0000		
Ethylene	0,0000	0,0000		
1,2-Butadiene	0,0000	0,0000		
1-Butene	0,0000	0,0000		
MDEA	0,0000	0,2664	1,00	0,0006
Total	1,0037	0,9994		
V	0,1339			
L	0,8661			

$$\alpha_{LH} = \frac{377,1014}{\log \left[\frac{r_{L,D}}{1-r_{L,D}} \times \frac{r_{H,B}}{1-r_{H,B}} \right]} \quad (A.8)$$

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

Dengan:

- N_{min} = Jumlah stage minimum
- r_{L,D} = Recovery Light Key pada distilat
- r_{H,B} = Recovery Heavy Key pada bottom
- α_{LH} = Relative volatility dari Light Key terhadap Heavy Key
- N_{min} = 1,5491

$$\frac{d_H}{b_H} = \frac{1-r_{H,B}}{r_{H,B}} \quad (A.9)$$

Dengan:

- d_H = Heavy Key pada distilat
- b_H = Heavy Key pada bottom
- r_{H,B} = Recovery Heavy Key pada bottom
- d_H/b_H = 0,0101

$$d_i = \frac{\alpha_{iH}^{N_{min}} f_i \left(\frac{d_H}{b_H} \right)}{1 + \alpha_{iH}^{N_{min}} \left(\frac{d_H}{b_H} \right)} \quad (A.10)$$

$$b_i = f_i - d_i \quad (A.11)$$

Tabel A.22. Perhitungan Top dan Bottom Product pada CO₂ Stripper (D-301)

Komponen	d _i (kmol/h)	b _i (kmol/h)	x _{1,D}	x _{1,B}
CO ₂	0,033	0,000	0,0000	0,0000
N ₂	0,000	268,357	0,0000	0,0236
CH ₄	0,000	288547,220	0,0000	25,4139
C ₂ H ₂	0,000	1329,032	0,0000	0,1171
C ₂ H ₆	0,000	0,000	0,0000	0,0000
C ₃ H ₆	0,000	0,000	0,0000	0,0000
C ₃	0,000	595,787	0,0000	0,0525
i-C ₄	0,000	63,774	0,0000	0,0056
n-C ₄	0,000	66,853	0,0000	0,0059
i-C ₅	0,000	6,224	0,0000	0,0005
n-C ₅	0,000	2,830	0,0000	0,0002
n-C ₆₊	0,000	0,144	0,0000	0,0000
H ₂ O	0,000	0,000	0,0000	0,0000
CO	0,000	0,000	0,0000	0,0000

H ₂	0,000	475732,155	0,0000	41,9003
O ₂	0,000	0,000	0,0000	0,0000
Ethylene	0,000	38750,643	0,0000	3,4130
1,2-Butadiene	0,000	0,000	0,0000	0,0000
1-Butene	0,000	0,000	0,0000	0,0000
MDEA	0,000	0,000	0,0000	0,0000
Total	0,033	805363,020	0,0000	70,9327

$$\sum_{i=1}^{NC} \frac{\alpha_{ij} x_{i,F}}{\alpha_{ij} - \theta} = 1 - q \quad (\text{A.12})$$

Dengan:

$x_{i,F}$ = Fraksi mol dari komponen i

θ = Root Equation (trial)

q = Kondisi feed

q bernilai 1 saat feed merupakan liquid jenuh dan bernilai 0 saat feed merupakan gas jenuh. Pada unit demethanizer, feed yang masuk merupakan liquid jenuh, sehingga:

$$q = 0,8661$$

Maka persamaan (A.12) menjadi:

$$\sum_{i=1}^{NC} \frac{\alpha_{ij} x_{i,F}}{\alpha_{ij} - \theta} = 0,1339$$

Tabel A.23. Perhitungan Root Equation pada CO₂ Stripper (D-301)

Komponen	f _i (kmol/h)	$x_{i,F}$	α_{ij}	$(\alpha_{ij} x_{i,F}) / (\alpha_{ij} - \theta)$
CO ₂	0,034	0,0000	610401,34	0,000
N ₂	268,357	0,0235	0,00	0,000
CH ₄	288547,220	25,2592	0,00	0,000
C ₂ H ₂	1329,032	0,1163	0,00	0,000
C ₂ H ₆	0,000	0,0000	0,00	0,000
C ₃ H ₆	0,000	0,0000	0,00	0,000
C ₃	595,787	0,0522	0,00	0,000
i-C ₄	63,774	0,0056	0,00	0,000
n-C ₄	66,853	0,0059	0,00	0,000
i-C ₅	6,224	0,0005	0,00	0,000
n-C ₅	2,830	0,0002	0,00	0,000
n-C ₆₊	0,144	0,0000	0,00	0,000
H ₂ O	0,000	0,0000	1618,67	0,000
CO	0,000	0,0000	1,E+09	0,000
H ₂	475732,155	41,6452	0,00	0,000
O ₂	0,000	0,0000	0,00	0,000
Ethylene	38750,643	3,3922	0,00	0,000
1,2-Butadiene	0,000	0,0000	0,00	0,000
1-Butene	0,000	0,0000	0,00	0,000
MDEA	0,000	0,0000	1,00	0,000
Total	515218,410	45,102		0,000
θ				

$$\sum_{i=1}^{NC} \frac{\alpha_{ij} x_{i,D}}{\alpha_{ij} - \theta} = R_{min} + 1 \quad (A.13)$$

Dengan:

$x_{i,D}$ = Fraksi mol zat i pada distilat

R_{min} = Minimal reflux ratio

Tabel A.24. Perhitungan $R_{min}+1$ pada CO2 Stripper (D-301)

Komponen	d_i (kmol/h)	$x_{i,D}$	α_{ij}	$(\alpha_{ij} x_{i,D})/(\alpha_{ij} - \theta)$
CO ₂	0,033	0,0000	610401,34	0,0000
N ₂	0,000	0,0000	0,00	0,0000
CH ₄	0,000	0,0000	0,00	0,0000
C ₂ H ₂	0,000	0,0000	0,00	0,0000
C ₂ H ₆	0,000	0,0000	0,00	0,0000
C ₃ H ₆	0,000	0,0000	0,00	0,0000
C ₃	0,000	0,0000	0,00	0,0000
i-C ₄	0,000	0,0000	0,00	0,0000
n-C ₄	0,000	0,0000	0,00	0,0000
i-C ₅	0,000	0,0000	0,00	0,0000
n-C ₅	0,000	0,0000	0,00	0,0000
n-C ₆₊	0,000	0,0000	0,00	0,0000
H ₂ O	0,000	0,0000	1618,67	0,0000
CO	0,000	0,0000	1,E+09	0,0000
H ₂	0,000	0,0000	0,00	0,0000
O ₂	0,000	0,0000	0,00	0,0000
Ethylene	0,000	0,0000	0,00	0,0000
1,2-Butadiene	0,000	0,0000	0,00	0,0000
1-Butene	0,000	0,0000	0,00	0,0000
MEA	0,000	0,0000	1,00	0,0000
Total	0,033	0,000		0,0000

$R_{min} = -0,999979$

$R_{min}/(R_{min}+1) = -46834,69$

Bila Reflux ratio sebesar

1,5 dari R_{min} :

$R = -1,499968$

$R/(R+1) = 3,0001281$

$N_m/N = 0,090000$ Geankoplis Gambar 11.7-3

$N = 17,21256343$

Tabel A.25. Neraca Massa CO2 Stripper Unit (D-110)

Komponen	Masuk (24)		Keluar (26)	
	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)
CO ₂	0,0000	1,484	1,0000	1,470
N ₂	0,0011	7513,992	0,0000	0,000
CH ₄	0,6860	4616755,524	0,0000	0,000
C ₂ H ₂	0,0051	34554,838	0,0000	0,000
C ₂ H ₆	0,0000	0,000	0,0000	0,000
C ₃ H ₆	0,0000	0,000	0,0000	0,000
C ₃	0,0039	26214,629	0,0000	0,000
i-C ₄	0,0005	3698,900	0,0000	0,000

n-C4	0,0006	3877,497	0,0000	0,000
i-C5	0,0001	448,093	0,0000	0,000
n-C5	0,0000	203,773	0,0000	0,000
n-C6+	0,0000	12,396	0,0000	0,000
H2O	0,0000	0,000	0,0000	0,000
CO	0,0000	0,000	0,0000	0,000
H2	0,1414	951464,309	0,0000	0,000
O2	0,0000	0,000	0,0000	0,000
Ethylene	0,1612	1085018,012	0,0000	0,000
1,2-Butadiene	0,0000	0,000	0,0000	0,000
1-Butene	0,0000	0,000	0,0000	0,000
MEA	0,0000	0,000	0,0000	0,000
Total	1,0000	6729763,449	1,0000	1,470
Komponen	Keluar (25)			
			Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)
CO2			0,0000	0,015
N2			0,0011	7513,992
CH4			0,6860	4616755,524
C2H2			0,0051	34554,838
C2H6			0,0000	0,000
C3H6			0,0000	0,000
C3			0,0039	26214,629
i-C4			0,0005	3698,900
n-C4			0,0006	3877,497
i-C5			0,0001	448,093
n-C5			0,0000	203,773
n-C6+			0,0000	12,396
H2O			0,0000	0,000
CO			0,0000	0,000
H2			0,1414	951464,309
O2			0,0000	0,000
Ethylene			0,1612	1085018,012
1,2-Butadiene			0,0000	0,000
1-Butene			0,0000	0,000
MDEA			0,0000	0,000
Total			1,0000	6729761,979

$$L = -0,050 \quad \text{kmol/h}$$

$$V = -0,017 \quad \text{kmol/h}$$

$$\bar{L} = L + q F \quad (\text{A.14})$$

$$\bar{V} = V - (1 - q) F \quad (\text{A.15})$$

$$\bar{L} x_{iL} = L x_{iL} + q F x_{iF} \quad (\text{A.16})$$

$$\bar{V} x_{iV} = V x_{iV} - (1 - q) F x_{iF} \quad (\text{A.17})$$

$$\bar{L} = 697524,890 \quad \text{kmol/h}$$

$$\bar{V} = -107838,130 \quad \text{kmol/h}$$

Tabel A.63. Neraca Mol Total Reboiler (E-122)

Komponen	Lbar (25a)		B (25)	
	Fraksi Mol	kmol/h	Fraksi Mol	kmol/h
CO ₂	0,0000	0,000	0,0000	0,000
N ₂	0,0003	269,408	0,0003	268,357
CH ₄	0,3583	289677,596	0,3583	288547,220
C ₂ H ₂	0,0017	1334,239	0,0017	1329,032
C ₂ H ₆	0,0000	0,000	0,0000	0,000
C ₃ H ₆	0,0000	0,000	0,0000	0,000
C ₃	0,0007	598,121	0,0007	595,787
i-C ₄	0,0001	64,024	0,0001	63,774
n-C ₄	0,0001	67,115	0,0001	66,853
i-C ₅	0,0000	6,248	0,0000	6,224
n-C ₅	0,0000	2,841	0,0000	2,830
n-C ₆₊	0,0000	0,145	0,0000	0,144
H ₂ O	0,0000	0,000	0,0000	0,000
CO	0,0000	0,000	0,0000	0,000
H ₂	0,5907	477595,821	0,5907	475732,155
O ₂	0,0000	0,000	0,0000	0,000
Ethylene	0,0481	38902,448	0,0481	38750,643
1,2-Butadiene	0,0000	0,000	0,0000	0,000
1-Butene	0,0000	0,000	0,0000	0,000
MDEA	0,0000	0,000	0,0000	0,000
Total	1,0000	808518,006	1,0000	805363,020
Komponen	Vbar (36c)			
	Fraksi Mol	kmol/h		
CO ₂	0,0000	0,000		
N ₂	0,0003	1,051		
CH ₄	0,3583	1130,375		
C ₂ H ₂	0,0017	5,206		
C ₂ H ₆	0,0000	0,000		
C ₃ H ₆	0,0000	0,000		
C ₃	0,0007	2,334		
i-C ₄	0,0001	0,250		
n-C ₄	0,0001	0,262		
i-C ₅	0,0000	0,024		
n-C ₅	0,0000	0,011		
n-C ₆₊	0,0000	0,001		
H ₂ O	0,0000	0,000		
CO	0,0000	0,000		
H ₂	0,5907	1863,667		
O ₂	0,0000	0,000		
Ethylene	0,0481	151,805		
1,2-Butadiene	0,0000	0,000		
1-Butene	0,0000	0,000		
MDEA	0,0000	0,000		
Total	1,0000	3154,986		

Tabel A.64. Neraca Massa Total Reboiler (E-122)

Komponen	Lbar (25a)		B (25)	
	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)
CO ₂	0,0000	0,015	0,0000	0,015
N ₂	0,0011	7543,428	0,0011	7513,992
CH ₄	0,6860	4634841,529	0,6860	4616755,524
C ₂ H ₂	0,0051	34690,206	0,0051	34554,838
C ₂ H ₆	0,0000	0,000	0,0000	0,000
C ₃ H ₆	0,0000	0,000	0,0000	0,000
C ₃	0,0039	26317,324	0,0039	26214,629
i-C ₄	0,0005	3713,390	0,0005	3698,900
n-C ₄	0,0006	3892,687	0,0006	3877,497
i-C ₅	0,0001	449,849	0,0001	448,093
n-C ₅	0,0000	204,571	0,0000	203,773
n-C ₆₊	0,0000	12,445	0,0000	12,396
H ₂ O	0,0000	0,000	0,0000	0,000
CO	0,0000	0,000	0,0000	0,000
H ₂	0,1414	955191,643	0,1414	951464,309
O ₂	0,0000	0,000	0,0000	0,000
Ethylene	0,1612	1089268,538	0,1612	1085018,012
1,2-Butadiene	0,0000	0,000	0,0000	0,000
1-Butene	0,0000	0,000	0,0000	0,000
MDEA	0,0000	0,000	0,0000	0,000
Total	1,0000	6756125,625	1,0000	6729761,979
Komponen			Vbar (36c)	
			Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)
CO ₂	0,0000	0,000		
N ₂	0,0011	29,436		
CH ₄	0,6860	18086,005		
C ₂ H ₂	0,0051	135,368		
C ₂ H ₆	0,0000	0,000		
C ₃ H ₆	0,0000	0,000		
C ₃	0,0039	102,695		
i-C ₄	0,0005	14,490		
n-C ₄	0,0006	15,190		
i-C ₅	0,0001	1,755		
n-C ₅	0,0000	0,798		
n-C ₆₊	0,0000	0,049		
H ₂ O	0,0000	0,000		
CO	0,0000	0,000		
H ₂	0,1414	3727,334		
O ₂	0,0000	0,000		
Ethylene	0,1612	4250,526		
1,2-Butadiene	0,0000	0,000		
1-Butene	0,0000	0,000		
MDEA	0,0000	0,000		
Total	1,0000	26363,646		

23. Pump (L-310)

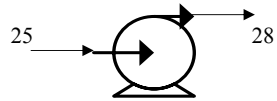
Fungsi: Untuk mengalirkan MEA ke absorber

Keterangan aliran:

Arus 25: Liquid dari HE (E-110)

Arus 28: Liquid menuju HE (E-130)

Pada alat pump, tidak terjadi perubahan komposisi dan flowrate, sehingga komposisi dan flowrate arus (25) = arus (28)



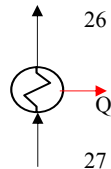
24. Pre-Absorber Cooler (E-310)

Fungsi: Untuk mendinginkan arus (40) sebelum dimasukkan pada absorber unit

Arus 26: Arus dari MDEA Pump (L-310)

Arus 27: Arus menuju Absorber unit

Pada alat heater, tidak terjadi perubahan komposisi dan flowrate, sehingga komposisi dan flowrate arus (40) = arus (41)



25. Molecular Sieve Separator (D-210 a/b)

Fungsi: Memisahkan CO₂ dari gas dengan Molecular Sieve 3A

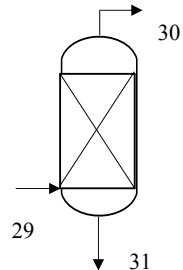
Arus 29: Fase gas dari CO₂ splitter (D-301)

Arus 30: Sweet Gas

Arus 31: CO₂, N₂, dan MEA residu

Metode pemisahan nitrogen ini disebut dual-reflux pressure swing adsorption (DR PSA) menggunakan molecular sieve MSC-3K 172

Asumsi N₂ dan H₂ terpisah 100% dari gas



Data ukuran partikel yang disaring

Komponen	Diameter (A)
H ₂	1,2
CO ₂	2,8
N ₂	3
CH ₄	4
C ₂ H ₆	4,4
H ₂ O	4,9
C ₃	4,9

Sumber: PT Badak NGL

Tabel A.65. Neraca Massa Adsorbent Tank (D-210 a/b)

Komponen	Masuk (29)		Keluar (30)	
	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)
CO ₂	0,0000	1,484	0,0000	0,000
N ₂	0,0011	7513,992	0,0000	0,000
CH ₄	0,6860	4616755,524	0,6868	4616755,524
C ₂ H ₂	0,0051	34554,838	0,0051	34554,838
C ₂ H ₆	0,0000	0,000	0,0000	0,000
C ₃ H ₆	0,0000	0,000	0,0000	0,000
C ₃	0,0039	26214,629	0,0039	26214,629
i-C ₄	0,0005	3698,900	0,0006	3698,900
n-C ₄	0,0006	3877,497	0,0006	3877,497

i-C ₅	0,0001	448,093	0,0001	448,093
n-C ₅	0,0000	203,773	0,0000	203,773
n-C ₆₊	0,0000	12,396	0,0000	12,396
H ₂ O	0,0000	0,000	0,0000	0,000
CO	0,0000	0,000	0,0000	0,000
H ₂	0,1414	951464,309	0,1415	951464,309
O ₂	0,0000	0,000	0,0000	0,000
Ethylene	0,1612	1085018,012	0,1614	1085018,012
1,2-Butadiene	0,0000	0,000	0,0000	0,000
1-Butene	0,0000	0,000	0,0000	0,000
MDEA	0,0000	0,000	0,0000	0,000
Total	1,0000	6729763,449	1,0000	6722247,972
			Keluar (31)	
Komponen			Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)
CO ₂			0,0002	1,484
N ₂			0,9998	7513,992
CH ₄			0,0000	0,000
C ₂ H ₂			0,0000	0,000
C ₂ H ₆			0,0000	0,000
C ₃ H ₆			0,0000	0,000
C ₃			0,0000	0,000
i-C ₄			0,0000	0,000
n-C ₄			0,0000	0,000
i-C ₅			0,0000	0,000
n-C ₅			0,0000	0,000
n-C ₆₊			0,0000	0,000
H ₂ O			0,0000	0,000
CO			0,0000	0,000
H ₂			0,0000	0,000
O ₂			0,0000	0,000
Ethylene			0,0000	0,000
1,2-Butadiene			0,0000	0,000
1-Butene			0,0000	0,000
MDEA			0,0000	0,000
Total			1,0000	7515,477

Gas yang digunakan untuk regenerasi adalah gas yang keluar dari molecular sieve itu sendiri, yaitu gas kering yang bebas dari H₂. Jumlah gas regenerasi adalah 1/100 bagian dari gas yang keluar dari molecular sieve

26. Heat Exchanger Series (E-310)

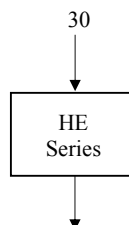
Fungsi: Mendinginkan arus 8 hingga bersuhu cryogenic

Keterangan aliran:

Arus 30: Gas menuju Heat Exchanger Series A

Arus 31: Chilled gas menuju demethanizer

Pada alat HE Series, tidak terjadi perubahan komposisi dan flowrate, sehingga komposisi dan flowrate arus (30) = arus (31)



27. Demethanizer Unit (D-400)

Fungsi: Untuk memisahkan metana (dan fraksi lebih ringannya) dengan fraksi lebih beratnya

Keterangan aliran:

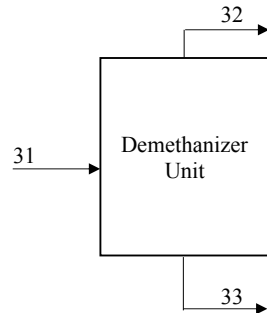
Arus 31: *Feed demethanizer*

Arus 32: Produk atas dari *demethanizer unit*

Arus 33: Produk bawah dari *demethanizer unit*

LK: CH₄

HK: Ethylene



Asumsi:

100,0% recovery dari LK pada produk atas

100,0% recovery dari HK pada produk bawah

Tekanan input = 25 bar T Input = -120 Celcius

Pressure drop = 0,122 bar = 153,15 Kelvin

Tekanan atas = 22 bar

Tekanan bawah = 24 bar

Suhu top: -105,1 Celcius = 168,05 Kelvin

Suhu bot: -18,7 Celcius = 254,45 Kelvin

Suhu rata-rata: -61,9 Celcius = 211,25 Kelvin

Tekanan: 23,000 bar = 2300 kPa

Tabel A.66 Komposisi feed masuk kolom distilasi D-400

Komponen	Masuk (31)		Masuk (31)	
	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)	Fraksi Mol	(kmol/h)
CO ₂	0,0000	0,000	0,0000	0,000
N ₂	0,0000	0,000	0,0000	0,000
CH ₄	0,6860	4616755,524	0,3584	288547,220
C ₂ H ₂	0,0051	34554,838	0,0017	1329,032
C ₂ H ₆	0,0000	0,000	0,0000	0,000
C ₃ H ₆	0,0000	0,000	0,0000	0,000
C ₃	0,0039	26214,629	0,0007	595,787
i-C ₄	0,0005	3698,900	0,0001	63,774
n-C ₄	0,0006	3877,497	0,0001	66,853
i-C ₅	0,0001	448,093	0,0000	6,224
n-C ₅	0,0000	203,773	0,0000	2,830
n-C ₆₊	0,0000	12,396	0,0000	0,144
H ₂ O	0,0000	0,000	0,0000	0,000
CO	0,0000	0,000	0,0000	0,000
H ₂	0,1414	951464,309	0,5909	475732,155
O ₂	0,0000	0,000	0,0000	0,000
Ethylene	0,1612	1085018,012	0,0481	38750,643
1,2-Butadiene	0,0000	0,000	0,0000	0,000
1-Butene	0,0000	0,000	0,0000	0,000
MDEA	0,0000	0,000	0,0000	0,000
Total	1,0000	6729763,449	1,0000	805094,663

Tabel A.67. Konstanta Antoine dari berbagai komponen :

Komponen	Konstanta Antoine					
	a	b	c	d	e	f
CO ₂	133,60	-4735	0	-21,27	4,09E-02	1
N ₂	35,41	-966,2	0	-4,32	7,93E-05	2
CH ₄	31,35	-1308	0	-3,26	2,94E-05	2
C ₂ H ₂	61,56	-3244	0	-7,72	2,04E-05	2
C ₂ H ₆	44,01	-2569	0	-4,98	1,46E-05	2
C ₃ H ₆	58,35	-3591	0	-7,11	1,40E-05	2
C ₃	52,38	-3491	0	-6,11	1,12E-05	2
i-C ₄	58,78	-4137	0	-7,02	1,04E-05	2
n-C ₄	66,94	-4604	0	-8,26	1,16E-05	2
i-C ₅	66,76	-5059	0	-8,09	9,25E-06	2
n-C ₅	63,33	-5118	0	-7,48	7,77E-06	2
n-C ₆₊	70,43	-6056	0	-8,38	6,62E-06	2
H ₂ O	65,93	-7228	0	-7,18	4,03E-06	2
CO	41,66	-1110	0	-5,46	8,64E-05	2
H ₂	9,18	-107,9	0	0,16	6,02E-04	2
O ₂	31,23	-1090	0	-3,30	4,06E-05	2
Ethylene	29,84	-2116	0	-2,48	4,08E-16	6
1,2-Butadiene	14,09	-2397	-30,88	0,00	0,00E+00	2
1-Butene	65,42	-4488	0	-8,02	1,13E-05	2
MEA	136,00	-15003,2	0	-16,71	7,11E-06	2

Sumber : Hysys

$$\ln P_{i\text{sat}} = a_i + \frac{b_i}{(T+c_i)} + d_i \ln T + e_i T^f i \quad \alpha = \frac{K_i}{K_{\text{heavy key}}}$$

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

$$y_i = x_i K_i$$

Tabel A.68. Perhitungan Psat setiap zat pada Demethanizer (D-400)

Komponen	Ln Psat	Psat (KPa)	Flowrate (kmol/h)	z _i	K _i
CO ₂	1,9297	6,89	0,000	0,0000	0,0028
N ₂	9,2359	10259,25	0,000	0,0000	4,1037
CH ₄	7,0919	1202,24	288547,220	0,3584	0,4809
C ₂ H ₂	2,0030	7,41	1329,032	0,0017	0,0030
C ₂ H ₆	2,5426	12,71	0,000	0,0000	0,0051
C ₃ H ₆	-0,5374	0,58	0,000	0,0000	0,0002
C ₃	-0,8891	0,41	595,787	0,0007	0,0002
i-C ₄	-3,2950	0,04	63,774	0,0001	0,0000
n-C ₄	-4,3850	0,01	66,853	0,0001	0,0000
i-C ₅	-6,7551	0,00	6,224	0,0000	0,0000
n-C ₅	-7,5562	0,00	2,830	0,0000	0,0000
n-C ₆₊	-11,1160	0,00	0,144	0,0000	0,0000
H ₂ O	-17,2815	0,00	0,000	0,0000	0,0000
CO	8,9919	8037,36	0,000	0,0000	3,2149
H ₂	23,4287	1,50E+10	475732,155	0,5909	5984156,4947
O ₂	8,4557	4701,56	0,000	0,0000	1,8806
Ethylene	3,5408	34,49	38750,643	0,0481	0,0138
1,2-Butadiene	-5,5142	0,00	0,000	0,0000	0,0000

1-Butene	-3,9612	0,02	0,000	0,0000	0,0000
MEA	-45,8723	0,00	0,000	0,0000	0,0000
Total			805094,663	1,0000	

Komponen	Ki	yi	α_i	$\log \alpha_i$
CO2	0,0028	0	0,1996768	-0,6996724
N2	4,1037	0	297,4278121	2,47338158
CH4	0,4809	0,17235426	34,85444495	1,54225817
C2H2	0,0030	4,8939E-06	0,21486954	-0,6678251
C2H6	0,0051	0	0,368570814	-0,4334791
C3H6	0,0002	0	0,016938586	-1,7711228
C3	0,0002	1,2166E-07	0,011915921	-1,9238724
i-C4	0,0000	1,1746E-09	0,001074686	-2,9687186
n-C4	0,0000	4,1395E-10	0,00036131	-3,4421202
i-C5	0,0000	3,6022E-12	3,37738E-05	-4,4714197
n-C5	0,0000	7,3523E-13	1,51588E-05	-4,8193352
n-C6+	0,0000	1,0651E-15	4,31178E-07	-6,3653429
H2O	0,0000	0	9,05746E-10	-9,0429935
CO	3,2149	0	233,0125886	2,36737938
H2	5984156,495	3536050,85	433719597,7	8,63720905
O2	1,8806	0	136,3039635	2,13450848
Ethylene	0,0138	0,00066409	1	0
1,2-Butadiene	0,0000	0	0,000116815	-3,9325009
1-Butene	0,0000	0	0,000552013	-3,2580505
MEA	0,0000	0	3,4688E-22	-21,459821

Menentukan komposisi produk atas dan bawah

Asumsi distribusi produk distilat dan bottom :

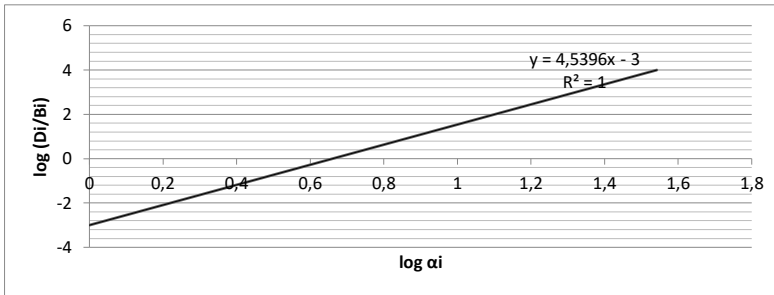
Produk atas diinginkan recovery Methane = 0,9999 ($x_{L,D}$)

Produk bawah diinginkan recovery Etylene = 0,999 ($x_{H,B}$)

Membuat grafik distribusi komponen dalam distilat

Komponen	$\log \alpha_i$	$\log (iD/iB)$
CH4	1,542	4,000
Ethylene	0,000	-3,000

Dari data di atas dibuat grafik distribusi komponen distilat dan bottom:



Untuk distribusi komponen dalam distilat (produk atas) dan bottom (produk bawah) dengan membuat persamaan garis antara *heavy key* dan *light key* dengan absis $\log \alpha_i$ dan ordinat $\log(D_i/B_i)$ diperoleh persamaan sebagai berikut :

$$\log(D_i/B_i) = m \log(\alpha_i) + C$$

$$m = 4,5396$$

$$c = -3$$

$$\text{Poperasi} = 25 \text{ Bar} = 2500 \text{ Kpa}$$

Distilat

Komponen	$\log(D_i/B_i)$	D_i/B_i	D (kmol)	x_D
CO2	-6,176233	6,66449E-07	0	0
N2	8,228163	169107552,6	0	0
CH4	4,001235	10028,48186	288518,45	0,377499
C2H2	-6,031659	9,29696E-07	0,00123559	1,6167E-09
C2H6	-4,967822	1,07691E-05	0	0
C3H6	-11,04019	9,11613E-12	0	0
C3	-11,73361	1,84667E-12	1,1002E-09	1,4395E-15
i-C4	-16,47679	3,33584E-17	2,1274E-15	2,7835E-21
n-C4	-18,62585	2,36674E-19	1,5822E-17	2,0702E-23
i-C5	-23,29846	5,02971E-24	3,1303E-23	4,0956E-29
n-C5	-24,87785	1,32479E-25	3,7494E-25	4,9057E-31
n-C6+	-31,89611	1,27025E-32	1,8309E-33	2,3956E-39
H2O	-44,05157	8,88028E-45	0	0
CO	7,746955	55841291,54	0	0
H2	36,20947	1,61985E+36	475732,155	0,62245035
O2	6,689815	4895699,095	0	0
Ethylene	-3	0,001	38,7119314	5,0651E-05
1,2-Butadiene	-20,85198	1,40611E-21	0	0
1-Butene	-17,79025	1,62089E-18	0	0
MEA	-100,419	3,8106E-101	0	0
Total			764289,318	1

Perhitungan bubble point :

$$P = 22,00 \text{ bar} = 2200 \text{ kPa}$$

$$T = -232 \text{ } ^\circ\text{C} = 40,98 \text{ K}$$

Komponen	Pisat	x_i	K_i	y_i
----------	-------	-------	-------	-------

CO2	0,00	0,000	0,00	0,E+00
N2	0,02	0,000	0,00	0,E+00
CH4	0,00	0,377	0,00	6,E-10
C2H2	0,00	0,000	0,00	6,E-33
C2H6	0,00	0,000	0,00	0,E+00
C3H6	0,00	0,000	0,00	0,E+00
C3	0,00	0,000	0,00	5,E-43
i-C4	0,00	0,000	0,00	3,E-54
n-C4	0,00	0,000	0,00	9,E-60
i-C5	0,00	0,000	0,00	4,E-70
n-C5	0,00	0,000	0,00	4,E-73
n-C6+	0,00	0,000	0,00	9,E-90
H2O	0,00	0,000	0,00	0,E+00
CO	0,00	0,000	0,00	0,E+00
H2	3.535,32	0,622	1,61	1,E+00
O2	0,00	0,000	0,00	0,E+00
Ethylene	0,00	0,000	0,00	8,E-22
1,2-Butadiene	0,00	0,000	0,00	0,E+00
1-Butene	0,00	0,000	0,00	0,E+00
MEA	0,00	0,000	0,00	0,E+00
Total		1,000		1,000254

P = 22,00 bar = 2200 kPa

T = -128 °C = 145,19 K

Komponen	Pisat	y_i	K_i	x_i
CO2	2,842694	0	0,00129213	0
N2	7572,698	0	3,44213525	0
CH4	835,5371	0,377499	0,3797896	0,993969
C2H2	3,339977	1,6167E-09	0,00151817	1,06E-06
C2H6	6,386328	0	0,00290288	0
C3H6	0,228491	0	0,00010386	0
C3	0,158999	1,4395E-15	7,2272E-05	1,99E-11
i-C4	0,011969	2,7835E-21	5,4403E-06	5,12E-16
n-C4	0,003627	2,0702E-23	1,6485E-06	1,26E-17
i-C5	0,000287	4,0956E-29	1,3051E-07	3,14E-22
n-C5	0,000123	4,9057E-31	5,5725E-08	8,8E-24
n-C6+	2,62E-06	2,3956E-39	1,1919E-09	2,01E-30
H2O	3,42E-09	0	1,5534E-12	0
CO	5888,007	0	2,67636673	0
H2	3,42E+09	0,62245035	1552938,37	4,01E-07
O2	3447,655	0	1,567116	0
Ethylene	18,44188	5,0651E-05	0,00838267	0,006042
1,2-Butadiene	0,00103	0	4,6799E-07	0
1-Butene	0,005707	0	2,594E-06	0
MEA	1,34E-22	0	6,0806E-26	0
Total		1		1,000013

BOTTOM (B)

Komponen	$\log(D_i/B_i)$	D_i/B_i	B (kmol)	x_B
CO2	-6,176	0,00	0	0,000
N2	8,228	169107552,62	0	0,000
CH4	4,001	10028,48	28,769903	0,001
C2H2	-6,032	0,00	1329,03101	0,033
C2H6	-4,968	0,00	0	0,000
C3H6	-11,040	0,00	0	0,000
C3	-11,734	0,00	595,787023	0,015
i-C4	-16,477	0,00	63,7741333	0,002
n-C4	-18,626	0,00	66,853398	0,002
i-C5	-23,298	0,00	6,2235189	0,000
n-C5	-24,878	0,00	2,83017871	0,000
n-C6+	-31,896	0,00	0,14413998	0,000
H2O	-44,052	0,00	0	0,000
CO	7,747	55841291,54	0	0,000
H2	36,209	1,61985E+36	0	0,000
O2	6,690	4895699,09	0	0,000
Ethylene	-3,000	0,00	38711,9314	0,949
1,2-Butadiene	-20,852	0,00	0	0,000
1-Butene	-17,790	0,00	0	0,000
MEA	-100,419	0,00	0,000	0,000
Total		1,00	40805,3447	1,000

Perhitungan bubble point :

$$P = 24,00 \text{ bar} = 2400 \text{ kPa}$$

$$T = -22 \text{ } ^\circ\text{C} = 251,43 \text{ K}$$

Komponen	Pisat	x_i	K_i	y_i
CO2	1791,642	0,000	0,74651741	0,00
N2	332770,4	0,000	138,65433	0,00
CH4	21665,74	0,001	9,02739272	0,01
C2H2	1427,908	0,033	0,59496166	0,02
C2H6	1359,31	0,000	0,56637897	0,00
C3H6	287,3108	0,000	0,11971282	0,00
C3	229,8254	0,015	0,09576057	0,00
i-C4	66,52011	0,002	0,02771671	0,00
n-C4	41,81917	0,002	0,01742465	0,00
i-C5	12,36408	0,000	0,0051517	0,00
n-C5	8,211446	0,000	0,00342144	0,00
n-C6+	1,568121	0,000	0,00065338	0,00
H2O	0,107387	0,000	4,4745E-05	0,00
CO	283567	0,000	118,152931	0,00
H2	5,36E+20	0,000	2,2313E+17	0,00
O2	74184,38	0,000	30,9101573	0,00
Ethylene	2461,945	0,949	1,02581058	0,97
1,2-Butadiene	25,06942	0,000	0,01044559	0,00
1-Butene	52,89894	0,000	0,02204122	0,00

MEA	1,71E-07	0,000	7,1284E-11	0,00
Total		1,000		1,00

Perhitungan Dew Point

P = 24,00 bar = 2.400 kPa

T = -12 °C = 261,33 K

Komponen	Pisat	y_i	K_i	x_i
CO2	2410,995	0	1,00458128	0
N2	487257,8	0	203,024073	0
CH4	27008,29	0,00070505	11,2534525	6,27E-05
C2H2	1915,576	0,03257002	0,79815648	0,040807
C2H6	1779,107	0	0,74129473	0
C3H6	402,6549	0	0,16777288	0
C3	325,083	0,01460071	0,13545125	0,107793
i-C4	99,71853	0,00156289	0,04154939	0,037615
n-C4	64,51111	0,00163835	0,02687963	0,060951
i-C5	20,3172	0,00015252	0,0084655	0,018016
n-C5	13,83128	6,9358E-05	0,00576303	0,012035
n-C6+	2,921636	3,5324E-06	0,00121735	0,002902
H2O	0,246785	0	0,00010283	0
CO	420893,2	0	175,372169	0
H2	1,16E+22	0	4,8475E+18	0
O2	94553,51	0	39,3972977	0
Ethylene	3160,414	0,94869757	1,31683914	0,720435
1,2-Butadiene	39,98073	0	0,01665864	0
1-Butene	80,82103	0	0,03367543	0
MEA	8,92E-07	0	3,7147E-10	0
Total		1		1,000617

Distribusi komponen

Komponen	d_i	b_i	$x_{i,D}$	$x_{i,B}$		
CO2	0	0	0,0000	0,0000	0,0007432	0,0007
N2	0	0	0,0000	0,0000		
CH4	288518,5	28,769903	0,3775	0,0007		
C2H2	0,001236	1329,031014	0,0000	0,0326		
C2H6	0	0	0,0000	0,0000		
C3H6	0	0	0,0000	0,0000		
C3	1,1E-09	595,7870226	0,0000	0,0146		
i-C4	2,13E-15	63,77413333	0,0000	0,0016		
n-C4	1,58E-17	66,853398	0,0000	0,0016		
i-C5	3,13E-23	6,223518903	0,0000	0,0002		
n-C5	3,75E-25	2,830178708	0,0000	0,0001		
n-C6+	1,83E-33	0,144139976	0,0000	0,0000		
H2O	0	0	0,0000	0,0000		
CO	0	0	0,0000	0,0000		
H2	475732,2	0	0,6225	0,0000		
O2	0	0	0,0000	0,0000		
Ethylene	38,71193	38711,93135	0,0001	0,9487		

1,2-Butadiene	0	0	0,0000	0,0000	
1-Butene	0	0	0,0000	0,0000	
MEA	0	0	0,0000	0,0000	
Total	764289,3	40805,34466	1,0000	1,0000	6,280685094

Menentukan Jumlah Plate Minimum dengan Metode Fenske

$$N_m = \frac{\log[(x_{LK}/x_{HK})_D(x_{HK}/x_{LK})_B]}{\log[\alpha_L]_{av}}$$

$$\begin{aligned} \alpha_{top} &= 45 \\ \alpha_{bottom} &= 9 \\ \alpha_{avg} &= 20 & \text{Log } \alpha_{avg} &= 1 \\ N_m &= 4,83 \\ N_m &= 5 \end{aligned}$$

Mengetahui kondisi Feed

$$\begin{aligned} P &= 25,0 \text{ bar} = 2500 \text{ kPa} \\ T &= -120 \text{ }^\circ\text{C} = 153 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	zi	Ki	yi
CO2	0,00000	0,002754999	0,000
N2	0,00000	4,103698756	0,000
CH4	0,35840	0,480896999	0,271
C2H2	0,00165	0,002964618	0,000
C2H6	0,00000	0,00508528	0,000
C3H6	0,00000	0,000233707	0,000
C3	0,00074	0,000164407	0,000
i-C4	0,00008	1,48278E-05	0,000
n-C4	0,00008	4,9851E-06	0,000
i-C5	0,00001	4,65987E-07	0,000
n-C5	0,00000	2,0915E-07	0,000
n-C6+	0,00000	5,9491E-09	0,000
H2O	0,00000	1,24968E-11	0,000
CO	0,00000	3,214943025	0,000
H2	0,59090	5984156,495	0,844
O2	0,00000	1,880625761	0,000
Ethylene	0,04813	0,013797293	0,002
1,2-Butadiene	0,00000	1,61173E-06	0,000
1-Butene	0,00000	7,61629E-06	0,000
MEA	0,00000	4,786E-24	0,000
Total	1		1

yi diperoleh dengan perhitungan flash calculation

$$\sum_i y_i = \sum_i \frac{Z_i(K_i)}{1 + V(K_i - 1)} = 1$$

Fraksi V = 0,700 sehingga feed adalah campuran liquid dan vapor

Maka, didapatkan nilai q = 0,30

Perhitungan Refluks Minimum

T = -72 °C = 200,79 K
P = 23,0 bar = 2.300 kPa

Komponen	x_{fi}	x_{Di}	K_i	α_i	$\alpha_i \cdot x_{fi} / \alpha_i - \theta$	$\alpha_i \cdot x_{Di} / \alpha_i - \theta$
CO2	0,0000	0,0000	1,02E-01	0	0,00	0,00
N2	0,0000	0,0000	2,36E+01	114	0,00	0,00
CH4	0,3584	0,3775	2,69E+00	13	0,44	0,47
C2H2	0,0017	0,0000	8,54E-02	0	0,00	0,00
C2H6	0,0000	0,0000	9,84E-02	0	0,00	0,00
C3H6	0,0000	0,0000	1,22E-02	0	0,00	0,00
C3	0,0007	0,0000	9,21E-03	0	0,00	0,00
i-C4	0,0001	0,0000	1,74E-03	0	0,00	0,00
n-C4	0,0001	0,0000	8,81E-04	0	0,00	0,00
i-C5	0,0000	0,0000	1,68E-04	0	0,00	0,00
n-C5	0,0000	0,0000	9,48E-05	0	0,00	0,00
n-C6+	0,0000	0,0000	8,87E-06	0	0,00	0,00
H2O	0,0000	0,0000	1,52E-07	0	0,00	0,00
CO	0,0000	0,0000	1,91E+01	92	0,00	0,00
H2	0,5909	0,6225	2,06E+11	9,94E+11	0,59	0,62
O2	0,0000	0,0000	8,97E+00	43	0,00	0,00
Ethylene	0,0481	0,0001	2,07E-01	1	-0,03	0,00
1,2-Butadiene	0,0000	0,0000	4,27E-04	0	0,00	0,00
1-Butene	0,0000	0,0000	1,19E-03	0	0,00	0,00
MEA	0,0000	0,0000	7,88E-16	0	0,00	0,00
Total	1,0000	1,0000			1,00	1,09

Menghitung refluks minimum menggunakan persamaan 11.7-19 dan 11.7-20
(Geankoplis, fourth edition)

$$\theta \text{ (trial)} = 2,5$$

$$1 - q = \sum \frac{\alpha_i x_{if}}{\alpha_i - \theta}$$

$$R_m + 1 = \sum \frac{\alpha_i x_{iD}}{\alpha_i - \theta}$$

$$R_{min} = 0,09$$

$$R = 1,5 \times R_m$$

$$= 0,13$$

$$R/R+1 = 0,117$$

$$R_{min}/R_{min}+1 = 0,081$$

Jumlah Plate Teoritis, dengan Metode Gillard (Van Winkel, pages 241-243)

dari Figure 11.7.3 Geankoplis, dengan harga

$$R/R+1 = 0,117$$

$$R_{min}/R_{min}+1 = 0,081$$

$$\text{diperoleh } N_{min}/N = 0,15$$

$$\text{Jumlah Plate Teoritis (N)} = 33$$

Penentuan Letak Feed Plate dengan Metode Kirkbride

$$\log \frac{N_e}{N_s} = 0,206 \log \left[\left(\frac{x_{hf}}{x_{lf}} \right) \frac{W}{D} \left(\frac{x_{LW}}{x_{HD}} \right)^2 \right] \quad \text{Persamaan 11.7-21}$$

Geankoplis 4th ed

dimana :

Ne = jumlah plate teoritis bagian atas
 Ns = jumlah plate teoritis bagian bawah

$$\log (N_e/N_s) = 0,3887 = 77$$

$$(N_e/N_s) = 2,4471$$

$$N_e + N_s = N$$

sehingga,

$$N_s = 10$$

$$N_e = 24$$

Feed masuk pada tray ke -4 dari atas

Komponen	Masuk (31)		Keluar (32)	
	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)	Fraksi Mol	(kmol/h)
CO ₂	0,0000	0,000	0,0000	0,000
N ₂	0,0000	0,000	0,0000	0,000
CH ₄	0,6868	4616755,524	0,8290	4616295,206
C ₂ H ₂	0,0051	34554,838	0,0000	0,032
C ₂ H ₆	0,0000	0,000	0,0000	0,000
C ₃ H ₆	0,0000	0,000	0,0000	0,000
C ₃	0,0039	26214,629	0,0000	0,000
i-C ₄	0,0006	3698,900	0,0000	0,000
n-C ₄	0,0006	3877,497	0,0000	0,000
i-C ₅	0,0001	448,093	0,0000	0,000
n-C ₅	0,0000	203,773	0,0000	0,000
n-C ₆₊	0,0000	12,396	0,0000	0,000
H ₂ O	0,0000	0,000	0,0000	0,000
CO	0,0000	0,000	0,0000	0,000
H ₂	0,1415	951464,309	0,1709	951464,309
O ₂	0,0000	0,000	0,0000	0,000
Ethylene	0,1614	1085018,012	0,0002	1083,934
1,2-Butadiene	0,0000	0,000	0,0000	0,000
1-Butene	0,0000	0,000	0,0000	0,000
MDEA	0,0000	0,000	0,0000	0,000
Total	1,0000	6722247,972	1,0000	5568843,481
Komponen	Keluar (33)			
			Fraksi Mol	(kmol/h)
CO ₂			0,0000	0,000
N ₂			0,0000	0,000
CH ₄			0,0004	460,318
C ₂ H ₂			0,0300	34554,806
C ₂ H ₆			0,0000	0,000
C ₃ H ₆			0,0000	0,000

C ₃	0,0227	26214,629
i-C ₄	0,0032	3698,900
n-C ₄	0,0034	3877,497
i-C ₅	0,0004	448,093
n-C ₅	0,0002	203,773
n-C ₆₊	0,0000	12,396
H ₂ O	0,0000	0,000
CO	0,0000	0,000
H ₂	0,0000	0,000
O ₂	0,0000	0,000
Ethylene	0,9398	1083934,078
1,2-Butadiene	0,0000	0,000
1-Butene	0,0000	0,000
MDEA	0,0000	0,000
Total	1,0000	1153404,491

27. Deethanizer Unit (D-400)

Fungsi: Untuk memisahkan metana (dan fraksi lebih ringannya) dengan fraksi lebih beratnya

Keterangan aliran:

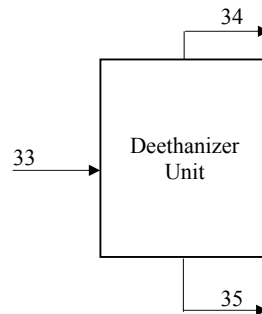
Arus 33: Feed deethanizer

Arus 34: Produk atas dari deethanizer unit

Arus 35: Produk bawah dari deethanizer unit

LK: Asethylene

HK: Propane



Asumsi:

100,0% recovery dari LK pada produk atas

100,0% recovery dari HK pada produk bawah

Tekanan input = 24 bar T Input = -18,07 Celcius
 Pressure drop = 0,122 bar = 255,08 Kelvin

Tekanan atas = 20 bar

Tekanan bawah = 22 bar

Suhu top: -25,29 Celcius = 247,86 Kelvin

Suhu bot: 100,9 Celcius = 374,05 Kelvin

Suhu rata-rata: 37,805 Celcius = 310,955 Kelvin

Tekanan: 21,000 bar = 2100 kPa

Tabel A.66 Komposisi feed masuk kolom distilasi D-400

Komponen	Masuk (33)		Masuk (33)	
	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)	Fraksi Mol	(kmol/h)
CO ₂	0,0000	0,000	0,0000	0,000
N ₂	0,0000	0,000	0,0000	0,000
CH ₄	0,0004	460,318	0,0007	28,770
C ₂ H ₂	0,0300	34554,806	0,0326	1329,031
C ₂ H ₆	0,0000	0,000	0,0000	0,000
C ₃ H ₆	0,0000	0,000	0,0000	0,000
C ₃	0,0227	26214,629	0,0146	595,787

i-C4	0,0032	3698,900	0,0016	63,774
n-C4	0,0034	3877,497	0,0016	66,853
i-C5	0,0004	448,093	0,0002	6,224
n-C5	0,0002	203,773	0,0001	2,830
n-C6+	0,0000	12,396	0,0000	0,144
H ₂ O	0,0000	0,000	0,0000	0,000
CO	0,0000	0,000	0,0000	0,000
H ₂	0,0000	0,000	0,0000	0,000
O ₂	0,0000	0,000	0,0000	0,000
Ethylene	0,9398	1083934,078	0,9487	38711,931
1,2-Butadiene	0,0000	0,000	0,0000	0,000
1-Butene	0,0000	0,000	0,0000	0,000
MDEA	0,0000	0,000	0,0000	0,000
Total	1,0000	1153404,491	1,0000	40805,345

Tabel A.67. Konstanta Antoine dari berbagai komponen :

Komponen	Konstanta Antoine					f
	a	b	c	d	e	
CO ₂	133,60	-4735	0	-21,27	4,09E-02	1
N ₂	35,41	-966,2	0	-4,32	7,93E-05	2
CH ₄	31,35	-1308	0	-3,26	2,94E-05	2
C ₂ H ₂	61,56	-3244	0	-7,72	2,04E-05	2
C ₂ H ₆	44,01	-2569	0	-4,98	1,46E-05	2
C ₃ H ₆	58,35	-3591	0	-7,11	1,40E-05	2
C ₃	52,38	-3491	0	-6,11	1,12E-05	2
i-C ₄	58,78	-4137	0	-7,02	1,04E-05	2
n-C ₄	66,94	-4604	0	-8,26	1,16E-05	2
i-C ₅	66,76	-5059	0	-8,09	9,25E-06	2
n-C ₅	63,33	-5118	0	-7,48	7,77E-06	2
n-C ₆₊	70,43	-6056	0	-8,38	6,62E-06	2
H ₂ O	65,93	-7228	0	-7,18	4,03E-06	2
CO	41,66	-1110	0	-5,46	8,64E-05	2
H ₂	9,18	-107,9	0	0,16	6,02E-04	2
O ₂	31,23	-1090	0	-3,30	4,06E-05	2
Ethylene	29,84	-2116	0	-2,48	4,08E-16	6
1,2-Butadiene	14,09	-2397	-30,88	0,00	0,00E+00	2
1-Butene	65,42	-4488	0	-8,02	1,13E-05	2
MEA	136,00	-15003,2	0	-16,71	7,11E-06	2

Sumber : Hysys

$$\ln P_{i\text{sat}} = a_i + \frac{b_i}{(T+c_i)} + d_i \ln T + e_i T^{f_i}$$

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

$$y_i = x_i K_i$$

$$\alpha = \frac{K_i}{K_{\text{heavy key}}}$$

$$\sum_i y_i = \sum_i \frac{Z_i(K_i)}{1 + V(K_i - 1)} = 1$$

Tabel A.68. Perhitungan Psat setiap zat pada Demethanizer (D-401)

Komponen	Ln P _{sat}	P _{sat} (KPa)	Flowrate (kmol/h)	Z _i	K _i
CO ₂	7,6032	2004,54	0,000	0,0000	0,8352
N ₂	12,8547	382566,61	0,000	0,0000	159,4028

CH ₄	10,0653	23513,96	28,770	0,0007	9,7975
C ₂ H ₂	7,3750	1595,55	1329,031	0,0326	0,6648
C ₂ H ₆	7,3163	1504,66	0,000	0,0000	0,6269
C ₃ H ₆	5,7884	326,50	0,000	0,0000	0,1360
C ₃	5,5687	262,09	595,787	0,0146	0,1092
i-C ₄	4,3510	77,56	63,774	0,0016	0,0323
n-C ₄	3,8979	49,30	66,853	0,0016	0,0205
i-C ₅	2,7033	14,93	6,224	0,0002	0,0062
n-C ₅	2,3034	10,01	2,830	0,0001	0,0042
n-C ₆₊	0,6861	1,99	0,144	0,0000	0,0008
H ₂ O	-1,9158	0,15	0,000	0,0000	0,0001
CO	12,6995	327585,59	0,000	0,0000	136,4940
H ₂	48,8520	1,64E+21	0,000	0,0000	#####
O ₂	11,3038	81129,68	0,000	0,0000	33,8040
Ethylene	7,9027	2704,58	38711,931	0,9487	1,1269
1,2-Butadiene	3,3987	29,92	0,000	0,0000	0,0125
1-Butene	4,1292	62,13	0,000	0,0000	0,0259
MEA	-14,9547	0,00	0,000	0,0000	0,0000
Total			40805,345	1,0000	

Komponen	Ki	yi	ai	log ai
CO ₂	0,8352	0	6,139550136	0,78813655
N ₂	159,4028	0	1171,731737	3,06882819
CH ₄	9,7975	0,00690774	72,01897753	1,85744695
C ₂ H ₂	0,6648	0,02165291	4,886867875	0,6890306
C ₂ H ₆	0,6269	0	4,608511801	0,6635607
C ₃ H ₆	0,1360	0	1	0
C ₃	0,1092	0,00159446	0,802734435	-0,0954281
i-C ₄	0,0323	5,0507E-05	0,23755022	-0,6242446
n-C ₄	0,0205	3,3652E-05	0,150986018	-0,8210633
i-C ₅	0,0062	9,4872E-07	0,045724878	-1,3398474
n-C ₅	0,0042	2,8922E-07	0,03065269	-1,5135314
n-C ₆₊	0,0008	2,923E-09	0,00608258	-2,2159122
H ₂ O	0,0001	0	0,000450908	-3,3459123
CO	136,4940	0	1003,334905	3,00144592
H ₂	6,85396E+17	0	5,03818E+18	18,7022738
O ₂	33,8040	0	248,4854156	2,3953009
Ethylene	1,1269	1,06909441	8,283629126	0,91822065
1,2-Butadiene	0,0125	0	0,091651035	-1,0378626
1-Butene	0,0259	0	0,190290603	-0,7205827
MEA	0,0000	0	9,8032E-10	-9,0086323

Menentukan komposisi produk atas dan bawah

Asumsi distribusi produk distilat dan bottom :

Produk atas diinginkan recovery Methane = 0,9999 ($x_{L,D}$)

Produk bawah diinginkan recovery Etylene = 0,999 ($x_{H,B}$)

Membuat grafik distribusi komponen dalam distilat

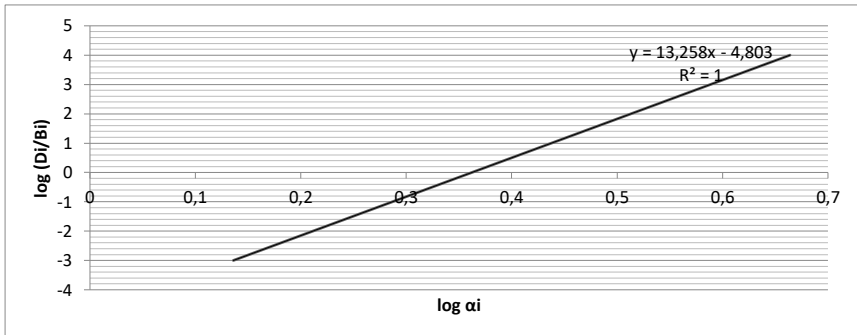
Komponen	log α _i	log (iD/iB)
C2H2	0,664	4,000
C3	0,136	-3,000

Dari data di atas dibuat grafik distribusi komponen distilat dan bottom:

$$\log \frac{N_e}{N_s} = 0,206 \log \left[\left(\frac{x_{hf}}{x_{if}} \right) \frac{W}{D} \left(\frac{x_{LW}}{x_{HD}} \right)^2 \right] \quad N_m = \frac{\log [(x_{LK}/x_{HK})_D (x_{HK}/x_{LK})_B]}{\log [\alpha_i]_{av}}$$

$$1 - q = \sum \frac{\alpha_i x_{if}}{\alpha_i - \theta}$$

$$R_m + 1 = \sum \frac{\alpha_i x_{iD}}{\alpha_i - \theta}$$



Untuk distribusi komponen dalam distilat (produk atas) dan bottom (produk bawah) dengan membuat persamaan garis antara *heavy key* dan *light key* dengan absis $\log \alpha_i$ dan ordinat $\log(D_i/B_i)$ diperoleh persamaan sebagai berikut :

$$\log(D_i/B_i) = m \log(\alpha_i) + C$$

$$m = 13,258$$

$$c = -4,803$$

$$P_{operasi} = 24 \text{ Bar} = 2500 \text{ Kpa}$$

Distilat

Komponen	log(D _i /B _i)	D _i /B _i	D (kmol)	x _D
CO2	5,646114	442704,9542	0	0
N2	35,88352	7,64758E+35	0	0
CH4	19,82303	6,65322E+19	28,769903	0,000718
C2H2	4,332168	21486,59802	1328,96916	0,03316646
C2H6	3,994488	9873,879274	0	0
C3H6	-4,803	1,57398E-05	0	0
C3	-6,068186	8,54701E-07	0,00050922	1,2708E-08
i-C4	-13,07923	8,33231E-14	5,3139E-12	1,3262E-16
n-C4	-15,68866	2,04806E-16	1,3692E-14	3,417E-19
i-C5	-22,5667	2,71208E-23	1,6879E-22	4,2123E-27
n-C5	-24,8694	1,35083E-25	3,8231E-25	9,5411E-30

n-C6+	-34,18156	6,58319E-35	9,489E-36	2,3681E-40
H2O	-49,1631	6,86903E-50	0	0
CO	34,99017	9,7762E+34	0	0
H2	243,1517	1,4182E+243	0	0
O2	26,9539	8,99289E+26	0	0
Ethylene	7,370769	23483851,78	38711,9297	0,96611553
1,2-Butadiene	-18,56298	2,73538E-19	0	0
1-Butene	-14,35648	4,40063E-15	0	0
MEA	-124,2394	5,7617E-125	0	0
Total			40069,6693	1

Perhitungan bubble point :

P = 20,00 bar = 2000 kPa

T = -29 °C = 244,00 K

Komponen	Pisat	x_i	K_i	y_i
CO2	1.410,20	0,000	0,71	0,E+00
N2	#####	0,000	125,82	0,E+00
CH4	18.298,86	0,001	9,15	7,E-03
C2H2	1.127,51	0,033	0,56	2,E-02
C2H6	1.095,50	0,000	0,55	0,E+00
C3H6	218,62	0,000	0,11	0,E+00
C3	173,57	0,000	0,09	1,E-09
i-C4	47,88	0,000	0,02	3,E-18
n-C4	29,39	0,000	0,01	5,E-21
i-C5	8,25	0,000	0,00	2,E-29
n-C5	5,37	0,000	0,00	3,E-32
n-C6+	0,94	0,000	0,00	1,E-43
H2O	0,05	0,000	0,00	0,E+00
CO	#####	0,000	106,22	0,E+00
H2	#####	0,000	#####	0,E+00
O2	61.819,48	0,000	30,91	0,E+00
Ethylene	2.018,10	0,966	1,01	1,E+00
1,2-Butadiene	17,16	0,000	0,01	0,E+00
1-Butene	37,48	0,000	0,02	0,E+00
MEA	0,00	0,000	0,00	0,E+00
Total		1,000		1,000128

P = 20,00 bar = 2000 kPa

T = -29 °C = 244,57 K

Komponen	Pisat	y_i	K_i	x_i
CO2	1437,371	0	0,71868533	0
N2	257086	0	128,543006	0
CH4	18541,91	0,000718	9,27095676	7,74E-05
C2H2	1148,917	0,03316646	0,57445845	0,057735
C2H6	1114,457	0	0,55722854	0
C3H6	223,4388	0	0,11171942	0

C3	177,5014	1,2708E-08	0,08875072	1,43E-07
i-C4	49,15788	1,3262E-16	0,02457894	5,4E-15
n-C4	30,23409	3,417E-19	0,01511704	2,2E-17
i-C5	8,524761	4,2123E-27	0,00426238	9,88E-25
n-C5	5,559117	9,5411E-30	0,00277956	3,43E-27
n-C6+	0,984027	2,3681E-40	0,00049201	4,81E-37
H2O	0,057707	0	2,8853E-05	0
CO	217196,3	0	108,59813	0
H2	6,8E+19	0	3,3987E+16	0
O2	62699,38	0	31,3496899	0
Ethylene	2050,189	0,96611553	1,02509472	0,942465
1,2-Butadiene	17,69014	0	0,00884507	0
1-Butene	38,52293	0	0,01926146	0
MEA	4,98E-08	0	2,4884E-11	0
Total		1		1,000277

BOTTOM (B)

Komponen	log(D _i /B _i)	D _i /B _i	B (kmol)	x _B
CO2	5,646	442704,95	0	0,000
N2	35,884	#####	0	0,000
CH4	19,823	#####	0	0,000
C2H2	4,332	21486,60	0,06185107	0,000
C2H6	3,994	9873,88	0	0,000
C3H6	-4,803	0,00	0	0,000
C3	-6,068	0,00	595,786513	0,810
i-C4	-13,079	0,00	63,7741333	0,087
n-C4	-15,689	0,00	66,853398	0,091
i-C5	-22,567	0,00	6,2235189	0,008
n-C5	-24,869	0,00	2,83017871	0,004
n-C6+	-34,182	0,00	0,14413998	0,000
H2O	-49,163	0,00	0	0,000
CO	34,990	#####	0	0,000
H2	243,152	1,4182E+243	0	0,000
O2	26,954	#####	0	0,000
Ethylene	7,371	23483851,78	0,00164845	0,000
1,2-Butadiene	-18,563	0,00	0	0,000
1-Butene	-14,356	0,00	0	0,000
MEA	-124,239	0,00	0,000	0,000
Total		1,00	735,675382	1,000

Perhitungan bubble point :

P = 22,00 bar = 2200 kPa

T = 68 °C = 341,62 K

Komponen	Pisat	x _i	K _i	y _i
CO2	15251,51	0,000	6,93250433	0,00
N2	16999474	0,000	7727,03346	0,00
CH4	151887,1	0,000	69,0396085	0,00

C2H2	11992,98	0,000	5,45135638	0,00
C2H6	9604,454	0,000	4,36566109	0,00
C3H6	2984,806	0,000	1,35673022	0,00
C3	2512,071	0,810	1,14185035	0,92
i-C4	1038,126	0,087	0,47187552	0,04
n-C4	777,4974	0,091	0,3534079	0,03
i-C5	344,5686	0,008	0,15662211	0,00
n-C5	270,7377	0,004	0,12306258	0,00
n-C6+	98,92026	0,000	0,04496376	0,00
H2O	29,19188	0,000	0,01326904	0,00
CO	17344201	0,000	7883,72787	0,00
H2	6,14E+34	0,000	2,7918E+31	0,00
O2	741865,7	0,000	337,211673	0,00
Ethylene	18304,48	0,000	8,32021913	0,00
1,2-Butadiene	587,6393	0,000	0,26710875	0,00
1-Butene	923,5146	0,000	0,41977938	0,00
MEA	0,010366	0,000	4,7118E-06	0,00
Total		1,000		1,00

Perhitungan Dew Point

P = 22,00 bar = 2.200 kPa

T = 79 °C = 352,03 K

Komponen	Pisat	y_i	K_i	x_i
CO2	18576,72	0	8,44396537	0
N2	28784574	0	13083,8973	0
CH4	190730,2	0	86,695557	0
C2H2	14589,39	8,4074E-05	6,6315403	1,27E-05
C2H6	11483,52	0	5,2197816	0
C3H6	3640,393	0	1,65472398	0
C3	3066,934	0,80984974	1,39406077	0,580929
i-C4	1296,575	0,08668787	0,5893521	0,14709
n-C4	982,7104	0,0908735	0,44668652	0,203439
i-C5	447,7195	0,0084596	0,20350888	0,041569
n-C5	356,2292	0,00384705	0,16192239	0,023759
n-C6+	136,2827	0,00019593	0,0619467	0,003163
H2O	45,2925	0	0,0205875	0
CO	30241212	0	13746,0054	0
H2	4,81E+36	0	2,1884E+33	0
O2	989616,4	0	449,825615	0
Ethylene	23188,76	2,2407E-06	10,540344	2,13E-07
1,2-Butadiene	754,5358	0	0,34297084	0
1-Butene	1161,696	0	0,52804352	0
MEA	0,024211	0	1,1005E-05	0
Total		1		0,999961

Distribusi komponen

Komponen	d_i	b_i	$x_{i,D}$	$x_{i,B}$		
CO2	0	0	0,0000	0,0000		

N2	0	0	0,0000	0,0000	0,0001038	0,0001
CH4	28,7699	0	0,0007	0,0000		
C2H2	1328,969	0,061851074	0,0332	0,0001		
C2H6	0	0	0,0000	0,0000		
C3H6	0	0	0,0000	0,0000		
C3	0,000509	595,7865134	0,0000	0,8098		
i-C4	5,31E-12	63,77413333	0,0000	0,0867		
n-C4	1,37E-14	66,853398	0,0000	0,0909		
i-C5	1,69E-22	6,223518903	0,0000	0,0085		
n-C5	3,82E-25	2,830178708	0,0000	0,0038		
n-C6+	9,49E-36	0,144139976	0,0000	0,0002		
H2O	0	0	0,0000	0,0000		
CO	0	0	0,0000	0,0000		
H2	0	0	0,0000	0,0000		
O2	0	0	0,0000	0,0000		
Ethylene	38711,93	0,001648449	0,9661	0,0000		
1,2-Butadiene	0	0	0,0000	0,0000		
1-Butene	0	0	0,0000	0,0000		
MEA	0	0	0,0000	0,0000		
Total	40069,67	735,6753818	1,0000	1,0000		

Menentukan Jumlah Plate Minimum dengan Metode Fenske

$$N_m = \frac{\log[(x_{LK}/x_{HK})_D(x_{HK}/x_{LK})_B]}{\log[\alpha_L]_{av}}$$

$$\begin{aligned} \alpha_{top} &= 6 \\ \alpha_{bottom} &= 5 \\ \alpha_{avg} &= 6 & \text{Log } \alpha_{avg} &= 1 \\ N_m &= 10,69 \\ N_m &= 11 \end{aligned}$$

Mengetahui kondisi Feed

$$\begin{aligned} P &= 24,0 \text{ bar} = 2400 \text{ kPa} \\ T &= -18 \text{ }^\circ\text{C} = 255 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	zi	Ki	yi
CO2	0,00000	0,8352	0,000
N2	0,00000	159,4027529	0,000
CH4	0,00071	9,79748428	0,001
C2H2	0,03257	0,664811038	0,028
C2H6	0,00000	0,62694339	0,000
C3H6	0,00000	0,136040313	0,000
C3	0,01460	0,109204244	0,004
i-C4	0,00156	0,032316406	0,000
n-C4	0,00164	0,020540185	0,000
i-C5	0,00015	0,006220427	0,000
n-C5	0,00007	0,004170002	0,000
n-C6+	0,00000	0,000827476	0,000
H2O	0,00000	6,13416E-05	0,000

CO	0,00000	136,493995	0,000
H2	0,00000	6,85396E+17	0,000
O2	0,00000	33,80403383	0,000
Ethylene	0,94870	1,126907503	0,982
1,2-Butadiene	0,00000	0,012468236	0,000
1-Butene	0,00000	0,025887193	0,000
MEA	0,00000	1,33363E-10	0,000
Total	1		1

yi diperoleh dengan perhitungan flash calculation

$$\sum_i y_i = \sum_i \frac{Z_i(K_i)}{1 + V(K_i - 1)} = 1$$

Fraksi V = 0,700 sehingga feed adalah campuran liquid dan vapor

Maka, didapatkan nilai q = 0,30

Perhitungan Refluks Minimum

T = 23 °C = 295,70 K

P = 21,0 bar = 2.100 kPa

Komponen	x _f	x _{Di}	K _i	α _i	α _i ·x _f /α _i -θ	α _i ·x _{Di} /α _i -θ
CO2	0,0000	0,0000	2,78E+00	7	0,00	0,00
N2	0,0000	0,0000	9,55E+02	2.242	0,00	0,00
CH4	0,0007	0,0007	2,70E+01	63	0,00	0,00
C2H2	0,0326	0,0332	2,20E+00	5	0,04	0,06
C2H6	0,0000	0,0000	1,90E+00	4	0,00	0,00
C3H6	0,0000	0,0000	5,15E-01	1	0,00	0,00
C3	0,0146	0,0000	4,26E-01	1	-0,15	0,00
i-C4	0,0016	0,0000	1,53E-01	0	0,00	0,00
n-C4	0,0016	0,0000	1,07E-01	0	0,00	0,00
i-C5	0,0002	0,0000	4,03E-02	0	0,00	0,00
n-C5	0,0001	0,0000	2,95E-02	0	0,00	0,00
n-C6+	0,0000	0,0000	8,29E-03	0	0,00	0,00
H2O	0,0000	0,0000	1,30E-03	0	0,00	0,00
CO	0,0000	0,0000	8,75E+02	2.054	0,00	0,00
H2	0,0000	0,0000	6,03E+23	#####	0,00	0,00
O2	0,0000	0,0000	1,06E+02	248	0,00	0,00
Ethylene	0,9487	0,9661	3,27E+00	8	1,11	1,42
1,2-Butadiene	0,0000	0,0000	7,34E-02	0	0,00	0,00
1-Butene	0,0000	0,0000	1,31E-01	0	0,00	0,00
MEA	0,0000	0,0000	4,88E-08	0	0,00	0,00
Total	1,0000	1,0000			1,00	1,49

Menghitung refluks minimum menggunakan persamaan 11.7-19 dan 11.7-20

(Geankoplis, fourth edition)

θ (trial) = 1,1

$$1 - q = \sum \frac{\alpha_i x_{if}}{\alpha_i - \theta}$$

$$R_{\infty} + 1 = \sum \frac{\alpha_i x_{iD}}{\alpha_i - \theta}$$

$$R_{min} = \frac{1}{\alpha_i - \theta}$$

$$\begin{aligned} R_{min} &= 0,49 \\ R &= 1,5 \times R_{min} \\ &= 0,73 \\ R/R+1 &= 0,421 \\ R_{min}/R_{min}+1 &= 0,327 \end{aligned}$$

Jumlah Plate Teoritis, dengan Metode Gillard (Van Winkel, pages 241-243)

dari Figure 11.7.3 Geankoplis, dengan harga

$$\begin{aligned} R/R+1 &= 0,421 \\ R_{min}/R_{min}+1 &= 0,327 \\ \text{diperoleh } N_{min}/N &= 0,15 \end{aligned}$$

$$\text{Jumlah Plate Teoritis (N)} = 73$$

Penentuan Letak Feed Plate dengan Metode Kirkbride

$$\log \frac{N_e}{N_s} = 0,206 \log \left[\left(\frac{x_{hf}}{x_{lf}} \right) \frac{W}{D} \left(\frac{x_{LW}}{x_{HD}} \right)^2 \right] \quad \text{Persamaan 11.7-21}$$

Geankoplis 4th ed

dimana :

Ne = jumlah plate teoritis bagian atas
Ns = jumlah plate teoritis bagian bawah

$$\log (N_e/N_s) = 1,2882 = 1792497$$

$$(N_e/N_s) = 19,4184$$

$$N_e + N_s = N$$

sehingga,

$$N_s = 4$$

$$N_e = 70$$

Feed masuk pada tray ke -70 dari atas

Komponen	Masuk (33)		Keluar (34)	
	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)	Fraksi Mol	(kmol/h)
CO ₂	0,0000	0,000	0,0000	0,000
N ₂	0,0000	0,000	0,0000	0,000
CH ₄	0,0001	460,318	0,0004	460,318
C ₂ H ₂	0,0051	34554,806	0,0309	34553,198
C ₂ H ₆	0,0000	0,000	0,0000	0,000
C ₃ H ₆	0,0000	0,000	0,0000	0,000
C ₃	0,0039	26214,629	0,0000	0,022
i-C ₄	0,0006	3698,900	0,0000	0,000
n-C ₄	0,0006	3877,497	0,0000	0,000
i-C ₅	0,0001	448,093	0,0000	0,000
n-C ₅	0,0000	203,773	0,0000	0,000
n-C ₆₊	0,0000	12,396	0,0000	0,000
H ₂ O	0,0000	0,000	0,0000	0,000

CO	0,0000	0,000	0,0000	0,000
H ₂	0,0000	0,000	0,0000	0,000
O ₂	0,0000	0,000	0,0000	0,000
Ethylene	0,1612	1083934,078	0,9687	1083934,032
1,2-Butadiene	0,0000	0,000	0,0000	0,000
1-Butene	0,0000	0,000	0,0000	0,000
MDEA	0,0000	0,000	0,0000	0,000
Total	0,1716	1153404,491	1,0000	1118947,571
Komponen	Keluar (35)			
	Fraksi Mol	(kmol/h)		
CO ₂	0,0000	0,000		
N ₂	0,0000	0,000		
CH ₄	0,0000	0,000		
C ₂ H ₂	0,0000	1,608		
C ₂ H ₆	0,0000	0,000		
C ₃ H ₆	0,0000	0,000		
C ₃	0,7608	26214,607		
i-C ₄	0,1073	3698,900		
n-C ₄	0,1125	3877,497		
i-C ₅	0,0130	448,093		
n-C ₅	0,0059	203,773		
n-C ₆₊	0,0004	12,396		
H ₂ O	0,0000	0,000		
CO	0,0000	0,000		
H ₂	0,0000	0,000		
O ₂	0,0000	0,000		
Ethylene	0,0000	0,046		
1,2-Butadiene	0,0000	0,000		
1-Butene	0,0000	0,000		
MDEA	0,0000	0,000		
Total	1,0000	34456,920		

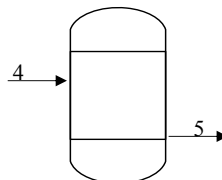
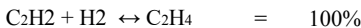
29. Hydrogenation Reactor (R-102)

Fungsi: Menghidrogenasi asethylene menjadi gas *ethylene*

Arus 34: Arus Masuk Hydrogenation Reactor

Arus 36 : Keluar Reactor Hidrogenasi

Reaksi utama:



Tabel A.70 Neraca Massa Hydrogenation Reactor (R-102)

Komponen	Feed Dehydrogenation (4)		Keluar (5)	
	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)
CO ₂	0,0000	0,000	0,0000	0,000

N ₂	0,0000	0,000	0,0000	0,000
CH ₄	0,0004	460,318	0,0004	460,318
C ₂ H ₂	0,0309	34553,198	0,0000	0,000
C ₂ H ₆	0,0000	0,000	0,0000	0,000
C ₃ H ₆	0,0000	0,000	0,0000	0,000
C ₃	0,0000	0,022	0,0000	0,022
i-C ₄	0,0000	0,000	0,0000	0,003
n-C ₄	0,0000	0,000	0,0000	0,000
i-C ₅	0,0000	0,000	0,0000	0,000
n-C ₅	0,0000	0,000	0,0000	0,000
n-C ₆₊	0,0000	0,000	0,0000	0,000
H ₂ O	0,0000	0,000	0,0000	0,000
CO	0,0000	0,000	0,0000	0,000
H ₂	0,0000	0,000	0,0000	0,000
O ₂	0,0000	0,000	0,0000	0,000
Ethylene	0,9687	1083934,032	0,9996	1121145,168
1,2-Butadiene	0,0000	0,000	0,0000	0,000
1-Butene	0,0000	0,000	0,0000	0,000
MEA	1,0000	0,000	0,0000	0,000
Total	1,0000	1118947,571	1,0000	1121605,512
Komponen	Feed Hidrogen (4)			
	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)		
CO ₂	0,0000	0,000		
N ₂	0,0000	0,000		
CH ₄	0,0000	0,000		
C ₂ H ₂	0,0000	0,000		
C ₂ H ₆	0,0000	0,000		
C ₃ H ₆	0,0000	0,000		
C ₃	0,0000	0,000		
i-C ₄	0,0000	0,000		
n-C ₄	0,0000	0,000		
i-C ₅	0,0000	0,000		
n-C ₅	0,0000	0,000		
n-C ₆₊	0,0000	0,000		
H ₂ O	0,0000	0,000		
CO	0,0000	0,000		
H ₂	1,0000	2657,938		
O ₂	0,0000	0,000		
Ethylene	0,0000	0,000		
1,2-Butadiene	0,0000	0,000		
1-Butene	0,0000	0,000		
MEA	0,0000	0,000		
Total	1,0000	2657,938		

Reaksi utama tangki Dehidrogenation Reactor :

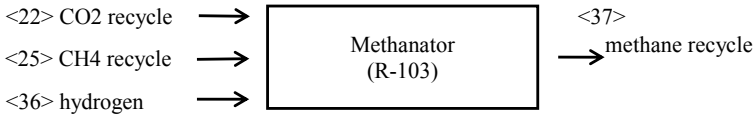
Reaksi : Konversi C₂H₆ = 1,00

C₂H₆ yang bereaksi = 1,00 x 1329 = 1329 kgmole/h

	C2H2	+	H2	=	C2H4	+	H2
m	1329		excess				
r	1329		1329		1329		
s	0		1329		1329		

30. REAKTOR METHANATOR (R-103)

Fungs Mengkonversikan karbon (karbon dioksida dan karbon monoksida) dan hidrogen menjadi metana dan air



Ketentuan dan kondisi operasi:

1. Tekanan = 7 bar
2. Suhu operasi = 300 °C
3. pH operasi = 6
4. Waktu tinggal = 0,0330 jam

Berat molekul komponen :

Metana	=	16,0429
Hydrogen	=	2,016
CO	=	28,0109
CO2	=	44,0097
H2O	=	18,0151

Kandungan CO2 Recycle <88>

Mass Flow	=	123302,41	kg/h
CO2	=	CO2	
	=	0,2871	fraksi massa
	=	0,2871	x 17173
	=	4930	kg/h
	=	4930	: 44,0097
	=	112,0	kgmole/h
CO	=	CO	
	=	0,0000	fraksi massa
	=	0,0000	x 123302
	=	0	kg/h
	=	0	: 28,0109
	=	0	kgmole/h
CH4	=	CH4	
	=	0,0075	fraksi massa
	=	0,0075	x 128
	=	0,9540804	kg/h
	=	0,9540804	: 16,0429
	=	0,0595	kgmole/h
H2O	=	H2O	
	=	0,0036	fraksi massa
	=	0,0036	x 62
	=	0,2204933	kg/h
	=	0,2204933	: 18,0151
	=	0,0122394	kgmole/h

Kandungan CH4 Recycle

Mass Flow	= 0,00	kg/h	Mass Flow	=	kg/h
CO2	= CO2 di aliran		H2	= H2	
	= 0,0000	fraksi massa		= 1,0000	fraksi massa
	= 0,0000	x 0		= 1,0000	x 951464,3
	= 0	kg/h		= 951464	kg/h
	= 0	: 44,0097		= 951464	: 2
	= 0	kgmole/h		= 471957	kgmole/h
CO	= CO di aliran <89>				
	= 0,0000	fraksi massa			
	= 0,0000	x 0			
	= 0	kg/h			
	= 0	: 28,0109			
	= 0	kgmole/h			
CH4	= CH4				
	= 0,8290	fraksi massa			
	= 0,8290	x 4616295			
	= 3826679,9	kg/h			
	= 3826679,9	: 16,0429			
	= 238527,94	kgmole/h			
H2O	= H2O				
	= 0,0000	fraksi massa			
	= 0,0000	x 0			
	= 0	kg/h			
	= 0	: 18,0151			
	= 0	kgmole/h			

Reaksi utama tangki Methanator :

Reaksi 1 Konversi CO2 = 1,00

CO2 yang bereaksi = 1,00 x 112,0 = 112,02 kgmole/h

$$\text{CO}_2 + 4 \text{H}_2 = \text{CH}_4 + 2 \text{H}_2\text{O}$$

m	112,0207591	Excess		
r	112,0207591	448,0830362	112,020759	224,041518
s	0	448,0830362	112,020759	224,041518

Reaksi 2 Konversi CO = 1

CO yang bereaksi = 1 x 0,0000 = 0,0000

$$\text{CO} + 3 \text{H}_2 = \text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O}$$

m	0	excess		
r	0	0	0	0
s	0	0	0	0

CH4 yang terbentuk = 112,02076 x 16,0429
= 1797,1 kg/h

H2O yang terbentuk = 224,0415 x 18,0151
= 4036,130 kg/h

H2 yang dibutuhkan = 448,1 + 0

$$= 448,0830 \text{ kgmole/h}$$

$$= 448,1 \times 2,016$$

$$= 903,3354 \text{ kg/h}$$

Tabel A.70 Neraca Massa Methanation Reactor (R-102)

Komponen	CO2 Recy (4)		Keluar (5)	
	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)
CO ₂	0,2871	4930,000	0,0000	0,000
N ₂	0,0000	0,000	0,0000	0,000
CH ₄	0,0075	128,000	4,1175	4618220,344
C ₂ H ₂	0,0000	0,000	0,0000	0,032
C ₂ H ₆	0,0001	2,000	0,0000	2,000
C ₃ H ₆	0,0000	0,000	0,0000	0,000
C ₃	0,0000	0,022	0,0000	0,022
i-C ₄	0,0000	0,000	0,0000	0,000
n-C ₄	0,0000	0,000	0,0000	0,000
i-C ₅	0,0027	46,000	0,0000	46,000
n-C ₅	0,0000	0,000	0,0000	0,000
n-C ₆₊	0,0000	0,000	0,0000	0,000
H ₂ O	0,0036	61,534	0,0037	4097,664
CO	0,0000	0,000	0,0000	0,000
H ₂	0,0000	0,000	0,8475	950560,974
O ₂	0,0000	0,000	0,0000	0,000
Ethylene	0,6991	12005,000	0,0117	13088,934
1,2-Butadiene	0,0000	0,000	0,0000	0,000
1-Butene	0,0000	0,000	0,0000	0,000
MEA	0,0000	0,000	0,0000	0,000
Total	1,0000	17172,556	1,0000	5586015,970
Komponen	Methane Recycle (4)			
	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)		
CO ₂	0,0000	0,000		
N ₂	0,0000	0,000		
CH ₄	0,8290	4616295,206		
C ₂ H ₂	0,0000	0,032		
C ₂ H ₆	0,0000	0,000		
C ₃ H ₆	0,0000	0,000		
C ₃	0,0000	0,000		
i-C ₄	0,0000	0,000		
n-C ₄	0,0000	0,000		
i-C ₅	0,0000	0,000		
n-C ₅	0,0000	0,000		
n-C ₆₊	0,0000	0,000		
H ₂ O	0,0000	0,000		
CO	0,0000	0,000		
H ₂	0,1709	951464,309		
O ₂	0,0000	0,000		
Ethylene	0,0002	1083,934		
1,2-Butadiene	0,0000	0,000		

1-Butene	0,0000	0,000
MEA	0,0000	0,000
Total	1,0000	5568843,481

1,542	4
0	-3

0,664	4
0,136	-3

APPENDIKS B

PERHITUNGAN NERACA ENERGI

Data-data operasi:

1 Tahun = 330 hari

1 Hari = 24 jam

Basis:

Ethylene = 600 KTPA Konversi = 60,70%

= 75,757576 ton/h Metana bereaksi = #REF! kmol/h

= 75757,576 kg/h = #REF! kg/h

= #REF! kmol/h Selectivity C₂₊ = 41,60%

Yield = 20,40% (mol) Ethylene/Ethane Ratio = 5,8

Metana masuk reaktor = #REF! kmol/h

OCM = #REF! kg/h

Metana pada gas alam sebesar 82,84% mol / 65,3% massa, sehingga:

Input NG = 18305,05 kmol/h

= 371,43 ton/h

Sehingga, *feed* gas alam yang masuk pada plant ini sebesar 435,81 ton/h

Tabel B.1. Komposisi dan properti dari *feed* gas alam (1):

Komponen	BM (kg/kmol)	Komposisi mol	Flowrate (kmol/h)	Flowrate (kg/h)
CO ₂	44	0,0558	1021,422	44942,559
N ₂	28	0,0125	228,813	6406,768
CH ₄	16	0,8284	15163,903	242622,455
C ₂ H ₂	26	0,0000	0,000	0,000
C ₂ H ₆	30	0,0485	887,795	26633,848
C ₃ H ₆	42	0,0000	0,000	0,000
C ₃	44	0,0354	647,999	28511,946
i-C ₄	58	0,0057	104,339	6051,650
n-C ₄	58	0,0077	140,949	8175,035
i-C ₅	72	0,0022	40,271	2899,520
n-C ₅	72	0,0017	31,119	2240,538
n-C ₆₊	86	0,0019	34,780	2991,045
H ₂ O	18	0,0002	3,661	65,953
CO	28	0,0000	0,000	0,000
H ₂	2	0,0000	0,000	0,000
O ₂	32	0,0000	0,000	0,000
Ethylene	28	0,0000	0,000	0,000
1,2-Butadiene	54	0,0000	0,000	0,000
1-Butene	56	0,0000	0,000	0,000
MDEA	119	0,0000	0,000	0,000
Total		1,0000	18305,050	371541,316
Properties				
Tekanan			56,86	bar
Suhu			40,00	Celcius
HHV (Higher Heating Value)			46518	Btu/scf
Z (Compressibility)			0,864	

Asumsikan ΔE_p , ΔE_k , dan W_s diabaikan pada perhitungan neraca energi, sehingga neraca panas dapat dihitung dengan cara:

$$H = H_0^{ig} + Cp^{ig} (T - T_{ref}) + H^R \quad (B.2)$$

Karena Higo = 0, sehingga persamaan (B.2) menjadi:

$$H = Cp^{ig} (T - T_{ref}) + H^R \quad (B.3)$$

Perhitungan neraca energi ini menggunakan:

$$T_{ref} = 25 \text{ Celcius} = 298,15 \text{ Kelvin}$$

$$R = 8,314 \text{ kJ/kmol.K}$$

Perhitungan Compressibility Factor (Z):

Tabel B.2. Tabel Properti dari Zat Murni

Komponen	BM (kg/kmol)	ω	T_c (K)	P_c (bar)	Z_c	V_c (cc/mol)	T_n (K)
CO ₂	44	0,224	304,2	73,83	0,274	94	
N ₂	28	0,038	126,2	34	0,289	89,2	77,3
CH ₄	16	0,012	190,6	45,99	0,286	98,6	111,4
C ₂ H ₂	26	0,187	308,2	61,39	0,271	113	189,4
C ₂ H ₆	30	0,1	305,3	48,72	0,279	145,5	184,6
C ₃ H ₆	42	0,14	364,9	46,2	0,289	188,4	225,5
C ₃	44	0,152	369,8	42,48	0,276	200	231,1
i-C ₄	58	0,181	408,1	36,48	0,282	262,7	261,4
n-C ₄	58	0,2	425,1	37,96	0,274	255	272,7
i-C ₅	72	0,233	461	33,8	0,278	306	297,9
n-C ₅	72	0,252	469,7	33,7	0,27	313	309,2
n-C ₆₊	86	0,301	507,6	30,25	0,266	371	341,9
H ₂ O	18	0,345	647,1	220,55	0,229	55,9	373,2
CO	28	0,048	132,9	3499	0,299	93,4	81,7
H ₂	2	-0,216	33,19	13,13	0,305	64,1	20,4
O ₂	32	0,022	154,6	50,43	0,288	73,4	90,2
Ethylene	28	0,087	282,3	50,4	0,281	131	169,4
1,2-Butadiene	54	0,1659	443,6	44,99	0,255	220	10,8
1-Butene	56	0,1845	419,5	40,23	0,278	241	-6,3
MDEA	119	0,996	676,9	37		0,37	247,1

$$T_r = \frac{T}{T_c} \quad (B.4)$$

$$P_r = \frac{P}{P_c} \quad (B.5)$$

Equation of State yang digunakan adalah Peng-Robinson (1976)

Tabel B.3. Parameter Equation of State Peng-Robinson

EoS	α	σ	ϵ	Ω	Ψ
PR (1976)	$\alpha_{PR}(T_r; \omega)$	2,4142136	-0,4142136	0,07779	0,45724

$$\alpha_{PR}(T_r; \omega) = [1 + (0.37464 + 154226\omega - 0.26992\omega^2)(1 - T_r^{0.5})]^2 \quad (B.6)$$

$$q = \frac{\Psi \alpha_{PR}(T_r; \omega)}{\Omega T_r} \quad (B.7)$$

$$r = \rho \frac{P_r}{\Omega} \quad (B.8)$$

$$p = \mu \overline{T_r}$$

Untuk perhitungan trial compressibility factor (Z) bagian saturated vapour:

$$Z = 1 + \beta - q\beta \frac{(Z - \beta)}{(Z + \varepsilon\beta)(Z + \sigma\beta)} \quad (\text{B.9})$$

Untuk perhitungan trial compressibility factor (Z) bagian saturated liquid:

$$Z = \beta + (Z + \varepsilon\beta)(Z + \sigma\beta) \left(\frac{1 + \beta - Z}{q\beta} \right) \quad (\text{B.10})$$

(Sumber: Smith Van Ness, 6th Edition)

Untuk menghitung entalpi residual:

$$B^0 = 0.083 - \frac{0.422}{T_r^{1.6}} \quad (\text{B.11})$$

$$\frac{dB^0}{dT_r} = \frac{0.675}{T_r^{2.6}} \quad (\text{B.12})$$

$$B^1 = 0.139 - \frac{0.172}{T_r^{4.2}} \quad (\text{B.13})$$

$$\frac{dB^1}{dT_r} = \frac{0.722}{T_r^{5.2}} \quad (\text{B.14})$$

$$H^R = P_r R T_c \left[B^0 - T_r \frac{dB^0}{dT_r} + \omega \left(B^1 - T_r \frac{dB^1}{dT_r} \right) \right] \quad (\text{B.15})$$

(Sumber: Smith Van Ness, 6th Edition)

Untuk menghitung nilai kapasitas panas gas:

$$\tau = \frac{T}{T_{Ref}} \quad (\text{B.16})$$

$$(Cp)_H = R \left[A + \frac{B}{2} T_0(\tau + 1) + \frac{C}{3} T_0^2(\tau^2 + \tau + 1) + \frac{D}{\tau T_0^2} \right] \quad (\text{B.17})$$

Tabel B.4. Konstanta Perhitungan Kapasitas Panas Gas Tiap Zat

Komponen	A	B	C	D
CO ₂	5,45700	0,00105	0	-115700
N ₂	3,28000	0,00059	0	4000
CH ₄	1,70200	0,00908	-2,2E-06	0
C ₂ H ₂	6,13200	0,00192	0,0E+00	-129900
C ₂ H ₆	1,13100	0,01923	-5,6E-06	0
C ₃ H ₆	1,63700	0,02271	-6,9E-06	0
C ₃	1,21300	0,02879	-8,8E-06	0
i-C ₄	1,67700	0,03785	-1,2E-05	0
n-C ₄	1,93500	0,03692	-1,1E-05	0
i-C ₅	2,46400	0,04535	-1,4E-05	0
n-C ₅	2,46400	0,04535	-1,4E-05	0
n-C ₆₊	3,02500	0,05372	-1,7E-05	0
H ₂ O	3,47000	0,00145	0	12100
CO	3,37600	0,00056	0	-3100
H ₂	3,24900	0,00042	0	8300
O ₂	3,63900	0,00051	0	-22700
Ethylene	1,42400	0,01439	-4,39E-06	0
1,2-Butadiene				
1-Butene				
MDEA				

(Sumber: Smith Van Ness, 6th Edition)

Untuk menghitung nilai kapasitas panas liquid:

$$(Cp) = \left[A(T - T_0) + \frac{B}{2}(T^2 - T_0^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_0^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_0^4) + \frac{E}{5}(T^5 - T_0^5) \right] \quad (\text{B.18})$$

Tabel B.5. Konstanta Perhitungan Kapasitas Panas Liquid Tiap Zat

Komponen	A	B	C	D	E
CO ₂	-8304300	104370,00	-433,33	0,60052	0
N ₂	28197,000	-12281,00	248,00	-2,21820	0,0074902
CH ₄	65,708	38883,00	-257,95	614,07000	0
C ₂ H ₂	-122020,000	3082,70	-15,90	0,02773	0
C ₂ H ₆	44,009	89718,00	918,77	-1886,00000	0
C ₃ H ₆	114140,000	-343,72	1,01	0,00000	0
C ₃	62,983	113630,00	633,21	-873,46000	0
i-C ₄	172370,000	-1783,90	14,759	-0,047909	0,00005805
n-C ₄	191030,000	-1675,00	12,5	-0,03874	0,00004612
i-C ₅	108300,000	146,00	-0,292	0,00151	0
n-C ₅	15980,000	-270,50	0,99537	0	0
n-C ₆₊	172120,000	-183,78	0,88734	0	0
H ₂ O	276370,000	-2090,10	8,125	-0,014116	0,00000937
CO					
H ₂					
O ₂					
Ethylene					
1,2-Butadiene					
1-Butene					
MDEA					

(Sumber: Perry's Chemical Engineers' Handbook, 8th Edition)

Cp = Kapasitas panas (kJ/kmol)

Untuk menghitung panas penguapan:

$$\Delta H_{lv} = C1x(1 - T_r)^{C2+C3 T_r+C4 T_r^2} \quad (\text{B.19})$$

Dengan:

ΔH_{lv} = Enthalpi Penguapan (kJ/kmol)

Tabel B.6. Konstanta Perhitungan Entalpi Penguapan

Komponen	C1	C2	C3	C4
CO ₂	21730000	0,38200	-0,43390	0,42213
N ₂	7490500	0,40406	-0,31700	0,27343
CH ₄	10194000	0,26087	-0,46940	0,22154
C ₂ H ₂	23214000	0,35938	0,00000	0,00000
C ₂ H ₆	21091000	0,60646	-0,55492	0,32799
C ₃ H ₆	25216000	0,33721	-0,18399	0,22377
C ₃	29209000	0,78237	-0,77319	0,39246
i-C ₄	31880000	0,39006	0	0
n-C ₄	36238000	0,83370	-0,82274	0,39613
i-C ₅	39109000	0,38681	0	0
n-C ₅	39109000	0,38681	0	0

n-C ₆₊	44544000	0,39002	0	0
H ₂ O	52053000	0,31990	-0,212	0,25795
CO				
H ₂				
O ₂				
Ethylene				
1,2-Butadiene				
1-Butene				
MDEA				

(Sumber: Perry's Chemical Engineers' Handbook, 8th Edition)

Pada kondisi T_{ref}:

Tabel B.7. Entalpi Penguapan Saat Kondisi T_{ref}

Komponen	T _c	T _{rref}	ΔH _{lvref}
CO ₂	304,20	0,98	5257153,127
N ₂	126,20	2,36	10794654,38
CH ₄	190,60	1,56	9801048,865
C ₂ H ₂	308,20	0,97	6783779,876
C ₂ H ₆	305,30	0,98	5115276,667
C ₃ H ₆	364,90	0,82	14243085,5
C ₃	369,80	0,81	14803566,43
i-C ₄	408,10	0,73	19113987,94
n-C ₄	425,10	0,70	20998093,18
i-C ₅	461,00	0,65	26150029,37
n-C ₅	469,70	0,63	26489543,61
n-C ₆₊	507,60	0,59	31539110,29
H ₂ O	647,10	0,46	43868936,89
CO	132,90	2,24	0
H ₂	33,19	8,98	0
O ₂	154,60	1,93	0
Ethylene	282,30	1,06	0
1,2-Butadiene	443,60	0,67	0
1-Butene	419,50	0,71	0
MDEA	676,90	0,44	0

Untuk mendapatkan ΔH_{lvreal}:

$$\frac{\Delta H_{lvreal}}{\Delta H_{lvref}} = \left(\frac{1 - T_{rreal}}{1 - T_{rref}} \right)^{0.38} \quad (\text{B.20})$$

Dengan bantuan software HYSYS, perhitungan kapasitas panas dapat dihitung dengan menggunakan cara diatas. Sehingga persamaan neraca panas menjadi:

$$H = m H_m$$

Dengan:

H = Laju alir panas (kJ/h)

m = Laju alir massa (kg/h)

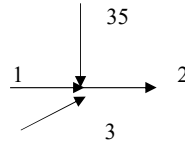
H_m = Enthalpi massa (kJ/kg)

1. Mixing Point I

Tempat bercampurnya feed O₂, Sales Gas dan Methane Recycle Sebelum masuk OCM Reactor

sebelum dipanaskan pada suhu sekitar 400 celcius untuk masuk ke reaktor C suhu dan tekanan arus (2) tidak sama dengan arus (1) dan arus (3)

T_{in} = 30,00 Celcius = 303,15 Kelvin
 T_{out} = 400,00 Celcius = 673,15 Kelvin
 P_{in} = 20,00 bar
 P_{out} = 20.04 bar



Tabel B.8. Neraca Panas Mixing Point I

Inlet		Outlet	
Arus	1	Arus	2
m (kg/h)	86050,000	m (kg/h)	270510,000
H _m (kJ/kg)	-4018,594	H _m (kJ/kg)	-1549,407
H (kJ/h)	-345800000,000	H (kJ/h)	-419130000,000
Arus	35	Total	-419130000,000
m (kg/h)	34460,000		
H _m (kJ/kg)	-3705,746		
H (kJ/h)	-127700000,000		
Arus	4		
m (kg/h)	150000,000		
H _m (kJ/kg)	362,467		
H (kJ/h)	54370000,000		
Total	-419130000,000		

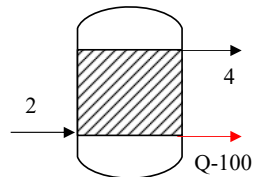
1. Output OCM Reactor

Setelah semua feed dicampur dan dipanaskan sebelum masuk OCM Reactor Output yang keluar dari reactor yang semula bersuhu 400 menjadi sekitar 1200 celcius

OCM Reactor (R-100)

T₂ = 400,00 Celcius = 673,15 Kelvin
 T₄ = 1240,00 Celcius = 1513,15 Kelvin

P₂ = 7 bar
 P₄ = 21 bar



Tabel B.9. Neraca Panas OCM Reactor

Inlet		Outlet	
Arus	2	Arus	4
m (kg/h)	270510,000	m (kg/h)	270510,000
H _m (kJ/kg)	-1549,407	H _m (kJ/kg)	-4932,000
H (kJ/h)	-419130000,000	H (kJ/h)	-1334155320
Total	-419130000,000	Arus	Q-410

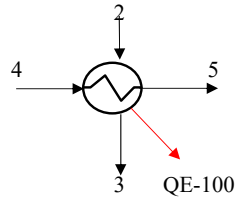
Q	915025320,000
Total	-419130000,000

2. HE-100

Gas yang keluar dari OCM Reactor didinginkan pada HE dengan Panas pada Preheated Sales gas dan O2 diawal

T4	=	30,00	Celcius	=	303,15	Kelvin
T5	=	400,00	Celcius	=	673,15	Kelvin
T2	=	1140,00	Celcius	=	1413,15	Kelvin
T3	=	942,80	Celcius	=	1215,95	Kelvin

P4	=	20,000	bar	P2	=	7,000	bar
P5	=	20,20	bar	P3	=	6,80	bar



Tabel B.10. Neraca Panas HE-100

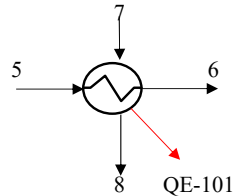
Inlet		Outlet	
Arus	4	Arus	2
m (kg/h)	215100000,000	m (kg/h)	294800,000
H _m (kJ/kg)	-5,030	H _m (kJ/kg)	-3051,560
H (kJ/h)	-1082000000,000	H (kJ/h)	-899600000,000
Arus	5	Arus	3
m (kg/h)	215100,000	m (kg/h)	294800,000
H _m (kJ/kg)	-4022,780	H _m (kJ/kg)	-383310,719
H (kJ/h)	-865300000,000	H (kJ/h)	-1,13E+11
Total	-1947300000,000	Total	-1,139E+11

3. HE-101

Gas yang keluar dari OCM Reactor didinginkan pada HE dengan Panas pada Preheated Sales gas dan O2 diawal

T5	=	942,00	Celcius	=	1215,15	Kelvin
T6	=	915,70	Celcius	=	1188,85	Kelvin
T7	=	1140,00	Celcius	=	1413,15	Kelvin
T8	=	942,80	Celcius	=	1215,95	Kelvin

P5	=	6,800	bar	P7	=	20,000	bar
P6	=	6,60	bar	P8	=	20,20	bar



Tabel B.11. Neraca Panas HE-101

Inlet		Outlet	
Arus	5	Arus	7
m (kg/h)	105700,000	m (kg/h)	10570,000
H _m (kJ/kg)	-10804,163	H _m (kJ/kg)	27,540
H (kJ/h)	-1142000000,000	H (kJ/h)	291100,000
Arus	6	Arus	8
m (kg/h)	105700,000	m (kg/h)	10570,000
H _m (kJ/kg)	-10690,634	H _m (kJ/kg)	2732,261
H (kJ/h)	-1130000000,000	H (kJ/h)	28880000,000
Total	-2272000000,000	Total	29171100,000

3. Dehydrogenation Reactor

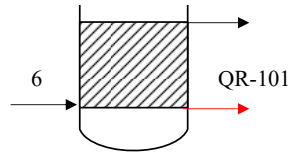
Setelah Melalui HE Series sales gas dialirkan pada



Dehydrogenation Reactor dengan tujuan mendehidrogenasi Etana menjadi ethylene dan hidrogen

T5 = 915,70 Celcius = 1188,85 Kelvin
 T6 = 899,20 Celcius = 1172,35 Kelvin

P5 = 6,600 bar
 P6 = 6,60 bar



Tabel B.12. Neraca Panas Dehydrogenation Reactor

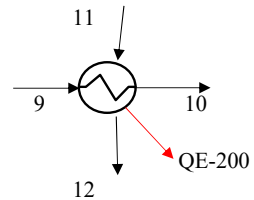
Inlet		Outlet	
Arus	6	Arus	9
m (kg/h)	294800,000	m (kg/h)	294800,000
H _m (kJ/kg)	-3873,813	H _m (kJ/kg)	-3873,813
H (kJ/h)	-1142000000,000	H (kJ/h)	-1142000000
Total	-1142000000,000	Total	-1142000000

3. HE 200

Setelah Melalui dehydrogenation reaktor sales gas mengalami Penukaran panas dengan condensate yaitu komponen c3+ Untuk dipanaskan lebih lanjut supaya bisa digunakan pada pengolahan lanjut

T9 = 899,20 Celcius = 1172,35 Kelvin
 T10 = 898,30 Celcius = 1171,45 Kelvin
 T11 = 109,00 Celcius = 382,15 Kelvin
 T12 = 500,00 Celcius = 773,15 Kelvin

P9 = 6,600 bar P11 = 22,000 bar
 P10 = 6,20 bar P12 = 22,50 bar



Tabel B.13. Neraca Panas HE-200

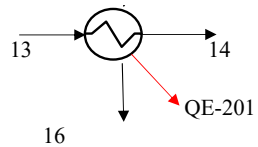
Inlet		Outlet	
Arus	9	Arus	11
m (kg/h)	294800,000	m (kg/h)	643,700
H _m (kJ/kg)	-3873,813	H _m (kJ/kg)	-2342,706
H (kJ/h)	-1142000000,000	H (kJ/h)	-1508000,000
Arus	10	Arus	12
m (kg/h)	294800,000	m (kg/h)	643,700
H _m (kJ/kg)	-3877,205	H _m (kJ/kg)	-957,900
H (kJ/h)	-1143000000,000	H (kJ/h)	-616600,000
Total	-2285000000,000	Total	-2124600,000
		Arus	QE-200
		H (kJ/h)	-2282875400,000

4. HE 201

Setelah Melalui HE-200 sales gas mengalami pendinginan



melalui Penukaran panas dengan Ethane Recycle untuk dipanaskan
Masuk ke dehidrogenation reactor



T13 = 898,30 Celcius = 1171,45 Kelvin
 T14 = 690,90 Celcius = 964,05 Kelvin
 T15 = -105,10 Celcius = 168,05 Kelvin
 T16 = 300,00 Celcius = 573,15 Kelvin

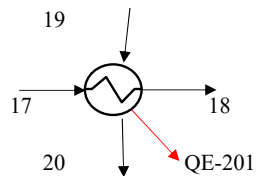
P13 = 6,200 bar P15 = 22,000 bar
 P14 = 5,80 bar P16 = 21,00 bar

Tabel B.14. Neraca Panas HE-201

Inlet		Outlet	
Arus	13	Arus	15
m (kg/h)	294800,000	m (kg/h)	148300,000
H _m (kJ/kg)	-3877,205	H _m (kJ/kg)	-5345,246
H (kJ/h)	-1143000000,000	H (kJ/h)	-792700000,000
Arus	14	Arus	16
m (kg/h)	294800,000	m (kg/h)	148300,000
H _m (kJ/kg)	-4582,768	H _m (kJ/kg)	-4,158
H (kJ/h)	-1351000000,000	H (kJ/h)	-616600,000
Total	-2494000000,000	Total	-793316600,000
		Arus	QE-201
		H (kJ/h)	-1700683400,000

5. HE-202

Setelah Melalui HE-201 sales gas mengalami
melalui Penukaran panas dengan Methane Recycle untuk dipanaskan
Masuk ke OCM reactor dan Methanator



T17 = 690,90 Celcius = 964,05 Kelvin
 T18 = 594,20 Celcius = 867,35 Kelvin
 T19 = 237,20 Celcius = 510,35 Kelvin
 T20 = 300,00 Celcius = 573,15 Kelvin

P17 = 5,800 bar P19 = 29,000 bar
 P18 = 5,00 bar P20 = 29,80 bar

Tabel B.15. Neraca Panas HE-202

Inlet		Outlet	
Arus	17	Arus	19
m (kg/h)	294800,000	m (kg/h)	650100,000
H _m (kJ/kg)	-4582,768	H _m (kJ/kg)	-8703,276
H (kJ/h)	-1351000000,000	H (kJ/h)	-5658000000
Arus	18	Arus	20
m (kg/h)	294800,000	m (kg/h)	650100,000
H _m (kJ/kg)	-4891,452	H _m (kJ/kg)	-8563,298
H (kJ/h)	-1442000000,000	H (kJ/h)	-5567000000

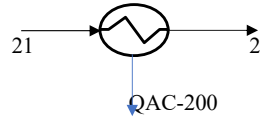
Total	-2793000000,000	Total	-11225000000
		Arus	QE-201
		H (kJ/h)	8432000000,000

6. Air Cooler AC-200

Mendinginkan sales gas pada temperatur antara 32 - 45

Derajat celcius

T21 = 594,20 Celcius = 867,35 Kelvin
T22 = 45,00 Celcius = 318,15 Kelvin



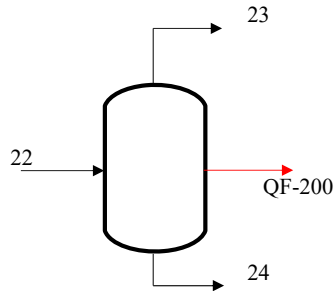
P21 = 5,000 bar
P22 = 4,00 bar

Tabel B.16. Neraca Panas AC-200

Arus	21	Arus	22
m (kg/h)	294800,000	m (kg/h)	294800,000
H _m (kJ/kg)	-4891,452	H _m (kJ/kg)	-18883,989
H (kJ/h)	-1442000000,000	H (kJ/h)	-5567000000
Total	-1442000000,000	Total	-2004000000
		Arus	QAC-200
		H (kJ/h)	562000000,000

7. Flash Separator (F-200)

T22 = 45,00 Celcius = 318,15 Kelvin
T23 = 45,00 Celcius = 318,15 Kelvin
T24 = 45,00 Celcius = 318,15 Kelvin
P22 = 4,00 bar
P23 = 4 bar
P24 = 4 bar

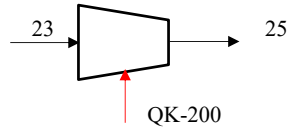


Tabel B.17 Flash Separator (F-510)

Inlet		Outlet	
Arus	22	Arus	23
m (kg/h)	294800,000	m (kg/h)	231490,000
H _m (kJ/kg)	-6797,829	H _m (kJ/kg)	-5013,000
H (kJ/h)	-2004000000,000	H (kJ/h)	-1004000000
		Arus	24
		m (kg/h)	63310,000
		H _m (kJ/kg)	-12030,000
		H (kJ/h)	-1000000000
		Arus	QF-200
		Q (kJ/h)	0,000
Total	-2004000000,000	Total	-2004000000

8. Compressor (K-200)

$T_{in} = 45,00$ Celcius = 318,15 Kelvin
 $T_{out} = 112,50$ Celcius = 385,65 Kelvin
 $P_{in} = 4,000$ bar
 $P_{out} = 8$ bar
 $C_p = 2352,6328$ kJ/kmol.K
 $C_v = 1897,3773$ kJ/kmol.K



$$k = \frac{C_p}{C_v} \quad (B.26)$$

$k = 1,240$

Asumsikan efisiensi sebesar 80%, sehingga:

$\eta_s = 0,8$

$$T_2 = T_1 \left[1 + \left(\frac{1}{\eta_s} \right) \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{(k-1)/k} - 1 \right] \right] \quad (B.22)$$

(Sumber: Walas, Hal 161)

$T_2 = 102,08$ Celcius = 375,23 Kelvin

Tabel B.18. Neraca Panas Compressor (K-200)

Inlet		Outlet	
Arus	23	Arus	25
m (kg/h)	231500,000	m (kg/h)	231500,000
H _m (kJ/kg)	-4336,933	H _m (kJ/kg)	-4200,864
H (kJ/h)	-1004000000,000	H (kJ/h)	-972500000,000
Arus	QK-200		
Q (kJ/h)	315000000,000		
Total	-972500000,000	Total	-972500000,000

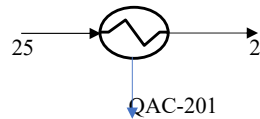
9. Air Cooler AC-201

Mendinginkan sales gas pada temperatur antara 32 - 45

Derajat celcius setelah melalui compressor (K-200)

$T_{25} = 112,50$ Celcius = 385,65 Kelvin

$T_{26} = 45,00$ Celcius = 318,15 Kelvin



$P_{25} = 8,000$ bar

$P_{26} = 7,60$ bar

Tabel B.19. Neraca Panas AC-201

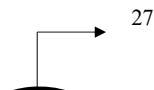
Arus	25	Arus	62
m (kg/h)	231500,000	m (kg/h)	231500,000
H _m (kJ/kg)	-4200,864	H _m (kJ/kg)	-4362,851
H (kJ/h)	-972500000,000	H (kJ/h)	-1010000000
Total	-972500000,000	Total	-1010000000
		Arus	QAC-200
		H (kJ/h)	37500000,000

10. Flash Separator (F-201)

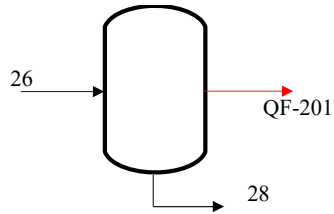
$T_{26} = 45,00$ Celcius = 318,15 Kelvin

$T_{27} = 45,00$ Celcius = 318,15 Kelvin

$T_{28} = 45,00$ Celcius = 318,15 Kelvin



$P_{26} = 7,60$ bar
 $P_{27} = 7,6$ bar
 $P_{28} = 7,6$ bar

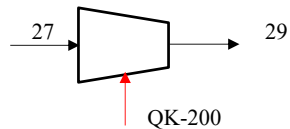


Tabel B.20 Flash Separator (F-510)

Inlet		Outlet	
Arus	26	Arus	27
m (kg/h)	231500,000	m (kg/h)	229155,000
H_m (kJ/kg)	-4362,851	H_m (kJ/kg)	-5013,000
H (kJ/h)	-1010000000,000	H (kJ/h)	-971700000,000
		Arus	28
		m (kg/h)	2345,000
		H_m (kJ/kg)	-12030,000
		H (kJ/h)	-38470000,000
		Arus	QF-200
		Q (kJ/h)	170000,000
Total	-1010000000,000	Total	-1010000000

11. Compressor (K-201)

$T_{in} = 45,00$ Celcius = 318,15 Kelvin
 $T_{out} = 92,50$ Celcius = 365,65 Kelvin
 $P_{in} = 7,600$ bar
 $P_{out} = 12,4$ bar
 $C_p = 2352,6328$ kJ/kmol.K
 $C_v = 1897,3773$ kJ/kmol.K



$$k = \frac{C_p}{C_v} \quad (B.26)$$

$k = 1,240$

Asumsikan efisiensi sebesar 80%, sehingga:

$\eta_s = 0,8$

$$T_2 = T_1 \left[1 + \left(\frac{1}{\eta_s} \right) \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{(k-1)/k} - 1 \right] \right] \quad (B.22)$$

(Sumber: Walas, Hal 161)

$T_2 = 84,52$ Celcius = 357,67 Kelvin

Tabel B.21. Neraca Panas Compressor (K-201)

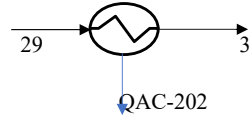
Inlet		Outlet	
Arus	27	Arus	29
m (kg/h)	229000,000	m (kg/h)	229000,000
H_m (kJ/kg)	-4243,231	H_m (kJ/kg)	-4151,528
H (kJ/h)	-971700000,000	H (kJ/h)	-950700000,000
Arus	QK-201		
Q (kJ/h)	21000000,000		
Total	-950700000,000	Total	-950700000,000

12. Air Cooler AC-202

Mendinginkan sales gas pada temperatur antara 32 - 45
Derajat celcius setelah melalui compressor (K-201)

T29 = 92,50 Celcius = 365,65 Kelvin
T30 = 32,00 Celcius = 305,15 Kelvin

P29 = 12,400 bar
P30 = 12,00 bar

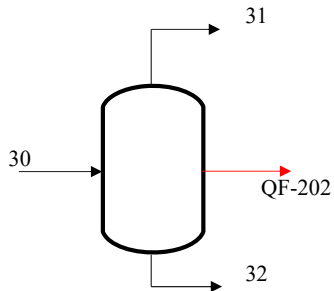


Tabel B.22. Neraca Panas AC-202

Arus	29	Arus	30
m (kg/h)	229000,000	m (kg/h)	229000,000
H _m (kJ/kg)	-4151,528	H _m (kJ/kg)	-4293,450
H (kJ/h)	-950700000,000	H (kJ/h)	-983200000,000
Total	-950700000,000	Total	-983200000,000
		Arus	QAC-202
		H (kJ/h)	32500000,000

13. Flash Separator (F-202)

T30 = 32,00 Celcius = 305,15 Kelvin
T31 = 32,00 Celcius = 305,15 Kelvin
T32 = 32,00 Celcius = 305,15 Kelvin
P30 = 12,00 bar
P31 = 12 bar
P32 = 12 bar

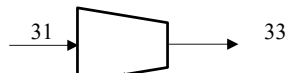


Tabel B.23 Flash Separator (F-202)

Inlet		Outlet	
Arus	30	Arus	31
m (kg/h)	229000,000	m (kg/h)	227134,000
H _m (kJ/kg)	-4293,450	H _m (kJ/kg)	-5013,000
H (kJ/h)	-983200000,000	H (kJ/h)	-953600000,000
		Arus	32
		m (kg/h)	1866,000
		H _m (kJ/kg)	-12030,000
		H (kJ/h)	-29570000,000
		Arus	QF-202
		Q (kJ/h)	-30000,000
Total	-983200000,000	Total	-983200000,000

14. Compressor (K-202)

T_{in} = 32,00 Celcius = 305,15 Kelvin
T_{out} = 135,00 Celcius = 408,15 Kelvin
P_{in} = 12,000 bar



$$\begin{aligned}
 P_{out} &= 35 \text{ bar} \\
 C_p &= 2352,6328 \text{ kJ/kmol.K} \\
 C_v &= 1897,3773 \text{ kJ/kmol.K}
 \end{aligned}$$



$$k = \frac{C_p}{C_v} \quad (\text{B.26})$$

$$k = 1,240$$

Asumsikan efisiensi sebesar 80%, sehingga:

$$\eta_s = 0,8$$

$$T_2 = T_1 \left[1 + \left(\frac{1}{\eta_s} \right) \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{(k-1)/k} - 1 \right] \right] \quad (\text{B.22})$$

(Sumber: Walas, Hal 161)

$$T_2 = 119,79 \text{ Celcius} = 392,94 \text{ Kelvin}$$

Tabel B.24. Neraca Panas Compressor (K-202)

Inlet		Outlet	
Arus	31	Arus	33
m (kg/h)	227200,000	m (kg/h)	227200,000
H _m (kJ/kg)	-4197,183	H _m (kJ/kg)	-3997,799
H (kJ/h)	-953600000,000	H (kJ/h)	-908300000,000
Arus	QK-202		
Q (kJ/h)	45300000,000		
Total	-908300000,000	Total	-908300000,000

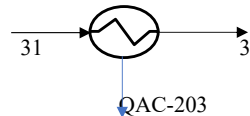
15. Air Cooler AC-203

Mendinginkan sales gas pada temperatur antara 32 - 45

Derajat celcius setelah melalui compressor (K-201)

$$T_{31} = 135,00 \text{ Celcius} = 408,15 \text{ Kelvin}$$

$$T_{32} = 32,00 \text{ Celcius} = 305,15 \text{ Kelvin}$$



$$P_{31} = 35,000 \text{ bar}$$

$$P_{32} = 34,00 \text{ bar}$$

Tabel B.25. Neraca Panas AC-203

Arus	31	Arus	32
m (kg/h)	227200,000	m (kg/h)	227200,000
H _m (kJ/kg)	-3997,799	H _m (kJ/kg)	-4226,673
H (kJ/h)	-908300000,000	H (kJ/h)	-960300000,000
Total	-908300000,000	Total	-960300000,000
Arus		QAC-200	
H (kJ/h)		52000000,000	

16. Flash Separator (F-203)

$$T_{32} = 32,00 \text{ Celcius} = 305,15 \text{ Kelvin}$$

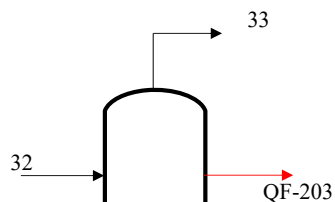
$$T_{33} = 32,00 \text{ Celcius} = 305,15 \text{ Kelvin}$$

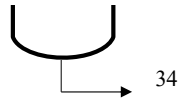
$$T_{34} = 32,00 \text{ Celcius} = 305,15 \text{ Kelvin}$$

$$P_{32} = 12,00 \text{ bar}$$

$$P_{33} = 12 \text{ bar}$$

$$P_{34} = 12 \text{ bar}$$



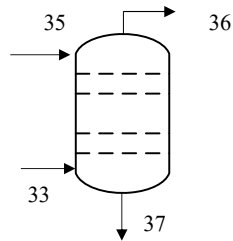


Tabel B.26 Flash Separator (F-203)

Inlet		Outlet	
Arus	32	Arus	33
m (kg/h)	227200,000	m (kg/h)	226672,400
H _m (kJ/kg)	-4226,673	H _m (kJ/kg)	-5013,000
H (kJ/h)	-960300000,000	H (kJ/h)	-951900000,000
		Arus	34
		m (kg/h)	527,600
		H _m (kJ/kg)	-12030,000
		H (kJ/h)	-8356000,000
		Arus	QF-200
		Q (kJ/h)	-44000,000
Total	-960300000,000	Total	-960300000,000

17. Absorpsi Amine (D-300)

- T33 = 32,00 Celcius = 305,15 Kelvin
- T35 = 38,11 Celcius = 311,26 Kelvin
- T₃₆ = 1,53 Celcius = 274,68 Kelvin
- T37 = 9,88 Celcius = 283,03 Kelvin
- P33 = 34,000 bar
- P35 = 33,000 bar
- P₃₆ = 31,000 bar
- P37 = 32,000 bar

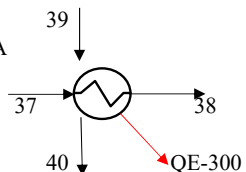


Tabel B.27. Neraca Panas Acid Gas Absorber (D-110)

Inlet		Outlet	
Arus	35	Arus	36
m (kg/h)	688000,000	m (kg/h)	190500,000
H _m (kJ/kg)	-10130,814	H _m (kJ/kg)	-3368,504
H (kJ/h)	-6970000000,000	H (kJ/h)	-641700000,000
Arus	33	Arus	37
m (kg/h)	226600,000	m (kg/h)	724000,000
H _m (kJ/kg)	-4200,794	H _m (kJ/kg)	-10055,525
H (kJ/h)	-951900000,00	H (kJ/h)	-7280200000,00
Total	-7921900000,00	Total	-7921900000,00

18. HE-300

Setelah Melalui Absorpsi produk bawah D-300 yang kaya CO₂ & MEA melalui Penukaran panas dengan BackUp Amine untuk dipanaskan Masuk ke D-301 untuk memisahkan CO₂ dan Amine



- T37 = 45,85 Celcius = 319,00 Kelvin

T38 = 46,00 Celcius = 319,15 Kelvin
 T39 = 140,00 Celcius = 413,15 Kelvin
 T40 = 138,30 Celcius = 411,45 Kelvin

P37 = 32,000 bar P39 = 21,000 bar
 P38 = 32,40 bar P40 = 22,00 bar

Tabel B.28. Neraca Panas HE-300

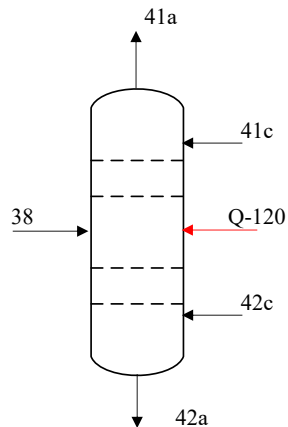
Inlet		Outlet	
Arus	37	Arus	39
m (kg/h)	724000,000	m (kg/h)	74450,000
H _m (kJ/kg)	-10055,525	H _m (kJ/kg)	-4394,896
H (kJ/h)	-7280200000,000	H (kJ/h)	-327200000,000
Arus	38	Arus	40
m (kg/h)	724000,000	m (kg/h)	74450,000
H _m (kJ/kg)	-10053,867	H _m (kJ/kg)	-4400,269
H (kJ/h)	-7279000000,000	H (kJ/h)	-327600000,000
Total	-14559200000,000	Total	-654800000,000
		Arus	QE-300
		H (kJ/h)	-13904400000,000

19. CO2 Stripper Unit (301)

19a. CO2 Stripper Tower (D-301)

T38 = 46,00 Celcius = 319,15 Kelvin
 T_{top} = 237,20 Celcius = 510,35 Kelvin
 T_{bot} = 294,40 Celcius = 567,55 Kelvin

P38 = 32,40 bar
 P_{top} = 29 bar
 P_{bot} = 30 bar



Tabel B.29. Neraca Panas CO2 Stripper Tower (D-120)

Inlet		Outlet	
Arus	34	Arus	41a
m (kg/h)	724000,000	m (kg/h)	649600,000
H _m (kJ/kg)	-10053,867	H _m (kJ/kg)	-8706,897
H (kJ/h)	-7279000000,000	H (kJ/h)	-5656000000,000
		Arus	42a
		m (kg/h)	74450,000
		H _m (kJ/kg)	-3775,688
		H (kJ/h)	-281100000,000
Arus	Q-120		

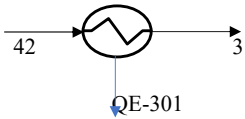
Q (kJ/h)	134190000,000		
Total	-593710000,000	Total	-593710000

20. E-301

Mendinginkan produk bawah dari D-301 yang mengandung rich amine hingga sekitar 140 derajat celcius

T42 = 294,40 Celcius = 567,55 Kelvin
T39 = 140,00 Celcius = 413,15 Kelvin

P42 = 30,000 bar
P39 = 21,00 bar



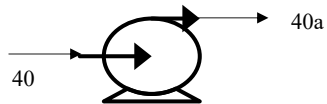
Tabel B.30. Neraca Panas E-301

Arus	42	Arus	39
m (kg/h)	74450,000	m (kg/h)	74450,000
H _m (kJ/kg)	-3775,688	H _m (kJ/kg)	-4394,896
H (kJ/h)	-281100000,000	H (kJ/h)	-327200000,000
Total	-281100000,000	Total	-327200000,000
		Arus	QAC-200
		H (kJ/h)	46100000,000

21. Pump (L-300)

T40 = 31,00 Celcius = 304,15 Kelvin
T40a = 31,00 Celcius = 304,15 Kelvin

P 40 = 22
P 40a = 33



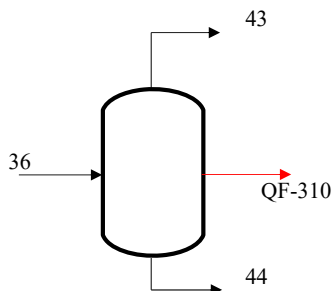
Tabel B.31. Neraca Panas L-300

Arus	40	Arus	40a
m (kg/h)	74450,000	m (kg/h)	74450,000
H _m (kJ/kg)	-4400,269	H _m (kJ/kg)	-4398,925
H (kJ/h)	-327600000,000	H (kJ/h)	-327500000,000
Total	-327600000,000	Total	-327500000,000
		Arus	QL-300
		H (kJ/h)	100000,000

22. Flash Separator (F-310)

T36 = -8,36 Celcius = 264,80 Kelvin
T4₃ = -8,36 Celcius = 264,80 Kelvin
T4₄ = -8,36 Celcius = 264,80 Kelvin

P36 = 31,00 bar
P4₃ = 31 bar
P4₄ = 31 bar

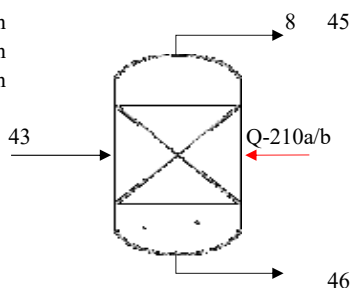


Tabel B.32 Flash Separator (F-310)

Inlet		Outlet	
Arus	36	Arus	43
m (kg/h)	190500,000	m (kg/h)	190424,370
H _m (kJ/kg)	-3392,126	H _m (kJ/kg)	-3387,697
H (kJ/h)	-646200000,000	H (kJ/h)	-645100000,000
		Arus	44
		m (kg/h)	75,630
		H _m (kJ/kg)	-15020,495
		H (kJ/h)	-1136000,000
		Arus	QF-200
		Q (kJ/h)	36000,000
Total	-646200000,000	Total	-646200000,000

23. Molecular Sieve Separator (D-311a/b)

T43 =	-8,36	Celcius =	264,80	Kelvin
T45 =	10,00	Celcius =	283,15	Kelvin
T46 =	-329,70	Celcius =	-56,55	Kelvin
P43 =	31	bar		
P45 =	30	bar		
P46 =	30,4	bar		

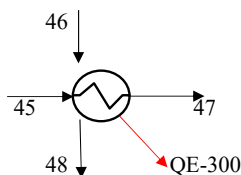


Tabel B.33. Molecular Sieve Separator (D-311a/b)

Inlet		Outlet	
Arus	43	Arus	45
m (kg/h)	190500,000	m (kg/h)	179900,000
H _m (kJ/kg)	-3386,352	H _m (kJ/kg)	-3022,790
H (kJ/h)	-645100000,000	H (kJ/h)	-543800000,000
Arus	Q-311a/b	Arus	46
Q (kJ/h)	64354640,000	m (kg/h)	10580,000
Total	-580745360,000	H _m (kJ/kg)	-3492,000
		H (kJ/h)	-36945360,000
		Total	-580745360,000

24. HE-310

Setelah Melalui molecular sieve separator sales gas melalui Penukaran panas dengan produk bawah mol sieve separator yang kaya dengan CO₂ untuk didinginkan



T45 =	10,00	Celcius =	283,15	Kelvin
T46 =	-239,70	Celcius =	33,45	Kelvin
T47 =	-10,50	Celcius =	262,65	Kelvin
T48 =	-5,00	Celcius =	268,15	Kelvin

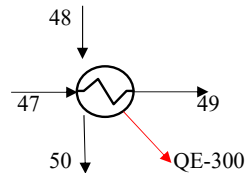
P45 = 30,000 bar P47 = 28,000 bar
P46 = 30,40 bar P48 = 30,80 bar

Tabel B.34. Neraca Panas HE-310

Inlet		Outlet	
Arus	45	Arus	46
m (kg/h)	179900,000	m (kg/h)	10580,000
H _m (kJ/kg)	-3022,790	H _m (kJ/kg)	-9574,669
H (kJ/h)	-543800000,000	H (kJ/h)	-101300000,000
Arus	47	Arus	48
m (kg/h)	179900,000	m (kg/h)	10580,000
H _m (kJ/kg)	-3067,260	H _m (kJ/kg)	-9386,578
H (kJ/h)	-551800000,000	H (kJ/h)	-99310000,000
Total	-1095600000,000	Total	-200610000,000
		Arus	QE-310
		H (kJ/h)	894990000,000

25. HE-311

Setelah Melalui molecular sieve separator sales gas melalui Penukaran panas dengan produk bawah mol sieve separator yang kaya dengan CO2 untuk didinginkan



T47 = -10,50 Celcius = 262,65 Kelvin
T49 = -11,33 Celcius = 261,82 Kelvin
T48 = -5,00 Celcius = 268,15 Kelvin
T50 = -10,00 Celcius = 263,15 Kelvin

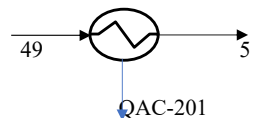
P47 = 28,000 bar P48 = 30,800 bar
P49 = 26,00 bar P50 = 31,20 bar

Tabel B.35. Neraca Panas HE-311

Inlet		Outlet	
Arus	47	Arus	48
m (kg/h)	179900,000	m (kg/h)	10580,000
H _m (kJ/kg)	-3067,260	H _m (kJ/kg)	-8819,471
H (kJ/h)	-551800000,000	H (kJ/h)	-93310000,000
Arus	49	Arus	50
m (kg/h)	179900,000	m (kg/h)	10580,000
H _m (kJ/kg)	-3066,704	H _m (kJ/kg)	-8827,032
H (kJ/h)	-551700000,000	H (kJ/h)	-93390000,000
Total	-1103500000,000	Total	-186700000,000
		Arus	QE-311
		H (kJ/h)	916800000,000

26. Cooler E-312

Mendinginkan sales gas hingga temperatur cryogenic sehingga dapat dipisahkan



T49 = -11,30 Celcius = 261,85 Kelvin
T51 = -120,00 Celcius = 153,15 Kelvin

P25 = 26,000 bar
P26 = 25,00 bar

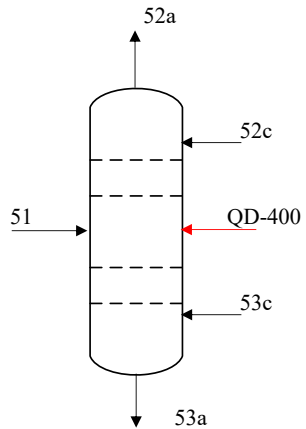
Tabel B.36. Neraca Panas E-312

Arus	49	Arus	51
m (kg/h)	179900,000	m (kg/h)	179900,000
H _m (kJ/kg)	-3066,704	H _m (kJ/kg)	-3708,727
H (kJ/h)	-551700000,000	H (kJ/h)	-667200000,000
Total	-551700000,000	Total	-667200000,000
		Arus	QE-312
		H (kJ/h)	115500000,000

27. Demethanizer (D-400)

T51 = -120,00 Celcius = 153,15 Kelvin
T_{top} = -105,10 Celcius = 168,05 Kelvin
T_{bot} = -18,70 Celcius = 254,45 Kelvin

P51 = 25,00 bar
P_{top} = 22 bar
P_{bot} = 24 bar

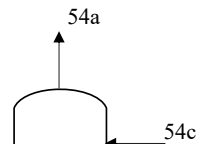


Tabel B.37. Neraca Panas Demethanizer Tower (D-400)

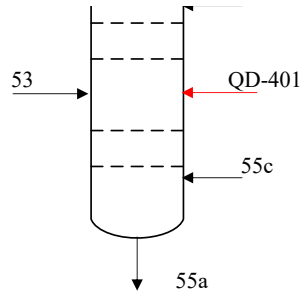
Inlet		Outlet	
Arus	51	Arus	52a
m (kg/h)	179900,000	m (kg/h)	148300,000
H _m (kJ/kg)	-3708,727	H _m (kJ/kg)	-5345,246
H (kJ/h)	-667200000,000	H (kJ/h)	-792700000,000
Arus	Q-120	Arus	53a
Q (kJ/h)	20500000,000	m (kg/h)	31590,000
		H _m (kJ/kg)	4621,716
		H (kJ/h)	146000000,000
Total	-646700000,000	Total	-646700000,000

28. Demethanizer (D-401)

T51 = -18,07 Celcius = 255,08 Kelvin
T_{top} = -25,29 Celcius = 247,86 Kelvin
T_{bot} = 100,90 Celcius = 374,05 Kelvin



P51 = 24,00 bar
 P_{top} = 20 bar
 P_{bot} = 22 bar



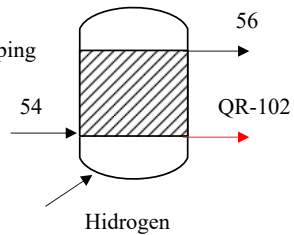
Tabel B.38. Neraca Panas Deethanizer Tower (D-401)

Inlet		Outlet	
Arus	53	Arus	54a
m (kg/h)	643,700	m (kg/h)	30590,000
H _m (kJ/kg)	-2342,706	H _m (kJ/kg)	4802,223
H (kJ/h)	-1508000,000	H (kJ/h)	146900000,000
Arus	Q-120	Arus	55a
Q (kJ/h)	146900000,000	m (kg/h)	643,700
		H _m (kJ/kg)	-2342,706
		H (kJ/h)	-1508000,000
Total	145392000,000	Total	145392000,000

29. Hidrogenation Reactor R-102

Setelah melalui Deethanizer Produk atas dialirkan ke hidrogenation Reactor dengan tujuan mereaksikan produk samping asethylen dengan hidrogen menjadi ethylene

T54 = -25,29 Celcius = 247,86 Kelvin
 T56 = 980,40 Celcius = 1253,55 Kelvin
 Thid = 35,00 Celcius = 308,15 Kelvin
 P54 = 20,000 bar P Hid = 10,00 bar
 P56 = 10,00 bar

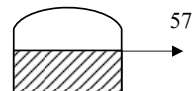


Tabel B.39. Neraca Panas Hidrogenation Reactor

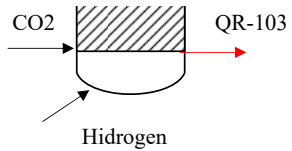
Inlet		Outlet	
Arus	54	Arus	56
m (kg/h)	30950,000	m (kg/h)	32130,000
H _m (kJ/kg)	4746,365	H _m (kJ/kg)	4578,276
H (kJ/h)	146900000,000	H (kJ/h)	147100000,000
Arus	Hidrogen	Arus	QR-102
m (kg/h)	1187,000	Q (kJ/h)	-32700,000
H _m (kJ/kg)	140,944		
H (kJ/h)	167300,000		
Total	147067300,000	Total	147067300,000

30. Methanation Reactor R-103

Fungsi : Mereaksikan Produk samping CO2 dengan Hidrogen Untuk menghasilkan Methane yang akan digunakan kembali masuk ke OCM Reactor



TCO₂ = 300,00 Celcius = 573,15 Kelvin
 T Hid = 35,00 Celcius = 308,15 Kelvin
 T 57 = 362,40 Celcius = 635,55 Kelvin
 P CO₂ = 29,800 bar P Hid = 10,00 bar
 P57 = 10,00 bar



Tabel B.40. Neraca Panas Methanation Reactor

Inlet		Outlet	
Arus	CO2	Arus	56
m (kg/h)	650100,000	m (kg/h)	656600,000
H _m (kJ/kg)	-8563,298	H _m (kJ/kg)	-8477,003
H (kJ/h)	-5567000000,000	H (kJ/h)	-5566000000
Arus	Hidrogen	Arus	QR-102
m (kg/h)	6527,000	Q (kJ/h)	-80100,000
H _m (kJ/kg)	140,938		
H (kJ/h)	919900,000		
Total	-5566080100,000	Total	-5566080100

9 Pre-Compressor Air Cooler (E-210)

Fungsi : Mendinginkan udara sebelum masuk *Process Gas Compressor*
Type : *Induced draft* 5 fan

Hot Fluid

Massa = 500890259,7 lb/hr = 139136,2 lb/s 1101,2
T in = 1101 degF
T out = 89,6 degF
Cp = 0,45 Btu/lb.degF
Viscosity = 0,016 cP

Ambient Air

T in = 86 degF
Cp = 0,24 Btu/lb.degF

Panas yang dipindahkan tiap fan

Q = 112400000 Btu/h

Heat Exchanger Criteria Calculation:

1. Ux

Ux = 2,1 Btu/hr ft² F

2. Air Increase Approximation

$$\text{DTA} = \frac{U_x + 1}{10} \times \frac{T_1 + T_2}{2} - t_1$$

= 157,914 degF
t₂ = 243,914 degF

3. Extended Area

$$A_x = \frac{q}{U_x \times \text{DTA}}$$

A_x = 338942,776 ft²

4. Menentukan jumlah tube row, tube OD, dan pitch

Tube Row = 6 row
OD pipe = 1 inch
Pitch = 2 inch

5. Menghitung Face Area (Fa)

$$F_a = \frac{A_x}{\text{APFS}}$$

APFS = 169,6
F_a = 1998,483349

6. Menghitung W dan Nt

$$W = \frac{Fa}{L} \quad \text{Dengan asumsi pemilihan } L = 40 \text{ ft}$$

$$= 49,9620837 \text{ ft}$$

$$Nt = \frac{Ax}{APF \times L} \quad \text{Dengan nilai APF} = 28,4$$

$$= 298,525$$

7. Menghitung *Fan Area Per Fan* (FAPF)

$$FAPF = \frac{0,04 \times Fa}{\text{Number of Fan}} \quad \text{Dengan jumlah fan} = 5$$

$$FAPF = 15,9879 \text{ ft}^2$$

8. Menghitung diameter fan

$$D_{fan} = \sqrt{\frac{4 \times FAPF}{3,14}}$$

$$D_{fan} = 4,51295 \text{ ft}$$

9. Menghitung kebutuhan udara

$$W_a = \frac{q}{0,24 \times DTA}$$

$$= 2965749,29 \text{ lb/h}$$

10. Menghitung Actual Air Volumetric Flow (ACFM)

$$ACFM = \frac{W_a}{Dr \times 60 \times 0,08} \quad \text{Dengan nilai } Dr = 0,72$$

$$ACFM = 915354,719$$

11. Menghitung Air Cooler Face Area

$$G_a = \frac{W_a}{F_a}$$

$$= 1484 \text{ lb/h.ft}^2$$

12. Menghitung Air Side Static Pressure Lose (DPAT)

$$DPA = \exp(1,82 \times \log G_a - 16,58)$$

$$DPAT = \frac{DPA}{\text{jumlah row}}$$

$$DPA = 0,0000202 \text{ in H}_2\text{O}$$

$$DPAT = 0,0000034 \text{ in H}_2\text{O}$$

13. Menghitung Approximate Discharge Pressure (Pforce)

$$P_{force} = DPAT + \left(\frac{ACFM}{\dots} \right)^2$$

$$\sqrt{4009 \times 3,14 \times D_{fan}^2 / 4}$$

$$P_{force} = 2,03951 \quad \text{inH}_2\text{O}$$

14. Menghitung Motor Horse Power (BHP)

$$\text{BHP} = \frac{\text{ACFM} \times P_{force}}{6387 \times \text{eff}} \quad \text{Dengan efisiensi} = 0,85$$

$$\text{BHP} = 34,3875 \text{ HP}$$

$$= 25,6427 \text{ kW}$$

Spesifikasi	Keterangan	
No. Kode	Pre-Compressor Air Cooler (E-210)	
Fungsi	Mendinginkan udara sebelum masuk Process Gas Compressor	
Tipe	Induced draft	
N (number of row)	6	
Nt (Number of Tube)	299	
L (Length of Tube)	40	ft
Diameter Fan	5	ft
Power	34	HP
Jumlah fan	5	
Kapasitas	500890259,7 lb/hr	227199814,67 kg/hr
Rate Udara	14828746 lb/hr	6726201 kg/hr
Bahan Tube	Carbon Steel	
Bahan Header	Carbon Steel	
Fintube OD (inch)	1	
Tube Pitch (inch)	2	

12 1st Stage Compressor Air Cooler (E-211)

Fungsi : Mendinginkan udara keluaran 1st Stage Compressor

Type : *Induced draft* 3 Fan

Hot Fluid

$$\text{Massa} = 510370137 \text{ lb/hr} = 141769,5 \text{ lb/s}$$

$$T_{in} = 233 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$T_{out} = 113 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$C_p = 0,45 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$\text{Viscosity} = 0,016 \text{ cP}$$

Ambient Air

$$T_{in} = 86 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$C_p = 0,24 \text{ Btu/lb.degF}$$

Panas yang dipindahkan tiap fan

$$Q = 12500000 \text{ Btu/h}$$

Heat Exchanger Criteria Calculation:

1. U_x

$$U_x = 2,1 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ F}$$

2. Air Increase Approximation

$$\begin{aligned} \text{DTA} &= \frac{U_x + 1}{10} \times \frac{T_1 + T_2}{2} - t_1 \\ &= 26,97 \text{ }^\circ\text{F} \\ t_2 &= 112,97 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

3. Extended Area

$$\begin{aligned} A_x &= \frac{q}{U_x \times \text{DTA}} \\ A_x &= 220703,7802 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

4. Menentukan jumlah tube row, tube OD, dan pitch

$$\begin{aligned} \text{Tube Row} &= 6 \text{ row} \\ \text{OD pipe} &= 1 \text{ inch} \\ \text{Pitch} &= 2 \text{ inch} \end{aligned}$$

5. Menghitung Face Area (F_a)

$$\begin{aligned} F_a &= \frac{A_x}{\text{APFS}} \\ \text{APFS} &= 169,6 \\ F_a &= 1301,319459 \end{aligned}$$

6. Menghitung W dan N_t

$$\begin{aligned} W &= \frac{F_a}{L} \\ &= 32,5329865 \text{ ft} \end{aligned}$$

Dengan asumsi pemilihan
 $L = 40 \text{ ft}$

$$\begin{aligned} N_t &= \frac{A_x}{\text{APF} \times L} \\ &= 194,386 \end{aligned}$$

Dengan nilai APF = 28,4

7. Menghitung *Fan Area Per Fan* (FAPF)

$$\text{FAPF} = \frac{0,04 \times F_a}{\text{Number of Fan}}$$

Dengan jumlah fan = 3

$$\text{FAPF} = 17,3509 \text{ ft}^2$$

8. Menghitung diameter fan

$$D_{\text{fan}} = \sqrt{\frac{4 \times \text{FAPF}}{3,14}}$$

$$Dfan = 4,70139 \text{ ft}$$

9. Menghitung kebutuhan udara

$$Wa = \frac{q}{0,24 \times DTA}$$

$$= 1931158,077 \text{ lb/h}$$

10. Menghitung Actual Air Volumetric Flow (ACFM)

$$ACFM = \frac{Wa}{Dr \times 60 \times 0,08} \quad \text{Dengan nilai } Dr = 0,72$$

$$ACFM = 596036,4435$$

11. Menghitung Air Cooler Face Area

$$Ga = \frac{Wa}{Fa}$$

$$= 1484 \text{ lb/h.ft}^2$$

12. Menghitung Air Side Static Pressure Lose (DPAT)

$$DPA = \exp(1,82 \times \log Ga - 16,58)$$

$$DPAT = \frac{DPA}{\text{jumlah row}}$$

$$DPA = 0,0000202 \text{ in H}_2\text{O}$$

$$DPAT = 0,0000034 \text{ in H}_2\text{O}$$

13. Menghitung Approximate Discharge Pressure (Pforce)

$$Pforce = DPAT + \left(\frac{ACFM}{4009 \times 3,14 \times Dfan^2 / 4} \right)^2$$

$$Pforce = 0,73423 \text{ inH}_2\text{O}$$

14. Menghitung Motor Horse Power (BHP)

$$BHP = \frac{ACFM \times Pforce}{6387 \times \text{eff}} \quad \text{Dengan efisiensi} = 0,85$$

$$BHP = 8,06097 \text{ HP}$$

$$= 6,01106 \text{ kW}$$

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	1st Stage Compressor Air Cooler (E-211)
Fungsi	Mendinginkan udara keluaran 1st Stage Compressor
Tipe	Induced draft
N (number of row)	6
Nt (Number of Tube)	194
L (Length of Tube)	40 ft

Diameter Fan	5	ft
Power	8	HP
Jumlah fan	3	
Kapasitas	510370137	lb/hr
		231499811,16
		kg/hr
Rate Udara	5793474	lb/hr
		2627874
		kg/hr
Bahan Tube	Carbon Steel	
Bahan Header	Carbon Steel	
Fintube OD (inch)	1	
Tube Pitch (inch)	2	

13 2nd Stage Compressor Air Cooler (E-212)

Fungsi : Mendinginkan udara keluaran 2nd Stage Compressor

Type : *Induced draft* 3 fan

Hot Fluid

Massa = 504858580,4 lb/hr = 140238,5 lb/s
T in = 198,5 degF
T out = 89,6 degF
Cp = 0,46 Btu/lb.degF
Viscosity = 0,016 cP

Ambient Air

T in = 86 degF
Cp = 0,24 Btu/lb.degF

Panas yang dipindahkan tiap fan

Q = 10833333 Btu/h

Heat Exchanger Criteria Calculation:

1. Ux

Ux = 2,1 Btu/hr ft² F

2. Air Increase Approximation

$$DTA = \frac{Ux + 1}{10} \times \frac{T1 + T2}{2} - t1$$

= 17,9955 degF
t2 = 103,996 degF

3. Extended Area

$$Ax = \frac{q}{Ux \times DTA}$$

Ax = 286667,7869 ft²

4. Menentukan jumlah tube row, tube OD, dan pitch

Tube Row = 6 row
OD pipe = 1 inch

$$\text{Pitch} = 2 \text{ inch}$$

5. Menghitung Face Area (Fa)

$$\text{Fa} = \frac{\text{Ax}}{\text{APFS}}$$

$$\text{APFS} = 169,6$$

$$\text{Fa} = 1690,258177$$

6. Menghitung W dan Nt

$$\begin{aligned} \text{W} &= \frac{\text{Fa}}{\text{L}} \\ &= 42,2564544 \text{ ft} \end{aligned}$$

Dengan asumsi pemilihan

$$\text{L} = 40 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Nt} &= \frac{\text{Ax}}{\text{APF} \times \text{L}} \\ &= 252,484 \end{aligned}$$

Dengan nilai APF = 28,4

7. Menghitung Fan Area Per Fan (FAPF)

$$\text{FAPF} = \frac{0,04 \times \text{Fa}}{\text{Number of Fan}}$$

Dengan jumlah fan = 3

$$\text{FAPF} = 22,5368 \text{ ft}^2$$

8. Menghitung diameter fan

$$\text{Dfan} = \sqrt{\frac{4 \times \text{FAPF}}{3,14}}$$

$$\text{Dfan} = 5,3581 \text{ ft}$$

9. Menghitung kebutuhan udara

$$\text{Wa} = \frac{q}{0,24 \times \text{DTA}}$$

$$= 2508343,135 \text{ lb/h}$$

10. Menghitung Actual Air Volumetric Flow (ACFM)

$$\text{ACFM} = \frac{\text{Wa}}{\text{Dr} \times 60 \times 0,08}$$

Dengan nilai Dr = 0,72

$$\text{ACFM} = 774179,98$$

11. Menghitung Air Cooler Face Area

$$\text{Ga} = \frac{\text{Wa}}{\text{Fa}}$$

$$= 1484 \text{ lb/h.ft}^2$$

12. Menghitung Air Side Static Pressure Lose (DPAT)

$$DPA = \exp(1,82 \times \log Ga - 16,58)$$

$$DPAT = \frac{DPA}{\text{jumlah row}}$$

$$DPA = 0,0000202 \text{ in H}_2\text{O}$$

$$DPAT = 0,0000034 \text{ in H}_2\text{O}$$

13. Menghitung Approximate Discharge Pressure (Pforce)

$$Pforce = DPAT + \left(\frac{ACFM}{4009 \times 3,14 \times Dfan^2 / 4} \right)^2$$

$$Pforce = 0,73423 \text{ inH}_2\text{O}$$

14. Menghitung Motor Horse Power (BHP)

$$BHP = \frac{ACFM \times Pforce}{6387 \times \text{eff}} \quad \text{Dengan efisiensi} = 0,85$$

$$BHP = 10,4702 \text{ HP}$$

$$= 7,80765 \text{ kW}$$

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	2nd Stage Compressor Air Cooler (E-212)
Fungsi	endinginkan udara keluaran 2nd Stage Compress
Tipe	Induced draft
N (number of row)	6
Nt (Number of Tube)	252
L (Length of Tube)	40 ft
Diameter Fan	5 ft
Power	10 HP
Jumlah fan	3
Kapasitas	504858580,4 lb/hr 228999813,20 kg/hr
Rate Udara	7525029 lb/hr 3413293 kg/hr
Bahan Tube	Carbon Steel
Bahan Header	Carbon Steel
Fintube OD (inch)	1
Tube Pitch (inch)	2

14 3rd Stage Compressor Air Cooler (E-213)

Fungsi : Mendinginkan udara keluaran 3rd Stage Compressor
 Type : *Induced draft* 3 fan

Hot Fluid

$$\text{Massa} = 500890259,7 \text{ lb/hr} = 139136,2 \text{ lb/s}$$

$$T \text{ in} = 275 \text{ degF}$$

$$T \text{ out} = 89,6 \text{ degF}$$

$$\begin{aligned} C_p &= 0,47 \text{ Btu/lb.degF} \\ \text{Viscosity} &= 0,016 \text{ cP} \end{aligned}$$

Ambient Air

$$\begin{aligned} T_{in} &= 86 \text{ degF} \\ C_p &= 0,24 \text{ Btu/lb.degF} \end{aligned}$$

Panas yang dipindahkan tiap fan

$$Q = 17333333 \text{ Btu/h}$$

Heat Exchanger Criteria Calculation:

1. U_x

$$U_x = 2,1 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ F}$$

2. Air Increase Approximation

$$\begin{aligned} \text{DTA} &= \frac{U_x + 1}{10} \times \frac{T_1 + T_2}{2} - t_1 \\ &= 29,853 \text{ degF} \\ t_2 &= 115,853 \text{ degF} \end{aligned}$$

3. Extended Area

$$\begin{aligned} A_x &= \frac{q}{U_x \times \text{DTA}} \\ A_x &= 276487,0617 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

4. Menentukan jumlah tube row, tube OD, dan pitch

$$\begin{aligned} \text{Tube Row} &= 6 \text{ row} \\ \text{OD pipe} &= 1 \text{ inch} \\ \text{Pitch} &= 2 \text{ inch} \end{aligned}$$

5. Menghitung Face Area (F_a)

$$\begin{aligned} F_a &= \frac{A_x}{\text{APFS}} \\ \text{APFS} &= 169,6 \\ F_a &= 1630,230317 \end{aligned}$$

6. Menghitung W dan N_t

$$\begin{aligned} W &= \frac{F_a}{L} \\ &= 40,7557579 \text{ ft} \end{aligned}$$

Dengan asumsi pemilihan
 $L = 40 \text{ ft}$

$$\begin{aligned} N_t &= \frac{A_x}{\text{APF} \times L} \\ &= 243,517 \end{aligned}$$

Dengan nilai APF = 28,4

7. Menghitung *Fan Area Per Fan* (FAPF)

$$FAPF = \frac{0,04 \times Fa}{\text{Number of Fan}}$$

Dengan jumlah fan= 3

$$FAPF = 21,7364 \text{ ft}^2$$

8. Menghitung diameter fan

$$Dfan = \sqrt{\frac{4 \times FAPF}{3,14}}$$

$$Dfan = 5,2621 \text{ ft}$$

9. Menghitung kebutuhan udara

$$Wa = \frac{q}{0,24 \times DTA}$$

$$= 2419261,79 \text{ lb/h}$$

10. Menghitung Actual Air Volumetric Flow (ACFM)

$$ACFM = \frac{Wa}{Dr \times 60 \times 0,08}$$

Dengan nilai Dr = 0,72

$$ACFM = 746685,7377$$

11. Menghitung Air Cooler Face Area

$$Ga = \frac{Wa}{Fa}$$

$$= 1484 \text{ lb/h.ft}^2$$

12. Menghitung Air Side Static Pressure Lose (DPAT)

$$DPA = \exp(1,82 \times \log Ga - 16,58)$$

$$DPAT = \frac{DPA}{\text{jumlah row}}$$

$$DPA = 0,0000202 \text{ in H}_2\text{O}$$

$$DPAT = 0,0000034 \text{ in H}_2\text{O}$$

13. Menghitung Approximate Discharge Pressure (Pforce)

$$Pforce = DPAT + \left(\frac{ACFM}{4009 \times 3,14 \times Dfan^2 / 4} \right)^2$$

$$Pforce = 0,73423 \text{ inH}_2\text{O}$$

14. Menghitung Motor Horse Power (BHP)

$$BHP = \frac{ACFM \times Pforce}{6387 \times \text{eff}}$$

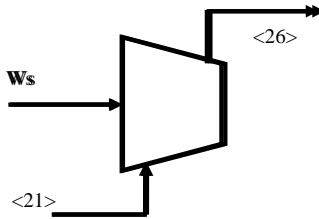
Dengan efisiensi = 0,85

BHP = 10,0984 HP
 = 7,53037 kW

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	3rd Stage Compressor Air Cooler (E-213)
Fungsi	endinginkan udara keluaran 3rd Stage Compress
Tipe	Induced draft
N (number of row)	6
Nt (Number of Tube)	244
L (Length of Tube)	40 ft
Diameter Fan	5 ft
Power	10 HP
Jumlah fan	3
Kapasitas	500890259,7 lb/hr 227199814,67 kg/hr
Rate Udara	7257785 lb/hr 3292073 kg/hr
Bahan Tube	Carbon Steel
Bahan Header	Carbon Steel
Fintube OD (inch)	1
Tube Pitch (inch)	2

11. Compressor (G-210 - G-212)

Fungsi : Menaikkan tekanan gas produk dari reaktor menuju proses pengolahan
Tipe : Centrifugal Compressor
Jumlah : 3 train



Kondisi Operasi

Suhu Masuk (Ts)	=	45 °C	=	318,2 °F
Suhu Keluar (Td)	=	135 °C	=	408,2 °F
Tekanan Masuk (Ps)	=	380 kPa	=	33,26 psia
Tekanan Keluar (Pd)	=	3500 kPa	=	507,6 psia
Rate Massa	=	231500,00000 kg/hr		
Rate Mol	=	4546,65 kmol/hr		
Massa Jenis	=	2,977 kg/m3		
Rate Volume	=	77762,84851 m3/hr	=	21,60079125 m3/s

Penentuan Jumlah Stage

Rasio Kompresi

$$r = \sqrt[N]{\frac{P_{out}}{P_{in}}} \quad \text{Robinsmith (pers B.47) pg. 275}$$

a. Overall Stages

$$N = 1 \quad \text{stages}$$

$$r = 15,263 \quad \text{(rasio kompresi terlalu besar)}$$

a. 2 Stages

$$N = 3 \quad \text{stages}$$

$$r = 2,481 \quad \text{(rasio kompresi memenuhi)}$$

Perhitungan Tekanan Tiap Stages

1st stage	Suction	Ps	=	55,143	psi
	Discharge	Pd	=	116,03000	psi
		r	=	2,104	
2nd stage	Suction	Ps	=	107,328	psi
	Discharge	Pd	=	179,847	psi
		r	=	1,676	
3rd stage	Suction	Ps	=	171,145	psi
	Discharge	Pd	=	507,632	psi
		r	=	2,966	

Pressure drop compressor untuk gas sebesar = 2 psi

Perhitungan BHP

Dari aspen HYSIS 8.8 Peng-Robinson:

$$Y_{mix} = 1,294$$

$$\eta_p = 0,798$$

a. Polytropic Coefficient

$$n = \frac{\gamma \eta_p}{\gamma \eta_p - \gamma + 1} \quad \text{Robinsmith (pers B.38)}$$

$$n = 1,3986$$

b. Brake horse Power (BHP) staged compressor

$$W = \frac{n}{n-1} \times \frac{P_{in} \cdot F_{in} \cdot N}{\eta_p} \times \left[1 - r^{-\frac{n-1}{n}} \right] \quad \text{Robinsmith (pers B.50)}$$

$$W = -127132768,575 \quad \text{watt}$$

$$= -127132,769 \quad \text{kW}$$

$$\text{BHP} = 170485,043 \quad \text{Hp}$$

$$\text{Total BHP 1 train} = 511455,128 \quad \text{Hp}$$

$$\text{Total BHP 3 train} = 1534365,384 \quad \text{Hp}$$

Spesifikasi	Keterangan					
Kode	G-216					
Type	Centrifugal Compressor					
Fungsi	Menaikkan tekanan gas produk dari reaktor menuju proses pengolah					
Jumlah stage	3					
Bahan	Cast Iron					
Kondisi operasi :	P _{suction}	380	kPa	T _{suction}	45	°C
	P _{discharge}	3500	kPa	T _{discharge}	135	°C
Kapasitas (Kg/jam)	231500					
r	15,263					
Efisiensi	0,798					
Power (Hp)	1534365,384					

lan

18. Absorber (D-300)

Diketahui :

$$\rho_L = 61,83 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho_v = 1,712 \text{ lb/ft}^3$$

$$\sigma = 43,43 \text{ dyne/cm}$$

$$Q = 1596000 \text{ lb/min}$$

$$25812,712 \text{ ft}^3/\text{min}$$

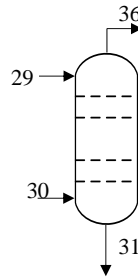
$$193079,09 \text{ gallon/min}$$

$$V = 200200 \text{ lb/min}$$

$$116939,25 \text{ ft}^3/\text{min}$$

$$1949 \text{ cfs}$$

$$\text{Jumlah Plat} = 18 \text{ buah}$$



Merancang Diameter Kolom Tray

1. Menetapkan laju alir maksimum dan minimum ($\pm 30\%$)

$$\begin{aligned} Q_{\text{maks}} &= 1,3 \times Q \\ &= 2777,3 \text{ gpm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_{\text{maks}} &= 1,3 \times V \\ &= 213,55 \text{ cfs} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{min}} &= 0,7 \times Q \\ &= 1495,5 \text{ gpm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_{\text{min}} &= 0,7 \times V \\ &= 114,99 \text{ cfs} \end{aligned}$$

2. Menetapkan tray spacing (T), sehingga diperoleh harga V_c

$$T = 16 \text{ in}$$

$$\text{Entrainment} = 5\%$$

$$\text{Didapat } V_c = 9,1 \text{ cfs (Figure 8-121, Ludwig vol. 2)}$$

3. Menghitung Diameter Kolom (Dt)

$$Dt = \sqrt{\frac{4}{\pi} \left(\frac{V_{\text{maks}}}{V_c} \right)}$$

$$Dt = \sqrt{\frac{4}{\pi} \left(\frac{1735,2}{9,2} \right)}$$

$$Dt = 14,469 \text{ ft (minimal)}$$

$$= 15 \text{ ft (yang diambil sesuai tabel 8.13 Ludwig)}$$

$$= 180 \text{ in}$$

$$A_t = \frac{1}{4} \pi Dt^2$$

$$A_t = \frac{1}{4} \pi (19)^2$$

$$A_t = 176,63 \text{ ft}^2$$

Layout Tray

1. Menetapkan tipe layout

Dari tabel 8-13 Ludwig, ditetapkan layout tray berupa Cascade Double Pass

2. Menghitung tinggi liquid di atas weir (how)

Ditetapkan $hw = 1,5$ in $lw = L$

$$how = 0,092 \times \left(\frac{Q}{lw}\right)^{\frac{2}{3}} \quad \text{untuk Double Pass } Q = Q/2$$

$$hl = hw + how$$

Syarat	L/D	0,6	0,65	0,7
	L,ft	9	9,75	10,5
	lw,ft	9	9,75	10,5
	how1, in	2,6466	2,5091	2,3881
	how2, in	1,7517	1,6607	1,5806
4" >	hl 1, in	4,1466	4,0091	3,8881
2" <	hl 2, in	3,2517	3,1607	3,0806

3. Menetapkan ukuran daerah Down Comer

Ditetapkan $hw - hc = 0,25$ in

$$hc = hw - 0,25$$

$$= 1,5 - 0,25$$

$$= 1,25 \text{ in}$$

$$Adc = hc \times lw$$

$$Ac = At - (2 \times Ad) - Ad \text{ tengah}$$

Untuk Double Pass

Ditetapkan lebar tengah 8" - 12", diambil lebar tengah 8"

$$\text{Lebar tengah} = 8 \text{ in}$$

$$\text{Ad tengah} = \text{lebar tengah} \times Dt$$

$$h_d = 0,03 \left(\frac{Q_{max}}{100 \times A_{dc}}\right)^2$$

Syarat	L/D	0,6	0,65	0,7
	Ad/At	0,0288	0,0392	0,052
	Ad, ft2	5,0868	6,9237	9,1845
	Ac, ft2	156,45	152,78	148,26
	Adc, ft2	0,9375	1,0156	1,0938
1" >	hd	0,1155	0,1109	0,1069

4. Menghitung luasan daerah untuk uap (A_c) dan daerah aktif (A_a)

Ditetapkan : $Wdl = 6$ in $lt = 3$ in

$$We = 1,5 \text{ in}$$

$$A_a = 2 \left[x \sqrt{r^2 - x^2} + r^2 \arcsin \frac{x}{r} \right]$$

$$x = \frac{D}{2} - \frac{(H + W_{dl})}{12}$$

$$r = \frac{D}{2} - \frac{W_e}{12}$$

Syarat	L/D	0,6	0,65	0,7
	H/D	0,1	0,122	0,143
	H, ft	1,5	1,8225	2,145
	x, ft	6,875	6,8481	6,8213
	r, ft	7,375	7,375	7,375
	x (r2-x2)^0,5	18,351	18,747	19,125
	r2 arc sin x/r	65,293	64,753	64,225
	Across, ft2	167,29	167	166,7
	Bt, ft	12	11,355	10,71
	Abt, ft2	6	5,6775	5,355
	Center, ft2	10	10	10
	Aa, ft2	151,29	151,32	151,35
	Aa/At, %	85,656	85,674	85,688

Dari hasil perhitungan di atas, maka dipilih L/T 0,7

5. Menghitung luasan daerah lubang (Ao), asumsi lubang disusun segitiga sama sisi.

$$\frac{A_o}{A_a} = \frac{0,9065}{n^2}$$

n	2,5	3	3,5	4
Ao, ft2	21,951	15,244	11,2	8,5747
Ac, ft2	148,26	148,26	148,26	148,26

Satisfactory Design

1. Periksa Pressure Drop di Tray = ht

$$h_p = \left(12 \times \left(\frac{\rho_v}{\rho_L} \right) \times 1,14 \times \left(\frac{U_{o1}^2}{2g_c} \right) \right) \times \left(\left(0,4 \times \left(1,25 - \frac{A_o}{A_c} \right) \right) + \left(1 - \frac{A_o}{A_c} \right)^{0,5} \right)$$

$$U_{o1} = \frac{V_{max}}{A_o}$$

$$h_r = \frac{31,2}{\rho_L}$$

$$h_t = h_p + h_r + h_{l1}$$

Syarat	n	2,5	3	3,5	4
	Ao, ft2	21,951	15,244	11,2	8,57469
	Ac, ft2	148,26	148,26	148,26	148,256
	Uo1, fps	9,7285	14,009	19,068	24,905
	gc	32,2	32,2	32,2	32,2
	l2(rho-V/rho-L)	0,6257	0,6257	0,6257	0,63
	1,14(Uo1 ² /2gc)	1,6754	3,4741	6,4361	10,9798

	$0,4(1,25-A_o/A_c)$	0,4408	0,4589	0,4698	0,47687
	$1-(A_o/A_c)^2$	0,9781	0,9894	0,9943	0,99665
	hp, in	1,4874	3,1483	5,8961	10,1234
	hr, in	0,4776	0,4776	0,4776	0,47765
	ht, in	5,8532	7,5141	10,262	14,4892

2. Periksa Down Comer back up

$$H_d = hl_1 + h_t + h_d$$

$$\frac{Hd}{T + h_w} \leq 0,5$$

$$\frac{0,8[\text{how max } x (T + h_w - H_d)^{0,5}]}{H} \leq 0,6$$

Syarat	n	2,5	3	3,5	4
	$0,5(T+h_w)$	8,75	8,75	8,75	8,75
$15,75 >$	Hd	10,115	11,776	14,524	18,7512
	0,6 H	10,8	10,8	10,8	10,8
$13,68 >$	tw	3,5367	3,1137	2,2452	#NUM!

3. Periksa Faktor Weeping (hpw)

$$h_{pm} = \left(12 \times \left(\frac{\rho_v}{\rho_L} \right) \times 1,14 \times \left(\frac{U_{o_2}^2}{2g_c} \right) \right) \times \left(\left(0,4 \times \left(1,25 - \frac{A_o}{A_c} \right) \right) + \left(1 - \frac{A_o}{A_c} \right)^{0,5} \right)$$

$$U_{o_2} = \frac{V_{min}}{A_o}$$

$$h_{pw} = 0,2 + 0,05 hl_{max}$$

Syarat	n	2,5	3	3,5	4
	Ao, ft2	21,951	15,244	11,2	8,57469
	Ac, ft2	156,45	156,45	156,45	156,451
	Uo2, fps	5,2384	7,5433	10,267	13,4104
	gc	32,2	32,2	32,2	32,2
	$12(\rho_o - V/\rho_o - L)$	0,6257	0,6257	0,6257	0,62572
	$1,14(U_{o_2}^2/2gc)$	0,4858	1,0073	1,8661	3,18348
	$0,4(1,25-A_o/A_c)$	0,4439	0,461	0,4714	0,47808
	$1-(A_o/A_c)^2$	0,9803	0,9905	0,9949	0,997
	hpm, in	0,4329	0,9149	1,7121	2,93829
hpm >	hpw, in	0,3944	0,3944	0,3944	0,39441

4. Periksa Flooding (Uvn) dan Entrainment (e)

$$e = 0,22 \left(\frac{73}{\sigma} \right) \left(\frac{\left(\frac{V_{max}}{A_c} \right)}{T_e} \right)^{3,2}$$

$$= 0,22 \left(\frac{73}{\sigma} \right) \left(\frac{\left(\frac{V_{max}}{A_c} \right)}{T - 2,5h_{l,max}} \right)^{3,2} \leq 0,1 \downarrow$$

$$e = 0,0047$$

$$\Psi = \frac{e}{1 - e}$$

$$= 0,0047$$

$$\frac{L}{V} \left(\frac{\rho_V}{\rho_L} \right)^{0,5} = 0,1269$$

Dari grafik 8-138 Ludwig, didapatkan :

%Flooding = 34 % (Untuk non foaming, flooding maksimum 85%)

Tinggi Kolom

Tinggi Kolom Bagian Atas $Z_1 = 3 \text{ ft}$

Tinggi Kolom Plate $Z_2 = S$ (jumlah plate-1)
22,7 ft

Tinggi Kolom Bawah $Z_3 = (Q/At) \cdot \theta$ Asumsi $\theta = 10$ menit
= 16,2 ft

Total Tinggi $Z = 41,8 \text{ ft}$

Tebal Shell

Bahan konstruksi : SA 299

$f = 18750 \text{ psi}$

$C = 0,125$

$E = 0,8$ Double Welded Butt Joint

$P_{op} = 20 \text{ bar}$

= 290 psia

= 275,3 psig

$P_d = 1,1 \times P_{op}$

= 302,83 psig

$t_s = \frac{P_d \times d_o}{2 (fE + 0,6 p_d)} + C$

= 1,9202 in

= 2 in

Spesifikasi D-300		
Keterangan	Ukuran	
Bahan	SA 299	
Diameter Tray	15	ft
	180	in
Layout	Double Pass	
Tray Spacing	1,3333	ft
	16	in
Tinggi Kolom	41,837	ft
	42	ft
	504	in
L/D	0,7	
n	2,5	
Tebal Shell	2	in

20. Amine Regenerator Column (D-301)

Diketahui :

$$\rho_L = 42,29 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho_V = 1,854 \text{ lb/ft}^3$$

$$\sigma = 37,1 \text{ dyne/cm}$$

$$Q = 7173000 \text{ lb/min}$$

$$169614,566 \text{ ft}^3/\text{min}$$

$$1268716,954 \text{ gallon/min}$$

$$V = 3147000 \text{ lb/min}$$

$$1697411 \text{ ft}^3/\text{min}$$

$$28290 \text{ cfs}$$

$$\text{Jumlah Plat} = 18 \text{ buah}$$

Merancang Diameter Kolom Tray

1. Menetapkan laju alir maksimum dan minimum ($\pm 30\%$)

$$Q_{\text{maks}} = 1,3 \times Q$$

$$= 2846,8 \text{ gpm}$$

$$V_{\text{maks}} = 1,3 \times V$$

$$= 295,08 \text{ cfs}$$

$$Q_{\text{min}} = 0,7 \times Q$$

$$= 1532,9 \text{ gpm}$$

$$V_{\text{min}} = 0,7 \times V$$

$$= 158,89 \text{ cfs}$$

2. Menetapkan tray spacing (T), sehingga diperoleh harga V_c

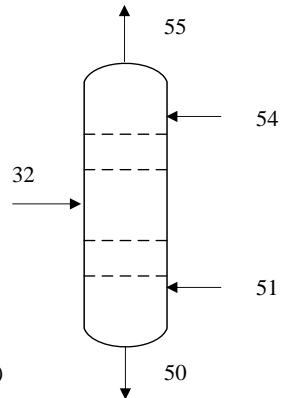
$$T = 16 \text{ in}$$

$$\text{Entrainment} = 10\%$$

$$\text{Didapat } V_c = 10 \text{ cfs (Figure 8-121, Ludwig vol. 2)}$$

3. Menghitung Diameter Kolom (Dt)

$$Dt = \sqrt{\frac{4}{\pi} \left(\frac{V_{\text{maks}}}{V_c} \right)}$$



$$Dt = \sqrt{\frac{4}{\pi} \left(\frac{1735,2}{9,2} \right)}$$

$$Dt = 13,974 \text{ ft (minimal)}$$

$$= 20 \text{ ft (yang diambil sesuai tabel 8.13 Ludwig)}$$

$$= 240 \text{ in}$$

$$A_t = \frac{1}{4} \pi Dt^2$$

$$A_t = \frac{1}{4} \pi (19)^2$$

$$A_t = 314 \text{ ft}^2$$

Layout Tray

1. Menetapkan tipe layout

Dari tabel 8-13 Ludwig, ditetapkan layout tray berupa Cascade Double Pass

2. Menghitung tinggi liquid di atas weir (how)

Ditetapkan hw = 1,5 in lw = L

$$how = 0,092 \times \left(\frac{Q}{lw} \right)^{\frac{2}{3}} \quad \text{untuk Double Pass } Q = Q/2$$

$$hl = hw + how$$

Syarat	L/D	0,5	0,55	0,6
	L,ft	7,5	8,25	9
	lw,ft	7,5	8,25	9
	how1, in	2,9886	2,8046	2,6466
	how2, in	1,9781	1,8563	1,7517
4" >	hl 1,in	4,4886	4,3046	4,1466
2" <	hl 2 ,in	3,4781	3,3563	3,2517

3. Menetapkan ukuran daerah Down Comer

Ditetapkan hw - hc = 0,25 in

$$hc = hw - 0,25$$

$$= 1,5 - 0,25$$

$$= 1,25 \text{ in}$$

$$A_{dc} = hc \times lw$$

$$A_c = A_t - (2 \times A_d) - A_{dc} \text{ tengah}$$

Untuk Double Pass

Ditetapkan lebar tengah 8" - 12", diambil lebar tengah 8"

$$\text{Lebar tengah} = 8 \text{ in}$$

$$\text{Ad tengah} = \text{lebar tengah} \times Dt$$

$$h_d = 0,03 \left(\frac{Q_{max}}{100 \times A_{dc}} \right)^2$$

Syarat	L/D	0,5	0,55	0,6
	Ad/At	0,0288	0,0392	0,052
	Ad, ft2	5,0868	6,9237	9,1845
	Ac, ft2	156,45	152,78	148,26
	Adc, ft2	0,7813	0,8594	0,9375
1" >	hd	0,1265	0,1206	0,1155

4. Menghitung luasan daerah untuk uap (Ac) dan daerah aktif (Aa)

Ditetapkan : Wdl = 6 in It = 3 in

We = 1,5 in

$$A_a = 2 \left[x \sqrt{(r^2 - x^2)} + r^2 \arcsin \frac{x}{r} \right]$$

$$x = \frac{D}{2} - \frac{(H + W_{dl})}{12}$$

$$r = \frac{D}{2} - \frac{W_e}{12}$$

Syarat	L/D	0,5	0,55	0,6
	H/D	0,067	0,0825	0,1
	H, ft	1,005	1,2375	1,5
	x, ft	6,9163	6,8969	6,875
	r, ft	7,375	7,375	7,375
	x (r ² -x ²) ^{0,5}	17,709	18,016	18,351
	r ² arc sin x/r	66,151	65,744	65,293
	Across, ft2	167,72	167,52	167,29
	Bt, ft	12,99	12,525	12
	Abt, ft2	6,495	6,2625	6
	Center, ft2	10	10	10
	Aa, ft2	151,23	151,26	151,29
	Aa/At, %	85,62	85,638	85,656

Dari hasil perhitungan di atas, maka dipilih L/I 0,55

5. Menghitung luasan daerah lubang (Ao), asumsi lubang disusun segitiga sama sisi.

$$\frac{A_o}{A_a} = \frac{0,9065}{n^2}$$

n	2,5	3	3,5	4
Ao, ft2	21,948	15,241	11,198	8,5733
Ac, ft2	148,26	148,26	148,26	148,26

Satisfactory Design

1. Periksa Pressure Drop di Tray = ht

$$h_p = \left(12 \times \left(\frac{\rho_v}{\rho} \right) \times 1,14 \times \left(\frac{U_{o1}^2}{\gamma \alpha} \right) \right) \times \left(\left(0,4 \times \left(1,25 - \frac{A_o}{A} \right) \right) + \left(1 - \frac{A_o}{A} \right)^{0,5} \right)$$

$$U_{o1} = \frac{V_{max}}{A_o}$$

$$h_r = \frac{31,2}{\rho_L}$$

$$h_t = h_p + h_r + hl_1$$

Syarat	n	2,5	3	3,5	4
	Ao, ft2	21,948	15,244	11,2	8,57469
	Ac, ft2	152,78	152,78	152,78	152,778
	Uo1, fps	9,7301	14,009	19,068	24,905
	gc	32,2	32,2	32,2	32,2
	1,14(Uo1 ² /2gc)	0,6257	0,6257	0,6257	0,63
	0,4(1,25-Ao/Ac)	0,4425	0,4601	0,4707	0,47755
	1-(Ao/Ac) ²	0,9794	0,99	0,9946	0,99685
	hp, in	1,4911	3,1523	5,9011	10,1295
	hr, in	0,4776	0,4776	0,4776	0,47765
	ht, in	5,9778	7,639	10,388	14,6162

2. Periksa Down Comer back up

$$H_d = hl_1 + h_t + h_d$$

$$\frac{H_d}{T + h_w} \leq 0,5$$

$$\frac{0,8[\text{how max } x (T + h_w - H_d)^{0,5}]}{H} \leq 0,6$$

Syarat	n	2,5	3	3,5	4
	0,5(T+h _w)	8,75	8,75	8,75	8,75
15,75 >	H _d	10,098	11,759	14,508	18,7362
	0,6 H	13,122	13,122	13,122	13,122
13,68 >	tw	3,4477	3,1184	2,2513	#NUM!

3. Periksa Faktor Weeping (hpw)

$$h_{pm} = \left(12 \times \left(\frac{\rho_v}{\rho_L} \right) \times 1,14 \times \left(\frac{U_{o2}^2}{2g_c} \right) \right) \times \left(\left(0,4 \times \left(1,25 - \frac{A_o}{A_c} \right) \right) + \left(1 - \frac{A_o}{A_c} \right)^{0,5} \right)$$

$$U_{o2} = \frac{V_{min}}{A_o}$$

$$h_{pw} = 0,2 + 0,05 hl_{max}$$

Syarat	n	2,5	3	3,5	4
--------	---	-----	---	-----	---

	Ao, ft2	21,948	15,241	11,198	8,57329
	Ac, ft2	152,78	152,78	152,78	152,778
	Uo2, fps	5,2393	7,5446	10,269	13,4126
	gc	32,2	32,2	32,2	32,2
	$l2(\rho_o - V/\rho_o - L)$	0,6257	0,6257	0,6257	0,62572
	$1,14(Uo2^2/2gc)$	0,4859	1,0076	1,8667	3,18452
	$0,4(1,25 - Ao/Ac)$	0,4425	0,4601	0,4707	0,47755
	$1 - (Ao/Ac)^2$	0,9794	0,99	0,9946	0,99685
	hpm, in	0,4323	0,9143	1,7115	2,93792
hpm >	hpw, in	0,4005	0,4005	0,4005	0,40045

4. Periksa Flooding (Uvn) dan Entrainment (e)

$$e = 0,22 \left(\frac{73}{\sigma} \right) \left(\frac{\left(\frac{V_{max}}{A_c} \right)}{T_e} \right)^{3,2}$$

$$= 0,22 \left(\frac{73}{\sigma} \right) \left(\frac{\left(\frac{V_{max}}{A_c} \right)}{T - 2,5h_{l,max}} \right)^{3,2} \leq 0,1$$

$$e = 0,0238$$

$$\psi = \frac{e}{1 - e}$$

$$= 0,0244$$

$$\frac{L}{V} \left(\frac{\rho_V}{\rho_L} \right)^{0,5} = 0,3995$$

Dari grafik 8-138 Ludwig, didapatkan :

%Flooding = 58 % (Untuk non foaming, flooding maksimum 85%)

Tinggi Kolom

Tinggi Kolom Bagian Atas $Z_1 = 3 \text{ ft}$

Tinggi Kolom Plate $Z_2 = S$ (jumlah plate-1)
22,7 ft

Tinggi Kolom Bawah $Z_3 = (Q/At) * \theta$ Asumsi $\epsilon = 10$ menit
= 9,32 ft

Total Tinggi $Z = 35 \text{ ft}$

Tebal Shell

Bahan konstruksi : SA 299

$$f = 18750 \text{ psi}$$

$$C = 0,125$$

E = 0,8 Double Welded Butt Joint

$$P_{op} = 20 \text{ bar}$$

$$= 290 \text{ psia}$$

$$= 275,3 \text{ psig}$$

$$P_d = 1,1 \times P_{op}$$

$$= 302,83 \text{ psig}$$

$$t_s = \frac{P_d \times d_o}{2 (fE + 0,6 p_d)} + C$$

$$= 2,5186 \text{ in}$$

$$= 3 \text{ in}$$

Spesifikasi D-301	
Keterangan	Ukuran
Bahan	SA 299
Diameter Tray	20 ft
	240 in
Layout	Double Pass
Tray Spacing	1,3333 ft
	16 in
Tinggi Kolom	34,99 ft
	35 ft
	420 in
L/D	0,55
n	2,5
Tebal Shell	3 in

26. Demethanizer Tower (D-400)

Diketahui :

$$\rho_L = 24,04 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho_V = 2,311 \text{ lb/ft}^3$$

$$\sigma = 14,38 \text{ dyne/cm}$$

$$Q = 897000 \text{ lb/min}$$

$$776,042 \text{ ft}^3/\text{min}$$

$$5804,7951 \text{ gallon/min}$$

$$V = 719200 \text{ lb/min}$$

$$14526,39 \text{ ft}^3/\text{min}$$

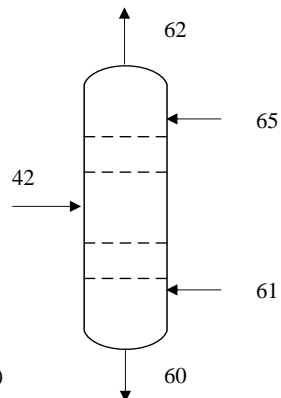
$$242,11 \text{ cfs}$$

$$\text{Jumlah Plat} = 25 \text{ buah}$$

Merancang Diameter Kolom Tray

1. Menetapkan laju alir maksimum dan minimum ($\pm 30\%$)

$$Q_{maks} = 1,3 \times Q$$



$$\begin{aligned}
 &= 2084,9 \text{ gpm} \\
 V_{maks} &= 1,3 \times V \\
 &= 258,95 \text{ cfs} \\
 Q_{min} &= 0,7 \times Q \\
 &= 1122,6 \text{ gpm} \\
 V_{min} &= 0,7 \times V \\
 &= 139,43 \text{ cfs}
 \end{aligned}$$

2. Menetapkan tray spacing (T), sehingga diperoleh harga Vc

$$T = 16 \text{ in}$$

$$\text{Entrainment} = 10\%$$

$$\text{Didapat } V_c = 7,7 \text{ cfs (Figure 8-121, Ludwig vol. 2)}$$

3. Menghitung Diameter Kolom (Dt)

$$Dt = \sqrt{\frac{4}{\pi} \left(\frac{V_{maks}}{V_c} \right)}$$

$$Dt = \sqrt{\frac{4}{\pi} \left(\frac{1735,2}{9,2} \right)}$$

$$Dt = 13,628 \text{ ft (minimal)}$$

$$= 15 \text{ ft (yang diambil sesuai tabel 8.13 Ludwig)}$$

$$= 180 \text{ in}$$

$$A_t = \frac{1}{4} \pi Dt^2$$

$$A_t = \frac{1}{4} \pi (19)^2$$

$$A_t = 176,63 \text{ ft}^2$$

Layout Tray

1. Menetapkan tipe layout

Dari tabel 8-13 Ludwig, ditetapkan layout tray berupa Double Pass

2. Menghitung tinggi liquid di atas weir (how)

$$\text{Ditetapkan } hw = 1,5 \text{ in} \quad lw = L$$

$$how = 0,092 \times \left(\frac{Q}{lw} \right)^{\frac{2}{3}} \quad \text{untuk Double Pass } Q = Q/2$$

$$hl = hw + how$$

Syarat	L/D	0,5	0,55	0,6
	L,ft	7,5	8,25	9
	lw,ft	7,5	8,25	9
	how1, in	2,9886	2,8046	2,6466
	how2, in	1,9781	1,8563	1,7517
4" >	hl 1, in	4,4886	4,3046	4,1466
2" <	hl 2, in	3,4781	3,3563	3,2517

3. Menetapkan ukuran daerah Down Comer

Ditetapkan $hw - hc = 0,25$ in

$$hc = hw - 0,25$$

$$= 1,5 - 0,25$$

$$= 1,25 \text{ in}$$

$$Adc = hc \times lw$$

$$Ac = At - (2 \times Ad) - Ad \text{ tengah}$$

Untuk Double Pass

Ditetapkan lebar tengah 8" - 12", diambil lebar tengah 8"

$$\text{Lebar tengah} = 8 \text{ in}$$

$$Ad \text{ tengah} = \text{lebar tengah} \times Dt$$

$$h_d = 0,03 \left(\frac{Q_{max}}{100 \times A_{dc}} \right)^2$$

Syarat	L/D	0,5	0,55	0,6
	Ad/At	0,0288	0,0392	0,052
	Ad, ft2	5,0868	6,9237	9,1845
	Ac, ft2	156,45	152,78	148,26
	Adc, ft2	0,7813	0,8594	0,9375
1" >	hd	0,1265	0,1206	0,1155

4. Menghitung luasan daerah untuk uap (Ac) dan daerah aktif (Aa)

Ditetapkan : $Wdl = 6$ in $lt = 3$ in

$$We = 1,5 \text{ in}$$

$$A_a = 2 \left[x \sqrt{(r^2 - x^2)} + r^2 \arcsin \frac{x}{r} \right]$$

$$x = \frac{D}{2} - \frac{(H + W_{dl})}{12}$$

$$r = \frac{D}{2} - \frac{W_e}{12}$$

Syarat	L/D	0,5	0,55	0,6
	H/D	0,067	0,0825	0,1
	H, ft	1,005	1,2375	1,5
	x, ft	6,9163	6,8969	6,875
	r, ft	7,375	7,375	7,375
	$x \sqrt{(r^2 - x^2)}$	17,709	18,016	18,351
	$r^2 \arcsin x/r$	66,151	65,744	65,293
	Across, ft2	167,72	167,52	167,29
	Bt, ft	12,99	12,525	12
	Abt, ft2	6,495	6,2625	6
	Center, ft2	10	10	10
	Aa, ft2	151,23	151,26	151,29
	Aa/At, %	85,62	85,638	85,656

Dari hasil perhitungan di atas, maka dipilih L/T 0,5

5. Menghitung luasan daerah lubang (Ao), asumsi lubang disusun menurut segitiga sama s:

$$\frac{A_o}{A_a} = \frac{0,9065}{n^2}$$

n	2,5	3	3,5	4
Ao, ft2	21,943	15,238	11,195	8,5715
Ac, ft2	156,45	156,45	156,45	156,45

Satisfactory Design

1. Periksa Pressure Drop di Tray = ht

$$h_p = \left(12 \times \left(\frac{\rho_v}{\rho_L} \right) \times 1,14 \times \left(\frac{U_{o1}^2}{2gc} \right) \right) \times \left(\left(0,4 \times \left(1,25 - \frac{A_o}{A_c} \right) \right) + \left(1 - \frac{A_o}{A_c} \right)^{0,5} \right)$$

$$U_{o1} = \frac{V_{max}}{A_o}$$

$$h_r = \frac{31,2}{\rho_L}$$

$$h_t = h_p + h_r + hl_1$$

Syarat	n	2,5	3	3,5	4
Ao, ft2	21,943	15,238	11,195	8,57148	
Ac, ft2	156,45	156,45	156,45	156,451	
Uo1, fps	9,7322	14,014	19,075	24,9143	
gc	32,2	32,2	32,2	32,2	
12(rho-V/rho-L)	0,6257	0,6257	0,6257	0,62572	
1,14(Uo1 ² /2gc)	1,6766	3,4767	6,4409	10,988	
0,4(1,25-Ao/Ac)	0,4439	0,461	0,4714	0,47809	
1-(Ao/Ac) ²	0,9803	0,9905	0,9949	0,997	
hp, in	1,4942	3,1577	5,9093	10,1418	
hr, in	0,4776	0,4776	0,4776	0,47765	
ht, in	6,1184	7,782	10,534	14,766	

2. Periksa Down Comer back up

$$H_d = hl_1 + h_t + h_d$$

$$\frac{Hd}{T + h_w} \leq 0,5$$

$$\frac{0,8[\text{how max } x (T + h_w - H_d)^{0,5}]}{H} \leq 0,6$$

Syarat	n	2,5	3	3,5	4
--------	---	-----	---	-----	---

	0,5(T+hw)	8,75	8,75	8,75	8,75
15,75 >	Hd	10,38	12,044	14,796	19,028
	0,6 H	10,8	10,8	10,8	10,8
13,68 >	tw	3,4726	3,04	2,1403	#NUM!

3. Periksa Faktor Weeping (h_{pw})

$$h_{pm} = \left(12 \times \left(\frac{\rho_V}{\rho_L} \right) \times 1,14 \times \left(\frac{U_{o2}^2}{2g_c} \right) \right) \times \left(\left(0,4 \times \left(1,25 - \frac{A_o}{A_c} \right) \right) + \left(1 - \frac{A_o}{A_c} \right)^{0,5} \right)$$

$$U_{o2} = \frac{V_{min}}{A_o}$$

$$h_{pw} = 0,2 + 0,05 h_{l,max}$$

Syarat	n	2,5	3	3,5	4
	Ao, ft2	21,943	15,238	11,195	8,57148
	Ac, ft2	156,45	156,45	156,45	156,451
	Uo2, fps	5,2404	7,5462	10,271	13,4154
	gc	32,2	32,2	32,2	32,2
	12(rho-V/rho-L)	0,6257	0,6257	0,6257	0,62572
	1,14(Uo2 ² /2gc)	0,4861	1,008	1,8675	3,18586
	0,4(1,25-Ao/Ac)	0,4439	0,461	0,4714	0,47809
	1-(Ao/Ac) ²	0,9803	0,9905	0,9949	0,997
	hpm, in	0,4332	0,9156	1,7134	2,94051
hpm >	hpw, in	0,4073	0,4073	0,4073	0,40733

4. Periksa Flooding (U_{vn}) dan Entrainment (e)

$$e = 0,22 \left(\frac{73}{\sigma} \right) \left(\frac{\left(\frac{V_{max}}{A_c} \right)}{T_e} \right)^{3,2}$$

$$= 0,22 \left(\frac{73}{\sigma} \right) \left(\frac{\left(\frac{V_{max}}{A_c} \right)}{T - 2,5h_{l,max}} \right)^{3,2} \leq 0,1 \downarrow$$

$$e = 0,0375$$

$$\Psi = \frac{e}{1 - e}$$

$$= 0,039$$

$$\dots \leq 0,5$$

$$\frac{L}{V} \left(\frac{\rho_V}{\rho_L} \right)^{0.5} = 0,087$$

Dari grafik 8-138 Ludwig, didapatkan :

%Flooding = 62 % (Untuk non foaming, flooding maksimum 85%)

Tinggi Kolom

Tinggi Kolom Bagian Atas $Z_1 = 3$ ft

Tinggi Kolom Plate $Z_2 = S$ (jumlah plate-1)
22,7 ft

Tinggi Kolom Bawah $Z_3 = (Q/At) \cdot \theta$ Asumsi $\epsilon = 10$ menit
= 12,1 ft

Total Tinggi $Z = 37,8$ ft

Tebal Shell

Bahan konstruksi : SA 299

$f = 18750$ psi

$C = 0,125$

$E = 0,8$ Double Welded Butt Joint

$P_{op} = 20$ bar

= 290 psia

= 275,3 psig

$P_d = 1,1 \times P_{op}$

= 302,83 psig

$t_s = \frac{P_d \times d_o}{2 (fE + 0,6 p_d)} + C$

= 1,9202 in

= 2 in

Spesifikasi D-400	
Keterangan	Ukuran
Bahan	SA 299
Diameter Tray	15 ft
	180 in
Layout	Double Pass
Tray Spacing	1,3333 ft
	16 in
Tinggi Kolom	37,806 ft
	48 ft
	576 in
L/D	0,5
n	2,5
Tebal Shell	2 in

27. Deethanizer Tower (D-401)

Diketahui :

$$\rho_L = 27,79 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho_V = 2,175 \text{ lb/ft}^3$$

$$\sigma = 4,3811 \text{ dyne/cm}$$

$$Q = 191900 \text{ lb/min}$$

$$6905,362 \text{ ft}^3/\text{min}$$

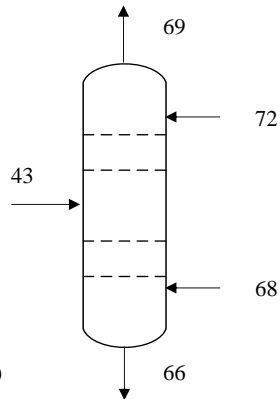
$$51652,105 \text{ gallon/min}$$

$$V = 150100 \text{ lb/min}$$

$$69011,494 \text{ ft}^3/\text{min}$$

$$1150,2 \text{ cfs}$$

$$\text{Jumlah Plat} = 16 \text{ buah}$$



Merancang Diameter Kolom Tray

1. Menetapkan laju alir maksimum dan minimum ($\pm 30\%$)

$$\begin{aligned} Q_{\text{maks}} &= 1,3 \times Q \\ &= 1537,9 \text{ gpm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_{\text{maks}} &= 1,3 \times V \\ &= 85,166 \text{ cfs} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{min}} &= 0,7 \times Q \\ &= 828,09 \text{ gpm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_{\text{min}} &= 0,7 \times V \\ &= 45,858 \text{ cfs} \end{aligned}$$

2. Menetapkan tray spacing (T), sehingga diperoleh harga V_c

$$T = 16 \text{ in}$$

$$\text{Entrainment} = 10\%$$

$$\text{Didapat } V_c = 7,5 \text{ cfs (Figure 8-121, Ludwig vol. 2)}$$

3. Menghitung Diameter Kolom (D_t)

$$D_t = \sqrt{\frac{4}{\pi} \left(\frac{V_{\text{maks}}}{V_c} \right)}$$

$$D_t = \sqrt{\frac{4}{\pi} \left(\frac{1735,2}{9,2} \right)}$$

$$D_t = 11,86 \text{ ft (minimal)}$$

$$= 12 \text{ ft (yang diambil sesuai tabel 8.13 Ludwig)}$$

$$= 144 \text{ in}$$

$$A_t = \frac{1}{4} \pi D_t^2$$

$$A_t = \frac{1}{4} \pi (12)^2$$

$$A_t = 113,04 \text{ ft}^2$$

Layout Tray

1. Menetapkan tipe layout

Dari tabel 8-13 Ludwig, ditetapkan layout tray berupa Double Pass

2. Menghitung tinggi liquid di atas weir (how)

Ditetapkan $hw = 1,5$ in $lw = L$

$$how = 0,092 \times \left(\frac{Q}{lw}\right)^{\frac{2}{3}} \quad \text{untuk Double Pass } Q = Q/2$$

$$hl = hw + how$$

Syarat	L/D	0,5	0,55	0,6
	L,ft	7,5	8,25	9
	lw,ft	7,5	8,25	9
	how1, in	2,9886	2,8046	2,6466
	how2, in	1,9781	1,8563	1,7517
4" >	hl 1, in	4,4886	4,3046	4,1466
2" <	hl 2, in	3,4781	3,3563	3,2517

3. Menetapkan ukuran daerah Down Comer

Ditetapkan $hw - hc = 0,25$ in

$$hc = hw - 0,25$$

$$= 1,5 - 0,25$$

$$= 1,25 \text{ in}$$

$$Adc = hc \times lw$$

$$Ac = At - (2 \times Ad) - Ad \text{ tengah}$$

Untuk Double Pass

Ditetapkan lebar tengah 8" - 12", diambil lebar tengah 8"

$$\text{Lebar tengah} = 8 \text{ in}$$

$$\text{Ad tengah} = \text{lebar tengah} \times Dt$$

$$h_d = 0,03 \left(\frac{Q_{max}}{100 \times A_{dc}}\right)^2$$

Syarat	L/D	0,5	0,55	0,6
	Ad/At	0,0288	0,0392	0,052
	Ad, ft2	5,0868	6,9237	9,1845
	Ac, ft2	156,45	152,78	148,26
	Adc, ft2	0,7813	0,8594	0,9375
1" >	hd	0,1265	0,1206	0,1155

4. Menghitung luasan daerah untuk uap (A_c) dan daerah aktif (A_a)

Ditetapkan : $Wdl = 6$ in $lt = 3$ in

$$We = 1,5 \text{ in}$$

$$A_a = 2 \left[x \sqrt{(r^2 - x^2)} + r^2 \arcsin \frac{x}{r} \right]$$

$$x = \frac{D}{2} - \frac{(H + W_{dl})}{12}$$

$$r = \frac{D}{2} - \frac{W_e}{12}$$

Syarat	L/D	0,5	0,55	0,6
	H/D	0,067	0,0825	0,1
	H, ft	1,005	1,2375	1,5
	x, ft	6,9163	6,8969	6,875
	r, ft	7,375	7,375	7,375
	x (r2-x2)^0,5	17,709	18,016	18,351
	r2 arc sin x/r	66,151	65,744	65,293
	Across, ft2	167,72	167,52	167,29
	Bt, ft	12,99	12,525	12
	Abt, ft2	6,495	6,2625	6
	Center, ft2	10	10	10
	Aa, ft2	151,23	151,26	151,29
	Aa/At, %	85,62	85,638	85,656

Dari hasil perhitungan di atas, maka dipilih L/T 0,5

5. Menghitung luasan daerah lubang (Ao), asumsi lubang disusun segitiga sama sisi.

$$\frac{A_o}{A_a} = \frac{0,9065}{n^2}$$

n	2,5	3	3,5	4
Ao, ft2	21,943	15,238	11,195	8,5715
Ac, ft2	156,45	156,45	156,45	156,45

Satisfactory Design

1. Periksa Pressure Drop di Tray = ht

$$h_p = \left(12 \times \left(\frac{\rho_v}{\rho_L} \right) \times 1,14 \times \left(\frac{U_{o1}^2}{2g_c} \right) \right) \times \left(\left(0,4 \times \left(1,25 - \frac{A_o}{A_c} \right) \right) + \left(1 - \frac{A_o}{A_c} \right)^{0,5} \right)$$

$$U_{o1} = \frac{V_{max}}{A_o}$$

$$h_r = \frac{31,2}{\rho_L}$$

$$h_t = h_p + h_r + hl_1$$

Syarat	n	2,5	3	3,5	4
	Ao, ft2	21,943	15,238	11,195	8,57148
	Ac, ft2	156,45	156,45	156,45	156,451
	Uo1, fps	9,7322	14,014	19,075	24,9143
	gc	32,2	32,2	32,2	32,2
	l2(rho-V/rho-L)	0,6257	0,6257	0,6257	0,62572
	1,14(Uo1^2/2gc)	1,6766	3,4767	6,4409	10,988

	$0,4(1,25-A_o/A_c)$	0,4439	0,461	0,4714	0,47809
	$1-(A_o/A_c)^2$	0,9803	0,9905	0,9949	0,997
	hp, in	1,4942	3,1577	5,9093	10,1418
	hr, in	0,4776	0,4776	0,4776	0,47765
	ht, in	6,1184	7,782	10,534	14,766

2. Periksa Down Comer back up

$$H_d = h_{l1} + h_t + h_d$$

$$\frac{H_d}{T + h_w} \leq 0,5$$

$$\frac{0,8[\text{how max } x (T + h_w - H_d)^{0,5}]}{H} \leq 0,6$$

Syarat	n	2,5	3	3,5	4
	$0,5(T+h_w)$	8,75	8,75	8,75	8,75
$15,75 >$	Hd	10,38	12,044	14,796	19,028
	0,6 H	10,8	10,8	10,8	10,8
$13,68 >$	tw	3,4726	3,04	2,1403	#NUM!

3. Periksa Faktor Weeping (hpw)

$$h_{pm} = \left(12 \times \left(\frac{\rho_v}{\rho_L} \right) \times 1,14 \times \left(\frac{U_{o2}^2}{2g_c} \right) \right) \times \left(\left(0,4 \times \left(1,25 - \frac{A_o}{A_c} \right) \right) + \left(1 - \frac{A_o}{A_c} \right)^{0,5} \right)$$

$$U_{o2} = \frac{V_{min}}{A_o}$$

$$h_{pw} = 0,2 + 0,05 h_{lmax}$$

Syarat	n	2,5	3	3,5	4
	Ao, ft2	21,943	15,238	11,195	8,57148
	Ac, ft2	156,45	156,45	156,45	156,451
	Uo2, fps	5,2404	7,5462	10,271	13,4154
	gc	32,2	32,2	32,2	32,2
	$12(\rho_o - V/\rho_o - L)$	0,6257	0,6257	0,6257	0,62572
	$1,14(U_{o2}^2/2gc)$	0,4861	1,008	1,8675	3,18586
	$0,4(1,25-A_o/A_c)$	0,4439	0,461	0,4714	0,47809
	$1-(A_o/A_c)^2$	0,9803	0,9905	0,9949	0,997
	hpm, in	0,4332	0,9156	1,7134	2,94051
hpm >	hpw, in	0,4073	0,4073	0,4073	0,40733

4. Periksa Flooding (Uvn) dan Entrainment (e)

$$e = 0,22 \left(\frac{73}{\sigma} \right) \left(\frac{\left(\frac{V_{max}}{A_c} \right)}{T_e} \right)^{3,2}$$

$$= 0,22 \left(\frac{73}{\sigma} \right) \left(\frac{\left(\frac{V_{max}}{A_c} \right)}{T - 2,5h_{l,max}} \right)^{3,2} \leq 0,1 \downarrow$$

$$e = 0,0011$$

$$\Psi = \frac{e}{1 - e}$$

$$= 0,0011$$

$$\frac{L}{V} \left(\frac{\rho_V}{\rho_L} \right)^{0,5} = 0,1656$$

Dari grafik 8-138 Ludwig, didapatkan :

%Flooding = 69 % (Untuk non foaming, flooding maksimum 85%)

Tinggi Kolom

Tinggi Kolom Bagian Atas $Z_1 = 3 \text{ ft}$

Tinggi Kolom Plate $Z_2 = S (\text{jumlah plate-1})$
22,7 ft

Tinggi Kolom Bawah $Z_3 = (Q/At) * \theta$ Asumsi $\epsilon = 10 \text{ menit}$
= 14 ft

Total Tinggi $Z = 39,7 \text{ ft}$

Tebal Shell

Bahan konstruksi : SA 299

f = 18750 psi

C = 0,125

E = 0,8 Double Welded Butt Joint

$P_{op} = 20 \text{ bar}$

= 290 psia

= 275,3 psig

$P_d = 1,1 \times P_{op}$

= 302,83 psig

$ts = \frac{P_d \times d_o}{2 (fE + 0,6 p_d)} + C$

= 1,5612 in

= 2 in

Spesifikasi D-401		
Keterangan	Ukuran	
Bahan	SA 299	
Diameter Tray	12	ft
	144	in
Layout	Double Pass	
Tray Spacing	1,3333	ft
	16	in
Tinggi Kolom	39,658	ft
	37	ft
	444	in
L/D	0,5	
n	2,5	
Tebal Shell	2	in

absorber asli

$$\rho_L = 65,32 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho_V = 3,406 \text{ lb/ft}^3$$

$$\sigma = 43,43 \text{ dyne/cm}$$

$$Q = 18656,05274 \text{ lb/min}$$

$$285,610 \text{ ft}^3/\text{min}$$

$$2136,4 \text{ gallon/min}$$

$$V = 33570,48625 \text{ lb/min}$$

$$9856,279 \text{ ft}^3/\text{min}$$

$$164,27 \text{ cfs}$$

$$\text{Jumlah Plat} = 18 \text{ buah}$$

Amine Regenerator asli

$$\rho_L = \# \quad \text{lb/ft}^3$$

$$\rho_V = 0 \quad \text{lb/ft}^3$$

$$\sigma = 37,1 \quad \text{dyne/cm}$$

$$Q = 18411,93416 \quad \text{lb/min}$$

$$292,764 \quad \text{ft}^3/\text{min}$$

$$2189,9 \quad \text{gallon/min}$$

$$V = 2480,022476 \quad \text{lb/min}$$

$$13619,014 \quad \text{ft}^3/\text{min}$$

$$226,98 \quad \text{cfs}$$

$$\text{Jumlah Plat} = 18 \quad \text{buah}$$

Demethanizer asli

$$\rho_L = 35,22 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho_V = 1,497 \text{ lb/ft}^3$$

$$\sigma = 14,38 \text{ dyne/cm}$$

$$Q = 7551,47745 \text{ lb/min}$$

$$214,409 \text{ ft}^3/\text{min}$$

$$1603,8 \text{ gallon/min}$$

$$V = 17891,35099 \text{ lb/min}$$

$$11951,47 \text{ ft}^3/\text{min}$$

$$199,19 \text{ cfs}$$

$$\text{Jumlah Plat} = 25 \text{ buah}$$

Deethanizer asli

$$\rho_L = 36,34 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho_v = 2,144 \text{ lb/ft}^3$$

$$\sigma = 13,76 \text{ dyne/cm}$$

$$Q = 5747,269358 \text{ lb/min}$$

$$158,153 \text{ ft}^3/\text{min}$$

$$1183 \text{ gallon/min}$$

$$V = 8427,454852 \text{ lb/min}$$

$$3930,7159 \text{ ft}^3/\text{min}$$

$$65,512 \text{ cfs}$$

$$\text{Jumlah Plat} = 16 \text{ buah}$$

10. Pre Compressor Flash Separator (F-210)

Fungsi: Untuk memisahkan fase gas dan liquid dari Process gas

Keterangan aliran:

Arus 14: *Process Gas*

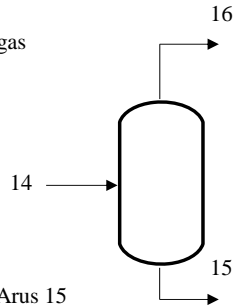
Arus 16: Fase gas dari arus 14

Arus 15: Fase liquid dari arus 14

Kondisi Operasi:

Suhu: 45 Celcius = 113 Fahrenheit

Tekanan: 4 bar = 58,0151 psia



Arus 14

w = 294800 kg/h

= 648560 lb/hr

ρ = 2,792 lb/ft³

V_f = 232292,264 ft³/hr

Arus 16

w = 231490 kg/h

= 509278 lb/hr

ρ = 0,2327 lb/ft³

V_v = 2188560,38 ft³/hr

Arus 15

w = 63310 kg/h

= 139282 lb/hr

ρ = 4,639 lb/ft³

V_L = 30024,143 ft³/hr

Menentukan Dimensi Tangki

Dengan menggunakan mist eliminator, maka K_v = 0,35 ft/s

$$v_v = k_v \left(\frac{\rho_L' - \rho_V'}{\rho_V'} \right)^{1/2} \quad (\text{Silla, 2003})$$

v = 1,5230245 ft/s

V = A x v

A = 399,16196 ft²

A = $\pi D^2 / 4$

Diameter Tangki = D = 22,549647 ft

= 270,59576 in = 6,87 m

L/D = 2 (Silla, 2003)

Tinggi Tangki = L = 541,19153 in = 13,7 m

Menentukan Tekanan Desain (P_d)

Tekanan design tangki sama dengan tekanan operasi ditambah dengan tekanan hidrostatic bahan

P Operasi = 58,0151 psia

P Hydro = $\rho_L \times g \times L_L$

= $\frac{614,762}{144}$

= 4,26918 psia

P Total = 62,2843 psia = 47,5843 psig

P Desain = 1,10 x P Total (Coulson & Richardson, p.810)

= 52,343 psig

Menentukan Ketebalan Silinder

Dipergunakan bahan yang terbuat dari carbon steel SA 299 dengan spesifikasi :

(Tabel 13.1, Brownell & Young hal : 251)

$$\begin{aligned} f &= 18750 \text{ psi} \\ E &= 0,8 \quad \text{double welded butt joint} \quad (\text{Tabel 2.1, Kusnarjo, hal 14}) \\ C &= 0,0625 \text{ in} \quad (\text{Kusnarjo, hal14}) \end{aligned}$$

$$ts = \frac{Pd \times ri}{(f E - 0,6 Pd)} + C \quad (\text{Brownell \& Young, Pers.13.1, p254})$$

dimana :

- ts = Tebal minimum silinder, in
- Pd = Tekanan Design, psi
- f = Allowable stress maksimum, psi
- ri = Radius dalam silinder, in
- E = Effisiensi sambungan las
- C = Tebal korosi, in

$$\begin{aligned} ts &= \frac{Pd \times ri}{(f E - 0,6 Pd)} + C \\ &= \frac{0,473}{(18750 \times 0,8 - 0,6 \times 0,473)} + 0,0625 \\ &= 0,536 \text{ in} = \frac{1}{2} \text{ in} \\ &= \frac{5}{8} \text{ in} \quad (\text{standarisasi}) \quad (\text{Brownell, Table 5.7, p 90}) \\ &= 0,0159 \text{ meter} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} OD &= ID + 2 t_{\text{silinder}} \\ OD &= 270,596 + 2 \times 0,536 \\ OD &= 271,667 \text{ in} \\ &= 276 \text{ in} \quad (\text{standarisasi}) \quad (\text{Brownell, Table 5.7, p 91}) \\ &= 7,0104 \text{ meter} \end{aligned}$$

Karena tidak ada standar OD diatas 240 in maka flash separator di paralel 2 buah
Sehingga :

Arus 31	Arus 32	Arus 33
w = 147400 kg/h	w = 115745 kg/h	w = 31655 kg/h
= 324280 lb/hr	= 254639 lb/hr	= 69641 lb/hr
ρ = 2,792 lb/ft3	ρ = 0,2327 lb/ft3	ρ = 4,639 lb/ft3
Vf = 116146,132 ft3/hr	Vv = 1094280,19 ft3/hr	VL = 15012,072 ft3/hr

Menentukan Dimensi Tangki

Dengan menggunakan mist eliminator, maka Kv = 0,35 ft/s

$$v_v = k_v \left(\frac{\rho_L' - \rho_V'}{\rho_V'} \right)^{1/2} \quad (\text{Silla, 2003})$$

$$\begin{aligned} v &= 1,5230245 \text{ ft/s} \\ V &= A \times v \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 A &= 199,58098 \text{ ft}^2 \\
 A &= \pi D^2 / 4 \\
 \text{Diameter Tangki} = D &= 15,945008 \text{ ft} \\
 &= 191,3401 \text{ in} = 4,86 \text{ m} \\
 L/D &= 2 \quad (\text{Silla, 2003}) \\
 \text{Tinggi Tangki} = L &= 382,6802 \text{ in} = 9,72 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Menentukan Tekanan Desain (P_d)

Tekanan design tangki sama dengan tekanan operasi ditambah dengan tekanan hidrostatic bahan

$$\begin{aligned}
 P \text{ Operasi} &= 58,0151 \text{ psia} \\
 P \text{ Hydro} &= \rho_L \times g \times L_L \\
 &= \frac{434,702}{144} \\
 &= 3,01876 \text{ psia} \\
 P \text{ Total} &= 61,0339 \text{ psia} = 46,3339 \text{ psig} \\
 P \text{ Desain} &= 1,10 \times P \text{ Total} \quad (\text{Coulson \& Richardson, p.810}) \\
 &= 50,967 \text{ psig}
 \end{aligned}$$

Menentukan Ketebalan Silinder

Dipergunakan bahan yang terbuat dari carbon steel SA 299 dengan spesifikasi :

(Tabel 13.1, Brownell & Young hal : 251)

$$\begin{aligned}
 f &= 18750 \text{ psi} \\
 E &= 0,8 \quad \text{double welded butt joint} \quad (\text{Tabel 2.1, Kusnarjo, hal 14}) \\
 C &= 0,0625 \text{ in} \quad (\text{Kusnarjo, hal 14})
 \end{aligned}$$

$$ts = \frac{Pd \times ri}{(f E - 0,6 Pd)} + C \quad (\text{Brownell \& Young, Pers. 13.1, p254})$$

dimana :

$$\begin{aligned}
 ts &= \text{Tebal minimum silinder, in} \\
 Pd &= \text{Tekanan Design, psi} \\
 f &= \text{Allowable stress maksimum, psi} \\
 ri &= \text{Radius dalam silinder, in} \\
 E &= \text{Effisiensi sambungan las} \\
 C &= \text{Tebal korosi, in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 ts &= \frac{Pd \times ri}{(f E - 0,6 Pd)} + C \\
 &= \frac{0,326}{0,388} + 0,0625 \\
 &= 0,388 \text{ in} = \frac{2}{5} \text{ in} \\
 &= \frac{5}{8} \text{ in} \quad (\text{standarisasi}) \quad (\text{Brownell, Table 5.7, p 90}) \\
 &= 0,0159 \text{ meter}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 OD &= ID + 2 t_{\text{silinder}} \\
 OD &= 191,34 + 2 \times 0,388 \\
 OD &= 192,117 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$= 204 \text{ in (standarisasi)} \quad (\text{Brownell, Table 5.7, p 91})$$

$$= 5,182 \text{ meter}$$

Menentukan Dimensi Tutup (dished head)

$$\text{OD} = 204 \text{ in}$$

$$\text{rc} = 170 \text{ in (Brownell, Tabel 5.7, p 91)} \quad \text{sesuai } t_s = 3$$

$$\text{icr} = 11 \text{ in (Brownell, Table 5.7, p 91)}$$

$$t_{\text{head}} = \frac{0,885 \times Pd \times rc}{(fE - 0,1 Pd)} + C$$

$$t_{\text{head}} = 0,51 + 1/16$$

$$t_{\text{head}} = 0,574 \text{ in}$$

$$t_{\text{head}} = 5/8 \text{ in (standarisasi)} \quad (\text{Brownell, Table 5.7, p 90})$$

$$t_{\text{head}} = 0,016 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi Total} = (2 \times \text{Tinggi tutup}) + \text{Tinggi silinder}$$

$$L_T = (2 \times L_h) + L_s$$

$$L_h = b + sf + th$$

$$b = r - (BC^2 - AB^2)^{0,5}$$

$$\text{untuk, OD} = 204 \text{ in}$$

$$th = 5/8 \text{ in}$$

$$sf = 1 \frac{1}{2} \text{ in (Brownell, Table 5.6, p 88)}$$

$$BC = r - \text{icr} = 159,000 \text{ in}$$

$$AB = \text{Di}/2 - \text{icr} = 90,375 \text{ in}$$

$$b = 170 - 130,818$$

$$= 39,182 \text{ in}$$

$$L_h = b + sf + th$$

$$= 39,182 + 1 \frac{1}{2} + 0,625$$

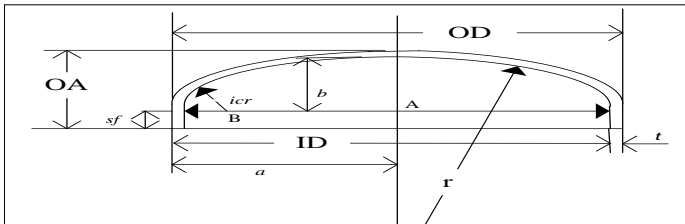
$$= 41,307 \text{ in}$$

$$L_T = 2 \times L_h + L_s$$

$$= 82,614 + 382,680$$

$$= 465,294 \text{ in}$$

$$= 11,818 \text{ m}$$





Gambar 2. Dimensi dari dished head

Keliling ID	=	15,26	m
Keliling OD	=	16,27	m
Volume bahan tabung	=	2,511	m ³ (Kell OD*L*ts)
ρ carbon steel	=	7850	kg/m ³
Mass shell	=	19708	kg
	=	43448,6645	pound

Spesifikasi	Keterangan	
No. kode	F-210	
Fungsi	Untuk memisahkan fase gas dan liquid dari Process gas	
Tipe	Vertikal Separator	
Tekanan desain	50,967	psia
Outside Diameter standart	204	in
Tebal silinder	0,63	in
Tebal tutup atas/ bawah	0,63	in
Panjang bejana	2	in
Panjang Tutup Atas	41	in
Panjang Tutup Bawah	41	in
Bahan Konstruksi	ASME SA-167 Grade 3 Tipe 304	
Jumlah	1	
Kapasitas	294.800	kg/hr

15. 1st Stage Flash Separator (F-211)

Fungsi: Untuk memisahkan fase gas dan liquid dari 1st Stage Compressor

Keterangan aliran:

Arus 18: Process gas

Arus 20: Fase gas dari arus 18

Arus 19: Fase liquid dari arus 18

Kondisi Operasi:

Suhu: 45 Celcius = 113 Fahrenheit

Tekanan: 7,6 bar = 110,229 psia

Arus 35b

w = 231500 kg/h

= 509300 lb/hr

ρ = 0,368 lb/ft³

Vf = 1383967,39 ft³/hr

Arus 35

w = 229155 kg/h

= 504141 lb/hr

ρ = 0,2131 lb/ft³

Vv = 2365748,47 ft³/hr

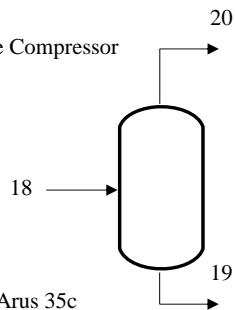
Arus 35c

w = 170000 kg/h

= 374000 lb/hr

ρ = 18,7 lb/ft³

VI = 20000 ft³/hr



Menentukan Dimensi Tangki

Dengan menggunakan mist eliminator, maka $K_v = 0,35 \text{ ft/s}$

$$v_v = k_v \left(\frac{\rho_L' - \rho_v'}{\rho_v'} \right)^{1/2} \quad (\text{Silla, 2003})$$

$$\begin{aligned} v &= 3,2599307 \text{ ft/s} \\ V &= A \times v \\ A &= 201,58476 \text{ ft}^2 \\ A &= \pi D^2 / 4 \\ \text{Diameter Tangki} = D &= 16,024852 \text{ ft} \\ &= 192,29822 \text{ in} = 4,88 \text{ m} \\ \text{Tinggi Tangki} = L/D &= 2 \quad (\text{Silla, 2003}) \\ &= L \\ &= 384,59644 \text{ in} = 9,77 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan Tekanan Desain (Pd)

Tekanan design tangki sama dengan tekanan operasi ditambah dengan tekanan hidrostatic bahan

$$\begin{aligned} P \text{ Operasi} &= 110,229 \text{ psia} \\ P \text{ Hydro} &= \rho L \times g \times LL \\ &= \frac{57,583}{144} \\ &= 0,39988 \text{ psia} \\ P \text{ Total} &= 110,629 \text{ psia} = 95,9286 \text{ psig} \\ P \text{ Desain} &= 1,10 \times P \text{ Total} \quad (\text{Coulson \& Richardson, p.810}) \\ &= 105,521 \text{ psig} \end{aligned}$$

Menentukan Ketebalan Silinder

Dipergunakan bahan yang terbuat dari carbon steel SA 299 dengan spesifikasi :

(Tabel 13.1, Brownell & Young hal : 251)

$$\begin{aligned} f &= 18750 \text{ psi} \\ E &= 0,8 \quad \text{double welded butt joint} \quad (\text{Tabel 2.1, Kusnarjo, hal 14}) \\ C &= 0,0625 \text{ in} \quad (\text{Kusnarjo, hal 14}) \end{aligned}$$

$$t_s = \frac{P_d \times r_i}{(f E - 0,6 P_d)} + C \quad (\text{Brownell \& Young, Pers. 13.1, p254})$$

dimana :

$$\begin{aligned} t_s &= \text{Tebal minimum silinder, in} \\ P_d &= \text{Tekanan Design, psi} \\ f &= \text{Allowable stress maksimum, psi} \\ r_i &= \text{Radius dalam silinder, in} \\ E &= \text{Effisiensi sambungan las} \\ C &= \text{Tebal korosi, in} \end{aligned}$$

$$t_s = \frac{P_d \times r_i}{\quad} + C$$

$$\begin{aligned}
 & (f E - 0,6 Pd) \\
 = & 0,679 + 0,0625 \\
 = & 0,742 \text{ in} = 3/4 \text{ in} \\
 = & 3/8 \text{ in (standarisasi)} \quad (Brownell, Table 5.7, p 90) \\
 = & 0,0095 \text{ meter}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 OD & = ID + 2 t \text{ silinder} \\
 OD & = 192,298 + 2 \times 0,742 \\
 OD & = 193,782 \text{ in} \\
 & = 204 \text{ in (standarisasi)} \quad (Brownell, Table 5.7, p 91) \\
 & = 5,182 \text{ meter}
 \end{aligned}$$

Menentukan Dimensi Tutup (dished head)

$$\begin{aligned}
 OD & = 204 \text{ in} \\
 rc & = 108 \text{ in} \quad (Brownell, Tabel 5.7, p 91) \quad \text{sesuai } ts = 3 \\
 icr & = 6 \frac{7}{8} \text{ in} \quad (Brownell, Table 5.7, p 91)
 \end{aligned}$$

$$t \text{ head} = \frac{0,885 \times Pd \times rc}{(f E - 0,1 Pd)} + C$$

$$t \text{ head} = 0,67 + 1/16$$

$$t \text{ head} = 0,735 \text{ in}$$

$$t \text{ head} = 3/8 \text{ in (standarisasi)} \quad (Brownell, Table 5.7, p 90)$$

$$t \text{ head} = 0,010 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi Total} = (2 \times \text{Tinggi tutup}) + \text{Tinggi silinder}$$

$$LT = (2 \times Lh) + Ls$$

$$Lh = b + sf + th$$

$$b = r - (BC^2 - AB^2)^{0,5}$$

$$\text{untuk, OD} = 204 \text{ in}$$

$$th = 3/8 \text{ in}$$

$$sf = 1 \frac{1}{2} \text{ in} \quad (Brownell, Table 5.6, p 88)$$

$$BC = r - icr = 101,125 \text{ in}$$

$$AB = Di/2 - icr = 94,750 \text{ in}$$

$$b = 108 - 35,337$$

$$= 72,663 \text{ in}$$

$$Lh = b + sf + th$$

$$= 72,663 + 1,5 + 0,375$$

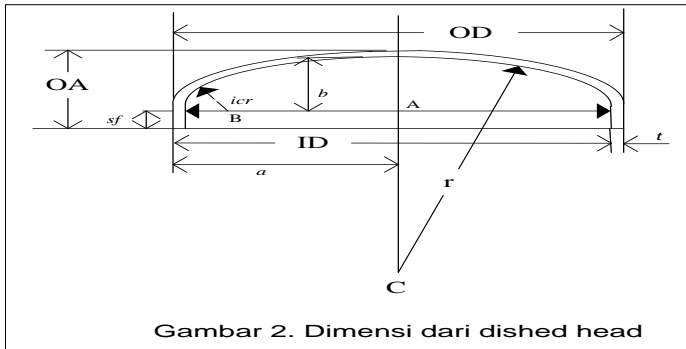
$$= 74,538 \text{ in}$$

$$LT = 2 \times Lh + Ls$$

$$= 149,076 + 384,596$$

$$= 533,672 \text{ in}$$

$$= 13,555 \text{ m}$$



- Keliling ID = 15,34 m
- Keliling OD = 16,27 m
- Volume bahan tabung = 1,514 m³ (Kell OD*L*ts)
- ρ carbon steel = 7850 kg/m³
- Mass shell = 11884 kg
- = 26199,7386 pound

Spesifikasi	Keterangan	
No. kode	F-211	
Fungsi	Untuk memisahkan fase gas dan liquid dari 1st Stage Compressor	
Tipe	Vertikal Separator	
Tekanan desain	105,521	psia
Outside Diameter standart	204	in
Tebal silinder	0,38	in
Tebal tutup atas/ bawah	0,38	in
Panjang bejana	385	in
Panjang Tutup Atas	75	in
Panjang Tutup Bawah	75	in
Bahan Konstruksi	ASME SA-167 Grade 3 Tipe 304	
Jumlah	1	
Kapasitas	231.500	kg/hr

16. 2nd Stage Flash Separator

Fungsi: Untuk memisahkan fase gas dan liquid dari 2nd Stage Compressor

Keterangan aliran:

Arus 22: Process Gas

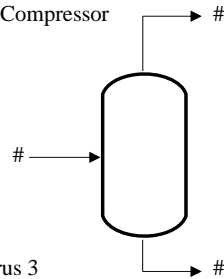
Arus 24: Fase gas dari arus 22

Arus 23: Fase liquid dari arus 22

Kondisi Operasi:

Suhu: 32 Celcius = 89,6 Fahrenheit

Tekanan: 12 bar = 174,045 psia



Arus 1	Arus 2	Arus 3
w = 229000 kg/h	w = 227134 kg/h	w = 1866 kg/h
= 503800 lb/hr	= 499694,8 lb/hr	= 4105,2 lb/hr
$\rho = 3,2830$ lb/ft ³	$\rho = 3,2360$ lb/ft ³	$\rho = 35,78$ lb/ft ³
Vf = 153457,204 ft ³ /hr	Vv = 154417,429 ft ³ /hr	VI = 114,73449 ft ³ /hr

Menentukan Dimensi Tangki

Dengan menggunakan mist eliminator, maka $K_v = 0,35$ ft/s

$$v_v = k_v \left(\frac{\rho_L' - \rho_V'}{\rho_V'} \right)^{1/2} \quad (\text{Silla, 2003})$$

$$\begin{aligned}
 v &= 1,1099394 \text{ ft/s} \\
 V &= A \times v \\
 A &= 38,645111 \text{ ft}^2 \\
 A &= \pi D^2 / 4 \\
 \text{Diameter Tangki} = D &= 7,0163695 \text{ ft} \\
 &= 84,196434 \text{ in} = 2,14 \text{ m} \\
 L/D &= 2 \quad (\text{Silla, 2003}) \\
 \text{Tinggi Tangki} = L &= 168,39287 \text{ in} = 4,28 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Menentukan Tekanan Desain (Pd)

Tekanan design tangki sama dengan tekanan operasi ditambah dengan tekanan hidrostatic bahan

$$\begin{aligned}
 P \text{ Operasi} &= 174,045 \text{ psia} \\
 P \text{ Hydro} &= \rho L \times g \times LL \\
 &= \frac{224,924}{144} \\
 &= 1,56197 \text{ psia} \\
 P \text{ Total} &= 175,607 \text{ psia} = 160,907 \text{ psig} \\
 P \text{ Desain} &= 1,10 \times P \text{ Total} \quad (\text{Coulson \& Richardson, p.810}) \\
 &= 176,998 \text{ psig}
 \end{aligned}$$

Menentukan Ketebalan Silinder

Dipergunakan bahan yang terbuat dari stainless steel SA 336, Grade F25, Type 310 dengan spesifikasi :

$$\begin{aligned}
 f &= 23750 \text{ psi (Tabel 13.1, Brownell \& Young hal : 342)} \\
 E &= 0,8 \text{ double welded butt joint (Tabel 2.1, Kusnarjo, hal 14)} \\
 C &= 0,0625 \text{ in (Kusnarjo, hal14)}
 \end{aligned}$$

$$ts = \frac{Pd \times ri}{(f E - 0,6 Pd)} + C \quad (\text{Brownell\&Young,Pers.13.1,p254})$$

dimana :

- ts = Tebal minimum silinder, in
- Pd = Tekanan Design, psi
- f = Allowable stress maksimum, psi
- ri = Radius dalam silinder, in
- E = Efisiensi sambungan las
- C = Tebal korosi, in

$$\begin{aligned}
 ts &= \frac{Pd \times ri}{(f E - 0,6 Pd)} + C \\
 &= \frac{0,394}{1,19 - 0,394} + 0,0625 \\
 &= 0,457 \text{ in} = \frac{1}{2} \text{ in} \\
 &= \frac{1}{2} \text{ in (standarisasi) (Brownell,Table 5.7,p 90)} \\
 &= 0,0116 \text{ meter}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 OD &= ID + 2 t \text{ silinder} \\
 OD &= 84,1964 + 2 \times 0,457 \\
 OD &= 85,110 \text{ in} \\
 &= 90 \text{ in (standarisasi) (Brownell,Table 5.7,p 91)} \\
 &= 2,286 \text{ meter}
 \end{aligned}$$

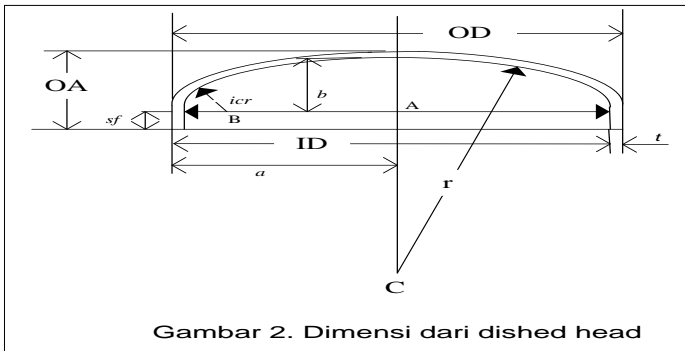
Menentukan Dimensi Tutup (dished head)

$$\begin{aligned}
 OD &= 90 \text{ in} \\
 rc &= 144 \text{ in (Brownell, Tabel 5.7,p 91) sesuai ts = 3} \\
 icr &= 9 \frac{3}{8} \text{ in (Brownell,Table 5.7,p 91)}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t \text{ head} &= \frac{0,885 \times Pd \times rc}{(f E - 0,1 Pd)} + C \\
 t \text{ head} &= 1,19 + \frac{1}{16} \\
 t \text{ head} &= 1,251 \text{ in} \\
 t \text{ head} &= 1 \frac{3}{8} \text{ in (standarisasi) (Brownell,Table 5.7,p 90)} \\
 t \text{ head} &= 0,032 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi Total} &= (2 \times \text{Tinggi tutup}) + \text{Tinggi silinder} \\
 LT &= (2 \times Lh) + Ls \\
 Lh &= b + sf + th \\
 b &= r - (BC2 - AB2)0,5
 \end{aligned}$$

untuk, OD	=	90	in	
th	=	1	in	
sf	=	1 1/2	in	(Brownell, Table 5.6, p 88)
BC	=	$r - icr$	= 134,625	in
AB	=	$Di/2 - icr$	= 32,723	in
b	=	144	- 130,587	
	=	13,413	in	
Lh	=	$b + sf + th$		
	=	13,413 + 1,5 + 1,251		
	=	16,163	in	
LT	=	$2 \times Lh + Ls$		
	=	32,327 + 168,393		
	=	200,720	in	
	=	5,098	m	



Gambar 2. Dimensi dari dished head

Keliling ID	=	6,72	m	
Keliling OD	=	7,18	m	
Volume bahan tabung	=	0,356	m ³	(Kell OD*L*ts)
ρ carbon steel	=	7850	kg/m ³	
Mass shell	=	2796,8	kg	
	=	6165,90366	pound	

Spesifikasi	Keterangan	
No. kode	F-212	
Fungsi	Untuk memisahkan fase gas dan liquid dari 2nd Stage Compressor	
Tipe	Vertikal Separator	
Tekanan desain	176,998	psia
Outside Diameter standart	90	in
Tebal silinder	0,50	in
Tebal tutup atas/ bawah	1,38	in
Panjang bejana	168	in
Panjang Tutup Atas	16	in
Panjang Tutup Bawah	16	in
Bahan Konstruksi	ASME SA-167 Grade 3 Tipe 304	
Jumlah	1	
Kapasitas	229.000	kg/hr

17. 3rd Stage Flash Separator

Fungsi: Untuk memisahkan fase gas dan liquid dari 2nd Stage Compressor

Keterangan aliran:

Arus 26: Process Gas

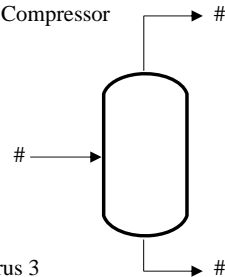
Arus 28: Fase gas dari arus 26

Arus 27: Fase liquid dari arus 26

Kondisi Operasi:

Suhu: 32 Celcius = 89,6 Fahrenheit

Tekanan: 35 bar = 507,632 psia



Arus 1	Arus 2	Arus 3
w = 227200 kg/h	w = 226672,4 kg/h	w = 527,6 kg/h
= 499840 lb/hr	= 498679,28 lb/hr	= 1160,72 lb/hr
$\rho = 3,2830$ lb/ft ³	$\rho = 3,2360$ lb/ft ³	$\rho = 35,78$ lb/ft ³
Vf = 152250,99 ft ³ /hr	Vv = 154103,609 ft ³ /hr	VI = 32,44047 ft ³ /hr

Menentukan Dimensi Tangki

Dengan menggunakan mist eliminator, maka $K_v = 0,35$ ft/s

$$v_v = k_v \left(\frac{(\rho_L' - \rho_V')}{\rho_V'} \right)^{1/2} \quad (\text{Silla, 2003})$$

$$\begin{aligned}
 v &= 1,1099394 \text{ ft/s} \\
 V &= A \times v \\
 A &= 38,566574 \text{ ft}^2 \\
 A &= \pi D^2 / 4 \\
 \text{Diameter Tangki} = D &= 7,0092363 \text{ ft} \\
 &= 84,110835 \text{ in} = 2,14 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Tangki} &= \frac{L/D}{L} = \frac{2}{168,22167 \text{ in}} = 4,27 \text{ m} \quad (\text{Silla, 2003}) \end{aligned}$$

Menentukan Tekanan Desain (Pd)

Tekanan design tangki sama dengan tekanan operasi ditambah dengan tekanan hidrostatic bahan

$$\begin{aligned} P \text{ Operasi} &= 507,632 \text{ psia} \\ P \text{ Hydro} &= \rho L \times g \times LL \\ &= \frac{224,695}{144} \\ &= 1,56038 \text{ psia} \\ P \text{ Total} &= 509,193 \text{ psia} = 494,493 \text{ psig} \\ P \text{ Desain} &= 1,10 \times P \text{ Total} \quad (\text{Coulson \& Richardson, p.810}) \\ &= 543,942 \text{ psig} \end{aligned}$$

Menentukan Ketebalan Silinder

Dipergunakan bahan yang terbuat dari stainless steel SA 336, Grade F25, Type 310 dengan spesifikasi :

$$\begin{aligned} f &= 23750 \text{ psi} \quad (\text{Tabel 13.1, Brownell \& Young hal : 342}) \\ E &= 0,8 \quad \text{double welded butt joint} \quad (\text{Tabel 2.1, Kusnarjo, hal 14}) \\ C &= 0,0625 \text{ in} \quad (\text{Kusnarjo, hal 14}) \end{aligned}$$

$$ts = \frac{Pd \times ri}{(f E - 0,6 Pd)} + C \quad (\text{Brownell \& Young, Pers. 13.1, p254})$$

dimana :

$$\begin{aligned} ts &= \text{Tebal minimum silinder, in} \\ Pd &= \text{Tekanan Design, psi} \\ f &= \text{Allowable stress maksimum, psi} \\ ri &= \text{Radius dalam silinder, in} \\ E &= \text{Effisiensi sambungan las} \\ C &= \text{Tebal korosi, in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} ts &= \frac{Pd \times ri}{(f E - 0,6 Pd)} + C \\ &= \frac{1,225}{(1,288 - 0,6 \times 1,288)} + 0,0625 \\ &= 1,288 \text{ in} = 1 \frac{2}{7} \text{ in} \\ &= 1 \frac{3}{8} \text{ in} \quad (\text{standarisasi}) \quad (\text{Brownell, Table 5.7, p 90}) \\ &= 0,0327 \text{ meter} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} OD &= ID + 2 t \text{ silinder} \\ OD &= 84,1108 + 2 \times 1,288 \\ OD &= 86,686 \text{ in} \\ &= 90 \text{ in} \quad (\text{standarisasi}) \quad (\text{Brownell, Table 5.7, p 91}) \\ &= 2,286 \text{ meter} \end{aligned}$$

Menentukan Dimensi Tutup (dished head)

$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= 90 \text{ in} \\
 \text{rc} &= 84 \text{ in (Brownell, Tabel 5.7,p 91)} \quad \text{sesuai } t_s = 3 \\
 \text{icr} &= 5 \frac{1}{2} \text{ in (Brownell,Table 5.7,p 91)}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t \text{ head} &= \frac{0,885 \times Pd \times rc}{(f E - 0,1 Pd)} + C \\
 t \text{ head} &= 2,13 + \frac{1}{16} \\
 t \text{ head} &= 2,197 \text{ in} \\
 t \text{ head} &= 2 \frac{1}{4} \text{ in (standarisasi)} \quad \text{(Brownell,Table 5.7,p 90)} \\
 t \text{ head} &= 0,056 \text{ m}
 \end{aligned}$$

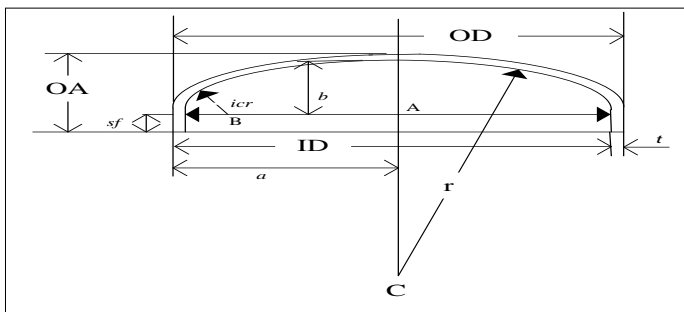
$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi Total} &= (2 \times \text{Tinggi tutup}) + \text{Tinggi silinder} \\
 \text{LT} &= (2 \times L_h) + L_s \\
 L_h &= b + sf + th \\
 b &= r - (BC^2 - AB^2)^{0,5}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{untuk, OD} &= 90 \text{ in} \\
 th &= 2 \text{ in} \\
 sf &= 1 \frac{1}{2} \text{ in (Brownell,Table 5.6,p 88)}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 BC &= r - \text{icr} = 78,500 \text{ in} \\
 AB &= Di/2 - \text{icr} = 36,555 \text{ in} \\
 b &= 84 - 69,469 \\
 &= 14,531 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 L_h &= b + sf + th \\
 &= 14,531 + 1,5 + 2,197 \\
 &= 18,228 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{LT} &= 2 \times L_h + L_s \\
 &= 36,456 + 168,222 \\
 &= 204,677 \text{ in} \\
 &= 5,199 \text{ m}
 \end{aligned}$$



Gambar 2. Dimensi dari dished head

Keliling ID	=	6,71	m	
Keliling OD	=	7,18	m	
Volume bahan tabung	=	1,003	m ³	(Kell OD*L*ts)
ρ carbon steel	=	7850	kg/m ³	
Mass shell	=	7873,7	kg	
	=	17358,4478	pound	

Spesifikasi	Keterangan	
No. kode	F-213	
Fungsi	Untuk memisahkan fase gas dan liquid dari 2nd Stage Compressor	
Tipe	Vertikal Separator	
Tekanan desain	543,942	psia
Outside Diameter standart	90	in
Tebal silinder	1,38	in
Tebal tutup atas/ bawah	2,25	in
Panjang bejana	168	in
Panjang Tutup Atas	18	in
Panjang Tutup Bawah	18	in
Bahan Konstruksi	ASME SA-167 Grade 3 Tipe 304	
Jumlah	1	
Kapasitas	227.200	kg/hr

22. Flash Separator (F-300)

Fungsi: Untuk memisahkan fase gas dan liquid

Keterangan aliran:

Arus 36: Feed gas

Arus 37: Fase gas dari arus 36

Arus 56: Fase liquid dari arus 36

Kondisi Operasi:

Suhu: -8,36 Celcius = 16,952 Fahrenheit

Tekanan: 31 bar = 449,617 psia

Arus 1

w = 190500 kg/h

= 419100 lb/hr

Arus 2

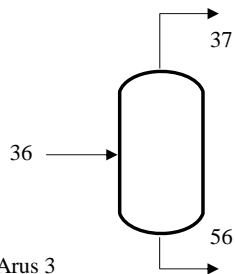
w = 190424,37 kg/h

= 418933,614 lb/hr

Arus 3

w = 75,63 kg/h

= 166,386 lb/hr



$$\rho = 3,8240 \text{ lb/ft}^3 \quad \rho = 2,1920 \text{ lb/ft}^3 \quad \rho = 27,35 \text{ lb/ft}^3$$

$$V_f = 109597,28 \text{ ft}^3/\text{hr} \quad V_v = 191119,349 \text{ ft}^3/\text{hr} \quad V_I = 6,0835832 \text{ ft}^3/\text{hr}$$

Menentukan Dimensi Tangki

Dengan menggunakan mist eliminator, maka $K_v = 0,35 \text{ ft/s}$

$$v_v = k_v \left(\frac{\rho_L' - \rho_V'}{\rho_V'} \right)^{1/2} \quad (\text{Silla, 2003})$$

$$v = 1,18573 \text{ ft/s}$$

$$V = A \times v$$

$$A = 44,773014 \text{ ft}^2$$

$$A = \pi D^2 / 4$$

Diameter Tangki = $D = 7,5521975 \text{ ft}$
 $= 90,62637 \text{ in} = 2,3 \text{ m}$

$$L/D = 2 \quad (\text{Silla, 2003})$$

Tinggi Tangki = $L = 181,25274 \text{ in} = 4,6 \text{ m}$

Menentukan Tekanan Desain (Pd)

Tekanan design tangki sama dengan tekanan operasi ditambah dengan tekanan hidrostatic bahan

$$P \text{ Operasi} = 449,617 \text{ psia}$$

$$P \text{ Hydro} = \rho L \times g \times LL$$

$$= \frac{281,996}{144}$$

$$= 1,95831 \text{ psia}$$

$$P \text{ Total} = 451,575 \text{ psia} = 436,875 \text{ psig}$$

$$P \text{ Desain} = 1,10 \times P \text{ Total} \quad (\text{Coulson \& Richardson, p.810})$$

$$= 480,563 \text{ psig}$$

Menentukan Ketebalan Silinder

Dipergunakan bahan yang terbuat dari carbon steel SA 299 dengan spesifikasi :

(Tabel 13.1, Brownell & Young hal : 251)

$$f = 18750 \text{ psi}$$

$$E = 0,8 \quad \text{double welded butt joint} \quad (\text{Tabel 2.1, Kusnarjo, hal 14})$$

$$C = 0,0625 \text{ in} \quad (\text{Kusnarjo, hal 14})$$

$$t_s = \frac{P_d \times r_i}{(f E - 0,6 P_d)} + C \quad (\text{Brownell \& Young, Pers. 13.1, p.254})$$

dimana :

$$t_s = \text{Tebal minimum silinder, in}$$

$$P_d = \text{Tekanan Design, psi}$$

$$f = \text{Allowable stress maksimum, psi}$$

r_i = Radius dalam silinder, in
 E = Effisiensi sambungan las
 C = Tebal korosi, in

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P_d \times r_i}{(f E - 0,6 P_d)} + C \\
 &= \frac{1,480}{1,480} + 0,0625 \\
 &= 1,543 \text{ in} = 1 \frac{1}{2} \text{ in} \\
 &= 1 \frac{5}{8} \text{ in (standarisasi)} \quad (\text{Brownell, Table 5.7, p 90}) \\
 &= 0,0413 \text{ meter}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 OD &= ID + 2 t \text{ silinder} \\
 OD &= 90,6264 + 2 \times 1,543 \\
 OD &= 93,712 \text{ in} \\
 &= 96 \text{ in (standarisasi)} \quad (\text{Brownell, Table 5.7, p 91}) \\
 &= 2,438 \text{ meter}
 \end{aligned}$$

Menentukan Dimensi Tutup (dished head)

$$\begin{aligned}
 OD &= 96 \text{ in} \\
 r_c &= 84 \text{ in} \quad (\text{Brownell, Tabel 5.7, p 91}) \quad \text{sesuai } t_s = 1 \frac{5}{8} \\
 i_c r &= 5 \frac{7}{8} \text{ in} \quad (\text{Brownell, Table 5.7, p 91})
 \end{aligned}$$

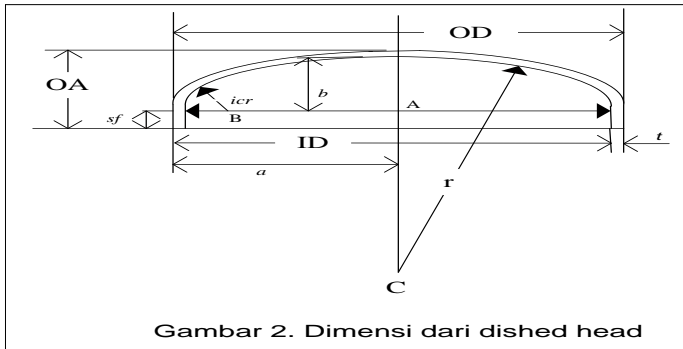
$$\begin{aligned}
 t \text{ head} &= \frac{0,885 \times P_d \times r_c}{(f E - 0,1 P_d)} + C \\
 t \text{ head} &= 2,39 + 1/16 \\
 t \text{ head} &= 2,452 \text{ in} \\
 t \text{ head} &= 2 \frac{1}{2} \text{ in (standarisasi)} \quad (\text{Brownell, Table 5.7, p 90}) \\
 t \text{ head} &= 0,064 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi Total} &= (2 \times \text{Tinggi tutup}) + \text{Tinggi silinder} \\
 LT &= (2 \times L_h) + L_s \\
 L_h &= b + sf + th \\
 b &= r - (BC2 - AB2)0,5
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{untuk, OD} &= 96 \text{ in} \\
 th &= 2 \text{ in} \\
 sf &= 1 \frac{1}{2} \text{ in} \quad (\text{Brownell, Table 5.6, p 88})
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 BC &= r - i_c r = 78,125 \text{ in} \\
 AB &= D_i/2 - i_c r = 39,438 \text{ in} \\
 b &= 84 - 67,440 \\
 &= 16,560 \text{ in} \\
 L_h &= b + sf + th \\
 &= 16,560 + 1,5 + 2,452 \\
 &= 20,512 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 LT &= 2 \times L_h + L_s \\
 &= 41,024 + 181,253 \\
 &= 222,277 \text{ in} \\
 &= 5,646 \text{ m}
 \end{aligned}$$



$$\begin{aligned}
 \text{Keliling ID} &= 7,23 \text{ m} \\
 \text{Keliling OD} &= 7,66 \text{ m} \\
 \text{Volume bahan tabung} &= 1,455 \text{ m}^3 \quad (\text{Kell OD} \cdot L \cdot t_s) \\
 \rho_{\text{ carbon steel}} &= 7850 \text{ kg/m}^3 \\
 \text{Mass shell} &= 11421 \text{ kg} \\
 &= 25179,0555 \text{ pound}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi	Keterangan	
No. kode	F-300	
Fungsi	Untuk memisahkan fase gas dan liquid	
Tipe	Vertikal Separator	
Tekanan desain	480,563	psia
Outside Diameter standart	96	in
Tebal silinder	1,63	in
Tebal tutup atas/ bawah	2,50	in
Panjang bejana	181	in
Panjang Tutup Atas	21	in
Panjang Tutup Bawah	21	in
Bahan Konstruksi	ASME SA-167 Grade 3 Tipe 304	

Jumlah	1	
Kapasitas	190.500	kg/hr

18. Flash Separator (F-310)

Fungsi: Untuk memisahkan fase gas dan liquid dari Arus 12b

Keterangan aliran:

Arus 12b: Feed

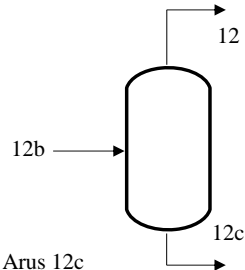
Arus 12: Fase gas dari arus 12b

Arus 12c: Fase liquid dari arus 12b

Kondisi Operasi:

Suhu: -8,36 Celcius = 16,952 Fahrenheit

Tekanan: 31 bar = 449,617 psia



Arus 12b

w = 190500 kg/h

= 419100 lb/hr

ρ = 22,1200 lb/ft³

Vf = 18946,6546 ft³/hr

Arus 12

w = 190424,37 kg/h

= 418933,614 lb/hr

ρ = 22,1100 lb/ft³

Vv = 18947,6985 ft³/hr

Arus 12c

w = 75,63 kg/h

= 166,386 lb/hr

ρ = 22,26 lb/ft³

VI = 7,4746631 ft³/hr

Menentukan Dimensi Tangki

Dengan menggunakan mist eliminator, maka $K_v = 0,35$ ft/s

$$v_v = k_v \left(\frac{\rho_L' - \rho_v'}{\rho_v'} \right)^{1/2} \quad (\text{Silla, 2003})$$

$$v = 0,0288283 \text{ ft/s}$$

$$V = A \times v$$

$$A = 182,57221 \text{ ft}^2$$

$$A = \pi D^2 / 4$$

$$\text{Diameter Tangki} = D = 15,250445 \text{ ft} = 183,00533 \text{ in} = 4,65 \text{ m}$$

$$L/D = 2 \quad (\text{Silla, 2003})$$

$$\text{Tinggi Tangki} = L = 366,01067 \text{ in} = 9,3 \text{ m}$$

Menentukan Tekanan Desain (Pd)

Tekanan design tangki sama dengan tekanan operasi ditambah dengan tekanan hidrostatic bahan

$$P \text{ Operasi} = 449,617 \text{ psia}$$

$$P \text{ Hydro} = \rho L \times g \times LL$$

$$= \frac{3293,967}{144}$$

$$= 22,8748 \text{ psia}$$

$$P \text{ Total} = 472,492 \text{ psia} = 457,792 \text{ psig}$$

$$P \text{ Desain} = 1,10 \times P \text{ Total} \quad (\text{Coulson \& Richardson, p.810})$$

$$= 503,571 \text{ psig}$$

Menentukan Ketebalan Silinder

Dipergunakan bahan yang terbuat dari stainless steel 410 grade F6 dengan spesifikasi :
type 410, grade F6 (SA-182) (Appendiks D, Brownell & Young hal : 342)

$$f = 21250 \text{ psi (Appendiks D, Brownell & Young hal : 342)}$$

$$E = 0,8 \text{ double welded butt joint (Tabel 2.1, Kusnarjo, hal 14)}$$

$$C = 0,0625 \text{ in (Kusnarjo, hal 14)}$$

$$ts = \frac{Pd \times ri}{(f E - 0,6 Pd)} + C \quad (\text{Brownell \& Young, Pers. 13.1, p254})$$

dimana :

- ts = Tebal minimum silinder, in
- Pd = Tekanan Design, psi
- f = Allowable stress maksimum, psi
- ri = Radius dalam silinder, in
- E = Effisiensi sambungan las
- C = Tebal korosi, in

$$ts = \frac{Pd \times ri}{(f E - 0,6 Pd)} + C$$

$$= \frac{2,760}{(21250 \times 0,8 - 0,6 \times 2,760)} + 0,0625$$

$$= 2,822 \text{ in} = 2 \frac{5}{6} \text{ in}$$

$$= 3 \text{ in (standarisasi) (Brownell, Table 5.7, p 90)}$$

$$= 0,0762 \text{ meter}$$

$$OD = ID + 2 t \text{ silinder}$$

$$OD = 183,005 + 2 \times 2,822$$

$$OD = 188,649 \text{ in}$$

$$= 192 \text{ in (standarisasi) (Brownell, Table 5.7, p 91)}$$

$$= 4,877 \text{ meter}$$

Karena tidak ada standar OD diatas 240 in maka flash separator di paralel 2 buah

Sehingga :

Arus 12b	Arus 12	Arus 12c
w = 95250 kg/h	w = 95212,185 kg/h	w = 37,815 kg/h
= 209550 lb/hr	= 209466,807 lb/hr	= 83,193 lb/hr
ρ = 22,12 lb/ft3	ρ = 22,11 lb/ft3	ρ = 22,26 lb/ft3
Vf = 9473,32731 ft3/hr	Vv = 9473,84925 ft3/hr	VI = 3,7373315 ft3/hr

Menentukan Dimensi Tangki

Dengan menggunakan mist eliminator, maka Kv = 0,35 ft/s

$$v_v = k_v \left(\frac{\rho_L' - \rho_v'}{\rho_v'} \right)^{1/2} \quad (\text{Silla, 2003})$$

$$\begin{aligned}
 v &= 0,0288283 \text{ ft/s} \\
 V &= A \times v \\
 A &= 91,286103 \text{ ft}^2 \\
 A &= \pi D^2 / 4 \\
 \text{Diameter Tangki} = D &= 10,783693 \text{ ft} \\
 &= 129,40431 \text{ in} = 3,29 \text{ m} \\
 \text{Tinggi Tangki} = L &= 2 \text{ (Silla, 2003)} \\
 &= 258,80863 \text{ in} = 6,57 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Menentukan Tekanan Desain (Pd)

Tekanan desain tangki sama dengan tekanan operasi ditambah dengan tekanan hidrostatic bahan

$$\begin{aligned}
 P \text{ Operasi} &= 449,617 \text{ psia} \\
 P \text{ Hydro} &= \rho L \times g \times LL \\
 &= \frac{2329,186}{144} \\
 &= 16,1749 \text{ psia} \\
 P \text{ Total} &= 465,792 \text{ psia} = 451,092 \text{ psig} \\
 P \text{ Desain} &= 1,10 \times P \text{ Total} \quad (\text{Coulson \& Richardson, p.810}) \\
 &= 496,201 \text{ psig}
 \end{aligned}$$

Menentukan Ketebalan Silinder

Dipergunakan bahan yang terbuat dari carbon steel SA 299 dengan spesifikasi :
(Tabel 13.1, Brownell & Young hal : 251)

$$\begin{aligned}
 f &= 18750 \text{ psi} \\
 E &= 0,8 \quad \text{double welded butt joint} \quad (\text{Tabel 2.1, Kusnarjo, hal 14}) \\
 C &= 0,0625 \text{ in} \quad (\text{Kusnarjo, hal 14})
 \end{aligned}$$

$$ts = \frac{Pd \times ri}{(f E - 0,6 Pd)} + C \quad (\text{Brownell \& Young, Pers. 13.1, p254})$$

dimana :

- ts = Tebal minimum silinder, in
- Pd = Tekanan Design, psi
- f = Allowable stress maksimum, psi
- ri = Radius dalam silinder, in
- E = Effisiensi sambungan las
- C = Tebal korosi, in

$$\begin{aligned}
 ts &= \frac{Pd \times ri}{(f E - 0,6 Pd)} + C \\
 &= \frac{2,184}{(18750 \times 0,8 - 0,6 \times 496,201)} + 0,0625 \\
 &= 2,246 \text{ in} = 2 \frac{1}{4} \text{ in} \\
 &= 2 \frac{1}{4} \text{ in (standarisasi)} \quad (\text{Brownell, Table 5.7, p 90}) \\
 &= 0,0572 \text{ meter}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= \text{ID} + 2 t \text{ silinder} \\
 \text{OD} &= 129,404 + 2 \times 2,246 \\
 \text{OD} &= 133,897 \text{ in} \\
 &= 138 \text{ in (standarisasi)} \quad (\text{Brownell, Table 5.7, p 91}) \\
 &= 3,505 \text{ meter}
 \end{aligned}$$

Menentukan Dimensi Tutup (dished head)

$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= 138 \text{ in} \\
 \text{rc} &= 170 \text{ in (Brownell, Tabel 5.7, p 91)} \quad \text{sesuai } t_s = 3 \\
 \text{icr} &= 12 \frac{1}{4} \text{ in (Brownell, Table 5.7, p 91)}
 \end{aligned}$$

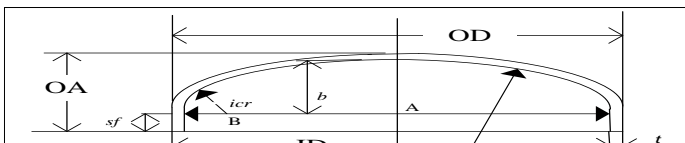
$$\begin{aligned}
 t \text{ head} &= \frac{0,885 \times P_d \times r_c}{(f E - 0,1 P_d)} + C \\
 t \text{ head} &= 4,99 + 1/16 \\
 t \text{ head} &= 5,056 \text{ in} \\
 t \text{ head} &= - \text{ in (standarisasi)} \quad (\text{Brownell, Table 5.7, p 90}) \\
 t \text{ head} &= 0,128 \text{ m}
 \end{aligned}$$

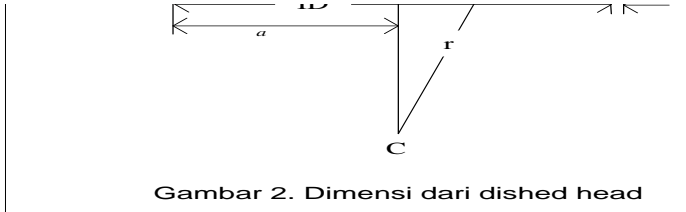
$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi Total} &= (2 \times \text{Tinggi tutup}) + \text{Tinggi silinder} \\
 \text{LT} &= (2 \times L_h) + L_s \\
 \text{Lh} &= b + sf + th \\
 b &= r - (BC2 - AB2)0,5
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{untuk, OD} &= 138 \text{ in} \\
 \text{th} &= 2 \frac{1}{4} \text{ in} \\
 \text{sf} &= 1 \frac{1}{2} \text{ in} \quad (\text{Brownell, Table 5.6, p 88})
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{BC} &= r - \text{icr} = 157,750 \text{ in} \\
 \text{AB} &= \text{Di}/2 - \text{icr} = 54,500 \text{ in} \\
 b &= 170 - 148,037 \\
 &= 21,963 \text{ in} \\
 \text{Lh} &= b + sf + th \\
 &= 21,963 + 1 \frac{1}{2} + 2,250 \\
 &= 25,713 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{LT} &= 2 \times L_h + L_s \\
 &= 51,427 + 258,809 \\
 &= 310,236 \text{ in} \\
 &= 7,880 \text{ m}
 \end{aligned}$$





Keliling ID	=	10,32	m	
Keliling OD	=	11,01	m	
Volume bahan tabung	=	4,135	m ³	(Kell OD*L*ts)
ρ carbon steel	=	7850	kg/m ³	
Mass shell	=	32459	kg	
	=	71560,0457	pound	

28. Flash Separator (F-330)

Fungsi: Untuk memisahkan fase gas dan liquid

Keterangan aliran:

Arus 27b: Feed gas

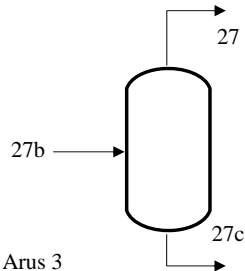
Arus 27: Fase gas dari arus 27b

Arus 27c: Fase liquid dari arus 27b

Kondisi Operasi:

Suhu: -35,3 Celcius = -31,54 Fahrenheit

Tekanan: 17,878 bar = 259,298 psia



Arus 1	Arus 2	Arus 3
w = 392157,063 kg/h	w = 89457,5772 kg/h	w = 302699,49 kg/h
= 862745,539 lb/hr	= 196806,67 lb/hr	= 665938,87 lb/hr
ρ = 28,1100 lb/ft ³	ρ = 17,0800 lb/ft ³	ρ = 28,18 lb/ft ³
Vf = 30691,7659 ft ³ /hr	Vv = 11522,6387 ft ³ /hr	VI = 23631,614 ft ³ /hr

Menentukan Dimensi Tangki

Dengan menggunakan mist eliminator, maka Kv = 0,35 ft/s

$$v_v = k_v \left(\frac{\rho_L' - \rho_V'}{\rho_V'} \right)^{1/2} \quad \text{(Silla, 2003)}$$

v	=	0,2821536	ft/s
V	=	A x v	
A	=	11,343938	ft ²
A	=	$\pi D^2 / 4$	
Diameter Tangki =	D	= 3,8014308	ft
		= 45,61717	in = 1,16 m
L/D	=	2	(Silla, 2003)

$$\text{Tinggi Tangki} = L = 91,23434 \text{ in} = 2,32 \text{ m}$$

Menentukan Tekanan Desain (Pd)

Tekanan desain tangki sama dengan tekanan operasi ditambah dengan tekanan hidrostatic bahan

$$\begin{aligned} P \text{ Operasi} &= 259,298 \text{ psia} \\ P \text{ Hydro} &= \rho L \times g \times LL \\ &= \frac{1043,421}{144} \\ &= 7,24598 \text{ psia} \\ P \text{ Total} &= 266,544 \text{ psia} = 251,844 \text{ psig} \\ P \text{ Desain} &= 1,10 \times P \text{ Total} \quad (\text{Coulson \& Richardson, p.810}) \\ &= 277,029 \text{ psig} \end{aligned}$$

Menentukan Ketebalan Silinder

Dipergunakan bahan yang terbuat dari carbon steel SA 299 dengan spesifikasi :

(Tabel 13.1, Brownell & Young hal : 251)

$$\begin{aligned} f &= 18750 \text{ psi} \\ E &= 0,8 \quad \text{double welded butt joint} \quad (\text{Tabel 2.1, Kusnarjo, hal 14}) \\ C &= 0,0625 \text{ in} \quad (\text{Kusnarjo, hal 14}) \end{aligned}$$

$$ts = \frac{Pd \times ri}{(f E - 0,6 Pd)} + C \quad (\text{Brownell \& Young, Pers. 13.1, p254})$$

dimana :

$$\begin{aligned} ts &= \text{Tebal minimum silinder, in} \\ Pd &= \text{Tekanan Design, psi} \\ f &= \text{Allowable stress maksimum, psi} \\ ri &= \text{Radius dalam silinder, in} \\ E &= \text{Effisiensi sambungan las} \\ C &= \text{Tebal korosi, in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} ts &= \frac{Pd \times ri}{(f E - 0,6 Pd)} + C \\ &= \frac{0,426}{0,488} + 0,0625 \\ &= 0,488 \text{ in} = 1/2 \text{ in} \\ &= 1/2 \text{ in (standarisasi)} \quad (\text{Brownell, Table 5.7, p 90}) \\ &= 0,0127 \text{ meter} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} OD &= ID + 2 t \text{ silinder} \\ OD &= 45,6172 + 2 \times 0,488 \\ OD &= 46,594 \text{ in} \\ &= 48 \text{ in (standarisasi)} \quad (\text{Brownell, Table 5.7, p 91}) \\ &= 1,219 \text{ meter} \end{aligned}$$

Menentukan Dimensi Tutup (dished head)

$$OD = 48 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}rc &= 42 \text{ in (Brownell, Tabel 5.7,p 91)} \quad \text{sesuai } t_s = 3 \\icr &= 3 \text{ in (Brownell,Table 5.7,p 91)}\end{aligned}$$

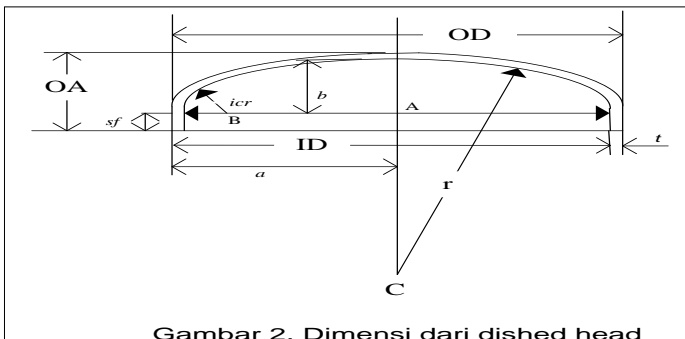
$$\begin{aligned}t \text{ head} &= \frac{0,885 \times Pd \times rc}{(f E - 0,1 Pd)} + C \\t \text{ head} &= 0,69 + 1/16 \\t \text{ head} &= 0,750 \text{ in} \\t \text{ head} &= 7/8 \text{ in (standarisasi)} \quad \text{(Brownell,Table 5.7,p 90)} \\t \text{ head} &= 0,022 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Tinggi Total} &= (2 \times \text{Tinggi tutup}) + \text{Tinggi silinder} \\LT &= (2 \times L_h) + L_s \\L_h &= b + sf + th \\b &= r - (BC^2 - AB^2)^{0,5}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{untuk, OD} &= 48 \text{ in} \\th &= 1 \text{ in} \\sf &= 1 \frac{1}{2} \text{ in} \quad \text{(Brownell,Table 5.6,p 88)}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}BC &= r - icr = 39,000 \text{ in} \\AB &= Di/2 - icr = 19,809 \text{ in} \\b &= 42 - 33,595 \\&= 8,405 \text{ in} \\L_h &= b + sf + th \\&= 8,405 + 1,5 + 0,750 \\&= 10,655 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}LT &= 2 \times L_h + L_s \\&= 21,311 + 91,234 \\&= 112,545 \text{ in} \\&= 2,859 \text{ m}\end{aligned}$$



Gambar 2. Dimensi dari dished head

Keliling ID	=	3,64	m
Keliling OD	=	3,83	m
Volume bahan tabung	=	0,113	m ³ (Kell OD*L*ts)
ρ carbon steel	=	7850	kg/m ³
Mass shell	=	884,44	kg
	=	1949,84386	pound

38. Flash Separator (F-510)

Fungsi: Untuk memisahkan fase gas dan liquid

Keterangan aliran:

Arus 22: Feed gas

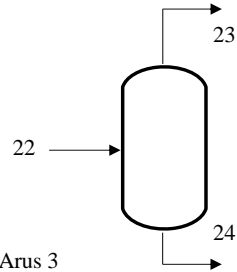
Arus 23: Fase gas dari arus 22

Arus 24: Fase liquid dari arus 22

Kondisi Operasi:

Suhu: 40 Celcius = 104 Fahrenheit

Tekanan: 56,8 bar = 823,814 psia



Arus 1	Arus 2	Arus 3
w = 392157,063 kg/h	w = 89457,5772 kg/h	w = 302699,49 kg/h
= 862745,539 lb/hr	= 196806,67 lb/hr	= 665938,87 lb/hr
ρ = 2,5780 lb/ft ³	ρ = 1,4610 lb/ft ³	ρ = 4,85 lb/ft ³
Vf = 334656,92 ft ³ /hr	Vv = 134706,824 ft ³ /hr	VI = 137306,98 ft ³ /hr

Menentukan Dimensi Tangki

Dengan menggunakan mist eliminator, maka $K_v = 0,35$ ft/s

$$v_v = k_v \left(\frac{\rho_L' - \rho_V'}{\rho_V'} \right)^{1/2} \quad (\text{Silla, 2003})$$

	v	=	0,5330632	ft/s
	V	=	A x v	
	A	=	70,195355	ft ²
	A	=	$\pi D^2 / 4$	
Diameter Tangki =	D	=	9,456259	ft
		=	113,47511	in = 2,88 m
	L/D	=	2	(Silla, 2003)
Tinggi Tangki =	L	=	226,95022	in = 5,76 m

Menentukan Tekanan Desain (Pd)

Tekanan design tangki sama dengan tekanan operasi ditambah dengan tekanan hidrostatic bahan

P Operasi = 823,814 psia

P Hydro = $\rho L \times g \times LL$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{238,042}{144} \\
 &= 1,65307 \text{ psia} \\
 \text{P Total} &= 825,467 \text{ psia} = 810,767 \text{ psig} \\
 \text{P Desain} &= 1,10 \times \text{P Total} \quad (\text{Coulson \& Richardson, p.810}) \\
 &= 891,844 \text{ psig}
 \end{aligned}$$

Menentukan Ketebalan Silinder

Dipergunakan bahan yang terbuat dari Low Alloy Steel SA-353 dengan spesifikasi :
grade CA15 (SA-353) (*Appendiks D, Brownell & Young hal : 251*)

$$\begin{aligned}
 f &= 22500 \text{ psi} \\
 E &= 0,8 \quad \text{double welded butt joint} \quad (\text{Tabel 2.1, Kusnarjo, hal 14}) \\
 C &= 0,0625 \text{ in} \quad (\text{Kusnarjo, hal 14})
 \end{aligned}$$

$$ts = \frac{Pd \times ri}{(f E - 0,6 Pd)} + C \quad (\text{Brownell \& Young, Pers. 13.1, p254})$$

dimana :

$$\begin{aligned}
 ts &= \text{Tebal minimum silinder, in} \\
 Pd &= \text{Tekanan Design, psi} \\
 f &= \text{Allowable stress maksimum, psi} \\
 ri &= \text{Radius dalam silinder, in} \\
 E &= \text{Effisiensi sambungan las} \\
 C &= \text{Tebal korosi, in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 ts &= \frac{Pd \times ri}{(f E - 0,6 Pd)} + C \\
 &= \frac{2,897}{2,960} + 0,0625 \\
 &= 2,960 \text{ in} = 3 \text{ in} \\
 &= 3 \text{ in} \quad (\text{standarisasi}) \quad (\text{Brownell, Table 5.7, p 90}) \\
 &= 0,0762 \text{ meter}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= \text{ID} + 2 t \text{ silinder} \\
 \text{OD} &= 113,475 + 2 \times 2,960 \\
 \text{OD} &= 119,395 \text{ in} \\
 &= 120 \text{ in} \quad (\text{standarisasi}) \quad (\text{Brownell, Table 5.7, p 91}) \\
 &= 3,048 \text{ meter}
 \end{aligned}$$

Menentukan Dimensi Tutup (dished head)

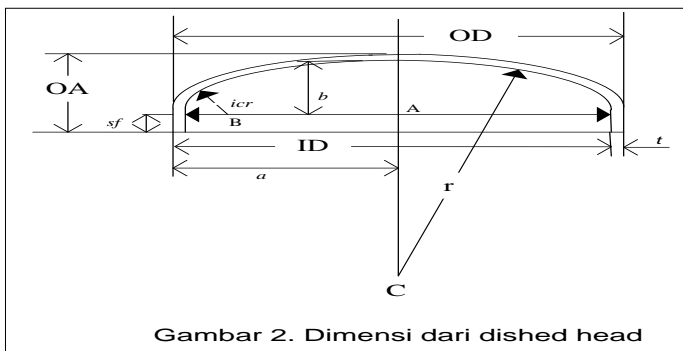
$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= 120 \text{ in} \\
 rc &= 108 \text{ in} \quad (\text{Brownell, Table 5.7, p 91}) \quad \text{sesuai } ts = 3 \\
 icr &= 9 \text{ in} \quad (\text{Brownell, Table 5.7, p 91})
 \end{aligned}$$

$$t \text{ head} = \frac{0,885 \times Pd \times rc}{(f E - 0,1 Pd)} + C$$

$$t \text{ head} = 4,76 + 1/16$$

$$t \text{ head} = 4,822 \text{ in}$$

t head	=	-	in (standarisasi)	(Brownell, Table 5.7, p 90)
t head	=	0,122	m	
Tinggi Total	=	(2 x Tinggi tutup)	+	Tinggi silinder
LT	=	(2 x Lh)	+	Ls
Lh	=	b + sf + th		
b	=	$r - (BC^2 - AB^2)^{0,5}$		
untuk, OD	=	120	in	
th	=	5	in	
sf	=	1 1/2	in	(Brownell, Table 5.6, p 88)
BC	=	$r - icr = 99,000$	in	
AB	=	$Di/2 - icr = 47,738$	in	
b	=	108 - 86,730		
	=	21,270	in	
Lh	=	b + sf + th		
	=	21,270 + 1,5 + 4,822		
	=	27,592	in	
LT	=	2 x Lh + Ls		
	=	55,183 + 226,950		
	=	282,133	in	
	=	7,166	m	



Gambar 2. Dimensi dari dished head

Keliling ID	=	9,05	m	
Keliling OD	=	9,57	m	
Volume bahan tabung	=	4,204	m ³	(Kell OD*L*ts)
ρ stainless steel	=	7870	kg/m ³	
Mass shell	=	33086	kg	
	=	72940,4494	pound	

5. Methanator (R-102)

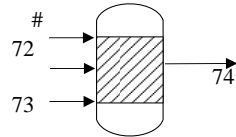
Fungsi: Mengkonversikan karbon (karbon dioksida dan karbon monoksida) dan

Arus 72: Feed CO₂ recycle

Arus 71: Feed CH₄ Recycle

Arus 73: hidrogen

Arus 74: metana



Arus 72	Arus 71
w= 123302,4091 kg/h	w= 115455 kg/h

Arus 73	Arus 74
w= 5020,6 kg/h	w= 243777,0958 kg/h

Bahan = Stainless steel 304

Type = Fix bed reactor berbentuk silinder tegak

Jumlah = 1 unit

Sesuai Ulrich, hal 400:

1. Temperatur desain = (28 + Top) Celcius
= 390,4
2. Tekanan desain = 10 x 1,1
= 11 bar = 159,54 psia
3. Ditetapkan waktu tinggal = 120 sekon

Menentukan kapasitas

Rate gas = 123302,409 kg/h	Rate udara = 115455 kg/h
Waktu tinggal = 0,03333333 jam	Waktu tinggal = 0,03333333 jam
Kapasitas = 4110,0803 kg	Kapasitas = 3848,4835 kg
Densitas = 18,65 kg/m ³	Densitas = 0,78 kg/m ³
Volume = 220,379641 m ³	Volume = 4933,9533 m ³

Rate udara = 5020,6 kg/h
Waktu tinggal = 0,03333333 jam
Kapasitas = 167,351799 kg
Densitas = 2,711 kg/m ³
Volume = 61,7306525 m ³

Perhitungan Diameter Vessel

VL = 0,8 VT	
Vtotal = 6520,07944 m ³	
L/D = 4,002	(Silla, 2003)
D3 = 108,715101	
D = 4,773	m = 187,901209 in
L = 19,1	m = 751,968504 in

Menentukan Ketebalan Silinder

Digunakan SA 182 (21Cr-11Ni-N)

(ASME Boiler and Pressure Vessel Tabel IA hal. 169)

$$\begin{aligned} f &= 87000 \text{ psi (ASME Boiler and Pressure Vessel Tabel IA hal. 169)} \\ E &= 1,0 \text{ double welded butt joint (Tabel 2.1, Kusnarjo, hal 14)} \\ C &= 0,125 \text{ in (Kusnarjo, hal 14)} \end{aligned}$$

$$ts = \frac{Pd \times ri}{f E - 0,6 Pd} + C \quad (\text{Brownell \& Young, Pers. 13.1, p254})$$

dimana :

$$\begin{aligned} ts &= \text{Tebal minimum silinder, in} \\ Pd &= \text{Tekanan Design, psi} \\ f &= \text{Allowable stress maksimum, psi} \\ ri &= \text{Radius dalam silinder, in} \\ E &= \text{Efisiensi sambungan las} \\ C &= \text{Tebal korosi, in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} ts &= \frac{Pd \times ri}{f E - 0,6 Pd} + C \\ &= 0,17247739 + 0,125 \\ &= 0,29748 \text{ in} = 0,29748 \text{ in} \\ &= 1 \text{ in (standarisasi) (Brownell, Table 5.7, p 90)} \\ &= 0,0076 \text{ meter} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} OD &= ID + 2 t \text{ silinder} \\ OD &= 187,901 + 2 \times 0,29748 \\ OD &= 188,496164 \text{ in} \\ &= 192 \text{ in (standarisasi) (Brownell, Table 5.7, p 91)} \\ &= 4,8768 \text{ meter} \end{aligned}$$

Menentukan Dimensi Tutup (dished head)

$$\begin{aligned} OD &= 188,496 \text{ in} \\ rc &= 170 \text{ in (Brownell, Tabel 5.7, p 91) sesuai } ts = 1 \\ icr &= 11,5 \text{ in (Brownell, Table 5.7, p 91)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t \text{ head} &= \frac{1}{2} \times \frac{Pd \times rc}{f E - 0,1 Pd} + C \\ t \text{ head} &= 0,27595 + 0,13 \\ t \text{ head} &= 0,40095 \text{ in} \\ t \text{ head} &= 4/9 \text{ in (standarisasi) (Brownell, Table 5.7, p 90)} \\ t \text{ head} &= 0,01111 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Total} &= (2 \times \text{Tinggi tutup}) + \text{Tinggi silinder} \\ LT &= (2 \times Lh) + Ls \\ Lh &= b + sf + th \\ b &= r - (BC2 - AB2)0,5 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{untuk, OD} &= 188,496 \text{ in} \\ \text{th} &= 0,40095 \text{ in} \\ \text{sf} &= 6 \text{ in} \quad (\text{Brownell, Table 5.6, p 88}) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{BC} &= r - \text{icr} = 158,5 \text{ in} \\ \text{AB} &= \text{Di}/2 - \text{icr} = 82,4506044 \text{ in} \\ \text{b} &= 170 - \\ &= 170 \text{ in} \\ \text{Lh} &= \text{b} + \text{sf} + \text{th} \\ &= 170 + 6 + 0 \\ &= 176,401 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{LT} &= 2 \times \text{Lh} + \text{Ls} \\ &= 352,802 + 751,968504 \\ &= 1104,7704 \text{ in} \\ &= 28,0611681 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Keliling ID} &= 14,986 \text{ m} \\ \text{Keliling OD} &= 15,313152 \text{ m} \\ \text{Luas permukaan tabung} &= \\ \text{Volume bahan tabung} &= 2,20996625 \text{ m}^3 \quad (\text{Kell OD} \times \text{L} \times \text{ts}) \\ \rho_{\text{ carbon steel}} &= 7870 \text{ kg/m}^3 \\ \text{Mass shell} &= 17392,4344 \text{ kg} \\ &= 38343,3609 \text{ pound} \end{aligned}$$

Spesifikasi	Keterangan			
No. kode	R-102			
Fungsi	Mengkonversikan karbon (karbon dioksida dan karbon monoksida) dan hidrogen menjadi metana			
Tipe	Fix bed reactor berbentuk silinder tegak			
Tekanan desain	159,5 psia			
Outside Diameter standart	192	inch	4,8768	m
Tebal silinder	1	inch	0,0254	m
Tinggi tutup atas/bawah	176,4009	inch	4,480584064	m
Tebal tutup atas/bawah	0,4375	inch	0,0111125	m
Tinggi bejana	752	inch	19,1	m
Bahan Konstruksi	SA 182 (21Cr-11Ni-N)			
Kapasitas(kg/hr)	243777,5			
Jumlah	1			

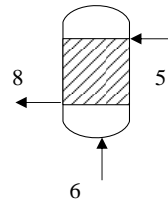
3. OCM Reaktor (R-100)

Fungsi: Mereaksikan gas metana menjadi gas ethylene

Arus 6: Feed gas alam

Arus 5: Feed O2

Arus 8: Produk ethylene



Arus 6

w= 435812,2044 kg/h

Arus 5

w= 275112,5843 kg/h

Arus 8

w= 6462364,223 kg/h

Bahan = Stainless steel 304

Type = Fix bed reactor berbentuk silinder tegak

Jumlah = 1 unit

Sesuai Ulrich, hal 400:

1. Temperatur desain = (28 + Top) Celcius

= 1168

2. Tekanan desain = 7 x 1

= 7,7 bar = 111,68 psia

3. Ditetapkan waktu tinggal = 30

sekon

Menentukan kapasitas

Rate gas = 435812,204 kg/h

Rate udara = 275112,58 kg/h

Waktu tinggal = 0,00833333 jam

Waktu tinggal = 0,00833333 jam

Kapasitas = 3631,76837 kg

Kapasitas = 2292,6049 kg

Densitas = 0,8 kg/m³

Densitas = 1,43 kg/m³

Volume = 4539,71046 m³

Volume = 1604,3421 m³

Perhitungan Diameter Vessel

$$\begin{aligned} VL &= 0,8 \quad VT \\ V_{total} &= 7680,06571 \text{ m}^3 \\ L/D &= 4,002 && \text{(Silla, 2003)} \\ D3 &= 122,908583 \\ D &= 4,972 \quad m = 195,746357 \text{ in} \\ L &= 19,9 \quad m = 783,464567 \text{ in} \end{aligned}$$

Menentukan Ketebalan Silinder

Digunakan SA 182 (21Cr–11Ni–N)

(ASME Boiler and Pressure Vessel Tabel IA hal. 169)

$$\begin{aligned} f &= 87000 \text{ psi (ASME Boiler and Pressure Vessel Tabel IA hal. 169)} \\ E &= 1,0 \text{ double welded butt joint (Tabel 2.1, Kusnarjo, hal 14)} \\ C &= 0,125 \text{ in (Kusnarjo, hal 14)} \end{aligned}$$

$$ts = \frac{Pd \times ri}{f E - 0,6 Pd} + C \quad \text{(Brownell\&Young,Pers.13.1,p254)}$$

dimana :

$$\begin{aligned} ts &= \text{Tebal minimum silinder, in} \\ Pd &= \text{Tekanan Design, psi} \\ f &= \text{Allowable stress maksimum, psi} \\ ri &= \text{Radius dalam silinder, in} \\ E &= \text{Effisiensi sambungan las} \\ C &= \text{Tebal korosi, in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} ts &= \frac{Pd \times ri}{f E - 0,6 Pd} + C \\ &= \frac{0,12573345}{0,25073} + 0,125 \\ &= 0,25073 \text{ in} = 0,25073 \text{ in} \\ &= 1 \frac{1}{8} \text{ in (standarisasi) (Brownell,Table 5.7,p 90)} \\ &= 0,0064 \text{ meter} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} OD &= ID + 2 t \text{ silinder} \\ OD &= 195,746 + 2 \times 0,25073 \\ OD &= 196,247823 \text{ in} \\ &= 204 \text{ in (standarisasi) (Brownell,Table 5.7,p 91)} \\ &= 5,1816 \text{ meter} \end{aligned}$$

Menentukan Dimensi Tutup (dished head)

$$\begin{aligned} OD &= 196,248 \text{ in} \\ rc &= 170 \text{ in (Brownell, Tabel 5.7,p 91) sesuai } ts = 1 \frac{1}{8} \\ icr &= 12,5 \text{ in (Brownell,Table 5.7,p 91)} \end{aligned}$$

$$t \text{ head} = \frac{1}{f E - 0,1 Pd} \times Pd \times rc + C$$

$$t \text{ head} = 0,19315 + 0,13$$

$$t \text{ head} = 0,31815 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 t_{\text{head}} &= 3/8 \text{ in (standarisasi)} \quad (\text{Brownell, Table 5.7, p 90}) \\
 t_{\text{head}} &= 0,00953 \text{ m} \\
 \\
 \text{Tinggi Total} &= (2 \times \text{Tinggi tutup}) + \text{Tinggi silinder} \\
 \text{LT} &= (2 \times \text{Lh}) + \text{Ls} \\
 \text{Lh} &= b + sf + th \\
 b &= r - (\text{BC}2 - \text{AB}2)^{0,5} \\
 \\
 \text{untuk, OD} &= 196,248 \text{ in} \\
 th &= 0,31815 \text{ in} \\
 sf &= 6 \text{ in} \quad (\text{Brownell, Table 5.6, p 88}) \\
 \\
 \text{BC} &= r - icr = 157,5 \text{ in} \\
 \text{AB} &= Di/2 - icr = 85,37317826 \text{ in} \\
 b &= 170 - \\
 &= 170 \text{ in} \\
 \text{Lh} &= b + sf + th \\
 &= 170 + 6 + 0 \\
 &= 176,318 \text{ in} \\
 \\
 \text{LT} &= 2 \times \text{Lh} + \text{Ls} \\
 &= 352,636 + 0 \\
 &= 352,636 \text{ in} \\
 &= 9 \text{ m} \\
 \\
 \text{Keliling ID} &= 15,612 \text{ m} \\
 \text{Keliling OD} &= 16,270224 \text{ m} \\
 \text{Luas permukaan tabung} &= \\
 \text{Volume bahan tabung} &= 2,06201873 \text{ m}^3 \quad (\text{Kell OD} \cdot \text{L} \cdot \text{ts}) \\
 \rho_{\text{ carbon steel}} &= 7870 \text{ kg/m}^3 \\
 \text{Mass shell} &= 16228,0874 \text{ kg} \\
 &= 35776,4415 \text{ pound}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi	Keterangan			
No. kode	R-100			
Fungsi	Mereaksikan gas metana menjadi gas ethylene			
Tipe	SA 182 (21Cr-11Ni-N)			
Tekanan desain	111,7 psia			
Outside Diameter standart	204	inch	5,1816	m
Tebal silinder	1,125	inch	0,028575	m
Tinggi tutup atas/bawah	176,3182	inch	4,478481075	m
Tebal tutup atas/bawah	0,3750	inch	0,009525	m
Tinggi bejana	783,5	inch	19,9	m
Bahan Konstruksi	SA 182 (21Cr-11Ni-N)			

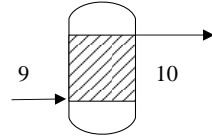
Kapasitas(kg/hr)	710,925
Jumlah	1

4. Dehydrogenation Reactor (R-101)

Fungsi: Mendehidrogenasi gas etana menjadi gas ethylene

Arus 9: Arus keluar OCM Reaktor

Arus 10: Arus keluar dehidrogenasi reaktor



Arus : 9

$$w = 6462364,223 \text{ kg/h}$$

Arus : 10

$$w = 7413828,532 \text{ kg/h}$$

Bahan = Stainless steel 304

Type = Fix bed reactor berbentuk silinder tegak

Jumlah = 1 unit

Sesuai Ulrich, hal 400:

1. Temperatur desain = $(28 + \text{Top})$ Celcius
= 928
2. Tekanan desain = $6,6 \times 1,1$
= 7,26 bar = 105,3 psia
3. Ditetapkan waktu tinggal = 3 sekon

Menentukan kapasitas

$$\begin{aligned} \text{Rate gas} &= 6462364,22 \text{ kg/h} \\ \text{Waktu tinggal} &= 0,00083333 \text{ jam} \\ \text{Kapasitas} &= 5385,30352 \text{ kg} \\ \text{Densitas} &= 1,289 \text{ kg/m}^3 \\ \text{Volume} &= 4177,89257 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Perhitungan Diameter Vessel

$$\begin{aligned} VL &= 0,8 \text{ VT} \\ V_{\text{total}} &= 4177,89257 \text{ m}^3 \\ L/D &= 4 \\ D3 &= 77,8912911 \\ D &= 4,271 \text{ m} = 168,136725 \text{ in} \\ L &= 17,082 \text{ m} = 672,519685 \text{ in} \end{aligned}$$

(Silla, 2003)

Menentukan Ketebalan Silinder

Digunakan SA 182 (21Cr-11Ni-N)

(ASME Boiler and Pressure Vessel Tabel IA hal. 169)

$$f = 87000 \text{ psi (ASME Boiler and Pressure Vessel Tabel IA hal. 169)}$$

$$E = 1,0 \text{ double welded butt joint} \quad (\text{Tabel 2.1, Kusnarjo, hal 14})$$

$$C = 0,125 \text{ in} \quad (\text{Kusnarjo, hal 14})$$

$$ts = \frac{Pd \times ri}{(f E - 0,6 Pd)} + C \quad (\text{Brownell\&Young,Pers.13.1,p254})$$

dimana :

- ts = Tebal minimum silinder, in
- Pd = Tekanan Design, psi
- f = Allowable stress maksimum, psi
- ri = Radius dalam silinder, in
- E = Effisiensi sambungan las
- C = Tebal korosi, in

$$ts = \frac{Pd \times ri}{(f E - 0,6 Pd)} + C$$

$$= \frac{0,10182314}{(0,22682 \text{ in} - 0,125)} + 0,125$$

$$= 1 \text{ in (standarisasi)} \quad (\text{Brownell,Table 5.7,p 90})$$

$$= 0,0058 \text{ meter}$$

$$OD = ID + 2 t \text{ silinder}$$

$$OD = 168,137 + 2 \times 0,22682$$

$$OD = 168,590371 \text{ in}$$

$$= 180 \text{ in (standarisasi)} \quad (\text{Brownell,Table 5.7,p 91})$$

$$= 4,572 \text{ meter}$$

Menentukan Dimensi Tutup (dished head)

$$OD = 168,59 \text{ in}$$

$$rc = 170 \text{ in (Brownell, Tabel 5.7,p 91)} \quad \text{sesuai } ts = 1$$

$$icr = 11 \text{ in (Brownell,Table 5.7,p 91)}$$

$$t \text{ head} = \frac{1}{3} \times \frac{Pd \times rc}{(f E - 0,1 Pd)} + C$$

$$t \text{ head} = 0,18211 + 0,13$$

$$t \text{ head} = 0,30711 \text{ in}$$

$$t \text{ head} = 1/3 \text{ in (standarisasi)} \quad (\text{Brownell,Table 5.7,p 90})$$

$$t \text{ head} = 0,00794 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi Total} = (2 \times \text{Tinggi tutup}) + \text{Tinggi silinder}$$

$$LT = (2 \times Lh) + Ls$$

$$Lh = b + sf + th$$

$$b = r - (BC2 - AB2)^{0,5}$$

$$\text{untuk, OD} = 168,59 \text{ in}$$

$$th = 0,30711 \text{ in}$$

$$sf = 6 \text{ in} \quad (\text{Brownell,Table 5.6,p 88})$$

$$\begin{aligned}
 BC &= r - icr = 159 \text{ in} \\
 AB &= Di/2 - icr = 73,06836256 \text{ in} \\
 b &= 170 - \\
 &= 170 \text{ in} \\
 Lh &= b + sf + th \\
 &= 170 + 6 + 0 \\
 &= 176,307 \text{ in} \\
 \\
 LT &= 2 \times Lh + Ls \\
 &= 352,614 + 0 \\
 &= 352,614 \text{ in} \\
 &= 9 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Keliling ID} &= 13,41 \text{ m} \\
 \text{Keliling OD} &= 14,35608 \text{ m} \\
 \text{Luas permukaan tabung} &= \\
 \text{Volume bahan tabung} &= 1,41284875 \text{ m}^3 \text{ (Kell OD*L*ts)} \\
 \rho_{\text{ carbon steel}} &= 7870 \text{ kg/m}^3 \\
 \text{Mass shell} &= 11119,1196 \text{ kg} \\
 &= 24513,2112 \text{ pound}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi	Keterangan			
No. kode	R-101			
Fungsi	Mendehidrogenasi gas etana menjadi gas ethylene			
Tipe	Fix bed reactor berbentuk silinder tegak			
Tekanan desain	105,3 psia			
Outside Diameter standart	180	inch	4,572	m
Tebal silinder	1,000	inch	0,0254	m
Tinggi tutup atas/bawah	176,3	inch	4,478200694	m
Tebal tutup atas/bawah	0,3125	inch	0,0079375	m
Tinggi bejana	672,5	inch	17,082	m
Bahan Konstruksi	SA 182 (21Cr-11Ni-N)			
Kapasitas(kg/hr)	6.462.364			
Jumlah	1			

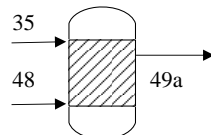
28 Hidrogenation Reactor (R-103)

Fungsi: Mereaksikan acethylene dengan hidrogen menjadi ethylene

Arus 35: Hidrogen

Arus 48: Arus ethylene dan acethylene

Arus 49a: Arus produk ethylene



Arus 48

Arus 3

$$w = 1119660,55 \text{ kg/h} \quad w = 1187 \text{ kg/h}$$

Arus 49a

$$w = 1122317,98 \text{ kg/h}$$

Bahan = Stainless steel 304

Type = Fix bed reactor berbentuk silinder tegak

Jumlah = 1 unit

Sesuai Ulrich, hal 400:

1. Temperatur desain = (28 + Top) Celcius
= 980
2. Tekanan desain = 10 x 1,1
= 11 bar = 159,54 psia
3. Ditetapkan waktu tinggal = 120 sekon

Menentukan kapasitas

Rate gas	= 1119660,55 kg/h	Rate udara	= 1187 kg/h
Waktu tinggal	= 0,03333333 jam	Waktu tinggal	= 0,03333333 jam
Kapasitas	= 37322,0183 kg	Kapasitas	= 39,566667 kg
Densitas	= 389 kg/m ³	Densitas	= 0,75 kg/m ³
Volume	= 95,9434919 m ³	Volume	= 52,896613 m ³

Perhitungan Diameter Vessel

$$VL = 0,8 \quad VT$$

$$V_{total} = 186,050131 \text{ m}^3$$

$$L/D = 1,616 \quad (\text{Silla, 2003})$$

$$D3 = 14,8985754$$

$$D = 2,461 \quad \text{m} = 96,875628 \text{ in}$$

$$L = 3,977 \quad \text{m} = 156,574803 \text{ in}$$

Menentukan Ketebalan Silinder

Digunakan SA 182 (21Cr-11Ni-N)

(ASME Boiler and Pressure Vessel Tabel IA hal. 169)

$$f = 87000 \text{ psi} \quad (\text{ASME Boiler and Pressure Vessel Tabel IA hal. 169})$$

$$E = 1,0 \quad \text{double welded butt joint} \quad (\text{Tabel 2.1, Kusnarjo, hal 14})$$

$$C = 0,125 \text{ in} \quad (\text{Kusnarjo, hal 14})$$

$$ts = \frac{Pd \times ri}{fE - 0,6Pd} + C \quad (\text{Brownell \& Young, Pers. 13.1, p254})$$

dimana :

- ts = Tebal minimum silinder, in
- Pd = Tekanan Design, psi
- f = Allowable stress maksimum, psi
- ri = Radius dalam silinder, in
- E = Effisiensi sambungan las

$$\begin{aligned}
C &= \text{Tebal korosi, in} \\
t_s &= \frac{P_d \times r_i}{(f E - 0,6 P_d)} + C \\
&= 0,08892362 + 0,125 \\
&= 0,21392 \text{ in} = 0,21392 \text{ in} \\
&= \frac{3}{8} \text{ in (standarisasi)} \quad (\text{Brownell, Table 5.7, p 90}) \\
&= 0,0054 \text{ meter}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
OD &= ID + 2 t \text{ silinder} \\
OD &= 96,8756 + 2 \times 0,21392 \\
OD &= 97,3034752 \text{ in} \\
&= 102 \text{ in (standarisasi)} \quad (\text{Brownell, Table 5.7, p 91}) \\
&= 2,5908 \text{ meter}
\end{aligned}$$

Menentukan Dimensi Tutup (dished head)

$$\begin{aligned}
OD &= 97,3035 \text{ in} \\
rc &= 90 \text{ in (Brownell, Tabel 5.7, p 91)} \quad \text{sesuai } t_s = \frac{3}{8} \\
icr &= 5,5 \text{ in (Brownell, Table 5.7, p 91)}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
t_{\text{head}} &= \frac{1}{3} \times \frac{P_d \times r_c}{(f E - 0,1 P_d)} + C \\
t_{\text{head}} &= 0,14609 + 0,13 \\
t_{\text{head}} &= 0,27109 \text{ in} \\
t_{\text{head}} &= \frac{1}{3} \text{ in (standarisasi)} \quad (\text{Brownell, Table 5.7, p 90}) \\
t_{\text{head}} &= 0,00794 \text{ m}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Tinggi Total} &= (2 \times \text{Tinggi tutup}) + \text{Tinggi silinder} \\
LT &= (2 \times L_h) + L_s \\
L_h &= b + sf + th \\
b &= r - (BC^2 - AB^2)^{0,5}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{untuk, OD} &= 97,3035 \text{ in} \\
th &= 0,27109 \text{ in} \\
sf &= 6 \text{ in} \quad (\text{Brownell, Table 5.6, p 88})
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
BC &= r - icr = 84,5 \text{ in} \\
AB &= Di/2 - icr = 42,93781398 \text{ in} \\
b &= 90 - \\
&= 90 \text{ in} \\
L_h &= b + sf + th \\
&= 90 + 6 + 0 \\
&= 96,2711 \text{ in}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
LT &= 2 \times L_h + L_s \\
&= 192,542 + 0
\end{aligned}$$

$$= 192,542 \text{ in}$$

$$= 5 \text{ m}$$

Keliling ID = 7,7264 m
 Keliling OD = 8,135112 m
 Luas permukaan tabung =
 Volume bahan tabung = 0,17579705 m³ (Kell OD*L*ts)
 ρ carbon steel = 7870 kg/m³
 Mass shell = 1383,52278 kg
 = 3050,11433 pound

Spesifikasi	Keterangan			
No. kode	R-103			
Fungsi	Mereaksikan acetylene dengan nitrogen menjadi etilena			
Tipe	Fix bed reactor berbentuk silinder tegak			
Tekanan desain	159,5 psia			
Outside Diameter standart	102	inch	2,5908	m
Tebal silinder	0,375	inch	0,009525	m
Tinggi tutup atas/bawah	96,3	inch	2,445285681	m
Tebal tutup atas/bawah	0,3125	inch	0,0079375	m
Tinggi bejana	156,6	inch	3,977	m
Bahan Konstruksi	SA 182 (21Cr-11Ni-N)			
Kapasitas(kg/hr)	1.120.848			
Jumlah	1			

APPENDIKS D

PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI

D.1. Harga Peralatan

Harga Peralatan setiap saat akan berubah tergantung pada perubahan ekonomi. Apabila harga alat pada beberapa tahun yang lalu diketahui, maka harga alat pada masa sekarang dapat ditaksir dengan menggunakan *Chemical Engineering Plant Cost index*

Besarnya harga alat dapat dinyatakan sebagai berikut :

$$\text{Harga alat sekarang} = \frac{\text{Index harga tahun sekarang}}{\text{Index harga tahun X}} \times \text{Harga tahun X}$$

Harga alat berdasarkan kapasitas :

$$\text{Harga alat cap. E} = \left(\frac{\text{capac. Equip B}}{\text{capac. Equip A}} \right)^{0,6} \times \text{Harga alat capac. A}$$

Perhitungan pada analisa ekonomi ini berdasarkan :

- Tahun pendirian pabrik (awal konstruksi) : 2024
- Tahun pabrik selesai didirikan : 2027

Tabel 1. *Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI)*

Tahun	Annual Index
2005	394.3
2006	395.6
2007	402
2008	444.2
2009	468.2
2010	499.6
2011	525.4
2012	575.4
2013	521.9
2014	550.8
2015	585.7
2016	584.6
2017	567.3
2018	576.1
2019	556.8

Sumber : Chemical Engineering Magazine

Dengan metode Least Square (Petters & Timmerhaus, hal.760), dapat dilakukan penaksiran index harga rata-rata pada akhir tahun 2024. Penyelesaian dengan Least

$$y = a + b (x - \bar{x})$$

Keterangan :

a = \bar{y} , nilai rata-rata y

b = $\frac{\sum (x - \bar{x})(\bar{y} - y)}{\sum (x - \bar{x})^2}$, slope garis least square

Penaksiran indeks harga dengan *Least Square*

Data	x	y	x ²	y ²	xy
1	2005	394.3	4020025	155472	790572
2	2006	395.6	4024036	156499	793574
3	2007	402	4028049	161604	806814
4	2008	444.2	4032064	197314	891954
5	2009	468.2	4036081	219211	940614
6	2010	499.6	4040100	249600	1004196
7	2011	525.4	4044121	276045	1056579
8	2012	575.4	4048144	331085	1157705
9	2013	521.9	4052169	272380	1050585
10	2014	550.8	4056196	303381	1109311
11	2015	585.7	4060225	343044	1180186
12	2016	584.6	4064256	341757	1178554
13	2017	567.3	4068289	321829	1144244
14	2020	576.1	4080400	331891	1163722
15	2021	556.8	4084441	310026	1125293
16	2022	0	4088484	0	0
17	2023	0	4092529	0	0
18	2024	0	4096576	0	0
Total	30184	7647.9	60738596	3971140	15393901

$$\begin{aligned}\Sigma x &= 30184 \\ n &= 15\end{aligned}$$

$$x' = \frac{\Sigma x}{n} = \frac{30184}{15} = 2012$$

Persamaan 17.21, Timmerhaus 4th ed. :

$$\begin{aligned}\Sigma x^2 &= 60738596 \\ \Sigma (x' - x)^2 &= \Sigma x^2 - \frac{(\Sigma x)^2}{n} \\ &= 60738596 - \left(\frac{30184}{15}\right)^2 = 339\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Sigma y &= 7647.9 \\ y' &= \frac{\Sigma y}{n} = \frac{7647.9}{15} = 510\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Sigma y^2 &= 3971139.9 \\ \Sigma (y' - y)^2 &= \Sigma y^2 - \frac{(\Sigma y)^2}{n} \\ &= 3971139.9 - \left(\frac{7647.9}{15}\right)^2 = 71781.56\end{aligned}$$

Persamaan 17.20, Timmerhaus 4th ed. :

$$\Sigma xy = 15393901$$

$$\begin{aligned} \Sigma (x' - x) (y' - y) &= \Sigma xy - \frac{\Sigma x \Sigma y}{n} \\ &= 15393900.6 - \frac{30184 \times 7647.9}{15} \\ &= 4286.4 \\ \text{Nilai : } a &= y' - b(x' - x) = 510 \\ b &= \frac{\Sigma (x' - x)(y' - y)}{\Sigma (x' - x)^2} \\ &= \frac{4286.4}{339} = 12.6 \end{aligned}$$

Berdasarkan nilai a dan b tersebut, diperoleh persamaan :

$$y = a + b (x' - x)$$

$$y = 510 + 12.6 (x - 2012)$$

Untuk x = 2022, maka y = 632.95

Untuk x = 2025, maka y = 670.89

dimana x adalah tahun dan y adalah index harga

Jadi, *cost index* pada tahun 2022 = 632.95

Pada tahun 2014, *cost index* = 576.10

Harga USD terhadap Rupiah (diakses : 23 Desember) 1 US\$ = Rp 15200.00

D.1.1 Perhitungan Harga Peralatan Proses

Harga peralatan proses pada perhitungan analisa ekonomi ini merupakan harga yang didapatkan dari [http:// www.matche.com](http://www.matche.com) yang memberikan harga dari Gulf Coast USA,

data yang diperoleh dari <http://www.matche.com> merupakan data tahun 2014

contoh perhitungan :

1. Gas/Liquid Separator

Tipe = Vane Type

Bahan = *Stainless steel*

Jumlah = 1 buah

Harga tahun 2014 = \$ 5,300.00 (*Mache*)

Harga tahun 2022 = $\frac{\text{index tahun 2022}}{\text{index tahun 2014}} \times \text{Harga tahun 2014}$

= $\frac{633.0}{576} \times \$ 5,300.00$

= \$ 5,823.04

Cost Total (2022) = \$ 5,823.04 x Jumlah alat

= \$ 5,823.04

Semua harga peralatan didapat dari sumber www.matche.com (Tahun 2014) yang memberikan harga FOB dari Gulf Coast USA

Untuk harga alat secara lengkap, tertera pada tabel 2.

Tabel 2. Harga Peralatan pada Pabrik DEC

No	Kode	Nama Alat	Jumlah	Harga (US\$/unit)	Harga total
				2014	(US\$,thn 2022)
1	E-100	Oxygen Pre-Heater	4	810,800	3,563,262.56

2	E-101	Natural gas Pre-Heater	7	600,300	4,616,793.78
3	R-100	OCM Reactor	1	2,933,200	3,222,669.51
4	R-101	Dehydrogenation Reactor	1	2,130,200	2,340,423.63
5	R-102	Methanation Reactor	1	2,695,900	2,961,951.0
6	E-200	Dehydrogenation & Condensate HE	4	810,300	3,561,065.18
7	E-201	Dehydrogenation & Methane HE	4	720,300	3,165,537.77
8	E-202	Dehydrogenation & CO2 HE	1	600,300	659,541.97
9	E-210	Pre Compressor Air Cooler	1	230,500	253,247.42
10	F-210	Pre Compressor Air Separator	1	161,700	177,658
11	E-211	1st Stage Air Cooler	1	230,500	253,247
12	F-211	1 st Stage Air Separator	1	172,300	189,304
13	G-210	1 st Stage compressor	1	699,833	768,898
14	E-212	2nd Stage Air Cooler	1	240,400	264,124
15	F-212	2 nd Stage Air Separator	1	186,150	204,521
16	G-211	2 nd Stage compressor	1	699,833	768,898
17	E-213	3 rd Stage Air Cooler	1	230,100	252,808
18	F-213	3 rd Stage Air Separator	1	192,400	211,387
19	G-212	3 rd Stage compressor	1	699,833	768,898
20	D-300	Absorber	1	3,545,000	3,894,846
21	E-300	Lean/Rich Amine Exchanger	2	500,800	1,100,445
22	L-300	Amine Regeneration Pump	1	20,834	22,890
23	D-301	Regenerator Column	1	1,837,600	2,018,948
24	E-301	Amine Regeneration Reboiler	1	600,800	660,091
25	E-302	Amine Regeneration Condenser	1	400,700	440,244
26	F-301	Amine Regeneration Reflux Drum	1	870,300	956,188
27	L-301	Amine Regeneration Reflux Pump	1	20,730	22,776
28	F-300	Flash Separator	1	161,700	177,658
29	D-302 A/B	Molecular Sieve	2	1,019,800	2,240,883
30	E-302	Regeneration Air Furnance	1	800,500	879,499
31	E-310	1 st Spent Gas Heat Exchanger	1	600,300	659,542
32	E-311	2nd Spent Gas Heat Exchanger	1	500,800	550,223
33	E-312	Pre Separation Heat Exchanger	1	2,301,500	2,528,629
34	D-400	Demethanizer Column	1	5,539,600	6,086,288
35	E-400	Demethanizer Reboiler	1	200,400	220,177
36	L-400	Demethanizer Reboiler Pump	1	20,814	22,868
37	L-410	Demethanizer Reflux Pump	1	20,730	22,776
38	F-400	Demethanizer Separator	1	539,500	592,742
39	E-400	Demethanizer Condenser	1	600,100	659,322
40	D-401	Deethanizer Column	1	6,839,600	7,514,581
41	E-401	Deethanizer Reboiler	1	300,600	330,265
42	L-401	Deethanizer Reboiler Pump	1	20,860	22,919
43	L-420	Deethanizer Reflux Pump	1	20,860	22,919
44	F-401	Deethanizer Separator	1	519,000	570,219
45	E-401	Deethanizer Condenser	1	700,600	769,740
46	R-103	Hydrogenation Reactor	1	2,130,200	2,340,424
47	D-402	Condensate splitter	1	4,723,900	5,190,089
48	T-402	Condensate Storage	1	2,167,300	2,381,185

49	T-401	C3/C4 Storage	1	1,924,500	2,114,424
50	T-400	Ethylene Storage Tank	1	2,301,500	2,528,629
51	ASU	Air Separation Unit	1	61,200,000	67,239,661
Total			68	56,796,278	142,986,324

Harga Peralatan Utilitas

Peralatan Utilitas meliputi :

1. Steam
2. Listrik
3. Bahan Bakar

Harga peralatan utilitas diperkirakan 55% dari Harga peralatan

(Tabel 6.1 Coulson & Richardson)

Harga peralatan utilitas pada tahun 2022 = \$ 78,642,477.96

Harga Peralatan pada tahun 2022 = \$ 142,986,323.56

Total harga peralatan pada tahun 2022 : \$ **221,628,802**

(\$ 1 = Rp 15200.00) **Rp 3,368,757,783,041**

D.2. GAJI KARYAWAN

Biaya untuk keperluan gaji karyawan selama satu bulan, dapat diperkirakan

Tabel 3. Daftar Gaji Karyawan Perusahaan

No.	Jabatan	Gaji / bulan	Jumlah	Jumlah
		(USD)	karyawan	(USD)
1.	Direktur Utama	40,000.0	1	\$ 40,000.00
2.	Komisaris	35,000.0	2	\$ 70,000.00
3	Dewan direksi	5,000.0	6	\$ 30,000.00
4	Sekretaris Direktur	1,300.0	6	\$ 7,800.00
5	Manager	1,800.0	8	\$ 14,400.00
6	Supervisor	900.0	8	\$ 7,200.00
7	Karyawan			
	a.Lulusan S-1	750.0	20	\$ 15,000.00
	b.Lulusan D-3	600.0	30	\$ 18,000.00
	c.Lulusan SMK	500.0	48	\$ 24,000.00
8	Dokter	1,100.0	5	\$ 5,500.00
9	Perawat	400.0	10	\$ 4,000.00
10	Sekuriti	200.0	15	\$ 3,000.00
11	Office Boy	200.0	20	\$ 4,000.00
Total			179	\$ 242,900.00

Biaya untuk gaji karyawan selama sebulan = \$ 242,900.00

Biaya untuk keperluan gaji selama setahun = \$ **2,914,800.00**

Rp 44,304,960,000.0

D.3. HARGA BAHAN DAN PENJUALAN PRODUK

D.3.1 Perhitungan biaya bahan baku

Tabel 4. Biaya Bahan Baku

No.	Bahan baku	Kebutuhan/Tahun		Harga	Total /Tahun
				USD	USD
1	Sales Gas	31043494	MMBtu	7 /MMBtu	217,304,458.0
2	Hydrogen	4302000	kg	0.010 /kg	43,020.0
Total					217,347,478.0

Biaya penyediaan bahan baku = \$ 217,347,478.00

= Rp3,303,681,665,655

D.3.2 Perhitungan hasil penjualan produk

Pabrik ini memproduksi dua jenis produk, yaitu Ethylene dan Condensate. Berikut Perhitungan hasil penjualan kelima produk tersebut.

Tabel 5. Hasil Penjualan Produk

No.	Produk	Produksi/Tahun		Harga/Tahun	Total harga/Tahun
				USD	USD
1	Ethylene	600000000	kg	3 /kg	1,800,000,000
2	C3/C4	5526	kg	1 /liter	5,526
3	Condensate	11680	bbbl	35 /bbbl	408,800
Total					1,800,414,326

Total pendapatan kotor/thn = 27,366,297,755,200.00

= \$ 1,800,414,326

D.4 ANALISA EKONOMI

Analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang telah direncanakan layak untuk didirikan atau tidak. Untuk itu, perlu dilakukan evaluasi atau penilaian investasi, dengan mempertimbangkan hal-hal berikut ini :

1. Laju pengembalian modal (*Internal Rate of Return* , IRR)
2. Waktu pengembalian modal minimum (*Minimum Pay Out Period* , MPP)
3. Titik impas (*Break Event Point* , BEP)

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

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

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

- a. Biaya tetap
- b. Biaya semi variabel
- c. Biaya variabel

D.4.1 Penentuan Investasi Total (Total Capital Investment, TCI)

D.4.1.1 Modal Tetap

No	Deskripsi	% E	Biaya (USD)
1	<i>Engineering and Supervision</i>	35%	\$77,570,081
2	Purchased Equipment	100%	\$221,628,802
3	Instalasi dan pengecatan	45%	\$99,732,961
4	Instrumentasi dan kontrol	40%	\$88,651,521
5	Perpipaan dan isolasi	70%	\$155,140,161
6	Sistem kelistrikan	12%	\$26,595,456
7	Fasilitas pelayanan dan <i>Yard</i>	80%	\$177,303,041
8	Bangunan	20%	\$44,325,760
9	Tanah	10%	\$22,162,880
10	Biaya konstruksi	35%	\$77,570,081
13	Kontraktor	20%	\$44,325,760
11	Biaya tak terduga	48%	\$106,381,825
Fixed Capital Investment			USD 1,141,388,328

D.4.1.2 Modal Kerja (Working Capital Investment, WCI)

$$WCI = 89\% E$$

$$TCI = FCI + WCI$$

$$TCI = \$1,141,388,327.81 + 89\% E$$

$$FCI = \$ 1,141,388,327.81$$

$$E = \$ 221,628,801.52 = IDR 3,368,757,783,041$$

$$WCI = \$ 197,249,633.35 = IDR 2,998,194,426,907$$

Jadi :

$$\text{Modal tetap (FCI)} \quad \$1,141,388,327.81$$

$$\text{Modal kerja (WCI)} \quad \$ 197,249,633.35 +$$

$$\text{Total investasi (TCI)} \quad \$ 1,338,637,961.16$$

Modal investasi terbagi atas :

1	Modal sendiri (equity)	15%	TCI =	\$	200,795,694.17
2	Modal Pinjaman Bank (loan)	85%	TCI =	\$	1,137,842,266.98

D.4.2 Penentuan Biaya Produksi

A. Biaya produksi langsung (Direct Production Cost, DPC)

1	Bahan Baku				\$217,347,478
2	Tenaga kerja				\$2,914,800
3	Biaya supervisi	15%	L		\$437,220
4	Utilitas	40%	TPC	0.4 TPC	
5	Perawatan dan perbaikan	7%	FCI		\$79,897,183
6	Operating supplies	15%	M		\$11,984,577
7	Laboratorium	15%	L		\$437,220
8	Paten dan royalti	4%	TPC	.01 TPC	
Total biaya produksi langsung (DPC)					\$313,018,478 + 0.41 TPC

B. Biaya tetap (Fixed Charges, FC)

1	Depresiasi (peralatan,bangunan)*	10%	FCI	\$	114,138,832.78
2	Pajak	2%	FCI	\$	22,827,766.56
3	Asuransi	0.6%	FCI	\$	6,848,329.97
	Total biaya tetap (FC)			\$	143,814,929.30

C. Biaya plant overhead (Plant Overhead cost)

Plant Overhead Cost (POC)	10%	TPC
Manufacturing Cost (MC)	=	DPC + FC + POC
	=	USD 456,833,408 + 0.51 TPC

D. Biaya pengeluaran umum (General Expenses)

1	Biaya administrasi	3%	TPC
2	Biaya distribusi dan penjualan	5%	TPC
3	Biaya R & D	5%	TPC
	Total pengeluaran umum (GE)	13%	TPC

*Depresiasi dihitung berdasar straight line method dengan menganggap salvage value peralatan 10 % dari harga awal menghitung TPC

DPC	= \$	313,018,478.4	+	0.41	TPC
FC	= \$	143,814,929.30			
POC	=			0.1	TPC
GE	=			0.13	TPC
TPC	= \$	456,833,407.7	+	0.64	TPC
TPC(1-0.34)	= \$	456,833,407.7			
TPC	= \$	456,833,407.7			
		0.36			
TPC	= \$	1,171,367,712.0	=	Rp	17,804,789,223,012

Jadi, rincian secara lengkap biaya produksi di atas menjadi :

A. Biaya produksi langsung (Direct Production Cost, DPC)

1	Bahan Baku		\$	217,347,478.00
2	Tenaga kerja		\$	2,914,800.00
3	Biaya supervisi	15%	L	\$ 437,220.00
4	Utilitas	40%	TPC	\$ 468,547,084.82
5	Perawatan dan perbaikan	7%	FCI	\$ 79,897,182.95
6	Operating supplies	15%	M	\$ 11,984,577.44
7	Laboratorium	15%	L	\$ 437,220.00
8	Paten dan Royalti	4%	TPC	\$ 46,854,708.48
	Total biaya produksi langsung (DPC)		\$	828,420,271.69

B. Biaya tetap (Fixed Charges, FC)

1	Depresiasi (peralatan,bangunan)*	10%	FCI	\$	114,138,832.78
2	Pajak	2%	FCI	\$	22,827,766.56
3	Asuransi	0.6%	FCI	\$	6,848,329.97
	Total biaya tetap (FC)			\$	143,814,929.30

C. Biaya plant overhead (Plant Overhead cost)

Plant Overhead Cost (POC)	10%	TPC	
POC	=	\$	117,136,771.20
Total biaya pembuatan (MC)	=	DPC + FC + POC	
MC	=	\$	1,089,371,972.20

D. Biaya pengeluaran umum (General Expenses)

1	Biaya administrasi	3%	TPC	\$	35,141,031.36
2	Biaya distribusi dan deniualan	5%	TPC	\$	58,568,385.60
3	Biaya R & D	5%	TPC	\$	58,568,385.60
	General Expenses				<u>152277802.6</u>

D.4.3 Analisa Ekonomi

Analisa ekonomi dilakukan dengan metode discounted cash flow yaitu cash flow yang nilainya diproyeksikan pada masa sekarang. Adapun anggapan yang dipakai sebagai

1 Modal

Modal sendiri = 15%

Modal pinjaman = 85%

2 Suku bunga bank = 12% per tahun

3 Laju inflasi = 4% per tahun

4 Masa konstruksi 2 tahun

Tahun pertama menggunakan 10% modal pinjaman dan 90% modal sendiri

Tahun kedua menggunakan sisa modal pinjaman dan modal sendiri

5 Pembayaran modal pinjaman selama konstruksi dilakukan secara diskrit dengan cara sebagai berikut :

- Pada awal masa konstruksi (tahun pertama (1)) dilakukan pembayaran sebesar

- Pada akhir tahun kedua masa konstruksi (tahun kedua (2)) dibayarkan sisa modal pinjaman

6 Pengembalian pinjaman dalam waktu 5 tahun, sebesar = 20% per tahun

7 Umur peralatan pabrik diperkirakan selama 10 tahun dg depresiasi sebesar 10% = 10% per tahun

8 Pajak pendapata = 30%

Pajak pendapatan (UU. 36, tahun 2008)

D.4.3.1 Perhitungan biaya total produksi

Biaya produksi tanpa depresiasi	=	TPC	-	depresiasi
	=	\$		1,057,228,879.26
	=	Rp		16,069,878,964,746

D.4.3.2 Investasi

Investasi total pabrik tergantung pada masa konstruksi. Investasi yang berasal dari modal sendiri akan habis pada tahun pertama konstruksi. Nilai modal sendiri tidak akan oleh inflasi dan bunga bank. Sehingga modal sendiri pada masa akhir masa konstruksi Untuk modal pinjaman dari bank total pinjaman pada akhir masa konstruksi adalah :

Tabel 6. Modal Pinjaman Selama Masa Konstruksi

Masa	%	Modal pinjaman		
Konstruksi		Jumlah (\$)	Bunga = 12%	Jumlah (\$)
-2	10%	113,784,226.7	0	113,784,227
-1	90%	1,024,058,040.3	13,654,107.2	1,037,712,147
0			138,179,564.9	138,179,565
Modal pinjaman akhir masa konstruksi				1,289,675,939

Tabel 7. Modal Sendiri Selama Masa Konstruksi

Masa	%	Modal sendiri		
Konstruksi		Jumlah (\$)	Inflasi = 4%	Jumlah (\$)
-2	50%	100,397,847.09	0	100,397,847
-1	50%	100,397,847.09	4,015,914	104,413,761
0			8,192,464	8,192,464
Modal sendiri akhir masa konstruksi				213,004,072

Total investasi pada akhir masa konstruksi = modal sendiri + modal pinjaman
= \$ 1,502,680,011.47
= Rp 22,840,736,174,311

Perhitungan harga penjualan

Dari appendix D, maka untuk kapasitas 100% didapatkan harga penjualan :
hasil penjualan produk = \$ 1,800,414,326.00 per tahun

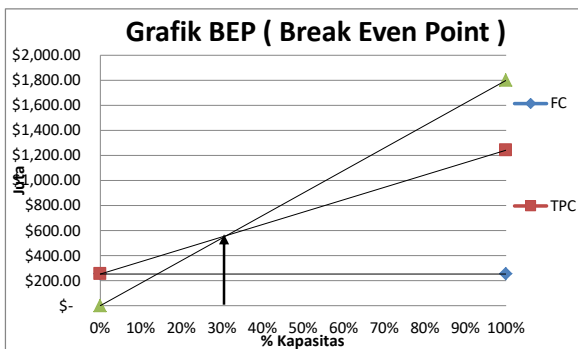
D.5 Analisa Titik Impas (Break Even Point BEP)

Analisa titik impas digunakan untuk mengetahui jumlah kapasitas produksi dimana harga produksi sama dengan harga produksi

Tabel 8. Biaya FC, VC, SVC dan S

No	Keterangan	Jumlah
1.	Biaya Tetap (FC)	\$ 143,814,929.30
2.	Biaya Variabel (VC)	
	Royalti	\$ 46,854,708.48
	Bahan baku	\$ 217,347,478.00
	Utilitas	\$ 468,547,084.82 +
		\$ 732,749,271.30
3.	Biaya semivariabel, SVC	
	- Gaji karyawan	\$ 2,914,800.00
	- Biaya Supervisi	\$ 437,220.00
	- Pemeliharaan & perbaikan	\$ 79,897,182.95
	- Operating supplies	\$ 11,984,577.44
	- Laboratorium	\$ 437,220.00
	- Pengeluaran umum	\$ 152,277,802.57
	- Plant Overhead cost	\$ 117,136,771.20
		\$ 365,085,574.16
4.	Total Penjualan (S)	\$ 1,800,414,326.00

Kapasitas	0%	100%
Biaya tetap	\$ 253,340,601.55	\$ 253,340,601.55
Pengeluaran total	\$ 253,340,601.55	\$ 1,241,649,774.76
Penjualan Total	\$ -	\$ 1,800,414,326.00



Terlihat Pada Grafik di atas bahwa BEP = 31.196 % kapasitas produk

$$\begin{aligned}
 \text{Laba Bersih} &= \text{Net Cash Flow saat pinjaman lunas} \\
 &= 558764551.237 \\
 \text{BEP} &= \frac{\text{FC} + (0,3 \times \text{SVC})}{\text{S} - (0,7 \times \text{SVC}) - \text{VC}} \times 100\% \\
 &= 31.196 \quad \%
 \end{aligned}$$

D.6 Waktu Pengembalian Modal (Pay Out Time, POT)

Untuk menghitung waktu pengembalian modal, maka dihitung akumulasi modal sebagai berikut :

Tabel 9. Cummulative Cash Flow

Tahun ke n	Cummulative Cash Flow (USD)
0	
1	-1111540432
2	-858353664
3	-578330665.8
4	-270691804.4
5	65376623.55
6	430723880.4
7	826236341.3
8	1252839116
9	1711497741
10	2203219947

Berdasarkan tabel di atas, untuk investasi = \$ 221,628,801.52
 Dengan cara interpolasi linier antara tahun ke = 3 dan 4
 Maka diperoleh waktu pengembalian modal = 5.8 tahun

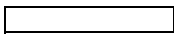
D.6 Perhitungan *Internal Rate of Return* (IRR)

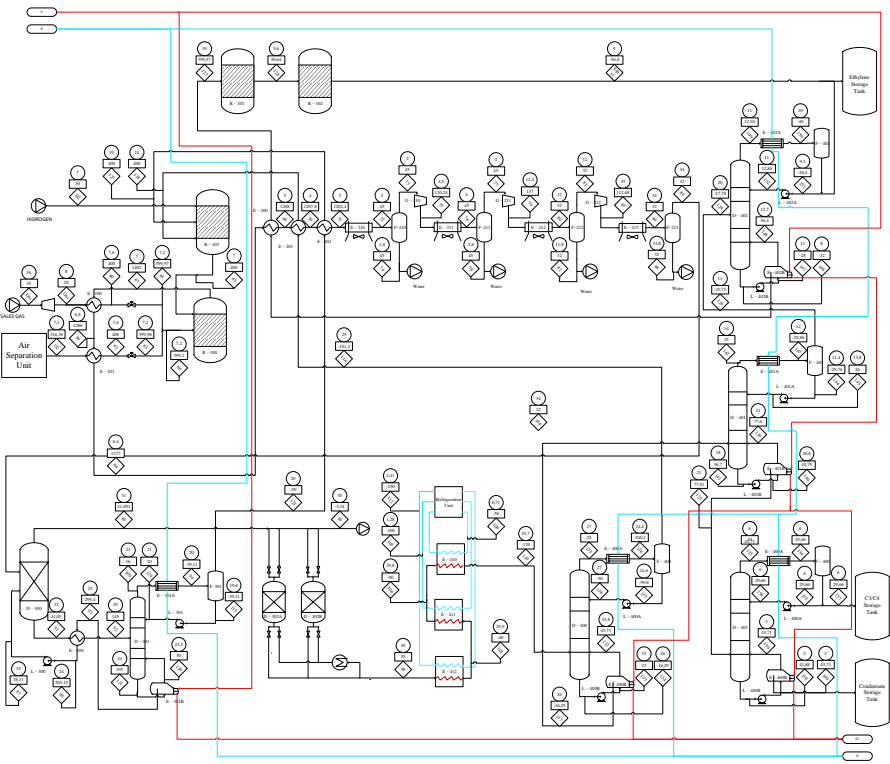
$$\sum \frac{CF}{(1+i)^n} = \text{total modal akhir masa konstruksi}$$

Dimana n = tahun

CF = *cash flow* pada tahun ke- n

Dari perhitungan diperoleh nilai i sebesar 19.47%





KETERANGAN

ALIRAN PROSES		ALIRAN PROSES	
—	Nomer aliran	S	Stream
□	Suhu (°C)	SC	Stream Control
○	Tekanan (bar)	R	Refrigerant
○	Bahan-bahan		
○	Produk		

NO	KODE	NAMA ALAT	SAMBAH
1	1-100	Sales Gas & CO2 Inlet	1
2	1-101	CO & SO2 HE	1
3	1-102	CO2 Receiver	1
4	1-101	Distillat/Top Product Receiver	1
5	1-103	Hydrogen Receiver	1
6	1-103	Methanol Receiver	1
7	1-200	Sales Gas & Ethane Receiver HE	1
8	1-201	Sales Gas & Methane Receiver HE	1
9	1-202	Sales Gas & CO2 Receiver HE	1
10	1-210	Final Air Cooler	1
11	1-211	Final Separator	1
12	1-220	Final Stage Compressor	1
13	1-211	Second Air Cooler	1
14	1-211	Second Separator	1
15	1-212	Second Stage Compressor	1
16	1-212	Third Air Cooler	1
17	1-212	Third Separator	1
18	1-212	Third Stage Compressor	1
19	1-211	Final Air Cooler	1
20	1-211	Final Separator	1
21	1-300	CO2 Absorption Column	1
22	1-300	CO2 & SO2 HE	1
23	1-300	Rich Amino Regeneration Pump	1
24	1-300	CO2 & SO2 Distillation Column	1
25	1-300A	CO2 Condenser	1
26	1-300	CO2 Flash Tank	1
27	1-300	CO2 Regeneration Pump	1
28	1-300	CO2 Receiver	1
29	1-302 A/B	Water/Air Split	2
30	1-410	Final Refrigeration Unit	1
31	1-411	Second Refrigeration Unit	1
32	1-420	Third Refrigeration Unit	1
33	1-400	Distillation Column	1
34	1-400	Distillation Condenser	1
35	1-400	Distillation Reboiler	1
36	1-400A	Methane Regeneration Pump	1
37	1-400	Distillation Tank	1
38	1-400A	CO2 Regeneration Pump	1
39	1-400	Distillation Condenser	1
40	1-400	Distillation Reboiler	1
41	1-400	Ethane Regeneration Pump	1
42	1-400	Distillation Reboiler	1
43	1-400	CO2 Reflux Condenser	1
44	1-400	CO2 Regeneration Pump	1
45	1-400	CO2 Reflux Condenser	1
46	1-400A	CO2 Reflux Condenser	1
47	1-400	CO2 Reflux Tank	1
48	1-400	Ethane Regeneration Pump	1
49	1-400	CO2 Reflux Condenser	1
50	1-400	Ethane Regeneration Pump	1

Revisi: 001
 No. 100000000
 No. 100000000
 No. 100000000

Revisi: 001
 No. 100000000
 No. 100000000
 No. 100000000

TUJUH PIR DESAIN PADMA
ETIKAN GAS (KASUS GAS)
PROPOSALAN PERENCANAAN
DESAIN DAN OPERASIONAL UNIT ALIRAN
CONDENSER - HEAT EXCHANGER - REBOILER - FLASH TANK
 Instalasi Teknologi Industri dan Rekayasa Sistem
 Institut Teknologi Sepuluh Nopember
 Surabaya
 60115