



TUGAS DESAIN PABRIK KIMIA – TK 184803

**PRA DESAIN PABRIK
DIMETIL ETER (DME) DARI GAS ALAM**

**Ibrohim Muhammad
NRP. 0221164000034**

**Luthfi Kurnia ‘Arifushidqi
NRP. 02211640000135**

**Dosen Pembimbing :
Dr. Yeni Rahmawati, S.T., M.T.
NIP. 1976 10 20 2005 01 2001
Siti Nurkhamidah, S.T., M.S., Ph.D.
NIP. 1984 05 08 2009 12 2004**

**DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI DAN REKAYASA SISTEM
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA
202**

LEMBAR PENGESAHAN

Laporan Tugas Desain Pabrik Kimia dengan Judul :

“PRA DESAIN PABRIK DIMETIL ETER DARI GAS ALAM”

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

Oleh:

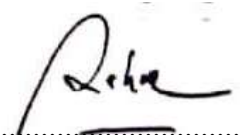
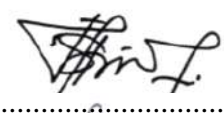
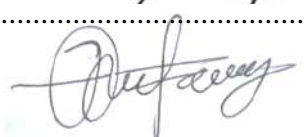
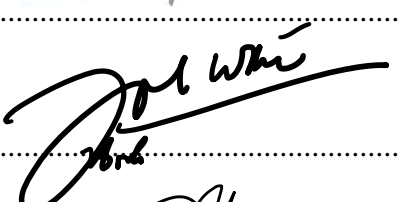
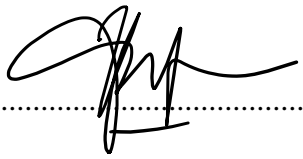
Ibrohim Muhammad

NRP. 0221164000034

Luthfi Kurnia ‘Arifushidqi

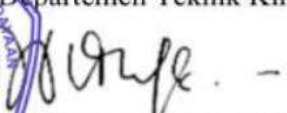
NRP. 02211640000135

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Desain Pabrik Kimia:

1. Dr. Yeni Rahmawati, S.T., M.T  (Pembimbing)
2. Siti Nurkhamidah, S.T., M.S., Ph.D  (Pembimbing)
3. Fadlilatul Taufany, S.T., Ph.D  (Penguji)
4. Juwari.S.T., M. Eng., Ph.D  (Penguji)
5. Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M. Eng  (Penguji)



Mengetahui,
Kepala Departemen Teknik Kimia


Dr. Eng. Widiyastuti, ST.,MT
NIP. 197503062002122002

Surabaya, 05 Maret 2021

INTISARI

Sejak Indonesia menjalankan program konversi minyak tanah ke LPG pada tahun 2007, konsumsi LPG dalam negeri melonjak drastis. Kebutuhan LPG untuk program tersebut terus meningkat secara signifikan dari tahun ke tahun hingga pada tahun 2017 menjadi sebesar 5.461.934 Mton. Selisih antara jumlah produksi dan kebutuhan dipenuhi dari impor, yang jumlahnya setiap tahun terus meningkat seiring berjalannya program konversi minyak tanah ke LPG. Tentunya dengan adanya impor ini mengakibatkan beban anggaran Pemerintah semakin besar dan dapat menimbulkan ketergantungan dari pihak luar. Tingginya kebutuhan energi dan pentingnya pengembangan bahan bakar alternatif menjadi latar belakang utama pendirian industri DME ini. Didukung dengan ketersediaan bahan baku gas alam di Indonesia yang cukup untuk memproduksi DME sebagai bahan bakar alternatif. Dengan kondisi demikian maka industri DME di Indonesia memiliki prospek positif kedepannya

DME adalah bahan bakar *multi-source* (dapat diproduksi dari banyak sumber), diantaranya dari gas alam, *fuel oil*, batubara, dan biomassa. Di China, pabrik DME komersial dengan kapasitas 30 ton per hari (10.000 ton/tahun) telah dibangun oleh Litanhua Group Incorporation dengan Lisensi Teknologi dari Toyo Engineering Japan dan dioperasikan pada bulan Agustus 2003.

Pabrik DME ini akan didirikan dan siap beroperasi pada tahun 2025, dengan pembelian peralatan pada tahun 2022 dan masa konstruksi selama 2 tahun (2023-2024). Lokasi pabrik direncanakan di Kecamatan Banda Sakti, Kota Lhokseumawe, NAD. Pemilihan lokasi pabrik ini berkaitan dengan ketersediaan bahan baku utama berupa gas alam. Bahan baku utama dalam proses pembuatan DME yaitu gas alam yang memiliki komposisi sebesar 80,27% hidrokarbon, 19,39% CO₂, dan sisanya N₂. Adapun bahan baku tambahan berupa *steam*, oksigen, dan recycle CO₂ yang merupakan *byproduct* dari tiap proses.

Kapasitas produksi DME direncanakan sebesar 210.000 ton/tahun. Perencanaan ini berdasarkan rencana pemerintah, jumlah produksi, konsumsi, ekspor, dan impor LPG yang diproyeksikan pada tahun 2024. Dalam pemenuhan kapasitas tahunan, pabrik akan beroperasi kontinyu 24 jam per hari selama 330 hari. Untuk memproduksi DME tersebut diperlukan bahan baku gas alam sebesar 746.111,89 ton/tahun. Proses pembuatan DME menggunakan *indirect process* dapat diuraikan menjadi beberapa tahapan proses, yaitu proses *primary reforming*, *secondary reforming*, *methanol synthesis*, *methanol purification*, *DME synthesis*, dan *DME purification*.

Dari perhitungan analisa ekonomi, dengan harga jual DME sebesar \$550 per ton. Adapun diperoleh *Internal Rate Return* (IRR) sebesar 17,10%. Dengan IRR tersebut mengindikasikan bahwa pabrik layak untuk didirikan dengan suku bunga 9,75% dan waktu pengembalian modal (*pay out period*) selama 5,9 tahun. Perhitungan analisa ekonomi didasarkan pada *discounted cash flow*. Modal untuk pendirian pabrik menggunakan rasio 30% modal sendiri dan 70% modal pinjaman. Modal total yang dibutuhkan untuk mendirikan pabrik adalah sebesar Rp1.734.605.045.072. Sedangkan *Break Event Point* (BEP) yang diperoleh adalah sebesar 42,39%.

KATA PENGANTAR

Puji dan syukur kami panjatkan kepada Tuhan Yang Maha Esa karena atas rahmat dan karunia-Nya kami dapat menyelesaikan Tugas Pra Desain Pabrik yang berjudul **Pra Desain Pabrik DME (Dimetil Eter) dari Gas Alam** tepat pada waktunya. Tugas Akhir ini merupakan syarat kelulusan bagi mahasiswa tahap sarjana di Departemen Teknik Kimia FTIRS-ITS Surabaya.

Selama penyusunan laporan ini, kami banyak sekali mendapat bimbingan, dorongan, serta bantuan dari banyak pihak. Untuk itu, kami ingin mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada :

1. Tuhan Yang Maha Esa yang senantiasa memberikan kemudahan dan petunjuk dalam menghadapi berbagai kesulitan
2. Orang tua serta seluruh keluarga kami atas doa, dukungan, bimbingan, perhatian dan kasih sayang yang selalu tercurah selama ini.
3. Ibu Dr. Widiyastuti, S.T.,M.T., selaku Kepala Departemen Teknik Kimia FTIRS-ITS Surabaya.
4. Bapak Dr. Ir. Susianto, DEA selaku Kepala Laboratorium Perpindahan Panas dan Massa Departemen Teknik Kimia FTIRS-ITS
5. Ibu Dr. Yeni Rahmawati, S.T., M.T., selaku dosen pembimbing 1 yang telah banyak memberikan masukan kepada penulis dalam menyelesaikan skripsi ini.
6. Ibu Siti Nurkhamidah, S.T., M.S., Ph.D., selaku dosen pembimbing 2 yang telah banyak memberikan masukan kepada penulis dalam menyelesaikan skripsi ini.
7. Seluruh anggota Laboratorium Perpindahan Panas dan Massa Departemen Teknik Kimia FTIRS-ITS 2019/2020 serta rekan-rekan Teknik Kimia terutama angkatan 2016 yang telah banyak membantu hingga terselesainya skripsi ini dan semua pihak yang tidak bisa disebutkan satu per satu.

Kami menyadari bahwa penulisan laporan ini masih banyak kekurangan dan jauh dari sempurna, oleh karena itu kami sangat mengharapkan saran dan masukan yang konstruktif demi kesempurnaan laporan ini.

Surabaya, 01 Februari 2021

Penyusun

DAFTAR ISI

I	BAB I PENDAHULUAN	III-1
1.1	Tinjauan Produk.....	III-1
1.1.1	<i>Supply Demand</i> DME di Indonesia	III-3
1.1.2	Kegunaan DME	III-4
1.2	Teknologi Produksi dan Seleksi Proses	III-6
1.2.1	Teknologi Produksi	III-6
1.2.2	Seleksi Jenis Sintesa DME.....	III-8
1.2.3	Seleksi Lisensor Proses	III-11
II	BAB II BASIS DESAIN DATA	IV-1
II.1	Ketersediaan Bahan Baku	IV-1
II.1.1	Kualitas Bahan Baku	IV-4
II.1.2	Kualitas Produk	IV-5
II.2	Kapasitas Produksi.....	IV-7
II.3	Penentuan Lokasi Pabrik	IV-9
II.3.1	Ketersediaan Bahan Baku.....	IV-9
II.3.2	Lokasi Pemasaran	IV-11
II.3.3	Sumber Energi Listrik dan Air (Utilitas).....	IV-12
II.3.4	Sumber Tenaga Kerja	IV-13
II.3.5	Letak Geografis	IV-13
II.3.6	Aksesibilitas dan Fasilitas	IV-15
III	BAB III URAIAN PROSES TERPILIH.....	V-1
III.1	Pembuatan DME dengan menggunakan <i>Indirect Process</i>	V-1
III.2	Diagram Alir Proses	V-2
III.3	Uraian Proses.....	V-2
III.3.1	Tahap Reforming.....	V-2
III.3.2	Tahap Sintesa <i>Methanol</i>	V-4

III.3.3	Tahap Pemurnian <i>Methanol</i>	V-5
III.3.4	Tahap Sintesa DME.....	V-6
IV	BAB IV.....	VI-1
IV.1	Neraca Massa	VI-1
IV.1.1	<i>Mixing Point</i>	VI-2
IV.1.2	<i>Primary Reformer</i> (R-110).....	VI-3
IV.1.3	<i>Secondary Reformer</i> (R-120).....	VI-4
IV.1.4	<i>Waste Heat Boiler</i> (E-123)	VI-5
IV.1.5	<i>Separator</i> (H-125)	VI-6
IV.1.6	Mixing Point.....	VI-7
IV.1.7	<i>Methanol Reactor</i> (R-210).....	VI-8
IV.1.8	<i>Separator II</i> (H-214).....	VI-9
IV.1.9	<i>Tee Point</i>	VI-10
IV.1.10	<i>Methanol Distillation Column I</i> (D-310).....	VI-11
IV.1.11	<i>Methanol Distillation Column II</i> (D-320).....	VI-13
IV.1.12	<i>Mixing Point</i>	VI-14
IV.1.13	<i>DME Reactor</i> (R-410)	VI-16
IV.1.14	<i>DME Distillation Column I</i> (D-510)	VI-17
IV.1.15	<i>DME Distillation Column II</i> (D-520)	VI-19
IV.2	Neraca Energi.....	VI-21
IV.2.1	<i>Natural Gas Compressor</i> (G-111).....	VI-21
IV.2.2	<i>Primary Reforming Pre-Heater</i> (E-112)	VI-22
IV.2.3	<i>Primary Reformer</i> (R-110)	VI-23
IV.2.4	<i>Secondary Reformer</i> (R-120).....	VI-23
IV.2.5	<i>Oxygen Pre-Heater</i> (E-122)	VI-24
IV.2.6	<i>Waste Heat Boiler</i> (E-123)	VI-24
IV.2.7	<i>Syn-Gas Cooler</i> (E-124)	VI-25
IV.2.8	<i>Syngas Compressor</i> (G-126)	VI-25

IV.2.9	<i>Interchanger (E-212)</i>	VI-25
IV.2.10	<i>Methanol Reactor (R-210)</i>	VI-26
IV.2.11	<i>Raw Methanol Cooler (E-213)</i>	VI-26
IV.2.12	<i>Recycle Gas Compressor (G-215)</i>	VI-27
IV.2.13	<i>Methanol Distillation I (D-310)</i>	VI-27
IV.2.14	<i>Methanol Distillation II (D-320)</i>	VI-28
IV.2.15	<i>Methanol Product Cooler (E-325)</i>	VI-28
IV.2.16	<i>DME Reactor Feed Heater (E-412)</i>	VI-29
IV.2.17	<i>DME Reactor (R-410)</i>	VI-29
IV.2.18	<i>DME Product Cooler (E-414)</i>	VI-30
IV.2.19	<i>DME Distillation Column I (D-510)</i>	VI-30
IV.2.20	<i>DME Distillation Column II (D-520)</i>	VI-31
IV.3	Kebutuhan Panas dan Power	VI-31
V	BAB V	VII-1
V.1	Spesifikasi Alat	VII-1
V.1.1	Spesifikasi Primary Reformer (R-110)	VII-1
V.1.2	Spesifikasi Natural Gas Compressor (G-111)	VII-2
V.1.3	Spesifikasi Primary Reforming Pre-Heater (E-112)	VII-2
V.1.4	Spesifikasi Secondary Reformer (R-120)	VII-3
V.1.5	Spesifikasi Demin Water Pump (L-121)	VII-4
V.1.6	Spesifikasi Oxygen Pre-Heater (E-122)	VII-4
V.1.7	Spesifikasi Waste Heat Boiler (E-123)	VII-5
V.1.8	Spesifikasi Syngas Cooler (E-124)	VII-5
V.1.9	Spesifikasi Syngas Expansion Valve (K-125)	VII-6
V.1.10	Spesifikasi Separator I (H-125)	VII-6
V.1.11	Spesifikasi Syngas Compressor (G-126)	VII-7
V.1.12	Spesifikasi Methanol Reactor (R-210)	VII-7
V.1.13	Spesifikasi Waste Heat Boiler (E-211)	VII-8

V.1.14	Spesifikasi Interchanger (E-212)	VII-8
V.1.15	Spesifikasi Raw Methanol Cooler (E-213)	VII-9
V.1.16	Spesifikasi Separator II (H-214)	VII-10
V.1.17	Spesifikasi Recycle Gas Compressor (G-215).....	VII-10
V.1.18	Spesifikasi Methanol Expansion Valve (K-216)	VII-10
V.1.19	Spesifikasi Methanol Distillation Column I (D-310)	VII-11
V.1.20	Spesifikasi Condensor Methanol Distillation Column I (E-311).....	VII-11
V.1.21	Spesifikasi Accumulator Distillate Methanol Distillation Column I (F-312).....	VII-12
V.1.22	Spesifikasi Reboiler Methanol Distillation Column I (E-313)	VII-12
V.1.23	Spesifikasi Methanol Distillation Column II (D-320)	VII-13
V.1.24	Spesifikasi Reboiler Methanol Distillation Column II (E-321).....	VII-14
V.1.25	Spesifikasi Condensor Methanol Distillation Column II (E-322)	VII-14
V.1.26	Spesifikasi Accumulator Distillate Methanol Distillation Column II (F-323)	VII-15
V.1.27	Spesifikasi Methanol Product Pump (L-324)	VII-15
V.1.28	Spesifikasi Methanol Product Cooler (E-325).....	VII-16
V.1.29	Spesifikasi Methanol Storage Tank (F-326)	VII-16
V.1.30	Spesifikasi DME Reactor (R-410).....	VII-17
V.1.31	Spesifikasi DME Feed Pump (L-411)	VII-17
V.1.32	Spesifikasi DME Reactor Feed Heater (E-412).....	VII-18
V.1.33	Spesifikasi DME Expansion Valve (K-413).....	VII-18
V.1.34	Spesifikasi DME Product Cooler (E-414)	VII-19
V.1.35	Spesifikasi DME Distillation Column I (D-510).....	VII-19
V.1.36	Spesifikasi Condenser DME Distillation Column I (E-511)	VII-20
V.1.37	Spesifikasi Accumulator Distillate DME Distillation Column I (F-512) VII-21	
V.1.38	Spesifikasi DME Product Pump (L-513).....	VII-21
V.1.39	Spesifikasi DME Storage Tank (F-514)	VII-21

V.1.40	Spesifikasi Reboiler DME Distillation Column I (E-515).....	VII-22
V.1.41	Spesifikasi DME Distillation Column II (D-520).....	VII-22
V.1.42	Spesifikasi Reboiler DME Distillation Column II (E-521)	VII-23
V.1.43	Spesifikasi Condenser DME Distillation Column II (E-522).....	VII-24
V.1.44	Spesifikasi Accumulator Distillate DME Distillation Column II (F-523)...	VII-24
V.1.45	Spesifikasi Methanol Recycle Pump (L-524).....	VII-25
V.2	Harga Alat.....	VII-25
V.3	Tata Letak Pabrik Secara Garis Besar	VII-28
V.4	P&ID Alat Utama dan <i>Preliminary Hazop</i>	VII-29
V.4.1	P&ID Alat Utama	VII-29
V.4.2	<i>Preliminary HAZOP</i>	VII-30
VI	BAB VI.....	VIII-1
VI.1	Pengolahan Sumber Daya Manusia.....	VIII-1
VI.1.1	Bentuk Badan Perusahaan	VIII-1
VI.1.2	Struktur Organisasi Perusahaan.....	VIII-1
VI.1.3	Perincian Jumlah Tenaga Kerja.....	VIII-7
VI.1.4	Status Karyawan dan Pemberian Gaji	VIII-7
VI.2	Analisa Ekonomi	VIII-9
VI.2.1	Laju Pengembalian Modal (<i>Internal Rate of Return / IRR</i>)	VIII-11
VI.2.2	Waktu Pengembalian Modal (<i>Pay Out Time / POT</i>).....	VIII-11
VI.2.3	Titik Impas (<i>Break Even Point / BEP</i>)	VIII-11
VI.3	Aspek Sosial dan Lingkungan.....	VIII-12
VI.3.1	Penyerapan Tenaga Kerja dan Peningkatan PAD	VIII-12
VI.3.2	Penanganan Dampak Lingkungan.....	VIII-13
VII	BAB VII	X-1

DAFTAR TABEL

Tabel II-1 Perbandingan Bahan Baku Pembuatan DME.....	IV-1
Tabel IV-1 Komposisi Gas Alam	VI-1
Tabel IV-2 Neraca Massa <i>Mixing Point</i>	VI-2
Tabel IV-3 Neraca Massa <i>Primary Reformer</i> (R-110).....	VI-3
Tabel IV-4 Neraca Massa <i>Secondary Reformer</i> (R-120).....	VI-4
Tabel IV-5 Neraca Massa <i>Waste Heat Boiler</i> (E-123).....	VI-5
Tabel IV-6 Neraca Massa <i>Separator</i> (H-125).....	VI-6
Tabel IV-7 Neraca Massa <i>Mixing Point</i>	VI-7
Tabel IV-8 Neraca Massa <i>Methanol Reactor</i> (R-210).....	VI-8
Tabel IV-9 Neraca Massa <i>Separator II</i> (H-214)	VI-9
Tabel IV-10 Neraca Massa <i>Tee Point</i>	VI-10
Tabel IV-11 Neraca Massa <i>Mixing Point Methanol Distillation Column I</i> (D-310)	VI-11
Tabel IV-12 Neraca Massa <i>Methanol Distillation Column II</i> (D-320)	VI-13
Tabel IV-13 Neraca Massa <i>Mixing Point</i>	VI-14
Tabel IV-14 Neraca Massa <i>DME Reactor</i> (R-410).....	VI-16
Tabel IV-15 Kolom Distilasi <i>DME Distillation Column I</i> (D-510)	VI-17
Tabel IV-16 Neraca Massa <i>DME Distillation Column II</i> (D-520).....	VI-19
Tabel IV-17 Neraca Energi <i>Natural Gas Compressor</i> (G-111)	VI-22
Tabel IV-18 Neraca Energi <i>Primary Reforming Pre-Heater</i> (E-112).....	VI-22
Tabel IV-19 Neraca Energi <i>Primary Reformer</i> (R-110).....	VI-23
Tabel IV-20 Neraca Energi <i>Secondary Reformer</i> (R-120).....	VI-23
Tabel IV-21 Neraca Energi <i>Oxygen Pre-Heater</i> (E-122)	VI-24
Tabel IV-22 Neraca Energi <i>Waste Heat Boiler</i> (E-123).....	VI-24
Tabel IV-23 Neraca Energi <i>Syngas Cooler</i> (E-124).....	VI-25
Tabel IV-24 Neraca Energi <i>Syngas Compressor</i> (G-126).....	VI-25
Tabel IV-25 Neraca Energi <i>Interchanger</i> (E-212).....	VI-26
Tabel IV-26 Neraca Massa <i>Methanol Reactor</i> (R-210).....	VI-26
Tabel IV-27 Neraca Energi <i>Raw Methanol Cooler</i> (E-213).....	VI-26
Tabel IV-28 Neraca Energi <i>Recycle Gas Compressor</i> (G-215)	VI-27
Tabel IV-29 Neraca Energi <i>Methanol Distillation I</i> (D-310).....	VI-27
Tabel IV-30 Neraca Energi <i>Methanol Distillation II</i> (D-320).....	VI-28
Tabel IV-31 Neraca Energi <i>Methanol Product Cooler</i> (E-325)	VI-28
Tabel IV-32 Neraca Energi <i>DME Reactor Feed Heater</i> (E-412)	VI-29

Tabel IV-33 Neraca Energi DME Reactor (R-410).....	VI-29
Tabel IV-34 Neraca Energi DME Product Cooler (E-414).....	VI-30
Tabel IV-35 Neraca Energi DME Distillation Column I (D-510).....	VI-30
Tabel IV-36 Neraca Energi DME Distillation Column II (D-520)	VI-31
Tabel V-1 Spesifikasi Primary Reformer (R-110)	VII-1
Tabel V-2 Spesifikasi Natural Gas Compressor (G-111).....	VII-2
Tabel V-3 Spesifikasi Primary Reforming Pre-Heater (E-112)	VII-2
Tabel V-4 Spesifikasi Secondary Reformer (R-120)	VII-3
Tabel V-5 Spesifikasi Demin Water Pump (L-121).....	VII-4
Tabel V-6 Spesifikasi Oxygen Pre-Heater (E-122).....	VII-4
Tabel V-7 Spesifikasi Waste Heat Boiler (E-123)	VII-5
Tabel V-8 Spesifikasi Syngas Cooler (E-124)	VII-5
Tabel V-9 Spesifikasi Syngas Expansion Valve (K-125)	VII-6
Tabel V-10 Spesifikasi Separator I (H-125).....	VII-6
Tabel V-11 Spesifikasi Syngas Compressor (G-126).....	VII-7
Tabel V-12 Spesifikasi Methanol Reactor (R-210).....	VII-7
Tabel V-13 Spesifikasi Waste Heat Boiler (E-211)	VII-8
Tabel V-14 Spesifikasi Interchanger (E-212).....	VII-8
Tabel V-15 Spesifikasi Raw Methanol Cooler (E-213)	VII-9
Tabel V-16 Spesifikasi Separator II (H-214)	VII-10
Tabel V-17 Spesifikasi Recycle Gas Compressor (G-215).....	VII-10
Tabel V-18 Spesifikasi Methanol Expansion Valve (K-216).....	VII-10
Tabel V-19 Spesifikasi Methanol Distillation Column I (D-310).....	VII-11
Tabel V-20 Spesifikasi Condensor Methanol Distillation Column I (E-311).....	VII-11
Tabel V-21 Spesifikasi Accumulator Distillate Methanol Distillation Column I (F-312)	VII-12
Tabel V-22 Spesifikasi Reboiler Methanol Distillation Column I (E-313).....	VII-12
Tabel V-23 Spesifikasi Methanol Distillation Column II (D-320).....	VII-13
Tabel V-24 Spesifikasi Reboiler Methanol Distillation Column II (E-321)	VII-14
Tabel V-25 Spesifikasi Condensor Methanol Distillation Column II (E-322).....	VII-14
Tabel V-26 Spesifikasi Accumulator Distillate Methanol Distillation Column II (F-323)...	VII-15
Tabel V-27 Spesifikasi Methanol Product Pump (L-324).....	VII-15
Tabel V-28 Spesifikasi Methanol Product Cooler (E-325)	VII-16
Tabel V-29 Spesifikasi Methanol Storage Tank (F-326)	VII-16
Tabel V-30 Spesifikasi DME Reactor (R-410)	VII-17

Tabel V-31 Spesifikasi DME Feed Pump (L-411).....	VII-17
Tabel V-32 Spesifikasi DME Reactor Feed Heater (E-412).....	VII-18
Tabel V-33 Spesifikasi DME Expansion Valve (K-413).....	VII-18
Tabel V-34 Spesifikasi DME Product Cooler (E-414).....	VII-19
Tabel V-35 Spesifikasi DME Distillation Column I (D-510).....	VII-19
Tabel V-36 Spesifikasi Condenser DME Distillation Column I (E-511).....	VII-20
Tabel V-37 Spesifikasi Accumulator Distillate DME Distillation Column I (F-512).....	VII-21
Tabel V-38 Spesifikasi DME Product Pump (L-513).....	VII-21
Tabel V-39 Spesifikasi DME Storage Tank (F-514).....	VII-21
Tabel V-40 Spesifikasi Reboiler DME Distillation Column I (E-515).....	VII-22
Tabel V-41 Spesifikasi DME Distillation Column II (D-520).....	VII-22
Tabel V-42 Spesifikasi Reboiler DME Distillation Column II (E-521).....	VII-23
Tabel V-43 Spesifikasi Condenser DME Distillation Column II (E-522).....	VII-24
Tabel V-44 Spesifikasi Accumulator Distillate DME Distillation Column II (F-523).....	VII-24
Tabel V-45 Spesifikasi Methanol Recycle Pump (L-524).....	VII-25
Tabel V-46 Daftar Harga Peralatan yan Digunakan.....	VII-25
Tabel VI-1 Daftar Gaji Karyawan.....	VIII-7
Tabel VI-2 Pembagian Shift.....	VIII-8

DAFTAR GAMBAR

Gambar I-1 Data produksi LPG Indonesia tahun 2015-201	III-3
Gambar I-2 Grafik <i>supply demand</i> LPG di Indonesia	I-4
Gambar I-3 Hasil <i>Expert Choice</i>	I-11
Gambar I-4 Hasil Seleksi Proses	I-11
Gambar I-5 Perbandingan Penggunaan Proses Sintesis Methanol di Dunia	I-12
Gambar I-6 Flowsheet Proses ICI	I-13
Gambar I-7 Flowsheet Proses Lurgi	I-14
Gambar I-8 Perbedaan Jenis Reaktor antara (a) Lurgi dan (b) ICI (Smith, 2005)	I-15
Gambar I-9 Hasil seleksi lisensor	I-16
Gambar I-10 Hasil seleksi katalis untuk dehidrasi <i>methanol</i>	I-19
Gambar II-1 Neraca Batubara	II-2
Gambar II-2 Persebaran cadangan gas alam di Indonesia	II-2
Gambar II-3 <i>Supply-Demand</i> Gas Bumi Region I	II-10
Gambar II-4 <i>Supply-Demand</i> Gas Bumi Region V	II-10
Gambar II-5 Persebaran lokasi PT. Pertamina <i>Refinery Unit</i>	II-11
Gambar II-6 Peta Geografis Indonesia	II-14
Gambar II-7 Hasil pembobotan menggunakan <i>Expert Choice</i>	II-17
Gambar II-8 Penentuan Lokasi Pabrik DME	II-18
Gambar III-1 Blok Diagram Proses Terpilih untuk Pembentukan DME dari Gas Alam	III-1
Gambar III-2 Diagram Alir Proses	III-2
Gambar V-1 Denah Lokasi Pabrik DME	V-28
Gambar V-2 P&ID Kolom Distilasi	V-29
Gambar VI-1 P&ID Struktur Organisasi Perusahaan	VI-2
Gambar VI-2 Grafik Sensitivitas IRR	VI-10

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Tinjauan Produk

Saat ini, Indonesia dan banyak negara lainnya bergantung pada sumber daya alam tak terbarukan, seperti batu bara dan minyak bumi, sebagai sumber energi. Sayangnya, sumber daya tersebut tidak dapat diperbaharui dan bisa habis. Pada tahun 2018, total produksi energi primer yang terdiri dari minyak bumi, gas bumi, batubara, dan energi terbarukan mencapai 411,6 MTOE. Namun persentase ekspor terhadap total produksi gas bumi menurun dari 50% pada tahun 2009 menjadi 40% pada tahun 2018.

Energi primer gas bumi juga mencakup kebutuhan LPG yang dipenuhi dari produksi kilang LPG dan impor LPG. Pada tahun 2018, konsumsi LPG mencapai 7,5 juta ton yang dipenuhi dari produksi LPG dalam negeri sebesar 2 juta ton (26%) dan impor 5,5 juta ton (74%). Suksesnya program konversi minyak tanah ke LPG menyebabkan konsumsi LPG terus meningkat, sementara penyediaan LPG dari kilang LPG dan kilang minyak di dalam negeri terbatas. Naiknya konsumsi LPG khususnya LPG 3 kg yang masih disubsidi perlu diantisipasi Pemerintah mengingat banyaknya penggunaan LPG 3 kg yang tidak tepat sasaran. Untuk mengurangi volume impor LPG yang terus meningkat, saat ini Pemerintah sedang merencanakan program substitusi LPG dengan DME (Dimethyl Ether) yang berasal dari batubara dan substitusi LPG dengan kompor listrik induksi.

Pada tahun 2050 kebutuhan LPG diperkirakan akan meningkat hingga 2,7 kali lipat atau 18,1 juta ton. Hanya sekitar sepertiga dari kebutuhan LPG yang mampu dipenuhi dari produksi dalam negeri, sehingga pasokan LPG impor tidak dapat dihindari (BPPT, 2018). Sehingga hal ini menimbulkan permasalahan baru yaitu tidak terpenuhinya kebutuhan energi nasional. Dalam mengatasi permasalahan tersebut diperlukan sumber bahan bakar alternatif untuk menopang kebutuhan LPG. Salah satu bahan bakar alternatif yang mempunyai sifat tersebut adalah dimetil eter (DME). RUEN (Rencana Umum Energi Nasional) merupakan amanat Undang-Undang No. 30 Tahun 2007 tentang Energi. Berdasarkan amanat Pasal 17 ayat (1) Undang-Undang tersebut, Pemerintah menyusun Rancangan RUEN. Target dalam RUEN yang menjadi pertimbangan dalam proyeksi permintaan pemanfaatan DME sebagai pengganti LPG.

Konsumsi DME di China saat ini diperkirakan mencapai 120.000 ton per tahun, ditujukan untuk memenuhi kebutuhan aerosol propellant, bahan baku industri kimia, dan sebagian kecil digunakan untuk bahan bakar rumah tangga di-blending (campuran) antara DME dengan LPG. Di Jepang, konsumsi DME mencapai 10.000 ton per tahun, sebagian besar sebagai

untuk aerosol propellant pada hair spray atau deodorant. Karena sifat dan kualitasnya yang hampir sama dengan LPG, Pemerintah Jepang merencanakan untuk mensubsitisi sebagian pemakaian LPG dengan DME. Di Indonesia penggunaan DME masih terbatas untuk penggunaan bahan propellant saja. Pemanfaatan untuk bahan bakar sektor rumah tangga dan sektor transportasi sedang direncanakan untuk diimplentasikan dengan segera.

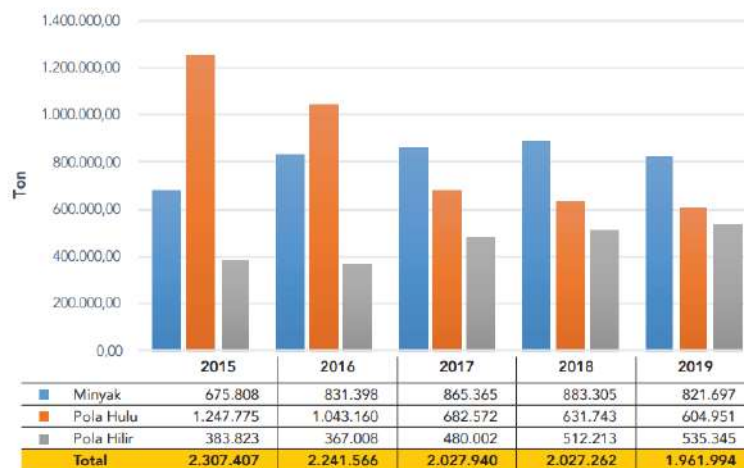
Dimethyl Ether (DME) memiliki monostruktur kimia yang sederhana ($\text{CH}_3\text{-OCH}_3$), berbentuk gas yang tidak berwarna pada suhu ambien, zat kimia yang stabil, dengan titik didih $-25,1^\circ\text{C}$. Tekanan uap DME sekitar 0,6 Mpa pada 25°C dan dapat dicairkan seperti halnya LPG. Viskositas DME 0,12-0,15 kg/ms, setara dengan viskositas propana dan butane (konstituen utama LPG), sehingga infrastruktur untuk LPG dapat juga digunakan untuk DME. DME dapat digunakan seperti LPG, di mana DME terbakar dengan nyala biru terang. Sebuah studi tentang kandungan racun dalam DME menegaskan bahwa kandungan racunnya sangat rendah, sama dengan kandungan racun di LPG, jauh di bawah methanol. Oleh karena DME memiliki rasio nilai kalor dengan resistasi aliran bahan bakar gas (Number of Wob Index) 52 – 54 atau setara dengan gas alam, kompor untuk gas alam atau LPG bisa digunakan untuk DME tanpa modifikasi. Efisiensi termal dan emisi hampir sama dengan gas alam. Kebutuhan LPG di Indonesia terus mengalami peningkatan. Menurut proyeksi Badan Energi Dunia (International Energy Agency-IEA, Konsumsi LPG didominasi di sektor rumah tangga, industri dan komersial. Perkembangan pesat konsumsi LPG terjadi dalam perioda 2005-2009 sebagai hasil pelaksanaan program konversi minyak tanah ke LPG. Pada perioda tersebut konsumsi LPG tumbuh rata-rata 31% per tahun dengan rincian, di sector rumah tangga (86,3%), diikuti oleh sektor industri (7,2%) dan sektor komersial (6,5%).

DME (Dimetil Eter) adalah suatu senyawa organik dengan rumus kimia CH_3OCH_3 yang dapat dihasilkan dari pengolahan gas bumi, hasil olahan dan hidrokarbon lain yang pemanfaatannya untuk bahan bakar. DME sebagai Bahan Bakar dapat dimanfaatkan secara langsung atau sebagai campuran. DME memiliki sifat yang hamper sama dengan LPG, yaitu berwujud gas pada kondisi ruang dan mempunyai titik didih yang berdekatan dengan LPG. Sehingga DME mudah untuk dicarikan seperti LPG. Bahan baku DME dapat berupa synthesis gas (one step process) atau methanol (two step process). Mengingat kebutuhan energi nasional yang semakin tinggi, maka diperlukan energi baru yang mana dapat mensubtitusi energi yang telah ada. Potensi ketersediaan gas alam Indonesia yang melimpah juga menjadi latar belakang utama didirikannya Parik DME dari Gas Alam ini.

III.1.1 Supply Demand DME di Indonesia

Tujuan awal dari pembangunan pabrik ini adalah untuk menggantikan peran LPG melalui energi baru yaitu DME, yang hingga saat ini di Indonesia belum terdapat pabrik yang memproduksi bahan bakar tersebut. Oleh karenanya untuk menentukan kapasitas produksi pabrik dapat dilakukan kajian terlebih dahulu mengenai supply demand LPG.

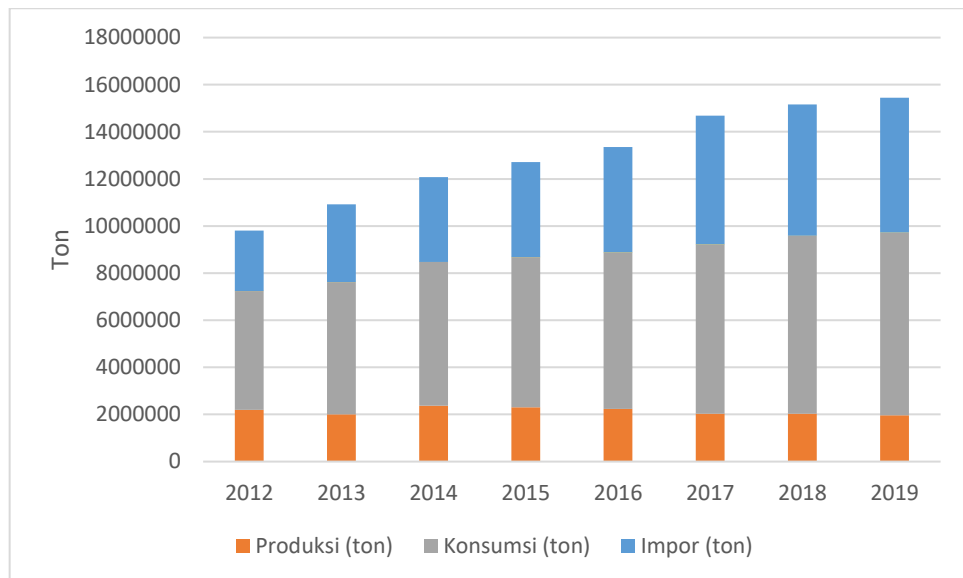
Dalam beberapa tahun terakhir, produksi LPG dari kilang gas mengalami penurunan dan diperkirakan terus menurun di masa mendatang. Hal ini merupakan akibat dari penurunan produksi bahan baku LPG, yaitu propana (C₃H₈) dan butana (C₄H₁₀) dari lapangan gas di dalam negeri. Dengan kondisi saat ini menunjukkan bahwa dari total produksi kilang LPG pada tahun 2019 sebesar 1,961 juta ton hanya dapat memenuhi kebutuhan LPG dalam negeri sebesar 25% karena tingkat konsumsi LPG dalam negeri yang tinggi yaitu 7,765 juta ton dengan sisanya dipenuhi dari impor. Angka produksi pada tahun 2019 menunjukkan penurunan dari tahun sebelumnya dimana pada tahun 2018 sebesar 2,027 juta ton. Berikut adalah data produksi LPG di Indonesia pada tahun 2014 hingga 2019 disajikan pada **Gambar I-1** berikut.



Gambar III-1 Data produksi LPG di Indonesia pada tahun 2015-2019

(Sumber: Dirjen Migas, Laporan Tahunan 2019)

Dapat dilihat dari Gambar I-1 bahwa pada 5 tahun terakhir terlihat bahwa hasil produksi kilang LPG mengalami penurunan sedangkan jumlah konsumsinya terus meningkat. Hal ini menyebabkan terjadinya defisit yang sehingga harus dilakukannya impor untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri. Untuk data permintaan dan penawaran disajikan pada **Gambar I-2**.



Gambar I-2 Grafik *supply demand* LPG di Indonesia

(Sumber: Dirjen Migas, Statistik Energi dan Ekonomi Indonesia 2019)

Dari **Gambar I-2** dapat dilihat bahwa permintaan LPG di Indonesia semakin meningkat. Penambahan volume ini didorong oleh jumlah penduduk yang meningkat, ekonomi yang tumbuh terutama ekonomi mikro, serta kesadaran masyarakat untuk menggunakan energi bersih dan ramah lingkungan (bila dibandingkan dengan minyak tanah ataupun kayu bakar). Badan Usaha yang melakukan impor dan ekspor LPG hanya PT Pertamina (Persero). Digambarkan pada Gambar I.1, Kementerian ESDM tahun 2017 mencatat kegiatan produksi, konsumsi, ekspor dan impor terhadap LPG setiap tahun mengalami peningkatan. Hal ini dikarenakan adanya program pengalihan Minyak Tanah ke LPG yang telah berlangsung sejak tahun 2007, dimana semakin banyak masyarakat terutama sektor rumah tangga yang beralih menggunakan LPG.

Tingginya kebutuhan LPG dalam negeri mendorong perlunya bahan bakar alternatif yang bertujuan untuk mensubstitusi LPG. Dimetil eter (DME) adalah suatu senyawa organik dengan rumus kimia CH_3OCH_3 yang dapat dihasilkan dari berbagai sumber bahan baku seperti gas bumi, batubara, serta biomassa. DME mempunyai angka cetan yang tinggi dan mempunyai karakteristik menyerupai LPG. Penggunaan DME sebagai bahan alternatif pengganti LPG diharapkan mampu menekan jumlah impor LPG yang tiap tahunnya mengalami peningkatan guna memenuhi kebutuhan dalam negeri.

III.1.2 Kegunaan DME

Dimethyl Ether (DME) merupakan senyawa eter yang paling sederhana dengan rumus kimia CH_3OCH_3 . DME adalah senyawa yang mudah terbakar pada kondisi ambien dan akan membentuk fasa *liquid* ketika ditekan di atas 0,5 MPa. Oleh karena itu biasanya DME

dipergunakan dan disimpan dalam fasa *liquid*. Sebagaimana pada tabel I-1, *caloric value* DME fasa *liquid* adalah 4.620 kcal.L⁻¹, sekitar 85% dari LPG; sedangkan pada fasa gas, 14.200 kcal, atau setara 1,6 kali lipat dari *natural gas*. Selain itu, *cetane number* DME adalah 55 hingga 60, yang setara 1 hingga 1,5 kali lipat dari *diesel fuel*. Karena *properties* seperti demikian, DME memiliki keuntungan khusus untuk dapat masuk kedalam pasar gas dan bahan bakar cair. Potensi kegunaan utama dari *Dimethyl Ether* adalah baik sebagai pengganti *propane* dalam LPG untuk memasak, atau sebagai bahan bakar dalam pembangkit listrik *gas turbine*, dan sebagai bahan bakar transportasi mesin diesel.

Tabel I-1. Properties DME dan Lainnya

<i>Properties</i>	DME	Propane (LPG)	Methane (Nat.gas)	<i>Diesel fuel</i>
<i>Chemical formula</i>	CH ₃ OCH ₃	CH ₈	CH ₄	
<i>Boiling Point</i> (°C)	-25,1	-42,0	-161,5	180 to 370
<i>Liquid density</i> (g cm ⁻³ at 20 °C)	0,67	0,49	0,42	0,84
<i>Liquid viscosity</i> (kg.m ⁻¹ s ⁻¹ at 25 °C)	0,12 to 0,15	0,2	-	2 to 4
<i>Specific gravity of gas</i> (vs. air)	1,59	1,52	0,55	-
<i>Vapor pressure</i> (MPa at 25 °C)	0,61	0,93	-	-
<i>Explosion limit</i> (%)	3,4 to 17	2,1 to 9,4	5 to 15	0,6 to 6,5
<i>Cetane number</i>	55 to 60	5	0	40 to 55
<i>Net calorific value</i> (kcal Nm ⁻³)	14.200	21.800	8.600	-
<i>Net calorific value</i> (kcal L ⁻¹)	4.620	5.440	5.040	8.400
<i>Net calorific value</i> (kcal kg ⁻¹)	6.900	11.100	12.000	10.000

(sumber : Prabowo et al, 2017)

DME sangat mungkin untuk dimanfaatkan sebagai substitusi LPG, mengingat sifat-sifat dasarnya yang tidak terlalu berbeda. Pemanfaatan DME sebagai substitusi LPG diperkirakan tidak akan merubah spesifikasi teknik tabung LPG, selain menggantikan karet penyekat (seal) dengan bahan yang cocok terhadap DME. Campuran 20% DME pada LPG tidak memerlukan perubahan apapun pada tabung dan perlengkapan LPG lainnya.

(Boedoyo, 2010)

Selain itu, DME dikenal sebagai energi alternatif yang bersih dan bernilai untuk beberapa alasan, antara lain:

- DME dapat disimpan dan ditangani dengan aman, karena tidak menghasilkan peroksida peledak.

- Produk pembakarannya, seperti karbon monoksida dan emisi hidrokarbon yang tidak terbakar, lebih kecil dari gas alam karena DME hanya memiliki ikatan C-H dan C-O, tetapi tidak ada ikatan C-C, dan karena mengandung sekitar 35% oksigen.
- Karena angka setana yang tinggi, DME dianggap sebagai alternatif yang sangat baik untuk bahan bakar transportasi saat ini tanpa emisi bahan partikulat dan gas beracun seperti NO_x saat pembakaran.
- Memiliki tekanan uap yang serupa dengan LPG, dan karenanya dapat digunakan dalam infrastruktur yang ada untuk transportasi dan penyimpanan.
- DME terdegradasi di atmosfer dan bukan gas rumah kaca

Keuntungan lain dari DME adalah dapat diproduksi dari berbagai bahan baku termasuk gas alam, minyak mentah (*crude oil*), minyak residu (*residual oil*), batubara, biomassa dan produk limbah. Oleh karenanya muncul istilah "*Multi-Source and Multi-Use DME*". Fitur ini menguntungkan untuk memberikan fleksibilitas dan keberlanjutan tidak hanya pada pasokan sumber daya tetapi juga pada pemasaran produk.

1.2 Teknologi Produksi dan Seleksi Proses

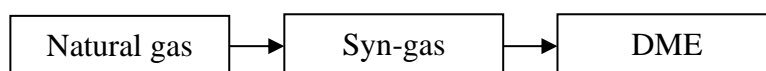
Secara garis besar, DME dapat diproduksi melalui dua tahap. Pertama, hidrokarbon dari gas alam dikonversi menjadi *syngas* yang terdiri dari karbonmonoksida, karbondioksida, dan hidrogen. *Syngas* diproses lebih lanjut menjadi DME baik melalui sintesa *methanol* kemudian dimurnikan terlebih dahulu, yang biasa disebut proses tidak langsung (*indirect process*), atau secara langsung dalam satu tahap sekaligus yang disebut *direct process*.

Dalam teknologi proses sintesa DME yang paling berperan adalah katalis. Katalis untuk *feedstock syngas* yang dikonversi langsung menjadi DME atau katalis untuk proses dehidrasi *methanol* semuanya berbeda karena disuplai dan dipatenkan oleh perusahaan *licensor* masing-masing teknologi proses sintesa DME. Katalis yang tersedia sekarang adalah katalis yang dirancang spesifik, bukan katalis yang *general*.

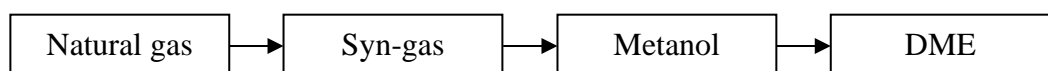
1.2.1 Teknologi Produksi

DME dapat dibentuk dari dua macam proses secara umum, yaitu:

1. *Direct Process*

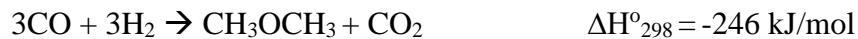


2. *Indirect Process*



I.2.1.1 Pembuatan DME dengan menggunakan Direct Process

Sintesa DME melalui *direct process* berlangsung sebagaimana reaksi berikut:

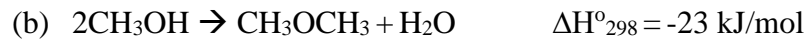


Pada dasarnya reaksi sintesa DME tersebut adalah gabungan dari reaksi sintesa DME secara tidak langsung, sebagaimana reaksi berikut.

Reaksi pada reaktor Metanol:



Reaksi pada reaktor DME:



Reaksi (a) merupakan reaksi pembentukan metanol dari syn-gas, kemudian reaksi (b) adalah reaksi dehidrasi metanol sehingga dihasilkan DME. Adanya CO di dalam syn-gas, dapat bereaksi dengan H₂O sehingga dihasilkan karbon dioksida dan air, reaksi tersebut adalah reaksi *water shift gas*. Karena reaksi pembentukan DME terjadi secara langsung maka pada proses ini hanya dibutuhkan satu buah reaktor saja, yang mana dapat langsung mengonversi syn-gas menjadi DME. Adapun berikut ini adalah salah satu contoh untuk kondisi operasi sintesa DME secara langsung.

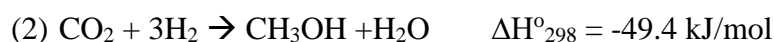
Tabel I-2 Kondisi Operasi Pembentukan DME melalui *Direct Process*

Proses	Kondisi Operasi
Tekanan Reaksi (bar)	30-70
Temperatur Reaksi (°C)	260
<i>Feed Gas</i> (H ₂ /CO) ratio	1,0
<i>Ratio Catalyst to Flowrate</i> (kg/(kgmol/h))	4,0

(Yotaro, 2005)

I.2.1.2 Pembuatan DME dengan menggunakan Indirect Process

Pembuatan DME melalui *indirect process* berlangsung dalam 2 tahap. Tahap pertama, metanol diproduksi dari syn-gas sebagaimana reaksi (1), selain itu metanol juga dapat terproduksi dari gas karbon dioksida dan gas hidrogen sebagaimana reaksi (2). Tahap kedua adalah dehidrasi metanol sehingga terbentuk DME sebagaimana reaksi (3). Semua reaksi (1), (2) dan (3) berlangsung secara eksotermis.



Oleh karena itu sintesa DME melalui *indirect process* membutuhkan dua buah reaktor yang berbeda, yang pertama untuk pembentukan Metanol dan yang kedua untuk pembentukan DME. Adapun kondisi operasi untuk proses tidak langsung disajikan pada tabel berikut.

Tabel I-3 Kondisi Operasi Pembentukan DME melalui *Indirect Process*

Proses	<i>Indirect Proses</i>	
	Metanol	Dehidrasi
Tekanan Reaksi (bar)	50-100	20
Temperatur Reaksi (°C)	230-270	250-400
Konversi Sekali Lewat (%)	Maks 25%	70-90%
Hasil Reaksi Samping	-	Air
Reaktor	<i>Phase Fixed</i>	<i>Fixed Bed</i>

I.2.2 Seleksi Jenis Sintesa DME

Berdasarkan uraian singkat mengenai tipe-tipe proses sintesa DME, maka dapat dibandingkan kelebihan dan kekurangan masing-masing proses sebagaimana berikut.

Tabel I-4 Kelebihan dan Kekurangan Jenis Sintesa DME

Proses	Kelebihan	Kekurangan
<i>Direct</i>	<ul style="list-style-type: none"> • Membutuhkan satu reaktor • Waktu sintesa lebih singkat • Konversi 86% 	<ul style="list-style-type: none"> • Tekanan operasi tinggi (30-70 bar)
<i>Indirect</i>	<ul style="list-style-type: none"> • Telah banyak diaplikasikan pada pabrik DME di dunia • Konversi 85-95% • Sintesa DME 20 bar 	<ul style="list-style-type: none"> • Membutuhkan dua reaktor • Membutuhkan peralatan dan utilitas yang lebih banyak • Tekanan operasi sintesa metanol 50-100 bar

Dalam menentukan jenis sintesa yang akan digunakan, terlebih dahulu dilakukan pembobotan terhadap aspek-aspek yang memiliki dampak terhadap produktivitas, biaya dan analisa dampak lingkungan. Sehingga didapat jenis proses yang paling layak untuk diaplikasikan.

Berdasarkan kajian literatur (Karagoz, 2014) didapatkan informasi perbandingan aspek ekonomi dan dampak lingkungan terhadap jenis proses sintesa DME, *direct* atau *indirect process*. Penghitungan *capital cost* di dalam literatur ini menggunakan basis harga jual DME \$2.26/gal dan harga *shale gas* \$4.50/kSCF. Sedangkan pembobotan terkait analisa dampak lingkungan dapat ditinjau dari seberapa banyak air dan karbon dioksida yang dihasilkan. Pada kedua proses ini memiliki perbedaan yang sangat signifikan karena adanya perbedaan reaksi

yang terjadi. Reaksi *direct process* akan menghasilkan air yang sebanyak 35,1 ton/d, sedangkan *indirect process* akan menghasilkan air yang lebih banyak yaitu, 1760 ton/d. Jika ditinjau dari emisi karbon dioksida, *direct process* akan menghasilkan CO₂ yang lebih sedikit daripada *indirect process* karena proses secara langsung menggunakan *dry reforming* untuk mengonversi CO₂ menjadi syn-gas.

Mengingat kajian aspek teknis terhadap tipe-tipe proses sintesa DME yang telah dibahas sebelumnya, maka dapat dirangkum perbandingan *direct process vs indirect process* sebagaimana pada tabel berikut.

Tabel I-5 Perbandingan *Direct Process vs Indirect Process* Sintesa DME

Uraian	Proses	
	<i>Direct</i>	<i>Indirect</i>
Aspek Teknis		
1. Operasi		
• Tekanan (bar)	30-70	Sintesa Metanol: 50-100 Proses Dehidrasi: 20
• Suhu (°C)	260	Sintesa Metanol: 230-270 Proses Dehidrasi: 250-400
• Jenis Reaktor	<i>Slurry Reactor</i>	Sintesa Metanol: <i>Phase Fixed</i> Proses Dehidrasi: <i>Fixed Bed</i>
2. Proses		
• H ₂ :CO ratio	0,7	2,0
• Konversi	86%	85-95%
Aspek Ekonomis		
<i>Cost Investment</i>		
• <i>Capital cost</i>	25% < a	a
• <i>Return of Invesment</i> (ROI)	43,24%	26%
• Kenaikan ROI karena integrasi energi	2,25%	1,83%
Aspek Lingkungan		
<i>By product</i>		
• Jumlah air yang terproduksi	35,1 ton/hari	1760 ton/hari

• Emisi CO ₂	< b	b
-------------------------	-----	---

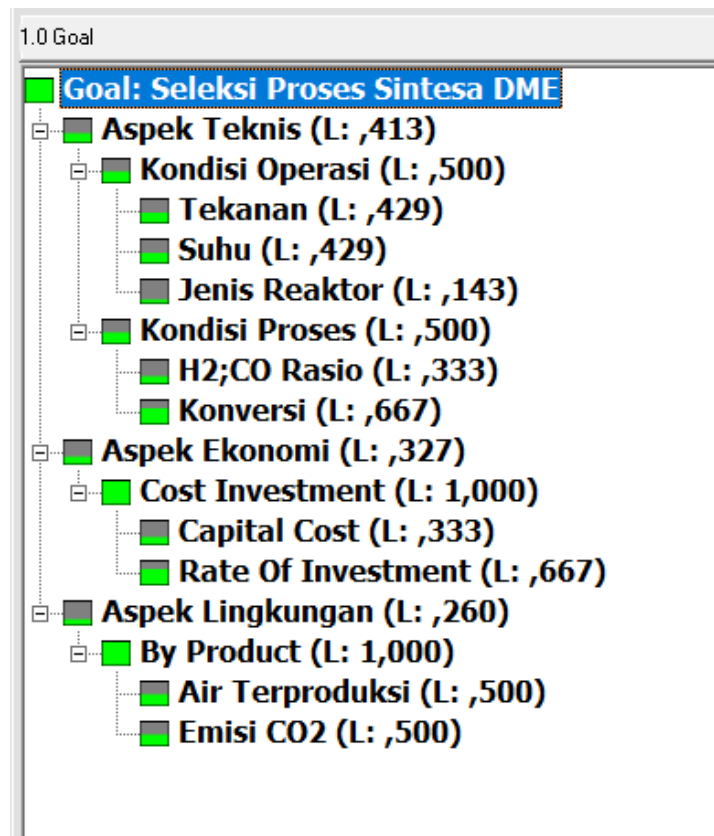
*ket: a dan b adalah asumsi

Berdasarkan parameter yang telah ditentukan, maka dapat dilakukan pembobotan dan seleksi proses. Adapun metode pembobotan yang digunakan ialah (AHP) *Analytical Hierarchy Process*. AHP adalah teori pengukuran melalui perbandingan berpasangan dan bergantung pada penilaian para ahli untuk mendapatkan skala prioritas. Metode ini dipilih karena dapat membantu dalam mengukur nilai bobot parameter secara objektif. Pemilihan atau pembobotan dinilai konsisten ketika nilai *inconsistency* < 0,1 Hasil pembobotan dan pemilihan proses disajikan pada tabel berikut.

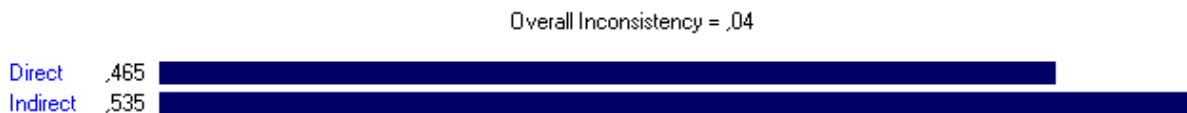
Tabel I-6 Hasil Pembobotan Parameter Seleksi Proses Sintesa DME

Aspek	Bobot Aspek	Parameter	Bobot Parameter	Indikator	Bobot Indikator
Aspek Teknis	0,413	Kondisi Operasi	50%	Tekanan	0,43
				Suhu	0,43
				Jenis Reaktor	0,14
		Kondisi Proses	50%	H ₂ :CO ratio	0,33
				Konversi	0,67
Aspek Ekonomi	0,327	<i>Cost Investment</i>	100%	<i>Capital Cost</i>	0,33
				ROI	0,67
Aspek Lingkungan	0,260	<i>By product</i>	100%	Air Terproduksi	0,5
				Emisi CO ₂	0,5

Dengan menggunakan *software* “EXPERT CHOICE” didapatkan hasil bahwa jenis sintesa DME yang dipilih adalah *Indirect Process*.



Gambar I-3 Hasil Expert Choice

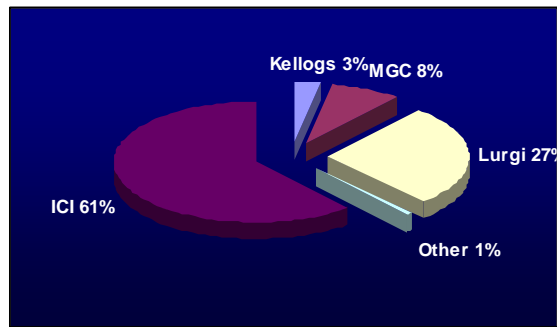


Gambar I-4 Hasil seleksi proses

I.2.3 Seleksi Lisensor Proses

I.2.3.1 Tipe Proses Sintesis Methanol (Syngas menjadi Methanol)

Proses pembuatan DME melalui *indirect process* dilakukan dengan mengubah gas alam menjadi *methanol* terlebih dahulu, kemudian dilakukan dehidrasi *methanol* untuk menghasilkan DME. Maka perlu dilakukan pemilihan lisensi proses yang akan digunakan untuk pembuatan *methanol*. Saat ini ada beberapa proses yang digunakan didunia, seperti ICI (Imperial Chemical Industry), Lurgi, Nissui Topsoe, Kellog, Mitsubishi Gas Company (MGC) dan lainnya.



Gambar III-5 Perbandingan Penggunaan Proses Sintesis Methanol di Dunia

Namun yang paling sering digunakan adalah proses Lurgi dan ICI, sehingga yang dibahas disini adalah kedua proses tersebut. Kedua proses tersebut pada prinsipnya sama. Perbedaannya terletak pada jenis reaktor yang digunakan, serta bagaimana memindahkan panas reaksi pada reaktor. Untuk jelasnya kedua proses tersebut adalah sebagai berikut:

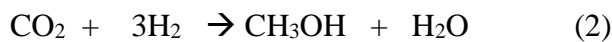
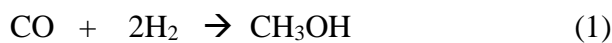
a. Proses ICI (Imperial Chemical Industry)

Proses ICI menggunakan reaktor adiabatic (quench converter). *Syngas* yang terbentuk dikompresi sampai tekanan 50-100 atm dan didinginkan sampai temperatur 200°C, kemudian bercampur dengan aliran *recycle* masuk ke *ICI quench reaktor*, dimana di dalam satu reaktor terdiri dari beberapa bed katalis.

Proses pembuatan *methanol* secara garis besar dibagi menjadi 2 bagian :

1. Proses sintesis *methanol*

- *Syngas* loop dikompresi dalam sebuah sirkulator.
- Kemudian *Syngas* masuk dalam konverter
- Aliran selanjutnya adalah *Feed /effluent exchanger, heat recovery exchanger* dan *separator*. Untuk plant yang lebih luas loop tekanan operasi adalah 80 - 100 bar. Konverter terdiri dari katalis berbasis tembaga (Copper) dan suhunya adalah 240 °C - 270 °C. Reaksi pembentukan *methanol* :



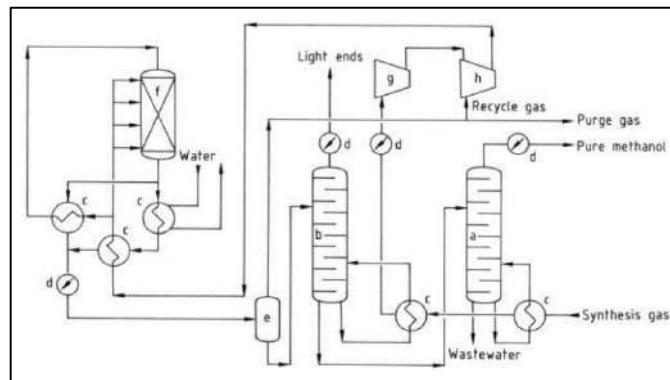
Reaksi dibatasi oleh kesetimbangan, konsentrasi *methanol* yang keluar jarang sekali lebih dari 7 %. Effluent dari konverter didinginkan menjadi 40 °C untuk mengkondensasi produk *methanol*. Gas yang tidak bereaksi *direcycle* menuju sirkulator. Sebuah *purge* diambil dari *recycle* gas untuk memindahkan kembali *inert* seperti Nitrogen, Argon Metana, dan Surplus Hidrogen yang digunakan sebagai bahan bakar.

2. Proses pemurnian *methanol*

Crude methanol dari separator terdiri dari air dan *by product* tingkat rendah yang dipisahkan dengan distilasi 2 kolom. Kolom pertama memindahkan kembali bahan-bahan ringan seperti

Eter, Ester, Aseton dan Hidrokarbon yang lebih ringan. Kolom kedua memindahkan air, alkohol yang lebih tinggi dan hidrokarbon yang lebih tinggi.

Dari literatur (*Petrochemical Process*) diperoleh informasi bahwa biaya produksi didominasi oleh biaya gas alam dan *capital charges*. Feed dan bahan bakar yang digunakan adalah 7,0 sampai 7,8 Gcal/metric ton *methanol*. *Capital cost* dapat dipengaruhi oleh lokasi dan infrastruktur yang tersedia. Untuk plant 2000 ton/hari biayanya adalah U.S \$ 250 - 300 juta. Berikut disajikan uraian proses ICI pada Gambar I-6 dibawah ini,



Gambar III-6 Flowsheet Proses ICI

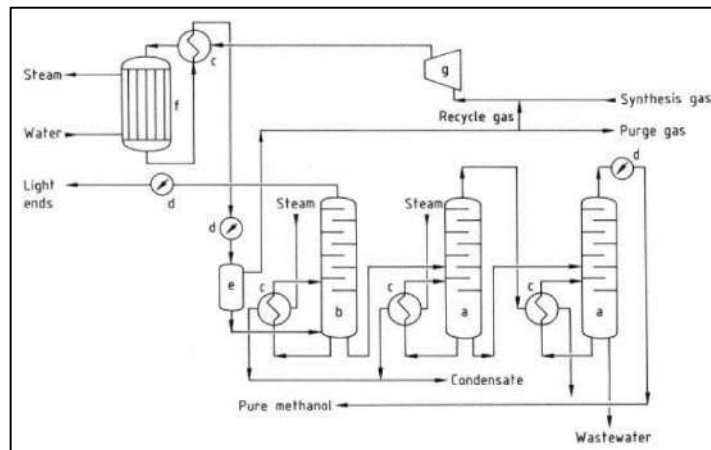
b. Proses Lurgi

Setelah diperoleh *syngas*, selanjutnya dikompresi dengan *single casing - syngas / recycle compressor* kurang lebih 80 bar. Kombinasi *single casing compressor* menguntungkan karena adanya tekanan tinggi pada aliran masuk *syngas* dan rendahnya rasio *recycle methanol* sintesis.

Synthesis loop meliputi : *recycle compressor, feed/effluent interchanger, tubular reaktor, final* dan *methanol separator*. Pada reaktor *methanol* proses Lurgi, digunakan katalis berbasis tembaga yang dipasangkan pada tabung vertikal dengan dialiri *boiling water* di sekelilingnya. Reaksi terjadi pada kondisi isothermal. Pengontrol temperatur pada reaksi tersebut dilakukan dengan mengatur tekanan yang dihasilkan oleh *steam* tekanan tinggi. Karena panas reaksi berpindah secara langsung, *synthesis loop* dijalankan pada *rate recycle* rendah. *Methanol* yang dihasilkan sebanyak 1,2 kg/l katalis yang diperlukan. Kondisi reaksi isothermal dan seleksi katalis dapat menahan pembentukan *by product* hingga mendekati level yang rendah. Sebagian *recycle gas* dibuang untuk menghilangkan *inert*.

Methanol dipisahkan dari produk gas dan dilakukan distilasi. Pada sistem *energy saving three column, by product* dengan titik didih rendah dan tinggi dihilangkan. Dari literatur (*Petrochemical Process*) diperoleh informasi bahwa konsumsi energi untuk pabrik yang berdiri sendiri (termasuk unit utilitas) kurang lebih 29 GJ per metric ton *methanol*. Total biaya untuk mendirikan pabrik dengan kapasitas 3.000 MTPD termasuk pabrik

oksigen dan unit utilitas adalah U.S \$270 - 320 juta, tergantung lokasi dan sarana penunjang lainnya. Berikut disajikan uraian proses Lurgi pada Gambar I-7 dibawah ini,



Gambar III-7 Flowsheet Proses Lurgi

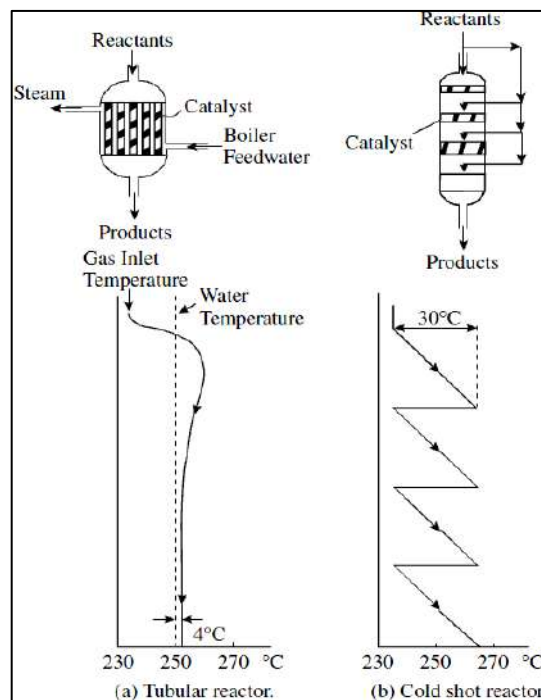
Dari uraian proses tersebut, didapatkan perbandingan dari kedua proses tersebut dan disajikan dalam tabel III.8

Tabel III-8 Perbandingan Proses Pembuatan Methanol pada Tekanan Rendah

Uraian	Proses	
	ICI	Lurgi
Kondisi Operasi		
- Tekanan (atm)	50-100	40 – 100
- Suhu (°C)	250 – 300	250
Katalis		
- Yield (kg/Lh)	Rendah	Medium – Tinggi
- Lifetime (tahun)	3	5
Reaktor		
- Jenis Reaktor	<i>Fixed Bed -</i>	<i>Tubular</i>
- Jumlah reactor	<i>Quench</i> 1	<i>Isothermal</i> 1
- Pendinginan	<i>Cold Quench</i>	<i>Boiler Feed Water</i>
- Katalis Loading	Mudah	Sulit

Proses		
- Reaksi samping	++	+
- Konversi	90 - 95 %	90 - 95 %
Kelebihan	Sering digunakan dengan kapasitas besar	Efisiensi termal tinggi, selektivitas tinggi, dan suhu yang lebih stabil
Kekurangan	Efisiensi termal rendah dan adanya <i>bypass</i> katalis (Ullman, 1997)	Kapasitas produksi tidak terlalu besar (Ullman, 1997)

Perbedaan pada reaktor dari kedua lisensor proses tersebut yaitu, pada *quench converter* pada ICI, umpan yang masuk langsung kontak dengan katalis sehingga menyebabkan kerusakan pada katalis dan menyebabkan reaksi terhenti. Sedangkan pada reaktor *Shell and Tube* pada Lurgi, pendingin menggunakan *boiling water* yang mengalir di dalam *shell* dan *boiling water* dapat menyerap panas yang dihasilkan reaksi di dalam *tube* yang berisi katalis sehingga reaktor dapat mempertahankan suhunya.



Gambar III-8 Perbedaan Jenis Reaktor antara (a) Lurgi dan (b) ICI (Smith, 2005)

Dalam menentukan lisensor proses untuk pembentukan *methanol* yang akan digunakan, terlebih dahulu dilakukan pembobotan terhadap aspek-aspek teknis yang disajikan pada tabel

III.6 menggunakan metode pembobotan (AHP) *Analytical Hierarchy Process* menggunakan *software expert choice*. Pemilihan atau pembobotan dinilai konsisten ketika nilai *inconsistency* < 0,1 Hasil pembobotan dan pemilihan proses disajikan pada Tabel I-9 berikut,

Tabel III-9 Hasil Pembobotan Parameter Seleksi Lisensor Proses Pembuatan Methanol

No.	Parameter	Bobot Parameter	Nilai	
			ICI	Lurgi
1.	Tekanan Reaktor	0.110	0.500	0.500
2.	Suhu Reaktor	0.110	0.500	0.500
3.	Jenis Reaktor	0.081	0.667	0.333
4.	Pendingin Reaktor	0.081	0.333	0.667
5.	Katalis <i>Loading</i>	0.060	0.667	0.333
6.	<i>Lifetime</i> Katalis	0.060	0.333	0.667
7.	<i>Yield Product</i>	0.193	0.250	0.750
8.	Reaksi Samping	0.141	0.333	0.667
9.	Konversi	0.165	0.500	0.500
	Total Nilai	1.000	0.440	0.560

Overall Inconsistency = ,03



Gambar III-9 Hasil seleksi lisensor

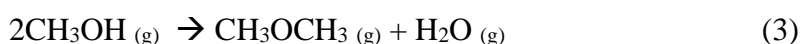
Dari hasil pembobotan menggunakan *Expert Choice* didapatkan lisensor proses pembuatan *methanol* yang sesuai adalah menggunakan proses yang dikembangkan oleh Lurgi.

I.2.3.2 Pemilihan Jenis Katalis pada Proses Dehidrasi Methanol menjadi Dimetil Eter

Ada beberapa macam katalis yang dapat digunakan pada pembuatan dimetil eter di industri, diantaranya:

- a. Dehidrasi *methanol* dengan menggunakan Katalis HZSM-5

Dehidrasi *methanol* Menggunakan Katalis HZSM-5 merupakan katalis yang sangat baik karena katalis HZSM-5 mempunyai aktivitas yang tinggi sehingga selektifitas DME dan konversi *methanol* tinggi untuk reaksi dehidrasi *methanol* ke DME. Proses produksi *Dimethyl Ether* melalui dehidrasi *methanol* berlangsung sesuai reaksi seperti berikut :



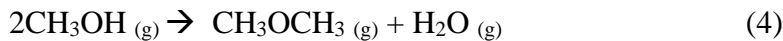
Reaksi tersebut bersifat eksotermis dan berlangsung dalam fase uap pada *range* suhu 220 – 350°C dan tekanan 10-16 bar (Tavan dkk., 2013).

Konversi : 89,6 %

b. Dehidrasi *methanol* menggunakan katalis $\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$

Pada reaksi dehidrasi *methanol*, air merupakan komponen yang dapat menghambat proses reaksi *methanol* menjadi DME dengan cara menutupi sisi aktif katalis sehingga diperlukan katalis yang tahan terhadap air (Jun, dkk., 2002). Proses kontak langsung (*direct contact*) yang terjadi antara *methanol* dengan katalis alumina menghasilkan Dimethyl Ether (DME), air, serta *methanol* yang belum bereaksi. Kontak langsung terjadi di dalam reaktor antara *methanol* dan katalis $\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$ (padat) pada temperatur 280-340°C dalam fase gas dengan tekanan 10-16 atm. Hasil reaksi yang terbentuk dimurnikan dengan proses distilasi guna memisahkan antara DME dengan produk samping (H_2O dan *methanol* yang belum bereaksi) (J Fuel Chem Technol, 2013).

Reaksi berlangsung dalam fase gas dan reaktor yang digunakan adalah jenis *fixed bed multitube*, reaksi dehidrasi ini bersifat eksotermis. Jika reaktor bekerja pada suhu diatas 400°C dapat menyebabkan kerusakan pada katalis. Pada reaksi ini tidak ada reaksi samping dan reaksi yang terjadi adalah *reversible* (Turton, 1998).

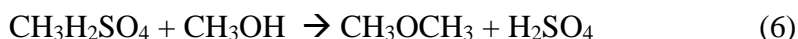


Konversi : 70 – 85 %

c. Dehidrasi *methanol* menggunakan katalis asam sulfat

Dalam proses dehidrasi *methanol*, katalis asam atau katalis dengan sisi aktif yang bersifat asam sangat potensial untuk pembentukan *dimethyl ether* (Wang dkk, 2002). Salah satu katalis asam yang umum digunakan adalah asam sulfat. Reaksi dehidrasi dengan katalis asam sulfat ini menghasilkan produk yang terdiri dari *dimethyl ether*, air, dan *methanol* sebagai reaktan yang belum bereaksi. *Methanol* terlebih dahulu diuapkan kemudian dialirkan ke reaktor yang berisi katalis H_2SO_4 pada suhu 125-140°C dan tekanan 2 atm. Pada tahap selanjutnya, produk yang terbentuk dialirkan menuju scrubber dan dimurnikan dengan proses distilasi (Xia dkk., 2004).

Reaksi :



Konversi : 45 %

Perbedaan dan perbandingan masing-masing katalis akan dijabarkan dalam Tabel I-10 berikut ini:

Tabel III-10 Perbandingan Proses Pembuatan Dimetil Eter

	Jenis katalis
--	---------------

Pembanding	γ-Al₂O₃	HZSM-5	Asam Sulfat
Konversi	85 %	89,6 %	45 %
Tekanan	10 -16 bar	10 – 16 bar	2 atm
Suhu Operasi	230– 280°C	220– 250°C	125–140°C
Kelebihan	<ul style="list-style-type: none"> - Konversi lebih tinggi dibanding proses dehidrasi katalis asam sulfat - Proses sederhana, sehingga peralatan yang digunakan sedikit 	<ul style="list-style-type: none"> - Menghasilkan konversi paling tinggi diantara katalis lain 	<ul style="list-style-type: none"> - Suhu dan tekanan operasi reaktor paling rendah diantara proses dehidrasi lain
Kekurangan	<ul style="list-style-type: none"> - Suhu operasi tinggi - Tekanan operasi reaktor tinggi 	<ul style="list-style-type: none"> - Suhu operasi tinggi - Tekanan operasi reaktor tinggi - Harga katalis lebih mahal dari alumina - Penggantian katalis lebih sulit 	<ul style="list-style-type: none"> - Bersifat korosif - Peralatan yang dibutuhkan lebih banyak

Tabel III-11 Hasil Pembobotan Parameter Seleksi Katalis DME

No.	Parameter	Bobot Parameter	Nilai		
			Alumina	HZSM	Asam Sulfat
1.	Kondisi Operasi	0.195	0.252	0.252	0.496

2.	Konversi	0.276	0.429	0.429	0.142
3.	Pengoperasian	0.138	0.540	0.297	0.163
4.	Biaya Investasi	0.391	0.493	0.311	0.196
	Total Nilai	1.000	0.428	0.340	0.232

Overall Inconsistency = ,04



Gambar III-10 Hasil seleksi katalis untuk dehidrasi *methanol*

Berdasarkan pembobotan berbagai proses yang ada untuk memproduksi DME dengan menggunakan aplikasi *Expert Choice* didapatkan hasil seperti yang disajikan pada Tabel I-11, maka digunakan dehidrasi *methanol* dengan menggunakan katalis γ -Al₂O₃ karena proses ini sudah banyak dipakai dan prosesnya juga sederhana dengan biaya investasi rendah.

BAB II

BASIS DESAIN DATA

IV.1 Ketersediaan Bahan Baku

Dimethyl Ether (DME) adalah sumber energi yang bersih dan ramah lingkungan. Sumber energi ini mempunyai keunggulan dibandingkan dengan sumber energi lain, yaitu dapat diproduksi dari beberapa sumber, dari bahan bakar terbarukan (biomassa, limbah dan hasil pertanian) serta bahan bakar fosil (gas alam dan batu bara). Berdasarkan penelitian, konversi gas alam menjadi DME lebih tinggi dibandingkan dengan batubara. Berikut merupakan perbandingan persentase konversi bahan baku pembuatan DME.

Tabel IV-1 Perbandingan Bahan Baku Pembuatan DME

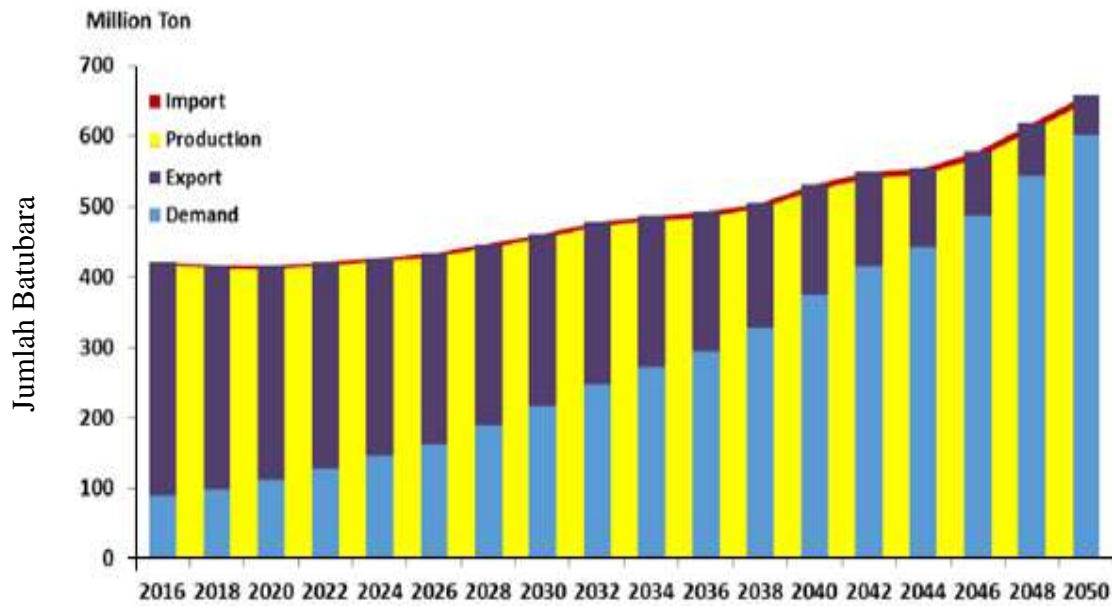
No.	Bahan Baku	% Konversi	Proses
1.	Gas Alam	70,2	<i>Reformer – Sintesa DME – Pemisahan – Produk DME</i>
2.	Batubara	66,3	<i>Coal Gasifier – Shift Converter – Desulfurization/CO₂ Removal – Sintesa DME – Pemurnian – Produk DME</i>

Sumber: (JFE R&D Corporation Japan, New Clean Fuel DME)

Dari tabel II.1 juga disampaikan proses pembuatan DME dengan bahan baku gas alam memiliki rantai proses yang lebih pendek dan paling sederhana dibandingkan dengan batubara.

Data cadangan batubara per 1 Januari 2019, jumlah cadangan terbukti batubara kualitas sedang ke atas (> 5.100 kkal/kg) mencapai 9,9 miliar ton, sedangkan total cadangan batubaranya mencapai 14,3 miliar ton. Dari gambar I.1 dijelaskan cadangan terbukti batubara kualitas sedang ke atas diproyeksikan akan habis pada tahun 2038, dan total cadangan batubara kualitas sedang ke atas akan habis pada tahun 2048 sehingga pemerintah menggalakkan eksplorasi batubara, mendorong penggunaan batubara kualitas rendah (<5.100 kkal/kg).

(Direktorat Sumber Daya Energi, Mineral dan Pertambangan BAPPENAS, 2019)



Gambar II-1 Neraca Batubara (BPPT, 2019)

Sedangkan menurut data Ditjen Migas tahun 2018, cadangan gas alam konvensional Indonesia mencapai 142.72 TSCF, sebesar 100.36 TSCF merupakan cadangan terbukti dan 42.36 TSCF merupakan cadangan potensial. Adapun jumlah cadangan di masing masing bahan baku gas alam dapat dilihat pada **Tabel II-2** dan **Gambar II-2** berikut.



Gambar IIV-2 Persebaran cadangan gas alam di Indonesia

(sumber: Neraca Gas Bumi Indonesia 2018-2027, KESDM)

Tabel IIV-2 Jumlah cadangan gas alam di masing-masing region Indonesia

Region	Cadangan gas alam (TSCF)
I	6,60
II	74,83
III	0,67
IV	4,66

V	15,35
VI	40,61

(sumber: Neraca Gas Bumi Indonesia 2018-2027, KESDM)

Menurut data yang disajikan pada Laporan Tahunan KESDM, Dari total produksi gas alam di tahun 2017, persentase pemanfaatannya antara lain 58.59% diserap oleh domestik dan 41.41% untuk ekspor. Penyerapan domestik meliputi sektor industri yang menyerap sebesar 23.18%, Sektor Kelistrikan sebesar 14.09%, Sektor Pupuk sebesar 10.64%, Lifting Migas sebesar 2.73%, LNG Domestik sebesar 5.64%, LPG Domestik sebesar 2.17% dan Program Pemerintah berupa Jargas Rumah Tangga dan SPBG sebesar 0.15%. Sedangkan ekspor gas pipa sebesar 12.04% dan ekspor LNG 29.37%.

Meskipun sebagian besar gas alam telah dimanfaatkan dalam berbagai sektor, hingga saat ini masih terdapat cadangan gas alam yang belum direncanakan pemanfaatannya. Sebagaimana pada **Tabel II-3** berikut disajikan data jumlah cadangan gas alam beserta rencana pemanfaatannya dari pemerintah.

Tabel II-3 Proyek-proyek hulu gas alam Indonesia

Lokasi	Jumlah Cadangan	Rencana Pemanfaatan	Keterangan
Blok A Aceh	0,56 TSCF (2P Risk)	Sektor Pupuk dan Sektor Industri	Diperkirakan <i>first gas in</i> pertengahan 2018
East Natuna	46,00 TSCF (<i>exclude</i> 72% CO ₂)	(belum ada rencana)	
Jambaran Tiung Biru (JTB)	1,20 TSCF (<i>exclude</i> 34% CO ₂)	Sektor Kelistrikan dan Sektor Industri	<i>first gas in</i> pada tahun 2020 dengan kemampuan 330 MMSCFD (peak)
IDD	2,32 TSCF	<ul style="list-style-type: none"> • IDD Bangka Dialokasikan ke PT Pertamina • IDD Rapak Ganal belum terdapat rencana 	<ul style="list-style-type: none"> • IDD Bangka berkapasitas 85 MMSCFD • IDD Rapak Ganal berkapasitas 800 MMSCFD
Merakes	0,81 TSCF	(belum ada rencana)	Kapasitas 391 MMSCFD. <i>First gas in</i> tahun 2021

Tanggung Train 3	5,7 TSCF (2P Risk)	Sektor Petrokimia dan Sektor Kelistrikan	Kapasitas 709 MMSCFD. <i>First gas in</i> pada kuartal II-2020
Asap-Kido-Merah	1,49 TSCF	Sektor Petrokimia dan Sektor Industri	Kapasitas 170 MMSCFD. <i>First gas in</i> pada kuartal I-2021
Abadi	10,73 TSCF	(belum ada rencana)	Kapasitas 1200 MMSCFD. <i>First gas in</i> pada 2027

(sumber: Neraca Gas Bumi Indonesia 2018-2027, KESDM)

IV.1.1 Kualitas Bahan Baku

Bahan baku utama yang dibutuhkan untuk produksi DME ini adalah gas alam. Gas alam merupakan bahan bakar fosil berfasa gas. Bahan baku ini dapat diperoleh pada kilang gas maupun pada kilang minyak (sebagai *associated gas*). Pada umumnya gas alam memiliki kandungan metana, etana, propana, butana hingga heptana. Selain itu gas alam juga mengandung pengotor seperti hidrogen sulfat, nitrogen, karbon dioksida, dan juga karbon lain sehingga dalam pemrosesan gas alam diperlukan *pre-treatment* terlebih dahulu. Adapun spesifikasi gas alam dari PT. Medco E&P yang dibutuhkan di pabrik ini adalah sebagai berikut.

Tabel IV-4 Spesifikasi Bahan Baku

Komposisi Gas Alam	Fraksi Mol
CH ₄	0,7250
C ₂ H ₆	0,0455
C ₃ H ₈	0,0165
n-C ₄ H ₁₀	0,051
i-C ₄ H ₁₀	0,039
n-C ₅ H ₁₂	0,023
i-C ₅ H ₁₂	0,013
C ₆ H ₁₄	0,031
CO ₂	0,1939
N ₂	0,034
Total	1,00

Sumber: PT. Medco E&P

IV.1.2 Kualitas Produk

1. Spesifikasi Produk *Dimetil eter* (DME)

Dimetil eter (DME) adalah senyawa organik yang terdiri dari karbon, hidrogen dan oksigen dengan rumus molekul CH_3OCH_3 . Pada kondisi tekanan dan suhu standar DME berbentuk seperti gas. DME merupakan bentuk eter yang paling sederhana yang dapat dijadikan bahan bakar. Berikut merupakan spesifikasi DME sesuai dengan SNI sebagai acuan standart produk DME. Spesifikasi berdasarkan SNI 8219:2017 dijelaskan pada Tabel II-4 berikut,

Tabel IV-5 Spesifikasi Produk DME menurut SNI 8219:2017

No.	Karakteristik	Satuan	Batasan syarat mutu		Metode Uji
			Minimal	Maksimal	
1.	Spesific Gravity 60/60°F		Dilaporkan		ASTM D1657/ ASTM D2598
2.	Tekanan Uap @100°F	psig		145	ASTM D1267
3.	<i>Residue on evaporation of 100 ml</i>	ml		0,05	ASTM D2158
4.	Korosi bilah tembaga 1 jam @100°F			No.1	ASTM D1838
5.	Total Sulfur	mg/kg		140	
6.	Kandungan Air	%massa		0,03	ISO 17197
7.	Komposisi				
	CH_3OCH_3	%vol	99,5		ASTM D2163/ ISO 17196
	CH_3OH	%vol		0,4	
	Lainnya	%vol		0,1	
8.	Etil atau butil Merkaptan	mg/l	11,38 ^{a)}		ASTM D5305
CATATAN					
a) 11,38 mg/l setara dengan 50 ml/1000 AG					

(Badan Standar Nasional, 2017)

Pada PT. Bumi Tangerang Gas Industri yang merupakan satu-satunya pabrik DME di Asia Tenggara memiliki spesifikasi produk DME seperti yang ditampilkan dalam **Tabel II-6**:

Tabel II-6 Komposisi DME yang diproduksi PT. Bumi Tangerang Gas Industri

Komponen	Komposisi
DME	99,85 wt % min

CO ₂	0,1 wt % max
Methyl alcohol	0,01 wt % max
Methyl format	0,01 wt % max.
Evaporation residue	0,02 wt % max
Water	0,02 wt % max

2. Sifat Fisik *Dimetil eter* (DME)

- Wujud : Gas (P=1 atm, dan T=25°C)
- Berat Molekul : 46,069 gr/mol
- Titik Didih(1 atm) : -24,84°C
- Titik Beku (1 atm) : -141,49 °C
- Tekanan Kritis : 52,99 atm
- Temperatur Kritis : 126,95 °C
- Densitas Kritis : 0,271 g/cm³
- Volume Kritis : 170 cm³/mol
- Tegangan Muka (25°C) : 11,36 dyne/cm
- Densitas (25°C) : 0,655 gr/cm³
- Panas Penguapan : 948,64 kJ/kg
- Δhf° : -184,05 kJ/kmol
- ΔG°f₂₉₈ : -112,93 kJ/kmol
- Kapasitas panas cair (25°C) : -114,8 J/molK
- Viskositas Cair (25°C) : 0,149 mPa.s
- Kelarutan dalam air (1 atm) : 2,4 gr/100ml atm
- Indeks Bias (-42,5°C) : 1,3441
- Panas Pembakaran : 347,6 kcal/mol

(Yaws, 1999)

3. Sifat Kimia Dimetil Eter

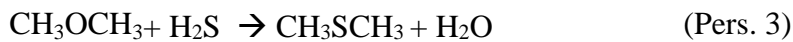
- a. Dimetil eter beraksi dengan karbon monoksida dan air menjadi asam asetat dengan katalisator kobalt



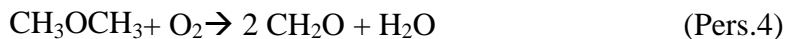
- b. Dimetil eter bereaksi dengan sulfur trioksida membentuk dimetil sulfat



- d. Dengan hidrogen sulfat dengan bantuan katalisator Tungsten sulfite (WS₂) membentuk dimetil sulfit



- e. Reaksi osidasi dimetil eter akan menghasilkan formaldehid



IV.2 Kapasitas Produksi

Hingga saat ini, pabrik DME di Indonesia hanya PT. Bumi Tangerang Gas Industri dengan kapasitas 3800 ton/tahun. Kebutuhan DME di Indonesia masih terbilang cukup tinggi. Produk DME yang sudah ada digunakan untuk memenuhi kebutuhan industri kosmetik dan pelarut (*solvent*). Oleh karena itu dibutuhkan pabrik DME baru dengan kapasitas yang lebih besar sebagai *blending* LPG guna menekan tingkat impor LPG nasional, sehingga dalam perhitungan kapasitas produksi bisa ditinjau terlebih dahulu terhadap *supply demand* LPG di Indonesia. Menurut data dari Ditjen Migas diketahui bahwa pada tahun 2019 produksi LPG semakin menurun, sedangkan kebutuhannya semakin banyak. Adapun data secara lengkap telah disajikan pada Tabel II-7 berikut.

Tabel IV-7 Data *Supply Demand* LPG di Indonesia

Tahun	Produksi (ton)	Konsumsi (ton)	Ekspor (ton)	Impor (ton)
2012	2.201.539	5.030.547	205	2.573.670
2013	2.010.990	5.607.430	286	3.299.808
2014	2.379.128	6.093.138	483	3.604.009
2015	2.307.407	6.376.990	392	4.025.600
2016	2.241.567	6.642.633	580	4.475.929
2017	2.027.941	7.190.871	360	5.461.934
2018	2.027.263	7.562.184	434	5.566.572
2019	1.961.994	7.765.541	457	5.714.693

(Sumber: Ditjen Migas, Handbook of Energy and Economic Statistics of Indonesia 2019)

Dari tabel II-7 tersebut dapat dihitung perkiraan nilai produksi, ekspor, impor dan konsumsi pada tahun 2025 yang mana pabrik akan beroperasi, menggunakan persamaan *discounted* sebagai berikut (Kusnarjo, 2010).

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

Dimana : F = jumlah produk pada tahun terkahir (ton)

P = jumlah produk pada tahun pertama (ton)

i = pertumbuhan rata-rata per tahun (%)

n = Selisih tahun yang diperhitungkan (-)

Berdasarkan data pada tabel II-7 maka dapat dihitung nilai pertumbuhan produksi, konsumsi, ekspor dan impor dari tahun 2012-2019. Adapun hasil perhitungannya disajikan pada tabel II-8 berikut.

Tabel IV-7 Data pertumbuhan produksi, konsumsi, ekspor dan impor LPG di Indonesia

Tahun	Produksi	Konsumsi	ekspor	Impor
2012 - 2013	-8,66%	11,47%	39,51%	28,21%
2013 - 2014	18,31%	8,66%	68,88%	9,22%
2014 - 2015	-3,01%	4,66%	18,84%	11,70%
2015 - 2016	-2,85%	4,17%	47,96%	11,19%
2016 - 2017	-9,53%	8,25%	37,93%	22,03%
2017 - 2018	-0,03%	5,16%	20,56%	1,92%
2018 - 2019	-3,22%	2,69%	5,30%	2,66%
average	-1,29%	6,44%	17,92%	12,42%

Berdasarkan perhitungan melalui persamaan *discounted*, maka didapatkan proyeksi jumlah produksi, ekspor, impor dan konsumsi LPG pada tahun 2025 sebagai berikut.

Tabel IV-8 Proyeksi produksi, ekspor, impor, dan konsumsi LPG tahun 2025

Proyeksi	LPG (ton)
Produksi	1.815.419,82
Konsumsi	11.290.943,55
Ekspor	1.228,65
Impor	11.534.486,29

Dengan target pemerintah untuk mengurangi impor LPG sebesar 36%, maka kebutuhan LPG pada tahun 2025 adalah:

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan 36\% LPG} &= (\text{ekspor} + \text{konsumsi}) - (\text{impor} + \text{produksi}) \\
 &= (1.228,65 + 11.290.943,55) - ((100\% - 36\%) \times 11.534.486,29) \\
 &\quad + 1.815.419,82) \text{ ton/tahun} \\
 &= 2.094.681,154 \text{ ton/tahun}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan riset yang dilakukan oleh Pusat Teknologi Pengembangan Sumberdaya Energi (PTPSE) tahun 2010, pengurangan impor 36% dapat dilaksanakan jika LPG diblending DME 20%, pada tahun 2025 perkiraan kebutuhan DME sebesar :

$$\begin{aligned}
 \text{Perkiraan kebutuhan DME} &= 20\% \times \text{Kapasitas pabrik LPG pada tahun 2025} \\
 &= 20\% \times 2.094.680,154 \text{ ton/tahun} \\
 &= 418.936,2309 \text{ ton/tahun}
 \end{aligned}$$

Meninjau dari rencana pemerintah yang akan mengurangi impor LPG sebesar 36%, pabrik ini dapat menghasilkan 49% dari kebutuhan DME pada rencana pemerintah tersebut, yakni sebesar 209.468,1155 ton/tahun. Berdasarkan perhitungan, kapasitas produksi pabrik DME dapat dibulatkan menjadi 210.000 ton/tahun. Pabrik akan beroperasi 24 jam sehari selama 330 hari per tahun.

IV.3 Penentuan Lokasi Pabrik

Letak atau lokasi adalah salah satu aspek vital dalam perencanaan pendirian pabrik, aspek ini memiliki pengaruh besar terhadap kelangsungan atau keberhasilan pabrik. 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. Pemilihan lokasi yang tepat dapat mendatangkan keuntungan dari segi teknis dan ekonomi. Berdasarkan pertimbangan tersebut yang merujuk pada buku (William D Baasel: *"Preliminary Chemical Engineering Plant Design"*, 2nd Ed. 1990). Pada pemilihan lokasi pendirian pabrik DME ini, telah dilakukan pemilihan beberapa parameter, antara lain:

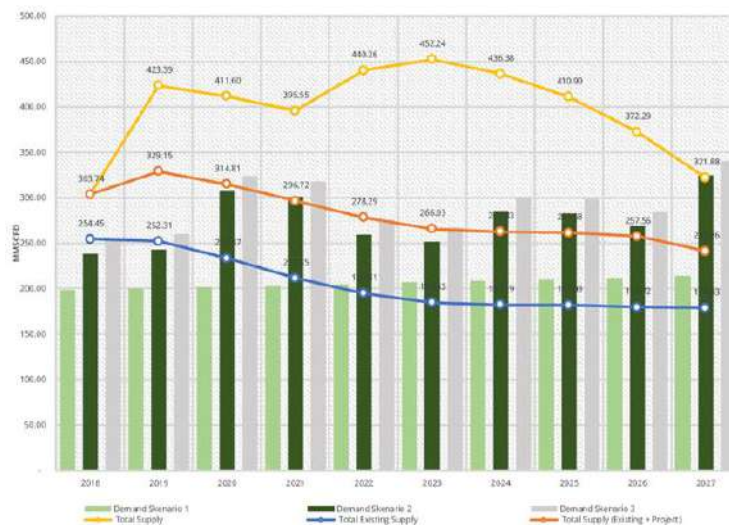
1. Ketersediaan Bahan Baku
2. Lokasi Pemasaran
3. Sumber Energi Listrik dan Air (Utilitas)
4. Sumber Tenaga Kerja
5. Letak Geografis
6. Sarana Transportasi

Adapun rencana pendirian pabrik DME ini memiliki 2 opsi letak, yaitu di Region I (Wilayah Aceh dan Sumatera Bagian Utara) dan Region V (Wilayah Kalimantan). Dua opsi tersebut dipilih karena pada region tersebut memiliki cadangan gas alam yang melimpah yaitu 6,60 TSCF di Region I dan 15,35 TSCF di Region V, pada kedua wilayah tersebut diprediksi kedepannya jumlah *supply* masih lebih banyak dari pada jumlah *demand* sehingga bisa disebut surplus, selain itu pada Region I dan V telah dibangun infrastruktur penunjang dalam pengolahan gas alam yang akan dibahas lebih lanjut pada deskripsi seleksi lokasi pabrik.

IV.3.1 Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku menjadi salah satu parameter penting dalam penilaian lokasi pabrik, karena harga dari bahan baku bergantung pada lokasi bahan baku tersebut berasal. Semakin lokasi pabrik dekat dengan sumber bahan baku, maka harga bahan baku akan semakin murah. Selain memperhatikan jumlah ketersediaan bahan baku, perlu ditinjau pula penggunaan bahan baku yang telah dimanfaatkan untuk industri lain. Berdasarkan laporan neraca gas alam dari ESDM, diketahui bahwa Region I (Wilayah Aceh dan Sumatera Bagian Utara) dan Region V (Wilayah

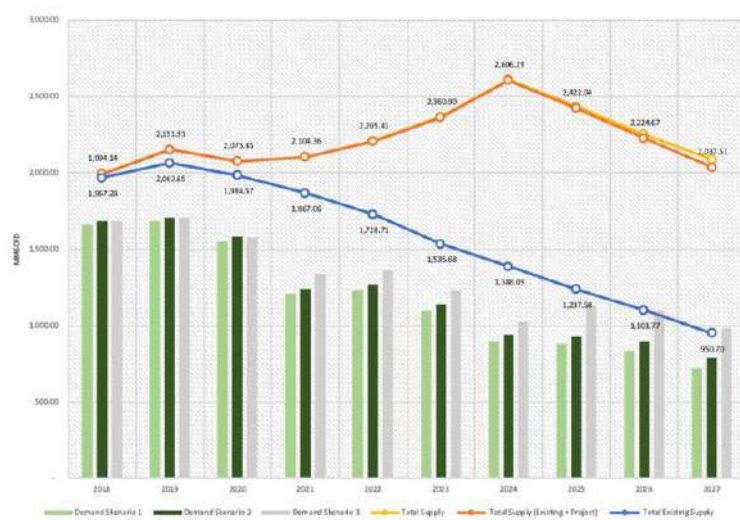
Kalimantan) memiliki nilai ketersediaan gas alam yang melimpah. Adapun data *supply-demand* Gas Bumi pada Region I dan Region V adalah sebagai berikut.



Gambar IV-3 Supply-Demand Gas Bumi Region I

(sumber: Neraca Gas Bumi Indonesia 2018-2027, KESDM)

Dari kondisi yang ada, disimpulkan bahwa berdasarkan kebutuhan gas Skenario I mengalami *surplus supply* dari PHE NSO–NSB, Pertamina Asset I dapat bertahan sampai dengan 2022 dan LNG yang dipasok melalui terminal regasifikasi milik PT Perta-Arun Gas, sedangkan pada Skenario II dan III dimana diasumsikan perekonomian membaik, kebutuhan gas Region I dapat dipenuhi dari tahun 2018-2020 dengan tambahan pasokan gas *Project Supply* seperti Medco Blok A dan Triangle Pase. Secara keseluruhan kebutuhan gas di Region I dapat terpenuhi sampai tahun 2027 dengan Potensial Supply yaitu PHE NSO-NSB dan ENI Krueng Mane Ltd.

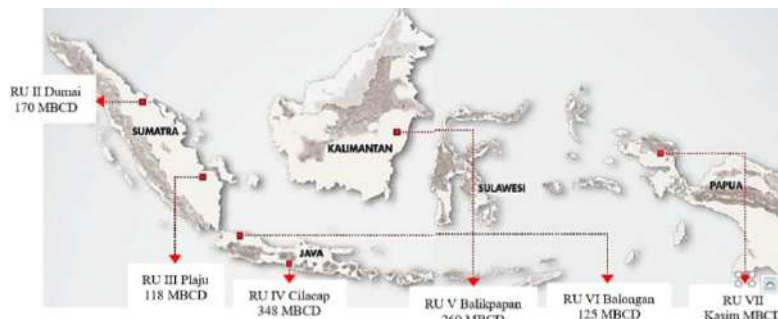


Gambar IV-4 Supply-Demand Gas Bumi Region V

(sumber: Neraca Gas Bumi Indonesia 2018-2027, KESDM)

IV.3.2 Lokasi Pemasaran

Sesuai dengan tujuan didirikannya pabrik DME ini, yaitu untuk membantu mencukupi kebutuhan LPG, maka lokasi pabrik sebaiknya berdekatan dengan produsen yang memproduksi LPG di Indonesia. Adapun berikut ini adalah peta persebaran lokasi PT. Pertamina *Refinery Unit*.



Gambar IV-5 Persebaran lokasi PT. Pertamina *Refinery Unit*

Berdasarkan persebaran lokasi PT. Pertamina RU, diketahui bahwa di Region I terdapat PT. Pertamina RU II dengan kapasitas 170 MBCD (*metric barrel per calendar day*) yang berlokasi di Dumai dan pada Region V terdapat PT. Pertamina RU V dengan kapasitas 260 MBCD yang berlokasi di Balikpapan, Kalimantan Timur. Selain dua produse LPG yang sudah disebutkan sebelumnya, masih ada beberapa produsen LPG lainnya yang tersebar di berbagai daerah di Indonesia yang akan disajikan dalam Tabel II-9 berikut ini.

Tabel II-9 Kapasitas Kilang LPG

Nama Badan Usaha	Lokasi	Kapasitas (Ton/hari)	Kapasitas (MTPA)
Kilang Minyak			
PT. Pertamina (Persero)	Dumai	185	68
PT. Pertamina (Persero)	Plaju	360	131
PT. Pertamina (Persero)	Cilacap	871	318
PT. Pertamina (Persero)	Balikpapan	250	91
PT. Pertamina (Persero)	Balongan	1.500	548
Sub Total Kilang Minyak			1.156
Kilang Gas Skema Hulu			
PT. Badak NGL	Bontang	2.740	1.000
PT. Petrochina	Jabung	1.644	600
Grand Total Kapasitas LPG (Sementara)			2.756
Grand Total Kapasitas LPG (Sementara)			2756
PT. Saka Indonesia	Ujung Pangkah	310	113

Sub Total Kilas Gas Skema Hulu			1.713
Kilang Gas Skema Hilir			
PT. Pertamina (Persero)	Mundu	101	37
PT. Titis Sampurna	Prabumulih	200	73
PT. Sumber Daya Kelola	Tugu Barat	19	7
PT. Bina Bangun Wibawa Mukti	Tambun	151	55
PT. Durya Eka Perkasa	Lembak	225	82
PT. Tuban LPG Indonesia	Tuban	480	175
PT. Yudistira Energi	Pondok Tengah	160	58
PT. Gsuma Federal Indonesia	Tuban	71	26
PT. Pertasamtan Gas	Sungaigerong	710	259
PT. Sumber Daya Kelola	Losarang	11	3,8
PT Asynergy Resources	Gresik	300	109,5
Sub Total Gas Skema Hilir			113,3
Grand Total Kapasitas LPG			3.754,3

*ket : Pasar Utama

(Dirjen Minyak dan Gas Bumi, 2017)

IV.3.3 Sumber Energi Listrik dan Air (Utilitas)

Utilitas merupakan sistem pendukung proses dalam suatu pabrik yang sangat penting karena dapat mempengaruhi berjalannya proses produksi dan dapat mempengaruhi efisiensi pabrik. Penyediaan air dan listrik merupakan contoh dari beberapa utilitas yang diperlukan suatu pabrik. Kemudahan dalam memperoleh dan memproses keduanya untuk berbagai keperluan akan meningkatkan efisiensi teknis dan ekonomis. Selaras dengan opsi pemilihan letak pabrik di Region I atau Region V, maka peninjauan ketersediaan sumber energi listrik dan air dapat dikerucutkan pada Provinsi Aceh dan Kalimantan Timur.

1. Ketersediaan Pasokan Air

Air dimanfaatkan sebagai fluida pendingin, proses produksi, *steam*, dan kebutuhan lainnya. Sumber air dapat diperoleh dari air laut, air danau dan sungai. Pada Kalimantan Timur sumber air didapatkan dari Sungai Kedang Kepala dengan panjang 319 Km dengan debit aliran 2.500 m³/s dan jarak dengan air laut sangat dekat. Sedangkan untuk Lhokseumawe sumber air dapat diperoleh dari laut (bps.go.id, 20 Maret 2020).

2. Ketersediaan Pasokan Listrik

Dalam pendirian pabrik, perlu melihat pembangkit listrik yang memiliki kapasitas terbesar seperti terlihat di Tabel II-10 berikut ini,

Tabel IV-10 Kapasitas Terpasang Tenaga Listrik PLN Menurut Jenis Pembangkit (MW)

Provinsi	PLTUB Steam PP	PLTUM Steam Oil PP	PLTG Gas PP	PLTGU Combin ed Cycle PP	PLTMG Gas Engine	PLTD Diesel PP	Jumlah
Aceh	220	-	-	-	184	210,38	614,38
Kaltim	220	-	146	60	13,94	230,46	670,40

(Dirjen Ketenagalistrikan ESDM, 2016)

IV.3.4 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 memperkerjakan masyarakat sekitar dibandingkan masyarakat dari daerah lain.

Tabel IV-11 Data Lulusan Menurut Jenjang Pendidikan Pada Tahun 2018

Provinsi	Jenjang pendidikan		
	SMA	SMK	Perguruan Tinggi
Aceh	44.412	16.106	27.459
Kaltim	22.601	23.122	14.186

(Data Pendidikan dan Kebudayaan Indonesia, Ristekdikti)

Tersedianya tenaga kerja yang terampil juga diperlukan untuk menjalankan rangkaian produksi. Menurut Tabel II-11, jumlah lulusan yang terdapat pada Provinsi Aceh lebih banyak daripada Provinsi Kalimantan Timur, sehingga menurut parameter ini, dengan membangun pabrik di Provinsi Aceh akan memudahkan pabrik untuk memenuhi kebutuhan tenaga kerja. Selain itu, pertimbangan upah tenaga kerja juga menjadi hal yang perlu diperhatikan. Provinsi Aceh memiliki Upah Minimum Provinsi (UMP) sebesar Rp 3.165.031 pada tahun 2020. Sedangkan Provinsi Kalimantan Timur memiliki UMP sebesar Rp 2.981.378 yang mana lebih rendah daripada UMP di Provinsi Aceh. Dengan lebih rendahnya UMP tenaga kerja, biaya produksi dari pabrik itu sendiri akan lebih ekonomis.

IV.3.5 Letak Geografis

Lokasi pendirian pabrik sebaiknya memiliki iklim yang cukup stabil supaya perancangan alat-alat yang nantinya akan digunakan tidak terlalu rumit karena harus menyesuaikan dengan iklim lingkungannya. Selain itu perlu juga mempertimbangkan apakah

lokasi pendirian pabrik termasuk daerah rawan bencana seperti gempa bumi, tsunami, maupun gunung berapi yang dapat membahayakan pabrik. Berikut ini adalah kondisi iklim berdasarkan data dari Badan Meteorologi dan Geofisika (BMKG). Kondisi iklim beberapa wilayah ini dapat dijadikan basis data untuk pembuatan pabrik yang akan direncanakan dibangun di beberapa wilayah berikut.

- **Provinsi Aceh**

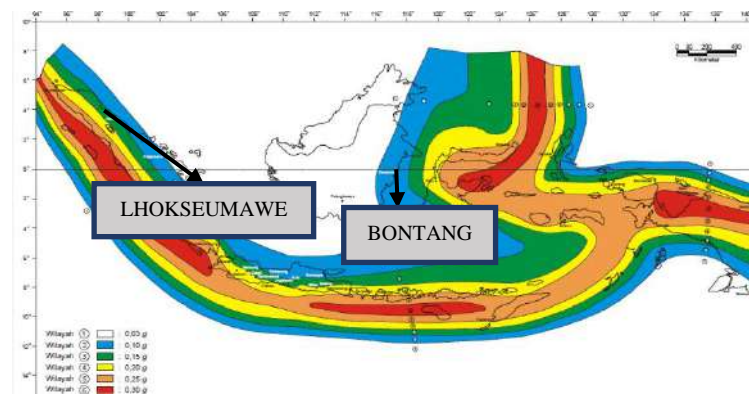
Kelembaban udara rata-rata : 79,5%
Suhu udara rata-rata : 27,7 °C
Kecepatan angin rata-rata : 3,32 m/s

- **Provinsi Kalimantan Timur**

Kelembaban udara rata-rata : 79,7%
Suhu udara rata-rata : 27,9 °C
Kecepatan angin rata-rata : 1,96 m/s

(bmkg.go.id, 20 Maret 2020)

Berdasarkan SNI 1726-2002 mengenai Standar Perencanaan Ketahanan Gempa untuk Struktur Bangunan Gedung, Indonesia dibagi menjadi 6 golongan wilayah rawan gempa, untuk peta geografis terlihat pada Gambar II-6.



Gambar IV-6 Peta Geografis Indonesia

(Badan Penelitian dan Pengembangan Pemukiman, 2002)

Letak Geografis pulau Kalimantan khususnya daerah Bontang dalam wilayah 2 sedangkan daerah Lhokseumawe, Aceh dalam wilayah 3, sehingga Bontang dan Lhokseumawe termasuk daerah yang tidak rawan gempa karena jauh dari pertemuan lempeng Eurasia (Indo-Australia) yang menyebabkan jauh dari potensi gempa dan letusan gunung berapi.

IV.3.6 Aksesibilitas dan Fasilitas

1. Jarak Pelabuhan dengan Lokasi Pabrik

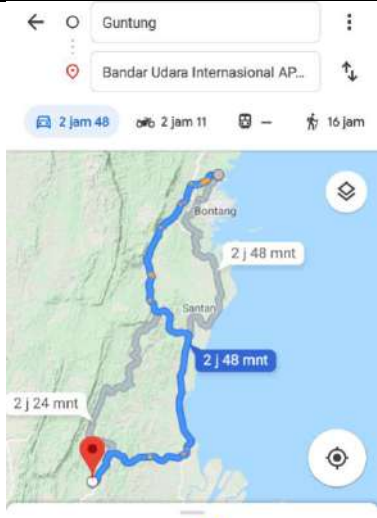
Produk yang akan dijual ke pasar menggunakan via laut. Sehingga perlu dipertimbangkan jarak pabrik ke pelabuhan. Produk yang akan dijual didistribusikan dengan menggunakan *piping* menuju pelabuhan. Berikut jarak pelabuhan dengan alternatif lokasi pabrik.

Pada daerah Bontang untuk pendistribusian dari hulu ke hilir dengan menggunakan Pelabuhan daerah Loktuan milik PT. Pupuk Kaltim dengan menjalin kerjasama dalam pengoperasian mendistribusikan produk, jaraknya sejauh 0,8 km. Sedangkan untuk daerah Lhokseumawe untuk pendistribusian dari hulu ke hilir dengan menggunakan Pelabuhan Blang Lancang milik PT. Perta Arun (PT. Pertamina) yang berjarak 2,6 km dari lokasi rencana pembangunan pabrik.

2. Jarak Bandara dengan Lokasi Pabrik

Pekerja yang berasal dari luar daerah, para investor, dan tamu lainnya dapat menggunakan transportasi udara menuju kota terdekat dari lokasi pabrik. Tabel II-12 melampirkan jarak dari lokasi pabrik dengan bandara internasional terdekat.

Tabel IV-12 Jarak Lokasi Pabrik dengan Bandara Internasional Terdekat

Lokasi Pabrik	Bandara	Jarak	Gambar
Guntung, Kalimantan Timur	APT Pranoto International Airport	104 Km	

Kawasan Ekonomi Khusus (KEK) Arun Lhokseumawe	Bandar Udara Malikussaleh, Lhokseumawe	19 Km	
---	--	-------	--

(Google Maps, 2020)

3. Ketersediaan Layanan Komunikasi

Ketersediaan layanan komunikasi untuk mempermudah hubungan komunikasi pabrik dengan kantor pusat, pasar, dan vendor merupakan hal yang perlu ditinjau. Layanan komunikasi yang tersedia adalah telepon dan telepon seluler.

Berdasarkan parameter yang telah ditentukan, maka dapat dilakukan pembobotan dan seleksi proses. Adapun metode pembobotan yang digunakan ialah *Analytical Hierarchy Process* (AHP) menggunakan aplikasi *Expert Choice*. AHP adalah teori pengukuran melalui perbandingan berpasangan dan bergantung pada penilaian para ahli untuk mendapatkan skala prioritas. Metode ini dipilih karena dapat membantu dalam mengukur nilai bobot parameter secara objektif. Pemilihan atau pembobotan dinilai konsisten ketika nilai *inconsistency* < 0,1 Hasil pembobotan dan pemilihan proses disajikan pada Tabel II-13 berikut.

Tabel IV-13 Hasil Pembobotan Parameter Seleksi Lokasi

No	Aspek	Bobot	Parameter	Bobot	Sub-parameter	Bobot
1	Aspek Produksi dan Distribusi	0,54	Ketersediaan Bahan Baku	0,5		
			Lokasi Pemasaran	0,25		
			Sarana Transportasi	0,25	Jarak ke pelabuhan	0,5
					Jarak ke bandara	0,5
2		0,297	SDA	0,5	Sumber Air	0,5

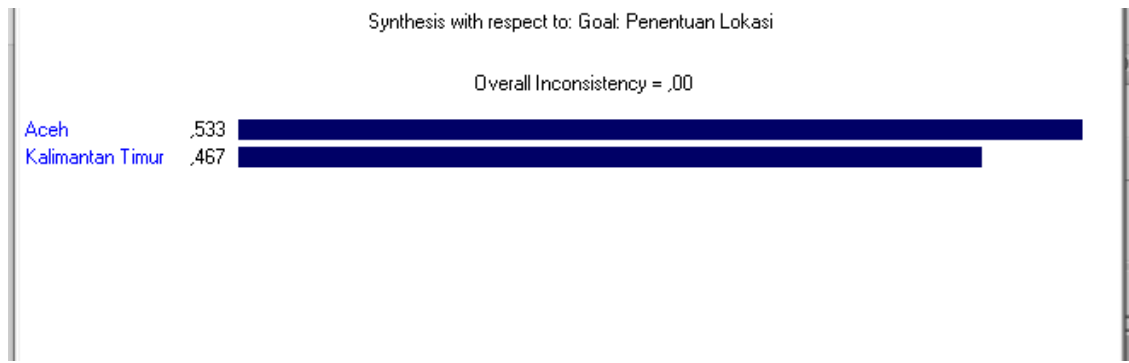
	Aspek SDA dan SDM				Sumber Listrik	0,5
			SDM	0,5	Tenaga Kerja	1
3	Aspek Geografi	0,163	Ketahanan Gempa	0,4		
			Suhu Lingkungan	0,2		
			Kecepatan Angin	0,2		
			Kelembapan Udara	0,2		

Pengolahan pembobotan dilakukan menggunakan aplikasi Expert Choice seperti pada **Gambar II-7** sebagai berikut



Gambar II-7 Hasil pembobotan menggunakan Expert Choice

Dari hasil pembobotan menggunakan *Expert Choice* (*inconsistency* 0.00) didapatkan lokasi pendirian pabrik yang sesuai adalah di Aceh, dimana hasil pembobotan terdapat pada Gambar II-7. Maka pendirian lokasi pabrik DME dari gas alam berada Aceh.



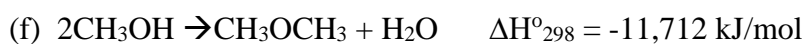
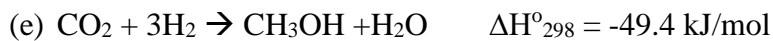
Gambar II.8 Penentuan Lokasi Pabrik DME

BAB III

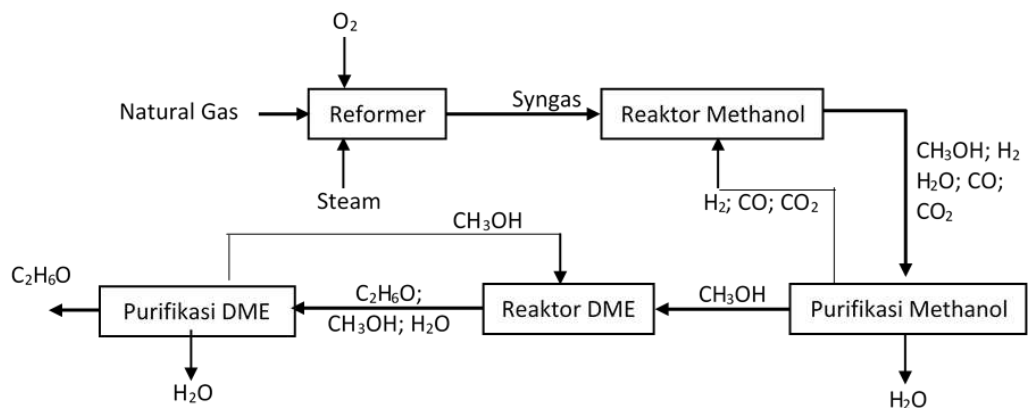
URAIAN PROSES TERPILIH

V.1 Pembuatan DME dengan menggunakan *Indirect Process*

Pembuatan DME melalui *indirect process* berlangsung dalam 2 tahap. Tahap pertama, *methanol* diproduksi dari *syngas* sebagaimana reaksi (d), selain itu *methanol* juga dapat terproduksi dari gas karbon dioksida dan gas hidrogen sebagaimana reaksi (e). Tahap kedua adalah dehidrasi *methanol* sehingga terbentuk DME sebagaimana reaksi (f). Semua reaksi (d), (e) dan (f) berlangsung secara eksotermis.



Oleh karena itu sintesa DME melalui *indirect process* membutuhkan dua buah reaktor yang berbeda, yang pertama untuk pembentukan *methanol* dan yang kedua untuk pembentukan DME. Adapun kondisi operasi untuk proses tidak langsung disajikan pada gambar dan tabel berikut:



Gambar V-1 Blok Diagram Proses Terpilih untuk Pembentukan DME dari Gas Alam

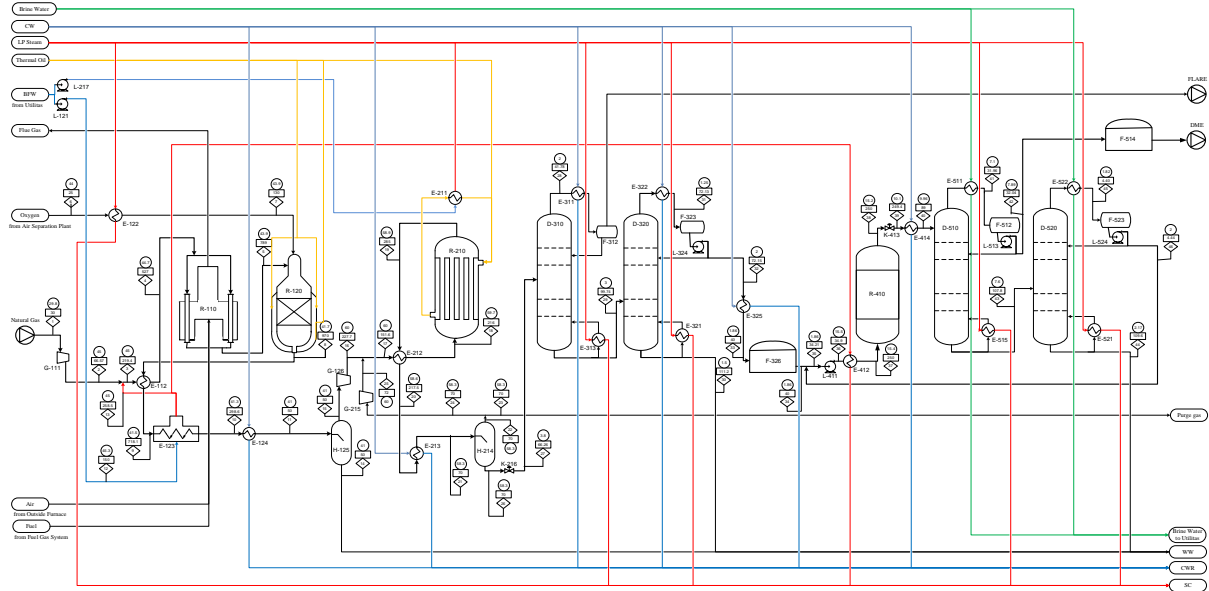
Tabel V-1 Kondisi Operasi Pembentukan DME melalui *Indirect Process*

Proses	<i>Indirect Proses</i>	
	<i>methanol</i>	Dehidrasi
Tekanan Reaksi (bar)	50-100	20
Temperatur Reaksi (°C)	230-290	250-400
Konversi Sekali Lewat (%)	38%	70-90%
Hasil Reaksi Samping	-	<i>Water</i>

Reaktor	<i>Phase Fixed</i>	<i>Fixed Bed</i>
---------	--------------------	------------------

V.2 Diagram Alir Proses

Diagram alir proses pada Gambar III-2 menunjukkan aliran proses terpilih secara lebih detail.



Gambar III-2 Diagram Alir Proses

V.3 Uraian Proses

Seperti uraian diatas diketahui bahwa proses pembuatan DME dari gas alam melalui proses *indirect* terbagi menjadi 3 proses, yaitu proses reforming gas alam menjadi *syngas*, kemudian *syngas* menjadi *methanol* (sintesa *methanol*) dan kemudian *methanol* menjadi dimetil eter. Secara garis besar, proses pembentukan akan seperti **Gambar III-1** yang sudah diterlampir dalam subbab sebelumnya.

V.3.1 Tahap Reforming

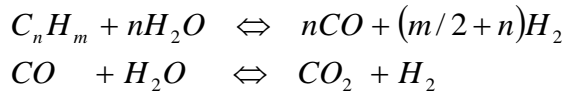
Tujuan dari proses *reforming* adalah untuk memperoleh *syngas* (CO, CO₂, H₂) sebagai bahan baku yang digunakan dalam reaksi sintesa *methanol*, yang didapat melalui suatu reaksi katalitik *reforming* antara hidrokarbon, steam, dan O₂. Reaksi reforming berlangsung dalam *Primary Reformer* (R-110) dan *Secondary Reformer* (R-120). Kebutuhan panas di dalam *Primary Reformer* ini disuplai dengan cara tidak langsung melalui panas pembakaran dari *Fuel NG*, sedangkan di *Secondary Reformer*, panas berasal dari reaksi pembakaran hidrokarbon dan gas *oxygen* (O₂).

III.3.1.1 Primary Reforming

Gas alam dari sumber sebagai bahan baku dengan tekanan 28,8 bar dan temperatur 30°C dialirkan ke *Natural Gas Compressor* (G-111) untuk dinaikkkan tekanannya hingga 45 bar. Selanjutnya gas alam dicampur dengan *saturated steam* yang berasal dari *Waste Heat Boiler* (E-123) pada tekanan 44,8 bar. Kemudian campuran gas alam dan *steam* dipanaskan

dengan menggunakan *Primary Reforming Preheater* (E-112) hingga temperaturnya 527°C dengan menggunakan media pemanas keluaran dari *Secondary Reformer* (R-120).

Proses di *Primary Reformer* (R-110) ini berfungsi untuk pemecahan gas alam dan penguraian CO dengan katalis yang berbasis nikel dengan temperatur operasi 550-900°C. Gas yang keluar dari *Primary Reformer* berupa CO, CO₂, H₂, N₂, CH₄, C₂H₆ dan *residual steam*. Reaksi yang terjadi pada *reformer* ini adalah sebagai berikut :



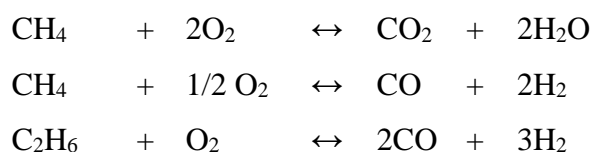
Reaksi pertama adalah reaksi utama dalam *reformer* yang bersifat sangat endotermik yang berarti membutuhkan suplai panas dalam jumlah besar yang diperoleh dari pembakaran *Fuel NG* secara tidak langsung. Reaksi kedua adalah reaksi pergeseran CO (*Water Shift Gas Conversion*) yang sedikit eksotermik atau melepas panas. Pengendalian temperatur, tekanan, dan laju alir umpan harus dilakukan untuk mencegah terjadinya *cooking* (pembentukan karbon) pada katalis. Terbentuknya deposit karbon pada katalis dapat menyebabkan *hot spot* (titik panas) pada reaktor yang dapat merusak katalis. Untuk mencegah hal ini, maka dialirkan *steam* secara berlebih agar temperatur dan tekanan dapat dikendalikan. Selain itu, temperatur dapat dikendalikan pula dengan mengatur laju alir pemanas yaitu *fuel NG* dan udara pembakaran. Sedangkan tekanan dapat pula dikendalikan dengan cara mengatur laju alir gas yang keluar, jika tekanan terlalu tinggi, maka laju alir gas keluar diperbesar, sehingga tekanan dapat turun, sebaliknya jika tekanan terlalu rendah, maka laju alir gas keluar diperkecil, sehingga tekanan dapat naik.

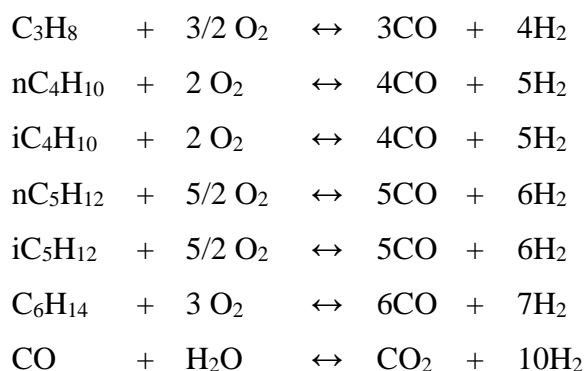
III.3.1.2 Secondary Reforming

Syn Gas yang keluar dari *Primary Reformer* (R-110) dengan temperatur 789°C selanjutnya dimasukkan ke *Secondary Reformer* (R-120). *Secondary Reformer* merupakan proses yang bertujuan untuk mengkonversi sisa gas alam dari *Primary Reformer* dengan menggunakan katalis berkadar Nikel tinggi yang beroperasi pada temperatur 950°C -1050°C.

Panas pembentukan reaksi yang dihasilkan digunakan untuk pembentukan *steam* dari aliran *boiler feed water* (BFW). Di sini juga terjadi penambahan oksigen yang berasal dari *Air Separation Plant*, selanjutnya aliran oksigen dipanaskan di *Oxygen Pre-heater* (E-122) hingga temperatur mencapai 130°C dengan pemanas *Steam*.

Reaksi kimia yang terjadi pada *Secondary Reformer* meliputi:





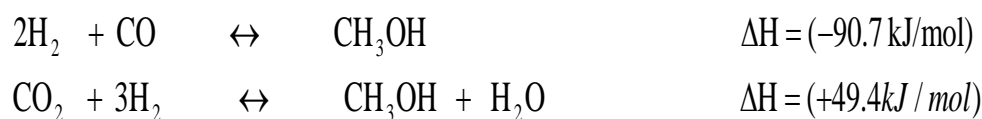
Gas keluar dari *secondary reformer* ini disebut *gas synthetic* (*syn gas*) dengan temperatur keluar 970°C. Gas produk mengandung CH₄ sisa, H₂, CO, CO₂ serta *excess steam* bersama-sama dengan sejumlah inert (N₂). *Syn gas* yang keluar dari *Secondary Reformer* selanjutnya digunakan untuk memanaskan aliran *feed* yang akan dimasukkan ke *Primary Reformer* melalui *Primary Reforming Preheater* (E-112) hingga temperaturnya turun menjadi 718,1°C, selain itu *syn gas* yang dihasilkan juga dimanfaatkan panasnya untuk menghasilkan *steam* di *Waste Heat Boiler* (E-123) hingga temperaturnya turun menjadi 282,6°C.

Selanjutnya *syn gas* tersebut didinginkan lagi di *Synthetic Gas Cooler* (E-124) hingga temperatur 40°C dengan pendingin *cooling water*. Kemudian diturunkan tekanannya dengan *Syngas Expansion Valve* (K-125) sebelum masuk ke *Separator I* (H-125) pada suhu 37,4°C, separator ini berfungsi untuk memisahkan kondensat yang berupa *process steam* dari *syngas*.

V.3.2 Tahap Sintesa Methanol

Syn gas yang keluar dari *Separator I* dikompresi hingga tekanan 60 bar dengan *Syngas Compressor* (G-126), lalu kemudian dicampur dengan *gas recycle* dari *Separator II* (H-214) yang sebelumnya telah dikompresi pada *Recycle Gas Compressor* (G-215) hingga tekanannya 60 bar. Kemudian *syn gas* dimasukkan ke dalam *Methanol Reactor* (R-210) yang beroperasi pada tekanan 50-100 bar. Reaktor ini berupa *multi tubular fixed bed reaktor* menggunakan katalis berbasis tembaga, dimana pada umumnya digunakan katalis Cu/ZnO/Al₂O₃. Katalis ini beroperasi dengan baik pada tekanan 50-100 bar dan keaktifan katalis cukup tinggi pada suhu 230 – 270°C. Reaktor tersebut dapat disebut juga *catalyst filled tubular reactor* karena katalis tersebut dipasang di dalam *tube - tube* vertikal dalam reaktor, di mana kemudian *syn gas* dialirkan pada bagian *tube* sehingga melewati *bed* katalis tersebut.

Reaksi yang terjadi pada *reaktor methanol* adalah sebagai berikut:



reaksi di atas bersifat eksotermis dan panas reaksi harus cepat dipindahkan untuk melindungi katalis dan mencegah reaksi samping yang tidak diinginkan. Penghilangan panas dilakukan dengan mensirkulasi *thermal fluid* yang melewati *shell-side reactor*. Hal ini disebabkan *tube* katalis terendam dalam *thermal fluid* maka suhu gas yang keluar diturunkan ke temperatur *thermal fluid*, sehingga dapat mencegah *overheating* katalis dan mencegah terjadinya *hot spot* (titik panas) yang dapat menyebabkan deaktivasi katalis. Sistem ini memberikan kontrol suhu di reaktor, agar sesuai dengan suhu reaksi yaitu 260°C, sekaligus memanfaatkan panas reaksi dari *thermal fluid* yang sudah digunakan untuk membangkitkan *Steam* di *Waste Heat Boiler* (E-211) sekaligus mendinginkan *thermal fluid* agar dapat disirkulasi kembali ke dalam reaktor.

Konversi yang dihasilkan dari proses ini dipengaruhi oleh tekanan, *syngas space velocity*, dan ratio H₂/CO (komposisi *syngas*). Secara teoritis, konversi akan meningkat dengan naiknya tekanan, tetapi *capital cost* dan *syngas compression cost* juga naik. Oleh karena itu, pada proses ini digunakan katalis tekanan rendah yang mempunyai keaktifan dan selektivitas yang tinggi pada tekanan rendah sehingga tetap dihasilkan konversi yang tinggi.

Selanjutnya *steam* dari *Waste Heat Boiler* (E-211) yang dihasilkan pada proses ini digunakan untuk kebutuhan panas. Kemudian produk didinginkan dengan memanfaatkan panasnya untuk memanaskan *feed* reaktor di dalam *Interchanger* (E-212) sehingga suhu menjadi 217,2 °C. Kemudian aliran produk didinginkan pada *Raw Methanol Cooler* (E-213) dengan *cooling water*, produk gas perlu didinginkan karena nantinya akan dialirkan ke *Methanol Distillation Column* dalam bentuk *liquid*. Selanjutnya produk dialirkan menuju *separator II* (H-214). *Separator* ini berfungsi untuk memisahkan gas-gas terlarut yang akan di recycle kembali menuju *Methanol Reactor*. Sebagian kecil gas keluaran *Separator II* di *purge* untuk menghilangkan *inert*, *purge* di sini dapat pula digunakan sebagai bahan bakar (*fuel gas*) untuk *primary reformer*, bahan bakar *Boiler*, dan aliran gas lainnya dikompresikan di *Recycle Gas Compressor* (G-215) untuk dialirkan kembali menuju ke *Methanol Reactor*.

V.3.3 Tahap Pemurnian *Methanol*

Raw methanol yang keluar dari *separator II* dialirkan ke *Methanol Distillation Column I* (D-310). Kolom ini menggunakan *full reflux* untuk memisahkan gas-gas terlarut dari methanol dan air. Hasil atas didinginkan dengan *cooling water* pada *Condenser Distillation Column I* (E-311) kemudian dialirkan menuju *Accumulator Distillate Column Distillation I* (F-312) untuk memisahkan antara *methanol* dan air dengan gas-gas. Kemudian air dan methanol dialirkan menuju *Methanol Distillation Column II* (D-320).

Pada *Methanol Distillation Column II* akan dipisahkan methanol dengan air untuk mendapatkan methanol dengan kemurnian >99,85%. Kolom ini menggunakan total kondensor dengan pendingin *cooling water* pada *Condenser Distillation Column II* (E-322). Hasil atas

berupa methanol didinginkan sebelum dialirkan ke *Accumulator Distilat Column Distillation II* (F-323), hasil methanol sebagian di refluks kembali kemudian methanol yang sudah murni dipompa menuju *Methanol Storage Tank* (F-326) menggunakan *Methanol Product Pump* (L-324) dan didinginkan di dalam *Methanol Product Cooler* (E-325) sebelum disimpan.

III.3.4 Tahap Sintesa DME

Aliran *methanol* yang berasal dari proses sebelumnya dengan kondisi yang sudah diatur masuk ke dalam reaktor yang kondisinya 250°C, dan tekanan 15,5 bar. Pada reaktor terjadi reaksi pembentukan DME (dalam *single reactor*) dengan reaksi:

Methanol dehydration :



Konversi dari *methanol* mencapai 80% di dalam reaktor. Berdasarkan katalis dan kinematika reaksi, reaktor harus dioperasikan minimum 15 bar. Reaktor beroperasi secara *adiabatic* dan reaksi terjadi secara eksothermis, temperatur outlet adalah 250°C. Produksi DME melalui *catalytic dehydration* dari *methanol* menggunakan katalis alumina silica yang mengandung >94% alumina. Mula-mula *methanol*, kadar 99,95% pada temperatur 40°C dan tekanan 1.25 bar dicampurkan dengan aliran recycle methanol keluaran dari *DME Distillation Column II* (D-520), sebagai feed dalam fase liquid dipompa dengan *DME Feed Pump* (L-411) dan dilewatkan pada *DME Reactor Feed Heater* (E-412). Kemudian hasil keluaran *DME Reactor* (R-410) diturunkan tekanannya dengan *DME Expansion Valve* (K-413) hingga 10.1 bar dan didinginkan hingga 89°C di *DME Product Cooler* (E-414) sebelum dimurnikan pada kolom distilasi.

BAB IV

NERACA MASSA DAN PANAS

VI.1 Neraca Massa

Dalam perhitungan ini berlaku teori Hukum Kekekalan Massa dengan asumsi aliran steady state. Maka rumus yang digunakan untuk neraca total :

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

Untuk neraca komponen :

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

Asumsi aliran steady state, maka akumulasi massa sama dengan nol, sehingga neraca massa proses pembuatan DME dapat dihitung sebagai berikut:

Kapasitas Produksi = 210.000 ton DME/tahun

= 26.520 kg DME/jam

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

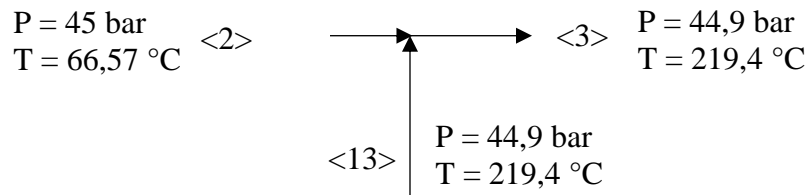
Basis perhitungan = 1 jam operasi

Untuk kapasitas 26.520 kg DME/jam, dibutuhkan bahan baku gas alam sebanyak 64.692,35 kg gas alam/jam dengan data komposisi gas alam sebagai berikut :

Tabel VI-1 Komposisi Gas Alam

Komposisi Gas Alam	Fraksi Mol
CH ₄	0,7250
C ₂ H ₆	0,0455
C ₃ H ₈	0,0165
n-C ₄ H ₁₀	0,0051
i-C ₄ H ₁₀	0,0039
n-C ₅ H ₁₂	0,0023
i-C ₅ H ₁₂	0,0013
C ₆ H ₁₄	0,0031
CO ₂	0,1939
N ₂	0,0034
Total	1,00

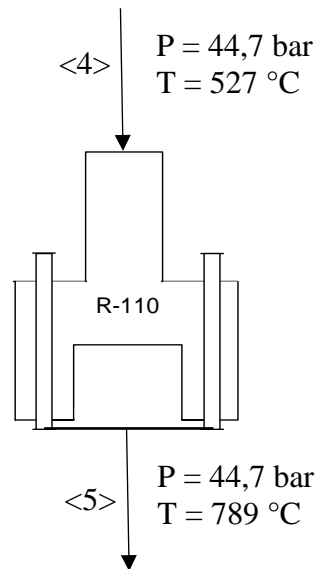
VI.1.1 Mixing Point



Tabel VI-2 Neraca Massa Mixing Point

Masuk (kg)			Keluar(kg)		
Arus 2			Arus 3		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
CH ₄	0,496944	46.815,1878	CH ₄	0,242202	46.815,1878
C ₂ H ₆	0,058456	5.506,9264	C ₂ H ₆	0,028490	5.506,9264
C ₃ H ₈	0,031070	2.927,0192	C ₃ H ₈	0,015143	2.927,0192
nC ₄ H ₁₀	0,012665	1.193,1404	nC ₄ H ₁₀	0,006172	1.193,1404
iC ₄ H ₁₀	0,009685	912,4014	iC ₄ H ₁₀	0,004720	912,40149
nC ₅ H ₁₂	0,007090	667,9378	nC ₅ H ₁₂	0,003455	667,9378
iC ₅ H ₁₂	0,004007	377,5301	iC ₅ H ₁₂	0,001953	377,5301
C ₆ H ₁₄	0,011414	1.075,2847	C ₆ H ₁₄	0,005563	1.075,2847
N ₂	0,004069	383,3579	N ₂	0,001983	383,3579
CO ₂	0,3645972	34.347,2609	CO ₂	0,177698	34.347,2609
H ₂ O	0,0000	0,0000	H ₂ O	0,512615	99.083,0526
H ₂	0,0000	0,0000	H ₂	0,0000	0,0000
CH ₃ OH	0,0000	0,0000	CH ₃ OH	0,0000	0,0000
CO	0,0000	0,0000	CO	0,0000	0,0000
Total	1,0000	94.206,0470	Total	1,0000	193.289,0997
Arus 13					
H ₂ O (Steam)	1,0000	99.083,0526			
Total	1,0000	99.083,0526			
Total		193.289,0997	Total		193.289,0997

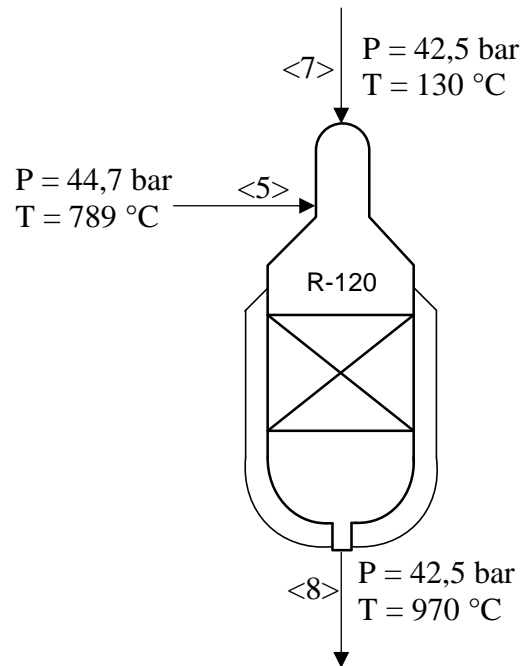
VI.1.2 Primary Reformer (R-110)



Tabel VI-3 Neraca Massa *Primary Reformer* (R-110)

Masuk (Arus 4)			Keluar (Arus 5)		
Spesies	Fraksi massa	Kg	Spesies	Fraksi Massa	kg
CH ₄	0,2422	46.815,1878	CH ₄	0,194798	37.652,3426
C ₂ H ₆	0,0285	5.506,9264	C ₂ H ₆	5,92612E-05	11,4545
C ₃ H ₈	0,0151	2.927,0193	C ₃ H ₈	3,93376E-08	7,60E-03
nC ₄ H ₁₀	0,0062	1.193,1404	nC ₄ H ₁₀	3,49159E-11	6,75E-06
iC ₄ H ₁₀	0,0047	912,4015	iC ₄ H ₁₀	1,46867E-11	2,84E-06
nC ₅ H ₁₂	0,0035	667,9379	nC ₅ H ₁₂	1,86883E-14	3,61E-09
iC ₅ H ₁₂	0,0020	377,5301	iC ₅ H ₁₂	2,48741E-14	4,81E-09
C ₆ H ₁₄	0,0056	1.075,2848	C ₆ H ₁₄	1,10109E-17	2,13E-12
N ₂	0,0020	383,3579	N ₂	0,001983	383,3579
CO ₂	0,1777	34.347,2609	CO ₂	0,254659	49.222,9238
H ₂ O	0,5126	99.083,0526	H ₂ O	0,348014	67.267,4732
H ₂	0,0000	0,0000	H ₂	0,042528	8.220,3020
CO	0,0000	0,0000	CO	0,157956	30.531,2378
CH ₃ OH	0,0000	0,0000	CH ₃ OH	0,0000	0,0000
Total	1,0000	193.289,0997	Total	1,0000	193.289,0997

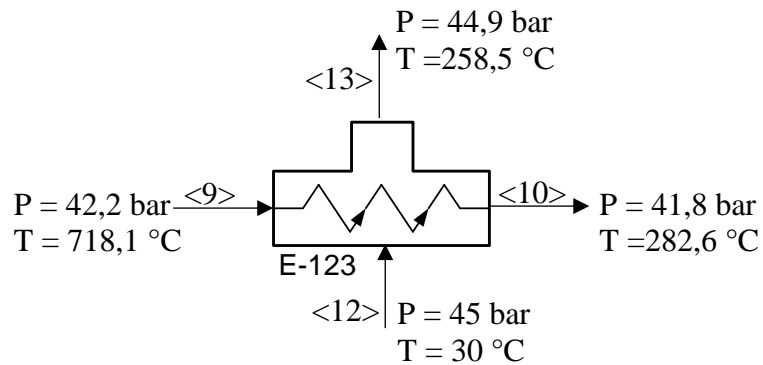
VI.1.3 Secondary Reformer (R-120)



Tabel VI-4 Neraca Massa Secondary Reformer (R-120)

Masuk			Keluar		
Spesies	Fraksi	Massa	Spesies	Fraksi	Massa
Arus 5			Arus 8		
CH ₄	0,194798	37.652,3	CH ₄	0,0092	2.526,9947
C ₂ H ₆	5,92612E-05	11,5	C ₂ H ₆	0,0000	0,0851
C ₃ H ₈	3,93376E-08	0,0000	C ₃ H ₈	0,0000	6,86E-06
nC ₄ H ₁₀	3,49159E-11	0,0000	nC ₄ H ₁₀	0,0000	6,99E-10
iC ₄ H ₁₀	1,46867E-11	0,0000	iC ₄ H ₁₀	0,0000	2,60E-10
nC ₅ H ₁₂	1,86883E-14	0,0000	nC ₅ H ₁₂	0,0000	4,42E-14
iC ₅ H ₁₂	2,48741E-14	0,0000	iC ₅ H ₁₂	0,0000	5,24E-14
C ₆ H ₁₄	1,10109E-17	0,0000	C ₆ H ₁₄	0,0000	3,06E-18
N ₂	0,001983	383,4	N ₂	0,0014	383,3579
CO ₂	0,254659	49.222,9	CO ₂	0,2698	73.742,604
H ₂ O	0,348014	67.267,5	H ₂ O	0,3946	107.847,698
H ₂	0,042528	8.220,3	H ₂	0,0458	12.509,614
CO	0,157956	30.531,2	CO	0,2791	76.278,745
CH ₃ OH	0,0000	0,000	CH ₃ OH	0,0000	0,0000
Total	1,0000	193.289,100	O ₂	0,0000	9,43E-12
Aliran 7			Total	1,0000	273.289,100
O ₂	1,0000	80.000,0			
Total	1,0000	80.000,0			
Total	273.289,100		Total	273.289,100	

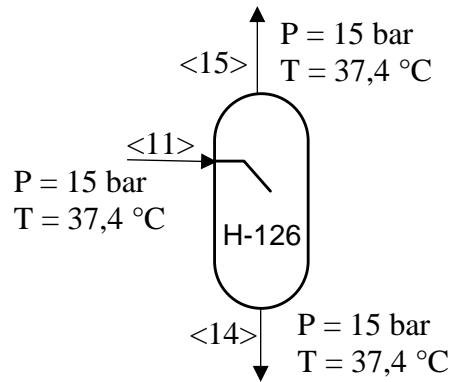
VI.1.4 Waste Heat Boiler (E-123)



Tabel VI-5 Neraca Massa Waste Heat Boiler (E-123)

Masuk			Keluar		
Arus 9			Arus 10		
Komponen	Fraksi	Massa	Komponen	Fraksi	Massa
CH ₄	0,0092	2.527,0	CH ₄	0,009246	2.527,0
C ₂ H ₆	3,11E-07	0,1	C ₂ H ₆	3,11447E-07	0,1
C ₃ H ₈	2,51E-11	0,0000	C ₃ H ₈	2,50862E-11	0,0000
nC ₄ H ₁₀	2,56E-15	0,0000	nC ₄ H ₁₀	2,55905E-15	0,0000
iC ₄ H ₁₀	9,53E-16	0,0000	iC ₄ H ₁₀	9,5258E-16	0,0000
nC ₅ H ₁₂	1,62E-19	0,0000	nC ₅ H ₁₂	1,61588E-19	0,0000
iC ₅ H ₁₂	1,92E-19	0,0000	iC ₅ H ₁₂	1,91713E-19	0,0000
C ₆ H ₁₄	1,12E-23	0,0000	C ₆ H ₁₄	1,11995E-23	0,0000
N ₂	0,0014	383,4	N ₂	0,001402	383,4
CO ₂	0,2698	73.742,6	CO ₂	0,269833	73.742,6
H ₂ O	0,3946	107.847,7	H ₂ O	0,394628	107.847,7
H ₂	0,0458	12.509,6	H ₂	0,045774	12.509,6
CO	0,2791	76278,7	CO	0,279113	76.278,7
CH ₃ OH	0,0000	0,0000	CH ₃ OH	0,0000	0,0000
O ₂	3,5E-17	0,0000	O ₂	3,45171E-17	0,0000
Total	1,0000	273.289,1	Total	1,0000	273.289,1
Arus 12			Arus 13		
Komponen	Fraksi	Massa	Komponen	Fraksi	Massa
H ₂ O	1,0000	99.083,05264	H ₂ O	1,0000	99.083,05264
Total	1,0000	99.083,05264	Total	1,0000	99.083,05264
Total	372.372,15		Total	372.372,15	

VI.1.5 Separator (H-125)

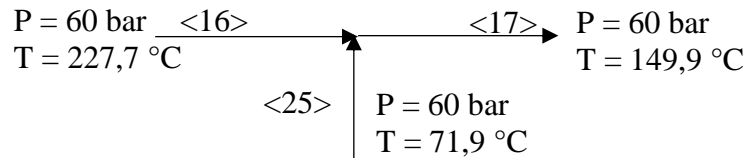


Tabel VI-6 Neraca Massa Separator (H-125)

Masuk			Keluar		
Komponen	Fraksi	Massa	Komponen	Fraksi	Massa
Aliran 11			Aliran 15		
CH ₄	0,009246	2.526,995	CH ₄	0,015208	2.526,994
C ₂ H ₆	3,11447E-07	0,085	C ₂ H ₆	5,12257E-07	0,085
C ₃ H ₈	2,50862E-11	0,0000	C ₃ H ₈	4,12609E-11	0,000
nC ₄ H ₁₀	2,55905E-15	0,0000	nC ₄ H ₁₀	2,54021E-19	0,000
iC ₄ H ₁₀	9,5258E-16	0,0000	iC ₄ H ₁₀	1,56677E-15	0,000
nC ₅ H ₁₂	1,61588E-19	0,0000	nC ₅ H ₁₂	2,65775E-19	0,000
iC ₅ H ₁₂	1,91713E-19	0,0000	iC ₅ H ₁₂	2,65775E-19	0,000
C ₆ H ₁₄	1,11995E-23	0,0000	C ₆ H ₁₄	1,84205E-23	0,000
N ₂	0,001402	383,358	N ₂	0,002307	383,325
CO ₂	0,269833	73.742,604	CO ₂	0,442536	73.530,529
H ₂ O	0,394628	107.847,698	H ₂ O	0,005591	929,108
H ₂	0,045774	12.509,614	H ₂	0,075286	12.509,452
CO	0,279113	76.278,745	CO	0,459068	76.277,527
O ₂	0,0000	0,0000	O ₂	5,67706E-17	0,0000
Total	1,0000	273.289,100	Total	1,0000	166.157,020
			Aliran 14		
			CH ₄	2,13623E-09	0,0000
			C ₂ H ₆	1,89014E-15	0,0000
			C ₃ H ₈	1,44662E-21	0,0000
			nC ₄ H ₁₀	6,52763E-15	0,0000
			iC ₄ H ₁₀	1,82894E-28	0,0000
			nC ₅ H ₁₂	0,0000	0,0000
			iC ₅ H ₁₂	7,68479E-20	0,0000
			C ₆ H ₁₄	2,86E-23	0,0000
			N ₂	3,06598E-07	0,033
			CO ₂	0,001979574	212,076

		H ₂ O	0,998007	106.918,590
		H ₂	1,51002E-06	0,162
		CO	1,13778E-05	1,219
		O ₂	8,80487E-17	0,0000
		Total	1,0000	107.132,080
Total	273.289,100	Total	273.289,100	

VI.1.6 Mixing Point

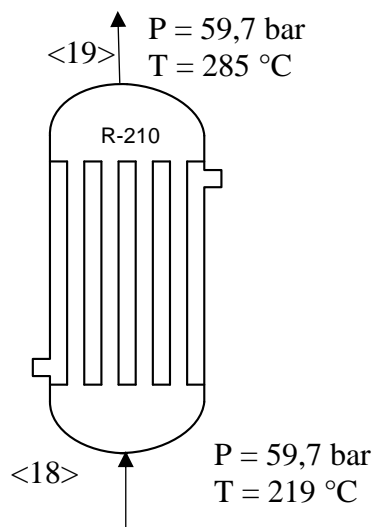


Tabel VI-7 Neraca Massa Mixing Point

Masuk			Keluar		
Komponen	Fraksi Massa	Massa	Komponen	Fraksi Massa	Massa
Aliran 16			Aliran 17		
CH ₄	0,015208	2.526,9945	CH ₄	0,018130	6.292,769
C ₂ H ₆	5,12257E-07	0,0851	C ₂ H ₆	6,06552E-07	0,211
C ₃ H ₈	4,12609E-11	0,0000	C ₃ H ₈	4,86394E-11	0,0000
i-C ₄ H ₁₀	2,54021E-19	0,0000	i-C ₄ H ₁₀	1,10211E-15	0,0000
n-C ₄ H ₁₀	1,56677E-15	0,0000	n-C ₄ H ₁₀	3,67474E-15	0,0000
i-C ₅ H ₁₂	2,65775E-19	0,0000	i-C ₅ H ₁₂	1,27235E-19	0,0000
n-C ₅ H ₁₂	2,65775E-19	0,0000	n-C ₅ H ₁₂	1,27235E-19	0,0000
C ₆ H ₁₄	1,84205E-23	0,0000	C ₆ H ₁₄	8,81852E-24	0,0000
N ₂	0,002307	383,3251	N ₂	0,002756	956,640
CO ₂	0,442536	73.530,5285	CO ₂	0,493857	171.406,479
H ₂ O	0,005591	929,1076	H ₂ O	0,002899	1.006,203
H ₂	0,075286	12.509,4523	H ₂	0,065711	22.807,021
CO	0,459068	76.277,5265	CO	0,400704	139.075,000
CH ₃ OH	5,67706E-17	0,0000	CH ₃ OH	0,015939	5532,197
O ₂	5,67706E-17	0,0000	O ₂	2,7178E-17	0,0000
Total	1,0000	166.157,0196	Total	1,0000	347.076,521
Aliran 25					
CH ₄	0,020814	3.765,775			
C ₂ H ₆	6,93153E-07	0,125			
C ₃ H ₈	5,54157E-11	0,0000			
i-C ₄ H ₁₀	2,11405E-15	0,0000			
n-C ₄ H ₁₀	5,6107E-15	0,0000			
i-C ₅ H ₁₂	0,0000	0,0000			
n-C ₅ H ₁₂	0,0000	0,0000			

C ₆ H ₁₄	0,0000	0,0000		
N ₂	0,003168	573,315		
CO ₂	0,540991	97.875,951		
H ₂ O	0,000426	77,096		
H ₂	0,056917	10.297,569		
CO	0,347101	62.797,474		
CH ₃ OH	0,030578	5.532,197		
O ₂	0,0000	0,0000		
Total	1,0000	180.919,502		
Total		347.076,521	Total	347.076,521

VI.1.7 Methanol Reactor (R-210)

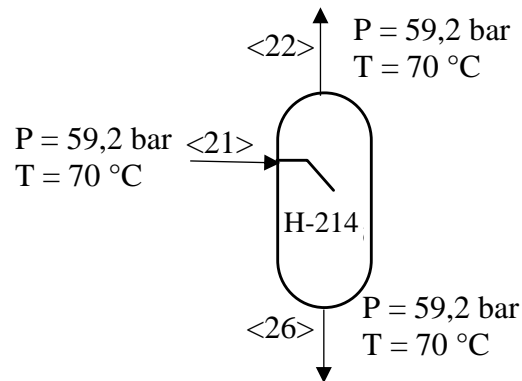


Tabel VI-8 Neraca Massa Methanol Reactor (R-210)

Masuk			Keluar		
Aliran 19			Aliran 20		
Komponen	Fraksi	Massa	Komponen	Fraksi	Massa
CH ₄	0,018130	6.292,769	CH ₄	0,018130784	6.292,769
C ₂ H ₆	6,06552E-07	0,211	C ₂ H ₆	6,06552E-07	0,211
C ₃ H ₈	4,86394E-11	0,000	C ₃ H ₈	4,86394E-11	0,0000
i-C ₄ H ₁₀	1,10211E-15	0,000	i-C ₄ H ₁₀	1,85205E-15	0,0000
n-C ₄ H ₁₀	3,67474E-15	0,000	n-C ₄ H ₁₀	4,93968E-15	0,0000
i-C ₅ H ₁₂	1,27235E-19	0,000	i-C ₅ H ₁₂	0,0000	0,0000
n-C ₅ H ₁₂	1,27235E-19	0,000	n-C ₅ H ₁₂	0,0000	0,0000
C ₆ H ₁₄	8,81852E-24	0,000	C ₆ H ₁₄	0,0000	0,0000
N ₂	0,002756	956,640	N ₂	0,002756	956,640
CO ₂	0,493857	171.406,479	CO ₂	0,479255	166.338,244
H ₂ O	0,002899	1.006,203	H ₂ O	0,008878	3.081,397
H ₂	0,065711	22.807,021	H ₂	0,049234	17.088,297
CO	0,400704	139.075,000	CO	0,300181	104.186,123
CH ₃ OH	0,015939	5.532,197	CH ₃ OH	0,141561	49.132,840

O ₂	2,7178E-17	0,000	O ₂	0,0000	0,0000
Total	1,0000	347.076,5214	Total	1,0000	347.076,5214

VI.1.8 Separator II (H-214)

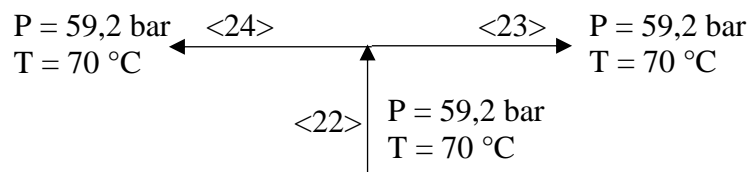


Tabel VI-9 Neraca Massa Separator II (H-214)

Masuk			Keluar		
Komponen	Fraksi	Massa	Komponen	Fraksi	Massa
Aliran 21			Aliran 22		
CH ₄	0,018130	6.292,769	CH ₄	0,020863	6.269,491
C ₂ H ₆	6,06552E-07	0,211	C ₂ H ₆	6,94652E-07	0,209
C ₃ H ₈	4,86394E-11	0,000	C ₃ H ₈	5,55294E-11	0,0000
nC ₄ H ₁₀	4,93968E-15	0,000	nC ₄ H ₁₀	2,05541E-15	0,0000
iC ₄ H ₁₀	1,85205E-15	0,000	iC ₄ H ₁₀	5,68484E-15	0,0000
nC ₅ H ₁₂	0,0000	0,000	nC ₅ H ₁₂	0,0000	0,0000
iC ₅ H ₁₂	0,0000	0,000	iC ₅ H ₁₂	0,0000	0,0000
C ₆ H ₁₄	0,0000	0,000	C ₆ H ₁₄	0,0000	0,0000
N ₂	0,002756	956,640	N ₂	0,003176	954,525
CO ₂	0,479255	166.338,244	CO ₂	0,541833	162.821,813
H ₂ O	0,008878	3.081,397	H ₂ O	0,000428	128,623
H ₂	0,049234	17.088,297	H ₂	0,056823	17.075,420
CO	0,300181	104.186,123	CO	0,346339	104.075,439
O ₂	0,0000	0,000	O ₂	0,0000	0,0000
CH ₃ OH	0,141561	49.132,840	CH ₃ OH	0,030535	9.175,863
Total	1,0000	347.076,521	Total	1,0000	300.501,384
			Aliran 26		
			CH ₄	0,000499	23,279
			C ₂ H ₆	3,81312E-08	0,002
			C ₃ H ₈	4,18471E-12	0,0000
			nC ₄ H ₁₀	5,39958E-16	0,0000
			iC ₄ H ₁₀	1,31921E-16	0,0000
			nC ₅ H ₁₂	0,0000	0,0000
			iC ₅ H ₁₂	0,0000	0,0000

		C ₆ H ₁₄	0,0000	0,0000
		N ₂	4,54126E-05	2,115
		CO ₂	0,075500	3.516,431
		H ₂ O	0,063398	2.952,774
		H ₂	0,000276	12,877
		CO	0,002376	110,683
		O ₂	0,0000	0,0000
		CH ₃ OH	0,857903	39.956,977
		Total	1,0000	46575,138
Total	347.076,521	Total	347.076,521	

VI.1.9 Tee Point

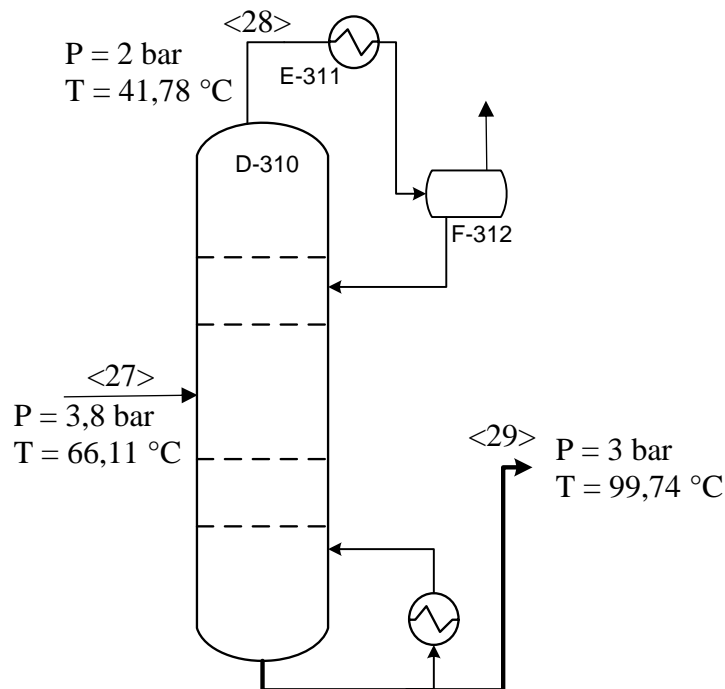


Tabel VI-10 Neraca Massa Tee Point

Masuk			Keluar		
Komponen	Fraksi	Massa	Komponen	Fraksi	Massa
22			23		
CH ₄	0,020863	6.269,491	CH ₄	0,020937	2.503,716
C ₂ H ₆	6,94652E-07	0,209	C ₂ H ₆	6,96921E-07	0,083
C ₃ H ₈	5,55294E-11	0,000	C ₃ H ₈	5,57015E-11	0,000
i-C ₄ H ₁₀	5,68484E-15	0,000	i-C ₄ H ₁₀	7,96427E-16	0,000
n-C ₄ H ₁₀	2,05541E-15	0,000	n-C ₄ H ₁₀	-3,32351E-15	0,000
i-C ₅ H ₁₂	0,000	0,000	i-C ₅ H ₁₂	0,000	0,000
n-C ₅ H ₁₂	0,000	0,000	n-C ₅ H ₁₂	0,000	0,000
C ₆ H ₁₄	0,000	0,000	C ₆ H ₁₄	0,000	0,000
N ₂	0,003176	954,525	N ₂	0,003187	381,210
CO ₂	0,541833	162.821,813	CO ₂	0,543107	64.945,862
H ₂ O	0,000428	128,623	H ₂ O	0,000430	51,528
H ₂	0,056823	17.075,420	H ₂	0,056679	6.777,851
CO	0,346339	104.075,439	CO	0,345185	41.277,966
CH ₃ OH	0,030535	9.175,863	CH ₃ OH	0,030470	3.643,666
O ₂	0,000	0,000	O ₂	0,000	0,000
Total	1	300.501,384	Total	1	119.581,882
			24		
			CH ₄	0,020814	3.765,775
			C ₂ H ₆	6,93153E-07	0,125

		C ₃ H ₈	5,54157E-11	0,0000
		i-C ₄ H ₁₀	2,11405E-15	0,0000
		n-C ₄ H ₁₀	5,6107E-15	0,0000
		i-C ₅ H ₁₂	0,0000	0,0000
		n-C ₅ H ₁₂	0,0000	0,0000
		C ₆ H ₁₄	0,0000	0,0000
		N ₂	0,003168	573,315
		CO ₂	0,540991	97.875,951
		H ₂ O	0,000426	77,096
		H ₂	0,056917	10.297,569
		CO	0,347101	62.797,474
		CH ₃ OH	0,030578	5.532,197
		O ₂	0,0000	0,0000
		Total	1,0000	180.919,502
Total	300.501,384	Total		300.501,384

VI.1.10 Methanol Distillation Column I (D-310)

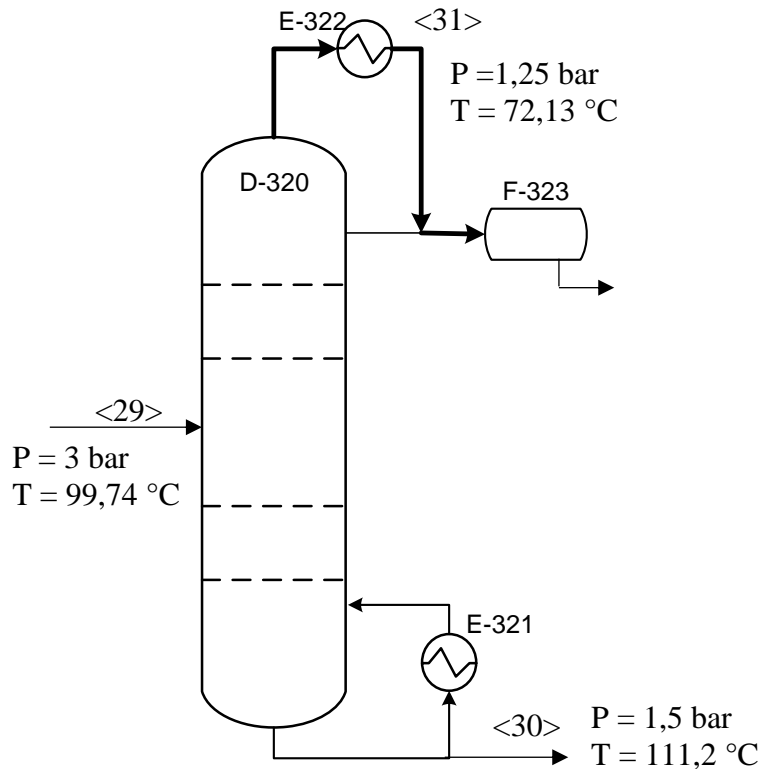


Tabel VI-11 Neraca Massa Mixing Point Methanol Distillation Column I (D-310)

Masuk			Keluar		
Komponen	Fraksi	Massa	Komponen	Fraksi	Massa
27			28		
CH ₄	0,0005	23,2786	CH ₄	0,0058	23,2786

C ₂ H ₆	0,0000	0,0018	C ₂ H ₆	0,0000	0,0018
C ₃ H ₈	0,0000	0,0000	C ₃ H ₈	0,0000	0,0000
nC ₄ H ₁₀	0,0000	0,0000	nC ₄ H ₁₀	0,0000	0,0000
iC ₄ H ₁₀	0,0000	0,0000	iC ₄ H ₁₀	0,0000	0,0000
nC ₅ H ₁₂	0,0000	0,0000	nC ₅ H ₁₂	0,0000	0,0000
iC ₅ H ₁₂	0,0000	0,0000	iC ₅ H ₁₂	0,0000	0,0000
C ₆ H ₁₄	0,0000	0,0000	C ₆ H ₁₄	0,0000	0,0000
N ₂	0,0000	2,1151	N ₂	0,0005	2,1151
CO ₂	0,0755	3.516,4313	CO ₂	0,8815	3.514,4595
H ₂ O	0,0634	2.952,7737	H ₂ O	0,0000	0.0010
H ₂	0,0003	12,8771	H ₂	0,0032	12,8771
CO	0,0024	110,6832	CO	0,0278	110,6832
CH ₃ OH	0,8579	39.956,9769	CH ₃ OH	0,0811	323,3020
O ₂	0,0000	0,0000	O ₂	0,0000	0.0000
CH ₃ OCH ₃	0,0000	0,0000	CH ₃ OCH ₃	0,0000	0.0000
Total	1,0000	46.575,1376	Total	1,0000	3.986,7182
			29		
			CH ₄	0,0000	0,0000
			C ₂ H ₆	0,0000	0,0000
			C ₃ H ₈	0,0000	0,0000
			nC ₄ H ₁₀	0,0000	0,0000
			iC ₄ H ₁₀	0,0000	0,0000
			nC ₅ H ₁₂	0,0000	0,0000
			iC ₅ H ₁₂	0,0000	0,0000
			C ₆ H ₁₄	0,0000	0,0000
			N ₂	0,0000	0,0000
			CO ₂	0,0000	1,1064
			H ₂ O	0,0693	2.450,9161
			H ₂	0,0000	0,0000
			CO	0,0000	0,0000
			CH ₃ OH	0,9306	36.745,2726
			O ₂	0,0000	0,0000
			CH ₃ OCH ₃	0,0000	0,0000
			Total	1,0000	42.588,4194
Total		46.575,1376	Total		46.575,1376

VI.1.11 *Methanol Distillation Column II (D-320)*

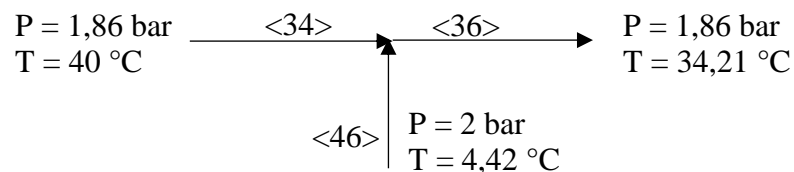


Tabel VI-12 Neraca Massa Methanol Distillation Column II (D-320)

Masuk			Keluar		
Komponen	Fraksi	Massa	Komponen	Fraksi	Massa
29			30		
CH ₄	0,0000	0,0000	CH ₄	0,0000	0,0000
C ₂ H ₆	0,0000	0,0000	C ₂ H ₆	0,0000	0,0000
C ₃ H ₈	0,0000	0,0000	C ₃ H ₈	0,0000	0,0000
nC ₄ H ₁₀	0,0000	0,0000	nC ₄ H ₁₀	0,0000	0,0000
iC ₄ H ₁₀	0,0000	0,0000	iC ₄ H ₁₀	0,0000	0,0000
nC ₅ H ₁₂	0,0000	0,0000	nC ₅ H ₁₂	0,0000	0,0000
iC ₅ H ₁₂	0,0000	0,0000	iC ₅ H ₁₂	0,0000	0,0000
C ₆ H ₁₄	0,0000	0,0000	C ₆ H ₁₄	0,0000	0,0000
N ₂	0,0000	0,0000	N ₂	0,0000	0,0000
CO ₂	0,0000	1,9718	CO ₂	0,0000	0,0000
H ₂ O	0,0693	2.952,7727	H ₂ O	0,9915	2.951,8039
H ₂	0,0000	0,0000	H ₂	0,0000	0,0000
CO	0,0000	0,0000	CO	0,0000	0,0000
CH ₃ OH	0,9306	39.633,6749	CH ₃ OH	0,0085	25,2663
O ₂	0,0000	0,0000	O ₂	0,0000	0,0000
CH ₃ OCH ₃	0,0000	0,0000	CH ₃ OCH ₃	0,0000	0,0000
Total	1,0000	42.588,4194	Total	1,0000	2977,0702

		31	
		CH ₄	0,0000
		C ₂ H ₆	0,0000
		C ₃ H ₈	0,0000
		nC ₄ H ₁₀	0,0000
		iC ₄ H ₁₀	0,0000
		nC ₅ H ₁₂	0,0000
		iC ₅ H ₁₂	0,0000
		C ₆ H ₁₄	0,0000
		N ₂	0,0000
		CO ₂	0,0000
		H ₂ O	0,0000
		H ₂	0,0000
		CO	0,0000
		CH ₃ OH	0,9999
		O ₂	0,0000
		CH ₃ OCH ₃	0,0000
		Total	1,0000
Total	42.588,4194	Total	42.588,4194

VI.1.12 Mixing Point

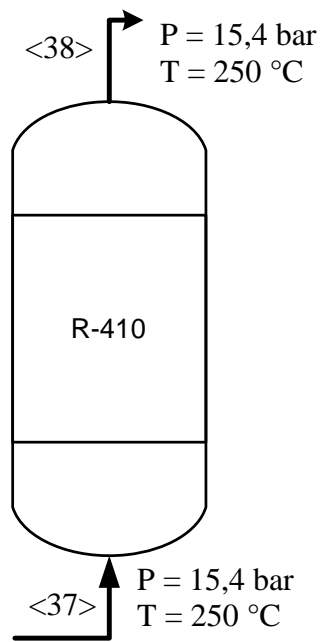


Tabel VI-13 Neraca Massa Mixing Point

Masuk			Keluar		
Komponen	Fraksi	Massa	Komponen	Fraksi	Massa
34			35		
CH ₄	0,0000	0,0000	CH ₄	0,0000	0,0000
C ₂ H ₆	0,0000	0,0000	C ₂ H ₆	0,0000	0,0000
C ₃ H ₈	0,0000	0,0000	C ₃ H ₈	0,0000	0,0000
nC ₄ H ₁₀	0,0000	0,0000	nC ₄ H ₁₀	0,0000	0,0000
iC ₄ H ₁₀	0,0000	0,0000	iC ₄ H ₁₀	0,0000	0,0000
nC ₅ H ₁₂	0,0000	0,0000	nC ₅ H ₁₂	0,0000	0,0000
iC ₅ H ₁₂	0,0000	0,0000	iC ₅ H ₁₂	0,0000	0,0000
C ₆ H ₁₄	0,0000	0,0000	C ₆ H ₁₄	0,0000	0,0000
N ₂	0,0000	0,0000	N ₂	0,0000	0,0000

CO ₂	0,0000	1,9719	CO ₂	0,0000	1.9719
H ₂ O	0,0000	0,9688	H ₂ O	0,0000	2.2185
H ₂	0,0000	0,0000	H ₂	0,0000	0.0000
CO	0,0000	0,0000	CO	0,0000	0.0000
CH ₃ OH	0,9999	39.608,4082	CH ₃ OH	0,9201	41.952,4516
O ₂	0,0000	0,0000	O ₂	0,0000	0.0000
CH ₃ OCH ₃	0,0000	0,0000	CH ₃ OCH ₃	0,0798	3636,6593
Total	1,0000	39.611,3489	Total	1,0000	45.593,3013
46					
CH ₄	0.0000	0.0000			
C ₂ H ₆	0.0000	0.0000			
C ₃ H ₈	0.0000	0.0000			
nC ₄ H ₁₀	0.0000	0.0000			
iC ₄ H ₁₀	0.0000	0.0000			
nC ₅ H ₁₂	0.0000	0.0000			
iC ₅ H ₁₂	0.0000	0.0000			
C ₆ H ₁₄	0.0000	0.0000			
N ₂	0.0000	0.0000			
CO ₂	0.0000	0.0000			
H ₂ O	0.0008	5.0341			
H ₂	0.0000	0.0000			
CO	0.0000	0.0000			
CH ₃ OH	0.3913	2340,6224			
O ₂	0.0000	0.0000			
CH ₃ OCH ₃	0.6079	3636,2959			
Total	1,0000	5981,9524			
Total		45.593,3013	Total		45.593,3013

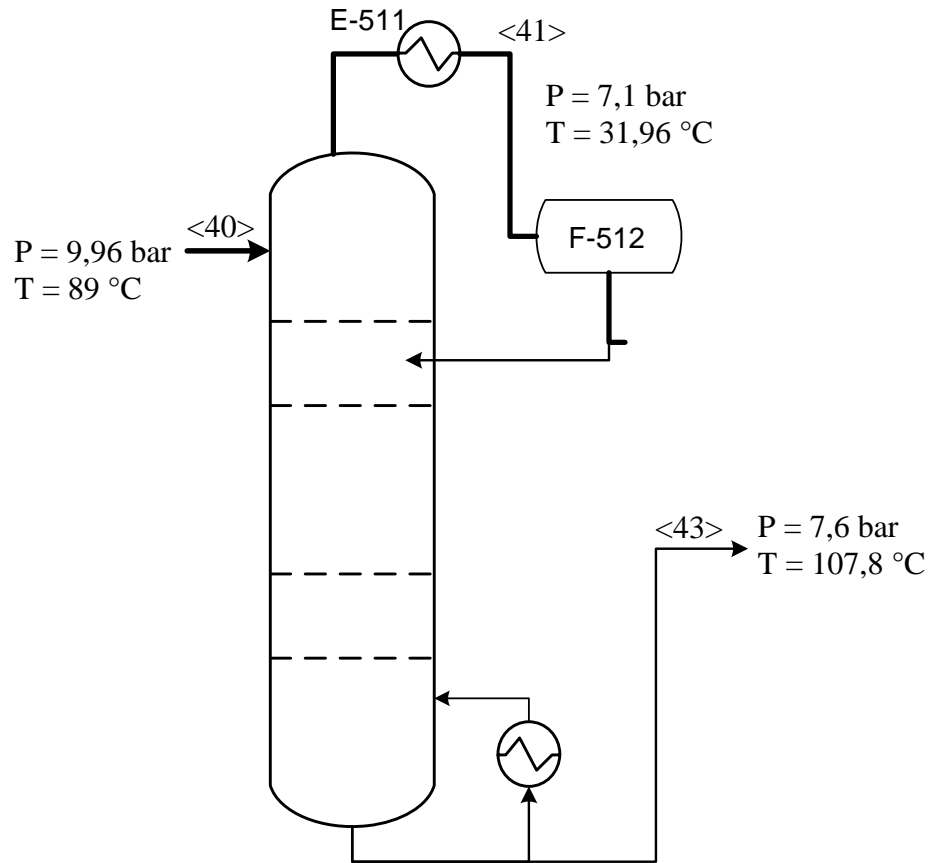
VI.1.13 DME Reactor (R-410)



Tabel VI-14 Neraca Massa DME Reactor (R-410)

Masuk			Keluar		
Komponen	Fraksi	Massa	Komponen	Fraksi	Massa
37			38		
CH ₄	0.0000	0.0000	CH ₄	0.0000	0.0000
C ₂ H ₆	0.0000	0.0000	C ₂ H ₆	0.0000	0.0000
C ₃ H ₈	0.0000	0.0000	C ₃ H ₈	0.0000	0.0000
nC ₄ H ₁₀	0.0000	0.0000	nC ₄ H ₁₀	0.0000	0.0000
iC ₄ H ₁₀	0.0000	0.0000	iC ₄ H ₁₀	0.0000	0.0000
nC ₅ H ₁₂	0.0000	0.0000	nC ₅ H ₁₂	0.0000	0.0000
iC ₅ H ₁₂	0.0000	0.0000	iC ₅ H ₁₂	0.0000	0.0000
C ₆ H ₁₄	0.0000	0.0000	C ₆ H ₁₄	0.0000	0.0000
N ₂	0.0000	0.0000	N ₂	0.0000	0.0000
CO ₂	0.0000	1.9719	CO ₂	0.0000	1.9719
H ₂ O	0.0000	2.2185	H ₂ O	0.2259	10301.4934
H ₂	0.0000	0.0000	H ₂	0.0000	0.0000
CO	0.0000	0.0000	CO	0.0000	0.0000
CH ₃ OH	0.9201	41.952,4516	CH ₃ OH	0.1166	5315,4218
O ₂	0.0000	0.0000	O ₂	0.0000	0.0000
CH ₃ OCH ₃	0.0798	3636,6593	CH ₃ OCH ₃	0.6574	29.974,4142
Total	1,0000	45.593,3013	Total	1,0000	45.593,3013

VI.1.14 DME Distillation Column I (D-510)

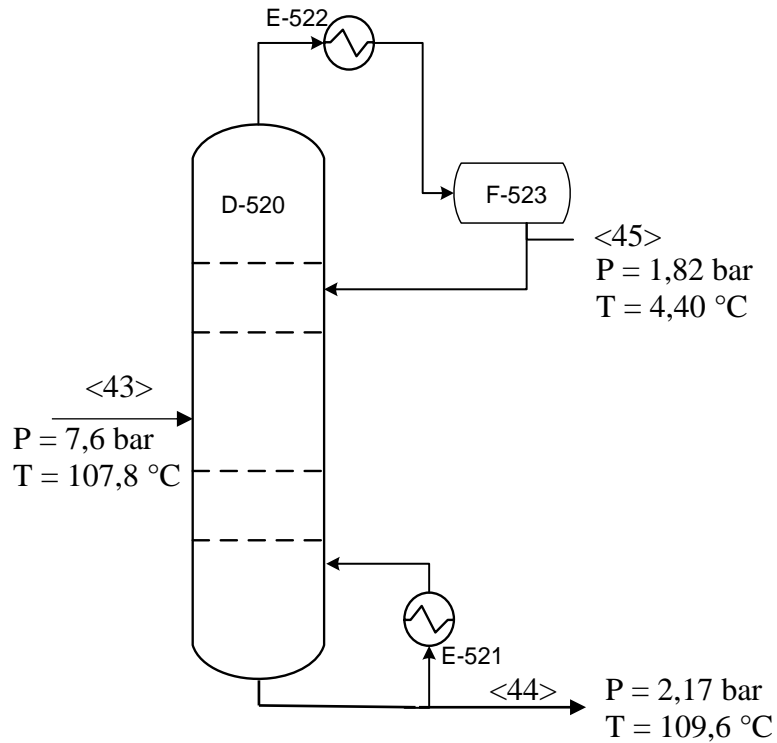


Tabel VI-15 Kolom Distilasi DME Distillation Column I (D-510)

Masuk			Keluar		
40			41 (Top)		
Komponen	Fr. Massa	Massa (kg)	Komponen	Fr. Massa	Massa (kg)
CH ₄	0.0000	0,0000	CH ₄	0.0000	0.0000
C ₂ H ₆	0.0000	0,0000	C ₂ H ₆	0.0000	0.0000
C ₃ H ₈	0.0000	0,0000	C ₃ H ₈	0.0000	0.0000
n-C ₄ H ₁₀	0.0000	0,0000	n-C ₄ H ₁₀	0.0000	0.0000
i-C ₄ H ₁₀	0.0000	0,0000	i-C ₄ H ₁₀	0.0000	0.0000
n-C ₅ H ₁₂	0.0000	0,0000	n-C ₅ H ₁₂	0.0000	0.0000
i-C ₅ H ₁₂	0.0000	0,0000	i-C ₅ H ₁₂	0.0000	0.0000
C ₆ H ₁₄	0.0000	0,0000	C ₆ H ₁₄	0.0000	0.0000
CO ₂	0.0000	1,1064	CO ₂	0.0000	0.0000
N ₂	0.0000	0,0000	N ₂	0.0001	1,9719
H ₂ O	0.2259	9720,1293	H ₂ O	0.0001	3,2629
CO	0.0000	0,0000	CO	0.0000	0.0000
H ₂	0.0000	0,0000	H ₂	0.0000	0.0000
O ₂	0.1166	0,0000	O ₂	0.0035	93,4278
CH ₃ OH	0.0000	5257,0999	CH ₃ OH	0.0000	0.0000

CH ₃ OCH ₃	0.6574	31.073,9060	CH ₃ OCH ₃	0.9963	26.400,2299			
Total	1,0000	45.593,3013	Total	1,0000	26.498,8926			
			Keluar					
			42 (Bottom)					
			Komponen	Fr. Massa	Massa (kg)			
			CH ₄	0.0000	0.0000			
			C ₂ H ₆	0.0000	0.0000			
			C ₃ H ₈	0.0000	0.0000			
			n-C ₄ H ₁₀	0.0000	0.0000			
			i-C ₄ H ₁₀	0.0000	0.0000			
			n-C ₅ H ₁₂	0.0000	0.0000			
			i-C ₅ H ₁₂	0.0000	0.0000			
			C ₆ H ₁₄	0.0000	0.0000			
			CO ₂	0.0000	0.0000			
			N ₂	0.0000	0.0000			
			H ₂ O	0.5398	10295,9886			
			CO	0.0000	0.0000			
			H ₂	0.0000	0.0000			
			O ₂	0.2696	5141,9939			
			CH ₃ OH	0.0000	0.0000			
			CH ₃ OCH ₃	0.1906	3636,4262			
			Total	1,0000	19.074,4087			
Total		45.593,3013	Total		45.593,3013			

VI.1.15 DME Distillation Column II (D-520)



Tabel VI-16 Neraca Massa DME Distillation Column II (D-520)

Masuk			Keluar		
Komponen	Fraksi	Massa	Komponen	Fraksi	Massa
43			44		
CH ₄	0.0000	0.0000	CH ₄	0.0000	0.0000
C ₂ H ₆	0.0000	0.0000	C ₂ H ₆	0.0000	0.0000
C ₃ H ₈	0.0000	0.0000	C ₃ H ₈	0.0000	0.0000
nC ₄ H ₁₀	0.0000	0.0000	nC ₄ H ₁₀	0.0000	0.0000
iC ₄ H ₁₀	0.0000	0.0000	iC ₄ H ₁₀	0.0000	0.0000
nC ₅ H ₁₂	0.0000	0.0000	nC ₅ H ₁₂	0.0000	0.0000
iC ₅ H ₁₂	0.0000	0.0000	iC ₅ H ₁₂	0.0000	0.0000
C ₆ H ₁₄	0.0000	0.0000	C ₆ H ₁₄	0.0000	0.0000
N ₂	0.0000	0.0000	N ₂	0.0000	0.0000
CO ₂	0.0000	0.0000	CO ₂	0.0000	0.0000
H ₂ O	0.5398	10.295,9886	H ₂ O	0.5397	10.295,0090
H ₂	0.0000	0.0000	H ₂	0.0000	0.0000
CO	0.0000	0.0000	CO	0.0000	0.0000
CH ₃ OH	0.2696	5141,9939	CH ₃ OH	0.1467	2797,3172
O ₂	0.0000	0.0000	O ₂	0.0000	0.0000
CH ₃ OCH ₃	0.1906	3636,4262	CH ₃ OCH ₃	0.0000	0.1302
Total	1,0000	19.074,4087	Total	1,0000	13.092,4563
			45		

		CH ₄	0.0000	0.0000
		C ₂ H ₆	0.0000	0.0000
		C ₃ H ₈	0.0000	0.0000
		nC ₄ H ₁₀	0.0000	0.0000
		iC ₄ H ₁₀	0.0000	0.0000
		nC ₅ H ₁₂	0.0000	0.0000
		iC ₅ H ₁₂	0.0000	0.0000
		C ₆ H ₁₄	0.0000	0.0000
		N ₂	0.0000	0.0000
		CO ₂	0.0000	0.0000
		H ₂ O	0.0008	5.0341
		H ₂	0.0000	0.0000
		CO	0.0000	0.0000
		CH ₃ OH	0.3913	2340,6224
		O ₂	0.0000	0.0000
		CH ₃ OCH ₃	0.6079	3636,2959
		Total	1,0000	5981,9524
Total	19.074,4087	Total		19.074,4087

VI.2 Neraca Energi

Perhitungan neraca energi menggunakan neraca energi komponen dan neraca energi *overall*. Dalam teori ini, berlaku hukum kekekalan energi dengan asumsi aliran *steady state*, dan satuan yang digunakan adalah kJ, maka rumus yang digunakan :

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

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

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

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

dengan asumsi :

- 1 Tidak terjadi perubahan kecepatan ($\Delta v = 0$)
- 2 Tidak terjadi perubahan ketinggian antara suction dan discharge ($\Delta z = 0$)
- 3 Nilai $\sum F$ sangat kecil ($\sum F = 0$)

Sehingga persamaan akhir Neraca Energi adalah sebagai berikut,

$$\sum_{in}^i m_i \hat{H}_i - \sum_{out}^i m_i \hat{H}_i + (-\Delta H_{rx}) + Q + W_s = 0$$

Sehingga neraca energi proses pembuatan DME dari gas alam dapat dihitung sebagai berikut:

Kapasitas Produksi = 210000 ton DME/tahun

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

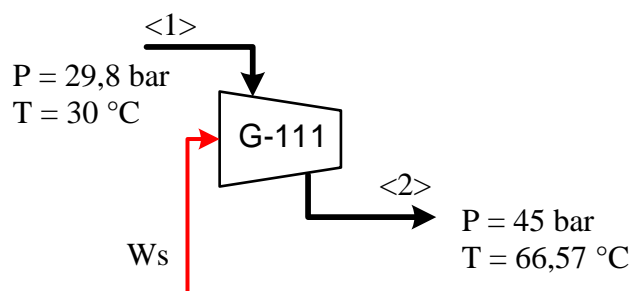
Basis perhitungan = 1 jam operasi

Satuan Panas = kJ/h

Kondisi *reference* : T = 25°C = 298,15 K

P = 1 bar

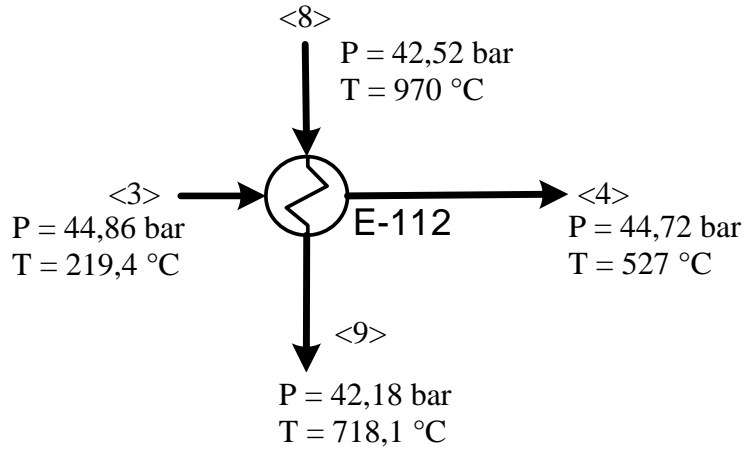
VI.2.1 Natural Gas Compressor (G-111)



Tabel VI-17 Neraca Energi Natural Gas Compressor (G-111)

Masuk (kJ/h)		Keluar (kJ/h)	
ΔH_1	-2.206.388,78	ΔH_2	3183819,55
Ws	5.390.208,33		
Total	3.183.819,55	Total	3.183.819,55

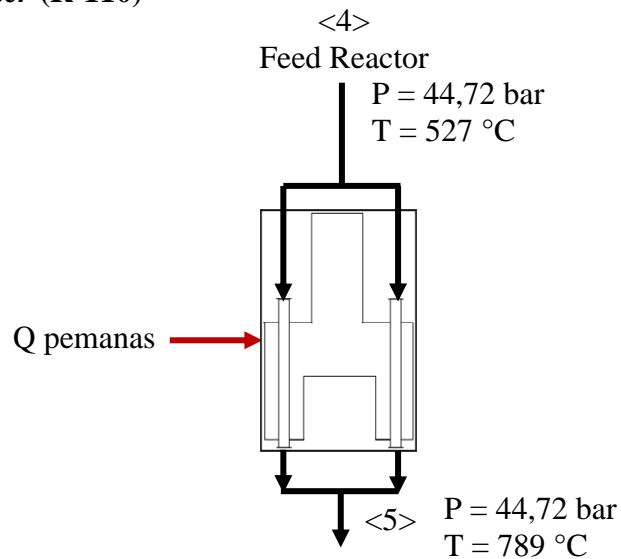
VI.2.2 Primary Reforming Pre-Heater (E-112)



Tabel VI-18 Neraca Energi Primary Reforming Pre-Heater (E-112)

Masuk (kJ/h)		Keluar (kJ/h)	
ΔH_3	58.233.190,48	ΔH_4	201847453,79
ΔH_8	569.101.995,99	ΔH_9	396917514,25
			24.674.553,54
Total	627.335.186,47	Total	627.335.186,47

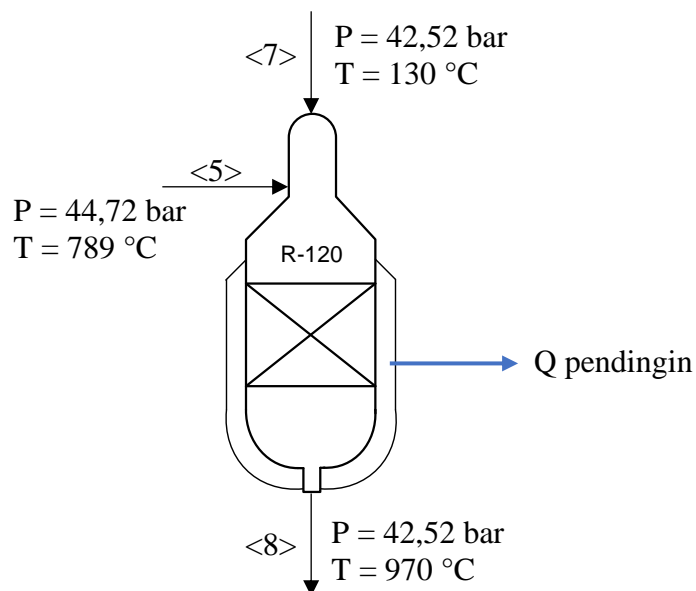
VI.2.3 Primary Reformer (R-110)



Tabel VI-19 Neraca Energi Primary Reformer (R-110)

Masuk (kJ/h)		Keluar (kJ/h)	
ΔH_4	201.847.453,79	ΔH_5	368.832.657,80
Q_{supply}	435.242.115,73	ΔH_{Rxn}	247.531.096,67
		Q_{loss}	17.266.397,41
Total	637.089.569,51	Total	637.089.569,51

VI.2.4 Secondary Reformer (R-120)

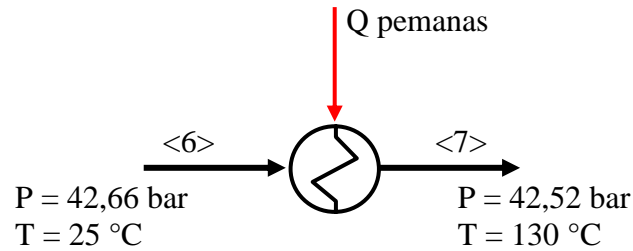


Tabel VI-20 Neraca Energi Secondary Reformer (R-120)

Masuk (kJ/h)		Keluar (kJ/h)	
ΔH_5	368.832.657,80	ΔH_8	569.101.995,99
ΔH_7	7.364.487,51	Q_{cw}	587.787.747,55

ΔH_{Rxn}	780.692.598,23		
Total	1.156.889.743,5	Total	1.156.889.743,5

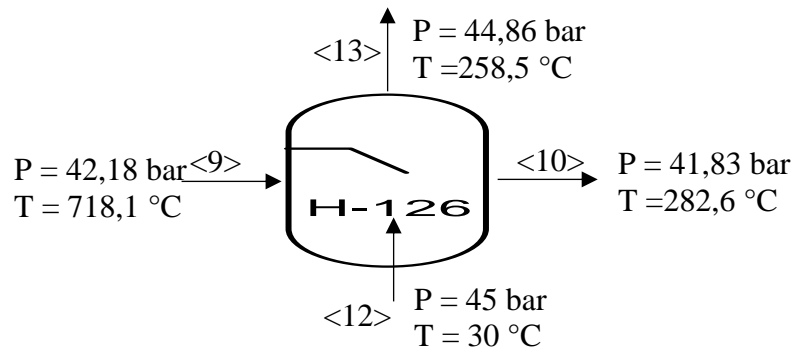
VI.2.5 Oxygen Pre-Heater (E-122)



Tabel VI-21 Neraca Energi Oxygen Pre-Heater(E-122)

Masuk (kJ/h)		Keluar (kJ/h)	
ΔH_6	-928.135,91	ΔH_7	7.364.487,51
Q_{steam}	8.729.077,28	Q_{loss}	436.453,86
Total	7.800.941,37	Total	7.800.941,37

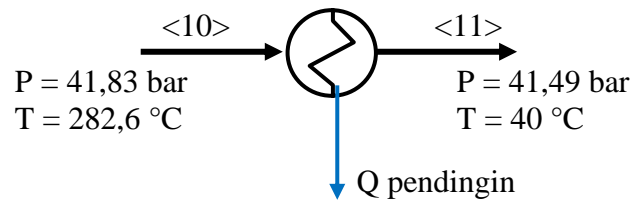
VI.2.6 Waste Heat Boiler (E-123)



Tabel VI-22 Neraca Energi Waste Heat Boiler (E-123)

Masuk (kJ/h)		Keluar (kJ/h)	
ΔH_9	2.076.175,10	ΔH_{10}	267.409.638,67
ΔH_{12}	396.917.514,25	ΔH_{13}	120.969.531,23
		Q_{loss}	8.931.647,90
Total	398.993.689,35	Total	398.993.689,35

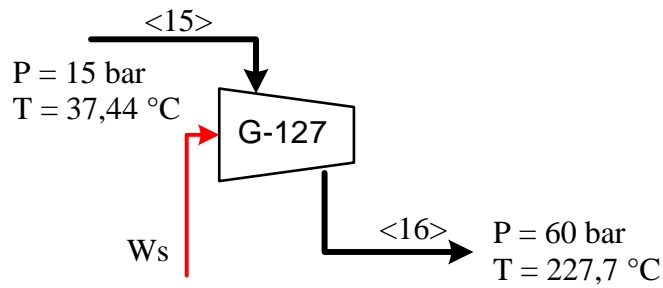
VI.2.7 Syn-Gas Cooler (E-124)



Tabel VI-23 Neraca Energi Syngas Cooler (E-124)

Masuk (kJ/h)		Keluar (kJ/h)	
ΔH_{10}	120.969.531,23	ΔH_{11}	10.051.901,37
		Q_{cw}	107.478.696,00
Total	120.969.531,23	Total	120.969.531,23

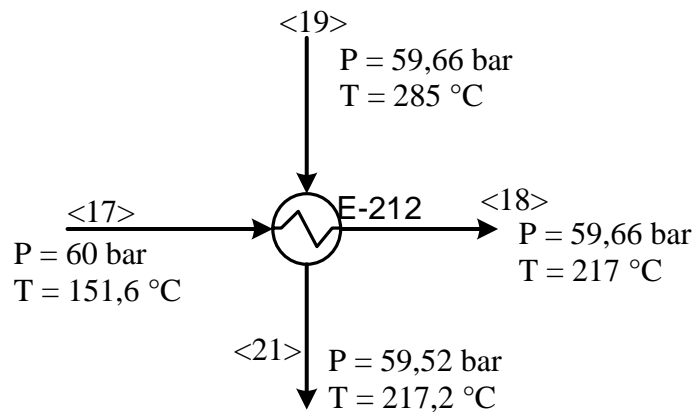
VI.2.8 Syngas Compressor (G-126)



Tabel VI-24 Neraca Energi Syngas Compressor (G-126)

Masuk (kJ/h)		Keluar (kJ/h)	
ΔH_{15}	3.439.689,44	ΔH_{16}	67.613.046,10
W_s	64.173.356,67		
Total	67.613.046,10	Total	67.613.046,10

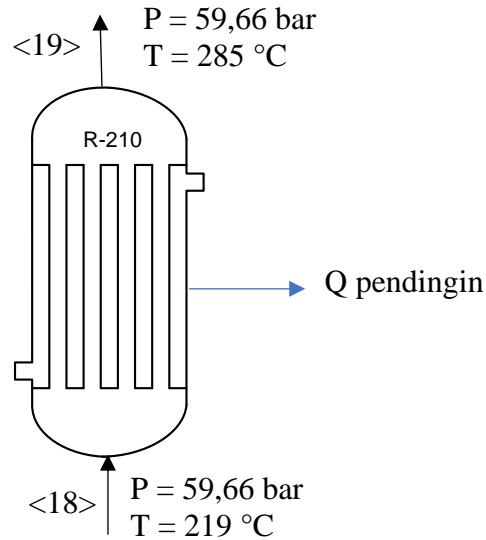
VI.2.9 Interchanger (E-212)



Tabel VI-25 Neraca Energi Interchanger (E-212)

Masuk (kJ/h)		Keluar (kJ/h)	
ΔH_{17}	76.194.027,59	ΔH_{18}	121.842.705,31
ΔH_{19}	160.342.128,84	ΔH_{20}	114.693.451,12
Total	236.536.156,43	Total	236.536.156,43

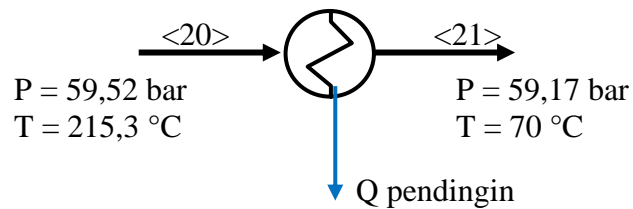
VI.2.10 Methanol Reactor (R-210)



Tabel VI-26 Neraca Massa Methanol Reactor (R-210)

Masuk (kJ/h)		Keluar (kJ/h)	
ΔH_{18}	121.842.705,31	ΔH_{19}	160.342.128,84
ΔH_{Rxn}	118.488.348,11	Q_{cw}	79.988.924,58
Total	240.331.053,42	Total	240.331.053,42

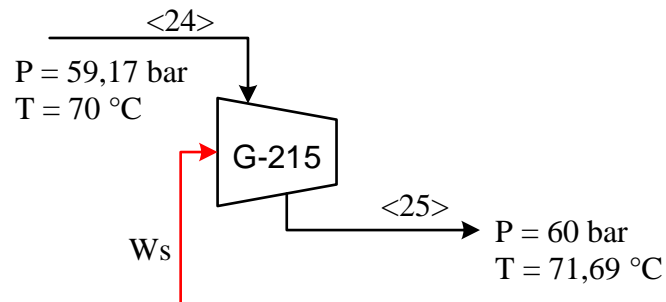
VI.2.11 Raw Methanol Cooler (E-213)



Tabel VI-27 Neraca Energi Raw Methanol Cooler (E-213)

Masuk (kJ/h)		Keluar (kJ/h)	
ΔH_{20}	114.693.451,12	ΔH_{21}	17.607.248,98
		Q_{cw}	80.486.307,17
Total	114.693.451,12	Total	114.693.451,12

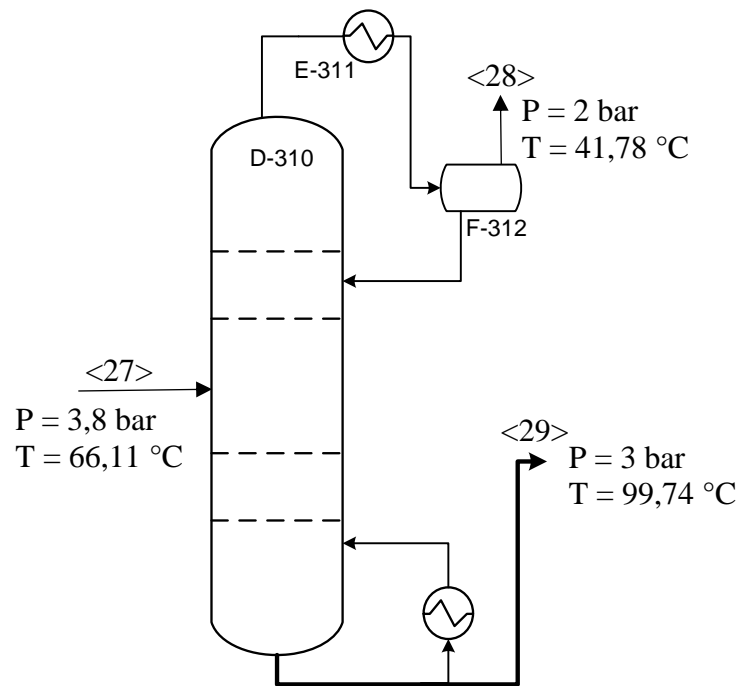
VI.2.12 Recycle Gas Compressor (G-215)



Tabel VI-28 Neraca Energi Recycle Gas Compressor (G-215)

Masuk (kJ/h)		Keluar (kJ/h)	
ΔH_{24}	7.990.440,65	ΔH_{24}	7.990.440,65
W_s	523.037,33		
Total	8.513.477,98	Total	8.513.477,98

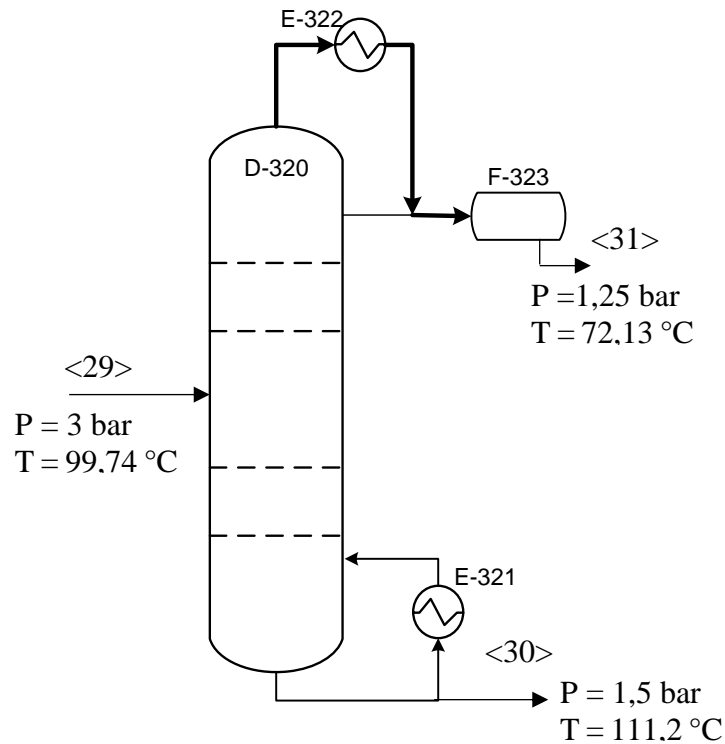
VI.2.13 Methanol Distillation I (D-310)



Tabel VI-29 Neraca Energi Methanol Distillation I (D-310)

Masuk (kJ/h)		Keluar (kJ/h)	
ΔH_{27}	3.639.156,55	ΔH_{29}	13.820,61
Q_{steam}	5.413.119,01	ΔH_{30}	8.702.153,36
		Q_{cw}	40.364,80
		Q_{loss}	177.079,89
Total	9.052.275,55	Total	9.052.275,55

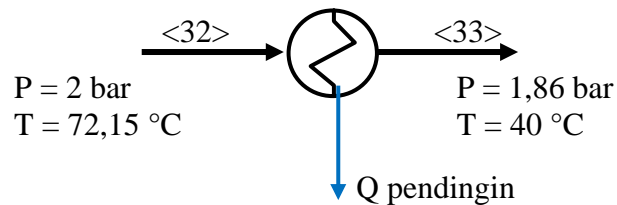
VI.2.14 Methanol Distillation II (D-320)



Tabel VI-30 Neraca Energi Methanol Distillation II (D-320)

Masuk (kJ/h)		Keluar (kJ/h)	
ΔH_{29}	8.702.153,36	ΔH_{30}	4.783.008,29
Q_{steam}	70.564.259,77	ΔH_{31}	1.069.294,53
		Q_{cw}	69.885.897,32
		Q_{loss}	3.528.212,99
Total	79.266.413,13	Total	79.266.413,13

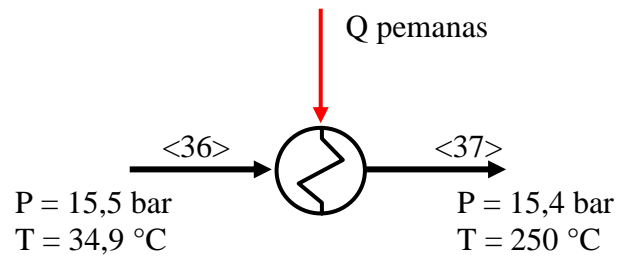
VI.2.15 Methanol Product Cooler (E-325)



Tabel VI-31 Neraca Energi Methanol Product Cooler (E-325)

Masuk (kJ/h)		Keluar (kJ/h)	
ΔH_{32}	4.784.591,85	ΔH_{33}	1.494.518,78
		Q_{cw}	3.290.07,07
Total	4.784.591,85	Total	4.784.591,85

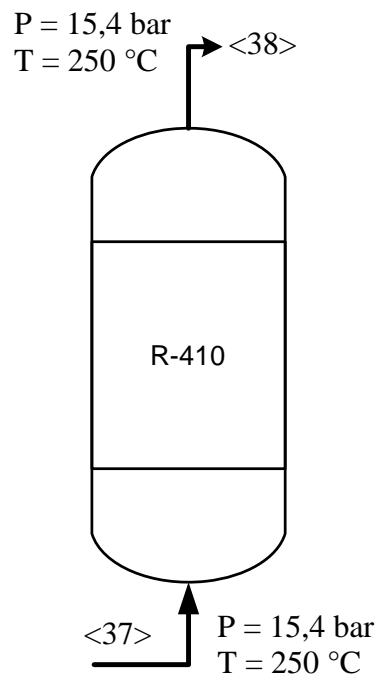
VI.2.16 DME Reactor Feed Heater (E-412)



Tabel VI-32 Neraca Energi DME Reactor Feed Heater (E-412)

Masuk (kJ/h)		Keluar (kJ/h)	
ΔH_{36}	1.410.161,31	ΔH_{37}	15.251.971,23
Q_{steam}	14.570.326,23	Q_{loss}	728.516,31
Total	15.980.487,54	Total	15.980.487,54

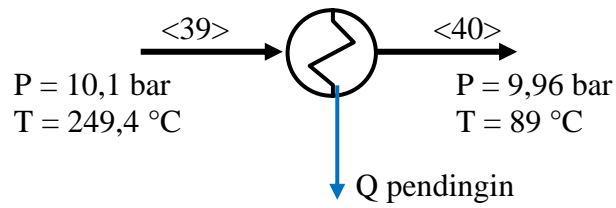
VI.2.17 DME Reactor (R-410)



Tabel VI-33 Neraca Energi DME Reactor (R-410)

Masuk (kJ/h)		Keluar (kJ/h)	
ΔH_{37}	15.251.971,23	ΔH_{38}	17.291.035,14
ΔH_{Rxn}	13.447.650,70	Q_{cw}	11.408.586,79
Total	28.699.621,93	Total	28.699.621,93

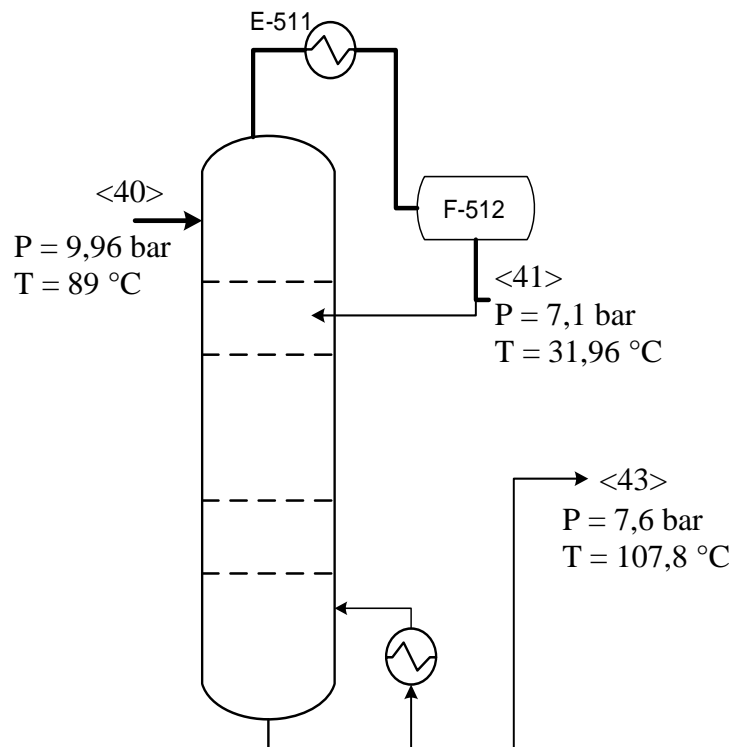
VI.2.18 DME Product Cooler (E-414)



Tabel VI-34 Neraca Energi DME Product Cooler (E-414)

Masuk (kJ/h)		Keluar (kJ/h)	
ΔH_{39}	17.550.191,06	ΔH_{40}	9.148.853,10
		Q_{cw}	8.401.33796
Total	17.550.191,06	Total	17.550.191,06

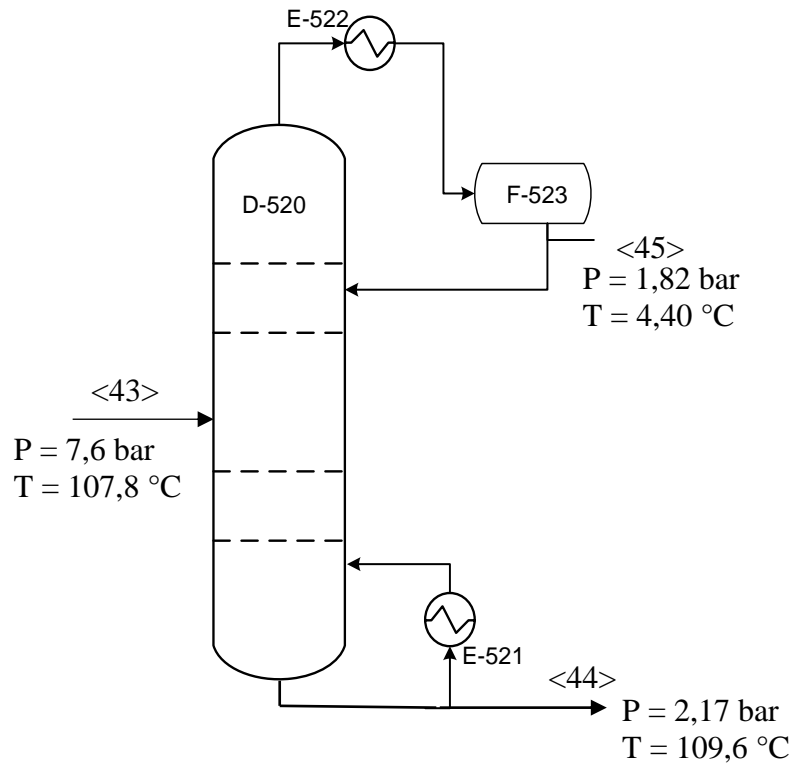
VI.2.19 DME Distillation Column I (D-510)



Tabel VI-35 Neraca Energi DME Distillation Column I (D-510)

Masuk (kJ/h)		Keluar (kJ/h)	
ΔH_{40}	9.148.853,10	ΔH_{41}	508.240,17
Q_{steam}	6.810.476,95	ΔH_{43}	6.581.637,88
		Q_{cw}	6.610.830,94
		Q_{loss}	282.092,29
Total	15.959.330,05	Total	15.959.330,05

VI.2.20 DME Distillation Column II (D-520)



Tabel VI-36 Neraca Energi DME Distillation Column II (D-520)

Masuk (kJ/h)		Keluar (kJ/h)	
ΔH_{43}	6.581.637,88	ΔH_{44}	-261187,42
Q_{steam}	27.249.18548	ΔH_{45}	4.171.626,22
		Q_{cw}	23.186.253,91
		Q_{loss}	1.081.466,23
Total	33.830.823,36	Total	33.830.823,36

VI.3 Kebutuhan Panas dan Power

Dalam Tabel IV-37 berikut akan ditampilkan alat yang membutuhkan panas dan power.

Tabel IV-37 Kebutuhan Panas dan Power

No.	Kode Alat	Nama Alat	Kebutuhan	
			Panas (Kj/h)	Power (Hp)
1	R - 110	Primary Reformer	435.242.115,73 *	
2	G - 111	Natural Gas Compressor		2205
3	L - 121	Boiler Feed Water Pump I		175
4	E - 122	Oxygen Pre Heater	8.729.077,28	
5	G - 127	Syn Gas Compressor		25945

6	G - 215	Recycle Gas Compressor		201
7	D - 310	Methanol Distillation Column I	5.413.119,01	
8	D - 320	Methanol Distillation Column II	70.564.259,77	
9	L - 324	Methanol Product Pump		4
10	L - 411	DME Feed Pump		42,00
11	E - 412	DME Reactor Feed Heater	14.570.326,23	
12	D - 510	DME Distillation Column I	6.810.476,95	
13	L - 513	DME Product Pump		3
14	D - 520	DME Distillation Column II	27.249.185,48	
15	L - 524	Methanol Recycle Pump		1
Total			568.578.560,5 (Kj/h)	28.575 Hp
				21308.374 (kWh)

Keterangan: *) Energi dari fuel gas

BAB V

DAFTAR DAN HARGA ALAT

VII.1 Spesifikasi Alat

VII.1.1 Spesifikasi Primary Reformer (R-110)

Tabel VII-1 Spesifikasi Primary Reformer (R-110)

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	R-110
Fungsi	Mereaksikan gas alam dengan steam, oksigen, dan CO ₂ untuk menghasilkan syngas
Kapasitas	24612,8419982749 m ³ /jam
Bahan	<i>Stainless Steel SA 240 Grade M Type 316</i>
Tipe	<i>Fixed bed reaktor</i>
	dengan tutup atas : <i>conical dished head</i>
	dan tutup bawah <i>standard dished head</i>
Jumlah	1 buah
Katalis	
Komponen	NiO/MgO
Carrier	Keramik
Bentuk	<i>Raschig ring</i>
Surface Area	10 mm
Dimensi	
Silinder	
ID	10,01 ft = 3,0518 m
OD	10,5 ft = 3,2004 m
Tebal	2,92 in = 0,0742 m
Tinggi	21,0 ft = 6,4005 m
Tutup Atas	
Jenis	<i>Conical Dishead</i>
Tebal	3 in = 0,0762 m
Tinggi	3,03 ft = 0,9249 m
Sf	2,50 in = 0,0635 m
Tutup Bawah	
Jenis	<i>Standart Dishead</i>
Tebal	2,75 in = 0,0699 m
Tinggi	1,77 ft = 0,5408 m
Total Tinggi	26,0 ft = 7,9298 m

VII.1.2 Spesifikasi Natural Gas Compressor (G-111)

Tabel VII-2 Spesifikasi Natural Gas Compressor (G-111)

Nama	Spesifikasi
Kode	G-111
Tipe	<i>Centrifugal compressor</i>
Fungsi	Menaikkan tekanan gas alam agar sesuai dengan kondisi operasi proses pada primary reforming
Jumlah	1 buah 1 <i>stages</i>
Bahan	Stainless Steel SA 240 Grade M Type 316
Kondisi operasi	$P_{suction} = 29,81$ bar, $T_{suction} = 30$ °C $P_{discharge} = 45$ bar, $T_{discharge} = 67,0$ °C
Kapasitas	94207,6 kg/jam
Efisiensi	70%
Power	2205 hp

VII.1.3 Spesifikasi Primary Reforming Pre-Heater (E-112)

Tabel VII-3 Spesifikasi Primary Reforming Pre-Heater (E-112)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	E-112
Tipe	<i>Shell and Tube 1-2 Heat Exchanger</i>
Fungsi	Menaikkan suhu gas alam umpan R-110 hingga 527°C dengan memanfaatkan panas aliran produk Secondary Reformer dengan suhu 970 °C
Bahan	<i>Stainless Steel SA 240 Grade A</i>
Jumlah	1 buah
Ketentuan	$R_D > 0,002$ hr.ft ² .°F/Btu $\Delta P_{liquid} < 10$ psi $\Delta P_{gas} < 2$ psi
Shell	ID = 31 in <i>Baffle</i> = 14 <i>Passes</i> = 1 $\Delta P = 0,4$ psi
Tube	ID = 0,78 in OD = 1 in BWG = 12 <i>Pitch</i> = 1 1/4 in Square Pitch <i>Passes</i> = 2 Panjang = 18 ft Jumlah = 472 $\Delta P = 0,1$ psi
Hasil Perhitungan	$R_D = 0,0088$ hr.ft ² .°F/Btu Luas area = 2224 ft ²

VII.1.4 Spesifikasi Secondary Reformer (R-120)

Tabel VII-4 Spesifikasi Secondary Reformer (R-120)

Spesifikasi	Keterangan	
No. Kode	R-120	
Fungsi	Mengkonversi sisa gas alam dari Primary Reformer	
Kapasitas	40.980,6	m ³ /jam
Bahan	<i>Stainless Steel SA 240 Grade M Type 316</i>	
Tipe	<i>Fixed bed reaktor</i>	
	dengan tutup atas : <i>conical dished head</i>	
	dan tutup bawah <i>standard dished head</i>	
Jumlah	1 buah	
Katalis		
Komponen	NiO/MgO	
Carrier	Keramik	
Bentuk	<i>Raschig ring</i>	
Surface Area	10	mm
Dimensi		
Silinder		
ID	11,48	ft = 3,4998 m
OD	12,0	ft = 3,6576 m
Tebal	3	in = 0,0762 m
Tinggi	24,0	ft = 7,3149 m
Tutup Atas		
Jenis	<i>Conical Dishead</i>	
Tebal	3	in = 0,0762 m
Tinggi	3,47	ft = 1,0571 m
Sf	2,50	in = 0,0635 m
Tutup Bawah		
Jenis	<i>Standart Dishead</i>	
Tebal	2,52	in = 0,0639 m
Tinggi	2,03	ft = 0,6181 m
Total Tinggi	29,7	ft = 9,0536 m

VII.1.5 Spesifikasi Demin Water Pump (L-121)

Tabel VII-5 Spesifikasi Demin Water Pump (L-121)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	Demin Water Pump
Kode	L-121
Fungsi	Memompa air demin menuju reformer
Jumlah	1 Unit
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>
Kapasitas	355 gpm
Power	175 hp
Material	<i>Case</i> : <i>Cast Iron</i> <i>Rotor</i> : <i>Carbon Steel</i>
Ukuran Pipa	
<i>Nominal Pipe Size</i>	4 in
<i>Schedule No.</i> 40	40
OD 8,6	8,6 in
ID 8,0	8,0 in
<i>Flow Area</i> 0,3	0,3 ft ² = 50,0270 in ²

VII.1.6 Spesifikasi Oxygen Pre-Heater (E-122)

Tabel VII-6 Spesifikasi Oxygen Pre-Heater (E-122)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	E-122
Tipe	<i>Shell and Tube 1-2 Heat Exchanger</i>
Bahan	<i>Stainless Steel SA 240 Grade A</i>
Jumlah	1 buah
Ketentuan	$R_D > 0,002$ hr.ft ² .°F/Btu $\Delta P_{liquid} < 10$ psi $\Delta P_{gas} < 2$ psi
Shell	ID = 29 in <i>Baffle</i> = 8 <i>Passes</i> = 1 ΔP = 0,0 psi
Tube	ID = 0,8 in OD = 1,0 in BWG = 12 <i>Pitch</i> = 1 1/4 in Triangular <i>Passes</i> = 2 Panjang = 16 ft Jumlah = 397 ΔP = 0,23 psi
Hasil Perhitungan	$R_D = 0,0063$ hr.ft ² .°F/Btu Luas area = 1663 ft ²

VII.1.7 Spesifikasi Waste Heat Boiler (E-123)

Tabel VII-7 Spesifikasi Waste Heat Boiler (E-123)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	E-123
Tipe	<i>Shell and Tube 1-2 Heat Exchanger</i>
Fungsi	Untuk membangkitkan steam proses
Bahan	<i>Carbon Steel</i>
Jumlah	1 buah
Ketentuan	$R_D > 0,002$ hr.ft ² .°F/Btu
	$\Delta P_{liquid} < 10$ psi
	$\Delta P_{gas} < 2$ psi
Shell	ID = 37 in
	<i>Baffle</i> = 10
	<i>Passes</i> = 1
	$\Delta P = 7,7$ psi
Tube	ID = 0,78 in
	OD = 1 in
	BWG = 12
	<i>Pitch</i> = 1 1/4 in Square Pitch
	<i>Passes</i> = 2
	Panjang = 18 ft
	Jumlah = 674
$\Delta P = 0,2$ psi	
Hasil Perhitungan	$R_D = 0,0044$ hr.ft ² .°F/Btu
	Luas area = 3176 ft ²

VII.1.8 Spesifikasi Syngas Cooler (E-124)

Tabel VII-8 Spesifikasi Syngas Cooler (E-124)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	E-124
Tipe	<i>Shell and Tube 1-2 Heat Exchanger</i>
Fungsi	Untuk mendinginkan syngas hingga 40°C
Bahan	<i>Carbon Steel</i>
Jumlah	2 buah
Ketentuan	$R_D > 0,002$ hr.ft ² .°F/Btu
	$\Delta P_{liquid} < 10$ psi
	$\Delta P_{gas} < 2$ psi
Shell	ID = 39 in
	<i>Baffle</i> = 9
	<i>Passes</i> = 1
	$\Delta P = 2,0$ psi

Tube	ID	=	0,8	in
	OD	=	1,0	in
	BWG	=	12	
	<i>Pitch</i>	=	1 1/4	in Square pitch
	<i>Passes</i>	=	2	
	Panjang	=	18	ft
	Jumlah	=	644	/ HE
	ΔP	=	7,9	psi
Hasil Perhitungan	R_D	=	0,0028	hr.ft ² .°F/Btu
	Luas area	=	3035	ft ²

VII.1.9 Spesifikasi Syngas Expansion Valve (K-125)

Tabel VII-9 Spesifikasi Syngas Expansion Valve (K-125)

Spesifikasi	Keterangan
Nama	Syn Gas Expansion Valve
Kode	K-125
Fungsi	Menurunkan tekanan arus <12> menjadi 15 bar
Tipe	Linear Opening Valve
Suhu Operasi	39,238 °C
Tekanan Operasi	41,488 bar
Cv	12,7259

VII.1.10 Spesifikasi Separator I (H-125)

Tabel VII-10 Spesifikasi Separator I (H-125)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	H-125
Fungsi	Memisahkan H ₂ O dari syngas sebelum masuk ke G-126
Material	<i>Carbon Steel SA 212 Grade A</i>
Jumlah	1 unit
Tipe	Silinder tegak dengan tutup berbentuk <i>standard dished head</i>
Diameter	10,5 ft = 3,200 m
Tinggi	16,6 ft = 5,058 m
Tebal <i>shell</i>	1 1/4 in
Tebal tutup atas	1 7/8 in
Tebal tutup bawah	2 in

VII.1.11 Spesifikasi Syngas Compressor (G-126)

Tabel VII-11 Spesifikasi Syngas Compressor (G-126)

Nama	Spesifikasi
Kode	G-126
Tipe	<i>Centrifugal compressor</i>
Fungsi	Menaikkan tekanan syn gas agar sesuai dengan kondisi operasi proses pada reaktor metanol
Jumlah	1 buah 1 <i>stages</i>
Bahan	<i>Stainless Steel</i>
Kondisi operasi	$P_{suction} = 15 \text{ bar}$, $T_{suction} = 30 \text{ }^{\circ}\text{C}$ $P_{discharge} = 60 \text{ bar}$, $T_{discharge} = 224,8 \text{ }^{\circ}\text{C}$
Kapasitas	166157,0 kg/jam
Efisiensi	73%
Power	25945 hp

VII.1.12 Spesifikasi Methanol Reactor (R-210)

Tabel VII-12 Spesifikasi Methanol Reactor (R-210)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	Methanol Reactor
Kode	R-210
Fungsi	Mereaksikan CO dan CO ₂ dengan H ₂ menjadi metanol
Suhu Operasi	285 °C
Tekanan Operasi	59,66 bar
Kapasitas	20,17 m ³
Diameter dalam (ID)	102,0 in = 2,591 m
Diameter luar (OD)	108 in = 2,743 m
Tinggi total	3,867 m
Tebel silinder	3 in = 0,076 m
Tipe tutup atas	<i>Standard dished head</i>
Tebel tutup atas	3 in = 0,076 m
Tipe tutup bawah	<i>Standard dished head</i>
Tebel tutup bawah	3 in = 0,076 m
Jumlah (unit)	1 unit

VII.1.13 Spesifikasi Waste Heat Boiler (E-211)

Tabel VII-13 Spesifikasi Waste Heat Boiler (E-211)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	E-211
Tipe	<i>Shell and Tube 1-2 Heat Exchanger</i>
Fungsi	Untuk membangkitkan steam untuk kebutuhan pemanasan
Bahan	<i>Carbon Steel</i>
Jumlah	1 buah
Ketentuan	$R_D > 0,002$ hr.ft ² .°F/Btu $\Delta P_{liquid} < 10$ psi $\Delta P_{gas} < 2$ psi
Shell	$ID = 37$ in <i>Baffle</i> = 10 <i>Passes</i> = 1 $\Delta P = 2,5$ psi
Tube	$ID = 0,53$ in $OD = 3/4$ in $BWG = 12$ <i>Pitch</i> = 1 in triangular Pitch <i>Passes</i> = 2 Panjang = 18 ft Jumlah = 1044 $\Delta P = 1,0$ psi
Hasil Perhitungan	$R_D = 0,0035$ hr.ft ² .°F/Btu Luas area = 3689 ft ²

VII.1.14 Spesifikasi Interchanger (E-212)

Tabel VII-14 Spesifikasi Interchanger (E-212)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	E-212
Tipe	<i>Shell and Tube 1-2 Heat Exchanger</i>
Fungsi	Untuk mendinginkan product methanol sekaligus memanaskan aliran umpan reactor methanol
Bahan	<i>Carbon Steel</i>
Jumlah	2 buah
Ketentuan	$R_D > 0,002$ hr.ft ² .°F/Btu $\Delta P_{liquid} < 10$ psi $\Delta P_{gas} < 2$ psi
Shell	$ID = 33$ in <i>Baffle</i> = 11 <i>Passes</i> = 1 $\Delta P = 0,4$ psi

Tube	ID	=	0,78	in
	OD	=	1	in
	BWG	=	12	
	<i>Pitch</i>	=	1 1/4	in Triangular
	<i>Passes</i>	=	2	
	Panjang	=	18	ft
	Jumlah	=	522	/ HE
	ΔP	=	2,9	psi
Hasil Perhitungan	R_D	=	0,0100	hr.ft ² .°F/Btu
	Luas area	=	2460	ft ²

VII.1.15 Spesifikasi Raw Methanol Cooler (E-213)

Tabel VII-15 Spesifikasi Raw Methanol Cooler (E-213)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	E-213
Tipe	<i>Shell and Tube 1-2 Heat Exchanger</i>
Fungsi	Untuk mendinginkan raw methanol sebelum dimasukkan kedalam separator II untuk memisahkan gas-gas terlarut.
Bahan	<i>Carbon Steel</i>
Jumlah	2 buah
Ketentuan	$R_D > 0,002$ hr.ft ² .°F/Btu
	$\Delta P_{liquid} < 10$ psi
	$\Delta P_{gas} < 2$ psi
Shell	ID = 33 in
	<i>Baffle</i> = 14
	<i>Passes</i> = 1
	ΔP = 8,6 psi
Tube	ID = 0,8 in
	OD = 1,0 in
	BWG = 12
	<i>Pitch</i> = 1 1/4 in Triangular
	<i>Passes</i> = 2
	Panjang = 18 ft
	Jumlah = 522 / HE
	ΔP = 0,4 psi
Hasil Perhitungan	$R_D = 0,0023$ hr.ft ² .°F/Btu
	Luas area = 2460 ft ²

VII.1.16 Spesifikasi Separator II (H-214)

Tabel VII-16 Spesifikasi Separator II (H-214)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	H-214
Fungsi	Merecycle syn gas dan methanol yang belum bereaksi
Material	<i>Carbon Steel SA 212 Grade A</i>
Jumlah	1 unit
Tipe	Silinder tegak dengan tutup berbentuk <i>standard dished head</i>
Diameter	11,0 ft = 3,353 m
Tinggi	10,8 ft = 3,295 m
Tebal <i>shell</i>	3 in
Tebal tutup atas	3 in
Tebal tutup bawah	3 in

VII.1.17 Spesifikasi Recycle Gas Compressor (G-215)

Tabel VII-17 Spesifikasi Recycle Gas Compressor (G-215)

Nama	Spesifikasi
Kode	G-215
Tipe	<i>Centrifugal compressor</i>
Fungsi	Menaikkan tekanan aliran keluaran separator H-214 agar sesuai dengan kondisi operasi pada reaktor metanol
Jumlah	1 buah 1 <i>stages</i>
Bahan	<i>Stainless Steel</i>
Kondisi operasi	$P_{suction} = 59,172$ bar, $T_{suction} = 30$ °C $P_{discharge} = 60$ bar, $T_{discharge} = 61,6$ °C
Kapasitas	180.919,5 kg/jam
Efisiensi	70%
<i>Power</i>	201 hp

VII.1.18 Spesifikasi Methanol Expansion Valve (K-216)

Tabel VII-18 Spesifikasi Methanol Expansion Valve (K-216)

Spesifikasi	Keterangan
Nama	Methanol Expansion Valve
Kode	K-216
Fungsi	Menurunkan tekanan arus <28> menjadi 3,8 bar
Tipe	Linear Opening Valve
Suhu Operasi	60 °C
Tekanan Operasi	59,172 bar
Cv	6

VII.1.19 Spesifikasi Methanol Distillation Column I (D-310)

Tabel VII-19 Spesifikasi Methanol Distillation Column I (D-310)

Spesifikasi	Keterangan	
Nama Alat	<i>Methanol Distillation Column I</i>	
Kode	D-310	
Fungsi	Proses untuk memisahkan metanol dan off gas	
Tipe	<i>Sieve Tray Tower</i>	
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>	
Jumlah	1	unit
Jumlah <i>Plate</i>	11	<i>plates</i>
<i>Plate Spacing</i>	2	ft
Jenis Aliran	<i>Cross flow</i>	
Diameter Kolom	4,0	in
<i>Area of Coloumn</i>	12,6	ft ²
<i>Active Area</i>	10,1	ft ²
<i>Active of Holes</i>	1,0	ft ²
<i>Area of Downcomer</i>	1,3	ft ²
A _h /A	0,1	
A _d /A	0,1	
A _h /A _A	0,1	
d _h	0,3	in
h _w	1,5	in
l _w	34,9	in
<i>Vessel</i>		
Tipe <i>Vessel</i>	<i>Vertical tall vessel</i>	
Tinggi <i>Vessel</i>	24	ft
Tebal <i>Shell</i>	1/3	in
Tipe <i>Head</i>	<i>Torispherical dishead head</i>	
Tinggi <i>Head</i>	0,89	ft
Tebal <i>Head</i>	4/9	in

VII.1.20 Spesifikasi Condensor Methanol Distillation Column I (E-311)

Tabel VII-20 Spesifikasi Condensor Methanol Distillation Column I (E-311)

Spesifikasi	Keterangan		
Kode	E-311		
Tipe	<i>Shell and Tube 1-2 Heat Exchanger</i>		
Fungsi	Untuk mendinginkan top product methanol distillation column I		
Bahan	<i>Carbon Steel</i>		
Jumlah	1 buah		
Ketentuan	R _D	>	0,002 hr.ft ² .°F/Btu
	ΔP <i>liquid</i>	<	10 psi
	ΔP <i>gas</i>	<	2 psi

Shell	ID	=	8	in
	<i>Baffle</i>	=	2	
	<i>Passes</i>	=	1	
	ΔP	=	3,9	psi
Tube	ID	=	0,5	in
	OD	=	0,8	in
	BWG	=	12	
	<i>Pitch</i>	=	1	in square
	<i>Passes</i>	=	2	
	Panjang	=	12	ft
	Jumlah	=	32	
Hasil Perhitungan	R_D	=	0,0628	hr.ft ² .°F/Btu
	Luas area	=	75	ft ²

VII.1.21 Spesifikasi Accumulator Distillate Methanol Distillation Column I (F-312)

Tabel VII-21 Spesifikasi Accumulator Distillate Methanol Distillation Column I (F-312)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	Accumulator Distillate Distillation Column I
Kode	F-312
Fungsi	Tempat menampung sementara distilat dari D-310
Material	<i>Carbon Steel SA 212 Grade B</i>
Jumlah	1 Unit
Tipe	Silinder tegak dengan tutup bentuk <i>standart dishead head</i>
Diameter	3,334 ft 1,016 m
Tinggi	5,566 ft 1,7 m
Tebal	3/16 in
Tebal tutup atas	1/4 in
Tebal tutup bawah	5/16 in

VII.1.22 Spesifikasi Reboiler Methanol Distillation Column I (E-313)

Tabel VII-22 Spesifikasi Reboiler Methanol Distillation Column I (E-313)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	E-313
Tipe	<i>Shell and Tube 1-2 Heat Exchanger</i>
Fungsi	Untuk menguapkan bottom product D-310
Bahan	<i>Carbon Steel</i>
Jumlah	1 buah
Ketentuan	R_D > 0,002 hr.ft ² .°F/Btu
	ΔP liquid < 10 psi
	ΔP gas < 2 psi
Shell	ID = 17 in
	<i>Baffle</i> = 4

	<i>Passes</i>	=	1	
	ΔP	=	1,5	psi
Tube	ID	=	0,8	in
	OD	=	1,0	in
	BWG	=	12	
	<i>Pitch</i>	=	1 1/4	in Square
	<i>Passes</i>	=	2	
	Panjang	=	16	ft
	Jumlah	=	112	
	ΔP	=	0,7	psi
Hasil Perhitungan	R_D	=	0,003	hr.ft ² .°F/Btu
	Luas area	=	469	ft ²

VII.1.23 Spesifikasi Methanol Distillation Column II (D-320)

Tabel VII-23 Spesifikasi Methanol Distillation Column II (D-320)

Spesifikasi	Keterangan	
Nama Alat	<i>Methanol Distillation Column II</i>	
Kode	D-320	
Fungsi	Proses untuk memisahkan metanol dan air	
Tipe	<i>Sieve Tray Tower</i>	
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>	
Jumlah	1	unit
Jumlah <i>Plate</i>	28	<i>plates</i>
<i>Plate Spacing</i>	2	ft
Jenis Aliran	<i>Cross flow</i>	
Diameter Kolom	12,0	in
<i>Area of Coloumn</i>	113,1	ft ²
<i>Active Area</i>	90,5	ft ²
<i>Active of Holes</i>	9,1	ft ²
<i>Area of Downcomer</i>	11,3	ft ²
A_h/A	0,1	
A_d/A	0,1	
A_h/A_A	0,1	
d_h	0,3	in
h_w	1,5	in
l_w	104,6	in
<i>Vessel</i>		
Tipe <i>Vessel</i>	<i>Vertical tall vessel</i>	
Tinggi <i>Vessel</i>	61	ft
Tebal <i>Shell</i>	1/2	in
Tipe <i>Head</i>	<i>Torispherical dishead head</i>	
Tinggi <i>Head</i>	2,34	ft
Tebal <i>Head</i>	3/4	in

VII.1.24 Spesifikasi Reboiler Methanol Distillation Column II (E-321)

Tabel VII-24 Spesifikasi Reboiler Methanol Distillation Column II (E-321)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	E-321
Tipe	<i>Shell and Tube 1-2 Heat Exchanger</i>
Bahan	<i>Carbon Steel</i>
Jumlah	1 buah
Ketentuan	$R_D > 0,002$ hr.ft ² .°F/Btu
	$\Delta P_{liquid} < 10$ psi
	$\Delta P_{gas} < 2$ psi
Shell	ID = 19 in
	<i>Baffle</i> = 5
	<i>Passes</i> = 1
	$\Delta P = 7,6$ psi
Tube	ID = 0,8 in
	OD = 1,0 in
	BWG = 12
	<i>Pitch</i> = 1 1/4 in Triangular
	<i>Passes</i> = 2
	Panjang = 16 ft
	Jumlah = 152
$\Delta P = 1,44$ psi	
Hasil Perhitungan	$R_D = 0,004$ hr.ft ² .°F/Btu
	Luas area = 637 ft ²

VII.1.25 Spesifikasi Condensor Methanol Distillation Column II (E-322)

Tabel VII-25 Spesifikasi Condensor Methanol Distillation Column II (E-322)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	E-322
Tipe	<i>Shell and Tube 1-2 Heat Exchanger</i>
Bahan	<i>Carbon Steel</i>
Jumlah	1 buah
Ketentuan	$R_D > 0,002$ hr.ft ² .°F/Btu
	$\Delta P_{liquid} < 10$ psi
	$\Delta P_{gas} < 2$ psi
Shell	ID = 19,25 in
	<i>Baffle</i> = 6
	<i>Passes</i> = 1
	$\Delta P = 0,0$ psi
Tube	ID = 0,8 in
	OD = 1,0 in
	BWG = 12
	<i>Pitch</i> = 1 1/4 in square

	<i>Passes</i>	=	2	
	Panjang	=	18	ft
	Jumlah	=	138	
	ΔP	=	2,2	psi
Hasil Perhitungan	R_D	=	0,003	hr.ft ² .°F/Btu
	Luas area	=	650	ft ²

VII.1.26 Spesifikasi Accumulator Distillate Methanol Distillation Column II (F-323)

Tabel VII-26 Spesifikasi Accumulator Distillate Methanol Distillation Column II (F-323)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	Accumulator Distillate Distillation Column II
Kode	F-323
Fungsi	Tempat menampung sementara distilat dari D-320
Material	<i>Carbon Steel SA 212 Grade B</i>
Jumlah	1 Unit
Tipe	Silinder tegak dengan tutup bentuk <i>standart dishead head</i>
Diameter	8,5 ft 2,5906 m
Tinggi	13,8797 ft 4,2303 m
Tebal	3/16 in
Tebal tutup atas	5/16 in
Tebal tutup bawah	1/2 in

VII.1.27 Spesifikasi Methanol Product Pump (L-324)

Tabel VII-27 Spesifikasi Methanol Product Pump (L-324)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	Methanol Product Pump
Kode	L-324
Fungsi	Memompa produk metanol ke Methanol Storage Tank
Jumlah	1 Unit
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>
Kapasitas	220,18 gpm
<i>Power</i>	4 hp
Material	<i>Case</i> : <i>Cast Iron</i>
	<i>Rotor</i> : <i>Carbon Steel</i>
Ukuran Pipa	
<i>Nominal Pipe Size</i>	4 in
<i>Schedule No.</i>	40
OD	6,6 in
ID	6,1 in
<i>Flow Area</i>	0,2 ft ² = 28,89 in ²

VII.1.28 Spesifikasi Methanol Product Cooler (E-325)

Tabel VII-28 Spesifikasi Methanol Product Cooler (E-325)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	E-325
Tipe	<i>Shell and Tube 1-2 Heat Exchanger</i>
Fungsi	Untuk mendinginkan <i>pure methanol</i> sebelum dimasukkan ke dalam tangka penyimpanan
Bahan	<i>Carbon Steel</i>
Jumlah	1 buah
Ketentuan	$R_D > 0,002$ hr.ft ² .°F/Btu
	$\Delta P_{liquid} < 10$ psi
	$\Delta P_{gas} < 2$ psi
Shell	ID = 19 in
	<i>Baffle</i> = 5
	<i>Passes</i> = 1
	$\Delta P = 4,3$ psi
Tube	ID = 0,8 in
	OD = 1,0 in
	BWG = 12
	<i>Pitch</i> = 1 1/4 in square
	<i>Passes</i> = 2
	Panjang = 18 ft
	Jumlah = 138
$\Delta P = 0,3$ psi	
Hasil Perhitungan	$R_D = 0,0039$ hr.ft ² .°F/Btu
	Luas area = 650 ft ²

VII.1.29 Spesifikasi Methanol Storage Tank (F-326)

Tabel VII-29 Spesifikasi Methanol Storage Tank (F-326)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	<i>Methanol Storage</i>
Kode	F-326
Fungsi	Menampung larutan metanol sebagai bahan baku DME
Material	<i>High Alloy Steel SA 240 Grade S</i>
Jumlah	1 Unit
Tipe	Silinder tegak dengan tutup bentuk <i>standart dishead head</i>
Diameter	13 ft 3,9622 m
Tinggi	20,8 ft 6,3518 m
Tebal	3/8 in
Tebal tutup atas	5/8 in
Tebal tutup bawah	1 in

VII.1.30 Spesifikasi DME Reactor (R-410)

Tabel VII-30 Spesifikasi DME Reactor (R-410)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	Dimethyl Ether Reactor
Kode	R-410
Fungsi	Mereaksikan Metanol menjadi DME dengan bantuan katalis (γ -Al ₂ O ₃)
Suhu Operasi	250 °C
Tekanan Operasi	15,36 bar
Kapasitas	11,06 m ³
Diameter dalam (ID)	88,5 in = 2,248 m
Diameter luar (OD)	90 in = 2,286 m
Tinggi total	3,164 m
Tebel silinder	3/4 in = 0,019 m
Tipe tutup atas	<i>Standard dished head</i>
Tebel tutup atas	3/4 in = 0,019 m
Tipe tutup bawah	<i>Standard dished head</i>
Tebel tutup bawah	3/4 in = 0,019 m
Jumlah (unit)	1

VII.1.31 Spesifikasi DME Feed Pump (L-411)

Tabel VII-31 Spesifikasi DME Feed Pump (L-411)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	DME Feed Pump
Kode	L-411
Fungsi	Memompa metanol dari Storage Tank ke DME Reactor
Jumlah	1 Unit
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>
Kapasitas	263,81 gpm
Power	42,00 hp
Material	<i>Case : Cast Iron</i> <i>Rotor : Carbon Steel</i>
Ukuran Pipa	
<i>Nominal Pipe Size</i>	4 in
<i>Schedule No.</i>	40
OD	6,6 in
ID	6,1 in
<i>Flow Area</i>	0,2 ft ² = 28,8902 in ²

VII.1.32 Spesifikasi DME Reactor Feed Heater (E-412)

Tabel VII-32 Spesifikasi DME Reactor Feed Heater (E-412)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	E-412
Tipe	<i>Shell and Tube 1-2 Heat Exchanger</i>
Fungsi	Untuk memanaskan <i>feed reactor</i> DME untuk menyesuaikan kondisi operasi di reaktor
Bahan	<i>Carbon Steel</i>
Jumlah	1 buah
Ketentuan	$R_D > 0,002$ hr.ft ² .°F/Btu
	$\Delta P_{liquid} < 10$ psi
	$\Delta P_{gas} < 2$ psi
Shell	ID = 23 in
	<i>Baffle</i> = 6
	<i>Passes</i> = 1
	$\Delta P = 4,7$ psi
Tube	ID = 1,0 in
	OD = 1,0 in
	BWG = 12
	<i>Pitch</i> = 1 1/4 in Triangular
	<i>Passes</i> = 2
	Panjang = 18 ft
	Jumlah = 241
$\Delta P = 3,1$ psi	
Hasil Perhitungan	$R_D = 0,0045$ hr.ft ² .°F/Btu
	Luas area = 1136 ft ²

VII.1.33 Spesifikasi DME Expansion Valve (K-413)

Tabel VII-33 Spesifikasi DME Expansion Valve (K-413)

Spesifikasi	Keterangan
Nama	DME Expansion Valve
Kode	K-413
Fungsi	Menurunkan tekanan arus <40> menjadi 10,1 bar
Tipe	Linear Opening Valve
Suhu Operasi	250 °C
Tekanan Operasi	15,3621 bar
Cv	2,5702

VII.1.34 Spesifikasi DME Product Cooler (E-414)

Tabel VII-34 Spesifikasi DME Product Cooler (E-414)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	E-414
Tipe	<i>Shell and Tube 1-2 Heat Exchanger</i>
Fungsi	Untuk mendinginkan raw DME sebelum dipisahkan dalam <i>DME Distillation Column</i>
Bahan	<i>Carbon Steel</i>
Jumlah	1 buah
Ketentuan	$R_D > 0,002$ hr.ft ² .°F/Btu
	$\Delta P_{liquid} < 10$ psi
	$\Delta P_{gas} < 2$ psi
Shell	ID = 17 in
	<i>Baffle</i> = 4
	<i>Passes</i> = 1
	$\Delta P = 7,0$ psi
Tube	ID = 0,8 in
	OD = 1,0 in
	BWG = 12
	<i>Pitch</i> = 1 1/4 in square
	<i>Passes</i> = 2
	Panjang = 14 ft
	Jumlah = 112
$\Delta P = 1,0$ psi	
Hasil Perhitungan	$R_D = 0,0062$ hr.ft ² .°F/Btu
	Luas area = 411 ft ²

VII.1.35 Spesifikasi DME Distillation Column I (D-510)

Tabel VII-35 Spesifikasi DME Distillation Column I (D-510)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	<i>DME Distillation Column I</i>
Kode	D-510
Fungsi	Proses untuk memisahkan DME dan air
Tipe	<i>Sieve Tray Tower</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Jumlah	1 unit
Jumlah <i>Plate</i>	21 <i>plates</i>
<i>Plate Spacing</i>	2 ft
Jenis Aliran	<i>Cross flow</i>
Diameter Kolom	8,0 in
<i>Area of Coloumn</i>	50,3 ft ²
<i>Active Area</i>	40,2 ft ²
<i>Active of Holes</i>	4,0 ft ²

<i>Area of Downcomer</i>	5,0	ft ²
<i>A_h/A</i>	0,1	
<i>A_d/A</i>	0,1	
<i>A_h/A_A</i>	0,1	
<i>d_h</i>	0,3	in
<i>h_w</i>	1,5	in
<i>l_w</i>	69,8	in
<i>Vessel</i>		
<i>Tipe Vessel</i>	<i>Vertical tall vessel</i>	
<i>Tinggi Vessel</i>	45	ft
<i>Tebal Shell</i>	1	in
<i>Tipe Head</i>	<i>Torispherical dishead head</i>	
<i>Tinggi Head</i>	1,75	ft
<i>Tebal Head</i>	1 1/2	in

VII.1.36 Spesifikasi Condenser DME Distillation Column I (E-511)

Tabel VII-36 Spesifikasi Condenser DME Distillation Column I (E-511)

Spesifikasi	Keterangan		
Kode	E-511		
Tipe	<i>Shell and Tube 1-2 Heat Exchanger</i>		
Fungsi	Untuk mendinginkan <i>top product</i> D-510		
Bahan	<i>Carbon Steel</i>		
Jumlah	1 buah		
Ketentuan	R_D	>	0,002 hr.ft ² .°F/Btu
	ΔP liquid	<	10 psi
	ΔP gas	<	2 psi
Shell	ID	=	37 in
	<i>Baffle</i>	=	10
	<i>Passes</i>	=	1
	ΔP	=	0,9 psi
Tube	ID	=	0,8 in
	OD	=	1,0 in
	BWG	=	12
	<i>Pitch</i>	=	1 1/4 in triangular
	<i>Passes</i>	=	2
	Panjang	=	18 ft
	Jumlah	=	674
Hasil Perhitungan	R_D	=	0,0021 hr.ft ² .°F/Btu
	Luas area	=	3176 ft ²

VII.1.37 Spesifikasi Accumulator Distillate DME Distillation Column I (F-512)

Tabel VII-37 Spesifikasi Accumulator Distillate DME Distillation Column I (F-512)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	Accumulator Distillate DME Column I
Kode	F-512
Fungsi	Tempat menampung sementara distilat dari D-510
Material	<i>Carbon Steel SA 212 Grade B</i>
Jumlah	1 Unit
Tipe	Silinder tegak dengan tutup bentuk <i>standart dishead head</i>
Diameter	7,5 ft 2,2858 m
Tinggi	12,3517 ft 3,7646 m
Tebal	1/2 in
Tebal tutup atas	1 1/8 in
Tebal tutup bawah	1 1/8 in

VII.1.38 Spesifikasi DME Product Pump (L-513)

Tabel VII-38 Spesifikasi DME Product Pump (L-513)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	DME Feed Pump
Kode	L-513
Fungsi	Memompa DME dari accumulator F-512 ke DME Storage F-514
Jumlah	1 Unit
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>
Kapasitas	197 gpm
Power	3 hp
Material	<i>Case : Cast Iron</i> <i>Rotor : Carbon Steel</i>
Ukuran Pipa	
<i>Nominal Pipe Size</i>	4 in
<i>Schedule No.</i>	40
OD	6,6 in
ID	6,1 in
<i>Flow Area</i>	0,2 ft ² = 28,9 in ²

VII.1.39 Spesifikasi DME Storage Tank (F-514)

Tabel VII-39 Spesifikasi DME Storage Tank (F-514)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	<i>DME Storage</i>
Kode	F-514
Fungsi	Menampung produk dimetil eter
Material	<i>High Alloy Steel SA 240 Grade S</i>
Jumlah	1 Unit
Tipe	Silinder tegak dengan tutup bentuk <i>standart dishead head</i>

Diameter	11	ft	3,3526	m
Tinggi	18,47	ft	5,6308	m
Tebal	3/4	in		
Tebal tutup atas	1 3/4	in		
Tebal tutup bawah	1 1/2	in		

VII.1.40 Spesifikasi Reboiler DME Distillation Column I (E-515)

Tabel VII-40 Spesifikasi Reboiler DME Distillation Column I (E-515)

Spesifikasi	Keterangan			
Kode	E-515			
Tipe	<i>Shell and Tube 1-2 Heat Exchanger</i>			
Fungsi	Untuk menguapkan <i>bottom product</i> D-510			
Bahan	<i>Carbon Steel</i>			
Jumlah	1 buah			
Ketentuan	R_D	>	0,002	hr.ft ² .°F/Btu
	ΔP liquid	<	10	psi
	ΔP gas	<	2	psi
Shell	ID	=	17	in
	<i>Baffle</i>	=	4	
	<i>Passes</i>	=	1	
	ΔP	=	2,1	psi
Tube	ID	=	0,8	in
	OD	=	1,0	in
	BWG	=	12	
	<i>Pitch</i>	=	1 1/4	in Square
	<i>Passes</i>	=	2	
	Panjang	=	16	ft
	Jumlah	=	112	
	ΔP	=	0,30	psi
Hasil Perhitungan	R_D	=	0,0037	hr.ft ² .°F/Btu
	Luas area	=	469	ft ²

VII.1.41 Spesifikasi DME Distillation Column II (D-520)

Tabel VII-41 Spesifikasi DME Distillation Column II (D-520)

Spesifikasi	Keterangan	
Nama Alat	<i>DME Distillation Column II</i>	
Kode	D-520	
Fungsi	Proses untuk memisahkan Methanol dan air	
Tipe	<i>Sieve Tray Tower</i>	
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>	
Jumlah	1	unit
Jumlah <i>Plate</i>	12	<i>plates</i>
<i>Plate Spacing</i>	2	ft

Jenis Aliran	<i>Cross flow</i>	
Diameter Kolom	13,0	in
<i>Area of Coloumn</i>	132,8	ft ²
<i>Active Area</i>	106,2	ft ²
<i>Active of Holes</i>	10,6	ft ²
<i>Area of Downcomer</i>	13,3	ft ²
A_h/A	0,1	
A_d/A	0,1	
A_h/A_A	0,1	
d_h	0,3	in
h_w	1,5	in
l_w	113,4	in
<i>Vessel</i>		
Tipe <i>Vessel</i>	<i>Vertical tall vessel</i>	
Tinggi <i>Vessel</i>	30	ft
Tebal <i>Shell</i>	1 1/8	in
Tipe <i>Head</i>	<i>Torispherical dishead head</i>	
Tinggi <i>Head</i>	3,06	ft
Tebal <i>Head</i>	1 3/8	in

VII.1.42 Spesifikasi Reboiler DME Distillation Column II (E-521)

Tabel VII-42 Spesifikasi Reboiler DME Distillation Column II (E-521)

Spesifikasi	Keterangan		
Kode	E-521		
Tipe	<i>Shell and Tube 1-2 Heat Exchanger</i>		
Bahan	<i>Carbon Steel</i>		
Jumlah	1 buah		
Ketentuan	R_D	>	0,002 hr.ft ² .°F/Btu
	ΔP liquid	<	10 psi
	ΔP gas	<	2 psi
Shell	ID	=	37 in
	<i>Baffle</i>	=	7
	<i>Passes</i>	=	1
	ΔP	=	2,8 psi
Tube	ID	=	0,8 in
	OD	=	1,0 in
	BWG	=	12
	<i>Pitch</i>	=	1 1/4 in triangular
	<i>Passes</i>	=	2
	Panjang	=	16 ft
	Jumlah	=	596
ΔP	=	0,1 psi	
Hasil Perhitungan	R_D	=	0,0023 hr.ft ² .°F/Btu
	Luas area	=	2497 ft ²

VII.1.43 Spesifikasi Condenser DME Distillation Column II (E-522)

Tabel VII-43 Spesifikasi Condenser DME Distillation Column II (E-522)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	E-522
Tipe	<i>Shell and Tube 1-2 Heat Exchanger</i>
Fungsi	Untuk mendinginkan <i>top product</i> D-520
Bahan	<i>Carbon Steel</i>
Jumlah	1 buah
Ketentuan	$R_D > 0,002$ hr.ft ² .°F/Btu
	$\Delta P_{liquid} < 10$ psi
	$\Delta P_{gas} < 2$ psi
Shell	ID = 17 in
	<i>Baffle</i> = 4
	<i>Passes</i> = 1
	$\Delta P = 1,9$ psi
Tube	ID = 0,8 in
	OD = 1,0 in
	BWG = 12
	<i>Pitch</i> = 1 1/4 in triangular
	<i>Passes</i> = 2
	Panjang = 16 ft
	Jumlah = 131
$\Delta P = 0,6$ psi	
Hasil Perhitungan	$R_D = 0,0068$ hr.ft ² .°F/Btu
	Luas area = 549 ft ²

VII.1.44 Spesifikasi Accumulator Distillate DME Distillation Column II (F-523)

Tabel VII-44 Spesifikasi Accumulator Distillate DME Distillation Column II (F-523)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	Accumulator Distillate DME Column II
Kode	F-523
Fungsi	Tempat menampung sementara distilat dari D-520
Material	<i>Carbon Steel SA 212 Grade B</i>
Jumlah	1 Unit
Tipe	Silinder tegak dengan tutup bentuk <i>standart dishead head</i>
Diameter	7 ft 2,1334 m
Tinggi	11,5744 ft 3,5277 m
Tebal	1/4 In
Tebal tutup atas	3/8 In
Tebal tutup bawah	5/8 In

VII.1.45 Spesifikasi Methanol Recycle Pump (L-524)

Tabel VII-45 Spesifikasi Methanol Recycle Pump (L-524)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	Methanol Recycle Pump
Kode	L-524
Fungsi	Memompa metanol kembali ke DME reaktor
Jumlah	1 Unit
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>
Kapasitas	59 Gpm
Power	1 Hp
Material	<i>Case</i> : <i>Cast Iron</i> <i>Rotor</i> : <i>Carbon Steel</i>
Ukuran Pipa	
<i>Nominal Pipe Size</i>	4 In
<i>Schedule No.</i>	40
OD	3,5 In
ID	3,1 In
<i>Flow Area</i>	0,1 ft ² = 7,393 in ²

VII.2 Harga Alat

Daftar harga dan peralatan yang digunakan dalam Pra Desain Pabrik DME dari gas alam dengan proses tidak langsung sebagai berikut :

Tabel VII-46 Daftar Harga Peralatan yan Digunakan

NO	KODE ALAT	Nama Alat	Jumlah	Harga US\$, 2014		Harga Total US\$, 2022
				Per Unit	Total	
1	R - 110	Primary Reformer	1	1.258.000	1.258.000	1.476.884,524
2	G - 111	Natural Gas Compressor	1	694.200	694.200	814.986,6744
3	E - 112	Primary Reforming Preheater	1	210.200	210.200	246.773,5508
4	R - 120	Secondary Reformer	1	989.700	989.700	1.161.901,918
5	L - 121	Demin Water Pump	1	12.700	12.700	14.909,72452
6	E - 122	Oxygen Pre Heater	1	193.700	193.700	227.402,6489
7	E - 123	Waste Heat Boiler	1	83.200	83.200	97.676,30555
8	E - 124	Syn Gas Cooler	2	86.100	172.200	202.161,7766
9	K - 125	Syn Gas Expansion Valve	1	1000	1000	1.173,994057
10	H - 126	Separator I	1	27.200	27.200	31.932,63835
11	G - 127	Syn Gas Compressor	1	787.500	787500	924.520,3199
12	R - 210	Methanol Reactor	1	904.300	904.300	1.061.642,826
13	E - 211	Waste Heat Boiler	1	95.600	95.600	112.233,8319
14	E - 212	Interchanger	2	83.400	166.800	195.822,2087

15	E - 213	Raw Methanol Cooler	2	74.700	149.400	175.394,7121
16	H - 214	Separator II	1	27.200	27.200	31.932,63835
17	G - 215	Recycle Gas Compressor	1	131.800	131.800	154.732,4167
18	K - 216	Methanol Expansion Valve	1	1.000	1.000	1.173,994057
19	D - 310	Methanol Distillation Column I	1	499.400	499.400	586.292,6321
20	E - 311	Condenser Distillation Column I	1	10.800	10.800	12.679,13582
21	F - 312	Accumulator Distillate Distillation Column I	1	11.300	11.300	13.266,13284
22	E - 313	Reboiler Distillation Column I	1	19.100	19.100	22.423,28649
23	D - 320	Methanol Distillation Column II	1	1.572.300	1.572.300	1.845.870,856
24	E - 321	Reboiler Distillation Column II	1	34.300	34.300	40.267,99616
25	E - 322	Condenser Distillation Column II	1	33.700	33.700	39.563,59972
26	F - 323	Accumulator Distillate Distillation Column II	1	20.900	20.900	24.536,47579
27	L - 324	Methanol Product Pump	1	9700	9700	11.387,74235
28	E - 325	Methanol Product Cooler	1	33.700	33.700	39.563,59972
29	F - 326	Methanol Storage Tank	1	126.500	126.500	148.510,2482
30	R - 410	DME Reactor	1	693.400	693.400	814.047,4792
31	L - 411	DME Feed Pump	1	9700	9700	11.387,74235
32	E - 412	DME Reactor Feed Heater	1	54.300	54.300	63.747,8773
33	K - 413	DME Expansion Valve	1	1000	1000	1173,994057
34	E - 414	DME Product Cooler	1	23.700	23.700	27.823,65915
35	D - 510	DME Distillation	1	1.660.600	1.660.600	1.949.534,531

		Column I				
36	E - 511	Condenser Distillation Column I	1	83.400	83.400	97.911,10436
37	F - 512	Accumulator Distillate DME Column I	1	19.800	19.800	23.245,08233
38	L - 513	DME Product Pump	1	9700	9700	11.387,74235
39	F - 514	DME Storage Tank	1	94.000	94.000	110.355,4414
40	E - 515	Reboiler Distillation Column I	1	26.500	26.500	31.110,84251
41	D - 520	DME Distillation Column II	1	1.565.000	1.565.000	1.837.300,699
42	E - 521	Reboiler Distillation Column II	1	79.900	79.900	93.802,12516
43	E - 522	Condenser Distillation Column II	1	25.300	25.300	29.702,04964
44	F - 523	Accumulator Distillate DME Column II	1	15.100	15.100	17.727,31026
45	L - 524	Methanol Recycle Pump	1	6300	6300	7396,16256
Total						14.845.272,25

VII.3 Tata Letak Pabrik Secara Garis Besar

Secara garis besar, denah dan perkiraan luas pembangunan pabrik DME ini disajikan dalam gambar V-1 berikut.



Gambar V-1 Denah Lokasi Pabrik DME

Keterangan:

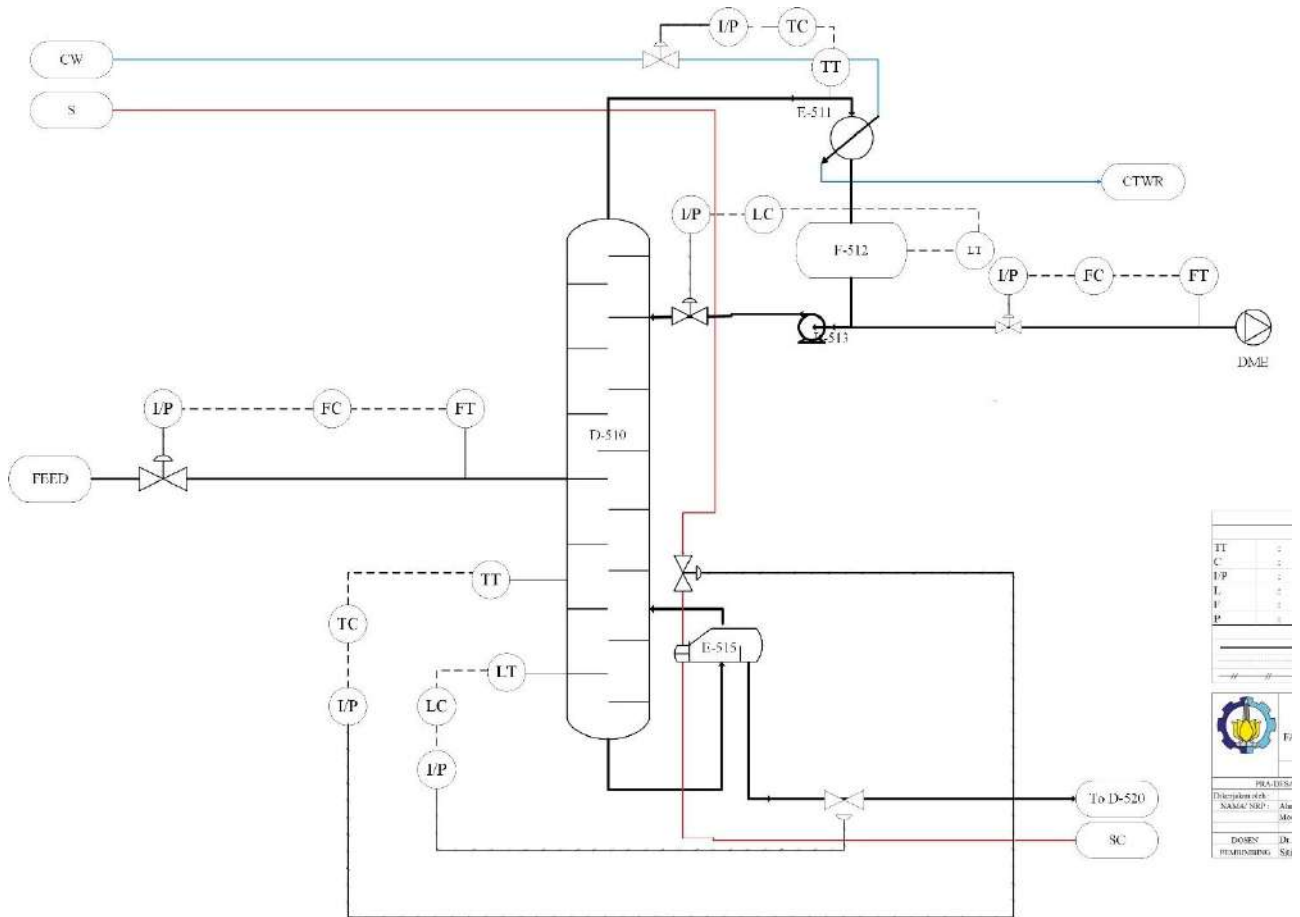
- A. Unit Proses Reformer
- B. Unit Proses Pembentukan Methanol
- C. Storage Methanol
- D. Unit Proses Pembentukan DME
- E. Storage DME

Dengan total ketersediaan lahan di Zona Ekonomi Eksklusif Arun seluas 124.383 Ha, perencanaan pembangunan pabrik DME ini paling banyak akan membutuhkan area seluas 70,73 Ha.

VII.4 P&ID Alat Utama dan Preliminary Hazop

VII.4.1 P&ID Alat Utama

Dalam gambar V-2 ditampilkan P&ID dari alat utama pabrik DME, yaitu kolom distilasi.



DME Distillation Column I	
Pengertian Huruf Indikator	
TT	: TEMPERATURE TRANSMITTER
C	: CONTROLLER
I/P	: AMPERE TO PNEUMATIC
L	: Level
F	: Flow
P	: Pressure
Pengertian Garis Penghubung	
—————	Massa
-----	Elektrik
- - - - -	Pneumatik

Gambar V-2 P&ID Kolom Distilasi

VII.4.2 Preliminary HAZOP

Node	Parameter	Guide word	Deviations	Kemungkinan Penyebab	Konsekuensi	Tindakan
Feed Line	Flow	Less	Less Flow	- Penyumbatan Pipa -Kontrol valve tertutup -Pompa mengalami penurunan kinerja dan	-Kolom mengalami penurunan <i>level</i> -Penurunan kualitas produk	- Melakukan instalasi <i>low flow alarm</i> - Rutin melakukan maintenance sesuai jadwal dan prosedur
		More	More Flow	-Kontrol valve tidak dapat tertutup -Kenaikan kapasitas pada pompa	-Kolom mengalami <i>flooding</i> -Penurunan kualitas produk	- Melakukan instalasi <i>high flow alarm</i> - Rutin melakukan maintenance sesuai jadwal dan prosedur
Column	Level	Low	Low Level	-Penurunan <i>flowrate</i> pada feed	-Penurunan <i>level</i> pada kolom distilasi -Dapat menimbulkan terjadinya <i>backflow</i> pada aliran	- Melakukan instalasi <i>low level alarm</i> - Mengatur control valve pada aliran reboiler agar level bottom product sesuai dengan yang diharapkan - Melakukan instalasi ulang pada valve
		High	High Level	-Kerusakan pada level controller	-Terjadinya entrainment -Aliran yang sudah	-Melakukan instalasi <i>high level alarm</i> - Mengatur control valve pada aliran

					terkondensasi kembali ke kolom distilasi	reboiler agar level bottom product sesuai dengan yang diharapkan -Rutin melakukan maintenance sesuai jadwal dan prosedur
	Temperature	High	High Temperature	<i>-Temperature controll</i> rusak	-Komponen yang seharusnya ada pada bottom akan ikut ke top product	- Melakukan instalasi <i>high temperature alarm</i> - Mengatur aliran steam pada kondensor agar kondensasi tetap sesuai yang diinginkan
Condenser	Pressure	High	High Pressure	<i>-Pressure controll</i> rusak	-Kondenser dapat meledak karna tidak mampu menahan <i>overpressure</i>	- Melakukan instalasi <i>high pressure alarm</i> - Melakukan instalasi <i>rupture disc</i>
	Flow	More	More Flow	-Kenaikan kapasitas pada pompa	- Kolom mengalami <i>flooding</i> -Penurunan kualitas produk	- Melakukan instalasi <i>high flow alarm</i> - Rutin melakukan maintenance sesuai jadwal dan prosedur pada pompa
Reboiler	Pressure	High	High Pressure	-Kerusakan pada valve kondensat steam	-Mengalami <i>overheating</i> pada tube	- Melakukan instalasi <i>high pressure alarm</i> - Menyiapkan <i>bypass line</i>

	Flow	More	More Flow	- Kerusakan pada <i>flow controller</i>	-Tejadinya <i>flooding</i> sehingga menyebabkan aliran vapor pada kolom meingkat	- Melakukan instalasi <i>high flow alarm</i> - Rutin melakukan maintenance sesuai jadwal dan prosedur
--	------	------	--------------	---	--	--

BAB VI

ANALISA EKONOMI

VIII.1 Pengolahan Sumber Daya Manusia

VIII.1.1 Bentuk Badan Perusahaan

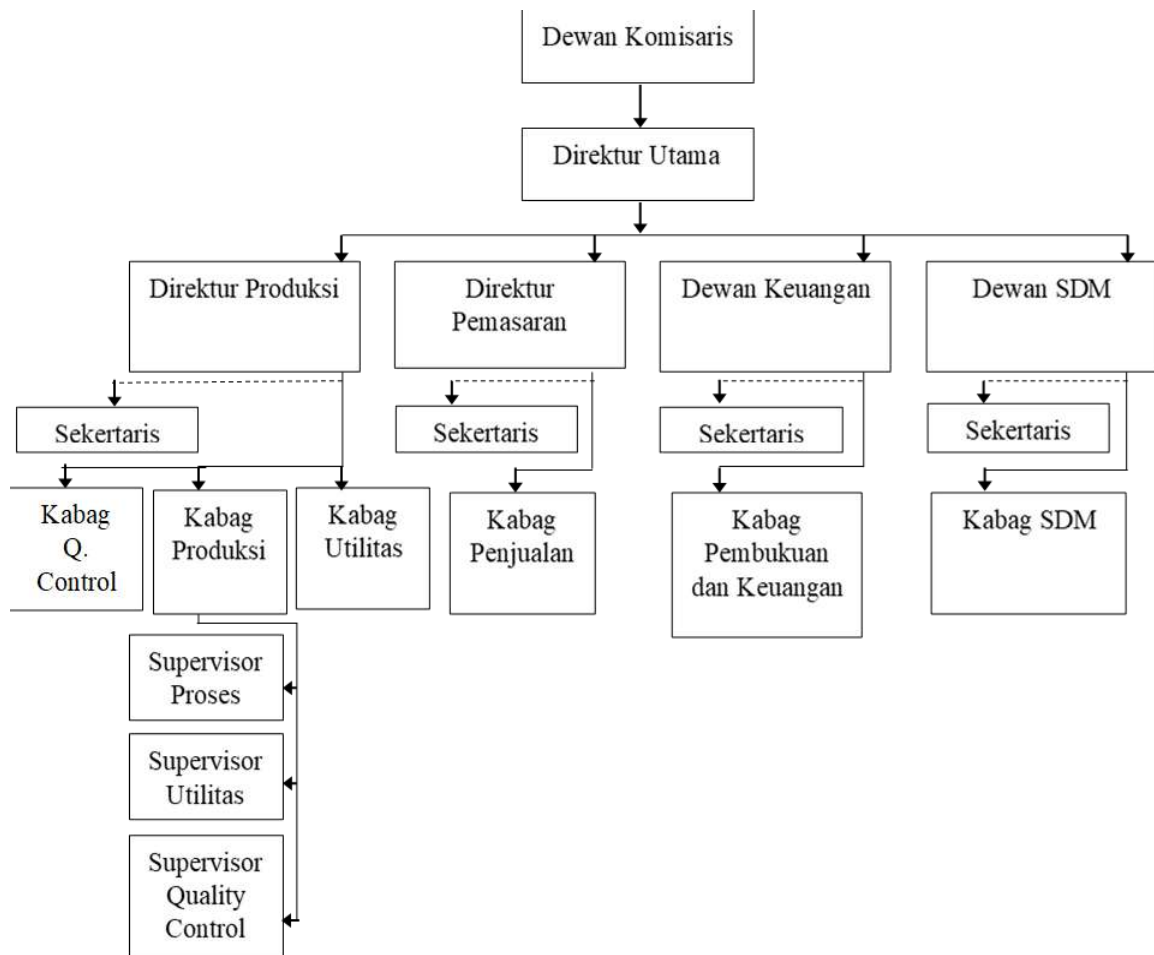
Bentuk badan perusahaan Pabrik Dimetil Eter (DME) dari Gas Alam ini dipilih Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas merupakan suatu persekutuan yang menjalankan perusahaan dengan modal usaha yang terbagi atas beberapa saham, di mana tiap sekutu (disebut juga persero) turut mengambil bagian sebanyak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

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

VIII.1.2 Struktur Organisasi Perusahaan

Berdasarkan sistem organisasi yang dipilih, yakni garis dan staff maka disusunlah suatu bagan struktur organisasi perusahaan. Jumlah setiap bagian yang ada didasarkan pada jumlah tenaga kerja yang diperlukan oleh perusahaan. Di mana perusahaan dengan kapasitas 197.050 ton/tahun dengan dua tahapan proses utama, maka diperlukan jumlah tenaga kerja sebanyak 124 pekerja.

(Timmerhauss, 1991)



Gambar VIII-1 Struktur Organisasi Perusahaan

Bagan diatas merupakan struktur organisasi perusahaan dari Pabrik DME dari Gas Alam ini dan berikut ini merupakan penjelasan pembagian kerja dalam organisasi perusahaan tersebut:

1. Dewan Komisaris

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

Tugas dewan komisaris :

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

2. Direktur Utama

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

Tugas direktur utama

- Menetapkan strategi perusahaan, merumuskan rencana-rencana dan cara melaksanakannya.
- Menetapkan sistem organisasi yang dianut dan menetapkan pembagian kerja, tugas dan tanggung jawab dalam perusahaan untuk mencapai tujuan yang telah ditetapkan.
- Mengadakan koordinasi yang tepat dari semua bagian.
- Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk mengadakan tugas masing-masing.
- Mempertanggungjawabkan kepada dewan komisaris, segala pelaksanaan dari anggaran belanja dan pendapatan perusahaan.
- Menentukan kebijakan keuangan.

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

3. Direktur Produksi

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

Tugas direktur produksi adalah :

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

4. Direktur Keuangan

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

Tugas direktur keuangan adalah :

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

5. Direktur Pemasaran

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

Tugas direktur pemasaran adalah :

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

6. Direktur SDM

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

- Membantu direktur utama dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok dalam bidang kepegawaian, fasilitas bagi karyawan, peningkatan mutu karyawan, pelayanan terhadap masyarakat maupun karyawan serta keamanan pabrik.

Tugas direktur SDM adalah :

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

7. Kepala Bagian Produksi

Tugas kepala bagian produksi adalah :

- Bertanggung jawab langsung kepada direktur produksi.
- Memastikan dalam produksi berjalan lancar.

- Memastikan bahwa bagian produksi menguasai proses produksi.
8. Kepala Bagian Quality Control
- Tugas kepala bagian quality control adalah :
- Memastikan produksi sesuai dengan spesifikasi yang telah ada,
 - Bertanggung jawab untuk dokumentasi inspeksi dan tes yang dilakukan pada produk.
9. Kepala Bagian Utilitas
- Tugas kepala bagian utilitas adalah :
- Memelihara alat-alat dalam utilitas dan untuk IPAL (Instalasi Pengolahan Air Limbah)
10. Kepala Bagian Penjualan
- Tugas kepala bagian penjualan adalah :
- Mengusahakan agar hasil-hasil produksi dapat disalurkan dan didistribusikan secara tepat agar harga jual terjangkau dan mendapat keuntungan optimum.
 - Mengumpulkan fakta-fakta kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
 - Berkoordinasi dengan karyawan bidang penjualan.
 - Bertanggung jawab langsung kepada direktur pemasaran.
11. Kepala Bagian Pembukuan dan Keuangan
- Tugas kepala bagian pembukuan dan keuangan adalah :
- Mengadakan kontak dengan pihak penjual bahan baku dan mempersiapkan order-order pembelian. Untuk mempersiapkan pembelian, harus ditetapkan :
 - Barang yang dibeli
 - Jumlah yang dibeli
 - Waktu pembelian
 - Tempat pembelian
 - Syarat penyerahan barang yang akan dibeli
 - Mengumpulkan fakta-fakta kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
 - Berkoordinasi dengan karyawan bidang pengelolaan dana.
 - Bertanggung jawab langsung kepada direktur keuangan.
12. Kepala Bagian SDM
- Tugas kepala bagian kepegawaian adalah :
- Mengurusi penelitian dan pelatihan terhadap karyawan maupun pelajar yang akan melakukan kerja praktek.
 - Mengurusi kesejahteraan karyawan meliputi gaji, tunjangan dan penerimaan pegawai baru.

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

13. Supervisor Utilitas

Tugas supervisor utilitas adalah :

- Mengawasi dan mengatur support forklift dan alat berat ke semua bagian.
- Mengkoordinasikan karyawan bagian utilitas yang terdiri dari supervisor dan operator yang bekerja langsung di lapangan.
- Menjaga ketersediaan sistem/metode/prosedur baku yang terukur untuk meningkatkan dan mengevaluasi sistem/metode/prosedur pemeliharaan dan perbaikan mesin utilitas maupun cara mengoperasikannya dengan mengatur dan memonitor jadwal pemeliharaan dan perbaikan.
- Bertanggung jawab langsung kepada kepala bagian utilitas.

14. Supervisor Proses

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

Tugas supervisor proses adalah :

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

15. Supervisor Quality Control

Tugas supervisor quality control antara lain adalah :

- Mengontrol kualitas produk, meneliti, dan mengembangkan penggunaan bahan baku serta produksi yang lebih baik dan lebih ekonomis.
- Menganalisa bahan baku proses dan analisa produk secara kimia maupun fisik.
- Mengumpulkan fakta-fakta kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
- Bertanggung jawab langsung kepada kepala bagian quality control.

VIII.1.3 Perincian Jumlah Tenaga Kerja

Pabrik DME dari gas alam ini memiliki kapasitas 210.045 ton/tahun atau 636.5 ton/hari. Berdasarkan kapasitas tersebut dan jenis proses yang terjadi di pabrik, maka diperoleh bahwa pabrik ini membutuhkan jam tenaga kerja sebanyak 64 jam tenaga kerja per hari untuk setiap tahapan prosesnya. Selain itu, pabrik ini secara garis besar memiliki 3 tahapan utama yaitu reforming gas alam menjadi syngas, konversi syngas menjadi metanol, sintesa metanol menjadi DME . Sehingga bila dikalikan dengan tahapan proses yang ada, maka dalam satu hari pabrik ini membutuhkan 80 tenaga kerja. Dengan 3 shift kerja operator selama 8 jam maka dibutuhkan 20 tenaga kerja sebagai operator (Timmerhauss, 1991).

VIII.1.4 Status Karyawan dan Pemberian Gaji

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

a. Karyawan Tetap

Karyawan tetap adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan surat keputusan (SK) direksi dan mendapat gaji bulanan berdasarkan kedudukan, keahlian dan masa kerja.

b. Karyawan Harian

Karyawan yang diangkat dan diberhentikan oleh direksi tanpa SK dari direksi dan mendapat upah harian yang dibayar setiap akhir pekan.

c. Pekerja Borongan

Pekerja borongan adalah tenaga yang diperlukan oleh pabrik bila diperlukan pada saat tertentu saja, misalnya : tenaga *shut down*, bongkar muat bahan baku. Pekerja borongan menerima upah borongan untuk suatu pekerjaan tertentu.

Tabel VIII-1 Daftar Gaji Karyawan

No.	Jabatan	Gaji / bulan	Jumlah	Jumlah
		(Rp)	karyawan	(Rp)
1	Dewan Komisaris	Rp 40.000.000	3	120.000.000
2	Direktur Utama	Rp 30.000.000	1	30.000.000
3	Direktur Produksi	Rp 25.000.000	1	25.000.000
4	Direktur Keuangan dan Aministrasi	Rp 25.000.000	1	25.000.000
5	Kabag:			
	a.Produksi	Rp 12.000.000	1	12.000.000
	b.Keuangan	Rp 12.000.000	1	12.000.000

	c.Warehouse	Rp 12.000.000	1	12.000.000
	d.Personalia	Rp 12.000.000	1	12.000.000
6	Kepala Divisi:			
	a.Pengendalian Proses	Rp 10.000.000	1	10.000.000
	b.Mutu Produksi dan Lab	Rp 10.000.000	1	10.000.000
	c.K3	Rp 10.000.000	1	10.000.000
	d.Teknik dan Maintenance	Rp 10.000.000	1	10.000.000
	e.Keuangan	Rp 10.000.000	1	10.000.000
	f.Promosi dan Penjualan	Rp 10.000.000	1	10.000.000
	g.SDM dan Umum	Rp 10.000.000	1	10.000.000
7	Supervisor	Rp 8.000.000	6	48.000.000
8	Foreman	Rp 6.000.000	12	72.000.000
9	Operator Keuangan	Rp 5.000.000	12	60.000.000
10	Operator Lapangan	Rp 5.000.000	20	100.000.000
11	Karyawan:			
12	a.Maintenance	Rp 4.000.000	8	32.000.000
	b.Laboratorium	Rp 3.000.000	10	30.000.000
	c.Pembukuan dan Keuangan	Rp 3.000.000	4	12.000.000
	d.SDM	Rp 3.000.000	2	6.000.000
	e.Humas	Rp 3.000.000	2	6.000.000
	f.Kesehatan			
	-Dokter	Rp 4.000.000	1	4.000.000
	-Perawat	Rp 3.000.000	2	6.000.000
	g.Keamanan	Rp 2.500.000	10	25.000.000
	h.Kebersihan	Rp 2.500.000	10	25.000.000
	i.Supir	Rp 2.500.000	8	20.000.000
Total				764.000.000

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

1. Karyawan Non Shift

Dengan jam kerja : 08.00-17.00 WIB

Jam Istirahat : 12.00-13.00 WIB

2. Karyawan Shift

Pagi : 06.00 -14.00

Siang : 14.00-22.00

Malam : 22.00-06.00

Tabel VIII-2 Pembagian Shift

Jam Kerja	Karyawan						
	Senin	Selasa	Rabu	Kamis	Jumat	Sabtu	Minggu
Pagi (06.00-14.00)	Team A	Team D	Team C	Team B	Team A	Team B	Team C
Siang (14.00-22.00)	Team B	Team A	Team D	Team C	Team B	Team C	Team D

Malam (22.00-06.00)	Team C	Team B	Team A	Team D	Team C	Team D	Team A
Libur	Team D	Team C	Team B	Team A	Team D	Team A	Team B

VIII.2 Analisa Ekonomi

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

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

Tabel VI-3 Fixed Capital Investment

A. Biaya Langsung (Direct Cost, DC).							
1	Harga peralatan (E)		100%	x	E	Rp	312.072.488.550
2	Instalasi		39%	x	E	Rp	121.708.270.535
3	Instrumentasi dan kontrol		26%	x	E	Rp	31.644.150.339
4	Perpipaan (terpasang)		31%	x	E	Rp	9.809.686.605
5	Listrik (terpasang)		10%	x	E	Rp	980.968.661
Freight on Board (FOB)						Rp	476.215.564.690
6	Biaya Pengangkutan kapal l		21%	x	FOB	Rp	100.005.268.585
Cost & Freight (C&F)						Rp	576.220.833.274
7	Biaya Asuransi		2%	x	C&F	Rp	11.524.416.665
Cost of Insurance & Freight (CIF)						Rp	587.745.249.940
8	Biaya Angkut ke lokasi pab		10%	x	CIF	Rp	58.774.524.994
9	Bangunan dan perlengkapan		29%	x	E	Rp	90.501.021.680
10	Pembebasan Lahan		12%	x	E	Rp	37.448.698.626
11	Fasilitas Pelayanan		55%	x	E	Rp	171.639.868.703
12	Tanah		6%	x	E	Rp	18.724.349.313
Total Biaya Langsung (DC)						Rp	964.833.713.255
<i>(Timmerhaus, 1991)</i>							
B. Biaya tidak Langsung (Indirect Cost, IC)							
1	Teknik dan supervisi		32%	x	E	Rp	99.863.196.336
2	Biaya konstruksi		34%	x	E	Rp	106.104.646.107
3	Biaya hukum		4%	x	E	Rp	12.482.899.542
4	Biaya kontraktor		19%	x	E	Rp	59.293.772.825
5	Biaya tak terduga		37%	x	E	Rp	115.466.820.764
Indirect Cost (IC)						Rp	393.211.335.573

FCI (Fixed Capital Investment), Modal Tetap

$$\begin{aligned}
 \text{FCI} &= \text{DC} + \text{IC} \\
 &= \text{Rp } 964.833.713.255 + \text{Rp } 1.358.045.048.829
 \end{aligned}$$

$$= \text{Rp } 1.358.045.048.829$$

Modal Kerja (*Working Capital Investment/WCI*)

$$\begin{aligned} \text{WCI} &= 20\% \times \text{TCI} \\ \text{WCI} &= 20\% \times (\text{FCI} + \text{WCI}) \\ \text{WCI} &= 20\% + \text{WCI} \\ 80\% \text{ WCI} &= 20\% \times \text{Rp } 1.358.045.048.829 \\ 80\% \text{ WCI} &= \text{Rp } 203.706.757.324 \\ \text{WCI} &= \text{Rp } 254.633.446.655 \end{aligned}$$

Penaksiran Modal (*Capital Expenditure/CAPEX*)

$$\begin{aligned} \text{CAPEX} &= \text{FCI} + \text{WCI} \\ \text{CAPEX} &= \text{Rp } 1.358.045.048.829 + \text{Rp } 254.633.446.655 \\ \text{CAPEX} &= \text{Rp } 1.612.678.495.484 \end{aligned}$$

Tabel VI-4 Biaya Produksi dan Operasi

A. Biaya produksi langsung (Direct Production Cost, DPC)										
1.	Bahan baku (1 tahun)								Rp	494.197.065.653
2.	Tenaga Kerja (OL)								Rp	9.168.000.000
3.	Biaya pengawasan	15%	x	OL					Rp	1.375.200.000
4.	Utilitas	10%	x	OPEX	0,10	x	OPEX			
5.	Pemeliharaan dan perbaikan	2%	x	CAPEX					Rp	32.253.569.910
6.	Operating supplies	15%	x	PP					Rp	4.838.035.486
7.	Laboratorium	10%	x	OL					Rp	916.800.000
8.	Produk dan royalty	1,0%	x	OPEX	0,010	x	OPEX			
Total biaya produksi langsung (DPC)		11,0%		OPEX +					Rp	542.748.671.049
B. Biaya tetap (Fixed Charges, FC)										
1.	Depresiasi (alat, bangunan)	10%	x	CAPEX					Rp	161.267.849.548
2.	Pajak	1,5%	x	CAPEX					Rp	24.190.177.432
3.	Asuransi	0,8%	x	CAPEX					Rp	12.901.427.964
4.	Bunga	9,8%	x	Loan					Rp	110.065.307.317
Total biaya tetap (FC)									Rp	308.424.762.261
C. Biaya plant overhead (Plant Overhead Cost)										
Plant Overhead Cost (POC)										
	= 70%	x	(Tenaga Kerja + Pemeliharaan + Pengawasan)							
	= 70%	x	Rp 9.168.000.000 + Rp 32.253.569.910	=					Rp	1.375.200.000
	= 70%	x	10.543.200.000							
	=	Rp	7.380.240.000							

Total Manufacturing Cost (MC)

$$\begin{aligned} &= \text{DPC} + \text{FC} + \text{POC} \\ &= 11\% \text{ TPC} + \text{Rp } 858.553.673.310 \end{aligned}$$

VIII.2.1 Laju Pengembalian Modal (*Internal Rate of Return / IRR*)

Dari hasil perhitungan pada Appendiks D, didapatkan harga $i = 17,10\%$. Harga i yang diperoleh lebih besar dari harga i untuk bunga pinjaman yaitu $9,75\%$ per tahun. Dengan harga $i = 17,10\%$ yang didapatkan dari perhitungan menunjukkan bahwa pabrik ini layak didirikan.

VIII.2.2 Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time / POT*)

Dari perhitungan yang dilakukan pada Appendiks D didapatkan bahwa waktu pengembalian modal minimum adalah 5 tahun 11 bulan. Hal ini menunjukkan bahwa pabrik ini layak untuk didirikan karena POT yang didapatkan lebih kecil dari perkiraan usia pabrik.

VIII.2.3 Titik Impas (*Break Even Point / BEP*)

Analisa titik impas digunakan untuk mengetahui besarnya kapasitas produksi dimana biaya produksi total sama dengan hasil penjualan. Biaya tetap (FC) dan Biaya variabel (VC), Biaya semi variabel (SVC) dan biaya total cukup mempengaruhi oleh kapasitas produksi. Dari perhitungan yang dilakukan pada Appendiks D didapatkan bahwa Titik Impas (BEP) = $42,39\%$ atau $89041,65$ ton per hari.

VIII.2.4 *Net Present Value* (NPV)

Metode NPV merupakan metode menghitung selisih nilai sekarang dari kas masuk bersih dengan nilai sekarang dari biaya pengeluaran suatu investasi. Dari perhitungan yang telah dilakukan pada Appendiks D, didapatkan nilai WACC yaitu $11,33\%$ dan nilai NPV sebesar **Rp48.449.070.394**. Nilai dari NPV bernilai lebih dari 0 menandakan bahwa proyeksi pendapatan yang dihasilkan atau investasi melebihi dari proyeksi biaya yang dikeluarkan. Sehingga perusahaan layak untuk didirikan.

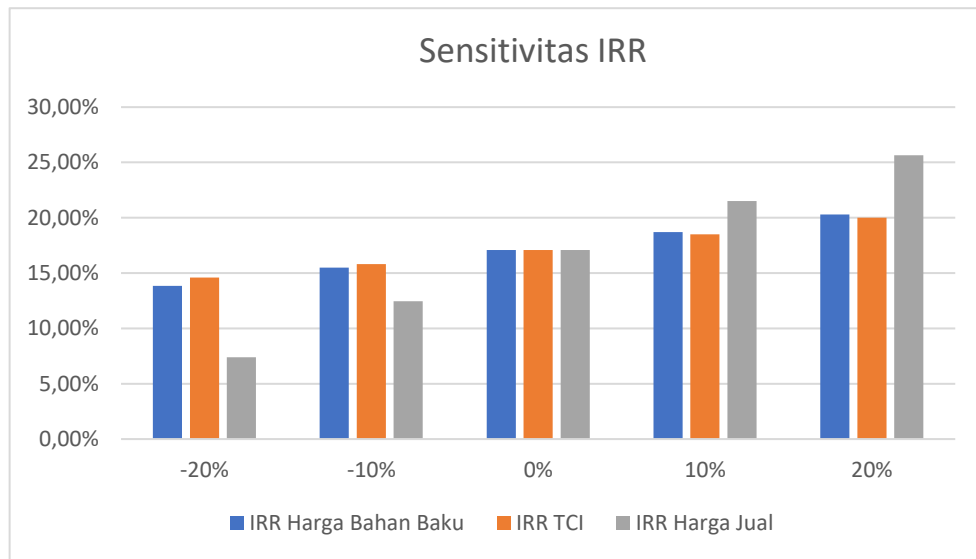
VIII.2.5 Sensitivitas IRR

Analisis sensitivitas merupakan analisis yang dilakukan untuk mengetahui akibat dari perubahan parameter-parameter produksi terhadap perubahan kinerja sistem produksi dalam menghasilkan keuntungan. Dengan melakukan analisis sensitivitas maka akibat yang mungkin terjadi dari perubahan-perubahan tersebut dapat diketahui dan diantisipasi sebelumnya.

Tabel VI-5 Sensitivitas IRR

Sensitivitas	IRR					
	Harga Bahan Baku	Selisih	TCI	Selisih	Harga Jual	Selisih
-20%	13,85%	-3,25%	14,60%	-2,50%	7,40%	-9,70%
-10%	15,50%	-1,60%	15,80%	-1,30%	12,45%	-4,65%

0%	17,10%	0,00%	17,10%	0,00%	17,10%	0,00%
10%	18,70%	1,60%	18,50%	1,40%	21,50%	4,40%
20%	20,30%	3,20%	20,00%	2,90%	25,65%	8,55%



Gambar VI-2 Grafik Sensitivitas IRR

Dari tabel VI-3 dan gambar VI-2 dapat disimpulkan bahwa Sensitivitas IRR sangat berpengaruh pada harga jual produk. Sehingga dalam menaikkan atau menurunkan harga jual produk harus mengkaji dan mempertimbangkan konsekuensi yang akan diterima oleh perusahaan.

VI.3 Aspek Sosial dan Lingkungan

Dalam pembangunan sebuah pabrik, perlu juga memperhatikan kesejahteraan dari masyarakat di lingkungan sekitar pabrik yang akan di dirikan, baik itu kesejahteraan ekonomi maupun kesejahteraan lingkungan. Untuk itu kami mengutamakan pegawai yang akan bekerja di pabrik yaitu berasal dari lingkungan sekitar, serta kami juga memperhatikan pengolahan limbah yang dihasilkan oleh pabrik kami.

VI.3.1 Penyerapan Tenaga Kerja dan Peningkatan PAD

Pada pabrik ini akan menyerap tenaga kerja dari wilayah Aceh untuk menempati posisi; Supervisor, Foreman, Operator, dan semua Karyawan dengan jumlah total yaitu 100 pekerja. Dengan menghitung secara keseluruhan, total gaji yang diberikan yaitu sebesar Rp446.000.000,- . Sehingga didapatkan rata-rata gaji yang diterima oleh tenaga kerja yang berasal dari lingkungan sekitar yaitu Rp4.600.000,-. Jika dibandingkan dengan Upah Minimum Provinsi (UMP) yaitu sebesar Rp 3.165.031, maka dapat dikatakan bahwa pendirian pabrik ini turut serta membantu peningkatan pendapatan para tenaga kerja di lingkungan sekitar.

VI.3.2 Penanganan Dampak Lingkungan

Dalam pendirian industri ini diperlukan juga langkah pencegahan dan penanganan dari dampak lingkungan yang disebabkan oleh adanya industri ini. Beberapa faktor utama yang akan kami monitor antara lain yaitu ;

1. Ekologi dan Ekosistem

Ekologi dan Ekosistem yang akan di monitor yaitu pada lingkungan perairan, daratan, dan udara, dimana diharapkan tidak ada yang berubah seiring berjalannya industri ini.

2. Baku mutu air

Selain akan berpengaruh bagi ekosistem perairan, kualitas air di lingkungan sekitar juga akan berdampak pada penduduk sekitar, sehingga perlu selalu di pantau.

3. Baku mutu udara

Baku mutu udara yang akan di monitor yaitu baku mutu udara ambien dan baku mutu udara emisi.

Dengan beberapa pendekatan dalam proses penanganannya, yaitu ;

1. Pendekatan teknologi, selalu me-monitor menggunakan teknologi yang ada
2. Pendekatan ekonomi, mencakup pemberian ganti rugi serta pemberdayaan masyarakat
3. Pendekatan institusional, meningkatkan koordinasi dengan pemerintah dan melengkapi peraturan yang ada.

BAB VII

KESIMPULAN

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

1. Perencanaan operasi : Kontinyu, 24 jam/hari, 330 hari/tahun
2. Proses terpilih : *Indirect Process* (proses tidak langsung)
3. Kapasitas produksi DME : 210.000 ton/tahun
4. Bahan baku gas alam : 746.111,89 ton/tahun
5. Lokasi pabrik : Lhokseumawe, NAD
6. Umur pabrik : 10 tahun
7. Masa konstruksi : 2 tahun
8. Analisis ekonomi :
 - *Internal Rate of Return* = 17,10 %
 - *Pay Out Time* = 5 tahun 11 bulan
 - *Break Even Point* = 42,39% atau 89041,65632 ton per tahun

Berdasarkan hasil analisis ekonomi tersebut, terlihat bahwa IRR sebesar 17,10% berada di atas bunga pinjaman bank sebesar 9,75%. Jangka waktu pengembalian modal (POT) yaitu pada tahun keenam bulan keenam lebih kecil dari waktu pengembalian modal yang ditetapkan pemberi pinjaman yaitu 10 tahun. Berdasarkan kondisi seperti ini, pabrik DME dari gas alam ini layak untuk didirikan.

DAFTAR PUSTAKA

- Arthur, J Kidnay dan William. 2006. *Fundamentals of Natural Gas Processing*. New York: CRC Press.
- Backhurst, J.R. dan Harker, J. H. *Process Plant Design*, HEINEMANN Educational Books, London, 1981.
- Brownell, Lloyd E. dan Edwin H. Young, "Process Equipment Design", John Wiley & Sons, New York, 1959.
- Coulson, JM, and Richardson, JF,"*Chemical Engineering*", Volume 6, John Willey and Sons, Inc.,1957.
- Geankoplis, Christie J., "*Transport Processes and Unit Operations*", 3rd edition, Prentice-Hall of India, New Delhi, 1997.
- GPSA. 2004. *Engineering Data Book 12th edition. Oklahoma: Gas Processors Suppliers Association*.
- Higman, C., van der Burgt, M., *Gasification*, Gulf Professional Publishing, Oxford, 2003.
- Kern, Donald Q., *Process Heat Transfer*, International Edition, McGraw-Hill Book Company, Tokyo, 1965.
- Kirk Othmer, *Encyclopedia of Chemical Technology*, 2nd Edition, volume 3, Interscience Publisher John Willey and Sons., Inc, New York, 1998.
- Ludwig, Ernest E. *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*. Gulf Professional Publishing. Boston. 1997
- Perry, Robert H. and Don Green, "*Perry's Chemical Engineers' Handbook*", 7th edition, McGraw-Hill Book Company, New York.
- Peters, Max S., Klaus D. Timmerhaus, dan Ronald E. West, "*Plant Design and Economics for Chemical Engineers*", 5th edition, McGraw-Hill Book Company, Boston, 2003.
- Shreve, R.N., "*Chemical Process Industries*", 2nd edition, Kogakusa Co Ltd, Tokyo,1959.
- Silla, Harry. 2003. *Chemical Process Engineering Design and Economics*. New York: Marcel Decker.
- Smith, Robin. 2005. *Chemical Process Design and Integration*. Manchester: John Wiley & Sons Pte. Ltd.
- Ulrich, Gael D., "*A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economic*", John Wiley & Sons, Canada, 1984.

Van Ness, S, “*Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*”, 4th edition, International edition, McGraw Hill Inc, Singapore, 1967.

Walas, Stanley M, “*Chemical Process Equipment*”, Butterworth-Heinemann, USA, 1988.

Warren L. Mc. Cabe, Julia C. Smith, “*Unit Operations of Chemical Engineering*”, Mc Graw Hill Book Company, New York, 1976.

Winkle, Van Matthew. *Distillation*. McGraw Hill Book Company. New York. 1967

<http://www.esdm.go.id> (diakses 05 Des 2020, 08.40 WIB)

<http://www.bps.go.id> (diakses 05 Des 2020, 09.00 WIB)

<http://www.bi.go.id> (diakses pada 21 Jan 2020, 18.50 WIB)

<http://www.alibaba.com> (diakses 25 Jan 2020, 20.00 WIB)

<http://www.matche.com> (diakses 25 Jan 2020, 21.00 WIB)

APPENDIKS A
PERHITUNGAN NERACA MASSA

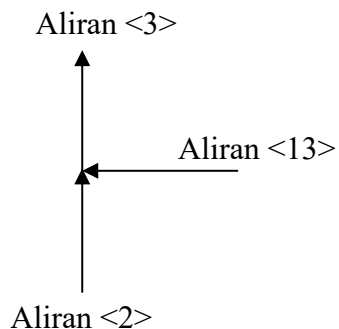
Kapasitas Produksi : 210045 ton/tahun produk
 : 26520,833 kg/jam produk
 Ditetapkan : 1 tahun 330 hari
 : 1 hari 24 jam
 Basis perhitungan : 1 jam operasi

Perhitungan dibawah ini telah sesuai dengan kapasitas produk yang diinginkan

Feed gas alam : 4025 kgmol = 94206,05 kg gas alam

Komponen	Komposisi	BM (kg/kmol)	Σ mol (kgmol)	Massa (kg)
CH4	0,72500	16,04290	2918,125	46.815,1878
C2H6	0,04550	30,06990	183,1375	5.506,9264
C3H8	0,01650	44,09700	66,4125	2927,019252
n-C4H10	0,00510	58,12400	20,5275	1193,140421
i-C4H10	0,00390	58,12400	15,6975	912,4014986
n-C5H12	0,00230	72,15100	9,2575	667,9378915
i-C5H12	0,00130	72,15100	5,2325	377,5301126
C6H14	0,00310	86,17790	12,4775	1075,284775
H2O	0,00000	18,01510	0	0
H2S	0,00000	34,07600	0	0
CO	0,00000	28,01090	0	0
CO2	0,19390	44,00970	780,4475	34347,26095
O2	0,00000	32,00000	0	0
N2	0,00340	28,01300	13,685	383,3579117
H2	0,00000	2,01600	0	0
CH3OH	0,00000	32,04190	0	0
CH3OCH2	0,00000	46,06900	0	0
Total	1		4025	94206,05

1. MIXING POINT



Jumlah karbon pada aliran 2

Komponen	n (kgmol)	Σ atom C	n total (kgmol)
CH ₄	2918,125	1	2918,125
C ₂ H ₆	183,1375	2	366,275
C ₃ H ₈	66,4125	3	199,2375
nC ₄ H ₁₀	20,5275	4	82,11
iC ₄ H ₁₀	15,6975	4	62,79
nC ₅ H ₁₂	9,2575	5	46,2875
iC ₅ H ₁₂	5,2325	5	26,1625
C ₆ H ₁₄	12,4775	6	74,865
H ₂ O	0	0	0
H ₂ S	0	0	0
CO	0	1	0
CO ₂	780,4475	1	780,4475
O ₂	0	0	0
N ₂	13,685	0	0
H ₂	0	0	0
CH ₃ OH	0	1	0
CH ₃ OCH ₂	0	2	0
Total	4025	32	4556,3

Perbandingan bahan baku

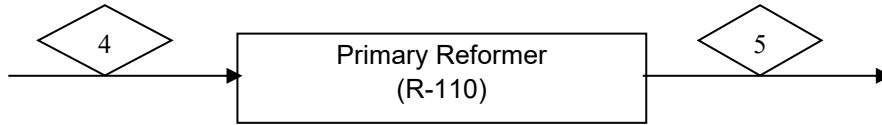
$$\begin{aligned}
 \text{Steam : Karbon} &= 1,2 & : & 1 \\
 &= 5500 & : & 4556,3 \quad \text{mol} \\
 &= 99083,05
 \end{aligned}$$

Neraca Massa Mixing Point					
Masuk (kg)			Keluar(kg)		
Arus 2			Arus 3		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
CH ₄	0,496944615	46815,18781	CH ₄	0,242202938	46815,18781
C ₂ H ₆	0,058456188	5506,926405	C ₂ H ₆	0,028490621	5506,926405
C ₃ H ₈	0,031070397	2927,019252	C ₃ H ₈	0,015143219	2927,019252
nC ₄ H ₁₀	0,012665221	1193,140421	nC ₄ H ₁₀	0,006172828	1193,140421
iC ₄ H ₁₀	0,009685169	912,4014986	iC ₄ H ₁₀	0,004720398	912,4014986
nC ₅ H ₁₂	0,007090181	667,9378915	nC ₅ H ₁₂	0,003455642	667,9378915
iC ₅ H ₁₂	0,004007493	377,5301126	iC ₅ H ₁₂	0,001953189	377,5301126
C ₆ H ₁₄	0,01141418	1075,284775	C ₆ H ₁₄	0,005563091	1075,284775
N ₂	0,004069356	383,3579117	N ₂	0,00198334	383,3579117
CO ₂	0,3645972	34347,26095	CO ₂	0,177698903	34347,26095
H ₂ O	0	0	H ₂ O	0,512615832	99083,05264
H ₂	0	0	H ₂	0	0
CH ₃ OH	0	0	CH ₃ OH	0	0
CO	0	0	CO	0	0
Total	1	94206,04703	Total	1	193.289,0997
Arus 13					

H ₂ O (Steam)	1	99083,05264		
Total	1	99083,05264		
Total		193289,0997	Total	193289,0997

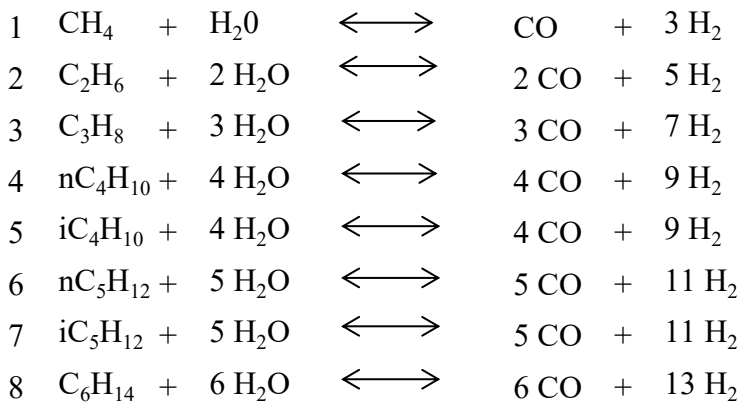
2. PRIMARY REFORMER (R-110)

Kondisi operasi : Suhu = 789 °C = 1062 K
 Tekanan = 45 bar

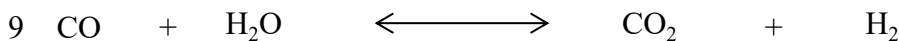


Reaksi yang terjadi :

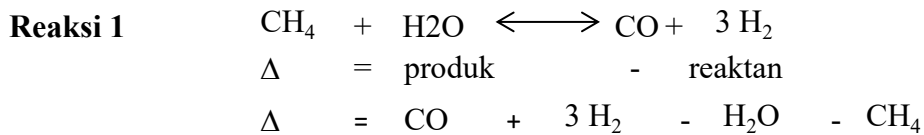
* Reaksi utama :



* Reaksi samping (*Water shift gas reaction*):



Perhitungan Konstanta Keseimbangan K_1



Data parameter kapasitas panas dari Tabel C.1 *Smith Vannes sixth edition* :

Konstanta	Komponen				Δ
	CH ₄	H ₂ O	CO	H ₂	
A	1,702	3,47	3,376	3,249	7,951
B	0,009081	0,00145	0,000557	0,000422	-0,008708
C	-0,000002164	0	0	0	0,000002164
D	0	12100	-3100	8300	9700

Data *Heat of Formation and Gibbs-energy of Formation* Tabel C.4:

Parameter (kJ/mol)	Komponen				Δ
	CH ₄	H ₂ O	CO	H ₂	
ΔH_{f298}^0	-74520	-241818	-110525	0	205813

ΔG_{f298}°	-50460	-228572	-137169	0	141863
---------------------------	--------	---------	---------	---	--------

Untuk menghitung K menggunakan Persamaan 4.7; 13.11b; 13.18 dan 13.19 yang ada di *Smith Vannes sixth edition*

$$-RT \ln K = \sum_i \nu_i G_i^{\circ} \equiv \Delta G^{\circ}$$

$$\ln K = \frac{-\Delta G^{\circ}}{RT}$$

$$\frac{\Delta G^{\circ}}{RT} = \frac{\Delta G_0^{\circ} - \Delta H_0^{\circ}}{RT_0} + \frac{\Delta H_0^{\circ}}{RT} + \frac{1}{T} \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p^{\circ}}{R} dT - \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p^{\circ}}{R} \frac{dT}{T}$$

$$\int_{T_0}^T \frac{C_p}{R} dT = \left[A + \frac{B}{2} T_0 (\tau + 1) + \frac{C}{3} T_0^2 (\tau^2 + \tau + 1) + \frac{D}{\tau T_0^2} \right] (T - T_0)$$

$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p^{\circ}}{R} \frac{dT}{T} = \Delta A \ln \tau + \left[\Delta B T_0 + \left(\Delta C T_0^2 + \frac{\Delta D}{\tau^2 T_0^2} \right) \left(\frac{\tau + 1}{2} \right) \right] (\tau - 1)$$

di mana : $\tau \equiv \frac{T}{T_0}$

$T_{rel} = 25 \text{ } ^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ K}$

$T_{op} = 789 \text{ } ^{\circ}\text{C} = 1062,2 \text{ K}$

$\tau = 3,562$

$R = 8,314$

Data parameter kapasitas panas dari Tabel C.1 *Smith Vannes sixth edition* :

Konstanta	Komponen				
	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	n-C ₄ H ₁₀	i-C ₄ H ₁₀
A	1,702	1,131	1,213	1,935	1,677
B	0,009081	0,019225	0,028785	0,036915	0,037853
C	-0,000002164	-0,000005561	-8,824E-06	-0,000011402	-1,1945E-05
D	0	0	0	0	0

Konstanta	Komponen				
	n-C ₅ H ₁₂	i-C ₅ H ₁₂	C ₆ H ₁₄	CO	CO ₂
A	2,464	2,464	3,025	3,376	5,457
B	0,045351	0,045351	0,053722	0,000557	0,001405
C	-0,000014111	-0,000014111	-1,6791E-05	0	0
D	0	0	0	-3100	-115700

Konstanta	Komponen	
	H ₂	H ₂ O
A	3,249	3,47
B	0,000422	0,00145
C	0	0

D	8300	12100
---	------	-------

Data Heat of Formation and Gibbs-energy of Formation Tabel C.4:

Parameter (kJ/mol)	Komponen				
	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	n-C ₄ H ₁₀	i-C ₄ H ₁₀
ΔH^0_{f298}	-74520	-83820	-104680	-125790	-125790
ΔG^0_{f298}	-50460	-31855	-24290	-16570	-16570

Parameter (kJ/mol)	Komponen				
	n-C ₅ H ₁₂	i-C ₅ H ₁₂	C ₆ H ₁₄	CO	CO ₂
ΔH^0_{f298}	-146760	-146760	-166920	-110525	-393509
ΔG^0_{f298}	-8650	-8650	150	-137169	-394359

Parameter (kJ/mol)	Komponen	
	H ₂	H ₂ O
ΔH^0_{f298}	0	-241818
ΔG^0_{f298}	0	-228572

Reaksi	ΔA	ΔB	ΔC	ΔD	ΔH^0_{f298}	ΔG^0_{f298}
1	7,951	-0,008708	2,16E-06	9700	205813	141863
2	14,926	-0,018901	5,56E-06	11100	346406	214661
3	21,248	-0,02851	8,82E-06	12500	498559	298499
4	26,93	-0,036689	1,14E-05	13900	650962	382182
5	27,188	-0,037627	1,19E-05	13900	650962	382182
6	32,805	-0,045174	1,41E-05	15300	803225	465665
7	32,805	-0,045174	1,41E-05	15300	803225	465665
8	38,648	-0,053594	1,68E-05	16700	954678	548268
9	1,86	-0,00018	0	-116400	-41166	-28618

Maka nilai konstanta kesetimbangan yang diperoleh adalah sebagai berikut :

Reaksi	$\int_{T_0}^T ((\Delta C_p/R)dT)$	$\int_{T_0}^T ((\Delta C_p/R)dT/T)$	$\Delta G^0/RT$	ln K	K
1	2418,227344	4,623215487	-4,83857	4,838569	126,28845
2	3780,70857	7,469631035	-17,831	17,83104	55452385
3	4895,425148	9,862985268	-29,5044	29,50442	6,51E+12
4	5996,704059	12,17981942	-41,249	41,24901	8,208E+17
5	5918,489963	12,07312607	-41,2159	41,21595	7,941E+17
6	7137,594263	14,57613927	-53,0758	53,07584	1,123E+23
7	7137,594263	14,57613927	-53,0758	53,07584	1,123E+23
8	8276,485564	16,9663952	-65,0185	65,01847	1,726E+28
9	1046,6873	1,622395618	-0,23655	0,236549	1,2668701

Data properti untuk spesies murni dari Tabel B.1 :

Komponen	Tc/K	Pc/bar	ω
----------	------	--------	----------

CH ₄	190,6	45,99	0,012
C ₂ H ₆	305,3	48,72	0,1
C ₃ H ₈	369,8	42,48	0,152
n-C ₄ H ₁₀	425,1	37,96	0,2
i-C ₄ H ₁₀	408,1	36,48	0,181
n-C ₅ H ₁₂	469,7	33,7	0,252
i-C ₅ H ₁₂	460,398	33,3359	0,222
C ₆ H ₁₄	507,6	30,25	0,301
H ₂ O	647,1	220,55	0,345
CO	132,9	34,99	0,048
CO ₂	304,2	73,83	0,224
H ₂	33,19	13,13	-0,216

Dengan menggunakan persamaan sebagai berikut : (sumber: *Smith Van Ness*)

$$Tr = T/T_c$$

$$Pr = T/P_c$$

$$B^0 = 0.083 - (0.042/Tr^{1.6}) \quad \text{persamaan 3.61}$$

$$B^1 = 0.139 - (0.172/Tr^{4.2}) \quad \text{persamaan 3.62}$$

$$\Phi = \exp [(Pr/Tr) \cdot (B^0 + \omega B^1)] \quad \text{persamaan 11.65}$$

Hasil perhitungan :

Komponen	Tr	Pr	B ⁰	B ¹	Φ
CH ₄	5,5727	0,9724	0,0560	0,1389	1,0101
C ₂ H ₆	3,4790	0,9179	0,0256	0,1381	1,0104
C ₃ H ₈	2,8722	1,0527	0,0050	0,1370	1,0095
n-C ₄ H ₁₀	2,4986	1,1781	-0,0145	0,1353	1,0059
i-C ₄ H ₁₀	2,6027	1,2259	-0,0083	0,1359	1,0077
n-C ₅ H ₁₂	2,2613	1,3270	-0,0314	0,1334	1,0013
i-C ₅ H ₁₂	2,3070	1,3415	-0,0278	0,1339	1,0012
C ₆ H ₁₄	2,0925	1,4783	-0,0465	0,1313	0,9951
H ₂ O	1,6414	0,2028	-0,1080	0,1175	0,9917
CO	7,9921	1,2781	0,0678	0,1390	1,0120
CO ₂	3,4916	0,6057	0,0259	0,1381	1,0099
H ₂	32,0021	3,4059	0,0814	0,1390	1,0055

Reaksi	K1
1	122,9770583
2	52358888,21
3	5,95296E+12
4	7,2489E+17
5	7,02538E+17

6	9,57341E+22
7	9,5718E+22
8	1,41719E+28
9	1,252082763

Menghitung konversi dan komposisi gas keluar reformer :

i	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	n-C ₄ H ₁₀	i-C ₄ H ₁₀	n-C ₅ H ₁₂	i-C ₅ H ₁₂
j							
1	-1	0	0	0	0	0	0
2	0	-1	0	0	0	0	0
3	0	0	-1	0	0	0	0
4	0	0	0	-1	0	0	0
5	0	0	0	0	-1	0	0
6	0	0	0	0	0	-1	0
7	0	0	0	0	0	0	-1
8	0	0	0	0	0	0	0
9	0	0	0	0	0	0	0

i	C ₆ H ₁₄	CO	CO ₂	H ₂ O	H ₂	V _j
j						
1	0	1	0	-1	3	2
2	0	2	0	-2	5	4
3	0	3	0	-3	7	6
4	0	4	0	-4	9	8
5	0	4	0	-4	9	8
6	0	5	0	-5	11	10
7	0	5	0	-5	11	10
8	-1	6	0	-6	13	12
9	0	-1	1	-1	1	0

Komposisi gas yang keluar dari reformer bisa dihitung dengan Persamaan 13.7 di Smith Vannes sixth edition.

$$y_i = \frac{n_{i0} + \sum_j v_{ij} \epsilon_j}{n_0 + \sum_j v_j \epsilon_j} \quad (i = 1, 2, \dots, N)$$

dimana : n_{i0} = jumlah mol komponen i yang masuk
 n_0 = jumlah mol total komponen yang masuk
 v_{ij} = konstanta reaksi komponen i pada reaksi ke j
 ϵ_j = koordinat reaksi pada reaksi ke j

Komponen	Massa	n_{i0} (kgmol)
CH ₄	46815,18781	2918,125
C ₂ H ₆	5506,926405	183,1375

C ₃ H ₈	2927,019252	66,3768
nC ₄ H ₁₀	1193,140421	20,5
iC ₄ H ₁₀	912,4014986	15,7
nC ₅ H ₁₂	667,9378915	9,3
iC ₅ H ₁₂	377,5301126	5,2
C ₆ H ₁₄	1075,284775	12,5
N ₂	383,3579117	13,7
CO ₂	34347,26095	780,4
H ₂ O	99083,05264	5500,0
H ₂	0	0,0
CH ₃ OH	0	0,0
CO	0	0,0
n ₀		9525,0

$$y_{CH_4} = \frac{n_{i_0} - \varepsilon_1}{n_0 + 2\varepsilon_1 + 4\varepsilon_4 + 6\varepsilon_3 + 8\varepsilon_4 + 8\varepsilon_5 + 10\varepsilon_6 + 10\varepsilon_7 + 12\varepsilon_8 + 14\varepsilon_9 + 16\varepsilon_{10} + 18\varepsilon_{11} + 20\varepsilon_{12}}$$

$$y_{C_2H_6} = \frac{n_{i_0} - \varepsilon_2}{n_0 + 2\varepsilon_1 + 4\varepsilon_4 + 6\varepsilon_3 + 8\varepsilon_4 + 8\varepsilon_5 + 10\varepsilon_6 + 10\varepsilon_7 + 12\varepsilon_8 + 14\varepsilon_9 + 16\varepsilon_{10} + 18\varepsilon_{11} + 20\varepsilon_{12}}$$

$$y_{C_3H_8} = \frac{n_{i_0} - \varepsilon_3}{n_0 + 2\varepsilon_1 + 4\varepsilon_4 + 6\varepsilon_3 + 8\varepsilon_4 + 8\varepsilon_5 + 10\varepsilon_6 + 10\varepsilon_7 + 12\varepsilon_8 + 14\varepsilon_9 + 16\varepsilon_{10} + 18\varepsilon_{11} + 20\varepsilon_{12}}$$

$$y_{n-C_4H_{10}} = \frac{n_{i_0} - \varepsilon_4}{n_0 + 2\varepsilon_1 + 4\varepsilon_4 + 6\varepsilon_3 + 8\varepsilon_4 + 8\varepsilon_5 + 10\varepsilon_6 + 10\varepsilon_7 + 12\varepsilon_8 + 14\varepsilon_9 + 16\varepsilon_{10} + 18\varepsilon_{11} + 20\varepsilon_{12}}$$

$$y_{i-C_4H_{10}} = \frac{n_{i_0} - \varepsilon_5}{n_0 + 2\varepsilon_1 + 4\varepsilon_4 + 6\varepsilon_3 + 8\varepsilon_4 + 8\varepsilon_5 + 10\varepsilon_6 + 10\varepsilon_7 + 12\varepsilon_8 + 14\varepsilon_9 + 16\varepsilon_{10} + 18\varepsilon_{11} + 20\varepsilon_{12}}$$

$$y_{n-C_5H_{12}} = \frac{n_{i_0} - \varepsilon_6}{n_0 + 2\varepsilon_1 + 4\varepsilon_4 + 6\varepsilon_3 + 8\varepsilon_4 + 8\varepsilon_5 + 10\varepsilon_6 + 10\varepsilon_7 + 12\varepsilon_8 + 14\varepsilon_9 + 16\varepsilon_{10} + 18\varepsilon_{11} + 20\varepsilon_{12}}$$

$$y_{i-C_5H_{12}} = \frac{n_{i_0} - \varepsilon_7}{n_0 + 2\varepsilon_1 + 4\varepsilon_4 + 6\varepsilon_3 + 8\varepsilon_4 + 8\varepsilon_5 + 10\varepsilon_6 + 10\varepsilon_7 + 12\varepsilon_8 + 14\varepsilon_9 + 16\varepsilon_{10} + 18\varepsilon_{11} + 20\varepsilon_{12}}$$

$$y_{C_6H_{14}} = \frac{n_{i_0} - \varepsilon_8}{n_0 + 2\varepsilon_1 + 4\varepsilon_4 + 6\varepsilon_3 + 8\varepsilon_4 + 8\varepsilon_5 + 10\varepsilon_6 + 10\varepsilon_7 + 12\varepsilon_8 + 14\varepsilon_9 + 16\varepsilon_{10} + 18\varepsilon_{11} + 20\varepsilon_{12}}$$

$$y_{H_2O} = \frac{n_{i_0} - \varepsilon_1 - 2\varepsilon_2 - 3\varepsilon_3 - 4\varepsilon_4 - 4\varepsilon_5 - 5\varepsilon_6 - 5\varepsilon_7 - 6\varepsilon_8 - 7\varepsilon_9 - 8\varepsilon_{10} - 9\varepsilon_{11} - 10\varepsilon_{12} - \varepsilon_{13}}{n_0 + 2\varepsilon_1 + 4\varepsilon_4 + 6\varepsilon_3 + 8\varepsilon_4 + 8\varepsilon_5 + 10\varepsilon_6 + 10\varepsilon_7 + 12\varepsilon_8 + 14\varepsilon_9 + 16\varepsilon_{10} + 18\varepsilon_{11} + 20\varepsilon_{12}}$$

$$y_{CO_2} = \frac{n_{i_0} + \varepsilon_{13}}{n_0 + 2\varepsilon_1 + 4\varepsilon_4 + 6\varepsilon_3 + 8\varepsilon_4 + 8\varepsilon_5 + 10\varepsilon_6 + 10\varepsilon_7 + 12\varepsilon_8 + 14\varepsilon_9 + 16\varepsilon_{10} + 18\varepsilon_{11} + 20\varepsilon_{12}}$$

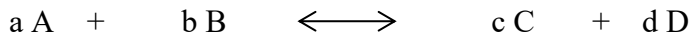
..... 2 = 2 = 4 = 4 = 5 = 5 = 6 = 7 = 8 = 9 = 10 =

$$y_{CO} = \frac{n_{i0} + \varepsilon_1 + 2\varepsilon_2 + 3\varepsilon_3 + 4\varepsilon_4 + 4\varepsilon_5 + 5\varepsilon_6 + 5\varepsilon_7 + 6\varepsilon_8 + 7\varepsilon_9 + 8\varepsilon_{10} + 9\varepsilon_{11} + 10\varepsilon_{12} - \varepsilon_{13}}{n_0 + 2\varepsilon_1 + 4\varepsilon_4 + 6\varepsilon_3 + 8\varepsilon_4 + 8\varepsilon_5 + 10\varepsilon_6 + 10\varepsilon_7 + 12\varepsilon_8 + 14\varepsilon_9 + 16\varepsilon_{10} + 18\varepsilon_{11} + 20\varepsilon_{12}}$$

$$y_{H_2} = \frac{n_{i0} + 3\varepsilon_1 + 5\varepsilon_2 + 7\varepsilon_3 + 9\varepsilon_4 + 9\varepsilon_5 + 11\varepsilon_6 + 11\varepsilon_7 + 13\varepsilon_8 + 15\varepsilon_9 + 17\varepsilon_{10} + 19\varepsilon_{11} + 21\varepsilon_{12} + \varepsilon_{13}}{n_0 + 2\varepsilon_1 + 4\varepsilon_4 + 6\varepsilon_3 + 8\varepsilon_4 + 8\varepsilon_5 + 10\varepsilon_6 + 10\varepsilon_7 + 12\varepsilon_8 + 14\varepsilon_9 + 16\varepsilon_{10} + 18\varepsilon_{11} + 20\varepsilon_{12}}$$

Sehingga :

Untuk reaksi



$$K = \frac{[y_C]^c [y_D]^d}{[y_A]^a [y_B]^b}$$

maka untuk reaksi pertama, persamaannya adalah sebagai berikut :

$$K_1 = \frac{[y_{H_2}]^3 [y_{CO}]}{[y_{CH_4}] [y_{H_2O}]}$$

Demikian seterusnya untuk reaksi-reaksi selanjutnya, sehingga diperoleh 9 persamaan.

Dari 9 persamaan tersebut, maka akan diperoleh nilai ε_1 sampai ε_9 .

Trial

$\varepsilon_1 =$	100,0	$\varepsilon_6 =$	5,5
$\varepsilon_2 =$	500,0	$\varepsilon_7 =$	9,1
$\varepsilon_3 =$	92,3	$\varepsilon_8 =$	10,7
$\varepsilon_4 =$	22,0	$\varepsilon_9 =$	476,5
$\varepsilon_5 =$	18,8		

Maka fraksi komponen hasil reaksi steam reforming sebagai berikut :

Komponen	Perhitungan Manual	Perhitungan Hysys
y_{CH_4}	0,231065344	0,189567268
$y_{C_2H_6}$	4,20401E-05	3,08E-05
$y_{C_3H_8}$	2,09294E-08	1,39E-08
$y_{i-C_4H_{10}}$	6,77E-12	3,94E-12
$y_{n-C_4H_{10}}$	1,61E-11	9,38E-12
$y_{i-C_5H_{12}}$	1,04E-14	5,38E-15
$y_{n-C_5H_{12}}$	7,78E-15	4,04E-15
$y_{C_6H_{14}}$	4,34092E-18	1,99E-18
y_{N_2}	0	1,11E-03
y_{CO_2}	0,02918	0,0903
y_{H_2O}	0,36459	3,02E-01
y_{H_2}	0,26491	0,329335522
y_{CO}	0,075276598	8,80E-02

yCH3OH	0	0
Total	1,0	1,0
Mol Total	12878,3	12381,08

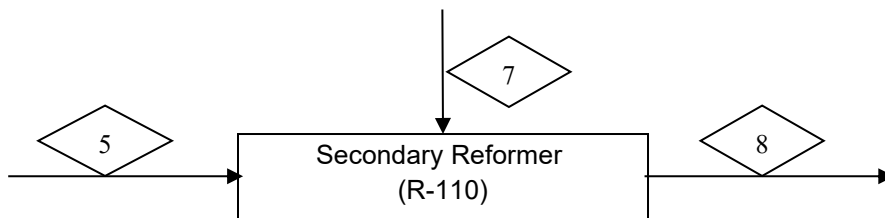
Neraca Massa Primary Reformer (R-110)					
Masuk (Arus 4)			Keluar (Arus 5)		
Spesies	Fraksi massa	kg	Spesies	Fraksi Massa	kg
CH ₄	0,2422	46815,1878	CH ₄	0,194798065	37652,34268
C ₂ H ₆	0,0285	5506,9264	C ₂ H ₆	5,92612E-05	11,45453545
C ₃ H ₈	0,0151	2927,0193	C ₃ H ₈	3,93376E-08	7,60E-03
nC ₄ H ₁₀	0,0062	1193,1404	nC ₄ H ₁₀	3,49159E-11	6,75E-06
iC ₄ H ₁₀	0,0047	912,4015	iC ₄ H ₁₀	1,46867E-11	2,84E-06
nC ₅ H ₁₂	0,0035	667,9379	nC ₅ H ₁₂	1,86883E-14	3,61E-09
iC ₅ H ₁₂	0,0020	377,5301	iC ₅ H ₁₂	2,48741E-14	4,81E-09
C ₆ H ₁₄	0,0056	1075,2848	C ₆ H ₁₄	1,10109E-17	2,13E-12
N ₂	0,0020	383,3579	N ₂	0,001983339	383,3579017
CO ₂	0,1777	34347,2609	CO ₂	0,254659595	49222,92388
H ₂ O	0,5126	99083,0526	H ₂ O	0,34801483	67267,4732
H ₂	0	0,0	H ₂	0,042528534	8220,302004
CO	0	0,0	CO	0,157956335	30531,23784
CH ₃ OH	0	0,0	CH ₃ OH	0	0
Total	1	193289,09966	Total	1	193289,09966

Keterangan :

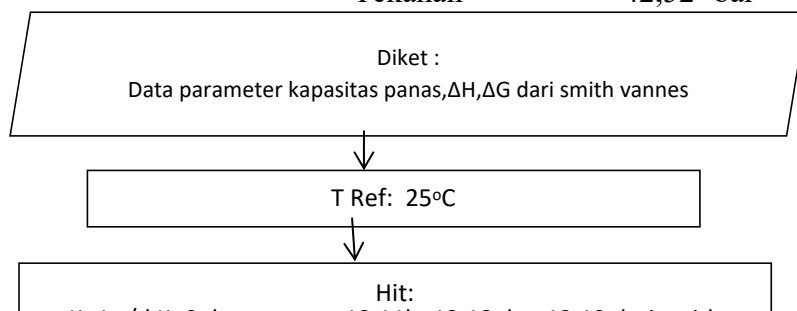
Untuk aliran keluar :

$$m \text{ CH}_4 \text{ keluar} = y_{\text{CH}_4} \times \text{mol hasil reaksi reforming} \times \text{BM CH}_4$$

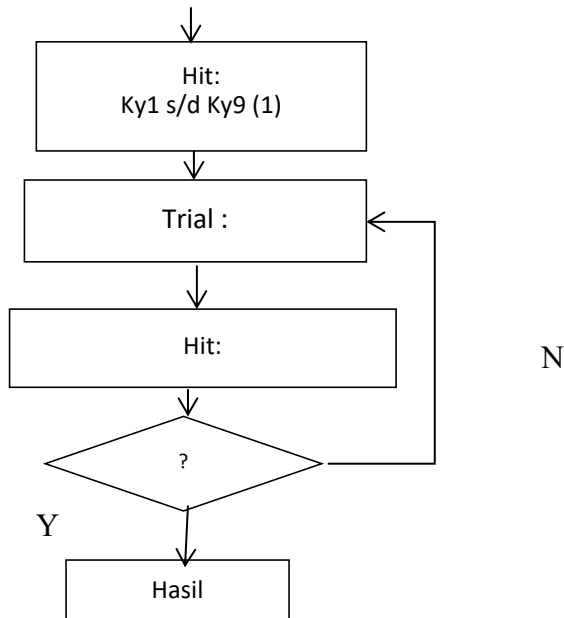
3. SECONDARY REFORMER (R-120)



Kondisi operasi : Suhu = 970 °C = 1243 K
 Tekanan = 42,52 bar = 41,96 atm



Kp1 s/d Kp9 dengan pers.13.11b; 13.18 dan 13.19 dari smith vannes

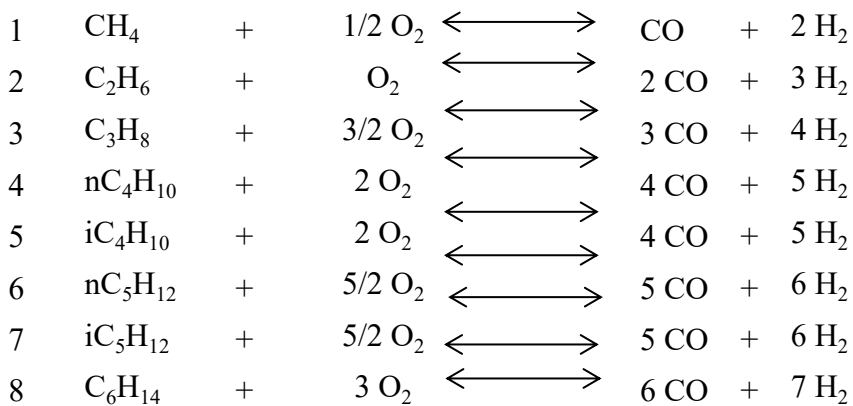


cek :

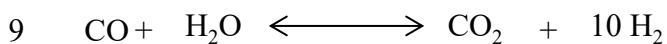
nilai Ky_1 s/d Ky_9 (1) sama dengan nilai Ky_1 s/d Ky_9 (2)

Reaksi yang terjadi di Autothermal Reformer :

Partial Oxidation :



Reaksi water shift



Jumlah karbon pada aliran masuk autothermal reformer adalah :

Komponen	n (kgmol)	Σ atom C	n total (kgmol)
CH_4	2346,979	1	2347,0
C_2H_6	0,3809	2	0,8
C_3H_8	0,0002	3	0,0
$n\text{C}_4\text{H}_{10}$	0,0000	4	0,0
$i\text{C}_4\text{H}_{10}$	0,0000	4	0,0
$n\text{C}_5\text{H}_{12}$	0,0000	5	0,0
$i\text{C}_5\text{H}_{12}$	0,0000	5	0,0

C ₆ H ₁₄	0,0000	6	0,0
N ₂	13,6850	0	0,0
CO ₂	1118,456	1	1118,5
H ₂ O	3733,949	0	0,0
H ₂	4077,531	0	0,0
CO	1089,977	1	1090,0
CH ₃ OH	0,000	1	0,0
Total	12380,96	33	4556,2

Data parameter kapasitas panas dari Tabel C.1 *Smith Vannes sixth edition* :

Konstanta	Komponen				
	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	n-C ₄ H ₁₀	i-C ₄ H ₁₀
A	1,702	1,131	1,213	1,935	1,677
B	0,009081	0,019225	0,028785	0,036915	0,037853
C	-0,000002164	-0,000005561	-8,824E-06	-0,000011402	-1,1945E-05
D	0	0	0	0	0

Konstanta	Komponen				
	n-C ₅ H ₁₂	i-C ₅ H ₁₂	C ₆ H ₁₄	CO	CO ₂
A	2,464	2,464	3,025	3,376	5,457
B	0,045351	0,045351	0,053722	0,000557	0,001405
C	-0,000014111	-0,000014111	-1,6791E-05	0	0
D	0	0	0	-3100	-115700

Konstanta	Komponen		
	H ₂	H ₂ O	O ₂
A	3,249	3,47	3,639
B	0,000422	0,00145	0,000506
C	0	0	0
D	8300	12100	-22700

Data *Heat of Formation and Gibbs-energy of Formation* Tabel C.4:

Parameter (kJ/mol)	Komponen				
	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	n-C ₄ H ₁₀	i-C ₄ H ₁₀
ΔH_{f298}^0	-74520	-83820	-104680	-125790	-125790
ΔG_{f298}^0	-50460	-31855	-24290	-16570	-16570

Parameter (kJ/mol)	Komponen				
	n-C ₅ H ₁₂	i-C ₅ H ₁₂	C ₆ H ₁₄	CO	CO ₂
ΔH_{f298}^0	-146760	-146760	-166920	-110525	-393509
ΔG_{f298}^0	-8650	-8650	150	-137169	-394359

Parameter (kJ/mol)	Komponen		
	H ₂	H ₂ O	O ₂
ΔH^0_{f298}	0	-241818	0
ΔG^0_{f298}	0	-228572	0

Reaksi	ΔA	ΔB	ΔC	ΔD	ΔH^0_{f298}	ΔG^0_{f298}
1	6,3525	-0,007933	2,16E-06	24850	-36005	-86709
2	11,729	-0,017351	5,56E-06	41400	-137230	-242483
3	16,4525	-0,026185	8,82E-06	57950	-226895	-387217
4	20,536	-0,033589	1,14E-05	74500	-316310	-532106
5	20,794	-0,034527	1,19E-05	74500	-316310	-532106
6	24,8125	-0,041299	1,41E-05	91050	-405865	-677195
7	24,8125	-0,041299	1,41E-05	91050	-405865	-677195
8	29,057	-0,048944	1,68E-05	107600	-496230	-823164
13	1,86	-0,00018	0	-116400	41166	28618

Menghitung konversi dan komposisi gas keluar secondary reformer :

i		CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	n-C ₄ H ₁₀	i-C ₄ H ₁₀	n-C ₅ H ₁₂	i-C ₅ H ₁₂
j								
1		-1	0	0	0	0	0	0
2		0	-1	0	0	0	0	0
3		0	0	-1	0	0	0	0
4		0	0	0	-1	0	0	0
5		0	0	0	0	-1	0	0
6		0	0	0	0	0	-1	0
7		0	0	0	0	0	0	-1
8		0	0	0	0	0	0	0
9		0	0	0	0	0	0	0

i		C ₆ H ₁₄	CO	CO ₂
j				
1		0	1	0
2		0	2	0
3		0	3	0
4		0	4	0
5		0	4	0
6		0	5	0
7		0	5	0
8		-1	6	0
9		0	-1	1

i	H ₂ O	H ₂	O ₂	V _j
j				
1	0	2	-0,5	1,5
2	0	3	-1	3

3	0	4	-1,5	4,5
4	0	5	-2	6
5	0	5	-2	6
6	0	6	-2,5	7,5
7	0	6	-2,5	7,5
8	0	7	-3	9
9	-1	1	0	0

Dengan data sebagai berikut:

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$T = 970 \text{ } ^\circ\text{C} = 1243,2 \text{ K}$$

$$\tau = 4,17$$

$$R = 8,314$$

Data properti untuk spesies murni dari Tabel B.1 :

Komponen	Tc/K	Pc/bar	ω
CH ₄	190,6	45,99	0,012
C ₂ H ₆	305,3	48,72	0,1
C ₃ H ₈	369,8	42,48	0,152
n-C ₄ H ₁₀	425,1	37,96	0,2
i-C ₄ H ₁₀	408,1	36,48	0,181
n-C ₅ H ₁₂	469,7	33,7	0,252
i-C ₅ H ₁₂	460,398	33,3359	0,222
C ₆ H ₁₄	507,6	30,25	0,301
H ₂ O	647,1	220,55	0,345
CO	132,9	34,99	0,048
CO ₂	304,2	73,83	0,224
H ₂	33,19	13,13	-0,216
O ₂	154,6	50,43	0,022

Hasil perhitungan :

Komponen	Tr	Pr	B ⁰	B ¹	Φ
CH ₄	6,5223	0,9245	0,0620	0,1389	1,0091
C ₂ H ₆	4,0719	0,8727	0,0384	0,1385	1,0113
C ₃ H ₈	3,3617	1,0009	0,0224	0,1379	1,0130
n-C ₄ H ₁₀	2,9244	1,1201	0,0072	0,1371	1,0133
i-C ₄ H ₁₀	3,0462	1,1656	0,0120	0,1374	1,0142
n-C ₅ H ₁₂	2,6467	1,2617	-0,0059	0,1361	1,0136
i-C ₅ H ₁₂	2,7002	1,2755	-0,0031	0,1363	1,0129
C ₆ H ₁₄	2,4491	1,4056	-0,0177	0,1350	1,0133
H ₂ O	1,9211	0,1928	-0,0655	0,1279	0,9979

CO	9,3540	1,2152	0,0712	0,1390	1,0102
CO ₂	4,0866	0,5759	0,0386	0,1385	1,0099
H ₂	37,4556	3,2384	0,0817	0,1390	1,0045
O ₂	8,0411	0,8431	0,0680	0,1390	1,0075

Maka nilai konstanta kesetimbangan yang diperoleh adalah sebagai berikut :

Reaksi	$\int_{T_0}^T ((\Delta C_p/R)dT)$	$\int_{T_0}^T ((\Delta C_p/R)dT/T)$	$\Delta G^\circ/RT$	$\ln K$	K	K1
1	1655,851357	3,281157332	-25,8877	25,88769	1,749E+11	1,7384E+11
2	2065,465194	4,619400041	-58,6963	58,69634	3,101E+25	3,0882E+25
3	2198,670969	5,479577341	-90,3406	90,34059	1,716E+39	1,7114E+39
4	2335,874267	6,278447121	-122,06	122,0595	1,023E+53	1,0206E+53
5	2239,510872	6,155858826	-122,014	122,0144	9,777E+52	9,7647E+52
6	2515,3484	7,159116277	-153,864	153,864	6,642E+66	6,6296E+66
7	2515,3484	7,159116277	-153,864	153,864	6,642E+66	6,6251E+66
8	2693,604394	8,034400945	-185,771	185,7706	4,777E+80	4,7668E+80
9	1329,838031	1,868564114	-1,87797	1,877967	6,5401951	6,42691095

Ratio kebutuhan

$$O_2/C \text{ ratio} = 0,548706$$

$$\text{Jadi } O_2 \text{ yang dibutuhkan untuk partial oxidation} = 2500 \text{ kgmol}$$

Trial nilai ϵ

$$\begin{aligned} \epsilon_1 &= 1370,81036 & \epsilon_6 &= 0,00000000011 \\ \epsilon_2 &= 0,423629263 & \epsilon_7 &= 0,0000000001 \\ \epsilon_3 &= 0,0002176910 & \epsilon_8 &= 0,1907446920 \\ \epsilon_4 &= 0,0000000693 & \epsilon_9 &= 269,20930148 \\ \epsilon_5 &= 0,0000001647 \end{aligned}$$

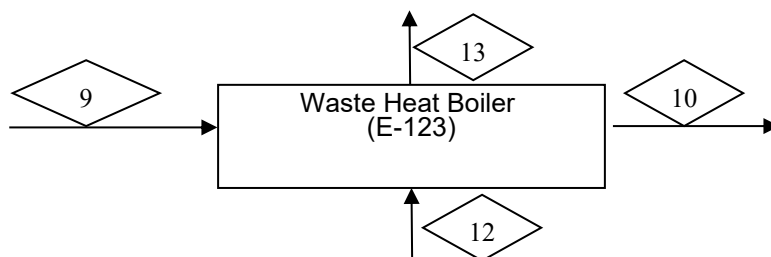
Maka fraksi komponen hasil reaksi steam reforming sebagai berikut :

Komponen	Perhitungan Manual	Perhitungan Hysys
Y_{CH_4}	0,009956264	9,40E-03
$Y_{C_2H_6}$	1,48887E-07	1,69E-07
$Y_{C_3H_8}$	9,35373E-12	9,28E-12
$Y_{i-C_4H_{10}}$	2,34091E-16	2,67E-16
$Y_{n-C_4H_{10}}$	7,03841E-16	7,18E-16
$Y_{i-C_5H_{12}}$	4,13227E-20	4,33E-20
$Y_{n-C_5H_{12}}$	3,95151E-20	3,65E-20
$Y_{C_6H_{14}}$	2,41889E-24	2,12E-24
Y_{N_2}	0,000821645	8,16E-04
Y_{CO_2}	0,200999661	1,00E-01

Y_{H_2O}	0,257155258	3,57E-01
Y_{H_2}	0,370199845	0,370199845
Y_{CO}	0,162464818	1,62E-01
y_{CH_3OH}	0	0
y_{O_2}	2,05869E-17	1,76E-17
Total	1,0	1,0
Mol Total	16761,5	16761,7

Neraca Massa Secondary Reformer (R-120)					
Masuk			Keluar		
Spesies	Fraksi	Massa	Spesies	Fraksi	Massa
Arus 5			Arus 8		
CH_4	0,194798065	37652,3	CH_4	0,0092	2526,9947
C_2H_6	5,92612E-05	11,5	C_2H_6	0,0000	0,0851
C_3H_8	3,93376E-08	0,0	C_3H_8	0,0000	6,86E-06
nC_4H_{10}	3,49159E-11	0,0	nC_4H_{10}	0,0000	6,99E-10
iC_4H_{10}	1,46867E-11	0,0	iC_4H_{10}	0,0000	2,60E-10
nC_5H_{12}	1,86883E-14	0,0	nC_5H_{12}	0,0000	4,42E-14
iC_5H_{12}	2,48741E-14	0,0	iC_5H_{12}	0,0000	5,24E-14
C_6H_{14}	1,10109E-17	0,0	C_6H_{14}	0,0000	3,06E-18
N_2	0,001983339	383,4	N_2	0,0014	383,3579
CO_2	0,254659595	49222,9	CO_2	0,2698	73742,604
H_2O	0,34801483	67267,5	H_2O	0,3946	107847,698
H_2	0,042528534	8220,3	H_2	0,0458	12509,614
CO	0,157956335	30531,2	CO	0,2791	76278,745
CH_3OH	0	0,0	CH_3OH	0,0000	0,00
Total	1	193289,100	O_2	0,0000	9,43E-12
Aliran 7			Total	1,0000	273289,100
O_2	1	80000,0			
Total	1	80000,0			
Total	273289,100		Total	273289,100	

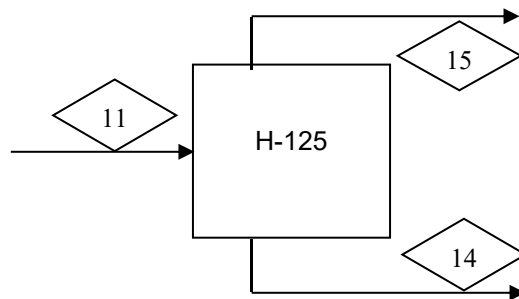
4. WASTE HEAT BOILER (E-123)



Neraca Massa Waste Heat Boiler (E-123)	
Masuk	Keluar

Arus 9			Arus 10		
Komponen	Fraksi Massa	Massa	Komponen	Fraksi Massa	Massa
CH ₄	0,0092	2527,0	CH ₄	0,009246599	2527,0
C ₂ H ₆	3,11E-07	0,1	C ₂ H ₆	3,11447E-07	0,1
C ₃ H ₈	2,51E-11	0,0	C ₃ H ₈	2,50862E-11	0,0
nC ₄ H ₁₀	2,56E-15	0,0	nC ₄ H ₁₀	2,55905E-15	0,0
iC ₄ H ₁₀	9,53E-16	0,0	iC ₄ H ₁₀	9,5258E-16	0,0
nC ₅ H ₁₂	1,62E-19	0,0	nC ₅ H ₁₂	1,61588E-19	0,0
iC ₅ H ₁₂	1,92E-19	0,0	iC ₅ H ₁₂	1,91713E-19	0,0
C ₆ H ₁₄	1,12E-23	0,0	C ₆ H ₁₄	1,11995E-23	0,0
N ₂	0,0014	383,4	N ₂	0,001402756	383,4
CO ₂	0,2698	73742,6	CO ₂	0,269833683	73742,6
H ₂ O	0,3946	107847,7	H ₂ O	0,394628612	107847,7
H ₂	0,0458	12509,6	H ₂	0,045774288	12509,6
CO	0,2791	76278,7	CO	0,27911375	76278,7
CH ₃ OH	0	0,0	CH ₃ OH	0	0,0
O ₂	3,5E-17	0,0	O ₂	3,45171E-17	0,0
Total	1	273289,1	Total	1	273289,1
Arus 13			Arus 14		
Komponen	Fraksi Massa	Massa	Komponen	Fraksi Massa	Massa
H ₂ O	1	99083,05264	H ₂ O	1	99083,0526
Total	1	99083,05264	Total	1	99083,0526
Total		372372,15	Total		372372,15

5. SEPARATOR I (H-125)



Target fraksi mol H₂O pada fase gas yang ingin dicapai adalah 0.005, sehingga dengan tekanan total 1500 kPa, maka didapat P_{sat} untuk H₂O sebesar :

$$y_{H_2O} = \frac{P_{H_2O}^{sat}}{P_{tot}} \quad \text{sehingga} \quad P_{H_2O}^{sat} = y_{H_2O} \times P_{tot}$$

$$P_{sat} \text{ H}_2\text{O} = 7,1 \quad \text{kPa}$$

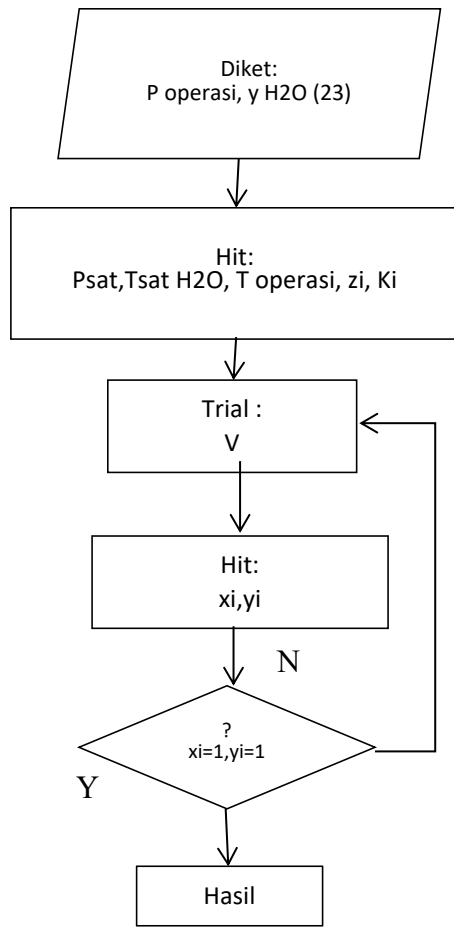
Dengan P_{sat} H₂O 7.1 kPa maka dapat dicari T_{sat} dengan Persamaan Antoine untuk H₂O

$$\ln P = a + \frac{b}{(T + c)} + d \ln T + eT^f \quad \text{dimana,} \quad \begin{matrix} P = \text{kPa} \\ T = \text{K} \end{matrix}$$

Dengan solver didapat T_{sat} H₂O sebesar = 312,3797 K = 39,23 °C

Dengan begitu dapat ditetapkan Temperatur operasi untuk separator I adalah di bawah Tsat H₂O, yaitu sebesar 39.23 °C

Kondisi Operasi : T = 39,23 °C = 312,4 K
 P = 15 bar = 1500 kPa



Data Perhitungan :

Komponen masuk Separator I :

Komponen	kg	kmol
CH ₄	2527,0	157,5148
C ₂ H ₆	0,1	0,002831
C ₃ H ₈	0,0	1,55E-07
nC ₄ H ₁₀	0,0	1,2E-11
iC ₄ H ₁₀	0,0	0,000
nC ₅ H ₁₂	0,0	0,0
iC ₅ H ₁₂	0,0	0,0
C ₆ H ₁₄	0,0	0,0
N ₂	383,4	13,685
CO ₂	73742,6	1675,599
H ₂ O	107847,7	5986,517
H ₂	12509,6	6205,166
CO	76278,7	2723,181

CH3OH	0,0	0
O2	0,0	2,95E-13
Total	273289,1	16761,66

Perhitungan berdasarkan *Flash Calculation* Van Ness 6th edition hal 456

1) Menghitung mole fraksi tiap komponen (z_i) yang masuk Separator I

Komponen	kg	kmol	z_i
CH ₄	2526,99	157,5148313	0,0094
C ₂ H ₆	0,09	0,002830574	0,0000
C ₃ H ₈	0,00	1,55471E-07	0,0000
nC ₄ H ₁₀	0,00	0,000	0,0000
iC ₄ H ₁₀	0,00	0,00	0,0000
nC ₅ H ₁₂	0,00	0,00	0,0000
iC ₅ H ₁₂	0,00	0,00	0,0000
C ₆ H ₁₄	0,00	0,00	0,0000
N ₂	383,36	13,685	0,0008
CO ₂	73742,60	1675,60	0,1000
H ₂ O	107847,70	5986,52	0,3572
H ₂	12509,61	6205,165591	0,3702
CO	76278,7	2723,180765	0,1625
O ₂	0,0	0,00	0,0000
Total	273289,0997	16761,66448	1,0000

Komponen	Konstanta Antoine					
	a	b	c	d	e	f
CH ₄	31,35	-1308	0	-3,261	2,94E-05	2
C ₂ H ₆	44,01	-2569	0	-4,976	1,46E-05	2
C ₃ H ₈	52,38	-3491	0	-6,109	1,12E-05	2
nC ₄ H ₁₀	58,78	-4137	0	-7,017	1,04E-05	2
iC ₄ H ₁₀	66,94	-4604	0	-8,255	1,16E-05	2
nC ₅ H ₁₂	66,76	-5059	0	-8,089	9,25E-06	2
iC ₅ H ₁₂	63,33	-5118	0	-7,483	7,77E-06	2
C ₆ H ₁₄	70,43	-6056	0	-8,379	6,62E-06	2
N ₂	35,41	-966,2	0	-4,318	7,93E-05	2
CO ₂	133,6	-4735	0	-21,27	4,09E-02	1
H ₂ O	65,93	-7228	0	-7,177	4,03E-06	2
H ₂	9,183	-108	0	0,1641	6,02E-04	2
CO	41,66	-1110	0	-5,455	8,64E-05	2
O ₂	31,23	-1090	0	-3,301	4,06E-05	2

Sumber Hysys

2) Dengan menggunakan persamaan

$$\ln P_i^{sat} = a_i + \frac{b_i}{(T + c_i)} + d_i \ln T + e_i T^{f_i}$$

diperoleh :

Komponen	ln Psat	P ^{sat}
CH ₄	11,3017	80961,15
C ₂ H ₆	8,6314	5604,84
C ₃ H ₈	7,2050	1346,14
nC ₄ H ₁₀	6,2412	513,49
iC ₄ H ₁₀	5,9120	369,45
nC ₅ H ₁₂	5,0030	148,86
iC ₅ H ₁₂	4,7199	112,16
C ₆ H ₁₄	3,5582	35,10
N ₂	15,2536	4212482,62
CO ₂	9,0421	8451,27
H ₂ O	1,9586	7,09
H ₂	68,5436	5,863E+29
CO	15,2010	3996663,78
O ₂	12,7379	340392,20

3) Menghitung P BUBL dengan $\{z_i\} = \{x_i\}$ menggunakan persamaan

berikut :

$$P_{bulb} = \sum_i x_i P_i^{sat}$$

diperoleh :

Komponen	$x_i P_i^{sat}$
CH ₄	760,8183525
C ₂ H ₆	0,0009465
C ₃ H ₈	1,24859E-08
nC ₄ H ₁₀	3,68604E-13
iC ₄ H ₁₀	9,87198E-14
nC ₅ H ₁₂	5,43556E-18
iC ₅ H ₁₂	4,85902E-18
C ₆ H ₁₄	7,43742E-23
N ₂	3439,266116
CO ₂	844,840714
H ₂ O	2,531967308
H ₂	2,17032E+29
CO	649317,2533
O ₂	5,98644E-12
Total	2,17032E+29

sehingga

$$P_{bulb} = 2,17032E+29 \text{ kPa}$$

4) Menghitung P Dew dengan $\{z_i\} = \{y_i\}$ menggunakan persamaan berikut:

$$P_{dew} = \frac{1}{\sum_i y_i / P^{sat}}$$

diperoleh :

Komponen	y_i / P^{sat}
CH ₄	1,16072E-07
C ₂ H ₆	3,01297E-11
C ₃ H ₈	6,89036E-15
nC ₄ H ₁₀	1,39797E-18
iC ₄ H ₁₀	7,23266E-19
nC ₅ H ₁₂	2,45302E-22
iC ₅ H ₁₂	3,86262E-22
C ₆ H ₁₄	6,03661E-26
N ₂	1,93816E-10
CO ₂	1,18285E-05
H ₂ O	0,050379749
H ₂	6,31465E-31
CO	4,06501E-08
O ₂	5,16666E-23
Total	0,050391735

sehingga

$$P_{dew} = 19,84452417 \text{ kPa}$$

5) Menghitung K_i masing-masing komponen dengan persamaan

$$K_i = \frac{1}{P} \exp \left[a_i + \frac{b_i}{(T + c_i)} + d_i \ln T + e_i T^f \right]$$

diperoleh :

Komponen	K_i
CH ₄	53,9741
C ₂ H ₆	3,7366
C ₃ H ₈	0,8974
nC ₄ H ₁₀	0,3423
iC ₄ H ₁₀	0,2463
nC ₅ H ₁₂	0,0992
iC ₅ H ₁₂	0,0748
C ₆ H ₁₄	0,0234
N ₂	2808,3217

CO ₂	5,6342
H ₂ O	0,0047
H ₂	3,90837E+26
CO	2664,4425
O ₂	226,9281

6) Substitusi nilai yang diketahui ke dalam persamaan berikut

$$\sum_i^{NC} \frac{z_i (K_i - 1)}{\frac{V}{F} (K_i - 1) + 1} = 0 \quad \text{Persamaan 4.55 Robin Smith}$$

Trial nilai V/F dengan menggunakan menu Goal seek didapatkan

$$V/F = 0,58689$$

$$V = 9837,253 \text{ kgmol}$$

sehingga didapatkan harga L dimana

$$L = F - V$$

$$= 6924,411212 \text{ kgmol}$$

7) Didapatkan harga y_i dan x_i

$$y_i = \frac{z_i}{\frac{V}{F} + \left(1 - \frac{V}{F}\right) \frac{1}{K_i}} \quad \text{dan} \quad x_i = \frac{z_i}{(K_i - 1) \frac{V}{F} + 1} \quad \text{Persamaan 4.51 - 4.52 Robin Smith}$$

Komponen	y_i	x_i
CH ₄	1,58E-02	2,93E-04
C ₂ H ₆	2,42E-07	6,48E-08
C ₃ H ₈	0,000	0,000
nC ₄ H ₁₀	0,000	0,000
iC ₄ H ₁₀	0,000	0,000
nC ₅ H ₁₂	0,000	0,000
iC ₅ H ₁₂	0,000	0,000
C ₆ H ₁₄	0,000	0,000
N ₂	1,39E-03	4,95E-07
CO ₂	0,151	0,027
H ₂ O	0,004	0,859
H ₂	0,631	0,000
CO	0,277	1,04E-04
O ₂	0,000	0,000
Total	1	1

Komposisi top dan bottom produk masing-masing komponen :

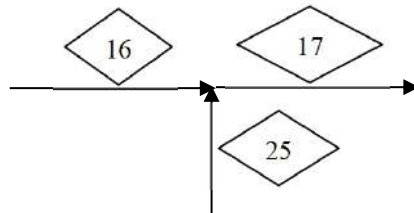
Komponen	Top Produk	Bottom Produk
----------	------------	---------------

Komponen	kmol	kg	kmol	kg
CH ₄	157,5148	2526,994	0,0000	0,0002
C ₂ H ₆	0,0028	0,085	0,0000	0,0000
C ₃ H ₈	0,0000	0,000	0,0000	0,0000
nC ₄ H ₁₀	0,0000	0,000	0,0000	0,0000
iC ₄ H ₁₀	0,0000	0,000	0,0000	0,0000
nC ₅ H ₁₂	0,0000	0,000	0,0000	0,0000
iC ₅ H ₁₂	0,0000	0,000	0,0000	0,0000
C ₆ H ₁₄	0,0000	0,000	0,0000	0,0000
N ₂	13,6838	383,325	0,0012	0,0328
CO ₂	1670,7800	73530,529	4,8188	212,0758
H ₂ O	51,5738	929,108	5934,9428	106918,5905
H ₂	6205,0853	12509,452	0,0802	0,1618
CO	2723,1372	76277,527	0,0435	1,2189
O ₂	0,0000	0,000	0,0000	0,0000
Total	10821,7779	166157,020	5939,8866	107132,0801

NERACA MASSA SEPARATOR I (H-126)					
Masuk			Keluar		
Komponen	Fraksi Massa	Massa	Komponen	Fraksi Massa	Massa
Aliran 11			Aliran 15		
CH ₄	0,009246599	2526,995	CH ₄	0,015208	2526,994
C ₂ H ₆	3,11447E-07	0,085	C ₂ H ₆	5,12E-07	0,085
C ₃ H ₈	2,50862E-11	0,000	C ₃ H ₈	4,13E-11	0,000
nC ₄ H ₁₀	2,55905E-15	0,000	nC ₄ H ₁₀	2,54E-19	0,000
iC ₄ H ₁₀	9,5258E-16	0,000	iC ₄ H ₁₀	1,57E-15	0,000
nC ₅ H ₁₂	1,61588E-19	0,000	nC ₅ H ₁₂	2,66E-19	0,000
iC ₅ H ₁₂	1,91713E-19	0,000	iC ₅ H ₁₂	2,66E-19	0,000
C ₆ H ₁₄	1,11995E-23	0,000	C ₆ H ₁₄	1,84E-23	0,000
N ₂	0,001402756	383,358	N ₂	0,002307	383,325
CO ₂	0,269833683	73742,604	CO ₂	0,442536	73530,529
H ₂ O	0,394628612	107847,698	H ₂ O	0,005592	929,108
H ₂	0,045774288	12509,614	H ₂	0,075287	12509,452
CO	0,27911375	76278,745	CO	0,459069	76277,527
O ₂	0	0,000	O ₂	5,68E-17	0,000
Total	1	273289,100	Total	1	166157,020
			Aliran 14		
			CH ₄	2,14E-09	0,000
			C ₂ H ₆	1,89E-15	0,000
			C ₃ H ₈	1,45E-21	0,000

	nC4H10	6,53E-15	0,000	
	iC4H10	1,83E-28	0,000	
	nC5H12	0	0,000	
	iC5H12	7,68E-20	0,000	
	C6H14	2,86E-23	0,000	
	N2	3,07E-07	0,033	
	CO2	0,00198	212,076	
	H2O	0,998007	106918,590	
	H2	1,51E-06	0,162	
	CO	1,14E-05	1,219	
	O2	8,8E-17	0,000	
	Total	1	107132,080	
Total		273289,100	Total	273289,100

6. MIXING POINT



Neraca Massa Mixing Point					
Masuk			Keluar		
Komponen	Fraksi Massa	Massa	Komponen	Fraksi Massa	Massa
Aliran 16			Aliran 17		
CH4	0,015208473	2526,9945	CH4	0,018130784	6292,769
C2H6	5,12257E-07	0,0851	C2H6	6,06552E-07	0,211
C3H8	4,12609E-11	0,000	C3H8	4,86394E-11	0,000
i-C4H10	2,54021E-19	0,000	i-C4H10	1,10211E-15	0,000
n-C4H10	1,56677E-15	0,000	n-C4H10	3,67474E-15	0,000
i-C5H12	2,65775E-19	0,000	i-C5H12	1,27235E-19	0,000
n-C5H12	2,65775E-19	0,000	n-C5H12	1,27235E-19	0,000
C6H14	1,84205E-23	0,000	C6H14	8,81852E-24	0,000
N2	0,002307005	383,3251	N2	0,002756281	956,640
CO2	0,442536396	73530,5285	CO2	0,493857892	171406,479
H2O	0,005591745	929,1076	H2O	0,002899082	1006,203
H2	0,075286932	12509,4523	H2	0,065711795	22807,021
CO	0,459068938	76277,5265	CO	0,400704144	139075,000
CH3OH	5,67706E-17	0,000	CH3OH	0,015939416	5532,197
O2	5,67706E-17	0,000	O2	2,7178E-17	0,000
Total	1	166157,0196	Total	1	347076,521
Aliran 25					
CH4	0,020814643	3765,775			
C2H6	6,93153E-07	0,125			
C3H8	5,54157E-11	0,000			
i-C4H10	2,11405E-15	0,000			

n-C4H10	5,6107E-15	0,000	
i-C5H12	0	0,000	
n-C5H12	0	0,000	
C6H14	0	0,000	
N2	0,003168897	573,315	
CO2	0,540991711	97875,951	
H2O	0,000426132	77,096	
H2	0,05691796	10297,569	
CO	0,34710174	62797,474	
CH3OH	0,030578225	5532,197	
O2	0	0,000	
Total	1	180919,502	
Total	347076,521	Total	347076,521

7. METHANOL REACTOR (R-210))

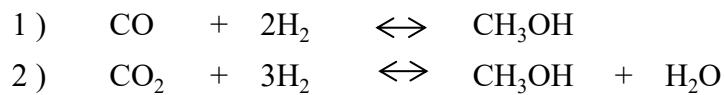


Kondisi operasi :

$$T = 285 \text{ } ^\circ\text{C} = 558,15 \text{ K} \quad T_{\text{ref}} = 298,15 \quad R = 8$$

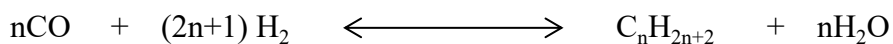
$$P = 59,7 \text{ bar} \quad \tau = 1,872$$

Reaksi yang terjadi :

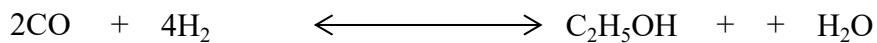


Reaksi samping :

1 Pembentukan hidrokarbon



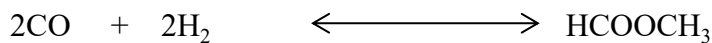
2 Pembentukan jenis alkohol yang tinggi, misalnya etanol



3 Pembentukan dimetil eter

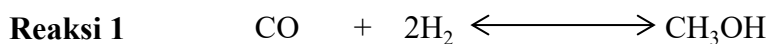


4 Pembentukan metil format



Karena konversi reaksi yang terjadi sangat kecil, maka diasumsikan tidak terjadi reaksi samping pada reaksi sintesa methanol.

Perhitungan Konstanta Keseimbangan K_1 dan K_2 untuk reaksi 1 dan 2



$$\Delta = \text{CH}_3\text{OH} - 2\text{H}_2 - \text{CO}$$

Data kapasitas panas dari Tabel C.1 Smith Van Ness sixth edition :

Komponen	
----------	--

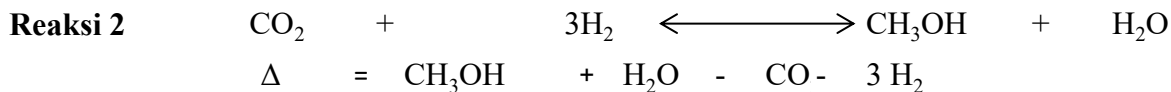
Konstanta	CH ₃ OH	H ₂	CO	Δ
A	2,211	3,249	3,376	-7,663
B	0,012216	0,000422	0,000557	0,010815
C	-0,00000345	0	0	-0,00000345
D	0	8300	-3100	-13500

Data Heat of Formation and Gibbs-energy of Formation Tabel C.4:

Parameter (kJ/mol)	Komponen			Δ
	CH ₃ OH	H ₂	CO	
ΔH ⁰ _{f298}	-200660	0	-110525	-90135
ΔG ⁰ _{f298}	-161960	0	-137169	-24791

Untuk menghitung K menggunakan Persamaan 13.11b; 13.18 dan 13.19 pada Smith Van Ness sixth edition

Reaksi	$\int_{T_0}^T ((\Delta C_p/R)dT)$	$\int_{T_0}^T ((\Delta C_p/R)dT/T)$	ΔG ⁰ /RT	ln K1	K1
1	-979,041533	-2,431355788	7,614487	-7,61449	4,93E-04



Data kapasitas panas dari Tabel C.1 Smith Van Ness sixth edition :

Konstanta	Komponen				Δ
	CH ₃ OH	H ₂ O	CO ₂	H ₂	
A	2,211	3,47	5,457	3,249	-9,523
B	0,012216	0,00145	0,001045	0,000422	0,011355
C	-0,00000345	0	0	0	-0,00000345
D	0	12100	-115700	8300	102900

Data Heat of Formation and Gibbs-energy of Formation T tabel C.4:

Parameter (kJ/mol)	Komponen				Δ
	CH ₃ OH	H ₂ O	CO ₂	H ₂	
ΔH ⁰ _{f298}	-200660	-241818	-393509	0	-48969
ΔG ⁰ _{f298}	-161960	-228572	-394359	0	3827

Dengan menggunakan persamaan-persamaan di atas, maka diperoleh :

Reaksi	$\int_{T_0}^T ((\Delta C_p/R)dT)$	$\int_{T_0}^T ((\Delta C_p/R)dT/T)$	ΔG ⁰ /RT	ln K2	K2
2	-1220,66785	-2,989335928	11,54858	-11,5486	9,65E-06

Data properti untuk spesies murni dari Tabel B.1 :

Komponen	Tc/K	Pc/bar	ω
CH ₃ OH	512,5	80,97	0,564
H ₂ O	405,7	112,8	0,345
CO	132,9	34,99	0,048

CO ₂	304,2	73,83	0,224
H ₂	33,19	13,13	-0,216

Hasil perhitungan :

Komponen	Tr	Pr	B ⁰	B ¹	Φ
CH ₃ OH	1,0891	0,7368	-0,2851	0,0188	0,8305
H ₂ O	1,3758	0,5289	-0,1703	0,0940	0,9484
CO	4,1998	1,7051	0,0405	0,1386	1,0193
CO ₂	1,8348	0,8081	-0,0768	0,1256	0,9788
H ₂	16,8168	4,5438	0,0784	0,1390	1,0132

Untuk reaksi 1 :

$$v = 1 - 1 - 2 = -2$$

$$K_1 = \frac{[y_{CH_3OH}][\phi_{CH_3OH}]}{[y_{CO}][\phi_{CO}][y_{H_2}]^2[\phi_{H_2}]^2} P^{-2}$$

$$K_1 = \frac{[y_{CH_3OH}]}{[y_{CO}][y_{H_2}]^2}$$

$$K_1 = 6,21E-04$$

Untuk reaksi 2 :

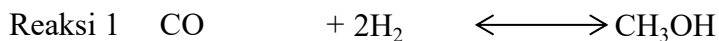
$$v = 1 + 1 - 1 - 3 = -2$$

$$K_2 = \frac{[y_{CH_3OH}][\phi_{CH_3OH}][y_{H_2O}][\phi_{H_2O}]}{[y_{CO_2}][\phi_{CO_2}][y_{H_2}]^3[\phi_{H_2}]^3} P^{-2}$$

$$K_2 = \frac{[y_{CH_3OH}][y_{H_2O}]}{[y_{CO_2}][y_{H_2}]^3}$$

$$K_2 = 1,24715E-05$$

Menghitung konversi dan komposisi gas keluar reaktor :



i	CH ₃ OH	H ₂ O	CO	CO ₂	H ₂	
j						v _j
1	1	0	-1	0	-2	-2
2	1	1	0	-1	-3	-2

Komposisi gas yang keluar dari reaktor bisa dihitung dengan persamaan 13.7 di Smith Van Ness sixth edition.

$$y_i = \frac{n_{i0} + \sum_j v_{i,j} \epsilon_j}{n_0 + \sum_j v_j \epsilon_j} \quad (i = 1, 2, \dots, N)$$

dimana : n_{i0} = jumlah mol komponen i yang masuk

- n_0 = jumlah mol total komponen yang masuk
 v_{ij} = konstanta reaksi komponen i pada reaksi ke j
 ϵ_j = koordinat reaksi pada reaksi ke j

Komponen	n_{i0} (kgmol)
CH4	392,2464
C2H6	0,0070
C3H8	0,0000
i-C4H10	0,0000
n-C4H10	0,0000
i-C5H12	0,0000
n-C5H12	0,0000
C6H14	0,0000
N2	34,1499
CO2	3894,7431
H2O	55,8533
H2	11313,0064
CO	4965,0314
CH3OH	172,6551
O2	0,0000
n_0	20827,6925

$$y_{CH_3OH} = \frac{n_{i0} + \epsilon_1 + \epsilon_2}{n_0 - 2\epsilon_1 - 2\epsilon_2}$$

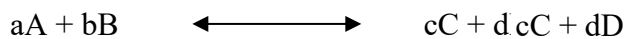
$$y_{CO} = \frac{n_{i0} - \epsilon_1}{n_0 - 2\epsilon_1 - 2\epsilon_2}$$

$$y_{H_2O} = \frac{n_{i0} + \epsilon_2}{n_0 - 2\epsilon_1 - 2\epsilon_2}$$

$$y_{CO_2} = \frac{n_{i0} - \epsilon_2}{n_0 - 2\epsilon_1 - 2\epsilon_2}$$

$$y_{H_2} = \frac{n_{i0} - 2\epsilon_1 - 3\epsilon_2}{n_0 - 2\epsilon_1 - 2\epsilon_2}$$

Untuk reaksi



$$K = \frac{[y_C]^c [y_D]^d}{[y_A]^a [y_B]^b}$$

Untuk reaksi yang pertama

$$K_1 = \frac{[CH_3OH]}{[CO] [H_2]^2}$$

Untuk reaksi yang kedua

$$K_2 = \frac{[CH_3OH] [H_2O]}{[CO_2] [H_2]^3}$$

Dengan menyelesaikan kedua persamaan di atas diperoleh harga :

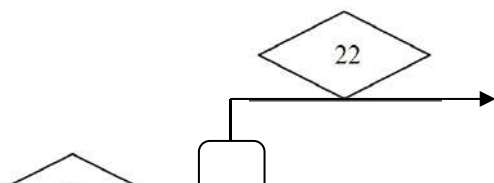
$$\epsilon_1 = 1285,05 \qquad \epsilon_2 = 93,34$$

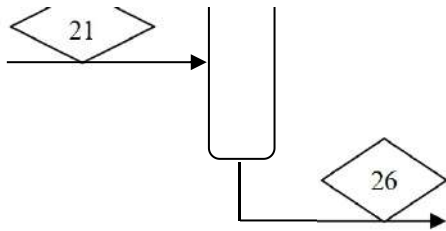
Maka fraksi komponen keluar reaktor methanol adalah sebagai berikut :

Komponen	Perhitungan Manual	Perhitungan Hysys
yCH4	0,0217	0,0217
yC2H6	0,0000	0,0000
yC3H8	0,0000	0,0000
yi-C4H10	0,0000	0,0000
yn-C4H10	0,0000	0,0000
yi-C5H12	0,0000	0,0000
yn-C5H12	0,0000	0,0000
yC6H14	0,0000	0,0000
yN2	0,0019	0,0019
yCO2	0,2104	0,2087
yH2O	0,0083	0,0094
yH2	0,4683	0,4681
yCO	0,2036	0,2054
yCH3OH	0,0858	0,0847
yO2	0,0000	0,0000
Total	1,0000	1,0000
Mol Total	1,618E+04	1,811E+04

Neraca Massa Methanol Reactor (R-210)					
Masuk			Keluar		
Aliran 18			Aliran 19		
Komponen	Fraksi Massa	Massa	Komponen	Fraksi Massa	Massa
CH4	0,018130784	6292,769	CH4	0,018130784	6292,769
C2H6	6,06552E-07	0,211	C2H6	6,06552E-07	0,211
C3H8	4,86394E-11	0,000	C3H8	4,86394E-11	0,000
i-C4H10	1,10211E-15	0,000	i-C4H10	1,85205E-15	0,000
n-C4H10	3,67474E-15	0,000	n-C4H10	4,93968E-15	0,000
i-C5H12	1,27235E-19	0,000	i-C5H12	0	0,000
n-C5H12	1,27235E-19	0,000	n-C5H12	0	0,000
C6H14	8,81852E-24	0,000	C6H14	0	0,000
N2	0,002756281	956,640	N2	0,002756281	956,640
CO2	0,493857892	171406,479	CO2	0,479255248	166338,244
H2O	0,002899082	1006,203	H2O	0,008878148	3081,397
H2	0,065711795	22807,021	H2	0,049234956	17088,297
CO	0,400704144	139075,000	CO	0,300181995	104186,123
CH3OH	0,015939416	5532,197	CH3OH	0,141561982	49132,840
O2	2,7178E-17	0,000	O2	0	0,000
Total	1	347076,5214	Total	1	347076,5214

8) SEPARATOR II (H-214)





Kondisi operasi :

$$T = 70 \text{ } ^\circ\text{C} = 343 \text{ K}$$

$$P = 59,17 \text{ bar} = 5917 \text{ kPa}$$

Feed pada flash drum ini telah dilewatkan dimana metanol dan air telah terembungkan. Untuk mengetahui apakah seluruhnya berupa liquid ataukah masih ada yang berupa vapor, dilakukan perhitungan flash.

Perhitungan berdasarkan *Flash Calculation* Van Ness 5th edition hal 456

1) Menghitung mole fraksi tiap komponen (z_i) yang masuk Flash Drum II

Komponen	kmol	z_i
CH ₄	392,246	0,0217
C ₂ H ₆	0,007	0,0000
C ₃ H ₈	0,000	0,0000
nC ₄ H ₁₀	0,000	0,0000
iC ₄ H ₁₀	0,000	0,0000
nC ₅ H ₁₂	0,000	0,0000
iC ₅ H ₁₂	0,000	0,0000
C ₆ H ₁₄	0,000	0,0000
N ₂	34,150	0,0019
CO ₂	3779,551	0,2087
H ₂ O	171,045	0,0094
H ₂	8476,338	0,4681
CO	3719,485	0,2054
O ₂	0,000	0,0000
CH ₃ OH	1533,393	0,0847
Total	18106,216	1,0000

Komponen	Konstanta Antoine					
	a	b	c	d	e	f
CH ₄	31,35	-1308	0	-3,261	2,94E-05	2
C ₂ H ₆	44,01	-2569	0	-4,976	1,46E-05	2
C ₃ H ₈	52,38	-3491	0	-6,109	1,12E-05	2
nC ₄ H ₁₀	58,78	-4137	0	-7,017	1,04E-05	2
iC ₄ H ₁₀	66,94	-4604	0	-8,255	1,16E-05	2
nC ₅ H ₁₂	66,76	-5059	0	-8,089	9,25E-06	2
iC ₅ H ₁₂	63,33	-5118	0	-7,483	7,77E-06	2

C ₆ H ₁₄	70,43	-6056	0	-8,379	6,62E-06	2
N ₂	35,41	-966,2	0	-4,318	7,93E-05	2
CO ₂	133,6	-4735	0	-21,27	4,09E-02	1
H ₂ O	65,93	-7228	0	-7,177	4,03E-06	2
H ₂	9,183	-108	0	0,1641	6,02E-04	2
CO	41,66	-1110	0	-5,455	8,64E-05	2
O ₂	31,23	-1090	0	-3,301	4,06E-05	2
CH ₃ OH	59,84	-6283	0	-6,379	4,62E-06	2

2) dengan menggunakan persamaan

$$\ln P_i^{sat} = a_i + \frac{b_i}{(T + c_i)} + d_i \ln T + e_i T^{f_i}$$

diperoleh :

Komponen	ln Psat	P ^{sat}
CH ₄	11,9610	156526,96
C ₂ H ₆	9,1940	9838,31
C ₃ H ₈	7,8560	2581,06
nC ₄ H ₁₀	6,9754	1070,03
iC ₄ H ₁₀	6,6880	802,71
nC ₅ H ₁₂	5,8781	357,11
iC ₅ H ₁₂	5,6386	281,08
C ₆ H ₁₄	4,6382	103,35
N ₂	16,7177	18213779,63
CO ₂	9,6589	15661,15
H ₂ O	3,4340	31,00
H ₂	80,6746	1,08779E+35
CO	16,7415	18653594,63
O ₂	13,5548	770526,37
CH ₃ OH	4,8265	124,78

3) Menghitung P BUBL dengan $\{z_i\} = \{x_i\}$ menggunakan persamaan

berikut :

$$P_{bulb} = \sum_i x_i P_i^{sat}$$

diperoleh :

Komponen	$x_i P_i^{sat}$
CH ₄	3390,942109
C ₂ H ₆	0,003804116
C ₃ H ₈	5,45725E-08
nC ₄ H ₁₀	1,74316E-12
iC ₄ H ₁₀	4,9029E-13
nC ₅ H ₁₂	0
iC ₅ H ₁₂	0

C6H14	0
N2	34352,74533
CO2	3269,160974
H2O	0,292843414
H2	5,09241E+34
CO	3831930,697
O2	0
CH3OH	10,56711237
Total	5,09241E+34

sehingga

$$P_{\text{bubl}} = 5,09241E+34 \text{ kPa}$$

4) Menghitung P DEW dengan $\{z_i\} = \{y_i\}$ menggunakan persamaan berikut:

$$P_{\text{dew}} = \frac{1}{\sum_i y_i / p^{\text{sat}}}$$

diperoleh :

Komponen	y_i / P^{sat}
CH ₄	1,38402E-07
C ₂ H ₆	3,93019E-11
C ₃ H ₈	8,19179E-15
nC ₄ H ₁₀	1,52246E-18
iC ₄ H ₁₀	7,60915E-19
nC ₅ H ₁₂	0
iC ₅ H ₁₂	0
C ₆ H ₁₄	0
N ₂	1,03553E-10
CO ₂	1,33287E-05
H ₂ O	0,000304741
H ₂	4,30365E-36
CO	1,10127E-08
O ₂	0
CH ₃ OH	0,000678728
Total	0,000996947

sehingga

$$P_{\text{dew}} = 1003,062409 \text{ kPa}$$

5) Menghitung K_i masing-masing komponen dengan persamaan

$$K_i = \frac{1}{P} \exp \left[a_i + \frac{b_i}{(T + c_i)} + d_i \ln T + e_i T^f \right]$$

diperoleh :

Komponen	K_i
----------	-------

CH ₄	26,4538
C ₂ H ₆	1,6627
C ₃ H ₈	0,4362
nC ₄ H ₁₀	0,1808
iC ₄ H ₁₀	0,1357
nC ₅ H ₁₂	0,0604
iC ₅ H ₁₂	0,0475
C ₆ H ₁₄	0,0175
N ₂	3078,2119
CO ₂	2,6468
H ₂ O	0,0052
H ₂	1,83841E+31
CO	3152,5426
O ₂	130,2225
CH ₃ OH	0,0211

6) Substitusi nilai yang diketahui ke dalam persamaan berikut

$$\sum_i^{NC} \frac{z_i (K_i - 1)}{V/F (K_i - 1) + 1} = 0$$

Persamaan 4.55 Robin Smith

Trial nilai V/F dengan menggunakan menu Goal seek didapatkan

$$V/F = 0,90839$$

$$V = 16447,51 \text{ kgmol}$$

sehingga didapatkan harga L dimana

$$L = F - V$$

$$= 1658,707 \text{ kgmol}$$

7) Didapatkan harga y_i dan x_i

$$y_i = \frac{z_i}{V/F + (1 - V/F) \frac{1}{K_i}} \text{ dan } x_i = \frac{z_i}{(K_i - 1) \frac{V}{F} + 1}$$

Persamaan 4.51 - 4.52 Robin Smith

Komponen	y_i	x_i
CH ₄	0,039296	0,001591
C ₂ H ₆	1,06E-06	9,84E-08
C ₃ H ₈	8,75E-11	1,15E-11
nC ₄ H ₁₀	1,02E-14	1,78E-15
iC ₄ H ₁₀	3,85E-15	4,44E-16
nC ₅ H ₁₂	0	0
iC ₅ H ₁₂	0	0
C ₆ H ₁₄	0	0

N ₂	0,000215	5,03E-06
CO ₂	0,167581	0,034027
H ₂ O	0,000465	0,091809
H ₂	0,575996	0,004892
CO	0,200714	0,002343
O ₂	0	0
CH ₃ OH	0,024055	0,782797
Total	1	1

Komposisi top dan bottom produk masing-masing komponen :

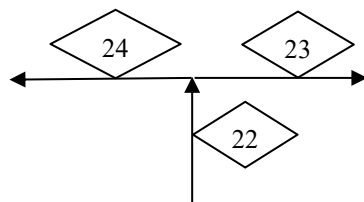
Komponen	Top Produk		Bottom Produk	
	kmol	kg	kmol	kg
CH ₄	646,3217	6269,491	2,6396	23,2786
C ₂ H ₆	0,0174	0,209	0,0002	0,0018
C ₃ H ₈	0,0000	0,000	0,0000	0,0000
nC ₄ H ₁₀	0,0000	0,000	0,0000	0,0000
iC ₄ H ₁₀	0,0000	0,000	0,0000	0,0000
nC ₅ H ₁₂	0,0000	0,000	0,0000	0,0000
iC ₅ H ₁₂	0,0000	0,000	0,0000	0,0000
C ₆ H ₁₄	0,0000	0,000	0,0000	0,0000
N ₂	3,5435	954,525	0,0083	2,1151
CO ₂	2756,2860	162821,813	56,4409	3516,4313
H ₂ O	7,6475	128,623	152,2846	2952,7737
H ₂	9473,6982	17075,420	8,1143	12,8771
CO	3301,2499	104075,439	3,8862	110,6832
O ₂	0,0000	0,000	0,0000	0,0000
CH ₃ OH	395,6466	9175,863	1298,4310	39956,9769
Total	16188,7642	300501,384	223,3740	46575,1376

NERACA MASSA SEPARATOR II (H-214)

Masuk			Keluar (kg)		
Komponen	Fraksi Massa	Massa	Komponen	Fraksi Massa	Massa
Aliran 21			Aliran 22		
CH ₄	0,018130784	6292,769	CH ₄	0,020863434	6269,491
C ₂ H ₆	6,06552E-07	0,211	C ₂ H ₆	6,94652E-07	0,209
C ₃ H ₈	4,86394E-11	0,000	C ₃ H ₈	5,55294E-11	0,000
nC ₄ H ₁₀	4,93968E-15	0,000	nC ₄ H ₁₀	2,05541E-15	0,000
iC ₄ H ₁₀	1,85205E-15	0,000	iC ₄ H ₁₀	5,68484E-15	0,000
nC ₅ H ₁₂	0	0,000	nC ₅ H ₁₂	0	0,000
iC ₅ H ₁₂	0	0,000	iC ₅ H ₁₂	0	0,000

C ₆ H ₁₄	0	0,000	C ₆ H ₁₄	0	0,000
N ₂	0,002756281	956,640	N ₂	0,003176442	954,525
CO ₂	0,479255248	166338,244	CO ₂	0,541833822	162821,813
H ₂ O	0,008878148	3081,397	H ₂ O	0,000428028	128,623
H ₂	0,049234956	17088,297	H ₂	0,0568231	17075,420
CO	0,300181995	104186,123	CO	0,346339302	104075,439
O ₂	0	0,000	O ₂	0	0,000
CH ₃ OH	0,141561982	49132,840	CH ₃ OH	0,030535178	9175,863
Total	1	347076,521	Total	1	300501,384
			Aliran 26		
			CH ₄	0,000499808	23,279
			C ₂ H ₆	3,81312E-08	0,002
			C ₃ H ₈	4,18471E-12	0,000
			nC ₄ H ₁₀	5,39958E-16	0,000
			iC ₄ H ₁₀	1,31921E-16	0,000
			nC ₅ H ₁₂	0	0,000
			iC ₅ H ₁₂	0	0,000
			C ₆ H ₁₄	0	0,000
			N ₂	4,54126E-05	2,115
			CO ₂	0,075500181	3516,431
			H ₂ O	0,063398066	2952,774
			H ₂	0,00027648	12,877
			CO	0,002376443	110,683
			O ₂	0	0,000
			CH ₃ OH	0,857903571	39956,977
			Total	1	46575,138
Total		347076,521	Total		347076,521

9. SPLITTER



NERACA MASSA SPLITTER					
Masuk			Keluar (kg)		
Komponen	Fraksi Massa	Massa	Komponen	Fraksi Massa	Massa
Aliran 22			Aliran 23		
CH ₄	0,020863434	6269,491	CH ₄	0,020937251	2503,716
C ₂ H ₆	6,94652E-07	0,209	C ₂ H ₆	6,96921E-07	0,083
C ₃ H ₈	5,55294E-11	0,000	C ₃ H ₈	5,57015E-11	0,000
i-C ₄ H ₁₀	5,68484E-15	0,000	i-C ₄ H ₁₀	7,96427E-16	0,000
n-C ₄ H ₁₀	2,05541E-15	0,000	n-C ₄ H ₁₀	-3,3235E-15	0,000
i-C ₅ H ₁₂	0	0,000	i-C ₅ H ₁₂	0	0,000

n-C5H12	0	0,000	n-C5H12	0	0,000
C6H14	0	0,000	C6H14	0	0,000
N2	0,003176442	954,525	N2	0,003187857	381,210
CO2	0,541833822	162821,813	CO2	0,54310788	64945,862
H2O	0,000428028	128,623	H2O	0,000430898	51,528
H2	0,0568231	17075,420	H2	0,056679583	6777,851
CO	0,346339302	104075,439	CO	0,345185783	41277,966
CH3OH	0,030535178	9175,863	CH3OH	0,030470052	3643,666
O2	0	0,000	O2	0	0,000
Total	1	300501,384	Total	1	119581,882
			Aliran 24		
			CH4	0,020814643	3765,775
			C2H6	6,93153E-07	0,125
			C3H8	5,54157E-11	0,000
			i-C4H10	2,11405E-15	0,000
			n-C4H10	5,6107E-15	0,000
			i-C5H12	0	0,000
			n-C5H12	0	0,000
			C6H14	0	0,000
			N2	0,003168897	573,315
			CO2	0,540991711	97875,951
			H2O	0,000426132	77,096
			H2	0,05691796	10297,569
			CO	0,34710174	62797,474
			CH3OH	0,030578225	5532,197
			O2	0	0,000
			Total	1	180919,502
Total		300501,384	Total		300501,384

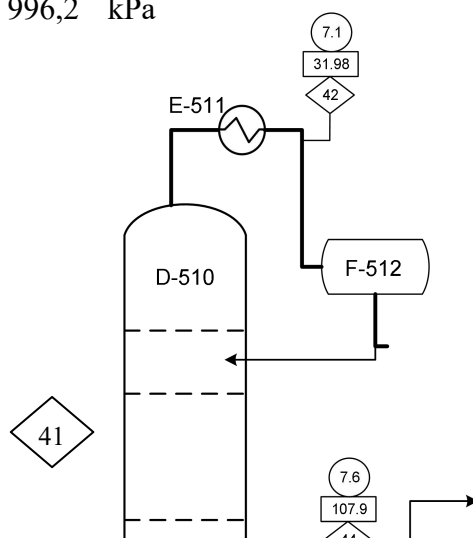
10. KOLOM DISTILASI (D-510)

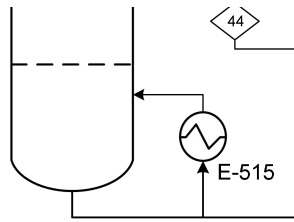
Fungsi : memisahkan Dimethyl Ether dengan Methanol dan Air

Kondisi feed masuk :

$$T = 89 \quad C = 362,15 \text{ K}$$

$$P = 9,96 \text{ bar} = 996,2 \text{ kPa}$$





Reaksi	K1	Komponen	nio (kgmol)	No Trial
1	122,9770583	CH4	2918,125	1 $\varepsilon_1 =$
2	52358888,21	C2H6	183,1375	2 $\varepsilon_2 =$
3	5,95296E+12	C3H8	66,37683389	3 $\varepsilon_3 =$
4	7,2489E+17	nC4H10	20,5275	4 $\varepsilon_4 =$
5	7,02538E+17	iC4H10	15,6975	5 $\varepsilon_5 =$
6	9,63732E+22	nC5H12	9,2575	6 $\varepsilon_6 =$
7	9,5718E+22	iC5H12	5,2325	7 $\varepsilon_7 =$
8	1,41719E+28	C6H14	12,4775	8 $\varepsilon_8 =$
9	1,252082763	N2	13,685	9 $\varepsilon_9 =$
		CO2	780,4475	
		H2O	5500	
		H2	0	
		CH3OH	0	
		CO	0	
		n0	9524,964334	

$$y_{CH_4} = \frac{n_{io} - \varepsilon_1}{n_0 + 2\varepsilon_1 + 4\varepsilon_4 + 6\varepsilon_3 + 8\varepsilon_4 + 8\varepsilon_5 + 10\varepsilon_6 + 10\varepsilon_7 + 12\varepsilon_8}$$

$$y_{C_2H_6} = \frac{n_{io} - \varepsilon_2}{n_0 + 2\varepsilon_1 + 4\varepsilon_4 + 6\varepsilon_3 + 8\varepsilon_4 + 8\varepsilon_5 + 10\varepsilon_6 + 10\varepsilon_7 + 12\varepsilon_8}$$

$$y_{C_3H_8} = \frac{n_{io} - \varepsilon_3}{n_0 + 2\varepsilon_1 + 4\varepsilon_4 + 6\varepsilon_3 + 8\varepsilon_4 + 8\varepsilon_5 + 10\varepsilon_6 + 10\varepsilon_7 + 12\varepsilon_8}$$

$$y_{n-C_4H_{10}} = \frac{n_{io} - \varepsilon_4}{n_0 + 2\varepsilon_1 + 4\varepsilon_4 + 6\varepsilon_3 + 8\varepsilon_4 + 8\varepsilon_5 + 10\varepsilon_6 + 10\varepsilon_7 + 12\varepsilon_8}$$

$$y_{i-C_4H_{10}} = \frac{n_{io} - \varepsilon_5}{n_0 + 2\varepsilon_1 + 4\varepsilon_4 + 6\varepsilon_3 + 8\varepsilon_4 + 8\varepsilon_5 + 10\varepsilon_6 + 10\varepsilon_7 + 12\varepsilon_8}$$

$$y_{n-C_5H_{12}} = \frac{n_{io} - \varepsilon_6}{n_0 + 2\varepsilon_1 + 4\varepsilon_4 + 6\varepsilon_3 + 8\varepsilon_4 + 8\varepsilon_5 + 10\varepsilon_6 + 10\varepsilon_7 + 12\varepsilon_8}$$

$$y_{i-C_5H_{12}} = \frac{n_{io} - \varepsilon_7}{n_0 + 2\varepsilon_1 + 4\varepsilon_4 + 6\varepsilon_3 + 8\varepsilon_4 + 8\varepsilon_5 + 10\varepsilon_6 + 10\varepsilon_7 + 12\varepsilon_8}$$

$$y_{C_6H_{14}} = \frac{n_{io} - \varepsilon_8}{n_0 + 2\varepsilon_1 + 4\varepsilon_4 + 6\varepsilon_3 + 8\varepsilon_4 + 8\varepsilon_5 + 10\varepsilon_6 + 10\varepsilon_7 + 12\varepsilon_8}$$

$$n_{io} - \varepsilon_1 - 2\varepsilon_2 - 3\varepsilon_3 - 4\varepsilon_4 - 4\varepsilon_5 - 5\varepsilon_6 - 5\varepsilon_7 - 6\varepsilon_8 - 7$$

$$y_{H_2O} = \frac{n_{iO} - \varepsilon_1 - 2\varepsilon_2 - 3\varepsilon_3 - 4\varepsilon_4 - 4\varepsilon_5 - 5\varepsilon_6 - 5\varepsilon_7 - 6\varepsilon_8 - 7\varepsilon_9}{n_0 + 2\varepsilon_1 + 4\varepsilon_4 + 6\varepsilon_3 + 8\varepsilon_4 + 8\varepsilon_5 + 10\varepsilon_6 + 10\varepsilon_7 + 12\varepsilon_8}$$

$$y_{CO_2} = \frac{n_{iO} + \varepsilon_{13}}{n_0 + 2\varepsilon_1 + 4\varepsilon_4 + 6\varepsilon_3 + 8\varepsilon_4 + 8\varepsilon_5 + 10\varepsilon_6 + 10\varepsilon_7 + 12\varepsilon_8}$$

$$y_{CO} = \frac{n_{iO} + \varepsilon_1 + 2\varepsilon_2 + 3\varepsilon_3 + 4\varepsilon_4 + 4\varepsilon_5 + 5\varepsilon_6 + 5\varepsilon_7 + 6\varepsilon_8 + 7\varepsilon_9}{n_0 + 2\varepsilon_1 + 4\varepsilon_4 + 6\varepsilon_3 + 8\varepsilon_4 + 8\varepsilon_5 + 10\varepsilon_6 + 10\varepsilon_7 + 12\varepsilon_8}$$

$$y_{H_2} = \frac{n_{iO} + 3\varepsilon_1 + 5\varepsilon_2 + 7\varepsilon_3 + 9\varepsilon_4 + 9\varepsilon_5 + 11\varepsilon_6 + 11\varepsilon_7 + 13\varepsilon_8 + 14\varepsilon_9}{n_0 + 2\varepsilon_1 + 4\varepsilon_4 + 6\varepsilon_3 + 8\varepsilon_4 + 8\varepsilon_5 + 10\varepsilon_6 + 10\varepsilon_7 + 12\varepsilon_8}$$

	Vj	Vj*ε	pembilang	penyebut	yi
	100,0	2 200	2818,1	12878,29124	0,21882754
	500,0	4 2000	-316,9		-0,0246043
	92,3	6 553,531	-25,9		-0,0020094
	22,0	8 176,095	-1,5		-0,0001152
	18,8	8 150,198	-3,1		-0,0002389
	5,5	10 55,0296	3,8		0,00029154
	9,1	10 90,6369	-3,8		-0,0002974
	10,7	12 127,836	1,8		0,00014167
	-476,5	0 0	0		0
	281,7	3353,33	303,9		0,0235976
			4299,886512		0,33388641
			3635,038438		0,28226092
			0		0
			1200,113488		0,09318887
					0,92492909

$$+14\epsilon_9 + 16\epsilon_{10} + 18\epsilon_{11} + 20\epsilon_{12}$$

$$_3 + 14\epsilon_9 + 16\epsilon_{10} + 18\epsilon_{11} + 20\epsilon_{12}$$

$$_3 + 14\epsilon_9 + 16\epsilon_{10} + 18\epsilon_{11} + 20\epsilon_{12}$$

$$+14\epsilon_9 + 16\epsilon_{10} + 18\epsilon_{11} + 20\epsilon_{12}$$

$$+14\epsilon_9 + 16\epsilon_{10} + 18\epsilon_{11} + 20\epsilon_{12}$$

$$_8 + 14\epsilon_9 + 16\epsilon_{10} + 18\epsilon_{11} + 20\epsilon_{12}$$

$$_8 + 14\epsilon_9 + 16\epsilon_{10} + 18\epsilon_{11} + 20\epsilon_{12}$$

$$_8 + 14\epsilon_9 + 16\epsilon_{10} + 18\epsilon_{11} + 20\epsilon_{12}$$

$$7\epsilon_9 - 8\epsilon_{10} - 9\epsilon_{11} - 10\epsilon_{12} - \epsilon_{13}$$

$$\frac{1\epsilon_9 - 0\epsilon_{10} - 7\epsilon_{11} - 1\epsilon_{12} - \epsilon_{13}}{+14\epsilon_9 + 16\epsilon_{10} + 18\epsilon_{11} + 20\epsilon_{12}}$$

$$+14\epsilon_9 + 16\epsilon_{10} + 18\epsilon_{11} + 20\epsilon_{12}$$

$$\frac{7\epsilon_9 + 8\epsilon_{10} + 9\epsilon_{11} + 10\epsilon_{12} - \epsilon_{13}}{+14\epsilon_9 + 16\epsilon_{10} + 18\epsilon_{11} + 20\epsilon_{12}}$$

$$\frac{5\epsilon_9 + 17\epsilon_{10} + 19\epsilon_{11} + 21\epsilon_{12} + \epsilon_{13}}{+14\epsilon_9 + 16\epsilon_{10} + 18\epsilon_{11} + 20\epsilon_{12}}$$

K calc

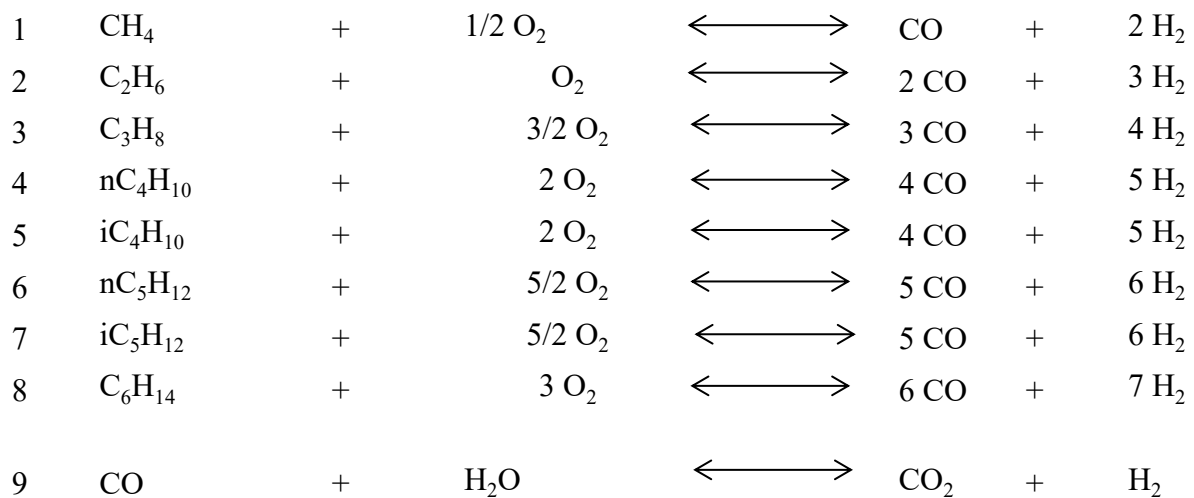
56	3,527278
39	-297004
58	-9,2E+09
58	-4,3E+14
52	-2E+14
41	5,07E+17
92	-4,9E+17
71	3,41E+21
	0,268034
6	
16	
28	
76	
39	

Reaksi	K1	Komponen	nio (kgmol)	Trial	Vj
1	1,738E+11	CH ₄	2346,978569	$\varepsilon_1 =$	1371 1,5
2	3,088E+25	C ₂ H ₆	0,380930274	$\varepsilon_2 =$	0 3
3	1,711E+39	C ₃ H ₈	0,000172428	$\varepsilon_3 =$	0 4,5
4	1,021E+53	nC ₄ H ₁₀	1,16112E-07	$\varepsilon_4 =$	0 6
5	9,765E+52	iC ₄ H ₁₀	4,884E-08	$\varepsilon_5 =$	0 6
6	6,63E+66	nC ₅ H ₁₂	5,00651E-11	$\varepsilon_6 =$	0 7,5
7	6,625E+66	iC ₅ H ₁₂	6,66365E-11	$\varepsilon_7 =$	0 7,5
8	4,767E+80	C ₆ H ₁₄	2,46965E-14	$\varepsilon_8 =$	0 9
9	6,4269109	N ₂	13,68499964	$\varepsilon_9 =$	-269 0
		CO ₂	1118,456227		
		H ₂ O	3733,949377		
		H ₂	4077,53069		
		CO	1089,97702		
		CH ₃ OH	0		
		O ₂	2500		
		n0	14880,96		

$$y_{CO_2} = \frac{n_{io} + \varepsilon_9}{n_0 + 1.5\varepsilon_1 + 3\varepsilon_2 + 4.5\varepsilon_3 + 6\varepsilon_4 + 6\varepsilon_5 + 7.5\varepsilon_6 + 7.5\varepsilon_7 + 9\varepsilon_8}$$

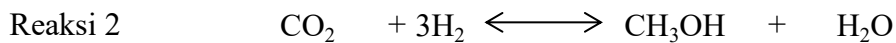
Reaksi yang terjadi di Secondary Reformer :

Partial Oxidation :



$V_j \cdot \varepsilon$	Pembilang	Penyebut	y_i	K calc
2056,2	976	16936,73	9,96E-03	2,221E+11
1,2709	-0,04269899		1,49E-07	-1,72E+29
0,001	0,0		9,35E-12	-1,71E+45
4E-07	0,0		2,34E-16	1,876E+61
1E-06	0,0		7,04E-16	-7,26E+60
8E-10	0,0		4,13E-20	-1,94E+77
6E-10	0,0		3,95E-20	-8,37E+77
-1,717	-9		2,42E-24	6,606E+82
0	0		8,22E-04	0,1827672
2055,8	849,2469255		2,01E-01	
	4003,158678		2,57E-01	
	6549,878659		0,3702	
	2729,700127		1,62E-01	
	0		0	
	1814,743097		2,06E-17	
			1,00	

Reaksi	K	Komponen	n _{io} (kgmol)	Trial	v _j	V _j *ε	Pe
1	0,000621	CH4	392,246368	ε ₁ = 1285,05	-2	-2570,1	39,
2	1,25E-05	C2H6	0,007001018	ε ₂ = 93,34	-2	-186,68	0,0
		C3H8	3,82828E-07			-2756,8	3,8
		i-C4H10	6,58102E-12				6,5
		n-C4H10	2,1943E-11				2,1
		i-C5H12	6,12054E-16				6,1
		n-C5H12	6,12054E-16				6,1
		C6H14	3,55161E-20				3,5
		N2	34,14987083				34,
		CO2	3894,743119				380
		H2O	55,85331817				149
		H2	11313,00639				846
		CO	4965,031395				367
		CH3OH	172,6550875				155
		O2	2,94776E-13				2,9
		n ₀	20827,69255				



$$y_{CH_3OH} = \frac{n_{io} + \varepsilon_1 + \varepsilon_2}{n_0 - 2\varepsilon_1 - 2\varepsilon_2}$$

$$y_{CO} = \frac{n_{io} - \varepsilon_1}{n_0 - 2\varepsilon_1 - 2\varepsilon_2}$$

$$y_{H_2O} = \frac{n_{io} + \varepsilon_2}{n_0 - 2\varepsilon_1 - 2\varepsilon_2}$$

$$y_{CO_2} = \frac{n_{io} - \varepsilon_2}{n_0 - 2\varepsilon_1 - 2\varepsilon_2}$$

$$y_{H_2} = \frac{n_{io} - 2\varepsilon_1 - 3\varepsilon_2}{n_0 - 2\varepsilon_1 - 2\varepsilon_2}$$

jumlah	Penyebut	yi		
2,246368	18070,913	0,02170595	CH4	2,16636E-02
07001018		3,8742E-07	C2H6	3,86664E-07
2828E-07		2,1185E-11	C3H8	2,11435E-11
8102E-12		3,6418E-16	i-C4H10	6,10794E-16
943E-11		1,2143E-15	n-C4H10	1,62907E-15
2054E-16		3,387E-20	i-C5H12	0,00000E+00
2054E-16		3,387E-20	n-C5H12	0,00000E+00
5161E-20		1,9654E-24	C6H14	0,00000E+00
14987083		0,00188977	N2	1,88609E-03
01,403119		0,21036033	CO2	2,08743E-01
0,1933182		0,00825599	H2O	9,44677E-03
02,886388		0,46831539	H2	4,68145E-01
09,981395		0,20364115	CO	2,05426E-01
01,045088		0,08583103	CH3OH	8,46888E-02
4776E-13		1,6312E-17	O2	0,00000E+00
		1		1,00000E+00
				1,81062E+04

16401,96494

Komponen	Komposisi (%)	BM (kg/kmol)
CH4	86,9	16,043
C2H6	4,24	30,070
C3H8	2,07	44,097
i-C4H10	0,48	58,124
n-C4H10	0,73	58,124
i-C5H12	0,52	72,151
n-C5H12	0,34	72,151
C6H14	0,43	86,178
N2	0,87	28,013
CO2	1,9	44,010
H2O	0	18,015
H2	0	2,016
CO	2	28,011
CH3OH	1	32,042
O2		32,000
<u>C7H16</u>		<u>100,2050018</u>
CH3OCH3		46,06900024

Nomor	Komponen	1	2	3	4	5
1	CH ₄	46815,1878	46815,1878	46815,1878	46815,1878	37652,3427
2	C ₂ H ₆	5506,9264	5506,9264	5506,9264	5506,9264	11,4545
3	C ₃ H ₈	2927,0193	2927,0193	2927,0193	2927,0193	0,0076
4	nC ₄ H ₁₀	1193,1404	1193,1404	1193,1404	1193,1404	0,0000
5	iC ₄ H ₁₀	912,4015	912,4015	912,4015	912,4015	0,0000
6	nC ₅ H ₁₂	667,9379	667,9379	667,9379	667,9379	0,0000
7	iC ₅ H ₁₂	377,5301	377,5301	377,5301	377,5301	0,0000
8	C ₆ H ₁₄	1075,2848	1075,2848	1075,2848	1075,2848	0,0000
9	N ₂	383,3579	383,3579	383,3579	383,3579	383,3579
10	CO ₂	34347,2609	34347,2609	34347,2609	34347,2609	49222,9239
11	H ₂ O	0,0000	0,0000	99083,0526	99083,0526	67267,4732
12	H ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	8220,3020
13	CO	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	30531,23784
14	CH ₃ OH	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
15	O ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
16	CH ₃ OCH ₃	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Total		94206,0470	94206,0470	193289,100	193289,0997	193289,0997

37652,34268

6	7	8	9	10	11	12
0,0000	0,0000	2526,9947	2526,9947	2526,9947	2526,9947	0,0000
0,0000	0,0000	0,0851	0,0851	0,0851	0,0851	0,0000
0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
0,0000	0,0000	383,3579	383,3579	383,3579	383,3579	0,0000
0,0000	0,0000	73742,6044	73742,6044	73742,6044	73742,6044	0,0000
0,0000	0,0000	107847,6981	107847,6981	107847,6981	107847,6981	99083,0526
0,0000	0,0000	12509,6140	12509,6140	12509,6140	12509,6140	0,0000
0,0000	0,0000	76278,7454	76278,7454	76278,7454	76278,7454	0,0000
0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
80000,0000	80000,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
80000,0000	80000,0000	273289,100	273289,0997	273289,0997	273289,0997	99083,0526

13	14	15	16	17	18	19
0,0000	0,0002	2526,9945	2526,9945	6292,7693	6292,7693	6292,7693
0,0000	0,0000	0,0851	0,0851	0,2105	0,2105	0,2105
0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
0,0000	0,0328	383,3251	383,3251	956,6403	956,6403	956,6403
0,0000	212,0758	73530,5285	73530,5285	171406,4793	171406,4793	166338,2444
99083,0526	106918,5905	929,1076	929,1076	1006,2031	1006,2031	3081,3967
0,0000	0,1618	12509,4523	12509,4523	22807,0212	22807,0212	17088,2973
0,0000	1,2189	76277,5265	76277,5265	139075,0004	139075,0004	104186,1225
0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	5532,1972	5532,1972	49132,8402
0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
99083,0526	107132,0801	166157,0196	166157,0196	347076,5214	347076,5214	347076,5214

Neraca Massa (kg/jam)
Nomor Aliran

20	21	22	23	24	25	26
6292,7693	6292,7693	6269,4906	2503,7158	3765,7748	3765,7748	23,2786
0,2105	0,2105	0,2087	0,0833	0,1254	0,1254	0,0018
0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
956,6403	956,6403	954,5252	381,2100	573,3153	573,3153	2,1151
166338,2444	166338,2444	162821,8131	64945,8624	97875,9508	97875,9508	3516,4313
3081,3967	3081,3967	128,6231	51,5276	77,0955	77,0955	2952,7737
17088,2973	17088,2973	17075,4201	6777,8512	10297,5690	10297,5690	12,8771
104186,1225	104186,1225	104075,4394	41277,9655	62797,4739	62797,4739	110,6832
0,0000	0,0000	0,0000	3643,6662	5532,1972	5532,1972	39956,9769
49132,8402	49132,8402	9175,8634	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
347076,5214	347076,5214	300501,3837	119581,8819	180919,5018	180919,5018	46575,1376

27	28	29	30	31	32	33
23,2786	23,2786	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
0,0018	0,0018	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
2,1151	2,1151	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
3516,4313	3514,4595	1,9718	0,0000	1,9718	1,9718	1,9718
2952,7737	0,0010	2952,7727	2951,8039	0,9687	0,9687	0,9687
12,8771	12,8771	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
110,6832	110,6832	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
39956,9769	323,3020	39633,6749	25,2663	39608,4082	39608,4082	39608,4082
0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
46575,1376	3986,7182	42588,4194	2977,0702	39611,3488	39611,3488	39611,3488

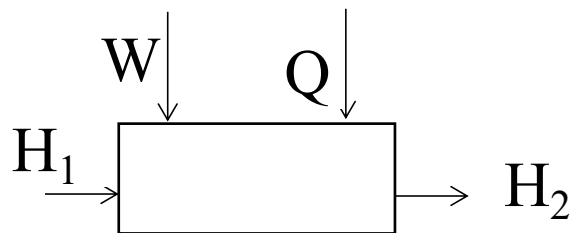
41	42	43	44	45	46
0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
1,9719	1,9719	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
3,2629	3,2629	10295,9886	10295,0090	5,0341	5,0341
0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
93,4278	93,4278	5141,9939	2797,3172	2340,6224	2340,6224
0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
26400,2299	26400,2299	3636,4262	0,1302	3636,2959	3636,2959
26498,8926	26498,8926	19074,4087	13092,4563	5981,9524	5981,9524

APENDIKS B
PERHITUNGAN NERACA ENERGI

Kapasitas Pabrik = 210045 ton/tahun
 26,5208 ton/jam
 26520,8 kg/jam
 Ditetapkan = 1 tahun = 330 hari
 Satuan Massa = kg
 Satuan Waktu = 1 jam
 Satuan Zat = kmol

Pressure dan Temperature Reference

P = 1 bar = 100 kPa
 T = 25 °C = 298,15 K
 R = 8,314 kJ/kgmol K



- Asumsi : 1 Tidak ada akumulasi energi pada sistem ($\Delta E = 0$)
 2 Perubahan energi kinetik diabaikan ($\Delta E_k = 0$)
 3 Perubahan energi potensial diabaikan ($\Delta E_p = 0$)

Secara umum, neraca energi dihitung menggunakan persamaan berikut:

$$\sum_{in}^i m_i \hat{H}_i - \sum_{out}^i m_i \hat{H}_i + (-\Delta H_{rx}) + Q + W_s = \dot{C}$$

Perhitungan neraca panas menggunakan rumus sebagai berikut:

Dimana :

Aliran Energi Input Sistem

$$\Delta H_{Input} = \text{mol masuk (kmol)} \times C_p \text{ (kJ/kmol.K)} \times \Delta T \text{ (K)}$$

Aliran Energi Output Sistem

$$\Delta H_{Output} = \text{mol keluar (kmol)} \times C_p \text{ (kJ/kmol.K)} \times \Delta T \text{ (K)}$$

Jika Cp campuran maka digunakan persamaan

$$C_p \text{ campuran} = \sum (\text{fraksi mol}_i \times C_{p_i})$$

Perhitungan neraca energi untuk sistem yang melibatkan reaksi :

$$\Delta H_{rxn} \text{ 298,15K} = \Delta H_f \text{ 298,15K produk} - \Delta H_f \text{ 298,15K reaktan}$$

Tabel B.1 Properties Komponen

Komponen	BM	BP (K)	hf (kJ/kgmol)	Tc (K)	Pc (bar)	ϕ
CH ₄	16,043	111,625	-74900	190,699	46,407	0,011
C ₂ H ₆	30,070	184,550	-84738	305,428	48,839	0,099
C ₃ H ₈	44,097	231,048	-103890	369,898	42,567	0,152
n-C ₄ H ₁₀	58,124	272,648	-126190	425,199	37,966	0,201
i-C ₄ H ₁₀	58,124	261,420	-134590	408,096	36,476	0,185
n-C ₅ H ₁₂	72,151	309,209	-146490	469,600	33,751	0,254
i-C ₅ H ₁₂	72,151	301,028	-154590	460,398	33,336	0,222
C ₆ H ₁₄	86,178	341,880	-167290	507,898	30,316	0,301
N ₂	28,013	77,350	0	126,194	33,944	0,040
CO ₂	44,010	194,598	-393790	304,100	73,700	0,239
H ₂ O	18,015	373,148	-241814	647,299	221,200	0,344
H ₂	2,016	20,555	0	33,440	13,155	-0,120
CO	28,011	81,700	-110590	132,949	34,988	0,093
CH ₃ OH	32,042	337,799	-201170	512,598	73,765	0,557
O ₂	32,000	90,200	0	154,770	50,800	0,019
CH ₃ OCH ₃	46,069	248,300	-184050	400,000	53,200	0,200

DATA GAS

Untuk menghitung HR menggunakan persamaan **Peng - Robinson**

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

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

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

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

Tabel Parameter EoS PR

ϕ	ϕ	ϕ	ϕ
2,4142	-0,414	0,07779	0,457

Source: Smith et al., 2001, Tabel 3.1

Data Konstanta Kapasitas Panas

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4 \quad (\text{kJ/kgmol K})$$

Komponen	Phase	A	B	C	D	E
CH ₄	Gas	34,942	-4,000E-02	1,918E-04	-1,530E-07	3,932E-11
C ₂ H ₆	Gas	28,146	4,344E-02	1,895E-04	-1,908E-07	5,335E-11
C ₃ H ₈	Gas	28,277	1,160E-01	1,960E-04	-2,327E-07	6,867E-11

n-C ₄ H ₁₀	Gas	20,056	2,815E-01	-1,314E-05	-9,457E-08	3,415E-11
i-C ₄ H ₁₀	Gas	6,772	3,415E-01	-1,027E-04	-3,685E-08	2,043E-11
n-C ₅ H ₁₂	Gas	26,671	3,232E-01	4,282E-05	-1,664E-07	5,604E-11
i-C ₅ H ₁₂	Gas	-0,881	4,750E-01	-2,480E-04	6,751E-08	-8,534E-12
C ₆ H ₁₄	Gas	25,924	4,193E-01	-1,249E-05	-1,592E-07	5,878E-11
N ₂	Gas	29,342	-3,540E-03	1,008E-05	-4,312E-09	2,594E-13
CO ₂	Gas	27,437	4,232E-02	-1,956E-05	3,997E-09	-2,987E-13
H ₂ O	Gas	33,933	-8,419E-03	2,991E-05	-1,783E-08	3,693E-12
H ₂	Gas	25,399	2,018E-02	-3,855E-05	3,188E-08	-6,759E-12
CO	Gas	29,556	-6,581E-03	2,013E-05	-1,223E-08	2,262E-12
Methanol	Gas	40,046	-3,829E-02	2,453E-04	-2,168E-07	5,991E-11
O ₂	Gas	29,526	-8,900E-03	3,808E-05	-3,263E-08	8,861E-12
DME	Gas	34,668	7,03E-02	1,65E-04	-1,77E-07	4,93E-11

Source : Yaws, 1996, App. E

DATA LIQUID

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 \quad (\text{kJ/kgmol K})$$

Komponen	Phase	A	B	C	D
CH ₄	Liquid	-0,018	1,1982	-9,87E-03	3,17E-05
C ₂ H ₆	Liquid	38,332	4,10E-01	-2,30E-03	5,93E-06
C ₃ H ₈	Liquid	59,642	3,28E-01	-1,54E-03	3,65E-06
n-C ₄ H ₁₀	Liquid	62,873	5,89E-01	-2,36E-03	4,23E-06
i-C ₄ H ₁₀	Liquid	71,791	4,85E-01	-2,05E-03	4,06E-06
n-C ₅ H ₁₂	Liquid	80,641	6,22E-01	-1,69E-03	3,13E-06
i-C ₅ H ₁₂	Liquid	91,474	4,49E-01	-1,69E-03	3,13E-06
C ₆ H ₁₄	Liquid	78,848	8,87E-01	-2,95E-03	4,20E-06
N ₂	Liquid	76,452	-3,52E-01	-2,67E-03	5,01E-05
CO ₂	Liquid	-336,956	5,2796	-2,33E-02	3,60E-05
H ₂ O	Liquid	92,053	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07
H ₂	Liquid	50,607	-6,1336	3,09E-01	-4,15E-03
CO	Liquid	-19,312	2,5072	-2,90E-02	1,27E-04
CH ₃ OH	Liquid	40,152	3,10E-01	-1,03E-03	1,46E-06
O ₂	Liquid	46,432	3,95E-01	-7,05E-03	3,99E-05
CH ₃ OCH ₃	Liquid	48,074	5,62E-01	-2,39E-03	4,46E-06

Source : Yaws, 1999 Tabel 3-1 & 3-2

PANAS LATEN

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

Mula-mula mencari ΔH_{lv} saat boiling point dengan persamaan berikut :

$$\frac{\Delta H_{n\,lv}}{RT_n} = \frac{1,092(\ln P_c - 1,013)}{0,93 - T_{rn}}$$

Dimana :

T_n = T boiling point

T_{rn} = T_n/T_c

Komponen	BP (K)	Tc (K)	Pc (bar)	ΔH_{lv}	ϕ
CH ₄	111,625	190,699	46,407	8305,098	0,011
C ₂ H ₆	184,550	305,428	48,839	14789,628	0,099
C ₃ H ₈	231,048	369,898	42,567	18808,220	0,152
n-C ₄ H ₁₀	272,648	425,199	37,966	22489,934	0,201
i-C ₄ H ₁₀	261,420	408,096	36,476	21187,768	0,185
n-C ₅ H ₁₂	309,209	469,600	33,751	25907,284	0,254
i-C ₅ H ₁₂	301,028	460,398	33,336	24678,366	0,222
C ₆ H ₁₄	341,880	507,898	30,316	28984,186	0,301
N ₂	77,350	126,194	33,944	5563,186	0,040
CO ₂	194,598	304,100	73,700	20019,126	0,239
H ₂ O	373,148	647,299	221,200	42030,248	0,344
H ₂	20,555	33,440	13,155	925,491	-0,120
CO	81,700	132,949	34,988	5976,576	0,093
CH ₃ OH	337,799	512,598	73,765	37207,264	0,557
O ₂	90,200	154,770	50,800	6875,090	0,019
DME	248,300	400,000	53,200	21584,732	0,200

Untuk Mendapatkan ΔH_{lv} pada suhu kondisi operasi menggunakan persamaan

$$\frac{\Delta H_{lv2}}{\Delta H_{lv1}} = \left(\frac{1 - T_{r2}}{1 - T_{r1}} \right)^{0.38} \quad \dots(4.13) \text{ Smith Van Ness 6ed}$$

Dimana :

ΔH_{lv1} = Laten heat pada suhu boiling point (kJ/kmol)

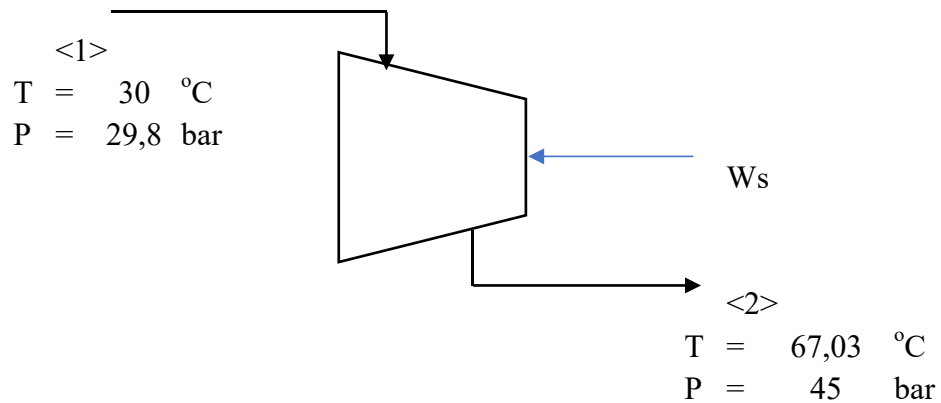
ΔH_{lv2} = Laten heat pada suhu kondisi operasi (kJ/kmol)

T_{r1} = T_r pada boiling point

T_{r2} = T_r pada suhu kondisi operasi

I. Tahap Reforming

I.1 Natural Gas Compressor (G-111)



Input

Menghitung Enthalpi Aliran $\langle 1 \rangle$

$$T = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

$$P = 29,81 \text{ bar} = 2981 \text{ kPa}$$

$$\phi = 1,02$$

> Menghitung Hig

Komponen	Massa (kg)	kgmol	$\int C_p dT$ (kJ/kgmol)	ΔH^{ig} (kJ/hr)
Methane	46815,188	2918,125	182,10	531397,75
Ethane	5506,926	183,138	267,91	49064,26
Propane	2928,592	66,413	375,52	24938,96
n-Butane	1193,140	20,528	506,09	10388,84
i-Butane	912,401	15,698	496,58	7795,08
n-Pentane	667,938	9,258	618,30	5723,89
i-Pentane	377,530	5,233	606,36	3172,78
n-Hexane	1075,285	12,478	735,02	9171,16
Nitrogen	383,358	13,685	145,37	1989,36
CO2	34347,261	780,447	192,49	150226,63
H2O	0,000	0,000	168,25	0,00
Hydrogen	0,000	0,000	143,96	0,00
CO	0,000	0,000	145,42	0,00
Methanol	0,000	0,000	226,53	0,00
Oxygen	0,000	0,000	147,39	0,00
diM-Ether	0,000	0,000	331,71	0,00
Total	94207,620	4025,00		793868,72

> Menghitung HR

Komponen	kgmol	fraksi mol	T_{pc}	P_{pc}	ϕ
Methane	2918,125	0,725	138,257	33,645	0,008
Ethane	183,138	0,046	13,897	2,222	0,004
Propane	66,413	0,017	6,103	0,702	0,003
n-Butane	20,528	0,005	2,169	0,194	0,001
i-Butane	15,698	0,004	1,592	0,142	0,001

n-Pentane	9,258	0,002	1,080	0,078	0,001
i-Pentane	5,233	0,001	0,599	0,043	0,000
n-Hexane	12,478	0,003	1,574	0,094	0,001
Nitrogen	13,685	0,003	0,429	0,115	0,000
CO2	780,447	0,194	58,965	14,290	0,046
H2O	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Hydrogen	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
CO	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Methanol	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Oxygen	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
diM-Ether	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Total	4025,000	1,000	224,664	51,526	0,065

Parameter EOS Peng Robinson

α (Tr)	σ	ϵ	Ω	Ψ	Zc
α PR (Tr ; ω)	2,41421	-0,4142	0,07779	0,45724	0,3074

Parameter	Nilai	Parameter	Nilai
Flow (kmol)	4025,00	α (Tr)	0,85257
R	8,314	ϕ	0,03335
Tc (K)	224,664	q	3,71389
Tr	1,34935	Z trial	0,90639
Pc	51,526	Z	0,90639
Pr	0,578541748	I	0,03552
ω	0,065	H^R/nRT	-0,29576
		H^R (kJ/h)	-3000324,42

$$\Sigma \Delta H_{in} = -2206455,70 \text{ kJ/hr}$$

Output

Menghitung Enthalpi Aliran <2>

$$T = 67,03 \text{ } ^\circ\text{C} = 340,18 \text{ K (Spek alat)}$$

$$P = 45 \text{ bar} = 4500 \text{ kPa}$$

$$\phi = 1,14$$

> Menghitung Hig

Komponen	Massa (kg)	kgmol	$\int C_{pd}T$ (kJ/kgmol)	ΔH^{ig} (kJ/hr)
Methane	46815,188	2918,125	1561,91	4557837,87
Ethane	5506,926	183,138	2339,62	428472,58
Propane	2928,592	66,413	3295,65	218872,12
n-Butane	1193,140	20,528	4448,42	91314,93
i-Butane	912,401	15,698	4383,31	68807,03
n-Pentane	667,938	9,258	5436,98	50332,83
i-Pentane	377,530	5,233	5360,29	28047,72
n-Hexane	1075,285	12,478	6467,76	80701,42
Nitrogen	383,358	13,685	1223,16	16738,98
CO2	34347,261	780,447	1642,32	1281745,45

H2O	0,000	0,000	1418,66	0,00
Hydrogen	0,000	0,000	1213,69	0,00
CO	0,000	0,000	1224,49	0,00
Methanol	0,000	0,000	1950,07	0,00
Oxygen	0,000	0,000	1243,99	0,00
diM-Ether	0,000	0,000	2887,91	0,00
Total	94207,620	4025,00		6822870,92

> Menghitung HR

Komponen	kgmol	fraksi mol	Tpc	Ppc	ϕ
Methane	2918,125	0,725	138,257	33,645	0,008
Ethane	183,138	0,046	13,897	2,222	0,004
Propane	66,413	0,017	6,103	0,702	0,003
n-Butane	20,528	0,005	2,169	0,194	0,001
i-Butane	15,698	0,004	1,592	0,142	0,001
n-Pentane	9,258	0,002	1,080	0,078	0,001
i-Pentane	5,233	0,001	0,599	0,043	0,000
n-Hexane	12,478	0,003	1,574	0,094	0,001
Nitrogen	13,685	0,003	0,429	0,115	0,000
CO2	780,447	0,194	58,965	14,290	0,046
H2O	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Hydrogen	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
CO	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Methanol	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Oxygen	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
diM-Ether	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Total	4025,000	1,000	224,664	51,526	0,065

Parameter EOS Peng Robinson

α (Tr)	σ	ϵ	Ω	Ψ	Z_c
α_{PR} (Tr ; ω)	2,41421	-0,4142	0,07779	0,45724	0,3074

Parameter	Nilai	Parameter	Nilai
Flow (kmol)	4025,00	α (Tr)	0,79329
R	8,314	ϕ	0,04487
Tc (K)	224,664	q	3,07950
Tr	1,51417	Z trial	0,90687
Pc	51,526	Z	0,90687
Pr	0,8733438	I	0,04721
ω	0,065	H^R/nRT	-0,31967
		H^R (kJ/h)	-3639032,49

$$\Sigma \Delta H_{out} = 3183838,43 \text{ kJ/hr}$$

Ws Kompresor

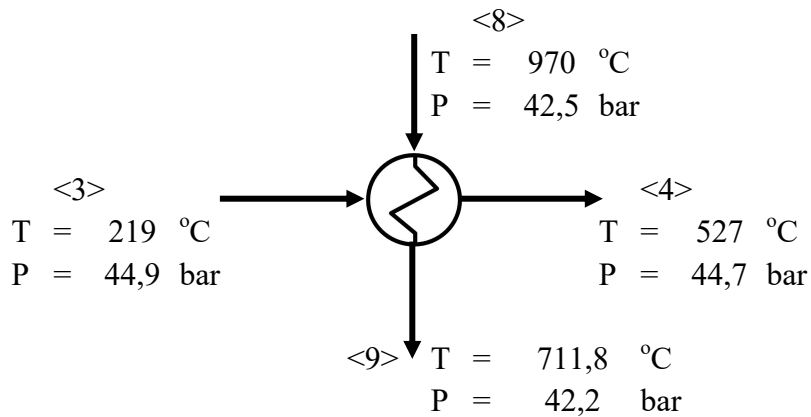
> Kemudian menghitung W kompresor yang dibutuhkan

$$W_s = 5390294,12 \text{ kJ/hr}$$

Tabel Neraca Energi Kompresor (G-111)

Masuk		Keluar	
ΔH_{in}	-2206455,70 kJ/hr	ΔH_{out}	3183838,43 kJ/hr
W_s	5390294,12 kJ/hr		
Total	3183838,43 kJ/hr	Total	3183838,43 kJ/hr

I.2 Primary Reforming Pre-Heater (E-112)



Input

Menghitung Enthalpi Aliran <3>

$$T = 218,9 \text{ } ^\circ\text{C} = 492,05 \text{ K}$$

$$P = 44,9 \text{ bar} = 4490 \text{ kPa}$$

$$\phi = 1,65$$

> Menghitung Hig

Komponen	Massa (kg)	kgmol	$\int C_p dT$ (kJ/kgmol)	ΔH^{ig} (kJ/hr)
Methane	46815,188	2918,125	7902,46	23060364,89
Ethane	5506,926	183,138	12498,40	2288925,06
Propane	2928,592	66,413	17833,64	1184376,63
n-Butane	1193,140	20,528	24032,86	493334,46
i-Butane	912,401	15,698	23942,79	375842,02
n-Pentane	667,938	9,258	29444,16	272579,31
i-Pentane	377,530	5,233	29371,79	153687,87
n-Hexane	1075,285	12,478	35054,61	437393,85
Nitrogen	383,358	13,685	5676,07	77676,97
CO2	34347,261	780,447	8007,09	6249116,38
H2O	99083,053	5500,000	6651,60	36583798,54
Hydrogen	0,000	0,000	5648,87	0,00
CO	0,000	0,000	5705,25	0,00
Methanol	0,000	0,000	9973,99	0,00
Oxygen	0,000	0,000	5852,35	0,00
diM-Ether	0,000	0,000	15231,27	0,00
Total	193290,67	9525,00		71177095,99

> Menghitung HR

Komponen	kgmol	fraksi mol	Tpc	Ppc	ϕ
Methane	2918,125	0,306	58,423	14,217	0,004
Ethane	183,138	0,019	5,872	0,939	0,002
Propane	66,413	0,007	2,579	0,297	0,001
n-Butane	20,528	0,002	0,916	0,082	0,000
i-Butane	15,698	0,002	0,673	0,060	0,000
n-Pentane	9,258	0,001	0,456	0,033	0,000
i-Pentane	5,233	0,001	0,253	0,018	0,000
n-Hexane	12,478	0,001	0,665	0,040	0,000
Nitrogen	13,685	0,001	0,181	0,049	0,000
CO2	780,447	0,082	24,917	6,039	0,020
H2O	5500,000	0,577	373,768	127,727	0,199
Hydrogen	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
CO	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Methanol	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Oxygen	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
diM-Ether	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Total	9525,000	1,000	468,705	149,501	0,226

Parameter EOS Peng Robinson

α (Tr)	σ	ε	Ω	Ψ	Zc
αPR (Tr ; ω)	2,41421	-0,4142	0,07779	0,45724	0,3074

Parameter	Nilai	Parameter	Nilai
Flow (kmol)	9525,00	α (Tr)	0,96538
R	8,314	ϕ	0,02225
Tc (K)	468,705	q	5,40519
Tr	1,04981	Z trial	0,89427
Pc	149,501	Z	0,89427
Pr	0,300333383	I	0,02429
ω	0,226	H ^R /nRT	-0,33219
		H ^R (kJ/h)	-12943905,51

$$\Sigma \Delta H_{<3>} = 58233190,48 \text{ kJ/hr}$$

Menghitung Enthalpi Aliran <8>

$$T = 970 \text{ } ^\circ\text{C} = 1243,15 \text{ K}$$

$$P = 42,5 \text{ bar} = 4250 \text{ kPa}$$

$$\phi = 4,17$$

> Menghitung Hig

Komponen	Massa (kg)	kgmol	∫C _p dT (kJ/kgmol)	ΔH ^{ig} (kJ/hr)
Methane	2526,995	157,515	57313,22	9027681,54
Ethane	0,085	0,003	95985,39	271,69
Propane	0,000	0,000	137224,45	0,00

n-Butane	0,000	0,000	179662,62	0,00
i-Butane	0,000	0,000	180404,38	0,00
n-Pentane	0,000	0,000	221880,28	0,00
i-Pentane	0,000	0,000	223582,95	0,00
n-Hexane	0,000	0,000	262110,34	0,00
Nitrogen	383,358	13,685	29102,14	398262,83
CO2	73742,604	1675,599	46595,54	78075435,50
H2O	107847,70	5986,517	36406,89	217950455,33
Hydrogen	12509,614	6205,166	29312,79	181890692,58
CO	76278,745	2723,181	29916,87	81469047,23
Methanol	0,000	0,000	71409,56	0,00
Oxygen	0,000	0,000	31312,05	0,00
diM-Ether	0,000	0,000	112424,65	0,00
Total	273289,10	16761,66		568811846,70

> Menghitung HR

Komponen	kgmol	fraksi mol	Tpc	Ppc	ϕ
Methane	157,515	0,009	1,792	0,436	0,000
Ethane	0,003	0,000	0,000	0,000	0,000
Propane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Butane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
i-Butane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Pentane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
i-Pentane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Hexane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Nitrogen	13,685	0,001	0,103	0,028	0,000
CO2	1675,599	0,100	30,400	7,368	0,024
H2O	5986,517	0,357	231,186	79,003	0,123
Hydrogen	6205,166	0,370	12,379	4,870	-0,044
CO	2723,181	0,162	21,600	5,684	0,015
Methanol	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Oxygen	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
diM-Ether	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Total	16761,664	1,000	297,460	97,388	0,118

Parameter EOS Peng Robinson

α (Tr)	σ	ϵ	Ω	Ψ	Z_c
$\alpha_{PR}(\text{Tr}; \omega)$	2,41421	-0,4142	0,07779	0,45724	0,3074

Parameter	Nilai	Parameter	Nilai
Flow (kmol)	16761,66	α (Tr)	0,17922
R	8,314	ϕ	0,00812
Tc (K)	297,460	q	0,25206
Tr	4,17922	Z trial	1,00612
Pc	97,388	Z	1,00612
Pr	0,436397456	I	0,00801

ω	0,118	H^R/nRT	0,00167
		H^R (kJ/h)	290149,29

$$\Sigma \Delta H_{<8>} = 569101995,99 \text{ kJ/hr}$$

Output

Menghitung Enthalpi Aliran <4>

$$T = 527 \text{ } ^\circ\text{C} = 800,15 \text{ K}$$

$$P = 44,7 \text{ bar} = 4470 \text{ kPa}$$

$$\phi = 2,68$$

> Menghitung Hig

Komponen	Massa (kg)	kgmol	$\int C_{pd}T$ (kJ/kgmol)	ΔH^{ig} (kJ/hr)
Methane	46815,188	2918,125	24760,55	72254379,28
Ethane	5506,926	183,138	41080,21	7523326,99
Propane	2928,592	66,413	58990,71	3917720,77
n-Butane	1193,140	20,528	78269,68	1606680,89
i-Butane	912,401	15,698	78529,16	1232711,43
n-Pentane	667,938	9,258	96358,25	892036,46
i-Pentane	377,530	5,233	96572,95	505317,98
n-Hexane	1075,285	12,478	114405,34	1427492,65
Nitrogen	383,358	13,685	14969,10	204852,07
CO2	34347,261	780,447	22654,21	17680424,40
H2O	99083,053	5500,000	18005,31	99029192,78
Hydrogen	0,000	0,000	14834,49	0,00
CO	0,000	0,000	15201,07	0,00
Methanol	0,000	0,000	31381,72	0,00
Oxygen	0,000	0,000	15833,10	0,00
diM-Ether	0,000	0,000	48995,93	0,00
Total	193290,67	9525,00		206274135,69

> Menghitung HR

Komponen	kgmol	fraksi mol	T _{pc}	P _{pc}	ϕ
Methane	2918,125	0,306	58,423	14,217	0,004
Ethane	183,138	0,019	5,872	0,939	0,002
Propane	66,413	0,007	2,579	0,297	0,001
n-Butane	20,528	0,002	0,916	0,082	0,000
i-Butane	15,698	0,002	0,673	0,060	0,000
n-Pentane	9,258	0,001	0,456	0,033	0,000
i-Pentane	5,233	0,001	0,253	0,018	0,000
n-Hexane	12,478	0,001	0,665	0,040	0,000
Nitrogen	13,685	0,001	0,181	0,049	0,000
CO2	780,447	0,082	24,917	6,039	0,020
H2O	5500,000	0,577	373,768	127,727	0,199
Hydrogen	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
CO	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000

Methanol	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Oxygen	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
diM-Ether	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Total	9525,000	1,000	468,705	149,501	0,226

Parameter EOS Peng Robinson

α (Tr)	σ	ϵ	Ω	Ψ	Z_c
α_{PR} (Tr ; ω)	2,41421	-0,4142	0,07779	0,45724	0,3074

Parameter	Nilai	Parameter	Nilai
Flow (kmol)	9525,00	α (Tr)	0,61215
R	8,314	ϕ	0,01362
Tc (K)	468,705	q	2,10770
Tr	1,70715	Z trial	0,98527
Pc	149,501	Z	0,98527
Pr	0,298995595	I	0,01364
ω	0,226	H^R/nRT	-0,06986
		H^R (kJ/h)	-4426681,91

$$\Sigma \Delta H_{<4>} = 201847453,79 \text{ kJ/hr}$$

Menghitung Enthalpi Aliran <9>

$$T = 711,8 \text{ } ^\circ\text{C} = 984,95 \text{ K (trial)}$$

$$P = 42,2 \text{ bar} = 4220 \text{ kPa}$$

$$\phi = 3,30$$

> Menghitung Hig

Komponen	Massa (kg)	kgmol	$\int C_p dT$ (kJ/kgmol)	ΔH^{ig} (kJ/hr)
Methane	2526,995	157,515	37351,17	5883363,38
Ethane	0,085	0,003	62487,11	176,87
Propane	0,000	0,000	89623,86	0,00
n-Butane	0,000	0,000	118001,75	0,00
i-Butane	0,000	0,000	118482,27	0,00
n-Pentane	0,000	0,000	145544,65	0,00
i-Pentane	0,000	0,000	146062,14	0,00
n-Hexane	0,000	0,000	172410,64	0,00
Nitrogen	383,358	13,685	20754,82	284029,68
CO2	73742,604	1675,599	32310,00	54138595,73
H2O	107847,70	5986,517	25381,16	151944748,60
Hydrogen	12509,614	6205,166	20585,30	127735182,31
CO	76278,745	2723,181	21198,79	57728136,91
Methanol	0,000	0,000	47092,90	0,00
Oxygen	0,000	0,000	22176,20	0,00
diM-Ether	0,000	0,000	73852,90	0,00
Total	273289,10	16761,66		397714233,48

> Menghitung HR

Komponen	kgmol	fraksi mol	Tpc	Ppc	ϕ
Methane	157,515	0,009	1,792	0,436	0,000
Ethane	0,003	0,000	0,000	0,000	0,000
Propane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Butane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
i-Butane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Pentane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
i-Pentane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Hexane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Nitrogen	13,685	0,001	0,103	0,028	0,000
CO2	1675,599	0,100	30,400	7,368	0,024
H2O	5986,517	0,357	231,186	79,003	0,123
Hydrogen	6205,166	0,370	12,379	4,870	-0,044
CO	2723,181	0,162	21,600	5,684	0,015
Methanol	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Oxygen	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
diM-Ether	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Total	16761,664	1,000	297,460	97,388	0,118

Parameter EOS Peng Robinson

α (Tr)	σ	ε	Ω	Ψ	Zc
αPR (Tr ; ω)	2,41421	-0,4142	0,07779	0,45724	0,3074

Parameter	Nilai	Parameter	Nilai
Flow (kmol)	16761,66	α (Tr)	0,29963
R	8,314	ϕ	0,01018
Tc (K)	297,460	q	0,53189
Tr	3,31120	Z trial	1,00490
Pc	97,388	Z	1,00490
Pr	0,433317003	I	0,01003
ω	0,118	H ^R /nRT	-0,00580
		H ^R (kJ/h)	-796719,23

$$\Sigma \Delta H_{<9>} = 396917514,25 \text{ kJ/hr}$$

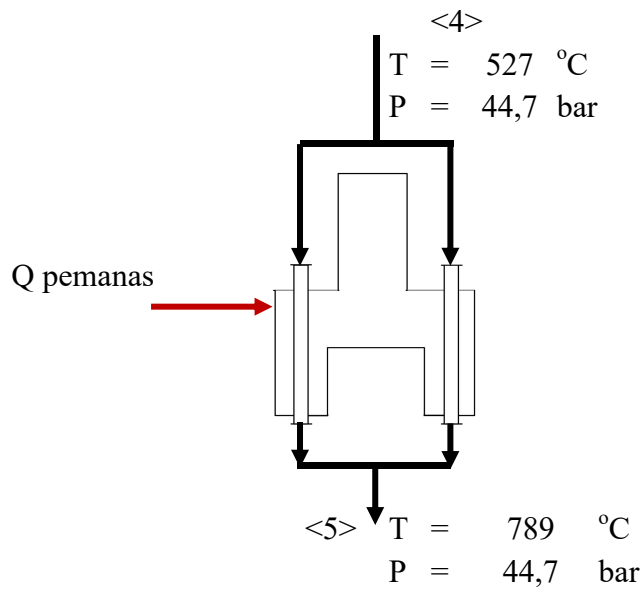
> Menghitung Qloss

$$\begin{aligned} Q_{\text{loss}} &= 5\% \times \Sigma \Delta H_{\text{hot fluid in}} \quad (\text{Qloss diasumsikan } 5\%) \\ &= 5\% \times 569101995,99 \text{ kJ/hr} \\ &= 28570218,44 \text{ kJ/hr} \end{aligned}$$

Tabel Neraca Energi Primary Reforming Pre-Heater (E-112)

Masuk		Keluar	
ΔH<3>	58233190,48 kJ/hr	ΔH<4>	201847453,79 kJ/hr
ΔH<8>	569101995,99 kJ/hr	ΔH<9>	396917514,25 kJ/hr
		Q _{loss}	28570218,44 kJ/hr
Total	627335186,47 kJ/hr	Total	627335186,47 kJ/hr

I.3 Primary Reformer (R-110)



Input

$$\Sigma \Delta H_{<4>} = 201847453,79 \text{ kJ/hr}$$

Output

Menghitung Enthalpi Aliran <5>

$$T = 789 \text{ } ^\circ\text{C} = 1062,15 \text{ K}$$

$$P = 44,7 \text{ bar} = 4470 \text{ kPa}$$

$$\phi = 3,56$$

> Menghitung Hig

Komponen	Massa (kg)	kgmol	$\int C_p dT$ (kJ/kgmol)	ΔH^{ig} (kJ/hr)
Methane	37653,460	2347,048	43066,36	101078815,90
Ethane	11,455	0,381	72137,17	27479,23
Propane	0,008	0,000	103373,42	17,82
n-Butane	0,000	0,000	135794,25	0,00
i-Butane	0,000	0,000	136357,46	0,00
n-Pentane	0,000	0,000	167577,98	0,00
i-Pentane	0,000	0,000	168332,71	0,00
n-Hexane	0,000	0,000	198331,68	0,00
Nitrogen	383,358	13,685	23220,26	317769,24
CO ₂	49222,924	1118,456	36495,40	40818510,69
H ₂ O	67267,473	3733,949	28591,61	106759614,47
Hydrogen	8220,302	4077,531	23089,84	94149548,61
CO	30532,811	1090,033	23767,93	25907837,43
Methanol	0,000	0,000	54125,82	0,00
Oxygen	0,000	0,000	24881,87	0,00
diM-Ether	0,000	0,000	84996,83	0,00
Total	193291,79	12381,08		369059593,38

> Menghitung HR

Komponen	kgmol	fraksi mol	Tpc	Ppc	◆
Methane	2347,048	0,190	36,150	8,797	0,002
Ethane	0,381	0,000	0,009	0,002	0,000
Propane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Butane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
i-Butane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Pentane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
i-Pentane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Hexane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Nitrogen	13,685	0,001	0,139	0,038	0,000
CO2	1118,456	0,090	27,471	6,658	0,022
H2O	3733,949	0,302	195,216	66,711	0,104
Hydrogen	4077,531	0,329	11,013	4,332	-0,040
CO	1090,033	0,088	11,705	3,080	0,008
Methanol	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Oxygen	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
diM-Ether	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Total	12381,084	1,000	281,704	89,617	0,096

Parameter EOS Peng Robinson

α (Tr)	σ	ϵ	Ω	Ψ	Zc
α PR (Tr ; ω)	2,41421	-0,4142	0,07779	0,45724	0,3074

Parameter	Nilai	Parameter	Nilai
Flow (kmol)	12381,08	α (Tr)	0,25991
R	8,314	◆	0,01029
Tc (K)	281,704	q	0,40518
Tr	3,77045	Z trial	1,00623
Pc	89,617	Z	1,00623
Pr	0,498787573	I	0,01012
ω	0,096	H^R/nRT	-0,00204
		H^R (kJ/h)	-222590,83

$$\Sigma \Delta H_{<5>} = 368837002,56 \text{ kJ/hr}$$

Reaction

Komponen	Hf ₍₂₉₈₎	kgmol in	Hf reaktan	kgmol out	Hf produk
Methane	-74900	2918,125	-218567562,5	2347,048	-175793912
Ethane	-84738	183,138	-15518705,48	0,381	-32279
Propane	-103890	66,413	-6899594,625	0,000	-18
n-Butane	-126190	20,528	-2590365,225	0,000	0
i-Butane	-134590	15,698	-2112726,525	0,000	0
n-Pentane	-146490	9,258	-1356131,175	0,000	0
i-Pentane	-154590	5,233	-808892,175	0,000	0
n-Hexane	-167290	12,478	-2087360,975	0,000	0

Nitrogen	0	13,685	0	13,685	0
CO2	-393790	780,447	-307332421	1118,456	-440436878
H2O	-241814	5500,000	-1329977000	3733,949	-902921235
Hydrogen	0	0,000	0	4077,531	0
CO	-110590	0,000	0	1090,033	-120546768
Methanol	-201170	0,000	0	0,000	0
Oxygen	0	0,000	0	0,000	0
diM-Ether	-184050	0,000	0	0,000	0
Total		9525,000	-1887250760	12381,084	-1639731090

$$\Sigma \Delta HR_x = 247519669,91 \text{ kJ/hr}$$

(maka perlu panas, jadi penempatan Hrx di output)

$$Q_{\text{teoritis}} = 414509218,68 \text{ kJ/hr}$$

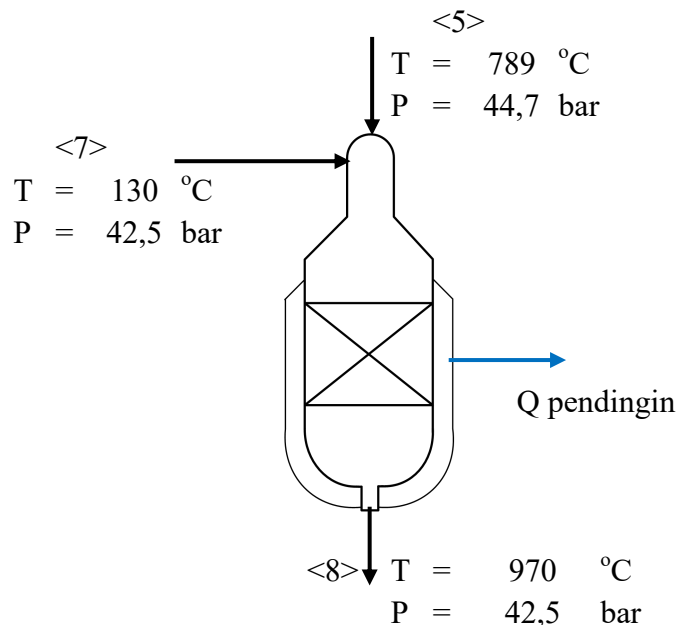
$$Q_{\text{loss}} = 20725460,93 \text{ kJ/hr}$$

$$Q_{\text{supply}} = 435234679,61 \text{ kJ/hr}$$

Tabel Neraca Energi Primary Reformer (R-110)

Masuk		Keluar	
ΔH_{in}	201847453,79 kJ/hr	ΔH_{out}	368837002,56 kJ/hr
Q_{supply}	435234679,61 kJ/hr	ΔHR_{xn}	247519669,91 kJ/hr
		Q_{loss}	20725460,93 kJ/hr
Total	637082133,40 kJ/hr	Total	637082133,40 kJ/hr

I.4 Secondary Reformer (R-120)



Input

$$\Sigma \Delta H_{<5>} = 368837002,56 \text{ kJ/hr}$$

Menghitung Enthalpi Aliran <7>

$$T = 130 \text{ } ^\circ\text{C} = 403,15 \text{ K}$$

$$P = 42,5 \text{ bar} = 4250 \text{ kPa}$$

$$\phi = 1,35$$

> Menghitung Hig

Komponen	Massa (kg)	kgmol	$\int C_{pd}T$	ΔH^{ig}
			(kJ/kgmol)	(kJ/hr)
Oxygen	80000,000	2500,000	3131,56	7828908,51
Total	80000,000	2500,00		7828908,51

> Menghitung HR

Komponen	kgmol	fraksi mol	Tpc	Ppc	ϕ
Oxygen	2500,000	1,000	154,770	50,800	0,019
Total	2500,000	1,000	154,770	50,800	0,019

Parameter EOS Peng Robinson

α (Tr)	σ	ϵ	Ω	Ψ	Zc
α_{PR} (Tr ; ω)	2,41421	-0,4142	0,07779	0,45724	0,3074

Parameter	Nilai	Parameter	Nilai
Flow (kmol)	2500,00	α (Tr)	0,56559
R	8,314	ϕ	0,02498
Tc (K)	154,770	q	1,27628
Tr	2,60483	Z trial	0,99449
Pc	50,800	Z	0,99449
Pr	0,836610876	I	0,02452
ω	0,019	H^R/nRT	-0,05542
		H^R (kJ/h)	-464421,00

$$\Sigma \Delta H_{<7>} = 7364487,51 \text{ kJ/hr}$$

Output

$$\Sigma \Delta H_{<8>} = 569101995,99 \text{ kJ/hr}$$

Reaction

Komponen	Hf ₍₂₉₈₎	kgmol in	Hf reaktan	kgmol out	Hf produk
Methane	-74900	2347,048	-175793912,1	157,515	-11797861
Ethane	-84738	0,381	-32279,26958	0,003	-240
Propane	-103890	0,000	-17,91349602	0,000	0
n-Butane	-126190	0,000	0	0,000	0
i-Butane	-134590	0,000	0	0,000	0
n-Pentane	-146490	0,000	0	0,000	0
i-Pentane	-154590	0,000	0	0,000	0
n-Hexane	-167290	0,000	0	0,000	0
Nitrogen	0	13,685	0	13,685	0
CO2	-393790	1118,456	-440436877,9	1675,599	-659834074
H2O	-241814	3733,949	-902921234,6	5986,517	-1447623525
Hydrogen	0	4077,531	0	6205,166	0
CO	-110590	1090,033	-120546768,1	2723,181	-301156561
Methanol	-201170	0,000	0	0,000	0
Oxygen	0	2500,000	0	0,000	0

diM-Ether	-184050	0,000	0	0,000	0
Total		14881,084	-1639731090	16761,664	-2420412261

$$\Sigma \Delta H_{R_x} = -780681171,47 \text{ kJ/hr}$$

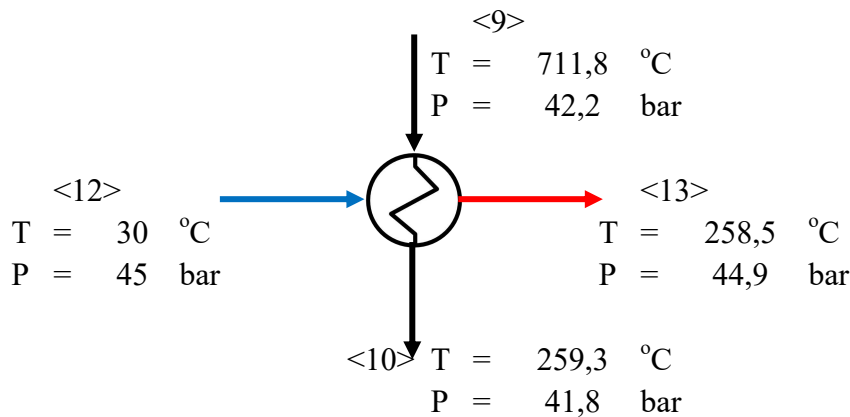
(maka perlu pendingin, jadi penempatan Hrx di input)

$$Q_{\text{serap}} = 587780665,54 \text{ kJ/hr} \quad (\text{untuk pendingin})$$

Tabel Neraca Energi Secondary Reformer (R-120)

Masuk		Keluar	
$\Delta H_{<5>}$	368837002,56 kJ/hr	$\Delta H_{<8>}$	569101995,99 kJ/hr
$\Delta H_{<7>}$	7364487,51 kJ/hr	Q_{cw}	587780665,54 kJ/hr
$\Delta H_{R_{xn}}$	780681171,47 kJ/hr		
Total	1156882661,5 kJ/hr	Total	1156882661,5 kJ/hr

I.5 Waste Heat Boiler (E-123)



Input

Menghitung Enthalpi Aliran <13>

$$T = 30 \text{ °C} = 303,15 \text{ K}$$

$$P = 45 \text{ bar} = 4500 \text{ kPa}$$

$$\phi = 1,02$$

> Menghitung ΔH (liquid phase)

Komponen	Massa (kg)	kgmol	$\int C_p dT$	ΔH
			(kJ/kgmol)	(kJ/hr)
Methane	0,000	0,000	1642,84	0,00
Ethane	0,000	0,000	573,94	0,00
Propane	0,000	0,000	593,28	0,00
n-Butane	0,000	0,000	708,11	0,00
i-Butane	0,000	0,000	712,40	0,00
n-Pentane	0,000	0,000	1002,09	0,00
i-Pentane	0,000	0,000	795,55	0,00
n-Hexane	0,000	0,000	966,30	0,00
Nitrogen	0,000	0,000	5448,62	0,00
CO2	0,000	0,000	619,82	0,00
H2O	99083,053	5500,000	377,49	2076175,10
Hydrogen	0,000	0,000	-432842	0,00

CO	0,000	0,000	7898,06	0,00
Methanol	0,000	0,000	400,71	0,00
Oxygen	0,000	0,000	3060,26	0,00
diM-Ether	0,000	0,000	610,96	0,00
Total	99083,053	5500,00		2076175,10

$$\Sigma \Delta H_{13} = 2076175,10 \text{ kJ/hr}$$

Menghitung Enthalpi Aliran <9>

$$\Sigma \Delta H_{9} = 396917514,25 \text{ kJ/hr}$$

Output

Menghitung Enthalpi Aliran <14>

$$T = 258,5 \text{ } ^\circ\text{C} = 531,65 \text{ K}$$

$$P = 44,9 \text{ bar} = 4490 \text{ kPa}$$

$$\phi = 1,78$$

> Menghitung ΔH (liquid phase)

Komponen	Massa (kg)	kgmol	$\int C_{pd}T$	ΔH
			(kJ/kgmol)	(kJ/hr)
H2O	99083,053	5500,00	18540,57	101973142,76
Total	99083,053	5500,00		101973142,76

> Menghitung Panas Laten

Komponen	massa (kg)	λ (kJ/kg)	Hnlv
H2O	99083,053	1669,68	165436495,91
Total	99083,053		165436495,91

$$\Sigma \Delta H_{14} = 267409638,67 \text{ kJ/hr}$$

Menghitung Enthalpi Aliran <10>

$$T = 259,3 \text{ } ^\circ\text{C} = 532,45 \text{ K}$$

$$P = 41,8 \text{ bar} = 4180 \text{ kPa}$$

$$\phi = 1,79$$

> Menghitung Hig

Komponen	Massa (kg)	kgmol	$\int C_{pd}T$	ΔH^{ig}
			(kJ/kgmol)	(kJ/hr)
Methane	2526,995	157,515	9798,57	1543420,69
Ethane	0,085	0,003	15655,01	44,31
Propane	0,000	0,000	22381,14	0,00
n-Butane	0,000	0,000	30110,89	0,00
i-Butane	0,000	0,000	30050,27	0,00
n-Pentane	0,000	0,000	36916,66	0,00
i-Pentane	0,000	0,000	36879,14	0,00
n-Hexane	0,000	0,000	43944,59	0,00
Nitrogen	383,358	13,685	6872,38	94048,50
CO2	73742,604	1675,599	9804,75	16428825,04

H2O	107847,70	5986,517	8078,83	48364032,22
Hydrogen	12509,614	6205,166	6838,23	42432356,70
CO	76278,745	2723,181	6916,44	18834728,01
Methanol	0,000	0,000	12389,26	0,00
Oxygen	0,000	0,000	7112,21	0,00
diM-Ether	0,000	0,000	19016,10	0,00
Total	273289,10	16761,66		127697455,48

> Menghitung HR

Komponen	kgmol	fraksi mol	Tpc	Ppc	ϕ
Methane	157,515	0,009	1,792	0,436	0,000
Ethane	0,003	0,000	0,000	0,000	0,000
Propane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Butane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
i-Butane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Pentane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
i-Pentane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Hexane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Nitrogen	13,685	0,001	0,103	0,028	0,000
CO2	1675,599	0,100	30,400	7,368	0,024
H2O	5986,517	0,357	231,186	79,003	0,123
Hydrogen	6205,166	0,370	12,379	4,870	-0,044
CO	2723,181	0,162	21,600	5,684	0,015
Methanol	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Oxygen	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
diM-Ether	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Total	16761,664	1,000	297,460	97,388	0,118

Parameter EOS Peng Robinson

α (Tr)	σ	ϵ	Ω	Ψ	Z_c
α_{PR} (Tr ; ω)	2,41421	-0,4142	0,07779	0,45724	0,3074

Parameter	Nilai	Parameter	Nilai
Flow (kmol)	16761,66	α (Tr)	0,66164
R	8,314	ϕ	0,01865
Tc (K)	297,460	q	2,17267
Tr	1,78999	Z trial	0,97880
Pc	97,388	Z	0,97880
Pr	0,429209733	I	0,01870
ω	0,118	H^R/nRT	-0,09067
		H^R (kJ/h)	-6727924,24

$$\Sigma \Delta H_{<10>} = 120969531,23 \text{ kJ/hr}$$

> Menghitung Qloss

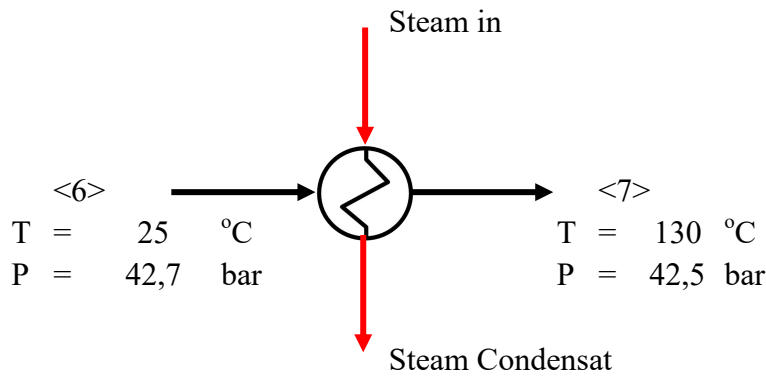
$$\begin{aligned} \text{Qloss} &= 5\% \times \Sigma \Delta H_{<hot fluid in>} \\ &= 5\% \times 396917514,25 \text{ kJ/hr} \end{aligned}$$

$$= 10614519,45 \text{ kJ/hr}$$

Tabel Neraca Energi Waste Heat Boiler (E-123)

Masuk		Keluar	
$\Delta H_{<13>}$	2076175,10 kJ/hr	$\Delta H_{<14>}$	267409638,67 kJ/hr
$\Delta H_{<9>}$	396917514,25 kJ/hr	$\Delta H_{<10>}$	120969531,23 kJ/hr
		Q_{loss}	10614519,45 kJ/hr
Total	398993689,35 kJ/hr	Total	398993689,35 kJ/hr

I.6 Oxygen Pre-Heater (E-122)



Input

Menghitung Enthalpi Aliran <6>

$$T = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$P = 42,7 \text{ bar} = 4270 \text{ kPa}$$

$$\phi = 1$$

> Menghitung Hig

Komponen	Massa (kg)	kgmol	$\int C_{pd}T$	ΔH^{ig}
			(kJ/kgmol)	(kJ/hr)
Oxygen	80000,000	2500,000	0,00	0,00
Total	80000,000	2500,00		0,00

> Menghitung HR

Komponen	kgmol	fraksi mol	T_{pc}	P_{pc}	ϕ
Oxygen	2500,000	1,000	154,770	50,800	0,019
Total	2500,000	1,000	154,770	50,800	0,019

Parameter EOS Peng Robinson

$\alpha (Tr)$	σ	ϵ	Ω	Ψ	Z_c
$\alpha_{PR} (Tr ; \omega)$	2,41421	-0,4142	0,07779	0,45724	0,3074

Parameter	Nilai	Parameter	Nilai
Flow (kmol)	2500,00	$\alpha (Tr)$	0,71120
R	8,314	ϕ	0,03394
$T_c (K)$	154,770	q	2,17003
Tr	1,92641	Z trial	0,96264
P_c	50,800	Z	0,96264

Pr	0,840547869	I	0,03408
ω	0,019	H^R/nRT	-0,14977
		H^R (kJ/h)	-928135,91

$$\Sigma \Delta H_{<6>} = -928135,91 \text{ kJ/hr}$$

Output

$$\Sigma \Delta H_{<7>} = 7364487,51 \text{ kJ/hr}$$

Menghitung Kebutuhan Steam Pemanas

> Menghitung Q teoritis

$$Q_{\text{teoritis}} = 8292623,42 \text{ kJ/hr}$$

> Menghitung Qloss (Qloss diasumsikan 5% dari Q steam)

$$Q_{\text{steam}} = 8729077,28 \text{ kJ/hr}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{loss}} &= 5\% \times Q_{\text{steam}} \\ &= 5\% \times 8729077,28 \text{ kJ/hr} \\ &= 436453,86 \text{ kJ/hr} \end{aligned}$$

> Menghitung enthalpy steam (150°C)

$$\Delta H_v = 2745,40 \text{ kJ/kg}$$

$$\Delta H_l = 632,10 \text{ kJ/kg}$$

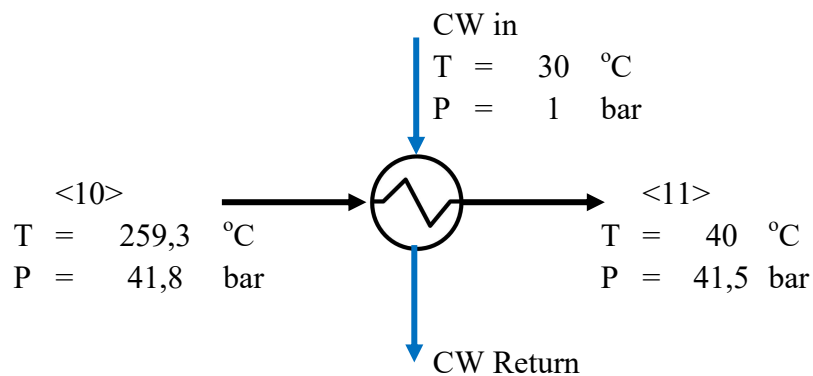
$$\Delta H_{\text{steam}} = 2113,30 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Massa Steam} = 4130,54 \text{ kg}$$

Tabel Neraca Energi Oxygen Pre-Heater (E-122)

	Masuk		Keluar
$\Delta H_{<6>}$	-928135,91 kJ/hr	$\Delta H_{<7>}$	7364487,51 kJ/hr
Q_{steam}	8729077,28 kJ/hr	Q_{loss}	436453,86 kJ/hr
Total	7800941,37 kJ/hr	Total	7800941,37 kJ/hr

I.7 Syngas Cooler (E-124)



Input

$$\Sigma \Delta H_{<10>} = 120969531,23 \text{ kJ/hr}$$

Output

Menghitung Enthalpi Aliran <11>

$$T = 40 \text{ } ^\circ\text{C} = 313,15 \text{ K}$$

$$P = 41,5 \text{ bar} = 4150 \text{ kPa}$$

$$\phi = 1,05$$

> Menghitung Hig

Komponen	Massa (kg)	kgmol	$\int C_p dT$	ΔH^{ig}
			(kJ/kgmol)	(kJ/hr)
Methane	2526,995	157,515	549,21	86509,32
Ethane	0,085	0,003	812,11	2,30
Propane	0,000	0,000	1139,93	0,00
n-Butane	0,000	0,000	1537,11	0,00
i-Butane	0,000	0,000	1510,06	0,00
n-Pentane	0,000	0,000	1878,09	0,00
i-Pentane	0,000	0,000	1844,71	0,00
n-Hexane	0,000	0,000	2233,09	0,00
Nitrogen	383,358	13,685	436,21	5969,55
CO2	73742,604	1675,599	579,82	971552,40
H2O	467,48	25,949	505,16	13108,53
Hydrogen	12509,614	6205,166	432,24	2682136,32
CO	76278,745	2723,181	436,44	1188504,52
Methanol	0,000	0,000	683,90	0,00
Oxygen	0,000	0,000	442,64	0,00
diM-Ether	0,000	0,000	1004,70	0,00
Total	165908,88	10801,10		4947782,94

> Menghitung HR

Komponen	kgmol	fraksi mol	T _{pc}	P _{pc}	ϕ
Methane	157,515	0,015	2,781	0,677	0,000
Ethane	0,003	0,000	0,000	0,000	0,000
Propane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Butane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
i-Butane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Pentane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
i-Pentane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Hexane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Nitrogen	13,685	0,001	0,160	0,043	0,000
CO2	1675,599	0,155	47,176	11,433	0,037
H2O	25,949	0,002	1,555	0,531	0,001
Hydrogen	6205,166	0,574	19,211	7,557	-0,069
CO	2723,181	0,252	33,519	8,821	0,023
Methanol	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Oxygen	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
diM-Ether	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Total	10801,097	1,000	104,402	29,063	-0,007

Parameter EOS Peng Robinson

α (Tr)	σ	ϵ	Ω	Ψ	Z_c
α_{PR} (Tr ; ω)	2,41421	-0,4142	0,07779	0,45724	0,3074

Parameter	Nilai	Parameter	Nilai
Flow (kmol)	10801,10	α (Tr)	0,53905
R	8,314	ϕ	0,03703
Tc (K)	104,402	q	1,05635
Tr	2,99946	Z trial	1,00073
Pc	29,063	Z	1,00073
Pr	1,427932463	I	0,03572
ω	-0,007	H^R/nRT	-0,05822
		H^R (kJ/h)	-1637241,26

> Menghitung ΔH (liquid phase)

Komponen	Massa (kg)	kgmol	$\int C_{pd}T$	ΔH
			(kJ/kgmol)	(kJ/hr)
H2O	107380,22	5960,567	1130,99	6741359,69
Total	107380,22	5960,57		6741359,69

$$\Sigma \Delta H_{<11>} = 10051901,37 \text{ kJ/hr}$$

Menghitung Kebutuhan Cooling Water

> Menghitung Q_{cw}

$$Q_{cw} = 110917629,87 \text{ kJ/hr}$$

> Menghitung massa Cooling Water

$$T_{in} = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

$$T_{out} = 40 \text{ } ^\circ\text{C} = 313,15 \text{ K}$$

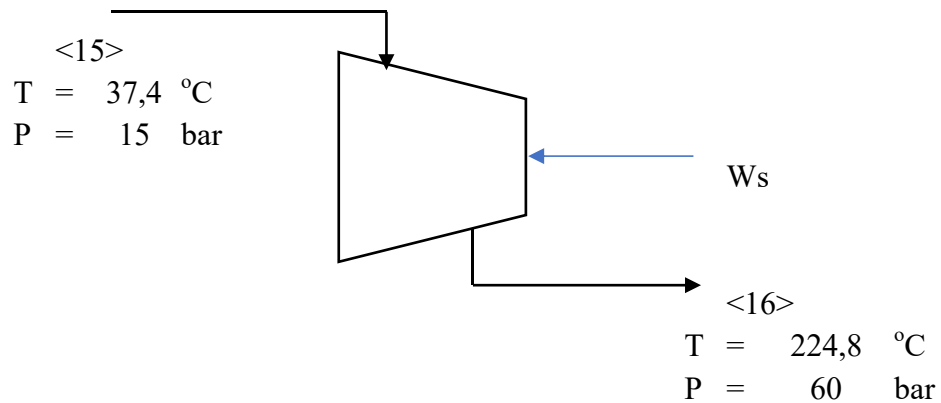
Komponen	$\int C_{pd}T$	(kJ/kgmol)
CW in	377,49	(kJ/kgmol)
CW out	1130,99	(kJ/kgmol)
ΔH	753,51	(kJ/kgmol)

$$\text{Massa Cooling Water} = 2651858 \text{ kg/hr}$$

Tabel Neraca Energi Syngas Cooler (E-124)

Masuk		Keluar	
$\Delta H_{<10>}$	120969531,23 kJ/hr	$\Delta H_{<11>}$	10051901,37 kJ/hr
		Q_{cw}	110917629,87 kJ/hr
Total	120969531,23 kJ/hr	Total	120969531,23 kJ/hr

I.8 Syngas Compressor (G-127)



Input

Menghitung Enthalpi Aliran $\langle 15 \rangle$

$$T = 37,4 \text{ } ^\circ\text{C} = 310,55 \text{ K}$$

$$P = 15 \text{ bar} = 1500 \text{ kPa}$$

$$Z = 1,04$$

> Menghitung Hig

Komponen	Massa (kg)	kgmol	$\int C_p dT$	ΔH^{ig}
			(kJ/kgmol)	(kJ/hr)
Methane	2526,994	157,515	453,39	71415,05
Ethane	0,085	0,003	669,54	1,90
Propane	0,000	0,000	939,46	0,00
n-Butane	0,000	0,000	1266,64	0,00
i-Butane	0,000	0,000	1243,96	0,00
n-Pentane	0,000	0,000	1547,58	0,00
i-Pentane	0,000	0,000	1519,47	0,00
n-Hexane	0,000	0,000	1840,01	0,00
Nitrogen	383,325	13,684	360,58	4934,08
CO ₂	73530,529	1670,780	478,82	799994,66
H ₂ O	929,108	51,574	417,51	21532,70
Hydrogen	12509,452	6205,085	357,24	2216730,49
CO	76277,527	2723,137	360,75	982367,71
Methanol	0,000	0,000	564,42	0,00
Oxygen	0,000	0,000	365,82	0,00
diM-Ether	0,000	0,000	828,49	0,00
Total	166157,02	10821,78		4096976,58

> Menghitung HR

Komponen	kgmol	fraksi mol	T _{pc}	P _{pc}	Z
Methane	157,515	0,015	2,776	0,675	0,000
Ethane	0,003	0,000	0,000	0,000	0,000
Propane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Butane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
i-Butane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Pentane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000

i-Pentane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Hexane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Nitrogen	13,684	0,001	0,160	0,043	0,000
CO2	1670,780	0,154	46,950	11,379	0,037
H2O	51,574	0,005	3,085	1,054	0,002
Hydrogen	6205,085	0,573	19,174	7,543	-0,069
CO	2723,137	0,252	33,455	8,804	0,023
Methanol	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Oxygen	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
diM-Ether	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Total	10821,778	1,000	105,599	29,498	-0,007

Parameter EOS Peng Robinson

α (Tr)	σ	ϵ	Ω	Ψ	Z_c
α_{PR} (Tr ; ω)	2,41421	-0,4142	0,07779	0,45724	0,3074

Parameter	Nilai	Parameter	Nilai
Flow (kmol)	10821,78	α (Tr)	0,54698
R	8,314	ϕ	0,01345
Tc (K)	105,599	q	1,09325
Tr	2,94084	Z trial	0,99912
Pc	29,498	Z	0,99912
Pr	0,508506103	I	0,01329
ω	-0,007	H^R/nRT	-0,02352
		H^R (kJ/h)	-657287,14

$$\Sigma \Delta H_{in} = 3439689,44 \text{ kJ/hr}$$

Output

Menghitung Enthalpi Aliran <16>

$$T = 224,8 \text{ } ^\circ\text{C} = 497,95 \text{ K (Spek Alat)}$$

$$P = 60 \text{ bar} = 6000 \text{ kPa}$$

$$\phi = 1,67$$

> Menghitung Hig

Komponen	Massa (kg)	kgmol	$\int C_{pd}T$	ΔH^{ig}
			(kJ/kgmol)	(kJ/hr)
Methane	2526,994	157,515	8173,56	1287457,45
Ethane	0,085	0,003	12947,56	36,65
Propane	0,000	0,000	18480,35	0,00
n-Butane	0,000	0,000	24898,81	0,00
i-Butane	0,000	0,000	24812,40	0,00
n-Pentane	0,000	0,000	30508,22	0,00
i-Pentane	0,000	0,000	30440,58	0,00
n-Hexane	0,000	0,000	36320,90	0,00
Nitrogen	383,325	13,684	5850,42	80056,14
CO2	73530,529	1670,780	8267,04	13812401,07
H2O	929,108	51,574	6859,00	353745,08

Hydrogen	12509,452	6205,085	5822,34	36128135,62
CO	76277,527	2723,137	5881,56	16016305,84
Methanol	0,000	0,000	10319,14	0,00
Oxygen	0,000	0,000	6035,41	0,00
diM-Ether	0,000	0,000	15771,05	0,00
Total	166157,02	10821,78		67678137,85

> Menghitung HR

Komponen	kgmol	fraksi mol	Tpc	Ppc	ϕ
Methane	157,515	0,015	2,776	0,675	0,000
Ethane	0,003	0,000	0,000	0,000	0,000
Propane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Butane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
i-Butane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Pentane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
i-Pentane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Hexane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Nitrogen	13,684	0,001	0,160	0,043	0,000
CO2	1670,780	0,154	46,950	11,379	0,037
H2O	51,574	0,005	3,085	1,054	0,002
Hydrogen	6205,085	0,573	19,174	7,543	-0,069
CO	2723,137	0,252	33,455	8,804	0,023
Methanol	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Oxygen	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
diM-Ether	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Total	10821,778	1,000	105,599	29,498	-0,007

Parameter EOS Peng Robinson

α (Tr)	σ	ϵ	Ω	Ψ	Zc
α_{PR} (Tr ; ω)	2,41421	-0,4142	0,07779	0,45724	0,3074

Parameter	Nilai	Parameter	Nilai
Flow (kmol)	10821,78	α (Tr)	0,32860
R	8,314	ϕ	0,03355
Tc (K)	105,599	q	0,40961
Tr	4,71548	Z trial	1,02095
Pc	29,498	Z	1,02095
Pr	2,03402441	I	0,03184
ω	-0,007	H^R/nRT	-0,00145
		H^R (kJ/h)	-65091,74

$$\Sigma \Delta H_{out} = 67613046,10 \text{ kJ/hr}$$

Ws Kompresor

> Kemudian menghitung W kompresor yang dibutuhkan

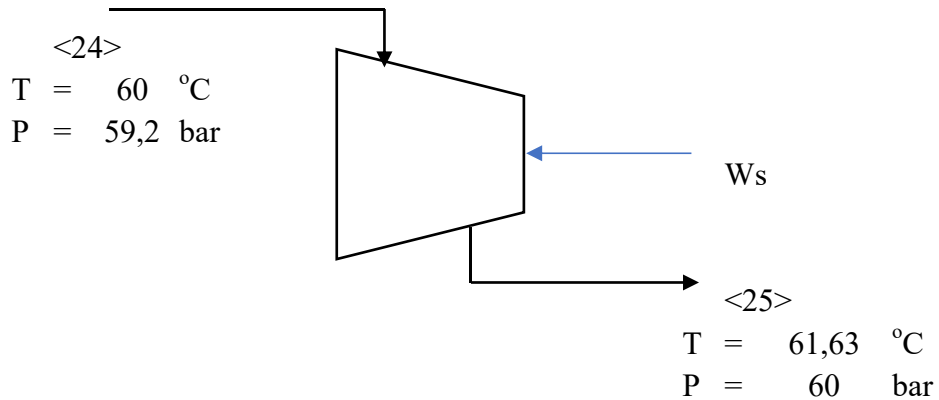
$$W_s = 64173356,67 \text{ kJ/hr}$$

Tabel Neraca Energi Syngas Kompresor (G-127)

Masuk		Keluar	
ΔH_{in}	3439689,44 kJ/hr	ΔH_{out}	67613046,10 kJ/hr
Ws	64173356,67 kJ/hr		
Total	67613046,10 kJ/hr	Total	67613046,10 kJ/hr

II. Tahap Synthesis Methanol

II.1 Recycle Syngas Compressor (G-215)



Input

Menghitung Enthalpi Aliran <24>

$$T = 60 \text{ } ^\circ\text{C} = 333,15 \text{ K}$$

$$P = 59,2 \text{ bar} = 5920 \text{ kPa}$$

$$\phi = 1,12$$

> Menghitung Hig

Komponen	Massa (kg)	kgmol	$\int C_p dT$	ΔH^{ig}
			(kJ/kgmol)	(kJ/hr)
Methane	3765,775	234,732	1295,56	304109,62
Ethane	0,125	0,004	1934,35	8,07
Propane	0,000	0,000	2722,39	0,00
n-Butane	0,000	0,000	3673,87	0,00
i-Butane	0,000	0,000	3617,41	0,00
n-Pentane	0,000	0,000	4489,91	0,00
i-Pentane	0,000	0,000	4422,57	0,00
n-Hexane	0,000	0,000	5340,54	0,00
Nitrogen	573,315	20,466	1018,37	20842,00
CO ₂	97875,951	2223,963	1363,83	3033099,99
H ₂ O	77,096	4,279	1180,65	5052,60
Hydrogen	10297,569	5107,921	1010,16	5159800,50
CO	62797,474	2241,894	1019,32	2285203,73
Methanol	5532,197	172,655	1616,46	279090,39
Oxygen	0,000	0,000	1035,10	0,00
diM-Ether	0,000	0,000	2389,07	0,00
Total	180919,50	10005,91		11087206,90

> Menghitung HR

Komponen	kgmol	fraksi mol	T _{pc}	P _{pc}	ϕ
Methane	234,732	0,023	4,474	1,089	0,000
Ethane	0,004	0,000	0,000	0,000	0,000
Propane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Butane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
i-Butane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000

n-Pentane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
i-Pentane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Hexane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Nitrogen	20,466	0,002	0,258	0,069	0,000
CO2	2223,963	0,222	67,591	16,381	0,053
H2O	4,279	0,000	0,277	0,095	0,000
Hydrogen	5107,921	0,510	17,071	6,715	-0,061
CO	2241,894	0,224	29,788	7,839	0,021
Methanol	172,655	0,017	8,845	1,273	0,010
Oxygen	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
diM-Ether	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Total	10005,915	1,000	128,303	33,461	0,023

Parameter EOS Peng Robinson

α (Tr)	σ	ϵ	Ω	Ψ	Zc
α PR (Tr ; ω)	2,41421	-0,4142	0,07779	0,45724	0,3074

Parameter	Nilai	Parameter	Nilai
Flow (kmol)	10005,91	α (Tr)	0,56187
R	8,314	ϕ	0,05300
Tc (K)	128,303	q	1,27191
Tr	2,59658	Z trial	0,99193
Pc	33,461	Z	0,99193
Pr	1,769215301	I	0,05081
ω	0,023	H^R/nRT	-0,11174
		H^R (kJ/h)	-3096766,25

$$\Sigma \Delta H_{in} = 7990440,65 \text{ kJ/hr}$$

Output

Menghitung Enthalpi Aliran <25>

$$T = 61,63 \text{ } ^\circ\text{C} = 334,78 \text{ K (Spek alat)}$$

$$P = 60 \text{ bar} = 6000 \text{ kPa}$$

$$\phi = 1,12$$

> Menghitung Hig

Komponen	Massa (kg)	kgmol	$\int C_p dT$	ΔH^{ig}
			(kJ/kgmol)	(kJ/hr)
Methane	3765,775	234,732	1357,13	318561,02
Ethane	0,125	0,004	2027,82	8,46
Propane	0,000	0,000	2854,52	0,00
n-Butane	0,000	0,000	3852,38	0,00
i-Butane	0,000	0,000	3793,84	0,00
n-Pentane	0,000	0,000	4708,16	0,00
i-Pentane	0,000	0,000	4638,54	0,00
n-Hexane	0,000	0,000	5600,29	0,00
Nitrogen	573,315	20,466	1065,85	21813,65
CO2	97875,951	2223,963	1428,27	3176408,99

H2O	77,096	4,279	1235,81	5288,65
Hydrogen	10297,569	5107,921	1057,33	5400766,24
CO	62797,474	2241,894	1066,88	2391821,71
Methanol	5532,197	172,655	1693,54	292398,43
Oxygen	0,000	0,000	1083,50	0,00
diM-Ether	0,000	0,000	2504,17	0,00
Total	180919,50	10005,91		11607067,14

> Menghitung HR

Komponen	kgmol	fraksi mol	Tpc	Ppc	ϕ
Methane	234,732	0,023	4,474	1,089	0,000
Ethane	0,004	0,000	0,000	0,000	0,000
Propane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Butane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
i-Butane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Pentane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
i-Pentane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Hexane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Nitrogen	20,466	0,002	0,258	0,069	0,000
CO2	2223,963	0,222	67,591	16,381	0,053
H2O	4,279	0,000	0,277	0,095	0,000
Hydrogen	5107,921	0,510	17,071	6,715	-0,061
CO	2241,894	0,224	29,788	7,839	0,021
Methanol	172,655	0,017	8,845	1,273	0,010
Oxygen	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
diM-Ether	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Total	10005,915	1,000	128,303	33,461	0,023

Parameter EOS Peng Robinson

α (Tr)	σ	ϵ	Ω	Ψ	Z_c
α_{PR} (Tr ; ω)	2,41421	-0,4142	0,07779	0,45724	0,3074

Parameter	Nilai	Parameter	Nilai
Flow (kmol)	10005,91	α (Tr)	0,55946
R	8,314	ϕ	0,05346
Tc (K)	128,303	q	1,26028
Tr	2,60928	Z trial	0,99252
Pc	33,461	Z	0,99252
Pr	1,793123616	I	0,05120
ω	0,023	H^R/nRT	-0,11108
		H^R (kJ/h)	-3093589,16

$$\Sigma \Delta H_{out} = 8513477,98 \text{ kJ/hr}$$

Ws Kompresor

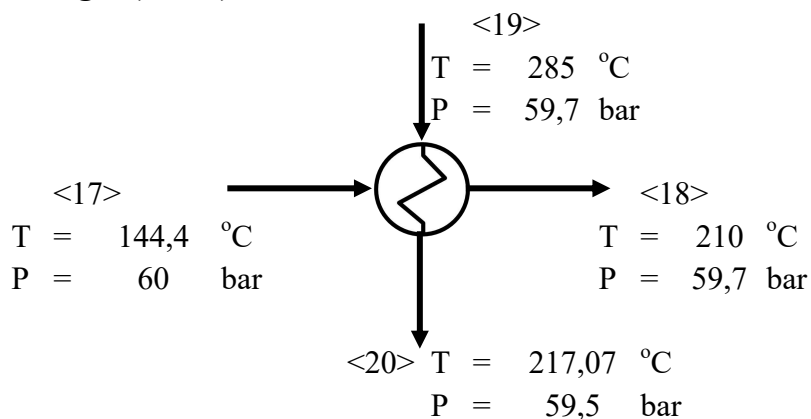
> Kemudian menghitung W kompresor yang dibutuhkan

$$W_s = 523037,33 \text{ kJ/hr}$$

Tabel Neraca Energi Recycle Syngas Kompresor (G-215)

Masuk		Keluar	
ΔH_{in}	7990440,65 kJ/hr	ΔH_{out}	8513477,98 kJ/hr
W_s	523037,33 kJ/hr		
Total	8513477,98 kJ/hr	Total	8513477,98 kJ/hr

II.2 Interchanger (E-212)



Input

Menghitung Enthalpi Aliran <17>

$$T = 144,4 \text{ } ^\circ\text{C} = 417,55 \text{ K}$$

$$P = 60 \text{ bar} = 6000 \text{ kPa}$$

$$\phi = 1,40$$

> Menghitung Hig

Komponen	Massa (kg)	kgmol	$\int C_p dT$	ΔH^{ig}
			(kJ/kgmol)	(kJ/hr)
Methane	6292,769	392,246	4644,28	1821703,28
Ethane	0,211	0,007	7177,57	50,25
Propane	0,000	0,000	10190,06	0,00
n-Butane	0,000	0,000	13759,63	0,00
i-Butane	0,000	0,000	13648,66	0,00
n-Pentane	0,000	0,000	16836,58	0,00
i-Pentane	0,000	0,000	16724,82	0,00
n-Hexane	0,000	0,000	20043,28	0,00
Nitrogen	956,640	34,150	3483,98	118977,50
CO ₂	171406,48	3894,743	4804,07	18710632,82
H ₂ O	1006,203	55,853	4060,79	226808,66
Hydrogen	22807,021	11313,006	3465,23	39202122,91
CO	139075,00	4965,031	3494,37	17349640,29
Methanol	5532,197	172,655	5835,53	1007533,46
Oxygen	0,000	0,000	3567,64	0,00
diM-Ether	0,000	0,000	8801,60	0,00
Total	347076,52	20827,69		78437469,16

> Menghitung HR

Komponen	kgmol	fraksi mol	Tpc	Ppc	ϕ
Methane	392,246	0,019	3,591	0,874	0,000
Ethane	0,007	0,000	0,000	0,000	0,000
Propane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Butane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
i-Butane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Pentane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
i-Pentane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Hexane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Nitrogen	34,150	0,002	0,207	0,056	0,000
CO2	3894,743	0,187	56,866	13,782	0,045
H2O	55,853	0,003	1,736	0,593	0,001
Hydrogen	11313,006	0,543	18,164	7,145	-0,065
CO	4965,031	0,238	31,693	8,341	0,022
Methanol	172,655	0,008	4,249	0,611	0,005
Oxygen	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
diM-Ether	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Total	20827,693	1,000	116,507	31,402	0,007

Parameter EOS Peng Robinson

α (Tr)	σ	ε	Ω	Ψ	Zc
αPR (Tr ; ω)	2,41421	-0,4142	0,07779	0,45724	0,3074

Parameter	Nilai	Parameter	Nilai
Flow (kmol)	20827,69	α (Tr)	0,42923
R	8,314	ϕ	0,04147
Tc (K)	116,507	q	0,70398
Tr	3,58392	Z trial	1,01497
Pc	31,402	Z	1,01497
Pr	1,910703443	I	0,03930
ω	0,007	H ^R /nRT	-0,03103
		H ^R (kJ/h)	-2243441,57

$$\Sigma \Delta H_{<18>} = 76194027,59 \text{ kJ/hr}$$

Menghitung Enthalpi Aliran <19>

$$T = 285 \text{ } ^\circ\text{C} = 558,15 \text{ K}$$

$$P = 59,7 \text{ bar} = 5970 \text{ kPa}$$

$$\phi = 1,87$$

> Menghitung Hig

Komponen	Massa (kg)	kgmol	fCpdT	ΔH ^{ig}
			(kJ/kgmol)	(kJ/hr)
Methane	6292,769	392,246	11053,77	4335802,82
Ethane	0,211	0,007	17761,00	124,35
Propane	0,000	0,000	25417,31	0,00

n-Butane	0,000	0,000	34154,67	0,00
i-Butane	0,000	0,000	34117,53	0,00
n-Pentane	0,000	0,000	41893,06	0,00
i-Pentane	0,000	0,000	41879,72	0,00
n-Hexane	0,000	0,000	49861,22	0,00
Nitrogen	956,640	34,150	7636,49	260785,21
CO2	166336,92	3779,551	10969,41	41459445,09
H2O	3081,397	171,045	8995,59	1538652,41
Hydrogen	17088,297	8476,338	7596,67	64391924,96
CO	104186,12	3719,485	7691,84	28609668,36
Methanol	49132,840	1533,393	13989,10	21450800,06
Oxygen	0,000	0,000	7921,50	0,00
diM-Ether	0,000	0,000	21530,85	0,00
Total	347075,20	18106,22		162047203,27

> Menghitung HR

Komponen	kgmol	fraksi mol	Tpc	Ppc	ϕ
Methane	392,246	0,022	4,131	1,005	0,000
Ethane	0,007	0,000	0,000	0,000	0,000
Propane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Butane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
i-Butane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Pentane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
i-Pentane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Hexane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Nitrogen	34,150	0,002	0,238	0,064	0,000
CO2	3779,551	0,209	63,479	15,384	0,050
H2O	171,045	0,009	6,115	2,090	0,003
Hydrogen	8476,338	0,468	15,655	6,158	-0,056
CO	3719,485	0,205	27,311	7,187	0,019
Methanol	1533,393	0,085	43,411	6,247	0,047
Oxygen	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
diM-Ether	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Total	18106,216	1,000	160,340	38,136	0,064

Parameter EOS Peng Robinson

α (Tr)	σ	ϵ	Ω	Ψ	Zc
α PR (Tr ; ω)	2,41421	-0,4142	0,07779	0,45724	0,3074

Parameter	Nilai	Parameter	Nilai
Flow (kmol)	18106,22	α (Tr)	0,35023
R	8,314	ϕ	0,03498
Tc (K)	160,340	q	0,59138
Tr	3,48103	Z trial	1,01598
Pc	38,136	Z	1,01598
Pr	1,565441807	I	0,03331

ω	0,064	H^R/nRT	-0,02029
		H^R (kJ/h)	-1705074,43

$$\Sigma \Delta H_{<20>} = 160342128,84 \text{ kJ/hr}$$

Output

Menghitung Enthalpi Aliran <18>

$$T = 210 \text{ } ^\circ\text{C} = 483,15 \text{ K}$$

$$P = 59,7 \text{ bar} = 5970 \text{ kPa}$$

$$\phi = 1,62$$

> Menghitung Hig

Komponen	Massa (kg)	kgmol	$\int C_p dT$	ΔH^{ig}
			(kJ/kgmol)	(kJ/hr)
Methane	6292,769	392,246	7497,22	2940755,51
Ethane	0,211	0,007	11828,53	82,81
Propane	0,000	0,000	16869,46	0,00
n-Butane	0,000	0,000	22740,83	0,00
i-Butane	0,000	0,000	22645,75	0,00
n-Pentane	0,000	0,000	27856,93	0,00
i-Pentane	0,000	0,000	27777,74	0,00
n-Hexane	0,000	0,000	33165,48	0,00
Nitrogen	956,640	34,150	5413,28	184862,81
CO2	171406,48	3894,743	7616,68	29665006,53
H2O	1006,203	55,853	6339,38	354075,46
Hydrogen	22807,021	11313,006	5387,33	60946891,78
CO	139075,00	4965,031	5439,64	27007990,36
Methanol	5532,197	172,655	9458,24	1633012,71
Oxygen	0,000	0,000	5576,82	0,00
diM-Ether	0,000	0,000	14425,46	0,00
Total	347076,52	20827,69		122732677,98

> Menghitung HR

Komponen	kgmol	fraksi mol	T _{pc}	P _{pc}	ϕ
Methane	392,246	0,019	3,591	0,874	0,000
Ethane	0,007	0,000	0,000	0,000	0,000
Propane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Butane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
i-Butane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Pentane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
i-Pentane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Hexane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Nitrogen	34,150	0,002	0,207	0,056	0,000
CO2	3894,743	0,187	56,866	13,782	0,045
H2O	55,853	0,003	1,736	0,593	0,001
Hydrogen	11313,006	0,543	18,164	7,145	-0,065
CO	4965,031	0,238	31,693	8,341	0,022

Methanol	172,655	0,008	4,249	0,611	0,005
Oxygen	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
diM-Ether	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Total	20827,693	1,000	116,507	31,402	0,007

Parameter EOS Peng Robinson

α (Tr)	σ	ϵ	Ω	Ψ	Z_c
α_{PR} (Tr ; ω)	2,41421	-0,4142	0,07779	0,45724	0,3074

Parameter	Nilai	Parameter	Nilai
Flow (kmol)	20827,69	α (Tr)	0,35980
R	8,314	ϕ	0,03566
Tc (K)	116,507	q	0,50998
Tr	4,14698	Z trial	1,01902
Pc	31,402	Z	1,01902
Pr	1,901149926	I	0,03384
ω	0,007	H^R/nRT	-0,01064
		H^R (kJ/h)	-889972,68

$$\Sigma \Delta H_{19} = 121842705,31 \text{ kJ/hr}$$

Menghitung Enthalpi Aliran <20>

$$T = 217,07 \text{ } ^\circ\text{C} = 490,22163 \text{ K (trial)}$$

$$P = 59,5 \text{ bar} = 5950 \text{ kPa}$$

$$\phi = 1,64$$

> Menghitung Hig

Komponen	Massa (kg)	kgmol	$\int C_p dT$	ΔH^{ig}
			(kJ/kgmol)	(kJ/hr)
Methane	6292,769	392,246	7818,85	3066913,60
Ethane	0,211	0,007	12360,03	86,53
Propane	0,000	0,000	17634,45	0,00
n-Butane	0,000	0,000	23766,03	0,00
i-Butane	0,000	0,000	23674,89	0,00
n-Pentane	0,000	0,000	29116,33	0,00
i-Pentane	0,000	0,000	29042,52	0,00
n-Hexane	0,000	0,000	34664,44	0,00
Nitrogen	956,640	34,150	5622,06	191992,61
CO2	166336,92	3779,551	7926,72	29959449,90
H2O	3081,397	171,045	6587,40	1126742,59
Hydrogen	17088,297	8476,338	5595,12	47426169,46
CO	104186,12	3719,485	5650,65	21017507,54
Methanol	49132,840	1533,393	9867,56	15130852,96
Oxygen	0,000	0,000	5795,69	0,00
diM-Ether	0,000	0,000	15064,90	0,00
Total	347075,20	18106,22		117919715,19

> Menghitung HR

Komponen	kgmol	fraksi mol	Tpc	Ppc	◆
Methane	392,246	0,022	4,131	1,005	0,000
Ethane	0,007	0,000	0,000	0,000	0,000
Propane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Butane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
i-Butane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Pentane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
i-Pentane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Hexane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Nitrogen	34,150	0,002	0,238	0,064	0,000
CO2	3779,551	0,209	63,479	15,384	0,050
H2O	171,045	0,009	6,115	2,090	0,003
Hydrogen	8476,338	0,468	15,655	6,158	-0,056
CO	3719,485	0,205	27,311	7,187	0,019
Methanol	1533,393	0,085	43,411	6,247	0,047
Oxygen	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
diM-Ether	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Total	18106,216	1,000	160,340	38,136	0,064

Parameter EOS Peng Robinson

α (Tr)	σ	ϵ	Ω	Ψ	Zc
α PR (Tr ; ω)	2,41421	-0,4142	0,07779	0,45724	0,3074

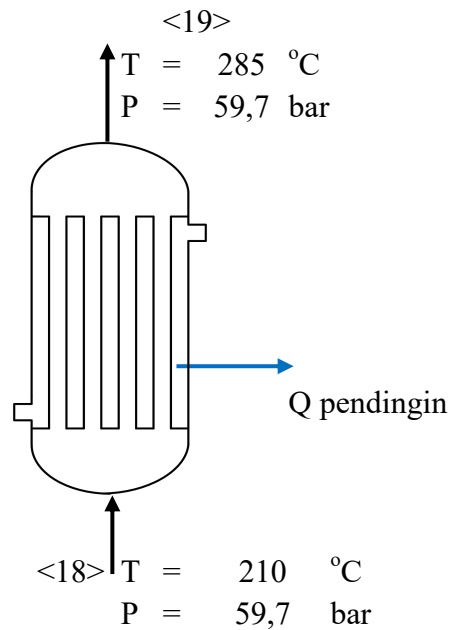
Parameter	Nilai	Parameter	Nilai
Flow (kmol)	18106,22	α (Tr)	0,41870
R	8,314	◆	0,03970
Tc (K)	160,340	q	0,80495
Tr	3,05738	Z trial	1,01046
Pc	38,136	Z	1,01046
Pr	1,560197446	I	0,03784
ω	0,064	H^R/nRT	-0,04372
		H^R (kJ/h)	-3226264,07

$$\Sigma \Delta H_{<21>} = 114693451,12 \text{ kJ/hr}$$

Tabel Neraca Energi Interchanger (E-212)

Masuk		Keluar	
$\Delta H_{<18>}$	76194027,59 kJ/hr	$\Delta H_{<19>}$	121842705,31 kJ/hr
$\Delta H_{<20>}$	160342128,84 kJ/hr	$\Delta H_{<21>}$	114693451,12 kJ/hr
Total	236536156,43 kJ/hr	Total	236536156,43 kJ/hr

II.3 Methanol Reactor (R-210)



Input

$$\Sigma \Delta H_{<19>} = 121842705,31 \text{ kJ/hr}$$

Output

$$\Sigma \Delta H_{<20>} = 160342128,84 \text{ kJ/hr}$$

Reaction

Komponen	Hf ₍₂₉₈₎	kgmol in	Hf reaktan	kgmol out	Hf produk
Methane	-74900	392,246	-29379252,96	392,246	-29379253
Ethane	-84738	0,007	-593,252233	0,007	-593
Propane	-103890	0,000	0	0,000	0
n-Butane	-126190	0,000	0	0,000	0
i-Butane	-134590	0,000	0	0,000	0
n-Pentane	-146490	0,000	0	0,000	0
i-Pentane	-154590	0,000	0	0,000	0
n-Hexane	-167290	0,000	0	0,000	0
Nitrogen	0	34,150	0	34,150	0
CO ₂	-393790	3894,743	-1533710893	3779,551	-1488349476
H ₂ O	-241814	55,853	-13506114,28	171,045	-41361128
Hydrogen	0	11313,006	0	8476,338	0
CO	-110590	4965,031	-549082822	3719,485	-411337839
Methanol	-201170	172,655	-34733023,96	1533,393	-308472758
Oxygen	0	0,000	0	0,000	0
diM-Ether	-184050	0,000	0	0,000	0
Total		20827,693	-2160412699	18106,216	-2278901048

$$\Sigma \Delta H_{R_x} = -118488348,11 \text{ kJ/hr}$$

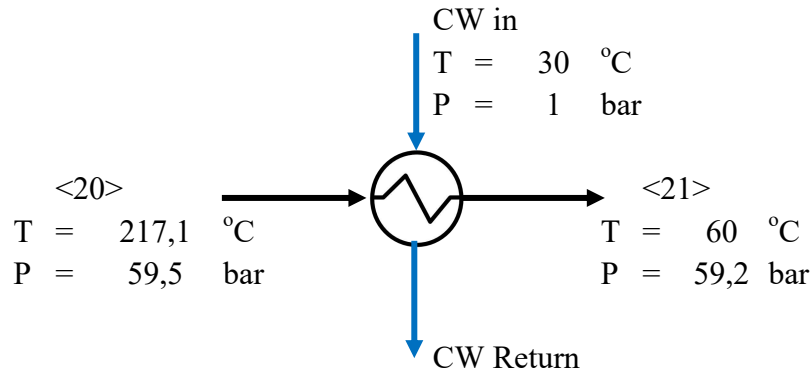
(maka perlu pendingin, jadi penempatan H_{rx} di input)

$$Q_{\text{serap}} = 79988924,58 \text{ kJ/hr} \quad (\text{untuk pendingin})$$

Tabel Neraca Energi Methanol Reactor (R-210)

Masuk		Keluar	
$\Delta H_{<19>}$	121842705,31 kJ/hr	$\Delta H_{<20>}$	160342128,84 kJ/hr
ΔH_{Rxn}	118488348,11 kJ/hr	Q_{cw}	79988924,58 kJ/hr
Total	240331053,42 kJ/hr	Total	240331053,42 kJ/hr

II.4 Raw Methanol Cooler (E-213)



Input

$$\Sigma \Delta H_{<21>} = 114693451,12 \text{ kJ/hr}$$

Output

Menghitung Enthalpi Aliran <21>

$$T = 60 \text{ } ^\circ\text{C} = 333,15 \text{ K}$$

$$P = 59,2 \text{ bar} = 5920 \text{ kPa}$$

$$\phi = 1,12$$

> Menghitung Hig

Komponen	Massa (kg)	kgmol	$\int C_p dT$	ΔH^{ig}
			(kJ/kgmol)	(kJ/hr)
Methane	6269,491	390,795	1295,56	506300,17
Ethane	0,211	0,007	1934,35	13,54
Propane	0,000	0,000	2722,39	0,00
n-Butane	0,000	0,000	3673,87	0,00
i-Butane	0,000	0,000	3617,41	0,00
n-Pentane	0,000	0,000	4489,91	0,00
i-Pentane	0,000	0,000	4422,57	0,00
n-Hexane	0,000	0,000	5340,54	0,00
Nitrogen	956,640	34,150	1018,37	34777,20
CO ₂	162820,49	3699,650	1363,83	5045680,93
H ₂ O	128,623	7,140	1180,65	8429,56
Hydrogen	17088,297	8476,338	1010,16	8562429,14
CO	104186,12	3719,485	1019,32	3791339,06
Methanol	9175,863	286,371	1616,46	462907,45
Oxygen	0,000	0,000	1035,10	0,00

diM-Ether	0,000	0,000	2389,07	0,00
Total	300625,73	16613,94		18411877,05

> Menghitung HR

Komponen	kgmol	fraksi mol	Tpc	Ppc	ϕ
Methane	390,795	0,024	4,486	1,092	0,000
Ethane	0,007	0,000	0,000	0,000	0,000
Propane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Butane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
i-Butane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Pentane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
i-Pentane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Hexane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Nitrogen	34,150	0,002	0,259	0,070	0,000
CO2	3699,650	0,223	67,718	16,412	0,053
H2O	7,140	0,000	0,278	0,095	0,000
Hydrogen	8476,338	0,510	17,061	6,712	-0,061
CO	3719,485	0,224	29,764	7,833	0,021
Methanol	286,371	0,017	8,836	1,271	0,010
Oxygen	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
diM-Ether	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Total	16613,935	1,000	128,402	33,484	0,023

Parameter EOS Peng Robinson

α (Tr)	σ	ϵ	Ω	Ψ	Z_c
α_{PR} (Tr ; ω)	2,41421	-0,4142	0,07779	0,45724	0,3074

Parameter	Nilai	Parameter	Nilai
Flow (kmol)	16613,94	α (Tr)	0,56210
R	8,314	ϕ	0,05301
Tc (K)	128,402	q	1,27340
Tr	2,59458	Z trial	0,96948
Pc	33,484	Z	0,99060
Pr	1,767998194	I	0,05088
ω	0,023	H^R/nRT	-0,11334
		H^R (kJ/h)	-5215491,97

> Menghitung ΔH (liquid phase)

Komponen	Massa (kg)	kgmol	$\int C_p dT$	ΔH
			(kJ/kgmol)	(kJ/hr)
Methane	23,279	1,451	13742,60	19940,85
CO2	3516,431	79,901	4998,44	399381,74
H2O	2952,774	163,905	2634,17	431754,30
Methanol	39956,977	1247,023	2854,63	3559787,02
Total	46449,460	1492,28		4410863,91

$$\Sigma \Delta H_{<22>} = 17607248,98 \text{ kJ/hr}$$

Menghitung Kebutuhan Cooling Water

> Menghitung Q_{cw}

$$Q_{cw} = 97086202,14 \text{ kJ/hr}$$

> Menghitung massa Cooling Water

$$T_{in} = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

$$T_{out} = 60 \text{ } ^\circ\text{C} = 333,15 \text{ K}$$

Komponen	$\int C_p dT$ (kJ/kgmol)
CW in	377,49 (kJ/kgmol)
CW out	2634,17 (kJ/kgmol)
ΔH	2256,68 (kJ/kgmol)

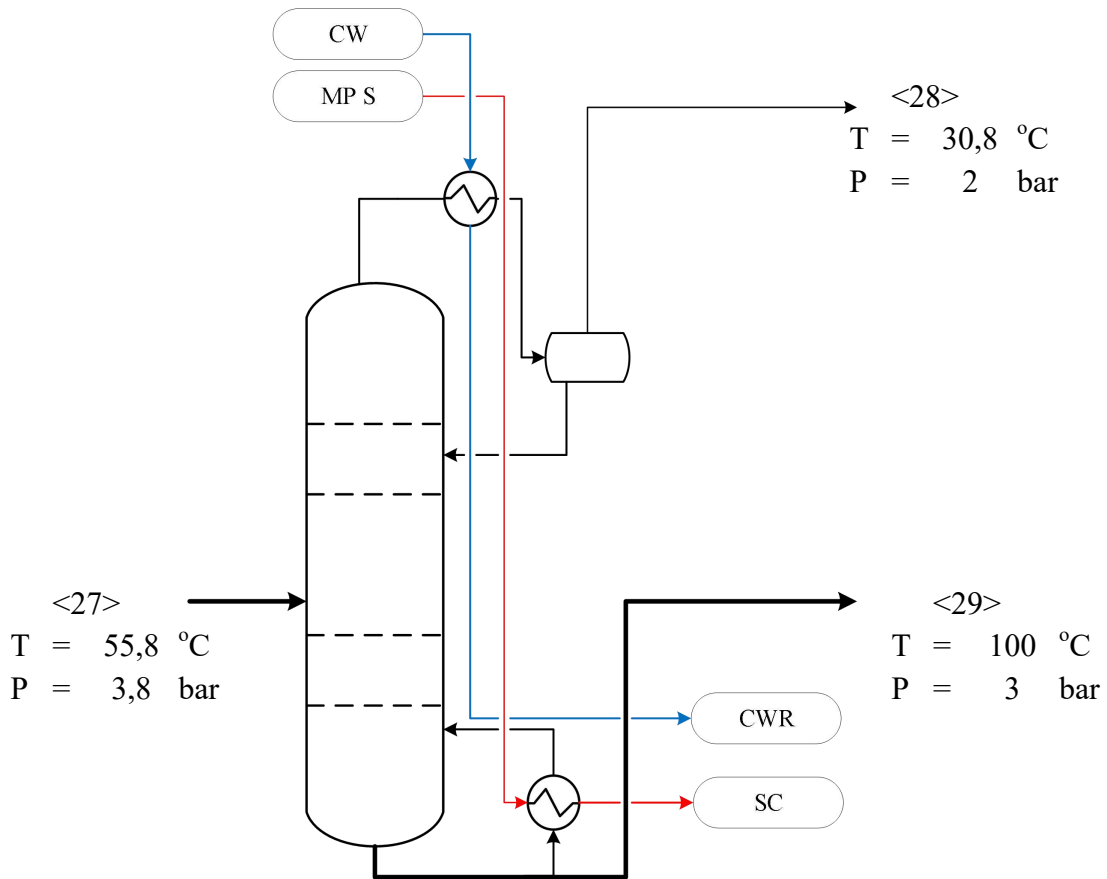
$$\text{Massa Cooling Water} = 775040 \text{ kg/hr}$$

Tabel Neraca Energi Raw Methanol Cooler (E-213)

Masuk		Keluar	
$\Delta H_{<21>}$	114693451,12 kJ/hr	$\Delta H_{<22>}$	17607248,98 kJ/hr
		Q_{cw}	97086202,14 kJ/hr
Total	114693451,12 kJ/hr	Total	114693451,12 kJ/hr

III Tahap Pemurnian Methanol

III.1 Methanol Distillation Column I (D-310)



Input

Menghitung Enthalpi Aliran <27>

$$T = 55,79 \text{ } ^\circ\text{C} = 328,94 \text{ K}$$

$$P = 3,8 \text{ bar} = 380 \text{ kPa}$$

$$\phi = 1,10$$

> Menghitung Hig

Komponen	Massa (kg)	kgmol	$\int C_p dT$	ΔH^{ig}
			(kJ/kgmol)	(kJ/hr)
Methane	22,297	1,390	1137,07	1580,37
Ethane	0,002	0,000	1694,35	0,10
Propane	0,000	0,000	2383,33	0,00
n-Butane	0,000	0,000	3215,85	0,00
i-Butane	0,000	0,000	3164,98	0,00
n-Pentane	0,000	0,000	3929,95	0,00
i-Pentane	0,000	0,000	3868,83	0,00
n-Hexane	0,000	0,000	4674,17	0,00
Nitrogen	2,115	0,076	895,77	67,63
CO ₂	2713,404	61,655	1197,77	73848,08
H ₂ O	5,597	0,311	1038,27	322,57
Hydrogen	12,877	6,387	888,36	5674,38
CO	110,683	3,951	896,52	3542,56

Methanol	427,936	13,356	1418,14	18939,99
Oxygen	0,000	0,000	910,16	0,00
diM-Ether	0,000	0,000	2093,39	0,00
Total	3294,911	87,13		103975,68

> Menghitung HR

Komponen	kgmol	fraksi mol	Tpc	Ppc	◆
Methane	1,390	0,016	3,042	0,740	0,000
Ethane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Propane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Butane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
i-Butane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Pentane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
i-Pentane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Hexane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Nitrogen	0,076	0,001	0,109	0,029	0,000
CO2	61,655	0,708	215,198	52,154	0,169
H2O	0,311	0,004	2,308	0,789	0,001
Hydrogen	6,387	0,073	2,452	0,964	-0,009
CO	3,951	0,045	6,030	1,587	0,004
Methanol	13,356	0,153	78,577	11,307	0,085
Oxygen	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
diM-Ether	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Total	87,125	1,000	307,716	67,571	0,251

Parameter EOS Peng Robinson

α (Tr)	σ	ϵ	Ω	Ψ	Zc
α_{PR} (Tr ; ω)	2,41421	-0,4142	0,07779	0,45724	0,3074

Parameter	Nilai	Parameter	Nilai
Flow (kmol)	87,13	α (Tr)	0,95010
R	8,314	◆	0,00409
Tc (K)	307,716	q	5,22423
Tr	1,06897	Z trial	0,98251
Pc	67,571	Z	0,98251
Pr	0,05623674	I	0,00415
ω	0,251	H^R/nRT	-0,05579
		H^R (kJ/h)	-13292,97

> Menghitung ΔH (liquid phase)

Komponen	Massa (kg)	kgmol	$\int C_{pd}T$	ΔH
			(kJ/kgmol)	(kJ/hr)
Methane	0,981	0,061	11790,25	721,18
CO2	803,028	18,247	4303,71	78528,09
H2O	2947,177	163,595	2318,00	379212,97
Methanol	39529,041	1233,667	2504,74	3090011,60
Total	43280,227	1415,57		3548473,83

$$\Sigma \Delta H_{28} = 3639156,55 \text{ kJ/hr}$$

Output

Menghitung Enthalpi Aliran <28>

$$T = 30,76 \text{ }^{\circ}\text{C} = 303,91 \text{ K}$$

$$P = 2 \text{ bar} = 200 \text{ kPa}$$

$$\phi = 1,02$$

> Menghitung Hig

Komponen	Massa (kg)	kgmol	$\int C_p dT$	ΔH^{ig}
			(kJ/kgmol)	(kJ/hr)
Methane	23,279	1,451	209,87	304,52
Ethane	0,002	0,000	308,88	0,02
Propane	0,000	0,000	432,98	0,00
n-Butane	0,000	0,000	583,57	0,00
i-Butane	0,000	0,000	572,66	0,00
n-Pentane	0,000	0,000	712,96	0,00
i-Pentane	0,000	0,000	699,28	0,00
n-Hexane	0,000	0,000	847,56	0,00
Nitrogen	2,115	0,076	167,47	12,64
CO2	3514,459	79,856	221,82	17713,37
H2O	0,001	0,000	193,84	0,01
Hydrogen	12,877	6,387	165,85	1059,38
CO	110,683	3,951	167,53	661,96
Methanol	323,302	10,090	261,08	2634,31
Oxygen	0,000	0,000	169,81	0,00
diM-Ether	0,000	0,000	382,41	0,00
Total	3986,718	101,81		22386,22

> Menghitung HR

Komponen	kgmol	fraksi mol	T _{pc}	P _{pc}	ϕ
Methane	1,451	0,014	2,718	0,661	0,000
Ethane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Propane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Butane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
i-Butane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Pentane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
i-Pentane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Hexane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Nitrogen	0,076	0,001	0,094	0,025	0,000
CO2	79,856	0,784	238,522	57,807	0,187
H2O	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Hydrogen	6,387	0,063	2,098	0,825	-0,008
CO	3,951	0,039	5,160	1,358	0,004
Methanol	10,090	0,099	50,801	7,310	0,055
Oxygen	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000

diM-Ether	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Total	101,812	1,000	299,392	67,987	0,239

Parameter EOS Peng Robinson

α (Tr)	σ	ϵ	Ω	Ψ	Z_c
α PR (Tr ; ω)	2,41421	-0,4142	0,07779	0,45724	0,3074

Parameter	Nilai	Parameter	Nilai
Flow (kmol)	101,81	α (Tr)	0,98909
R	8,314	ϕ	0,00225
Tc (K)	299,392	q	5,72732
Tr	1,01509	Z trial	0,98926
Pc	67,987	Z	0,98926
Pr	0,029417363	I	0,00227
ω	0,239	H^R/nRT	-0,03330
		H^R (kJ/h)	-8565,62

$$\Sigma \Delta H_{<29>} = 13820,61 \text{ kJ/hr}$$

Menghitung Enthalpi Aliran <29>

$$T = 100 \text{ } ^\circ\text{C} = 373,15 \text{ K}$$

$$P = 3 \text{ bar} = 300 \text{ kPa}$$

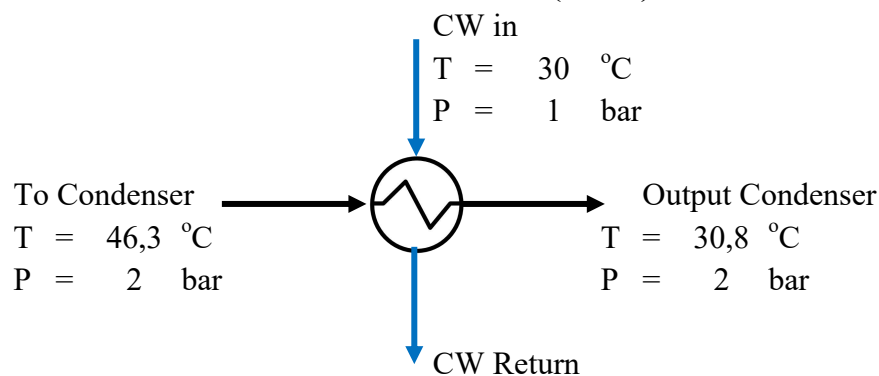
$$\phi = 1,25$$

> Menghitung ΔH (liquid phase)

Komponen	Massa (kg)	kgmol	$\int C_p dT$	ΔH
			(kJ/kgmol)	(kJ/hr)
Methane	0,000	0,000	37339,29	0,00
CO2	1,972	0,045	13436,22	602,01
H2O	2952,773	163,905	5643,04	924924,55
Methanol	39633,675	1236,933	6287,02	7776626,81
Total	42588,419	1400,88		8702153,36

$$\Sigma \Delta H_{<30>} = 8702153,36 \text{ kJ/hr}$$

III.2 Condenser Methanol Distillation Column I (E-311)



Input

Menghitung Enthalpi Aliran Input Condenser

$$T = 46,3 \text{ } ^\circ\text{C} = 319,47 \text{ K}$$

$$P = 2 \text{ bar} = 200 \text{ kPa}$$

$$\phi = 1,07$$

> Menghitung Hig

Komponen	Massa (kg)	kgmol	$\int C_p dT$	ΔH^{ig}
			(kJ/kgmol)	(kJ/hr)
Methane	23,287	1,452	783,28	1136,99
Ethane	0,002	0,000	1161,85	0,07
Propane	0,000	0,000	1632,25	0,00
n-Butane	0,000	0,000	2201,60	0,00
i-Butane	0,000	0,000	2164,46	0,00
n-Pentane	0,000	0,000	2690,17	0,00
i-Pentane	0,000	0,000	2644,82	0,00
n-Hexane	0,000	0,000	3199,07	0,00
Nitrogen	2,115	0,076	620,10	46,83
CO2	3522,756	80,045	826,23	66135,72
H2O	0,012	0,001	718,37	0,48
Hydrogen	12,878	6,388	614,67	3926,35
CO	110,690	3,952	620,50	2452,03
Methanol	798,065	24,907	975,98	24308,74
Oxygen	0,000	0,000	629,57	0,00
diM-Ether	0,000	0,000	1436,61	0,00
Total	4469,805	116,82		98007,20

> Menghitung HR

Komponen	kgmol	fraksi mol	T _{pc}	P _{pc}	ϕ
Methane	1,452	0,012	2,370	0,577	0,000
Ethane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Propane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Butane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
i-Butane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Pentane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
i-Pentane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Hexane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Nitrogen	0,076	0,001	0,082	0,022	0,000
CO2	80,045	0,685	208,371	50,500	0,164
H2O	0,001	0,000	0,004	0,001	0,000
Hydrogen	6,388	0,055	1,829	0,719	-0,007
CO	3,952	0,034	4,497	1,184	0,003
Methanol	24,907	0,213	109,291	15,727	0,119
Oxygen	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
diM-Ether	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Total	116,819	1,000	326,442	68,730	0,279

Parameter EOS Peng Robinson

α (Tr)	σ	ϵ	Ω	Ψ	Z_c
α_{PR} (Tr ; ω)	2,41421	-0,4142	0,07779	0,45724	0,3074

Parameter	Nilai	Parameter	Nilai
Flow (kmol)	116,82	α (Tr)	1,01691
R	8,314	ϕ	0,00231
Tc (K)	326,442	q	6,10773
Tr	0,97864	Z trial	0,98808
Pc	68,730	Z	0,98808
Pr	0,029099547	I	0,00234
ω	0,279	H^R/nRT	-0,03726
		H^R (kJ/h)	-11561,90

$$\Sigma \Delta H_{in} = 86445,30 \text{ kJ/hr}$$

Output

Menghitung Enthalpi Aliran Output Condenser

$$T = 30,76 \text{ } ^\circ\text{C} = 303,91 \text{ K}$$

$$P = 2 \text{ bar} = 200 \text{ kPa}$$

$$\phi = 1,02$$

> Menghitung Hig

Komponen	Massa (kg)	kgmol	$\int C_p dT$	ΔH^{ig}
			(kJ/kgmol)	(kJ/hr)
Methane	23,279	1,451	209,87	304,52
Ethane	0,002	0,000	308,88	0,02
Propane	0,000	0,000	432,98	0,00
n-Butane	0,000	0,000	583,57	0,00
i-Butane	0,000	0,000	572,66	0,00
n-Pentane	0,000	0,000	712,96	0,00
i-Pentane	0,000	0,000	699,28	0,00
n-Hexane	0,000	0,000	847,56	0,00
Nitrogen	2,115	0,076	167,47	12,64
CO2	3514,459	79,856	221,82	17713,37
H2O	0,001	0,000	193,84	0,01
Hydrogen	12,877	6,387	165,85	1059,38
CO	110,683	3,951	167,53	661,96
Methanol	323,302	10,090	261,08	2634,31
Oxygen	0,000	0,000	169,81	0,00
diM-Ether	0,000	0,000	382,41	0,00
Total	3986,718	101,81		22386,22

> Menghitung HR

Komponen	kgmol	fraksi mol	Tpc	Ppc	ϕ
Methane	1,451	0,014	2,718	0,661	0,000
Ethane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000

Propane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Butane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
i-Butane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Pentane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
i-Pentane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Hexane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Nitrogen	0,076	0,001	0,094	0,025	0,000
CO2	79,856	0,784	238,522	57,807	0,187
H2O	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Hydrogen	6,387	0,063	2,098	0,825	-0,008
CO	3,951	0,039	5,160	1,358	0,004
Methanol	10,090	0,099	50,801	7,310	0,055
Oxygen	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
diM-Ether	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Total	101,812	1,000	299,392	67,987	0,239

Parameter EOS Peng Robinson

α (Tr)	σ	ϵ	Ω	Ψ	Z_c
α PR (Tr ; ω)	2,41421	-0,4142	0,07779	0,45724	0,3074

Parameter	Nilai	Parameter	Nilai
Flow (kmol)	101,81	α (Tr)	0,98909
R	8,314	ϕ	0,00225
Tc (K)	299,392	q	5,72732
Tr	1,01509	Z trial	0,98926
Pc	67,987	Z	0,98926
Pr	0,029417363	I	0,00227
ω	0,239	H^R/nRT	-0,03330
		H^R (kJ/h)	-8565,62

> Menghitung ΔH (liquid phase)

Komponen	Massa (kg)	kgmol	$\int C_{pd}T$	ΔH
			(kJ/kgmol)	(kJ/hr)
Methane	0,009	0,001	1901,07	1,04
CO2	8,297	0,189	716,35	135,04
H2O	0,011	0,001	434,82	0,27
Methanol	474,763	14,817	461,82	6842,71
Total	483,079	15,01		6979,06

$$\Sigma \Delta H_{out} = 20799,67 \text{ kJ/hr}$$

Menghitung Kebutuhan Cooling Water

> Menghitung Q_{cw}

$$Q_{cw} = 65645,64 \text{ kJ/hr}$$

> Menghitung massa Cooling Water

$$T_{in} = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

$$T_{out} = 40 \text{ } ^\circ\text{C} = 313,15 \text{ K}$$

Komponen	JCpdT (kJ/kgmol)
CW in	377,49 (kJ/kgmol)
CW out	1130,99 (kJ/kgmol)
ΔH	753,51 (kJ/kgmol)

Massa Cooling Water = 1569 kg/hr

Sehingga didapatkan Qreboiler untuk Methanol Distillation Column I (D-310)

$$Q_{reb} = 5142463,06 \text{ kJ/hr}$$

Menghitung Kebutuhan Steam Pemanas

> Menghitung Q teoritis

$$Q_{teoritis} = 5142463,06 \text{ kJ/hr}$$

> Menghitung Qloss (Qloss diasumsikan 5% dari Q steam)

$$Q_{steam} = 5413119,01 \text{ kJ/hr}$$

$$\begin{aligned} Q_{loss} &= 5\% \times Q_{steam} \\ &= 5\% \times 5413119,01 \text{ kJ/hr} \\ &= 270655,95 \text{ kJ/hr} \end{aligned}$$

> Menghitung enthalpy steam (150°C)

$$\Delta H_v = 2745,40 \text{ kJ/kg}$$

$$\Delta H_l = 632,10 \text{ kJ/kg}$$

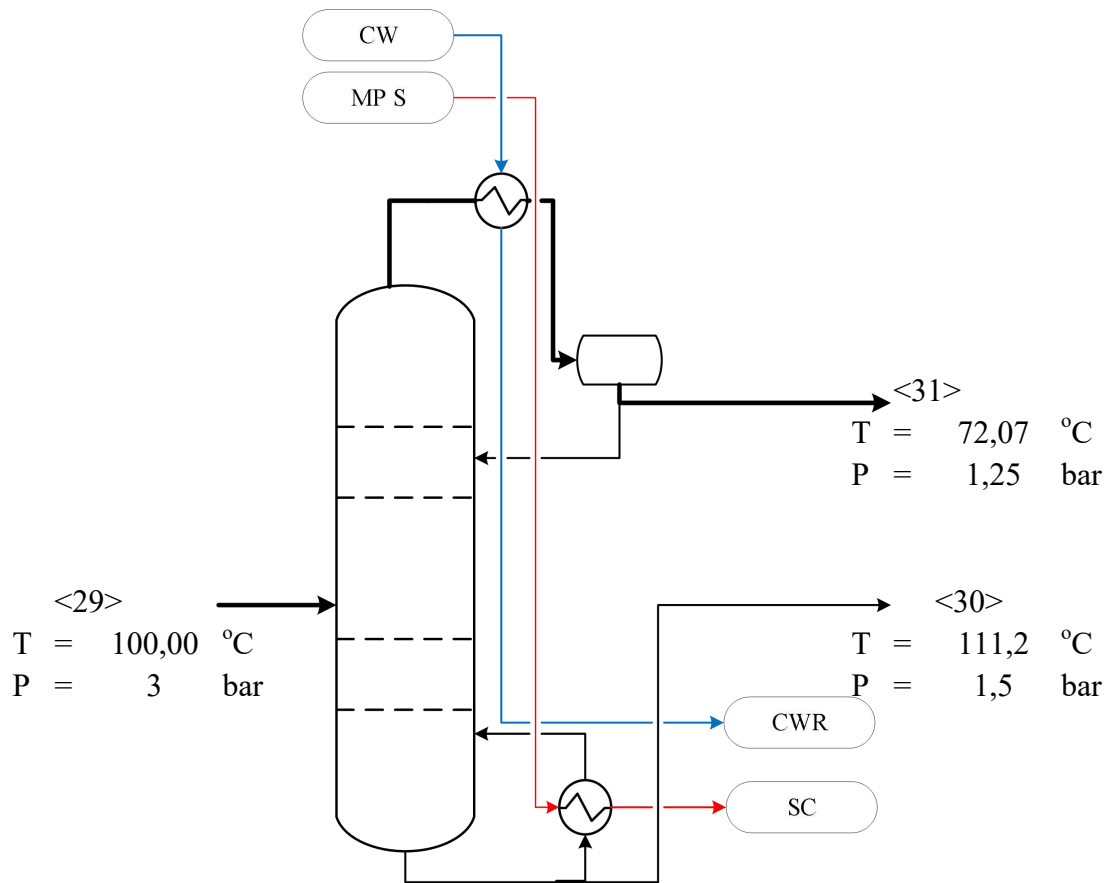
$$\Delta H_{steam} = 2113,30 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Massa Steam} = 2561,45 \text{ kg}$$

Tabel Neraca Energi Distillation Column I (D-310)

Masuk		Keluar	
$\Delta H_{<28>}$	3639156,55 kJ/hr	$\Delta H_{<29>}$	13820,61 kJ/hr
Q_{steam}	5413119,01 kJ/hr	$\Delta H_{<30>}$	8702153,36 kJ/hr
		Q_{cw}	65645,64 kJ/hr
		Q_{loss}	270655,95 kJ/hr
Total	9052275,55 kJ/hr	Total	9052275,55 kJ/hr

III.3 Methanol Distillation Column II (D-320)



Input

$$\Sigma \Delta H_{<30>} = 8702153,36 \text{ kJ/hr}$$

Output

Menghitung Enthalpi Aliran <31>

$$T = 72,07 \text{ } ^\circ\text{C} = 345,22 \text{ K}$$

$$P = 1,25 \text{ bar} = 125 \text{ kPa}$$

$$\phi = 1,16$$

> Menghitung ΔH (liquid phase)

Komponen	Massa (kg)	kgmol	$\int C_{pd}T$	ΔH
			(kJ/kgmol)	(kJ/hr)
Methane	0,000	0,000	19858,84	0,00
CO2	1,972	0,045	7168,78	321,20
H2O	0,969	0,054	3540,53	190,38
Methanol	39608,408	1236,144	3868,88	4782496,71
Total	39611,349	1236,24		4783008,29

$$\Sigma \Delta H_{<32>} = 4783008,29 \text{ kJ/hr}$$

Menghitung Enthalpi Aliran <31>

$$T = 111,2 \text{ } ^\circ\text{C} = 384,35 \text{ K}$$

$$P = 1,5 \text{ bar} = 150 \text{ kPa}$$

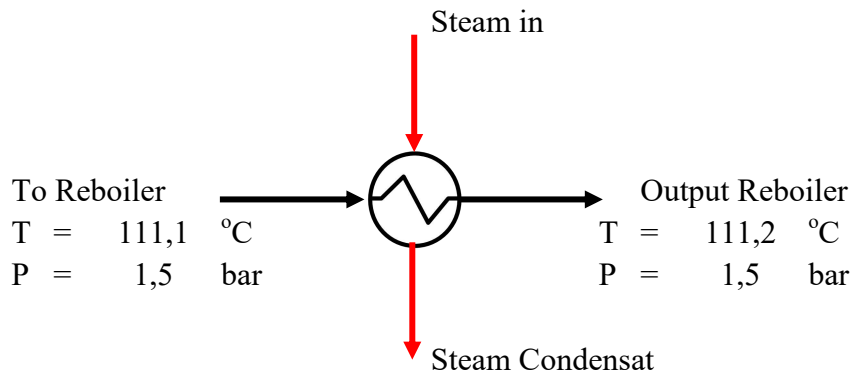
$$\phi = 1,29$$

> Menghitung ΔH (liquid phase)

Komponen	Massa (kg)	kgmol	$\int C_{pd}T$	ΔH
			(kJ/kgmol)	(kJ/hr)
Methane	0,000	0,000	45835,54	0,00
CO2	0,000	0,000	16553,66	0,00
H2O	2951,804	163,852	6490,91	1063547,12
Methanol	25,266	0,789	7288,68	5747,41
Total	2977,070	164,64		1069294,53

$$\Sigma \Delta H_{<31>} = 1069294,53 \text{ kJ/hr}$$

III.4 Reboiler Methanol Distillation Column II (E-321)



Input

Menghitung Enthalpi Aliran Input Reboiler

$$T = 111,1 \text{ } ^\circ\text{C} = 384,25 \text{ K}$$

$$P = 1,5 \text{ bar} = 150 \text{ kPa}$$

$$\phi = 1,29$$

> Menghitung ΔH (liquid phase)

Komponen	Massa (kg)	kgmol	$\int C_{pd}T$	ΔH
			(kJ/kgmol)	(kJ/hr)
H2O	35858,870	1990,490	6483,33	12904994,89
Methanol	524,024	16,354	7279,65	119053,77
Total	36382,894	2006,84		13024048,66

$$\Sigma \Delta H_{in} = 13024048,66 \text{ kJ/hr}$$

Output

Menghitung Enthalpi Aliran Output Reboiler

$$T = 111,2 \text{ } ^\circ\text{C} = 384,35 \text{ K}$$

$$P = 1,5 \text{ bar} = 150 \text{ kPa}$$

$$\phi = 1,29$$

> Menghitung H_{ig}

Komponen	Massa (kg)	kgmol	$\int C_{pd}T$	ΔH^{ig}
			(kJ/kgmol)	(kJ/hr)
H2O	32907,066	1826,638	2921,60	5336711,31
Methanol	498,758	15,566	4118,87	64113,55
Total	33405,824	1842,20		5400824,86

> Menghitung HR

Komponen	kgmol	fraksi mol	Tpc	Ppc	ϕ
H2O	1826,638	0,992	641,830	219,331	0,341
Methanol	15,566	0,008	4,331	0,623	0,005
Total	1842,204	1,000	646,161	219,954	0,346

Parameter EOS Peng Robinson

α (Tr)	σ	ε	Ω	Ψ	Zc
αPR (Tr ; ω)	2,41421	-0,4142	0,07779	0,45724	0,3074

Parameter	Nilai	Parameter	Nilai
Flow (kmol)	1842,20	α (Tr)	1,44097
R	8,314	ϕ	0,00089
Tc (K)	646,161	q	14,24297
Tr	0,59467	Z trial	0,98806
Pc	219,954	Z	0,98806
Pr	0,0068196	I	0,00090
ω	0,346	H ^R /nRT	-0,03382
		H^R (kJ/h)	-199053,29

> Menghitung Panas Laten

Komponen	massa (kg)	λ (kJ/kg)	Hnlv
H2O	32907,066	2226,70	73274164,31
Methanol	498,758	1032,30	514865,0334
Total	33405,824		73789029,35

> Menghitung ΔH (liquid phase)

Komponen	Massa (kg)	kgmol	∫C _{pd} T	ΔH
			(kJ/kgmol)	(kJ/hr)
H2O	2951,804	163,852	6490,91	1063547,12
Methanol	25,266	0,789	7288,68	5747,41
Total	2977,070	164,64		1069294,53

$$\Sigma \Delta H_{out} = 80060095,44 \text{ kJ/hr}$$

Sehingga didapatkan Qreboiler untuk Methanol Distillation Column II (D-320)

$$Q_{reb} = 67036046,78 \text{ kJ/hr}$$

Menghitung Kebutuhan Steam Pemanas

> Menghitung Q teoritis

$$Q_{teoritis} = 67036046,78 \text{ kJ/hr}$$

> Menghitung Q_{loss} (Q_{loss} diasumsikan 5% dari Q steam)

$$Q_{steam} = 70564259,77 \text{ kJ/hr}$$

$$\begin{aligned} Q_{loss} &= 5\% \times Q_{steam} \\ &= 5\% \times 70564259,77 \text{ kJ/hr} \\ &= 3528212,99 \text{ kJ/hr} \end{aligned}$$

> Menghitung enthalpy steam (150°C)

$$\Delta H_v = 2745,40 \text{ kJ/kg}$$

$$\Delta H_l = 632,10 \text{ kJ/kg}$$

$$\Delta H_{\text{steam}} = 2113,30 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Massa Steam} = 33390,55 \text{ kg}$$

Menghitung Kebutuhan Cooling Water

> Menghitung Q_{cw}

$$Q_{\text{cw}} = 69885897,32 \text{ kJ/hr}$$

> Menghitung massa Cooling Water

$$T_{\text{in}} = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{out}} = 65 \text{ } ^\circ\text{C} = 338,15 \text{ K}$$

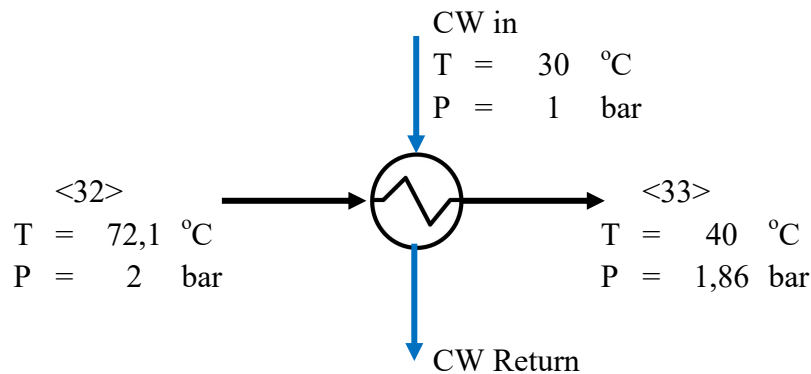
Komponen	$\int C_p dT$ (kJ/kgmol)
CW in	377,49 (kJ/kgmol)
CW out	3009,61 (kJ/kgmol)
ΔH	2632,12 (kJ/kgmol)

$$\text{Massa Cooling Water} = 478322 \text{ kg/hr}$$

Tabel Neraca Energi Distillation Column II (D-320)

Masuk		Keluar	
$\Delta H_{<30>}$	8702153,36 kJ/hr	$\Delta H_{<32>}$	4783008,29 kJ/hr
Q_{steam}	70564259,77 kJ/hr	$\Delta H_{<31>}$	1069294,53 kJ/hr
		Q_{cw}	69885897,32 kJ/hr
		Q_{loss}	3528212,99 kJ/hr
Total	79266413,13 kJ/hr	Total	79266413,13 kJ/hr

III.5 Methanol Product Cooler (E-325)



Input

Menghitung Enthalpi Aliran <33>

$$T = 72,1 \text{ } ^\circ\text{C} = 345,2 \text{ K}$$

$$P = 2,00 \text{ bar} = 200 \text{ kPa}$$

$$Z = 1,16$$

> Menghitung ΔH (liquid phase)

Komponen	Massa (kg)	kgmol	$\int C_p dT$	ΔH
			(kJ/kgmol)	(kJ/hr)
CO2	1,972	0,045	7172,62	321,37

H2O	0,969	0,054	3542,03	190,46
Methanol	39608,408	1236,144	3870,58	4784591,85
Total	39611,349	1236,24		4785103,68

$$\Sigma \Delta H_{<33>} = 4784591,85 \text{ kJ/hr}$$

Output

Menghitung Enthalpi Aliran <33>

$$T = 40 \text{ } ^\circ\text{C} = 313,15 \text{ K}$$

$$P = 1,86 \text{ bar} = 186 \text{ kPa}$$

$$\phi = 1,05$$

> Menghitung ΔH (liquid phase)

Komponen	Massa (kg)	kgmol	$\int C_p dT$	ΔH
			(kJ/kgmol)	(kJ/hr)
CO2	1,972	0,045	1943,32	87,07
H2O	0,969	0,054	1130,99	60,82
Methanol	39608,408	1236,144	1208,90	1494370,89
Total	39611,349	1236,24		1494518,78

$$\Sigma \Delta H_{<34>} = 1494518,78 \text{ kJ/hr}$$

Menghitung Kebutuhan Cooling Water

> Menghitung Q_{cw}

$$Q_{cw} = 3290073,07 \text{ kJ/hr}$$

> Menghitung massa Cooling Water

$$T_{in} = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

$$T_{out} = 40 \text{ } ^\circ\text{C} = 313,15 \text{ K}$$

Komponen	$\int C_p dT$ (kJ/kgmol)
CW in	377,49 (kJ/kgmol)
CW out	1130,99 (kJ/kgmol)
ΔH	753,51 (kJ/kgmol)

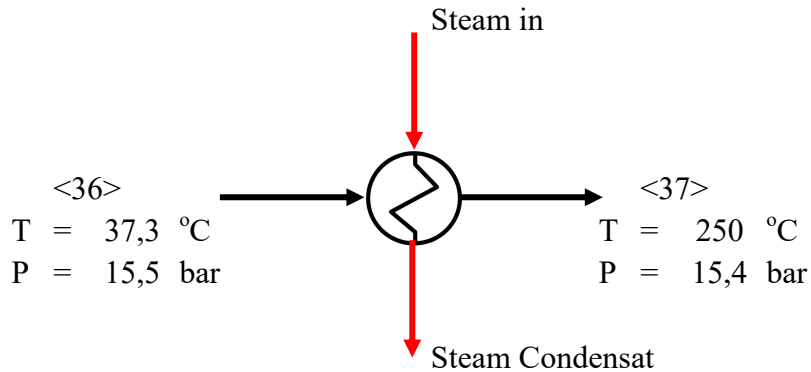
$$\text{Massa Cooling Water} = 78660 \text{ kg/hr}$$

Tabel Neraca Energi Raw Methanol Cooler (E-213)

Masuk		Keluar	
$\Delta H_{<33>}$	4784591,85 kJ/hr	$\Delta H_{<34>}$	1494518,78 kJ/hr
		Q_{cw}	3290073,07 kJ/hr
Total	4784591,85 kJ/hr	Total	4784591,85 kJ/hr

IV Tahap Synthesis DME

IV.1 DME Reactor Feed Heater (E-412)



Input

Menghitung Enthalpi Aliran <36>

$$T = 37,25 \text{ } ^\circ\text{C} = 310,4 \text{ K}$$

$$P = 15,5 \text{ bar} = 1550 \text{ kPa}$$

$$\phi = 1,04$$

> Menghitung ΔH (liquid phase)

Komponen	Massa (kg)	kgmol	$\int C_p dT$	ΔH
			(kJ/kgmol)	(kJ/hr)
CO ₂	1,972	0,045	1567,42	70,23
H ₂ O	2,218	0,123	923,95	113,78
Methanol	41952,452	1309,300	985,72	1290608,09
diM-Ether	3636,659	78,939	1512,16	119369,20
Total	45593,301	1388,41		1410161,31

$$\Sigma \Delta H_{<36>} = 1410161,31 \text{ kJ/hr}$$

Output

Menghitung Enthalpi Aliran <37>

$$T = 250 \text{ } ^\circ\text{C} = 523,15 \text{ K}$$

$$P = 15,4 \text{ bar} = 1540 \text{ kPa}$$

$$\phi = 1,75$$

> Menghitung H_{ig}

Komponen	Massa (kg)	kgmol	$\int C_p dT$	ΔH^{ig}
			(kJ/kgmol)	(kJ/hr)
CO ₂	1,972	0,045	9387,29	420,61
H ₂ O	2,218	0,123	7748,80	954,24
Methanol	41952,452	1309,300	11822,48	15479171,81
diM-Ether	3636,659	78,939	18126,51	1430895,51
Total	45593,301	1388,41		16911442,16

> Menghitung HR

Komponen	kgmol	fraksi mol	T _{pc}	P _{pc}	ϕ
CO ₂	0,045	0,000	0,010	0,002	0,000
H ₂ O	0,123	0,000	0,057	0,020	0,000

Methanol	1309,300	0,943	483,392	69,562	0,525
diM-Ether	78,939	0,057	22,742	3,025	0,011
Total	1388,407	1,000	506,201	72,608	0,537

Parameter EOS Peng Robinson

α (Tr)	σ	ϵ	Ω	Ψ	Z_c
α_{PR} (Tr ; ω)	2,41421	-0,4142	0,07779	0,45724	0,3074

Parameter	Nilai	Parameter	Nilai
Flow (kmol)	1388,41	α (Tr)	0,96301
R	8,314	ϕ	0,01596
Tc (K)	506,201	q	5,47705
Tr	1,03348	Z trial	0,92461
Pc	72,608	Z	0,92461
Pr	0,21209679	I	0,01698
ω	0,537	H^R/nRT	-0,27480
		H^R (kJ/h)	-1659470,93

$$\Sigma \Delta H_{<37>} = 15251971,23 \text{ kJ/hr}$$

Menghitung Kebutuhan Steam Pemanas

> Menghitung Q teoritis

$$Q_{\text{teoritis}} = 13841809,92 \text{ kJ/hr}$$

> Menghitung Qloss (Qloss diasumsikan 5% dari Q steam)

$$Q_{\text{steam}} = 14570326,23 \text{ kJ/hr}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{loss}} &= 5\% \times Q_{\text{steam}} \\ &= 5\% \times 14570326,23 \text{ kJ/hr} \\ &= 728516,31 \text{ kJ/hr} \end{aligned}$$

> Menghitung enthalpy steam (258°C)

$$\Delta H_v = 2797,40 \text{ kJ/kg}$$

$$\Delta H_l = 1125,00 \text{ kJ/kg}$$

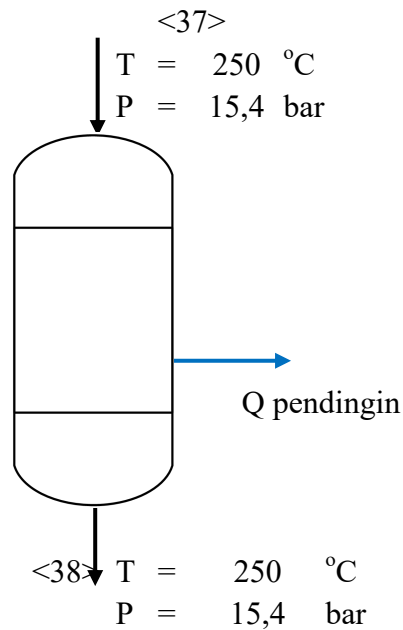
$$\Delta H_{\text{steam}} = 1672,40 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Massa Steam} = 8712,23 \text{ kg}$$

Tabel Neraca Energi DME Reactor Feed Heater (E-412)

Masuk		Keluar	
$\Delta H_{<36>}$	1410161,31 kJ/hr	$\Delta H_{<37>}$	15251971,23 kJ/hr
Q_{steam}	14570326,23 kJ/hr	Q_{loss}	728516,31 kJ/hr
Total	15980487,54 kJ/hr	Total	15980487,54 kJ/hr

IV.2 DME Reactor (R-410)



Input

$$\Sigma \Delta H_{<37>} = 15251971,23 \text{ kJ/hr}$$

Output

Menghitung Enthalpi Aliran <38>

$$T = 250 \text{ } ^\circ\text{C} = 523,15 \text{ K}$$

$$P = 15,4 \text{ bar} = 1540 \text{ kPa}$$

$$\phi = 1,75$$

> Menghitung Hig

Komponen	Massa (kg)	kgmol	$\int C_{pd}T$	ΔH^{ig}
			(kJ/kgmol)	(kJ/hr)
CO ₂	1,972	0,045	9387,29	420,61
H ₂ O	10301,493	571,825	7748,80	4430962,67
Methanol	5315,422	165,890	11822,48	1961228,10
diM-Ether	29974,414	650,642	18126,51	11793860,95
Total	45593,301	1388,40		18186472,32

> Menghitung HR

Komponen	kgmol	fraksi mol	T _{pc}	P _{pc}	ϕ
CO ₂	0,045	0,000	0,010	0,002	0,000
H ₂ O	571,825	0,412	266,596	91,103	0,142
Methanol	165,890	0,119	61,246	8,814	0,067
diM-Ether	650,642	0,469	187,451	24,931	0,094
Total	1388,402	1,000	515,303	124,850	0,302

Parameter EOS Peng Robinson

α (Tr)	σ	ϵ	Ω	Ψ	Z _c
α_{PR} (Tr ; ω)	2,41421	-0,4142	0,07779	0,45724	0,3074

Parameter	Nilai	Parameter	Nilai
Flow (kmol)	1388,40	α (Tr)	0,98766

R	8,314	◆	0,00945
Tc (K)	515,303	q	5,71828
Tr	1,01523	Z trial	0,95391
Pc	124,850	Z	0,95391
Pr	0,123347979	I	0,00981
ω	0,302	H ^R /nRT	-0,14828
		H ^R (kJ/h)	-895437,19

$$\Sigma \Delta H_{<38>} = 17291035,14 \text{ kJ/hr}$$

Reaction

Komponen	Hf ₍₂₉₈₎	kgmol in	Hf reaktan	kgmol out	Hf produk
CO2	-393790	0,045	-17644,18265	0,045	-17644
H2O	-241814	0,123	-29778,49436	571,825	-138275406
Methanol	-201170	1309,300	-263391825	165,890	-33372034
diM-Ether	-184050	78,939	-14528797,01	650,642	-119750611
Total		1388,407	-277968044,7	1388,402	-291415695,4

$$\Sigma \Delta H_{R_x} = -13447650,70 \text{ kJ/hr}$$

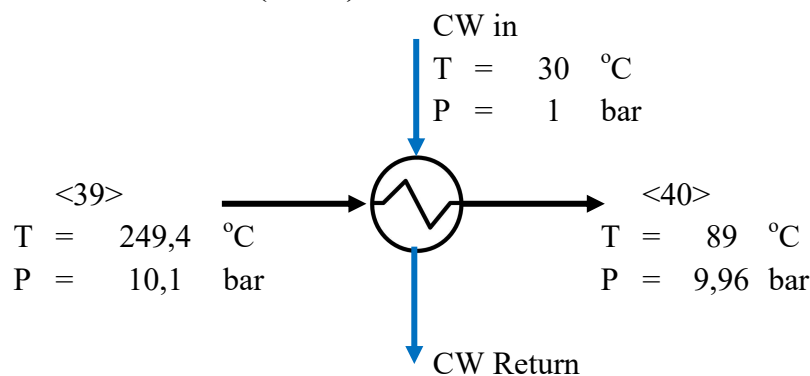
(maka perlu pendingin, jadi penempatan Hrx di input)

$$Q \text{ serap} = 11408586,79 \text{ kJ/hr} \quad (\text{untuk pendingin})$$

Tabel Neraca Energi DME Reactor (R-410)

	Masuk		Keluar
ΔH<37>	15251971,23 kJ/hr	ΔH<38>	17291035,14 kJ/hr
ΔHR _{xn}	13447650,70 kJ/hr	Q _{cw}	11408586,79 kJ/hr
Total	28699621,93 kJ/hr	Total	28699621,93 kJ/hr

IV.3 DME Product Cooler (E-414)



Input

Menghitung Enthalpi Aliran <39>

$$T = 249,4 \text{ °C} = 522,55 \text{ K}$$

$$P = 10,1 \text{ bar} = 1010 \text{ kPa}$$

$$\text{◆} = 1,75$$

> Menghitung Hig

Komponen	Massa (kg)	kgmol	$\int C_p dT$	ΔH^{ig}
			(kJ/kgmol)	(kJ/hr)
CO2	1,972	0,045	9360,43	419,40
H2O	10301,493	571,825	7727,54	4418805,07
Methanol	5315,422	165,890	11786,14	1955198,95
diM-Ether	29974,414	650,642	18069,49	11756762,25
Total	45593,301	1388,40		18131185,67

> Menghitung HR

Komponen	kgmol	fraksi mol	T _{pc}	P _{pc}	ϕ
CO2	0,045	0,000	0,010	0,002	0,000
H2O	571,825	0,412	266,596	91,103	0,142
Methanol	165,890	0,119	61,246	8,814	0,067
diM-Ether	650,642	0,469	187,451	24,931	0,094
Total	1388,402	1,000	515,303	124,850	0,302

Parameter EOS Peng Robinson

α (Tr)	σ	ϵ	Ω	Ψ	Z _c
α_{PR} (Tr ; ω)	2,41421	-0,4142	0,07779	0,45724	0,3074

Parameter	Nilai	Parameter	Nilai
Flow (kmol)	1388,40	α (Tr)	0,98860
R	8,314	ϕ	0,00621
T _c (K)	515,303	q	5,73028
Tr	1,01406	Z trial	0,97001
P _c	124,850	Z	0,97001
Pr	0,080897051	I	0,00636
ω	0,302	H ^R /nRT	-0,09632
		H ^R (kJ/h)	-580994,61

$$\Sigma \Delta H_{<40>} = 17550191,06 \text{ kJ/hr}$$

Output

Menghitung Enthalpi Aliran <40>

$$T = 89 \text{ } ^\circ\text{C} = 362,15 \text{ K}$$

$$P = 9,96 \text{ bar} = 996 \text{ kPa}$$

$$\phi = 1,21$$

> Menghitung Hig

Komponen	Massa (kg)	kgmol	$\int C_p dT$	ΔH^{ig}
			(kJ/kgmol)	(kJ/hr)
CO2	1,972	0,045	2522,29	113,01
H2O	3,263	0,181	2164,53	392,04
Methanol	173,428	5,413	3012,87	16307,26
diM-Ether	26400,230	573,058	4488,05	2571915,87
Total	26578,893	578,70		2588728,19

> Menghitung HR

Komponen	kgmol	fraksi mol	T _{pc}	P _{pc}	ϕ
CO2	0,045	0,000	0,024	0,006	0,000

H2O	0,181	0,000	0,203	0,069	0,000
Methanol	5,413	0,009	4,794	0,690	0,005
diM-Ether	573,058	0,990	396,103	52,682	0,198
Total	578,697	1,000	401,123	53,447	0,203

Parameter EOS Peng Robinson

α (Tr)	σ	ϵ	Ω	Ψ	Z_c
α_{PR} (Tr ; ω)	2,41421	-0,4142	0,07779	0,45724	0,3074

Parameter	Nilai	Parameter	Nilai
Flow (kmol)	578,70	α (Tr)	1,06861
R	8,314	ϕ	0,01606
Tc (K)	401,123	q	6,95711
Tr	0,90284	Z trial	0,89824
Pc	53,447	Z	0,89606
Pr	0,186354553	I	0,01761
ω	0,203	H^R/nRT	-0,30596
		H^R (kJ/h)	-533113,11

> Menghitung ΔH (liquid phase)

Komponen	Massa (kg)	kgmol	$\int C_{pd}T$	ΔH
			(kJ/kgmol)	(kJ/hr)
CO2	0,130	0,003	10733,50	31,76
H2O	10137,570	562,726	4813,48	2708668,94
Methanol	4946,418	154,373	5321,86	821554,40
diM-Ether	19101,368	414,625	8593,26	3562982,92
Total	34185,485	1131,73		7093238,02

$$\Sigma \Delta H_{<40>} = 9148853,10 \text{ kJ/hr}$$

Menghitung Kebutuhan Cooling Water

> Menghitung Q_{cw}

$$Q_{cw} = 8401337,96 \text{ kJ/hr}$$

> Menghitung massa Cooling Water

$$T_{in} = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

$$T_{out} = 60 \text{ } ^\circ\text{C} = 333,15 \text{ K}$$

Komponen	$\int C_{pd}T$ (kJ/kgmol)
CW in	377,49 (kJ/kgmol)
CW out	2634,17 (kJ/kgmol)
ΔH	2256,68 (kJ/kgmol)

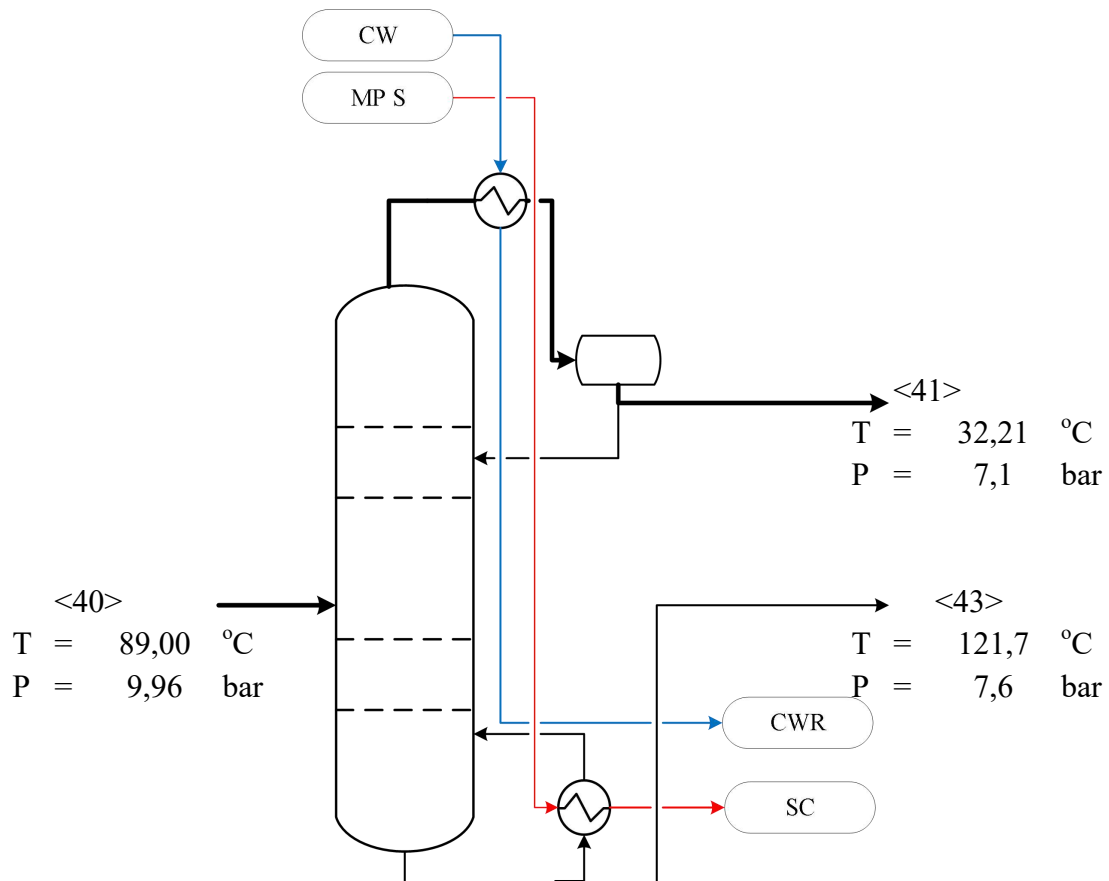
$$\text{Massa Cooling Water} = 67068 \text{ kg/hr}$$

Tabel Neraca Energi DME Product Cooler (E-414)

Masuk		Keluar	
$\Delta H_{<39>}$	17550191,06 kJ/hr	$\Delta H_{<40>}$	9148853,10 kJ/hr
		Q_{cw}	8401337,96 kJ/hr
Total	17550191,06 kJ/hr	Total	17550191,06 kJ/hr

V. Tahap Pemurnian DME

V.1 DME Distillation Column I (D-510)



Input

$$\Sigma \Delta H_{<40>} = 9148853,10 \text{ kJ/hr}$$

Output

Menghitung Enthalpi Aliran <41>

$$T = 32,21 \text{ °C} = 305,36 \text{ K}$$

$$P = 7,1 \text{ bar} = 710 \text{ kPa}$$

$$\rho = 1,02$$

> Menghitung ΔH (liquid phase)

Komponen	Massa (kg)	kgmol	$\int C_{pd}T$	ΔH
			(kJ/kgmol)	(kJ/hr)
CO ₂	1,972	0,045	902,29	40,43
H ₂ O	3,263	0,181	544,17	98,56
Methanol	173,428	5,413	578,54	3131,34
diM-Ether	26400,230	573,058	883,70	506414,29
Total	26578,893	578,70		509684,62

$$\Sigma \Delta H_{<42>} = 509684,62 \text{ kJ/hr}$$

Menghitung Enthalpi Aliran <43>

$$T = 121,7 \text{ °C} = 394,85 \text{ K}$$

$$P = 7,6 \text{ bar} = 760 \text{ kPa}$$

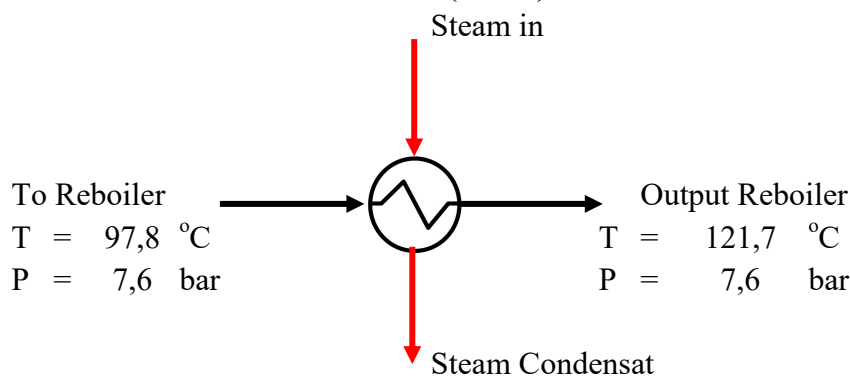
$$\phi = 1,32$$

> Menghitung ΔH (liquid phase)

Komponen	Massa (kg)	kgmol	$\int C_p dT$	ΔH
			(kJ/kgmol)	(kJ/hr)
CO2	0,000	0,000	19854,96	0,00
H2O	10295,009	571,466	7289,74	4165837,94
Methanol	5141,994	160,477	8246,66	1323400,49
diM-Ether	3636,426	78,934	13839,34	1092399,45
Total	19073,429	810,88		6581637,88

$$\Sigma \Delta H_{<44>} = 6581637,88 \text{ kJ/hr}$$

V.2 Reboiler DME Distillation Column I (E-515)



Input

Menghitung Enthalpi Aliran Input Reboiler

$$T = 97,8 \text{ °C} = 370,91 \text{ K}$$

$$P = 7,6 \text{ bar} = 760 \text{ kPa}$$

$$\phi = 1,24$$

> Menghitung ΔH (liquid phase)

Komponen	Massa (kg)	kgmol	$\int C_p dT$	ΔH
			(kJ/kgmol)	(kJ/hr)
CO2	0,000	0,000	12858,49	0,00
H2O	11354,327	630,267	5473,89	3450012,20
Methanol	7451,966	232,569	6089,04	1416124,64
diM-Ether	10906,631	236,746	9929,79	2350834,34
Total	29712,925	1099,58		7216971,18

$$\Sigma \Delta H_{in} = 7216971,18 \text{ kJ/hr}$$

Output

Menghitung Enthalpi Aliran Output Reboiler

$$T = 121,7 \text{ °C} = 394,85 \text{ K}$$

$$P = 7,6 \text{ bar} = 760 \text{ kPa}$$

$$\phi = 1,32$$

> Menghitung H_{ig}

Komponen	Massa (kg)	kgmol	$\int C_p dT$	ΔH^{ig}
			(kJ/kgmol)	(kJ/hr)

CO2	0,000	0,000	3858,44	0,00
H2O	1058,339	58,747	3280,95	192747,02
Methanol	2309,972	72,092	4653,56	335485,18
diM-Ether	7270,205	157,811	6985,80	1102437,14
Total	10638,516	288,65		1630669,34

> Menghitung HR

Komponen	kgmol	fraksi mol	Tpc	Ppc	ϕ
CO2	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
H2O	58,747	0,204	131,741	45,019	0,070
Methanol	72,092	0,250	128,024	18,423	0,139
diM-Ether	157,811	0,547	218,688	29,086	0,109
Total	288,651	1,000	478,453	92,528	0,318

Parameter EOS Peng Robinson

α (Tr)	σ	ϵ	Ω	Ψ	Zc
α_{PR} (Tr ; ω)	2,41421	-0,4142	0,07779	0,45724	0,3074

Parameter	Nilai	Parameter	Nilai
Flow (kmol)	288,65	α (Tr)	1,15943
R	8,314	ϕ	0,00774
Tc (K)	478,453	q	8,25792
Tr	0,82526	Z trial	0,94090
Pc	92,528	Z	0,94090
Pr	0,082137204	I	0,00816
ω	0,318	H^R/nRT	-0,17841
		H^R (kJ/h)	-169059,99

> Menghitung Panas Laten

Komponen	massa (kg)	λ (kJ/kg)	Hnlv
H2O	1058,339	2261,0758	2392983,69
Methanol	2309,972	999,32565	2308414,28
diM-Ether	7270,205	129,55378	941882,58
Total	10638,516		5643280,55

> Menghitung ΔH (liquid phase)

Komponen	Massa (kg)	kgmol	$\int C_{pd}T$	ΔH
			(kJ/kgmol)	(kJ/hr)
CO2	0,000	0,000	19854,96	0,00
H2O	10295,989	571,520	7289,74	4166234,45
Methanol	5141,994	160,477	8246,66	1323400,49
diM-Ether	3636,426	78,934	13839,34	1092399,45
Total	19074,409	810,93		6582034,39

$$\Sigma \Delta H_{out} = 13686924,28432 \text{ kJ/hr}$$

Sehingga didapatkan Qreboiler untuk Methanol Distillation Column II (D-320)

$$Q_{reb} = 6469953,10 \text{ kJ/hr}$$

Menghitung Kebutuhan Steam Pemanas

> Menghitung Q teoritis

$$Q_{\text{teoritis}} = 6469953,10 \text{ kJ/hr}$$

> Menghitung Q_{loss} (Q_{loss} diasumsikan 5% dari Q steam)

$$Q_{\text{steam}} = 6810476,95 \text{ kJ/hr}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{loss}} &= 5\% \times Q_{\text{steam}} \\ &= 5\% \times 6810476,95 \text{ kJ/hr} \\ &= 340523,85 \text{ kJ/hr} \end{aligned}$$

> Menghitung enthalpy steam (150°C)

$$\Delta H_v = 2745,40 \text{ kJ/kg}$$

$$\Delta H_l = 632,10 \text{ kJ/kg}$$

$$\Delta H_{\text{steam}} = 2113,30 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Massa Steam} = 3222,67 \text{ kg}$$

Menghitung Kebutuhan Cooling Water

> Menghitung Q_{cw}

$$Q_{\text{cw}} = 8527483,71 \text{ kJ/hr}$$

> Menghitung massa Cooling Water

$$T_{\text{in}} = 7 \text{ } ^\circ\text{C} = 280,15 \text{ K} \quad (\text{Chiller})$$

$$T_{\text{out}} = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

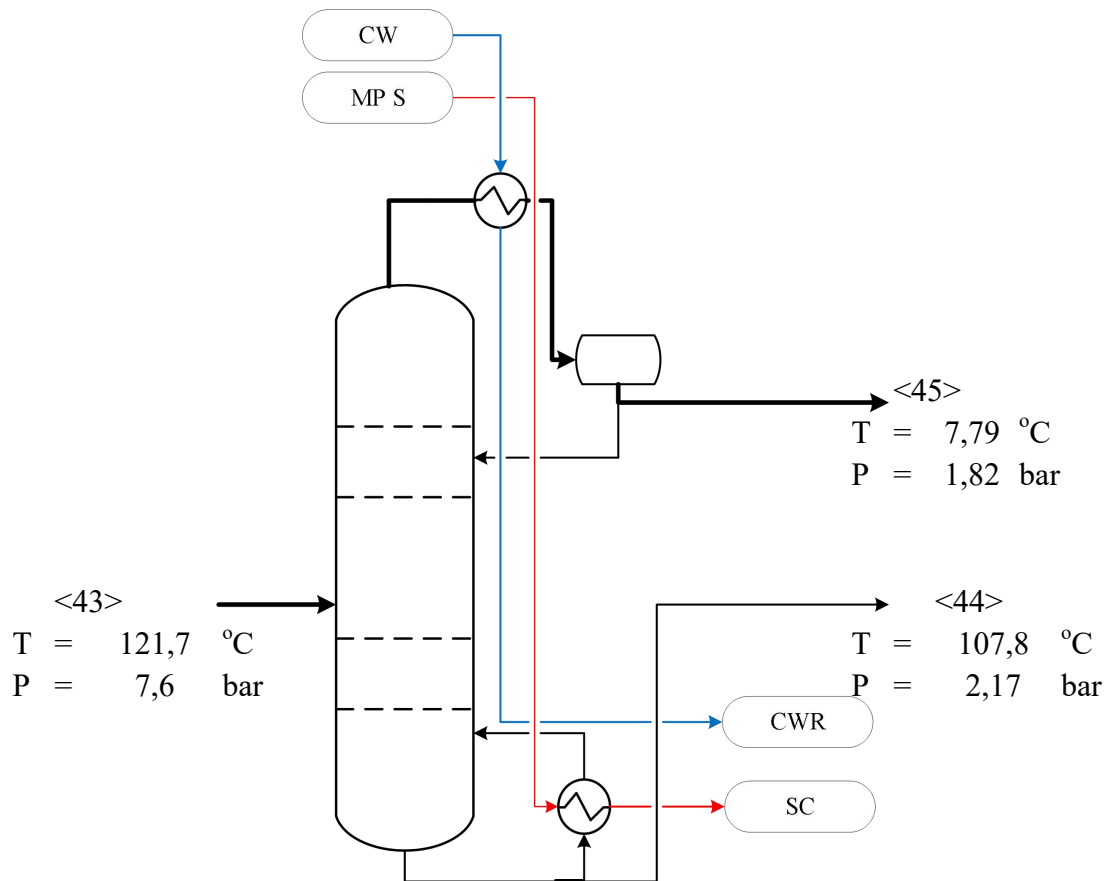
Komponen	$\int C_p dT$ (kJ/kgmol)
CW in	-1364,22 (kJ/kgmol)
CW out	377,49 (kJ/kgmol)
ΔH	1741,70 (kJ/kgmol)

$$\text{Massa Cooling Water} = 88203 \text{ kg/hr}$$

Tabel Neraca Energi DME Distillation Column I (D-510)

Masuk		Keluar	
$\Delta H_{<41>}$	9148853,10 kJ/hr	$\Delta H_{<42>}$	509684,62 kJ/hr
Q_{steam}	6810476,95 kJ/hr	$\Delta H_{<44>}$	6581637,88 kJ/hr
		Q_{cw}	8527483,71 kJ/hr
		Q_{loss}	340523,85 kJ/hr
Total	15959330,05 kJ/hr	Total	15959330,05 kJ/hr

V.3 DME Distillation Column II (D-520)



Input

$$\Sigma \Delta H_{<43>} = 6581637,88 \text{ kJ/hr}$$

Output

Menghitung Enthalpi Aliran <45>

$$T = 7,791 \text{ } ^\circ\text{C} = 280,941 \text{ K}$$

$$P = 1,82 \text{ bar} = 182 \text{ kPa}$$

$$\phi = 0,94$$

> Menghitung ΔH (liquid phase)

Komponen	Massa (kg)	kgmol	$\int C_p dT$	ΔH
			(kJ/kgmol)	(kJ/hr)
CO ₂	0,000	0,000	-1956,49	0,00
H ₂ O	5,034	0,279	-1304,07	-364,41
Methanol	2340,622	73,049	-1363,12	-99574,49
diM-Ether	3636,296	78,932	-2042,89	-161248,53
Total	5981,952	152,26		-261187,42

$$\Sigma \Delta H_{<45>} = -261187,42 \text{ kJ/hr}$$

Menghitung Enthalpi Aliran <44>

$$T = 107,8 \text{ } ^\circ\text{C} = 380,95 \text{ K}$$

$$P = 2,17 \text{ bar} = 217 \text{ kPa}$$

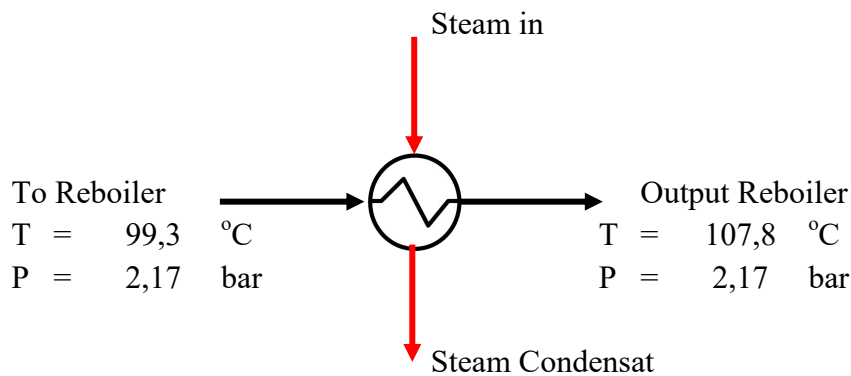
$$\phi = 1,28$$

> Menghitung ΔH (liquid phase)

Komponen	Massa (kg)	kgmol	$\int C_{pd}T$	ΔH
			(kJ/kgmol)	(kJ/hr)
CO2	0,000	0,000	15565,44	0,00
H2O	10295,009	571,466	6233,11	3562009,90
Methanol	2797,317	87,302	6982,48	609583,76
diM-Ether	0,130	0,003	11521,25	32,56
Total	13092,456	658,77		4171626,22

$$\Sigma \Delta H_{44} = 4171626,22 \text{ kJ/hr}$$

V.2 Reboiler DME Distillation Column II (E-521)



Input

Menghitung Enthalpi Aliran Input Reboiler

$$T = 99,3 \text{ } ^\circ\text{C} = 372,4 \text{ K}$$

$$P = 2,17 \text{ bar} = 217 \text{ kPa}$$

$$\phi = 1,25$$

> Menghitung ΔH (liquid phase)

Komponen	Massa (kg)	kgmol	$\int C_{pd}T$	ΔH
			(kJ/kgmol)	(kJ/hr)
CO2	0,000	0,000	13241,16	0,00
H2O	17353,648	963,283	5586,39	5381275,86
Methanol	13491,951	421,072	6220,65	2619342,85
diM-Ether	2,359	0,051	10161,84	520,27
Total	30847,958	1384,41		8001138,99

$$\Sigma \Delta H_{in} = 8001138,99 \text{ kJ/hr}$$

Output

Menghitung Enthalpi Aliran Output Reboiler

$$T = 107,8 \text{ } ^\circ\text{C} = 380,95 \text{ K}$$

$$P = 2,17 \text{ bar} = 217 \text{ kPa}$$

$$\phi = 1,28$$

> Menghitung H_{ig}

Komponen	Massa (kg)	kgmol	$\int C_{pd}T$	ΔH^{ig}
			(kJ/kgmol)	(kJ/hr)
CO2	0,000	0,000	3286,66	0,00

H2O	7058,639	391,818	2805,42	1099214,47
Methanol	10694,638	333,770	3947,35	1317507,67
diM-Ether	2,228	0,048	5907,06	285,74
Total	17755,505	725,64		2417007,88

> Menghitung HR

Komponen	kgmol	fraksi mol	Tpc	Ppc	ϕ
CO2	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
H2O	391,818	0,540	349,518	119,440	0,186
Methanol	333,770	0,460	235,779	33,929	0,256
diM-Ether	0,048	0,000	0,027	0,004	0,000
Total	725,637	1,000	585,324	153,373	0,442

Parameter EOS Peng Robinson

α (Tr)	σ	ε	Ω	Ψ	Zc
αPR (Tr ; ω)	2,41421	-0,4142	0,07779	0,45724	0,3074

Parameter	Nilai	Parameter	Nilai
Flow (kmol)	725,64	α (Tr)	1,42549
R	8,314	ϕ	0,00169
Tc (K)	585,324	q	12,87399
Tr	0,65084	Z trial	0,97954
Pc	153,373	Z	0,97954
Pr	0,01414851	I	0,00172
ω	0,442	H ^R /nRT	-0,06096
		H^R (kJ/h)	-140099,20

> Menghitung Panas Laten

Komponen	massa (kg)	λ (kJ/kg)	Hnlv
H2O	7058,639	2307,6	16288514,71
Methanol	10694,638	1042,6105	11150341,74
diM-Ether	2,228	212,97246	474,6038887
Total	17755,505		27439331,06

> Menghitung ΔH (liquid phase)

Komponen	Massa (kg)	kgmol	∫CpdT	ΔH
			(kJ/kgmol)	(kJ/hr)
CO2	0,000	0,000	15565,44	0,00
H2O	10295,009	571,466	6233,11	3562009,90
Methanol	2797,314	87,302	6982,48	609583,00
diM-Ether	0,130	0,003	11521,25	32,56
Total	13092,453	658,77		4171625,46

$$\Sigma \Delta H_{out} = 33887865,19835 \text{ kJ/hr}$$

Sehingga didapatkan Qreboiler untuk Methanol Distillation Column II (D-320)

$$Q_{reb} = 25886726,21 \text{ kJ/hr}$$

Menghitung Kebutuhan Steam Pemanas

> Menghitung Q teoritis

$Q_{\text{teoritis}} = 25886726,21 \text{ kJ/hr}$
 > Menghitung Q_{loss} (Q_{loss} diasumsikan 5% dari Q_{steam})
 $Q_{\text{steam}} = 27249185,48 \text{ kJ/hr}$
 $Q_{\text{loss}} = 5\% \times Q_{\text{steam}}$
 $= 5\% \times 27249185,48 \text{ kJ/hr}$
 $= 1362459,27 \text{ kJ/hr}$
 > Menghitung enthalpy steam (150°C)
 $\Delta H_v = 2745,40 \text{ kJ/kg}$
 $\Delta H_l = 632,10 \text{ kJ/kg}$
 $\Delta H_{\text{steam}} = 2113,30 \text{ kJ/kg}$
Massa Steam = 12894,14 kg

Menghitung Kebutuhan Brine Water untuk Pendingin (condensor D-520)

> Menghitung Q_{con}
 $Q_{\text{con}} = 28557925,28 \text{ kJ/hr}$
 > Menghitung Panas Sensibel
 $T_{\text{in}} = -7^{\circ}\text{C} = 266,15 \text{ K}$
 $T_{\text{out}} = 5^{\circ}\text{C} = 278,15 \text{ K}$

Komponen	J_{CpdT} (kJ/kgmol)
Brine in	-2298,18 (kJ/kgmol)
Brine out	-1457,61 (kJ/kgmol)
ΔH	840,57 (kJ/kgmol)

> Menghitung Panas Laten

Komponen	kmol	λ (kJ/kmol)	H_{nlv}
Brine	1615,532	16836,53	27199958,21

> Menghitung massa propane yang dibutuhkan

(goal seek = 0) 0
 mol brine = 1615,532 kmol/hr

massa brine water yang dibutuhkan = 71240,13 kg/hr

Tabel Neraca Energi DME Distillation Column II (D-520)

Masuk		Keluar	
$\Delta H_{<44>}$	6581637,88 kJ/hr	$\Delta H_{<46>}$	-261187,42 kJ/hr
Q_{steam}	27249185,48 kJ/hr	$\Delta H_{<45>}$	4171626,22 kJ/hr
		Q_{cw}	28557925,28 kJ/hr
		Q_{loss}	1362459,27 kJ/hr
Total	33830823,36 kJ/hr	Total	33830823,36 kJ/hr

APPENDIKS C

PERHITUNGAN SPESIFIKASI PERALATAN

1. *Primary Reformer (R-110)*

Fungsi	=	mereaksikan gas alam dengan steam, oksigen, dan CO ₂ untuk menghasilkan syngas
Kapasitas	=	24612.842 m ³ /h
Mass Flow	=	193290.672 kg/h
	=	426132.482 lb/h
Bahan	=	<i>Stainless Steel SA 240 Grade M Type 316</i>
f _{yp}	=	18000 psi (<i>Browneel, Hal 342</i>)
Jenis Reaktor	=	<i>Fixed bed reaktor</i> dengan tutup atas : <i>conical dished head</i> dan tutup bawah <i>standard dished head</i>
Jumlah	=	1 buah

Kondisi operasi :

Berdasarkan Ulrich, hal. 400, ketentuan yang digunakan :

1 Temperatur desain = 28° C + temperatur operasi (°C)

$$T = 817 \text{ } ^\circ\text{C} = 1090.15 \text{ K} = 1502.6 \text{ } ^\circ\text{F}$$

2 Tekanan desain (bar) = 1.1 x tekanan operasi (bar)

$$P = 49.192 \text{ bar} = 50.16 \text{ kg/cm}^2 = 713.452 \text{ psi}$$

$$= 48.5487 \text{ atm} = 698.752 \text{ psig}$$

Spek katalis :

Komponen utama	=	NiO/MgO
<i>Carrier</i>	=	Keramik
Bentuk	=	<i>Raschig ring</i>
Surface Area	=	10 mm = 0.01 m
ε (porositas)	=	0.54
Densitas katalis	=	350 lb/ft ³

(*Choudary,1998*)

Hal yang ditetapkan :

Asumsi residence time	=	0.5 minute = 0.00833 hour
Ditetapkan sudut tutup atas	=	120 derajat
Ls/D	=	2
E	=	0.8 (Double welded butt joint)
C	=	0.0625

Menentukan volume total bejana

$$\text{Volume total} = \text{volumetric flowrate} \times \text{residence time}$$

$$= 205.1070167 \text{ m}^3$$

Dikarenakan tutup bawah berupa standard dished head, maka berlaku Eq. 2.8 (Kusnarjo) :

$$\text{Volume total} = V_{\text{tutup bawah}} + V_{\text{silinder}} + V_{\text{tutup atas}}$$

$$V_T = \frac{\pi d^3}{24 \tan \frac{\alpha}{2}} + \frac{\pi}{4} d^2 L_s + 0,0847 d^3$$

dengan $L_s/D = 2$, maka

$$205.107017 = 0.4088 d^3 + 7.9 d^3 + 0.0847 d^3$$

$$d \text{ in} = 2.907662784 \text{ m}$$

$$= 114.4749746 \text{ in}$$

$$= 9.5395774 \text{ ft}$$

d tersebut menurut Tabel 5.7 Brownell, masih dibawah batas maksimal OD sehingga memenuhi

Menghitung tebal shell

$$ts = \frac{p d i}{2(f E - 0.6 p)} + c = 3 \text{ in} \quad \begin{array}{l} \text{(Sesuai standar)} \\ \text{(Eq. 2.22, Kusnarjo)} \end{array}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka, OD} &= \text{ID} + 2ts = 120 \frac{1}{3} \text{ in} \\ &= 126 \text{ in} \quad \text{(Sesuai standar ASME)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Sehingga, sesuai standar, ID} &= \text{OD} - 2ts = 120 \frac{1}{7} \text{ in} \\ &= 10.0128 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$L_s = 2 * \text{OD} = 252 \text{ in} = 20.9992 \text{ ft}$$

Perhitungan *pressure drop* :

$$\frac{P}{P_o} = \left(1 - \frac{2\beta_o L}{P_o} \right)^{1/2} \quad \text{(Eq. 4.34, Fogler)}$$

$$\beta_o = \frac{G(1 - \varepsilon)}{\rho_o g_c D_p \varepsilon^3} \left[\left(\frac{150(1 - \varepsilon)\mu}{D_p} \right) + 1.75G \right] \quad \text{(Eq. 4.25, Fogler)}$$

$$A_c = 3,14 * (\text{ID}/2)^2 = 79 \text{ ft}^2$$

$$G = m/A_c = 5414.6 \text{ lb/h.ft}^2$$

$$\mu = 0.04 \text{ cp} = 0.11 \text{ lb/h.ft}$$

$$\rho_o = 3.8094 \text{ kg/m}^3 = 0.24 \text{ lb/ft}^3$$

$$D_p = 0.03 \text{ ft}$$

$$g_c = 417000000 \text{ lbf.ft/lbf.h}^2$$

$$P_o = 44.72 \text{ bar} = 44.1 \text{ atm}$$

$$\beta_o = 29.80 \text{ lbf/ft}^3 = 0.01408 \text{ atm/ft}$$

$$P = 43.8385 \text{ atm}$$

$$\Delta P = P_o - P = 0.88 \text{ atm}$$

$$10\% P_o = 4.472 \text{ atm}$$

karena *pressure drop* < 10% P_o , maka memenuhi (Robin Smith, p.268)

Menghitung tebal dan tinggi tutup atas

Jenis tutup atas : *Conical dished head*

$$tha = \frac{pdi}{4(fE - 0.1p)\cos\alpha} + c = 2.99191 \text{ in}$$
$$= 3 \text{ in (sesuai standar ASME)}$$

$$\text{tinggi : } ha = (0,5 \times OD) / (\text{tg } 0,5\alpha)$$
$$= 36.4162 \text{ in}$$

$$Sf = 2,5 \text{ in}$$

Perhitungan tebal dan tinggi tutup bawah

Jenis tutup bawah : *Standard dished head*

tebal :

$$thb = \frac{0,885 \cdot pr}{(fE - 0.1p)} + c$$
$$= 2 \frac{2}{3} \text{ in}$$
$$= 2 \frac{3}{4} \text{ in (sesuai standart)}$$

$$\text{tinggi : } hb = 0,169 \cdot do = 21 \text{ in}$$

Menghitung Tinggi Total Bejana

$$Ht = Hs + ha + hb + sf$$
$$= 252.0 + 36.42 + 21.29 + 2.5$$
$$= 312.2 \text{ in} = 7.930 \text{ m}$$

Tabel C.1 Spesifikasi *Primary Reformer* (R-110)

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	R-110
Fungsi	Mereaksikan gas alam dengan steam, oksigen, dan CO2 untuk menghasilkan syngas
Kapasitas	24612.8 m ³ /jam
Bahan	<i>Stainless Steel SA 240 Grade M Type 316</i>
Tipe	<i>Fixed bed reaktor</i>
	dengan tutup atas : <i>conical dished head</i>
	dan tutup bawah <i>standard dished head</i>
Jumlah	1 buah
Katalis	
Komponen	NiO/MgO

Carrier	Keramik
Bentuk	<i>Raschig ring</i>
Surface Area	10 mm
Dimensi	
Silinder	
ID	10.01 ft = 3.05189 m
OD	10.5 ft = 3.2004 m
Tebal	2.92 in = 0.0742 m
Tinggi	21.0 ft = 6.40054 m
Tutup Atas	
Jenis	<i>Conical Dishead</i>
Tebal	3 in = 0.0762 m
Tinggi	3.03 ft = 0.92497 m
Sf	2.50 in = 0.0635 m
Tutup Bawah	
Jenis	<i>Standart Dishead</i>
Tebal	2.75 in = 0.0699 m
Tinggi	1.77 ft = 0.54087 m
Total Tinggi	26.0 ft = 7.92986 m

2. Natural Gas Compressor (G-111)

Fungsi : Menaikkan tekanan gas alam agar sesuai dengan kondisi operasi proses pada primary reforming

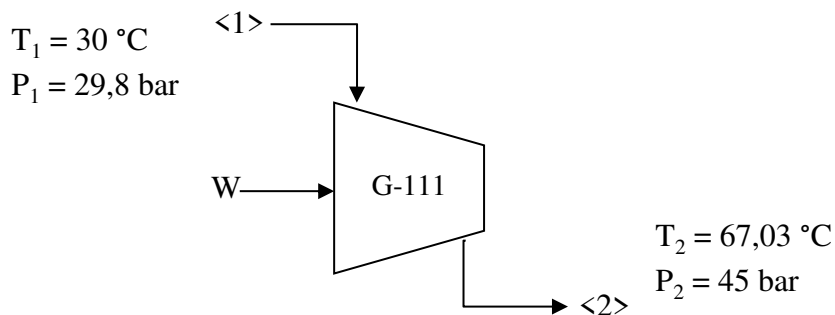
Tipe : *centrifugal compressor*

Jumlah : 1 buah 1 *stages*

Feed : *fresh feed* gas alam

Data operasi :

Suhu masuk (T_1)	=	30 °C	=	86 °F
Tekanan masuk (P_1)	=	29.81 bar	=	432.52 psia
Tekanan keluar (P_2)	=	45 bar	=	652.85 psia
Rate massa	=	94207.6 kg/jam		
Rate mol	=	4025.0 kgmol/jam		
Rate volume	=	3103.3 m ³ /h (F)		



A. Kondisi Operasi

1. Tekanan *Suction* , P_s (psia)

$P_s = P$ gas masuk

$P_s = 432.52$ psia

2. Temperatur *Suction* , T_s (°K)

$T_s = 30$ °C = 303.15 K

3. Tekanan *Discharge* , P_d (psia)

$P_d = P$ gas keluar

$P_d = 652.85$ psia

4. *Ratio spesific heat* (C_p/C_v)

$\gamma = 1.4$

5. *Pressure ratio* , $R_c = 652.85 / 432.524$

= 1.5

6. Jumlah *stage* , $N = 1.0$

$$r = \sqrt[N]{\frac{P_d}{P_s}} = 1.5$$

R_c maks/*stage* = 3 - 4,5 (Tabel 12-1, Ludwig vol III, Hal 369)

7. Temperatur discharge

$T_{i1} = T_1 R_c^{(k-1)/k}$ (persamaan 12.62, ludwig)

"k" untuk natural gas = 1.27

$T_{i1} = (86+460) (1.5)^{((1.27-1)/1.27)}$

$$T_{i1} = 596 \text{ R}$$

$$T_{i1} = 136 \text{ F}$$

untuk $R_c = 1.5$; $k = 1.27$
 dari figure 12-22 didapat $T_2/T_1 = 1.1$
 $T_2 = (86+460) (1.12)$
 $T_2 = 613 \text{ R}$
 $T_2 = 153 \text{ F} = 67.03 \text{ C}$

B. Kapasitas Power (BHP)

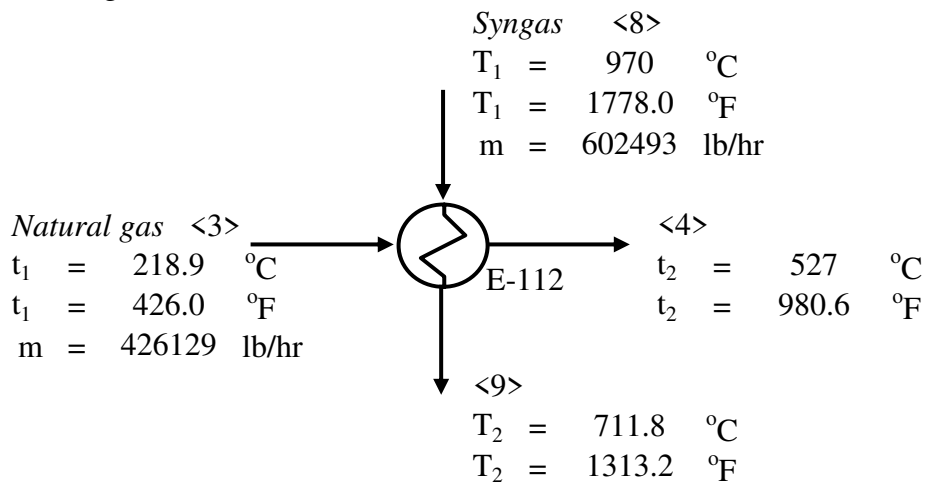
$$\begin{aligned} \text{polytropic efisiensi, } \eta_p &= 0,017 \ln F + 0,7 \\ &= 0.70 \\ \text{polytropic coefficient, } n &= \frac{\gamma \eta_p}{\gamma \eta_p - \gamma + 1} \\ &= 1.6 \\ \text{kapasitas power, } W &= \frac{n}{n-1} \frac{P_{in} F_{in} N}{\eta_p} \left[1 - (r)^{\frac{n-1}{n}} \right] \\ &= 1644609.63 \text{ W} \\ &= 2205.5 \text{ hp} \\ &= 1644.63644 \text{ kW} \end{aligned}$$

Tabel C.2 Spesifikasi Kompresor I (G-111)

Nama	Spesifikasi
Kode	G-111
Tipe	<i>Centrifugal compressor</i>
Fungsi	Menaikkan tekanan gas alam agar sesuai dengan kondisi operasi proses pada primary reforming
Jumlah	1 buah 1 <i>stages</i>
Bahan	<i>Stainless Steel SA 240 Grade M Type 316</i>
Kondisi operasi	$P_{suction} = 30 \text{ bar}, \quad T_{suction} = 30 \text{ }^\circ\text{C}$
	$P_{discharge} = 45 \text{ bar}, \quad T_{discharge} = 67.0 \text{ }^\circ\text{C}$
Kapasitas	94207.6 kg/jam
Efisiensi	70%
Power	2205 hp

3. Primary Reforming Pre-Heater (E-112)

Fungsi : Menaikkan suhu gas alam umpan Primary Reformer hingga 527 °C dengan memanfaatkan panas aliran produk Secondary Reformer dengan suhu 970 °C



1. Neraca Panas

$$\text{Natural gas, } Q = \Delta H = H_4 - H_3 = 191317274.1 - 55195223.2 = 136122050.9 \text{ Btu/h}$$

$$\text{Syngas, } Q = 136122050.9 \text{ Btu/h}$$

2. Perbedaan Suhu

Hot Fluid		Cold Fluid	Diff	
1778.0	High. Temp	980.6	797.4	Δt_1
1313.2	Lower. Temp	426.0	887.2	Δt_2
464.8	Difference	554.6	89.8	$(\Delta t_2 - \Delta t_1)$
$(T_2 - T_1)$		$(t_2 - t_1)$		

$$\text{LTMD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} = 842 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{1778 - 1313}{981 - 426} = 0.838$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{981 - 426}{1778 - 426} = 0.4102$$

$$F_T = 0.97 \text{ (dari Fig.18) dapat menggunakan 1-2 Exchanger}$$

$$\Delta t = F_T \times \text{LMTD} = 816 \text{ } ^\circ\text{F}$$

3. Caloric Temperature

$$T_c = 1546 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = 703 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Dari Tabel 8 } U_D \text{ yang diijinkan} = 40 - 75$$

$$\text{Dipilih } U_D = 75$$

$$\Delta - \frac{Q}{A}$$

$$\begin{aligned}
 A &= U_D \Delta t \\
 &= 2223.5 \text{ ft}^2 \\
 a'' &= 0.2618 \text{ ft}^2/\text{lin ft} \quad (\text{Tabel 10}) \\
 \text{Jumlah tube} &= \frac{A}{a'' \times L} = \frac{2223.49}{18 \times 0.2618} \\
 &= 472
 \end{aligned}$$

Dengan spesifikasi tube berikut :

$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= 1 \text{ in} \\
 \text{BWG} &= 12 \\
 L &= 18 \text{ ft} = 216 \text{ in} \\
 \text{ID} &= 0.782 \text{ in} \\
 a' &= 0.479
 \end{aligned}$$

Berdasarkan Tabel 9, dengan jumlah tube tersebut, didapat tube-sheet layout yang sesuai dengan kriteria berikut :

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah tube yang mendekati} &= 472 \\
 \text{Pitch} &= 1 \frac{1}{4} \text{ in triangular pitch} \\
 \text{Shell ID} &= 31 \text{ in} \\
 \text{Shell Pass} &= 1
 \end{aligned}$$

Koreksi U_D :

$$\begin{aligned}
 A &= 472 \times 18 \times 0.2618 \\
 &= 2224 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 U_D &= \frac{Q}{A \Delta t} \\
 &= 75 \text{ (Sesuai range)}
 \end{aligned}$$

Cold fluid : shell side, Feed Reactor

4'. Flow area, a_s

$$\begin{aligned}
 B &= \text{ID}/5 \quad (\text{Eq. 11.4}) \\
 &= 31.00 / 5 \\
 &= 14.0 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 a_s &= \frac{\text{ID} \times C'B/n144Pt}{1 \times 144 \times 1 \frac{1}{4}} \quad (\text{Eq. 7.1}) \\
 &= \frac{31 \times 0.25 \times 14.0}{1 \times 144 \times 1 \frac{1}{4}} \\
 &= 0.60 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

5'. Mass velocity

$$\begin{aligned}
 G_s &= W/a_s \\
 &= 426129 / 0.60 \\
 &= 706941 \text{ lb/(hr)(ft}^2)
 \end{aligned}$$

6'. Pada $t_c = 703 \text{ }^\circ\text{F}$

$$\begin{aligned}
 \mu &= 0.016 \times 2.42 \\
 &= 0.039 \text{ lb/(hr)(ft)}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 D_e &= 0.72 \text{ in} \quad (\text{Fig. 28}) \\
 &= 0.060 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Re}_s &= D_e G_s / \mu \\
 &= \frac{0.060 \times 706941}{0.039}
 \end{aligned}$$

Hot fluid : tube side, Effluent Reactor

4. Flow area, a_t (Tabel 10)

$$\begin{aligned}
 a'_t &= 0.479 \text{ in}^2 \\
 a_t &= Nt.a'_t/144 \\
 &= \frac{472 \times 0.48}{144 \times 2} \\
 &= 0.79 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

5. Mass velocity

$$\begin{aligned}
 G_t &= W/a_t \\
 &= 602493 / 0.79 \\
 &= 767480 \text{ lb/(hr)(ft}^2)
 \end{aligned}$$

6. Pada $T_c = 1546 \text{ }^\circ\text{F}$

$$\begin{aligned}
 \mu &= 0.035 \times 2.42 \\
 &= 0.085 \text{ lb/(hr)(ft)}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 D &= 0.78 \text{ in} \quad (\text{Tabel 10}) \\
 &= 0.065 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Re}_s &= D_e G_s / \mu \\
 &= \frac{0.065 \times 767480}{0.085}
 \end{aligned}$$

$= \frac{0.039}{1081079}$ <p>7'. $j_H = 700$ (Fig. 28)</p> <p>8'. $k(c\mu/k)^{1/2}$ $k = 0.028$ Btu/hr.ft.[°](Hysys) $c = 11.79$ Btu/lbmol.[°]F BM = 20.29 $c = 0.581$ Btu/lb.[°]F $k\left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/2} = 0.025$ Btu/hr.ft.².(°F/ft)</p> <p>9'. $h_o = j_H \frac{k}{D_e} \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/2} \phi_s$ (Eq. 6.15b)</p> $\frac{h_o}{\phi_s} = j_H \frac{k}{D_e} \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/2}$ $= 295$ $\phi_s = 1$ $h_o = 295$ Btu/hr.ft. ² .°F	$= \frac{0.085}{590683}$ <p>L/D = 276</p> <p>7. $j_H = 1000$ (Fig. 24)</p> <p>8. $k(c\mu/k)^{1/2}$ $k = 0.10$ Btu/hr.ft.[°](Hysys) $c = 9.43$ Btu/lbmol.[°]F BM = 16.30 $c = 0.578$ Btu/lb.[°]F $k\left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/2} = 0.070$ Btu/hr.ft.².(°F/ft)</p> <p>9 $h_i = j_H \frac{k}{D} \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/2} \phi_t$ (Eq. 6.15b)</p> $\frac{h_i}{\phi_t} = j_H \frac{k}{D} \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/2}$ $= 1080$ $\frac{h_{io}}{\phi_t} = \frac{h_i}{\phi_t} \times \frac{ID}{OD}$ (Eq. 6.5) $= 1080 \times \frac{0.782}{1.000}$ $= 845$ $\phi_s = 1$ $h_{io} = 845$ Btu/hr.ft. ² .°F
---	--

Pressure drop

<p>1'. $Re_s = 1081079$ $f = 0.0009$ ft²/in² (Fig.29) sg = 12.77</p> <p>2'. jumlah <i>crosses</i> (Eq. 7.43)</p> $N + 1 = \frac{12 \times L}{B}$ $= 15$ $D_s = 31$ in = 2.6 ft <p>3'. $\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s (N + 1)}{5,22 \times 10^{10} \times D_e \times s \times \phi_s}$ = 0.4 psi</p>	<p>1 $Re_s = 590683$ $f = 0.0001$ ft²/in² (Fig.26) sg = 6.102</p> <p>2 $\Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \times 10^{10} \times D \times s \times \phi_t}$ = 0.1 psi</p>
---	---

13. Clean overall, U_c

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{845 \times 295}{845 + 295} = 219$$
 Btu/hr.ft.².°F

14. Dirt factor, R_d :

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \cdot U_D} = \frac{219 - 75}{219 \cdot 75}$$

$$= 0.0088 \text{ hr.ft}^2\text{.}^\circ\text{F/Btu} > 0.002 \text{ hr.ft}^2\text{.}^\circ\text{F/Btu} \text{ (Kern, p.845)}$$

Tabel C.3 Spesifikasi Primary Reforming Pre-Heater (E-112)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	E-112
Tipe	<i>Shell and Tube 1-2 Heat Exchanger</i>
Bahan	<i>Stainless Steel SA 240 Grade M Type 316</i>
Jumlah	1 buah
Ketentuan	$R_D > 0.002 \text{ hr.ft}^2\text{.}^\circ\text{F/Btu}$ $\Delta P \text{ liquid} < 10 \text{ psi}$ $\Delta P \text{ gas} < 2 \text{ psi}$
Shell	$ID = 31 \text{ in}$ $Baffle = 14$ $Passes = 1$ $\Delta P = 0.4 \text{ psi}$
Tube	$ID = 0.78 \text{ in}$ $OD = 1 \text{ in}$ $BWG = 12$ $Pitch = 1 \frac{1}{4} \text{ in Square Pitch}$ $Passes = 2$ $Panjang = 18 \text{ ft}$ $Jumlah = 472$ $\Delta P = 0.1 \text{ psi}$
Hasil Perhitungan	$R_D = 0.0088 \text{ hr.ft}^2\text{.}^\circ\text{F/Btu}$ $Luas \text{ area} = 2224 \text{ ft}^2$

4. Secondary Reformer (R-120)

Fungsi	=	Mengkonversi sisa gas alam dari <i>Primary Reformer</i>
Kapasitas	=	40980.560 m ³ /h
Mass Flow	=	273289.100 kg/h = 602498.616 lb/h
Bahan	=	<i>Stainless Steel SA 240 Grade M Type 316</i>
f_{yp}	=	18000 psi (Browneel, Hal 342)
Jenis Reaktor	=	<i>Fixed bed reaktor</i> dengan tutup atas : <i>conical dished head</i> dan tutup bawah <i>standard dished head</i>
Jumlah	=	1 buah

Kondisi operasi :

Berdasarkan Ulrich, hal. 400, ketentuan yang digunakan :

1 Temperatur desain = 28° C + temperatur operasi (°C)

$$T = 998 \text{ }^{\circ}\text{C} = 1271.15 \text{ K} = 1828.4 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

2 Tekanan desain (bar) = 1.1 x tekanan operasi (bar)

$$P = 46.772 \text{ bar} = 47.69 \text{ kg/cm}^2 = 678.354 \text{ psi}$$
$$= 46.1604 \text{ atm} = 663.654 \text{ psig}$$

Spek katalis :

Komponen utama = NiO/MgO

Carrier = Keramik

Bentuk = *Raschig ring*

Surface Area = 10 mm = 0.01 m

ϵ (porositas) = 0.54

Densitas katalis = 350 lb/ft³

(Choudary,1998)

Hal yang ditetapkan :

Asumsi residence time = 0.5 minute = 0.00833 hour

Ditetapkan sudut tutup atas = 120 derajat

Ls/D = 2

E = 0.8 (Double welded butt joint)

C = 0.0625

Menentukan volume total bejana

$$\text{Volume total} = \text{volumetric flowrate} \times \text{residence time}$$
$$= 341.5046632 \text{ m}^3$$

Dikarenakan tutup bawah berupa standard dished head, maka berlaku

Eq. 2.8 (Kusnarjo) :

$$\text{Volume total} = V_{\text{tutup bawah}} + V_{\text{silinder}} + V_{\text{tutup atas}}$$

$$V_T = \frac{\pi d^3}{24 \frac{L_s}{D}} + \frac{\pi d^2 L_s}{4} + 0,0847 d^3$$

dengan $L_s/D = 2$, maka

$$\begin{aligned} 341.504663 &= 0.4088 d^3 + 7.9 d^3 + 0.0847 d^3 \\ d \text{ in} &= 3.446270888 \text{ m} \\ &= 135.6800295 \text{ in} \\ &= 11.3066646 \text{ ft} \end{aligned}$$

d tersebut menurut Tabel 5.7 Brownell, masih dibawah batas maksimal OD sehingga memenuhi

Menghitung tebal shell

$$t_s = \frac{pd_i}{2(fE - 0.6p)} + c = 3 \text{ in} = 3 \text{ in} \quad (\text{Sesuai standar})$$

(Eq. 2.22, Kusnarjo)

$$\begin{aligned} \text{Maka, OD} &= \text{ID} + 2t_s = 141 \frac{2}{3} \text{ in} \\ &= 144 \text{ in} \quad (\text{Sesuai standar ASME}) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Sehingga, sesuai standar, ID} &= \text{OD} - 2t_s = 137 \frac{4}{5} \text{ in} \\ &= 11.4825 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$L_s = 2 * \text{OD} = 288 \text{ in} = 23.999 \text{ ft}$$

Perhitungan *pressure drop* :

$$\frac{P}{P_o} = \left(1 - \frac{2\beta_o L}{P_o}\right)^{1/2} \quad (\text{Eq. 4.34, Fogler})$$

$$\beta_o = \frac{G(1 - \varepsilon)}{\rho_o g_c D_p \varepsilon^3} \left[\left(\frac{150(1 - \varepsilon)\mu}{D_p} \right) + 1.75G \right] \quad (\text{Eq. 4.25, Fogler})$$

$$A_c = 3,14 * (\text{ID}/2)^2 = 103.5 \text{ ft}^2$$

$$G = m/A_c = 5821.2 \text{ lb/h.ft}^2$$

$$\mu = 0.04 \text{ cp} = 0.11 \text{ lb/h.ft}$$

$$\rho_o = 3.8094 \text{ kg/m}^3 = 0.24 \text{ lb/ft}^3$$

$$D_p = 0.03 \text{ ft}$$

$$g_c = 417000000 \text{ lbf.ft/lbf.h}^2$$

$$P_o = 42.52 \text{ bar} = 42.0 \text{ atm}$$

$$\beta_o = 34.40 \text{ lbf/ft}^3 = 0.01625 \text{ atm/ft}$$

$$P = 41.5721 \text{ atm}$$

$$\Delta P = P_o - P = 0.95 \text{ atm}$$

$$10\% P_o = 4.252 \text{ atm}$$

karena *pressure drop* < 10% P_o , maka memenuhi (Robin Smith, p.268)

Menghitung tebal dan tinggi tutup atas

Jenis tutup atas : *Conical dished head*

$$tha = \frac{pdi}{4(fE - 0.1p)\cos\alpha} + c = 3 \text{ in}$$
$$= 3 \text{ in (sesuai standar ASME)}$$

$$\text{tinggi : } ha = (0,5 \times OD) / (\text{tg } 0,5\alpha)$$
$$= 41.6185 \text{ in}$$

$$Sf = 2,5 \text{ in}$$

Perhitungan tebal dan tinggi tutup bawah

Jenis tutup bawah : *Standard dished head*

tebal :

$$thb = \frac{0,885 \cdot pr}{(fE - 0.1p)} + c$$
$$= 2 \frac{1}{2} \text{ in (sesuai standart)}$$

$$\text{tinggi : } hb = 0,169 \cdot do = 24 \text{ in}$$

Menghitung Tinggi Total Bejana

$$Ht = Hs + ha + hb + sf$$
$$= 288.0 + 41.62 + 24.34 + 2.5$$
$$= 356.443 \text{ in} = 9.054 \text{ m}$$

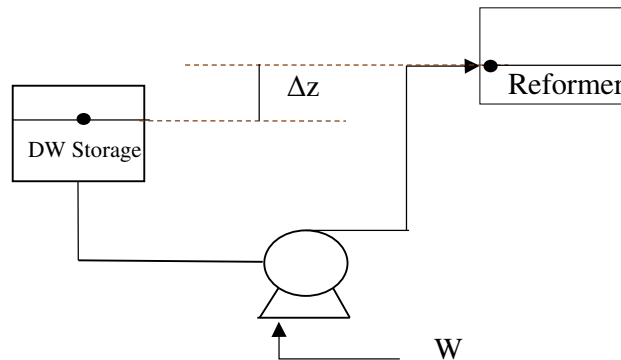
Tabel C.4 Spesifikasi Secondary Reformer (R-120)

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	R-120
Fungsi	Mengkonversi sisa gas alam dari Primary Reformer
Kapasitas	40980.6 m ³ /jam
Bahan	<i>Stainless Steel SA 240 Grade M Type 316</i>
Tipe	<i>Fixed bed reaktor</i> dengan tutup atas : <i>conical dished head</i> dan tutup bawah <i>standard dished head</i>
Jumlah	1 buah
Katalis	
Komponen	NiO/MgO
Carrier	Keramik
Bentuk	<i>Raschig ring</i>
Surface Area	10 mm

Dimensi	
Silinder	
ID	11.48 ft = 3.49986 m
OD	12.0 ft = 3.6576 m
Tebal	3 in = 0.0762 m
Tinggi	24.0 ft = 7.31491 m
Tutup Atas	
Jenis	<i>Conical Dishead</i>
Tebal	3 in = 0.0762 m
Tinggi	3.47 ft = 1.05711 m
Sf	2.50 in = 0.0635 m
Tutup Bawah	
Jenis	<i>Standart Dishead</i>
Tebal	2.52 in = 0.0639 m
Tinggi	2.03 ft = 0.61813 m
Total Tinggi	29.7 ft = 9.05363 m

5. Demin Water Pump (L-121)

Fungsi : Memompa air demin menuju reformer
 Type : *Centrifugal Pump*
 Kondisi Operasi : T = 30.00 °C
 P masuk = 1.01 bar
 P keluar = 45.00 bar



Perhitungan :

Rate Massa = 99083.053 kg/h = 60.67736051 lb/det
 Viskositas = 0.797 cP = 0.0005 lb/ft.dt
 Densitas = 1004.905 kg/m³ = 62.73646618 lbm/ft³
 Rate Volumetrik = 98.599 m³/jam = 0.967 ft³/dt = 434.128 gpm
 Δz = 30 ft

Asumsi aliran turbulen

Dari Peter and Timmerhaus edisi V, hal 501 pers 12-15 didapatkan persamaan

$$\begin{aligned} D_i, \text{ opt} &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 6.580 \text{ in} \\ &= 0.16713 \text{ m} \end{aligned}$$

Dipakai diameter standart 8 in sch 40 (App. Tabel 11 Kern, 1965)

$$ID = 7.981 \text{ in} = 0.665 \text{ ft} = 0.2027174 \text{ m}$$

$$OD = 8.625 \text{ in} = 0.719 \text{ ft} = 0.219075 \text{ m}$$

$$A = 0.347 \text{ ft}^2$$

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{0.967}{0.347} = 2.784 \text{ ft/dt}$$

Cek terhadap aliran

$$N_{Re} = \rho \times ID \times v / \mu = 216833.278 \text{ (karena lebih besar dari 21000 maka}$$

asumsi aliran turbulen benar)

Perhitungan Friksi

1. Friksi dalam tiga *elbow* 90°

$$h_f = 3 K_f \left(\frac{v^2}{2gc} \right) \text{ (dari tabel 2.10.1 Geankoplis, didapat } K_f = 0,75)$$

$$= 0.271 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

2. Friksi dalam 1 buah *gate valve*

$$h_f = K_f \left(\frac{v^2}{2gc} \right) \quad (\text{dari tabel 2.10.1 Geankoplis, didapat } K_f = 4,5)$$

$$= 0.542 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

3. Friksi sepanjang pipa

untuk *commercial steel* didapatkan nilai :

$$\begin{aligned} \epsilon &= 0.000046 && (\text{Fig. 2.10-3}) \\ D &= 0.202717 \text{ m} && (\text{Geankoplis}) \\ \epsilon/D &= 0.000227 \\ f &= 0.0045 \\ \Delta L &= 30 \text{ ft} \end{aligned}$$

Asumsi panjang pipa total,

$$F_f = 4f \frac{\Delta L v^2}{D} \frac{1}{2}$$

$$= 0.098 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

4. *Construction Loss*

(masuk dari DW storage ke pipa 8 in Sch 40)

$$\begin{aligned} \text{Diameter storage} &= 60 \text{ in} = 5 \text{ ft} \\ A_{\text{storage}} &= 0.25 * 3.14 * (D^2) = 19.625 \text{ ft}^2 \\ V_{\text{storage}} &= \frac{Q}{A_{\text{accumulator}}} = 0.049283 \text{ ft/dtk} \end{aligned}$$

$$K_c = 0.55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)$$

$$= 0.540$$

$$h_c = K_c \left(\frac{v^2}{2\alpha gc} \right) \quad \alpha = 1 \text{ (Untuk aliran turbulents)}$$

$$= 0.065 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

5. *Expansion Loss*

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2} \right)^2$$

$$= 1.0$$

$$h_c = K_{ex} \left(\frac{v^2}{2gc} \right)$$

$$= 0.120 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Total Friksi

$$\Sigma F = 0.825 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

mechanical energy balance :

$$\frac{1}{2\alpha gc} (v_{2av}^2 - v_{1av}^2) + \frac{g}{gc} (z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

$$\frac{1}{2\alpha gc} (v_{2av}^2 - v_{1av}^2) + \frac{g}{gc} (z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F = -W_s$$

Dimana :

$$\begin{aligned}
v_1 &= 0.000 \text{ ft/dt} \\
v_2 &= 2.784 \text{ ft/dt} \\
z_1 &= 0 \text{ ft} \\
z_2 &= 30 \text{ ft} \\
P_1 &= 1.013 \text{ bar} = 2116.216 \text{ lbf/ft}^2 \\
P_2 &= 45.0 \text{ bar} = 93984.435 \text{ lbf/ft}^2 \\
\rho &= 62.74 \text{ lbm/ft}^3 \\
\Sigma F &= 0.825 \text{ ft.lbf/lb}_m
\end{aligned}$$

$$\frac{1}{2\alpha g c} (v_{2av}^2 - v_{1av}^2) = 0.120 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{lb}_m}$$

$$\frac{g}{g c} (z_2 - z_1) = 30 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{lb}_m}$$

$$\frac{P_2 - P_1}{\rho} = 1464.351 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{lb}_m}$$

$$\Sigma F = 0.825 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$W_s = -1495 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$\eta \text{ pompa} = 1 - 0.12 \cdot q^{-0.27} = 88\%$$

$$W_s = -\eta W_p$$

$$-1495 = 0.88 W_p$$

$$W_p = 1701.301 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$\begin{aligned}
\text{BHP} &= W_p \times \text{rate massa} \times 1 \text{ hp}/550 \text{ ft.lbf/s} \\
&= \frac{1701.301 \times 60.68}{550}
\end{aligned}$$

$$= 188 \text{ hp}$$

$$\eta \text{ motor} = 89\% \text{ (Peters \& Timmerhaus, 2003, 5th ed., Fig.12-18)}$$

$$\text{power actual} = \frac{\text{BHP}}{\text{motor}}$$

$$= \frac{188}{0.89}$$

$$= 210.8896 \text{ hp}$$

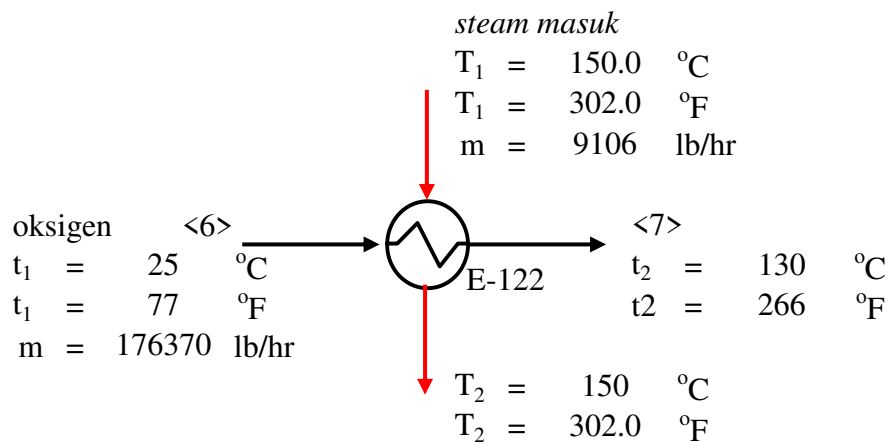
Standarisasi power pompa dari Table 5.10 Harry Silla = 211 hp

Tabel C5. Spesifikasi Demin Water Pump (L-121)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	Demin Water Pump
Kode	L-121
Fungsi	Memompa air demin menuju reformer
Jumlah	1 Unit
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>
Kapasitas	434 gpm
Power	211 hp
Material	<i>Case</i> : <i>Cast Iron</i> <i>Rotor</i> : <i>Carbon Steel</i>
Ukuran Pipa	
<i>Nominal Pipe Size</i>	4 in
<i>Schedule No.</i>	40
OD	8.6 in
ID	8.0 in
<i>Flow Area</i>	0.3 ft ² = 50 in ²

6. Oxygen Pre-Heater (E-122)

Fungsi : Menaikkan suhu oksigen umpan reaktor ATR dari 25°C menjadi 130°C dengan menggunakan saturated steam



1. Neraca Panas

$$\begin{aligned} \text{Oksigen, } Q &= H_7 - H_6 + Q_{\text{loss}} = 6980289.6 - -879716.0 + 413684.5 \\ &= 8273690.0 \text{ Btu/h} \end{aligned}$$

$$\text{Steam, } Q = 8273690.0 \text{ Btu/h}$$

2. Perbedaan Suhu

<i>Hot Fluid</i>		<i>Cold Fluid</i>	<i>Diff</i>	
302	<i>High. Temp</i>	266	36	Δt_1
302	<i>Lower. Temp</i>	77	225	Δt_2
0	<i>Difference</i>	189	189	$(\Delta t_2 - \Delta t_1)$
$(T_2 - T_1)$		$(t_2 - t_1)$		

$$\text{LTMD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} = 103 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} R &= \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} & S &= \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \\ &= \frac{302 - 302}{266 - 77} & &= \frac{266 - 77}{302 - 77} \\ &= 0.000 & &= 0.8 \end{aligned}$$

$F_T = 1.00$ (dari Fig.18) dapat menggunakan 1-2 Exchanger

$$\Delta t = F_T \times \text{LMTD} = 103 \text{ } ^\circ\text{F}$$

3. Caloric Temperature

$$T_c = 302 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = 172 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Dari Tabel 8 U_D yang diijinkan = 5 - 50

Dipilih $U_D = 50$

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{U_D \Delta t} \\ &= 1604.5 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$a'' = 0.2618 \text{ ft}^2/\text{lin ft} \quad (\text{Tabel 10})$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah tube} &= \frac{A}{a'' \times L} = \frac{1604.47}{16 \times 0.2618} \\ &= 383 \end{aligned}$$

Dengan spesifikasi tube berikut :

$$\text{OD} = 1 \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 12$$

$$L = 16 \text{ ft} = 192 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 0.782 \text{ in}$$

$$a' = 0.479$$

Berdasarkan Tabel 9, dengan jumlah tube tersebut, didapat tube-sheet layout yang sesuai dengan kriteria berikut :

$$\text{Jumlah tube yang mendekati} = 397$$

$$\text{Pitch} = 1 \frac{1}{4} \text{ in triangular pitch}$$

$$\text{Shell ID} = 29 \text{ in}$$

$$\text{Shell Pass} = 1$$

Koreksi U_D :

$$\begin{aligned} A &= 397 \times 16 \times 0.2618 \\ &= 1663 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$U_D = \frac{Q}{A \Delta t}$$

$$= 48 \text{ (Sesuai range)}$$

Hot fluid : shell side, steam
4'. Flow area, a_s

$$\begin{aligned} B &= \text{ID}/5 \quad (\text{Eq. 11.4}) \\ &= 29.00 / 5 \\ &= 8.0 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} a_s &= \text{ID} \times C'B/n144Pt \quad (\text{Eq. 7.1}) \\ &= \frac{29 \times 0.25 \times 8.0}{1 \times 144 \times 1 \frac{1}{4}} \\ &= 0.32 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

5'. Mass velocity

$$\begin{aligned} G_s &= W/a_s \\ &= 9106 / 0.32 \\ &= 28261 \text{ lb/(hr)(ft}^2) \end{aligned}$$

6'. Pada $T_c = 302 \text{ }^\circ\text{F}$

$$\begin{aligned} \mu &= 0.181 \times 2.42 \\ &= 0.438 \text{ lb/(hr)(ft)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} D_e &= 0.72 \text{ in} \quad (\text{Fig. 28}) \\ &= 0.060 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Re_s &= D_e G_s / \mu \\ &= \frac{0.060 \times 28261}{0.438} \end{aligned}$$

Cold fluid : tube side, oxygen
4. Flow area, a'_t (Tabel 10)

$$\begin{aligned} a'_t &= 0.479 \text{ in}^2 \\ a_t &= Nt.a'_t/144 \\ &= \frac{397 \times 0.479}{144 \times 2} \\ &= 0.66 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

5. Mass velocity

$$\begin{aligned} G_t &= W/a_t \\ &= 176370 / 0.66 \\ &= 267110 \text{ lb/(hr)(ft}^2) \end{aligned}$$

6. Pada $t_c = 172 \text{ }^\circ\text{F}$

$$\begin{aligned} \mu &= 0.027 \times 2.42 \\ &= 0.065 \text{ lb/(hr)(ft)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} D &= 0.78 \text{ in} \quad (\text{Tabel 10}) \\ &= 0.065 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Re_s &= D_e G_s / \mu \\ &= \frac{0.065 \times 267110}{0.065} \end{aligned}$$

$= 3869$ <p>7'. $j_H = 35$ (Fig. 28)</p> <p>8'. $k(c\mu/k)^{1/2}$ $k = 0.397$ Btu/hr.ft.$^{\circ}$F (<i>Hysys</i>) $c = 19.67$ Btu/lbmol.$^{\circ}$F $BM = 18.02$ $c = 1.092$ Btu/lb.$^{\circ}$F $k \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/2} = 0.436$ Btu/hr.ft2.($^{\circ}$F/ft)</p> <p>9'. $h_o = j_H \frac{k}{D_e} \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/2} \phi_s$ (Eq. 6.15b)</p> $\frac{h_o}{\phi_s} = j_H \frac{k}{D_e} \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/2}$ $= 254$ $\phi_s = 1$ $h_o = 254$ Btu/hr.ft 2 . $^{\circ}$ F	$= 266384$ $L/D = 246$ <p>7'. $j_H = 500$ (Fig. 24)</p> <p>8'. $k(c\mu/k)^{1/2}$ $k = 0.016$ Btu/hr.ft.$^{\circ}$F (<i>Hysys</i>) $c = 7.55$ Btu/lbmol.$^{\circ}$F $BM = 32.00$ $c = 0.236$ Btu/lb.$^{\circ}$F $k \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/2} = 0.016$ Btu/hr.ft2.($^{\circ}$F/ft)</p> <p>9 $h_i = j_H \frac{k}{D} \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/2} \phi_t$ (Eq. 6.15b)</p> $\frac{h_i}{\phi_t} = j_H \frac{k}{D} \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/2}$ $= 122$ $\frac{h_{i0}}{\phi_t} = \frac{h_i}{\phi_t} \times \frac{ID}{OD}$ (Eq. 6.5) $= 122 \times \frac{0.782}{1.000}$ $= 95$ $\phi_s = 1$ $h_{i0} = 95$ Btu/hr.ft 2 . $^{\circ}$ F
---	---

Pressure drop

<p>1'. $Re_s = 3869$ $f = 0.0030$ ft2/in2 (Fig.29) $sg = 1.00$</p> <p>2'. jumlah <i>crosses</i> (Eq. 7.43) $N + 1 = \frac{12 \times L}{B}$ $= 24$ $D_s = 29$ in $= 2.4$ ft</p> <p>3'. $\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s (N + 1)}{5,22 \times 10^{10} \times D_e \times s \times \phi_s}$ $= 0.04$ psi </p>	<p>1 $Re_s = 266384$ $f = 0.0001$ ft2/in2 (Fig.26) $sg = 0.35$</p> <p>2 $\Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \times 10^{10} \times D \times s \times \phi_t}$ $= 0.2$ psi </p>
--	---

13. Clean overall, U_c

$$U_c = \frac{h_{i0} \times h_o}{h_{i0} + h_o} = \frac{95 \times 254}{95 + 254} = 69$$
 Btu/hr.ft 2 . $^{\circ}$ F

14. Dirt factor, R_d :

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \cdot U_D} = \frac{69 - 48}{69 \cdot 48}$$

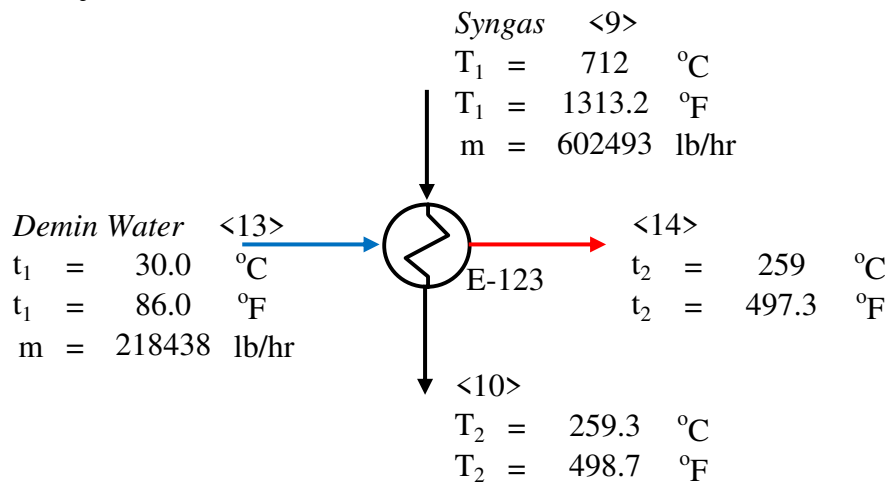
$$= 0.0063 \text{ hr.ft}^2\text{.}^\circ\text{F/Btu} > 0.002 \text{ hr.ft}^2\text{.}^\circ\text{F/Btu} \text{ (Kern, p.845)}$$

Tabel C.6 Spesifikasi Oxygen Pre-Heater (E-122)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	E-122
Tipe	<i>Shell and Tube 1-2 Heat Exchanger</i>
Bahan	<i>Stainless Steel SA 240 Grade A</i>
Jumlah	1 buah
Ketentuan	$R_D > 0.002 \text{ hr.ft}^2\text{.}^\circ\text{F/Btu}$ $\Delta P_{liquid} < 10 \text{ psi}$ $\Delta P_{gas} < 2 \text{ psi}$
Shell	$ID = 29 \text{ in}$ $Baffle = 8$ $Passes = 1$ $\Delta P = 0.0 \text{ psi}$
Tube	$ID = 0.8 \text{ in}$ $OD = 1.0 \text{ in}$ $BWG = 12$ $Pitch = 1 \frac{1}{4} \text{ in Triangular}$ $Passes = 2$ $Panjang = 16 \text{ ft}$ $Jumlah = 397$ $\Delta P = 0.23 \text{ psi}$
Hasil Perhitungan	$R_D = 0.0063 \text{ hr.ft}^2\text{.}^\circ\text{F/Btu}$ $Luas \text{ area} = 1663 \text{ ft}^2$

7. Waste Heat Boiler (E-123)

Fungsi : Memanfaatkan panas aliran produk Secondary Reformer yang masih bersuhu 718,1 °C dengan mengalirkan demin water untuk dijadikan saturated steam 285,5 °C



1. Neraca Panas

$$\text{Demin Water, } Q = 251491282.1 \text{ Btu/h}$$

2. Perbedaan Suhu

Hot Fluid		Cold Fluid	Diff	
1313.2	High. Temp	497.3	815.9	Δt_1
498.7	Lower. Temp	86.0	412.7	Δt_2
814.5	Difference	411.3	-403.2	$(\Delta t_2 - \Delta t_1)$
$(T_2 - T_1)$		$(t_2 - t_1)$		

$$\text{LTMD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} = 592 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{1313 - 499}{497 - 86} = 1.980$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{497 - 86}{1313 - 86} = 0.3351$$

$F_T = 0.95$ (dari Fig.18) dapat menggunakan 1-2 Exchanger

$$\Delta t = F_T \times \text{LMTD} = 562 \text{ } ^\circ\text{F}$$

3. Caloric Temperature

$$T_c = 906 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = 292 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Dari Tabel 8 U_D yang diijinkan = 75 - 150

Dipilih $U_D = 150$

$$A = \frac{Q}{U_D \Delta t}$$

$$= 2983.1 \text{ ft}^2$$

$$a'' = 0.2618 \text{ ft}^2/\text{lin ft} \quad (\text{Tabel 10})$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah tube} &= \frac{A}{a'' \times L} = \frac{2983.10}{18 \times 0.2618} \\ &= 633 \end{aligned}$$

Dengan spesifikasi tube berikut :

$$\text{OD} = 1 \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 12$$

$$L = 18 \text{ ft} = 216 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 0.782 \text{ in}$$

$$a' = 0.479$$

Berdasarkan Tabel 9, dengan jumlah tube tersebut, didapat tube-sheet layout yang sesuai dengan kriteria berikut :

$$\text{Jumlah tube yang mendekati} = 674$$

$$\text{Pitch} = 1 \frac{1}{4} \text{ in triangular pitch}$$

$$\text{Shell ID} = 37 \text{ in}$$

$$\text{Shell Pass} = 1$$

Koreksi U_D :

$$\begin{aligned} A &= 674 \times 18 \times 0.2618 \\ &= 3176 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$U_D = \frac{Q}{A \Delta t}$$

$$= 141 \text{ (Sesuai range)}$$

Cold fluid : shell side, Water

4'. Flow area, a_s

$$B = \text{ID}/5 \quad (\text{Eq. 11.4})$$

$$= 37.00 / 5$$

$$= 10.0 \text{ in}$$

$$a_s = \text{ID} \times C'B/n144Pt \quad (\text{Eq. 7.1})$$

$$= \frac{37 \times 0.25 \times 10.0}{1 \times 144 \times 1 \frac{1}{4}}$$

$$= 0.51 \text{ ft}^2$$

5'. Mass velocity

$$G_s = W/a_s$$

$$= 218438 / 0.51$$

$$= 425070 \text{ lb}/(\text{hr})(\text{ft}^2)$$

6'. Pada $t_c = 292 \text{ }^\circ\text{F}$

$$\mu = 0.797 \times 2.42$$

$$= 1.929 \text{ lb}/(\text{hr})(\text{ft})$$

$$D_e = 0.72 \text{ in} \quad (\text{Fig. 28})$$

$$= 0.060 \text{ ft}$$

$$\text{Re}_s = D_e G_s / \mu$$

$$= \frac{0.060 \times 425070}{1.929}$$

$$= 13219$$

Hot fluid : tube side, Effluent Reactor

4. Flow area, a'_t (Tabel 10)

$$a'_t = 0.479 \text{ in}^2$$

$$a_t = Nt.a'_t/144$$

$$= \frac{674 \times 0.48}{144 \times 2}$$

$$= 1.12 \text{ ft}^2$$

5. Mass velocity

$$G_t = W/a_t$$

$$= 602493 / 1.12$$

$$= 537464 \text{ lb}/(\text{hr})(\text{ft}^2)$$

6. Pada $T_c = 906 \text{ }^\circ\text{F}$

$$\mu = 0.028 \times 2.42$$

$$= 0.069 \text{ lb}/(\text{hr})(\text{ft})$$

$$D = 0.78 \text{ in} \quad (\text{Tabel 10})$$

$$= 0.065 \text{ ft}$$

$$\text{Re}_s = D_e G_s / \mu$$

$$= \frac{0.065 \times 537464}{0.069}$$

$$= 510671$$

$$7'. j_H = 60 \quad (\text{Fig. 28})$$

$$8'. k(c\mu/k)^{1/2}$$

$$k = 0.357 \text{ Btu/hr.ft.}^\circ (\text{Hysys})$$

$$c = 18.54 \text{ Btu/lbmol.}^\circ\text{F}$$

$$\text{BM} = 18.02$$

$$c = 1.029 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$k \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/2} = 0.842 \text{ Btu/hr.ft}^2.(\text{F/ft})$$

$$9'. h_o = j_H \frac{k}{D_e} \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/2} \phi_s \quad (\text{Eq. 6.15b})$$

$$\frac{h_o}{\phi_s} = j_H \frac{k}{D_e} \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/2}$$

$$= 842$$

$$\phi_s = 1$$

$$h_o = 842 \text{ Btu/hr.ft}^2.^\circ\text{F}$$

$$L/D = 276$$

$$7. j_H = 900 \quad (\text{Fig. 24})$$

$$8. k(c\mu/k)^{1/2}$$

$$k = 0.09 \text{ Btu/hr.ft.}^\circ (\text{Hysys})$$

$$c = 8.86 \text{ Btu/lbmol.}^\circ\text{F}$$

$$\text{BM} = 14.92$$

$$c = 0.594 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$k \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/2} = 0.062 \text{ Btu/hr.ft}^2.(\text{F/ft})$$

$$9 \quad h_i = j_H \frac{k}{D} \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/2} \phi_t \quad (\text{Eq. 6.15b})$$

$$\frac{h_i}{\phi_t} = j_H \frac{k}{D} \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/2}$$

$$= 852$$

$$\frac{h_{io}}{\phi_t} = \frac{h_i}{\phi_t} \times \frac{ID}{OD} \quad (\text{Eq. 6.5})$$

$$= 852 \times \frac{0.782}{1.000}$$

$$= 666$$

$$\phi_s = 1$$

$$h_{io} = 666 \text{ Btu/hr.ft}^2.^\circ\text{F}$$

Pressure drop

$$1'. \text{Re}_s = 13219$$

$$f = 0.0020 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \quad (\text{Fig.29})$$

$$\text{sg} = 1.00$$

$$2'. \text{jumlah crosses} \quad (\text{Eq. 7.43})$$

$$N + 1 = \frac{12 \times L}{B}$$

$$= 22$$

$$D_s = 37 \text{ in}$$

$$= 3.1 \text{ ft}$$

$$3'. \Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s (N + 1)}{5,22 \times 10^{10} \times D_e \times s \times \phi_s}$$

$$= 7.7 \text{ psi}$$

$$1 \text{ Re}_s = 510671$$

$$f = 0.0001 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \quad (\text{Fig.26})$$

$$\text{sg} = 1.798$$

$$2 \quad \Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \times 10^{10} \times D \times s \times \phi_t}$$

$$= 0.2 \text{ psi}$$

$$13. \text{Clean overall, } U_c$$

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{666 \times 842}{666 + 842} = 372 \text{ Btu/hr.ft}^2.^\circ\text{F}$$

$$14. \text{Dirt factor, } R_d :$$

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \cdot U_D} = \frac{372 - 141}{372 \cdot 141}$$

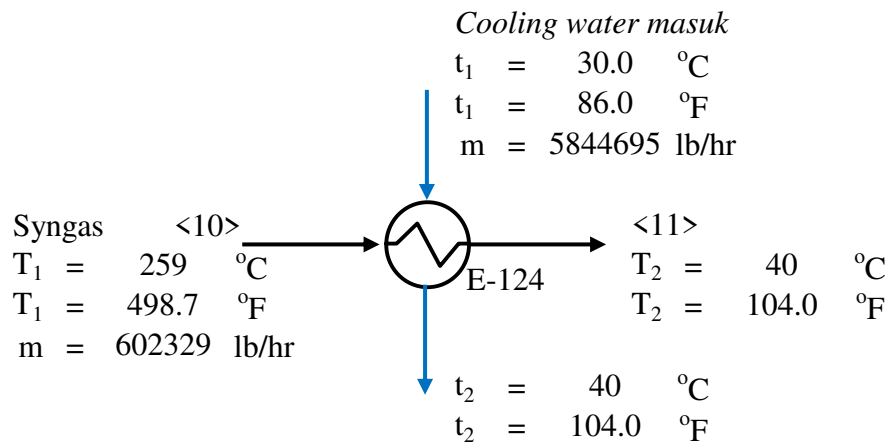
$$= 0.0044 \text{ hr.ft}^2.^\circ\text{F/Btu} > 0.002 \text{ hr.ft}^2.^\circ\text{F/Btu} \quad (\text{Kern, p.845})$$

Tabel C.7 Spesifikasi Waste Heat Boiler (E-123)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	E-123
Tipe	<i>Shell and Tube 1-2 Heat Exchanger</i>
Bahan	<i>Carbon Steel</i>
Jumlah	1 buah
Ketentuan	$R_D > 0.002 \text{ hr.ft}^2 \cdot \text{°F/Btu}$ $\Delta P \text{ liquid} < 10 \text{ psi}$ $\Delta P \text{ gas} < 2 \text{ psi}$
Shell	$ID = 37 \text{ in}$ $Baffle = 10$ $Passes = 1$ $\Delta P = 7.7 \text{ psi}$
Tube	$ID = 0.78 \text{ in}$ $OD = 1 \text{ in}$ $BWG = 12$ $Pitch = 1 \frac{1}{4} \text{ in Square Pitch}$ $Passes = 2$ $Panjang = 18 \text{ ft}$ $Jumlah = 674$ $\Delta P = 0.2 \text{ psi}$
Hasil Perhitungan	$R_D = 0.0044 \text{ hr.ft}^2 \cdot \text{°F/Btu}$ $Luas \text{ area} = 3176 \text{ ft}^2$

8. Syngas Cooler (E-124)

Fungsi : Menurunkan suhu syngas hingga 40 °C sebelum masuk separator I



1. Neraca Panas

$$\begin{aligned} \text{Syngas, } Q = \Delta H = H_{11} - H_{10} &= 9527503.7 - 114658671.8 \\ &= -105131168.0 \text{ Btu/h} \end{aligned}$$

$$\text{Cooling Water, } Q = 105131168.0 \text{ Btu/h}$$

2. Perbedaan Suhu

<i>Hot Fluid</i>		<i>Cold Fluid</i>		<i>Diff</i>
499	<i>High. Temp</i>	104	395	Δt_1
104	<i>Lower. Temp</i>	86	18	Δt_2
395	<i>Difference</i>	18	-377	$(\Delta t_2 - \Delta t_1)$
$(T_2 - T_1)$		$(t_2 - t_1)$		

$$\text{LTMD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} = 122 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} R &= \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \\ &= \frac{499 - 104}{104 - 86} \\ &= 21.930 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} S &= \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \\ &= \frac{104 - 86}{499 - 86} \\ &= 0.0436 \end{aligned}$$

$F_T = 1.00$ (dari Fig.19) dapat menggunakan 2-4 *Exchanger*

$$\Delta t = F_T \times \text{LMTD} = 122 \text{ } ^\circ\text{F}$$

dengan digunakan 2 x 1-2 *STHE*

3. Caloric Temperature

$$T_c = 301 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = 95 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Dari Tabel 8 U_D yang diijinkan = 75 - 150

$$\text{Dipilih } U_D = 145$$

$$\Delta = \frac{Q}{\dots}$$

$$\begin{aligned}
 A &= U_D \Delta t \\
 &= 5942.6 \text{ ft}^2 \\
 a'' &= 0.2618 \text{ ft}^2/\text{lin ft} \quad (\text{Tabel 10}) \\
 \text{Jumlah tube} &= \frac{A}{a'' \times L} = \frac{5942.63}{18 \times 0.2618} \\
 &= 631
 \end{aligned}$$

Dengan spesifikasi tube berikut :

$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= 1 \text{ in} \\
 \text{BWG} &= 12 \\
 L &= 18 \text{ ft} = 216 \text{ in} \\
 \text{ID} &= 0.782 \text{ in} \\
 a' &= 0.479
 \end{aligned}$$

Berdasarkan Tabel 9, dengan jumlah tube tersebut, didapat tube-sheet layout yang sesuai dengan kriteria berikut :

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah tube yang mendekati} &= 644 \\
 \text{Pitch} &= 1 \frac{1}{4} \text{ in square pitch} \\
 \text{Shell ID} &= 39 \text{ in} \\
 \text{Shell Pass} &= 1
 \end{aligned}$$

Koreksi U_D :

$$\begin{aligned}
 A &= 644 \times 18 \times 0.2618 \times 2 \\
 &= 6070 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 U_D &= \frac{Q}{A \Delta t} \\
 &= 142 \text{ (Sesuai range)}
 \end{aligned}$$

Hot fluid : shell side, syngas

4'. Flow area, a_s

$$\begin{aligned}
 B &= \text{ID}/5 \quad (\text{Eq. 11.4}) \\
 &= 39.00 / 5 \\
 &= 9.0 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 a_s &= \frac{\text{ID} \times C'B/n144Pt}{1 \times 144 \times 1 \frac{1}{4}} \quad (\text{Eq. 7.1}) \\
 &= \frac{39 \times 0.25 \times 9.0}{1 \times 144 \times 1 \frac{1}{4}} \\
 &= 0.49 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

5'. Mass velocity

$$\begin{aligned}
 G_s &= W/a_s \\
 &= 602329 / 0.49 \\
 &= 617774 \text{ lb}/(\text{hr})(\text{ft}^2)
 \end{aligned}$$

6'. Pada $T_c = 301 \text{ }^\circ\text{F}$

$$\begin{aligned}
 \mu &= 0.185 \times 2.42 \\
 &= 0.447 \text{ lb}/(\text{hr})(\text{ft})
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 D_e &= 1.48 \text{ in} \quad (\text{Fig. 28}) \\
 &= 0.123 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Re}_s &= D_e G_s / \mu \\
 &= \frac{0.123 \times 617774}{0.447}
 \end{aligned}$$

Cold fluid : tube side, cooling water

4. Flow area, a_t (Tabel 10)

$$\begin{aligned}
 a_t' &= 0.479 \text{ in}^2 \\
 a_t &= \frac{Nt \cdot a_t' / 144 \cdot n}{144 \times 2} \\
 &= \frac{644 \times 0.48}{144 \times 2} \\
 &= 1.07 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

5. Mass velocity

$$\begin{aligned}
 G_t &= W/a_t \\
 &= 5844695 / 1.07 \\
 &= 2728368 \text{ lb}/(\text{hr})(\text{ft}^2)
 \end{aligned}$$

6. Pada $t_c = 95 \text{ }^\circ\text{F}$

$$\begin{aligned}
 \mu &= 0.797 \times 2.42 \\
 &= 1.929 \text{ lb}/(\text{hr})(\text{ft})
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 D &= 0.78 \text{ in} \quad (\text{Tabel 10}) \\
 &= 0.065 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Re}_s &= D_e G_s / \mu \\
 &= \frac{0.065 \times 2728368}{1.929}
 \end{aligned}$$

$\frac{-}{0.447}$ $= 170511$ <p>7'. $j_H = 230$ (Fig. 28)</p> <p>8'. $k(c\mu/k)^{1/2}$</p> $k = 0.059 \text{ Btu/hr.ft.}^\circ (H_{ysys})$ $c = 10.91 \text{ Btu/lbmol.}^\circ\text{F}$ $BM = 14.92$ $c = 0.731 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$ $k \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/2} = 0.139 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot (\text{F/ft})$ <p>9'. $h_o = j_H \frac{k}{D_e} \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/2} \phi_s$ (Eq. 6.15b)</p> $\frac{h_o}{\phi_s} = j_H \frac{k}{D_e} \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/2}$ $= 259$ $\phi_s = 1$ $h_o = 259 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot \text{F}$	$\frac{-}{1.929}$ $= 92184$ $L/D = 276$ <p>7'. $j_H = 280$ (Fig. 24)</p> <p>8'. $k(c\mu/k)^{1/2}$</p> $k = 0.36 \text{ Btu/hr.ft.}^\circ (H_{ysys})$ $c = 18.56 \text{ Btu/lbmol.}^\circ\text{F}$ $BM = 18.02$ $c = 1.030 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$ $k \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/2} = 0.842 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot (\text{F/ft})$ <p>9 $h_i = j_H \frac{k}{D} \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/2} \phi_t$ (Eq. 6.15b)</p> $\frac{h_i}{\phi_t} = j_H \frac{k}{D} \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/2}$ $= 3619$ $\frac{h_{io}}{\phi_t} = \frac{h_i}{\phi_t} \times \frac{ID}{OD}$ (Eq. 6.5) $= 3619 \times \frac{0.782}{1.000}$ $= 2830$ $\phi_s = 1$ $h_{io} = 2830 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot \text{F}$
--	--

Pressure drop

<p>1'. $Re_s = 170511$</p> $f = 0.0012 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \text{ (Fig.29)}$ $sg = 2.8$ <p>2'. jumlah <i>crosses</i> (Eq. 7.43)</p> $N + 1 = \frac{12 \times L}{B}$ $= 24$ $D_s = 39 \text{ in}$ $= 3.3 \text{ ft}$ <p>3'. $\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s (N + 1)}{5,22 \times 10^{10} \times D_e \times s \times \phi_s}$</p> $= 2.0 \text{ psi}$	<p>1 $Re_s = 92184$</p> $f = 0.0001 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \text{ (Fig.26)}$ $sg = 1.0$ <p>2 $\Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \times 10^{10} \times D \times s \times \phi_t}$</p> $= 7.9 \text{ psi}$
--	---

13. Clean overall, U_c

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{2830 \times 259}{2830 + 259} = 237 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot \text{F}$$

14. Dirt factor, R_d :

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \cdot U_D} = \frac{237 - 142}{237 \cdot 142}$$

$$= 0.0028 \text{ hr.ft}^2\text{.}^\circ\text{F/Btu} > 0.002 \text{ hr.ft}^2\text{.}^\circ\text{F/Btu} \text{ (Kern, p.845)}$$

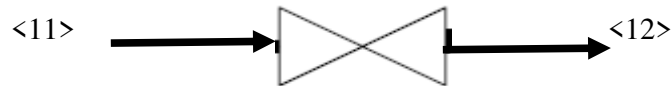
Tabel C.8 Spesifikasi Syngas Cooler (E-124)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	E-124
Tipe	<i>Shell and Tube 1-2 Heat Exchanger</i>
Bahan	<i>Carbon Steel</i>
Jumlah	2 buah
Ketentuan	$R_D > 0.002 \text{ hr.ft}^2\text{.}^\circ\text{F/Btu}$ $\Delta P_{\text{liquid}} < 10 \text{ psi}$ $\Delta P_{\text{gas}} < 2 \text{ psi}$
Shell	$ID = 39 \text{ in}$ <i>Baffle</i> = 9 <i>Passes</i> = 1 $\Delta P = 2.0 \text{ psi}$
Tube	$ID = 0.8 \text{ in}$ $OD = 1.0 \text{ in}$ $BWG = 12$ <i>Pitch</i> = 1 1/4 in Square pitch <i>Passes</i> = 2 Panjang = 18 ft Jumlah = 644 / HE $\Delta P = 7.9 \text{ psi}$
Hasil Perhitungan	$R_D = 0.0028 \text{ hr.ft}^2\text{.}^\circ\text{F/Btu}$ Luas area = 3035 ft ²

9. Expansion Valve (K-125)

Fungsi : Menurunkan tekanan arus <12> menjadi 15 bar

Tipe : Linear Opening JT Valve



Data Fluida yang melalui Valve (K-125)

Fluida	Keterangan	Nilai	Satuan	Nilai	Satuan
<11>	Mass Flow	273289	kg/jam	1202.5	gal/min
	T	40	°C	104	°F
	P1	41.49	bar	601.73	psi
	P2	15.00	bar	217.56	psi
	ΔP	26.49	bar	384.18	psi
	Density (ρ)	39.836	kg/m ³		
	gs	0.043			

Dengan persamaan (9.4) Process Dynamics and Control (Seborg, 1994)

$$q = C_v f(l) \sqrt{(\Delta P V / g_s)}$$

q = Mass Flow, gal/min

C_v = Sizing Coefficient Valve

f(l) = Valve Characteristic

ΔP_v = Pressure Drop Across the valve, psi

g_s = Specific Gravity

Dengan asumsi jenis valve yang digunakan adalah tipe linear opening valve dengan bukaan penuh (l = 100%) maka didapatkan C_v number sebagai berikut :

$$C_v = (q) / (f(l) \sqrt{(\Delta P V / g_s)})$$

Maka didapatkan C_v number sebesar = 13

Tabel C9. Syn Gas Expansion Valve (K-125)

Spesifikasi	Keterangan
Nama	Syn Gas Expansion Valve
Kode	K-125
Fungsi	Menurunkan tekanan arus <12> menjadi 15 bar
Tipe	Linear Opening Valve
Suhu Operasi	40 °C
Tekanan Operasi	41.488 bar
C _v	13

10. Separator I (H-126)

Fungsi : Memisahkan H₂O dari syngas sebelum masuk ke G-127

Tipe : *vertical drum*

Jumlah : 1 buah

Kondisi Operasi

P operasi	=	15.0	bar			
T operasi	=	37.45	°C	=	311	K = 99 °F
V _{feed}	=	18699	m ³ /h			
ρ _{feed}	=	14.62	kg/m ³	=	0.91	lb/ft ³
V _v	=	18591	m ³ /h			
ρ _v	=	8.94	kg/m ³			
V _L	=	107.28	m ³ /h			
ρ _L	=	998.6	kg/m ³			

1 Menentukan besar Tinggi (H) dan Diameter (D)

Menghitung *vapor superficial velocity*

$$V_m = 0,064 \left(\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g} \right)^{1/2} \quad \text{Saunders-Brown equation}$$

"persamaan (4-93) Ulrich hal 203"

$$= 0.67 \text{ m/s}$$

Diperoleh besar luasan

$$A = \frac{V_v}{V_m}$$
$$= 7.67 \text{ m}^2$$

Besar diameter

$$A = \frac{1}{4} \pi D^2$$
$$D = 3.12 \text{ m} = 123 \text{ in}$$

Asumsi :

residence time (t) = 15 menit

Ruang kosong = 20%

$$L_L = \frac{V_L \times t}{A}$$
$$= \frac{107.28 \times 0.25}{7.67}$$
$$= 3.50 \text{ m}$$

L_{sebenarnya} = 4.372 m = 14.3 ft

L/D = 1.3992 *Ratio* dianggap bagus apabila L/D < 3 (Ulrich hal 203)

Maka besar volume adalah

$$V = \frac{1}{4} \pi D^2 H = 33.5 \text{ m}^3$$

Tebal Shell

Material : *Carbon Steel SA 212 Grade A*
f = 16250 psi

Pengelasan : *Single-welded butt joint with backing strip, thermally stress relieved, non-radiographed*
 $E = 0.85$

$$P_{\text{desain}} = 1.1 \times \text{tekanan operasi (bar)} \quad (\text{Source: Ulrich ebook})$$

$$= 16.5 \text{ bar}$$

$$= 16.8 \text{ kg/cm}^2$$

$$= 239.3 \text{ psi}$$

C, faktor korosi = 1/8 in

t_{shell} = tebal shell

$$t_{\text{shell}} = \frac{P D_i}{2 (f E - 0.6P)} + C$$

$$= 1 \frac{1}{5} \text{ in}$$

dipilih t_{shell} standar = 1 1/4 in

$$OD = ID + 2 t_{\text{shell}}$$

$$= 125.5 \text{ in}$$

$$OD = 125.5 \text{ in} = 10.5 \text{ ft} = 3.19 \text{ m}$$

$$= 126 \text{ in} \quad (\text{standarisasi}) = 10.5 \text{ ft}$$

Desain Tutup

untuk $t = 1 \frac{1}{4}$ in didapat :

$$icr (r_1) = 7 \frac{5}{8} \text{ in}$$

$$r (r_c) = 114 \text{ in}$$

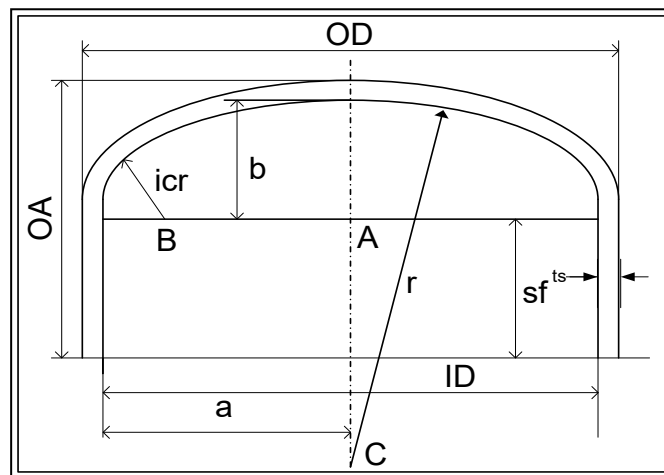
$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{r_c}{r_1}} \right)$$

$$= 1.717$$

$$t_{\text{head}} = \frac{P \cdot r_c \cdot W}{2 \cdot f \cdot E - 0.2 \cdot P} + C$$

$$= 1 \frac{5}{6} \text{ in}$$

Dipilih tebal head standart = 1 7/8 in



Didapatkan :

$$sf = 3.0 \text{ in}$$

$$icr = 5 \frac{7}{8} \text{ in}$$

$$a = ID/2 = 61.5 \text{ in}$$

$$AB = ID/2 - icr$$

$$= 61.5 - 5 \frac{7}{8} = 55.6 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
BC &= r - icr \\
&= 114 - 5 \frac{7}{8} = 108 \text{ in} \\
sf &= 3.0 \text{ in} \\
b &= r - [BC^2 - AB^2]^{1/2} \\
&= 21 \text{ in} = 1.77 \text{ ft} \\
\text{tinggi tutup} &= t_{head} + b + sf \\
&= 25.0 \text{ in} \\
&= 2.1 \text{ ft}
\end{aligned}$$

Menggunakan head dengan butt-welded terhadap shell,

$$\begin{aligned}
C &= 0.125 \\
De &= ID = 123.50 \text{ in} \\
\text{Tebal flange} &= C \cdot De \cdot \sqrt{\frac{p}{f}} \\
\text{flat head} &= 1.87 \text{ in} \quad (\text{Tebal minimum yang dibutuhkan}) \\
\text{tebal +2 mm faktor korosi + 6\% untuk pengurangan tebal pada bagian torus} &= 2 \text{ in} = 2 \text{ in} \quad (\text{standarisasi}) \\
&= 0.166667 \text{ ft}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Tinggi tangki} &= \text{Tinggi silinder} + \text{tinggi tutup} \\
&= 16.6 \text{ ft}
\end{aligned}$$

Tabel C.10 Spesifikasi Separator I (H-126)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	H-126
Fungsi	Memisahkan H ₂ O dari syngas sebelum masuk ke G-127
Material	Carbon Steel SA 212 Grade A
Jumlah	1 unit
Tipe	Silinder tegak dengan tutup berbentuk <i>standard dished head</i>
Diameter	10.5 ft = 3.200 m
Tinggi	16.6 ft = 5.058 m
Tebal <i>shell</i>	1 1/4 in
Tebal tutup atas	1 7/8 in
Tebal tutup bawah	2 in

11. Syn Gas Compressor (G-127)

Fungsi : Menaikkan tekanan syn gas agar sesuai dengan kondisi operasi proses pada reaktor metanol

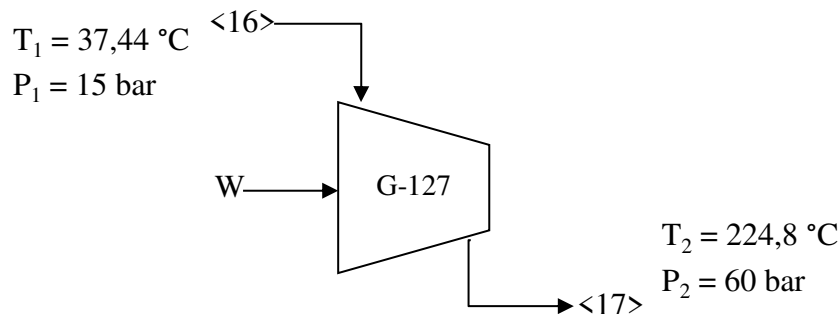
Tipe : *Centrifugal compressor*

Jumlah : 1 buah 1 *stages*

Feed : *Syn gas* dari separator I (H-214)

Data operasi :

Suhu masuk (T_1)	=	37.44 °C	=	99 °F
Tekanan masuk (P_1)	=	15 bar	=	217.62 psia
Tekanan keluar (P_2)	=	60 bar	=	870.47 psia
Rate massa	=	166157.0 kg/jam		
Rate mol	=	10821.8 kgmol/jam		
Rate volume	=	18591.3 m ³ /h (F)		



A. Kondisi Operasi

1. Tekanan *Suction* , P_s (psia)

$P_s = P$ gas masuk

$P_s = 217.62$ psia

2. Temperatur *Suction* , T_s (°K)

$T_s = 37.44238$ °C = 310.592377 K

3. Tekanan *Discharge* , P_d (psia)

$P_d = P$ gas keluar

$P_d = 870.47$ psia

4. *Ratio spesific heat* (C_p/C_v)

$\gamma = 1.4$

5. *Pressure ratio* , $R_c = 870.47 / 217.617$

= 4.0

6. Jumlah *stage* , $N = 1.0$

$$r = \sqrt[N]{\frac{P_d}{P_s}} = 4.0$$

R_c maks/*stage* = 3 - 4,5 (*Tabel 12-1, Ludwig vol III, Hal 369*)

7. Temperatur discharge

$T_{i1} = T_1 R_c^{(k-1)/k}$ (persamaan 12.62, ludwig)

"k" untuk natural gas = 1.27

$$T_{i1} = (99+460) (4)^{((1.27-1)/1.27)}$$

$$T_{i1} = 751 \text{ R}$$

$$T_{i1} = 291 \text{ F}$$

untuk $R_c = 4$; $k = 1.27$
 dari figure 12-22 didapat $T_2/T_1 = 1.6$

$$T_2 = (99+460) (1.6)$$

$$T_2 = 897 \text{ R}$$

$$T_2 = 437 \text{ F} = 224.8 \text{ C}$$

B. Kapasitas Power (BHP)

$$\text{polytropic efisiensi, } \eta_p = 0,017 \ln F + 0,7$$

$$= 0.73$$

$$\text{polytropic coefficient, } n = \frac{\gamma \eta_p}{\gamma \eta_p - \gamma + 1}$$

$$= 1.6$$

$$\text{kapasitas power, } W = \frac{n}{n-1} \frac{P_{in} F_{in} N}{\eta_p} \left[1 - (r)^{\frac{n-1}{n}} \right]$$

$$= 19346266.2 \text{ W}$$

$$= 25943.8 \text{ hp}$$

$$= 19346.6 \text{ kW}$$

Tabel C11. Spesifikasi Kompresor I (G-127)

Nama	Spesifikasi
Kode	G-127
Tipe	<i>Centrifugal compressor</i>
Fungsi	Menaikkan tekanan syn gas agar sesuai dengan kondisi operasi proses pada reaktor metanol
Jumlah	1 buah 1 <i>stages</i>
Bahan	<i>Stainless Steel</i>
Kondisi operasi	$P_{suction} = 15 \text{ bar}, T_{suction} = 30 \text{ }^\circ\text{C}$ $P_{discharge} = 60 \text{ bar}, T_{discharge} = 224.8 \text{ }^\circ\text{C}$
Kapasitas	166157.0 kg/jam
Efisiensi	73%
Power	25944 hp

12. Methanol Reactor (R-210)

Fungsi : Mereaksikan CO dan CO₂ dengan H₂ menjadi metanol

Tipe : Fixed bed Reactor

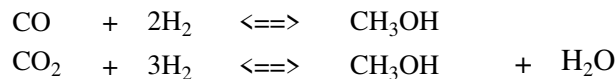
Cara Kerja :

- 1) Reaktan masuk reactor dari bawah dan keluar ke atas.
- 2) Reaktor berupa shell and tube dimana katalis dalam tube dan pendingin dalam shell.
- 3) Syngas melewati katalis dalam tube-tube dan bereaksi membentuk methanol.

Kondisi Operasi

$$\begin{aligned} T &= 285 \text{ } ^\circ\text{C} = 558 \text{ K} = 545.00 \text{ } ^\circ\text{F} \\ P &= 60 \text{ bar} = 58.88 \text{ atm} = 865.53 \text{ psia} \end{aligned}$$

Reaksi yang terjadi :



Aliran Feed Reaktor Metanol

$$\begin{aligned} \text{Laju massa umpan} &= 347,076.5 \text{ kg/jam} \\ &= 96.41014 \text{ kg/s} = 765172.6119 \text{ lb/h} \\ \text{Laju mol umpan} &= 20827.69 \text{ kmol/jam} \\ &= 5.785 \text{ kmol/s} \\ \mu \text{ campuran} &= 0.021 \text{ cp} = 0.000020 \text{ Kg/m.s} \\ \rho \text{ campuran} &= 24.42614 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

Katalis yang digunakan : CuO-Al₂O₃-ZnO

$$\begin{aligned} \text{Bentuk} &: \text{Spherical Pellet} \\ \text{Bulk density} &: 1.1 \text{ kg/liter} = 1100 \text{ kg/m}^3 \\ \text{Surface Area} &: 70 \text{ m}^2/\text{g} \\ \text{Diameter} &: 3 \text{ mm} = 0.003 \text{ m} \\ \text{Void Fraction, } \epsilon &: 0.03 \end{aligned}$$

1) Menghitung Volume Total Katalis

Dari persamaan 3.1-38 Geankoplis :

$$Nre, mf = \left[33.7^2 + 0.0408 \frac{Dp^3 \rho (\rho_p - \rho) g}{\mu^2} \right]^{1/2} - 33.7$$

$$Dp = 0.003 \text{ m}$$

$$Nre, mf = 802.93665$$

Dari persamaan 3.1-15 Geankoplis

$$Nre, mf = \frac{Dp \times G'}{(1 - \epsilon)\mu}$$

$$\begin{aligned}
G' &= 5.232 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s} \\
\text{Luas area yang dibutuhkan} &= \frac{\text{Laju massa masuk}}{G'} \\
&= 18.43 \text{ m}^2 \\
&= 198.3385729 \text{ ft}^2 \\
\text{Laju volumetrik umpan} &= 3.947 \text{ m}^3/\text{s} \\
&= 14209225.92 \text{ liter/jam}
\end{aligned}$$

Asumsi :

$$\begin{aligned}
\text{Residence time} &= 5.0 \text{ s} = 0.00139 \text{ jam} \\
\text{Catalyst Capacity} &= 720 \text{ kg feed/kg katalis jam} \\
\text{Massa katalis} &= 482.05 \text{ kg} \\
\text{Volume katalis} &= 0.438 \text{ m}^3
\end{aligned}$$

2) Perhitungan Ukuran Bejana

Asumsi :

$$\begin{aligned}
L &= 1.5 D \\
\text{Ruang kosong di atas katalis} &= 0.2 D \quad (\text{Ulrich, Tabel 4-22, hal 217})
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
V &= 0.25 \pi D^2 L \\
20.17326 &= 1.1775 D^3 \\
D &= 2.578 \text{ m} = 101.4933 \text{ in}
\end{aligned}$$

sehingga,

$$\begin{aligned}
\text{Tinggi reaktor (L)} &= 3.867 \text{ m} \\
\text{Volume reaktor (V)} &= 0.25 \pi D^2 L \\
&= 20.17 \text{ m}^3
\end{aligned}$$

3) Perhitungan Tebal Bejana

$$\begin{aligned}
P &= 59.66 \text{ bar} = 865.534 \text{ psia} \\
D &= 2.578 \text{ m} = 101.49 \text{ in} \\
R &= \frac{1}{2} D = 50.75 \text{ in} \\
f &= 18000 \quad (\text{Browneel Hal 342, SA-240 Grade M Type 216}) \\
E &= 0.8 \quad (\text{Double welded butt joint}) \\
C &= 0.0625 \text{ in} \\
ts &= \frac{pd}{2fE} + c \quad (3.16) \\
&= 3 \text{ in} \\
\text{Standarisasi ts} &= 3 \text{ in} \\
\text{OD} &= \text{ID} + 2 ts \\
&= 107.49 \text{ in}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 108 \text{ in} \quad (\text{ukuran standar, Brownell tabel 5.7}) \\
 \text{ID baru} &= \text{OD} - 2t_s \\
 &= 102.0 \text{ in} = 8.5 \text{ ft} \\
 L &= 153.0 \text{ in} \\
 &= 12.75 \text{ ft} \\
 &= 3.89 \text{ m}
 \end{aligned}$$

3) Perhitungan *Pressure Drop*

$$\frac{P}{P_o} = \left(1 - \frac{2\beta_o L}{P_o}\right)^{1/2} \quad (\text{Eq. 4.34, Fogler})$$

$$\beta_o = \frac{G(1 - \varepsilon)}{\rho_o g_c D_p \varepsilon^3} \left[\left(\frac{150(1 - \varepsilon)\mu}{D_p} \right) + 1.75G \right] \quad (\text{Eq. 4.25, Fogler})$$

$$\begin{aligned}
 A_c &= 3,14 * (\text{ID}/2)^2 = 57 \text{ ft}^2 \\
 G &= m/A_c = 13491.2 \text{ lb/h.ft}^2 \\
 \mu &= 0.02 \text{ cp} = 0.04 \text{ lb/h.ft} \\
 \rho_o &= 20.73766 \text{ kg/m}^3 = 1.29 \text{ lb/ft}^3 \\
 D_p &= 0.01 \text{ ft} \\
 g_c &= 417000000 \text{ lbm.ft/lbf.h}^2 \\
 P_o &= 60 \text{ bar} = 58.9 \text{ atm} \\
 \beta_o &= 112.26 \text{ lbf/ft}^3 = 0.05303 \text{ atm/ft} \\
 P &= 58.87983 \text{ atm} \\
 \Delta P &= P_o - P = 0.78 \text{ atm} \\
 10\%P_o &= 5.966 \text{ atm} \\
 &\text{karena } \textit{pressure drop} < 10\% P_o, \text{ maka memenuhi} \quad (\text{Robin Smith, p.268})
 \end{aligned}$$

5) Perhitungan Tebal Tutup

Dipilih tutup : *Standard dish head*

$$\begin{aligned}
 f &= 18000 \text{ psi} \quad (\text{Brownell Hal 342, SA-240 Grade M Type 216}) \\
 E &= 0.8 \quad (\text{Tabel 13.2 hal 254 untuk } \textit{double welded butt joint}) \\
 C &= 0.0625 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Tebal tutup atas dan tutup bawah berupa *Standard Dished Head*

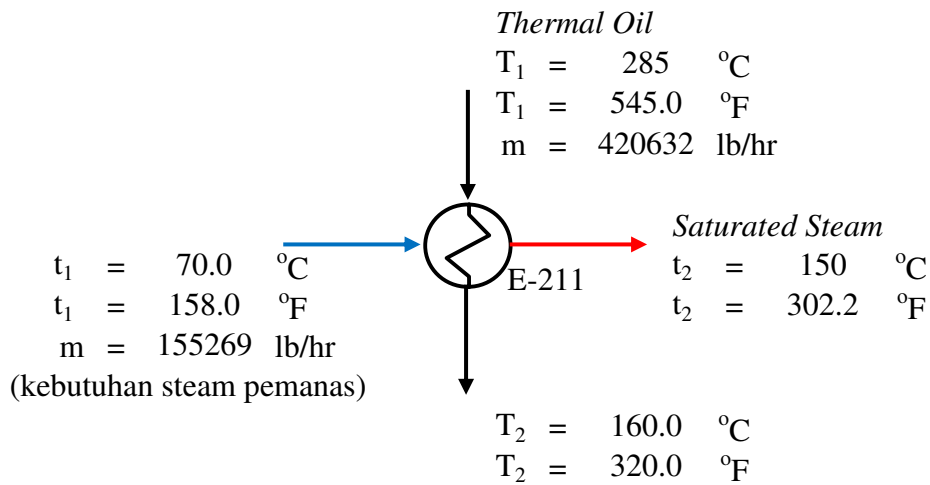
$$\begin{aligned}
 t_{ha} &= \frac{0.885 \times P_i \times r}{fE - 0.1P_i} + C \\
 t_{ha} &= 2 \frac{4}{5} \text{ in} \\
 t_{ha} = t_{hb} &= 3 \text{ in} \quad (\text{Standarisasi}) \\
 \text{Tinggi tutup atas (} h_a \text{)} &= 0,169 D \\
 h_a = h_b &= 17.24 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Tabel C12. Methanol Reactor (R-210)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	Methanol Reactor
Kode	R-210
Fungsi	Mereaksikan CO dan CO ₂ dengan H ₂ menjadi metanol
Suhu Operasi	285 °C
Tekanan Operasi	59.66 bar
Kapasitas	20.17 m ³
Diameter dalam (ID)	102.0 in = 2.591 m
Diameter luar (OD)	108 in = 2.743 m
Tinggi total	3.867 m
Tebel silinder	3 in = 0.076 m
Tipe tutup atas	<i>Standard dished head</i>
Tebel tutup atas	3 in = 0.076 m
Tipe tutup bawah	<i>Standard dished head</i>
Tebel tutup bawah	3 in = 0.076 m
Jumlah (unit)	1

13. Waste Heat Boiler (E-211)

Fungsi : Memanfaatkan panas aliran thermal oil yang telah digunakan untuk mendinginkan Methanol Reactor untuk menghasilkan steam



1. Neraca Panas

Thermal Oil, $Q = 75815982.4 \text{ Btu/h}$

2. Perbedaan Suhu

<i>Hot Fluid</i>		<i>Cold Fluid</i>	<i>Diff</i>	
545.0	<i>High. Temp</i>	302.2	242.8	Δt_1
320.0	<i>Lower. Temp</i>	158.0	162.0	Δt_2
225.0	<i>Difference</i>	144.2	-80.8	$(\Delta t_2 - \Delta t_1)$
$(T_2 - T_1)$		$(t_2 - t_1)$		

$$\text{LTMD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} = 200 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{545 - 320}{302 - 158} = 1.561$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{302 - 158}{545 - 158} = 0.3726$$

$F_T = 0.92$ (dari Fig.18) dapat menggunakan 1-2 *Exchanger*

$$\Delta t = F_T \times \text{LMTD} = 184 \text{ } ^\circ\text{F}$$

3. Caloric Temperature

$$T_c = 433 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = 230 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Dari Tabel 8 U_D yang diijinkan = 75 - 150

Dipilih $U_D = 120$

$$A = \frac{Q}{U_D \Delta t}$$

$$= 3439.0 \text{ ft}^2$$

$$a'' = 0.1963 \text{ ft}^2/\text{lin ft} \quad (\text{Tabel 10})$$

$$\text{Jumlah tube} = \frac{A}{a'' \times L} = \frac{3439.00}{18 \times 0.1963} = 973$$

Dengan spesifikasi tube berikut :

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 3/4 \text{ in} \\ \text{BWG} &= 12 \\ \text{L} &= 18 \text{ ft} = 216 \text{ in} \\ \text{ID} &= 0.532 \text{ in} \\ a' &= 0.223 \end{aligned}$$

Berdasarkan Tabel 9, dengan jumlah tube tersebut, didapat tube-sheet layout yang sesuai dengan kriteria berikut :

$$\begin{aligned} \text{Jumlah tube yang mendekati} &= 1044 \\ \text{Pitch} &= 1 \text{ in triangular pitch} \\ \text{Shell ID} &= 37 \text{ in} \\ \text{Shell Pass} &= 1 \end{aligned}$$

Koreksi U_D :

$$\begin{aligned} A &= 1044 \times 18 \times 0.1963 \\ &= 3689 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} U_D &= \frac{Q}{A \Delta t} \\ &= 112 \text{ (Sesuai range)} \end{aligned}$$

Cold fluid : shell side, Water

4'. Flow area, a_s

$$\begin{aligned} B &= \text{ID}/5 \quad (\text{Eq. 11.4}) \\ &= 37.00 / 5 \\ &= 10.0 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} a_s &= \frac{\text{ID} \times C'B/n144Pt}{1 \times 144 \times 1} \quad (\text{Eq. 7.1}) \\ &= \frac{37 \times 0.25 \times 10.0}{1 \times 144 \times 1} \\ &= 0.64 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

5'. Mass velocity

$$\begin{aligned} G_s &= W/a_s \\ &= 155269 / 0.64 \\ &= 241716 \text{ lb/(hr)(ft}^2) \end{aligned}$$

6'. Pada $t_c = 230$ °F

$$\begin{aligned} \mu &= 0.252 \times 2.42 \\ &= 0.610 \text{ lb/(hr)(ft)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} D_e &= 0.72 \text{ in} \quad (\text{Fig. 28}) \\ &= 0.060 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Re}_s &= D_e G_s / \mu \\ &= \frac{0.060 \times 241716}{0.610} \\ &= 23756 \end{aligned}$$

Hot fluid : tube side, Thermal Fluid

4. Flow area, a'_t (Tabel 10)

$$\begin{aligned} a'_t &= 0.223 \text{ in}^2 \\ a_t &= Nt.a'_t/144 \\ &= \frac{1044 \times 0.22}{144 \times 2} \\ &= 0.81 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

5. Mass velocity

$$\begin{aligned} G_t &= W/a_t \\ &= 420632 / 0.81 \\ &= 520342 \text{ lb/(hr)(ft}^2) \end{aligned}$$

6. Pada $T_c = 433$ °F

$$\begin{aligned} \mu &= 0.268 \times 2.42 \\ &= 0.649 \text{ lb/(hr)(ft)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} D &= 0.53 \text{ in} \quad (\text{Tabel 10}) \\ &= 0.044 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Re}_s &= D_e G_s / \mu \\ &= \frac{0.044 \times 520342}{0.649} \\ &= 35569 \end{aligned}$$

$$L/D = 406$$

$$7'. j_H = 70 \quad (\text{Fig. 28})$$

$$8'. k(c\mu/k)^{1/2}$$

$$k = 0.395 \text{ Btu/hr.ft.}^\circ (\text{Hysys})$$

$$c = 19.03 \text{ Btu/lbmol.}^\circ\text{F}$$

$$\text{BM} = 18.02$$

$$c = 1.056 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$k \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/2} = 0.505 \text{ Btu/hr.ft}^2.(\circ\text{F/ft})$$

$$9'. h_o = j_H \frac{k}{D_e} \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/2} \phi_s \quad (\text{Eq. 6.15b})$$

$$\frac{h_o}{\phi_s} = j_H \frac{k}{D_e} \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/2}$$

$$= 589$$

$$\phi_s = 1$$

$$h_o = 589 \text{ Btu/hr.ft}^2.^\circ\text{F}$$

$$7. j_H = 120 \quad (\text{Fig. 24})$$

$$8. k(c\mu/k)^{1/2}$$

$$k = 0.05 \text{ Btu/hr.ft.}^\circ (\text{Hysys})$$

$$c = 103.6 \text{ Btu/lbmol.}^\circ\text{F}$$

$$\text{BM} = 190$$

$$c = 0.545 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$k \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/2} = 0.139 \text{ Btu/hr.ft}^2.(\circ\text{F/ft})$$

$$9. h_i = j_H \frac{k}{D} \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/2} \phi_t \quad (\text{Eq. 6.15b})$$

$$\frac{h_i}{\phi_t} = j_H \frac{k}{D} \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/2}$$

$$= 375$$

$$\frac{h_{i0}}{\phi_t} = \frac{h_i}{\phi_t} \times \frac{\text{ID}}{\text{OD}} \quad (\text{Eq. 6.5})$$

$$= 375 \times \frac{0.532}{0.750}$$

$$= 266$$

$$\phi_s = 1$$

$$h_{i0} = 266 \text{ Btu/hr.ft}^2.^\circ\text{F}$$

Pressure drop

$$1'. \text{Re}_s = 23756$$

$$f = 0.0020 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \quad (\text{Fig.29})$$

$$\text{sg} = 1.00$$

$$2'. \text{jumlah crosses} \quad (\text{Eq. 7.43})$$

$$N + 1 = \frac{12 \times L}{B}$$

$$= 22$$

$$D_s = 37 \text{ in}$$

$$= 3.1 \text{ ft}$$

$$3'. \Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s (N + 1)}{5,22 \times 10^{10} \times D_e \times s \times \phi_s}$$

$$= 2.5 \text{ psi}$$

$$1 \text{ Re}_s = 35569$$

$$f = 0.0002 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \quad (\text{Fig.26})$$

$$\text{sg} = 0.822$$

$$2 \Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \times 10^{10} \times D \times s \times \phi_t}$$

$$= 1.0 \text{ psi}$$

$$13. \text{Clean overall, } U_c$$

$$U_c = \frac{h_{i0} \times h_o}{h_{i0} + h_o} = \frac{266 \times 589}{266 + 589} = 183 \text{ Btu/hr.ft}^2.^\circ\text{F}$$

$$14. \text{Dirt factor, } R_d :$$

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \cdot U_D} = \frac{183 - 112}{183 \cdot 112}$$

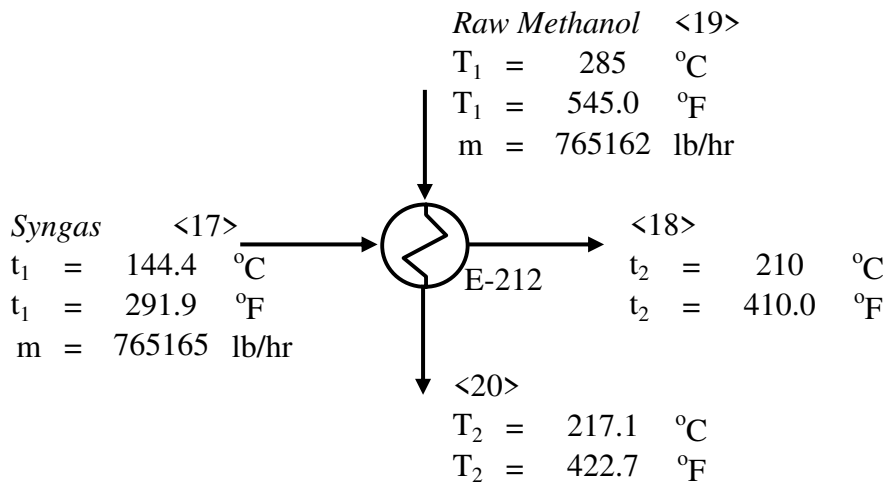
$$= 0.0035 \text{ hr.ft}^2.^\circ\text{F/Btu} > 0.002 \text{ hr.ft}^2.^\circ\text{F/Btu} \quad (\text{Kern, p.845})$$

Tabel C.13 Spesifikasi Waste Heat Boiler (E-211)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	E-211
Tipe	<i>Shell and Tube 1-2 Heat Exchanger</i>
Bahan	<i>Carbon Steel</i>
Jumlah	1 buah
Ketentuan	$R_D > 0.002 \text{ hr.ft}^2.\text{°F/Btu}$ $\Delta P \text{ liquid} < 10 \text{ psi}$ $\Delta P \text{ gas} < 2 \text{ psi}$
Shell	$ID = 37 \text{ in}$ $Baffle = 10$ $Passes = 1$ $\Delta P = 2.5 \text{ psi}$
Tube	$ID = 0.53 \text{ in}$ $OD = 3/4 \text{ in}$ $BWG = 12$ $Pitch = 1 \text{ in triangular Pitch}$ $Passes = 2$ $Panjang = 18 \text{ ft}$ $Jumlah = 1044$ $\Delta P = 1.0 \text{ psi}$
Hasil Perhitungan	$R_D = 0.0035 \text{ hr.ft}^2.\text{°F/Btu}$ $Luas \text{ area} = 3689 \text{ ft}^2$

14. Interchanger (E-212)

Fungsi : Menaikkan suhu syngas feed Methanol Reactor dengan memanfaatkan panas aliran produk Methanol Reactor (R-210)



1. Neraca Panas

$$\begin{aligned} \text{Syngas, } Q = \Delta H = H_{18} - H_{17} &= 115486293.2 - 72219061.4 \\ &= 43267231.9 \text{ Btu/h} \end{aligned}$$

2. Perbedaan Suhu

<i>Hot Fluid</i>		<i>Cold Fluid</i>		<i>Diff</i>
545.0	<i>High. Temp</i>	410.0	135.0	Δt_1
422.7	<i>Lower. Temp</i>	291.9	130.8	Δt_2
122.3	<i>Difference</i>	118.1	-4.2	$(\Delta t_2 - \Delta t_1)$
$(T_2 - T_1)$		$(t_2 - t_1)$		

$$\text{LTMD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} = 133 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} R &= \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \\ &= \frac{545 - 423}{410 - 292} \\ &= 1.036 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} S &= \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \\ &= \frac{410 - 292}{545 - 292} \\ &= 0.4666 \end{aligned}$$

$F_T = 0.97$ (dari Fig.20) dapat menggunakan 2-4 *Exchanger*

$$\Delta t = F_T \times \text{LMTD} = 129 \text{ } ^\circ\text{F}$$

dapat menggunakan 2 x 1-2 *STHE*

3. Caloric Temperature

$$T_c = 484 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = 351 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Dari Tabel 8 U_D yang diijinkan = 40 - 75

$$\text{Dipilih } U_D = 75$$

$$\Delta = \frac{Q}{A}$$

$$\begin{aligned}
 A &= U_D \Delta t \\
 &= 4475.4 \text{ ft}^2 \\
 a'' &= 0.2618 \text{ ft}^2/\text{lin ft} \quad (\text{Tabel 10}) \\
 \text{Jumlah tube} &= \frac{A}{a'' \times L} = \frac{4475.35}{18 \times 0.2618} \\
 &= 475
 \end{aligned}$$

Dengan spesifikasi tube berikut :

$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= 1 \text{ in} \\
 \text{BWG} &= 12 \\
 L &= 18 \text{ ft} = 216 \text{ in} \\
 \text{ID} &= 0.782 \text{ in} \\
 a' &= 0.479
 \end{aligned}$$

Berdasarkan Tabel 9, dengan jumlah tube tersebut, didapat tube-sheet layout yang sesuai dengan kriteria berikut :

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah tube yang mendekati} &= 522 \\
 \text{Pitch} &= 1 \frac{1}{4} \text{ in triangular pitch} \\
 \text{Shell ID} &= 33 \text{ in} \\
 \text{Shell Pass} &= 1
 \end{aligned}$$

Koreksi U_D :

$$\begin{aligned}
 A &= 522 \times 18 \times 0.2618 \times 2 \\
 &= 4920 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 U_D &= \frac{Q}{A \Delta t} \\
 &= 68 \text{ (Sesuai range)}
 \end{aligned}$$

<i>Cold fluid : shell side, Feed Reactor</i>	<i>Hot fluid : tube side, Effluent Reactor</i>
<p>4'. Flow area , a_s</p> $ \begin{aligned} B &= \text{ID}/5 \quad (\text{Eq. 11.4}) \\ &= 33.00 / 5 \\ &= 11.0 \text{ in} \\ a_s &= \text{ID} \times C'B/n144Pt \quad (\text{Eq. 7.1}) \\ &= \frac{33 \times 0.25 \times 11.0}{1 \times 144 \times 1 \frac{1}{4}} \\ &= 0.50 \text{ ft}^2 \end{aligned} $ <p>5'. Mass velocity</p> $ \begin{aligned} G_s &= W/a_s \\ &= 765165 / 0.50 \\ &= 758841 \text{ lb}/(\text{hr})(\text{ft}^2) \end{aligned} $ <p>6'. Pada $t_c = 351 \text{ }^\circ\text{F}$</p> $ \begin{aligned} \mu &= 0.016 \times 2.42 \\ &= 0.039 \text{ lb}/(\text{hr})(\text{ft}) \\ D_e &= 0.72 \text{ in} \quad (\text{Fig. 28}) \\ &= 0.060 \text{ ft} \\ \text{Re}_s &= D_e G_s / \mu \\ &= \frac{0.060 \times 758841}{0.039} \end{aligned} $	<p>4. Flow area , a_t (Tabel 10)</p> $ \begin{aligned} a'_t &= 0.479 \text{ in}^2 \\ a_t &= Nt.a'_t/144 \\ &= \frac{522 \times 0.48}{144 \times 2} \\ &= 0.87 \text{ ft}^2 \end{aligned} $ <p>5. Mass velocity</p> $ \begin{aligned} G_t &= W/a_t \\ &= 765162 / 0.87 \\ &= 440666 \text{ lb}/(\text{hr})(\text{ft}^2) \end{aligned} $ <p>6. Pada $T_c = 484 \text{ }^\circ\text{F}$</p> $ \begin{aligned} \mu &= 0.020 \times 2.42 \\ &= 0.049 \text{ lb}/(\text{hr})(\text{ft}) \\ D &= 0.78 \text{ in} \quad (\text{Tabel 10}) \\ &= 0.065 \text{ ft} \\ \text{Re}_s &= D_e G_s / \mu \\ &= \frac{0.065 \times 440666}{0.049} \end{aligned} $

$\frac{-}{0.039}$ $= 1169253$ <p>7'. $j_H = 700$ (Fig. 28)</p> <p>8'. $k(c\mu/k)^{1/2}$</p> $k = 0.062 \text{ Btu/hr.ft.}^\circ (H_{ysys})$ $c = 7.73 \text{ Btu/lbmol.}^\circ\text{F}$ $BM = 14.44$ $c = 0.536 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$ $k \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/2} = 0.036 \text{ Btu/hr.ft.}^2 \cdot (^\circ\text{F/ft})$ <p>9'. $h_o = j_H \frac{k}{D_e} \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/2} \phi_s$ (Eq. 6.15b)</p> $\frac{h_o}{\phi_s} = j_H \frac{k}{D_e} \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/2}$ $= 418$ $\phi_s = 1$ $h_o = 418 \text{ Btu/hr.ft.}^2 \cdot ^\circ\text{F}$	$= 0.049$ $= 588812$ $L/D = 276$ <p>7. $j_H = 900$ (Fig. 24)</p> <p>8. $k(c\mu/k)^{1/2}$</p> $k = 0.07 \text{ Btu/hr.ft.}^\circ (H_{ysys})$ $c = 8.81 \text{ Btu/lbmol.}^\circ\text{F}$ $BM = 16.74$ $c = 0.526 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$ $k \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/2} = 0.041 \text{ Btu/hr.ft.}^2 \cdot (^\circ\text{F/ft})$ <p>9 $h_i = j_H \frac{k}{D} \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/2} \phi_t$ (Eq. 6.15b)</p> $\frac{h_i}{\phi_t} = j_H \frac{k}{D} \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/2}$ $= 571$ $\frac{h_{io}}{\phi_t} = \frac{h_i}{\phi_t} \times \frac{ID}{OD} \text{ (Eq. 6.5)}$ $= 571 \times \frac{0.782}{1.000}$ $= 446$ $\phi_s = 1$ $h_{io} = 446 \text{ Btu/hr.ft.}^2 \cdot ^\circ\text{F}$
--	--

Pressure drop

<p>1'. $Re_s = 1169253$</p> $f = 0.0009 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \text{ (Fig.29)}$ <p>2'. jumlah <i>crosses</i> (Eq. 7.43)</p> $N + 1 = \frac{12 \times L}{B}$ $= 20$ $D_s = 33 \text{ in}$ $= 2.8 \text{ ft}$ <p>3'. $\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s (N + 1)}{5,22 \times 10^{10} \times D_e \times s \times \phi_s}$</p> $= 0.4 \text{ psi}$	<p>1 $Re_s = 588812$</p> $f = 0.0001 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \text{ (Fig.26)}$ <p>2 $\Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \times 10^{10} \times D \times s \times \phi_t}$</p> $= 2.9 \text{ psi}$
--	---

13. Clean overall, U_c

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{446 \times 418}{446 + 418} = 216 \text{ Btu/hr.ft.}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

14. Dirt factor, R_d :

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \cdot U_D} = \frac{216 - 68}{216 \cdot 68}$$

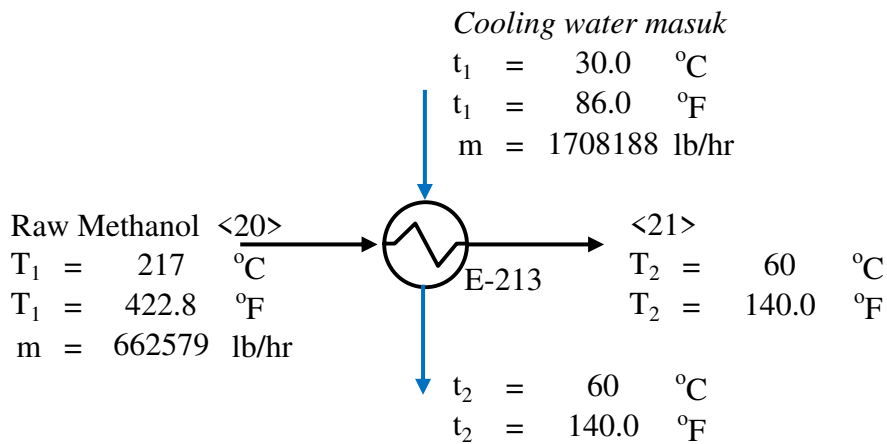
$$= 0.0100 \text{ hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/Btu} > 0.002 \text{ hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/Btu}$$

Tabel C.14 Spesifikasi Interchanger (E-212)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	E-212
Tipe	<i>Shell and Tube 1-2 Heat Exchanger</i>
Bahan	<i>Carbon Steel</i>
Jumlah	2 buah
Ketentuan	$R_D > 0.002 \text{ hr.ft}^2.\text{°F/Btu}$ $\Delta P_{\text{liquid}} < 10 \text{ psi}$ $\Delta P_{\text{gas}} < 2 \text{ psi}$
Shell	$ID = 33 \text{ in}$ <i>Baffle</i> = 11 <i>Passes</i> = 1 $\Delta P = 0.4 \text{ psi}$
Tube	$ID = 0.78 \text{ in}$ $OD = 1 \text{ in}$ $BWG = 12$ <i>Pitch</i> = 1 1/4 in Triangular <i>Passes</i> = 2 Panjang = 18 ft Jumlah = 522 / HE $\Delta P = 2.9 \text{ psi}$
Hasil Perhitungan	$R_D = 0.0100 \text{ hr.ft}^2.\text{°F/Btu}$ Luas area = 2460 ft ²

15. Raw Methanol Cooler (E-213)

Fungsi : Menurunkan suhu Raw Methanol hingga 70 °C sebelum masuk separator II



1. Neraca Panas

$$\begin{aligned} \text{Syngas, } Q = \Delta H = H_{21} - H_{20} &= 16688696.4 - 108710008.5 \\ &= -92021312.1 \text{ Btu/h} \end{aligned}$$

$$\text{Cooling Water, } Q = 92021312.1 \text{ Btu/h}$$

2. Perbedaan Suhu

Hot Fluid		Cold Fluid	Diff	
423	High. Temp	140	283	Δt_1
140	Lower. Temp	86	54	Δt_2
283	Difference	54	-229	$(\Delta t_2 - \Delta t_1)$
$(T_2 - T_1)$		$(t_2 - t_1)$		

$$\text{LTMD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} = 138 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} R &= \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \\ &= \frac{423 - 140}{140 - 86} \\ &= 5.237 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} S &= \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \\ &= \frac{140 - 86}{423 - 86} \\ &= 0.1603 \end{aligned}$$

$F_T = 0.99$ (dari Fig.19) dapat menggunakan 2-4 Exchanger

$$\Delta t = F_T \times \text{LMTD} = 137 \text{ } ^\circ\text{F}$$

dengan digunakan 2 x 1-2 STHE

3. Caloric Temperature

$$T_c = 281 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = 113 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Dari Tabel 8 U_D yang diijinkan = 75 - 150

$$\text{Dipilih } U_D = 145$$

$$\Delta = \frac{Q}{\Lambda}$$

$$\begin{aligned}
 A &= U_D \Delta t \\
 &= 4639.2 \text{ ft}^2 \\
 a'' &= 0.2618 \text{ ft}^2/\text{lin ft} \quad (\text{Tabel 10}) \\
 \text{Jumlah tube} &= \frac{A}{a'' \times L} = \frac{4639.22}{18 \times 0.2618} \\
 &= 492
 \end{aligned}$$

Dengan spesifikasi tube berikut :

$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= 1 \text{ in} \\
 \text{BWG} &= 12 \\
 L &= 18 \text{ ft} = 216 \text{ in} \\
 \text{ID} &= 0.782 \text{ in} \\
 a' &= 0.479
 \end{aligned}$$

Berdasarkan Tabel 9, dengan jumlah tube tersebut, didapat tube-sheet layout yang sesuai dengan kriteria berikut :

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah tube yang mendekati} &= 522 \\
 \text{Pitch} &= 1 \frac{1}{4} \text{ in triangular pitch} \\
 \text{Shell ID} &= 33 \text{ in} \\
 \text{Shell Pass} &= 1
 \end{aligned}$$

Koreksi U_D :

$$\begin{aligned}
 A &= 522 \times 18 \times 0.2618 \times 2 \\
 &= 4920 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 U_D &= \frac{Q}{A \Delta t} \\
 &= 137 \text{ (Sesuai range)}
 \end{aligned}$$

<i>Cold fluid : shell side, cooling water</i>	<i>Hot fluid : tube side, raw methanol</i>
<p>4'. Flow area , a_s</p> $ \begin{aligned} B &= \text{ID}/5 \quad (\text{Eq. 11.4}) \\ &= 33.00 / 5 \\ &= 14.0 \text{ in} \\ a_s &= \text{ID} \times \text{C}'\text{B}/n144\text{Pt} \quad (\text{Eq. 7.1}) \\ &= \frac{33 \times 0.25 \times 14.0}{1 \times 144 \times 1 \frac{1}{4}} \\ &= 0.64 \text{ ft}^2 \end{aligned} $	<p>4. Flow area , a'_t (Tabel 10)</p> $ \begin{aligned} a'_t &= 0.479 \text{ in}^2 \\ a_t &= \frac{Nt.a't/144.n}{522 \times 0.48} \\ &= \frac{522 \times 0.48}{144 \times 2} \\ &= 0.87 \text{ ft}^2 \end{aligned} $
<p>5'. Mass velocity</p> $ \begin{aligned} G_s &= W/a_s \\ &= 1708188 / 0.64 \\ &= 1331056 \text{ lb}/(\text{hr})(\text{ft}^2) \end{aligned} $	<p>5. Mass velocity</p> $ \begin{aligned} G_t &= W/a_t \\ &= 662579 / 0.87 \\ &= 381588 \text{ lb}/(\text{hr})(\text{ft}^2) \end{aligned} $
<p>6'. Pada $t_c = 113 \text{ }^\circ\text{F}$</p> $ \begin{aligned} \mu &= 0.797 \times 2.42 \\ &= 1.929 \text{ lb}/(\text{hr})(\text{ft}) \\ D_e &= 0.72 \text{ in} \quad (\text{Fig. 28}) \\ &= 0.060 \text{ ft} \\ \text{Re}_s &= D_e G_s / \mu \\ &= \frac{0.060 \times 1331056}{1.929} \end{aligned} $	<p>6. Pada $T_c = 281 \text{ }^\circ\text{F}$</p> $ \begin{aligned} \mu &= 0.183 \times 2.42 \\ &= 0.443 \text{ lb}/(\text{hr})(\text{ft}) \\ D &= 0.78 \text{ in} \quad (\text{Tabel 10}) \\ &= 0.065 \text{ ft} \\ \text{Re}_s &= D_e G_s / \mu \\ &= \frac{0.065 \times 381588}{0.443} \end{aligned} $

$= \frac{1.929}{41395}$ <p>7'. $j_H = 125$ (Fig. 28)</p> <p>8'. $k(c\mu/k)^{1/2}$ $k = 0.357$ Btu/hr.ft.^o (Hysys) $c = 18.56$ Btu/lbmol.^oF BM = 18.02 $c = 1.030$ Btu/lb.^oF $k \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/2} = 0.843$ Btu/hr.ft.².(°F/ft)</p> <p>9'. $h_o = j_H \frac{k}{D_e} \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/2} \phi_s$ (Eq. 6.15b)</p> $\frac{h_o}{\phi_s} = j_H \frac{k}{D_e} \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/2}$ $= 1755$ $\phi_s = 1$ $h_o = 1755$ Btu/hr.ft. ² .°F	$= 0.443$ $= 56161$ L/D = 276 7'. $j_H = 160$ (Fig. 24) <p>8'. $k(c\mu/k)^{1/2}$ $k = 0.06$ Btu/hr.ft.^o (Hysys) $c = 8.64$ Btu/lbmol.^oF BM = 16.74 $c = 0.516$ Btu/lb.^oF $k \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/2} = 0.117$ Btu/hr.ft.².(°F/ft)</p> <p>9 $h_i = j_H \frac{k}{D} \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/2} \phi_t$ (Eq. 6.15b)</p> $\frac{h_i}{\phi_t} = j_H \frac{k}{D} \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/2}$ $= 288$ $\frac{h_{io}}{\phi_t} = \frac{h_i}{\phi_t} \times \frac{ID}{OD}$ (Eq. 6.5) $= 288 \times \frac{0.782}{1.000}$ $= 225$ $\phi_s = 1$ $h_{io} = 225$ Btu/hr.ft. ² .°F
---	--

Pressure drop

<p>1'. $Re_s = 41395$ $f = 0.0001$ ft²/in² (Fig.29) sg = 1.000</p> <p>2'. jumlah <i>crosses</i> (Eq. 7.43)</p> $N + 1 = \frac{12 \times L}{B}$ $= 93$ $D_s = 33$ in $= 2.8$ ft <p>3'. $\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s (N + 1)}{5,22 \times 10^{10} \times D_e \times s \times \phi_s}$ $= 8.6$ psi</p>	<p>1 $Re_s = 56161$ $f = 0.0002$ ft²/in² (Fig.26) sg = 0.780</p> <p>2 $\Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \times 10^{10} \times D \times s \times \phi_t}$ $= 0.4$ psi</p>
--	---

13. Clean overall, U_c

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{225 \times 1755}{225 + 1755} = 199 \text{ Btu/hr.ft.}^2\text{.}^{\circ}\text{F}$$

14. Dirt factor, R_d :

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \cdot U_D} = \frac{199 - 137}{199 \cdot 137}$$

$$= 0.0023 \text{ hr.ft}^2\text{.}^\circ\text{F/Btu} > 0.002 \text{ hr.ft}^2\text{.}^\circ\text{F/Btu} \text{ (Kern, p.845)}$$

Tabel C.15 Spesifikasi *Raw Methanol Cooler* (E-213)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	E-213
Tipe	<i>Shell and Tube 1-2 Heat Exchanger</i>
Bahan	<i>Carbon Steel</i>
Jumlah	2 buah
Ketentuan	$R_D > 0.002 \text{ hr.ft}^2\text{.}^\circ\text{F/Btu}$ $\Delta P_{\text{liquid}} < 10 \text{ psi}$ $\Delta P_{\text{gas}} < 2 \text{ psi}$
Shell	$ID = 33 \text{ in}$ <i>Baffle</i> = 14 <i>Passes</i> = 1 $\Delta P = 8.6 \text{ psi}$
Tube	$ID = 0.8 \text{ in}$ $OD = 1.0 \text{ in}$ $BWG = 12$ <i>Pitch</i> = 1 1/4 in Triangular <i>Passes</i> = 2 Panjang = 18 ft Jumlah = 522 / HE $\Delta P = 0.4 \text{ psi}$
Hasil Perhitungan	$R_D = 0.0023 \text{ hr.ft}^2\text{.}^\circ\text{F/Btu}$ Luas area = 2460 ft ²

16. Separator II (H-214)

Fungsi : Merecycle syn gas dan methanol yang belum bereaksi

Tipe : *vertical drum*

Jumlah : 1 buah

Kondisi Operasi

P operasi	=	59.17	bar			
T operasi	=	60.0	°C	=	333	K = 140 °F
V_{feed}	=	7729.8	m ³ /h			
ρ_{feed}	=	45	kg/m ³	=	2.80	lb/ft ³
V_v	=	7670	m ³ /h			
ρ_v	=	39.18	kg/m ³			
V_L	=	60.17	m ³ /h			
ρ_L	=	774.0	kg/m ³			

1 Menentukan besar Tinggi (H) dan Diameter (D)

Menghitung *vapor superficial velocity*

$$V_m = 0,064 \left(\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g} \right)^{1/2} \quad \text{Saunders-Brown equation}$$

"persamaan (4-93) Ulrich hal 203"

$$= 0.28 \text{ m/s}$$

Diperoleh besar luasan

$$A = \frac{V_v}{V_m}$$
$$= 7.69 \text{ m}^2$$

Besar diameter

$$A = \frac{1}{4} \pi D^2$$
$$D = 3.13 \text{ m} = 123 \text{ in}$$

Asumsi :

residence time (t) = 15 menit

Ruang kosong = 20%

$$L_L = \frac{V_L \times t}{A}$$
$$= \frac{60.17 \times 0.25}{7.69}$$
$$= 1.96 \text{ m}$$

$L_{sebenarnya} = 2.4463 \text{ m} = 8.03 \text{ ft}$

$L/D = 0.782$ *Ratio* dianggap bagus apabila $L/D < 3$ (Ulrich hal 203)

Maka besar volume adalah

$$V = \frac{1}{4} \pi D^2 H$$
$$= 18.803 \text{ m}^3$$

Tebal Shell

Material : Carbon Steel SA 212 Grade A
 $f = 16250$ psi
 Pengelasan : Single-welded butt joint with backing strip,
 thermally stress relieved, non-radiographed
 $E = 0.85$

$P_{\text{desain}} = 1.1 \times \text{tekanan operasi (bar)}$ (Source: Ulrich ebook)
 $= 65.1$ bar
 $= 66.4$ kg/cm²
 $= 944.0$ psi

C, faktor korosi = 0.125 in

t_{shell} = tebal shell

$$t_{\text{shell}} = \frac{P D_i}{2 (f E - 0.6P)} + C$$

$$= 2.80 \text{ in}$$

dipilih t_{shell} standar = 3 in

$$\text{OD} = \text{ID} + 2 t_{\text{shell}}$$

$$= 129.2 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 129.2 \text{ in} = 10.8 \text{ ft} = 3.28 \text{ m}$$

$$= 132 \text{ in (standarisasi)} = 11 \text{ ft}$$

Desain Tutup

untuk $t = 3$ in didapat :

$$\text{icr} (r_1) = 9 \text{ in}$$

$$r (r_c) = 96 \text{ in}$$

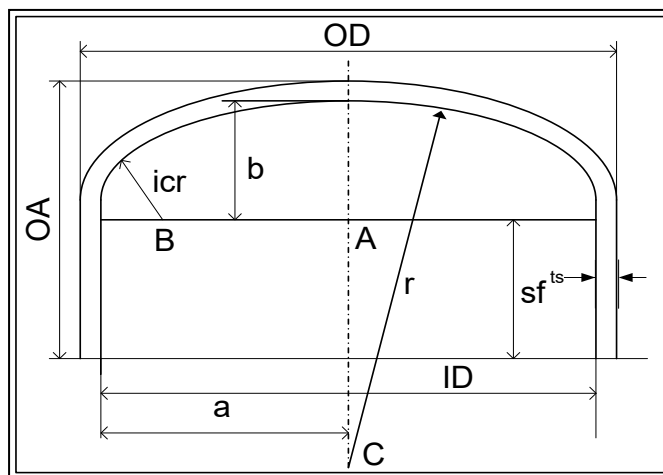
$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{r_c}{r_1}} \right)$$

$$= 1.566$$

$$t_{\text{head}} = \frac{P \cdot r_c \cdot W}{2 \cdot f \cdot E - 0.2 \cdot P} + C$$

$$= 3 \text{ in}$$

Dipilih tebal head standart = 3 in



Didapatkan :

$$sf = 3.0 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 icr &= 9 \text{ in} \\
 a &= ID/2 = 61.6 \text{ in} \\
 AB &= ID/2 - icr \\
 &= 61.6 - 9 = 52.6 \text{ in} \\
 BC &= r - icr \\
 &= 96 - 9 = 87 \text{ in} \\
 sf &= 3.0 \text{ in} \\
 b &= r - [BC^2 - AB^2]^{1/2} \\
 &= 27 \text{ in} = 2.22 \text{ ft} \\
 \text{tinggi tutup} &= t_{head} + b + sf \\
 &= 30.4 \text{ in} \\
 &= 2.5 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Menggunakan head dengan butt-welded terhadap shell,

$$\begin{aligned}
 C &= 0.125 \\
 De &= ID = 126.00 \text{ in} \\
 \text{Tebal flange} &= C \cdot De \cdot \sqrt{\frac{p}{f}} \\
 \text{flat head} &= 2.987 \text{ in} \quad (\text{Tebal minimum yang dibutuhkan}) \\
 \text{tebal +2 mm faktor korosi + 6\% untuk pengurangan tebal pada bagian torus} &= 3 \text{ in} = 3 \text{ in} \quad (\text{standarisasi}) \\
 &= 0.25 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi tangki} &= \text{Tinggi silinder} + \text{tinggi tutup} \\
 &= 10.8 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Tabel C16. Spesifikasi Separator II (H-214)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	H-214
Fungsi	Merecycle syn gas dan methanol yang belum bereaksi
Material	Carbon Steel SA 212 Grade A
Jumlah	1 unit
Tipe	Silinder tegak dengan tutup berbentuk <i>standard dished head</i>
Diameter	11.0 ft = 3.353 m
Tinggi	10.8 ft = 3.295 m
Tebal <i>shell</i>	3 in
Tebal tutup atas	3 in
Tebal tutup bawah	3 in

II Perhitungan tebal bejana

$$\begin{aligned} \text{Density gas} &= \text{\#BEZUG! kgmole/m}^3 \\ &= \text{\#BEZUG! kg/m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan gas} &= 59.17262891 \text{ bar} = 603392.76 \text{ kg/m}^2 \\ \text{Tekanan liq} &= \text{\#BEZUG! kg/m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan tot} &= \text{\#BEZUG! kg/m}^2 \\ &= \text{\#BEZUG! psia} = \text{\#\#\#\# psig} \end{aligned}$$

Digunakan bahan (Appendiks C, Item 4, hal 342, SA-240 Grade M Tipe 316)

$$\begin{aligned} \text{spesifikasi } f &= 18750 \text{ psia} \\ E &= 0.8 \text{ (Double welded joint)} \\ c &= 0.0625 \text{ in} \end{aligned}$$

0.06

Digunakan perumusan

$$ts = \frac{pd}{2fE} + c \quad \begin{array}{l} \text{Diperoleh besar tebal} \\ \text{ts} = \text{\#BEZUG! in} \\ \text{3.00 in} \end{array} \quad \begin{array}{l} \text{Horizontal} \\ \text{ts} = \text{\#BEZUG! in} \end{array}$$

$$\begin{aligned} \text{(Diakibatkan circumferential stress) OD} &= 6.00 \text{ in} \\ \text{Internal pressure} &= 154 \text{ in} \end{aligned}$$

III Perhitungan Tebal tutup bejana

Digunakan = Elliptical dished head (P operasi > 200 psia)

$$V = \frac{1}{6}(2+k^2) \quad t = \frac{pdV}{2fE - 0.2p} + c$$

Dengan nilai = 2

Digunakan bahan (Appendiks C, Item 4, hal 342, SA-167 Grade 3 Tipe 304)

$$\begin{aligned} \text{spesifikasi } f &= 17910 \text{ psia} \\ E &= 0.8 \text{ (Double welded joint)} \\ c &= 0.0625 \text{ in} \end{aligned}$$

100	18750
140	17910
200	16650

$$\text{Besar V} = 1.00$$

Vertikal = #BEZUG! inchi
Horisontal = #BEZUG! inchi

IV Perhitungan Berat bejana

Surface area vertikal

Shell = #BEZUG! m²
Heads = 0.00 m²
Densitas SA240 = 7.92 gr/cm³
Berat Bejana = #BEZUG! kg

Surface area horisontal

Shell = #BEZUG! m²
Heads = #BEZUG! m²
Densitas SA240 = 7.92 gr/cm³
Berat Bejana = #BEZUG! kg

Lebih ekonomis digunakan vertikal drum

0.38

ID ####

17. Recycle Gas Compressor (G-215)

Fungsi : Menaikkan tekanan aliran keluaran separator H-214 agar sesuai dengan kondisi operasi proses pada reaktor metanol

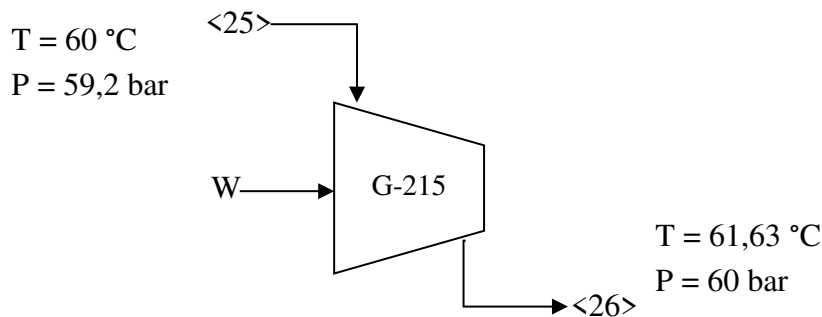
Tipe : *centrifugal compressor*

Jumlah : 1 buah 1 *stages*

Feed : *fresh feed* gas alam

Data operasi :

Suhu masuk (T_1)	=	60 °C	=	140 °F
Tekanan masuk (P_1)	=	59.17 bar	=	858.46 psia
Tekanan keluar (P_2)	=	60 bar	=	870.47 psia
Rate massa	=	180919.5 kg/jam		
Rate mol	=	10005.9 kgmol/jam		
Rate volume	=	4622.4 m ³ /h (F)		



A. Kondisi Operasi

1. Tekanan *Suction* , P_s (psia)

$P_s = P$ gas masuk

$P_s = 858.46$ psia

2. Temperatur *Suction* , T_s (°K)

$T_s = 60$ °C = 333.15 K

3. Tekanan *Discharge* , P_d (psia)

$P_d = P$ gas keluar

$P_d = 870.47$ psia

4. *Ratio spesific heat* (C_p/C_v)

$\gamma = 1.4$

5. *Pressure ratio* , $R_c = 870.47 / 858.463$

= 1.0

6. Jumlah *stage* , $N = 1.0$

$$r = \sqrt[N]{\frac{P_d}{P_s}} = 1.0$$

R_c maks/*stage* = 3 - 4,5 (Tabel 12-1, Ludwig vol III, Hal 369)

7. Temperatur discharge

$T_{i1} = T_1 R_c^{(k-1)/k}$ (persamaan 12.62, ludwig)

"k" untuk natural gas = 1.27

$T_{i1} = (158+460) (1)^{((1.27-1)/1.27)}$

$$T_{i1} = 602 \text{ R}$$

$$T_{i1} = 142 \text{ F}$$

untuk $R_c = 1$; $k = 1.27$

dari figure 12-22 didapat $T_2/T_1 = 1$

$$T_2 = (158+460) \text{ (1)}$$

$$T_2 = 603 \text{ R}$$

$$T_2 = 143 \text{ F} = 61.63 \text{ C}$$

B. Kapasitas Power (BHP)

$$\text{polytropic efisiensi, } \eta_p = 0,017 \ln F + 0,7$$

$$= 0.70$$

$$\gamma \eta_p$$

$$\text{polytropic coefficient, } n = \frac{\gamma \eta_p}{\gamma \eta_p - \gamma + 1}$$

$$= 1.7$$

$$\text{kapasitas power, } W = \frac{n}{n-1} \frac{P_{in} F_{in} N}{\eta_p} \left[1 - (r)^{\frac{n-1}{n}} \right]$$

$$= -150239.38 \text{ W}$$

$$= 201.5 \text{ hp}$$

$$= 150.2 \text{ kW}$$

Tabel C17. Spesifikasi Kompresor I (G-215)

Nama	Spesifikasi
Kode	G-215
Tipe	<i>Centrifugal compressor</i>
Fungsi	Menaikkan tekanan aliran keluaran separator H-214 agar sesuai dengan kondisi operasi pada reaktor metanol
Jumlah	1 buah 1 <i>stages</i>
Bahan	<i>Stainless Steel</i>
Kondisi operasi	$P_{suction} = 59 \text{ bar}, \quad T_{suction} = 30 \text{ }^\circ\text{C}$
	$P_{discharge} = 60 \text{ bar}, \quad T_{discharge} = 61.6 \text{ }^\circ\text{C}$
Kapasitas	180919.5 kg/jam
Efisiensi	70%
Power	201 hp

18. Methanol Expansion Valve (K-216)

Fungsi : Menurunkan tekanan arus <28> menjadi 3,8 bar

Tipe : Linear Opening JT Valve



Data Fluida yang melalui Valve (K-216)

Fluida	Keterangan	Nilai	Satuan	Nilai	Satuan
<27>	Mass Flow	46575	kg/jam	204.93	gal/min
	T	60.00	°C	140.00	°F
	P1	59.17	bar	858.23	psi
	P2	3.80	bar	55.11	psi
	ΔP	55.37	bar	803.11	psi
	Density (ρ)	774.05	kg/m ³		
	gs	0.774			

Dengan persamaan (9.4) Process Dynamics and Control (Seborg, 1994)

$$q = C_v f(l) \sqrt{(\Delta P V / g_s)}$$

q = Mass Flow, gal/min

C_v = Sizing Coefficient Valve

f(l) = Valve Characteristic

ΔP_v = Pressure Drop Across the valve, psi

g_s = Specific Gravity

Dengan asumsi jenis valve yang digunakan adalah tipe linear opening valve dengan bukaan penuh (l = 100%) maka didapatkan C_v number sebagai berikut :

$$C_v = (q) / (f(l) \sqrt{(\Delta P V / g_s)})$$

Maka didapatkan C_v number sebesar = 6

Tabel C18. Methanol Expansion Valve (K-216)

Spesifikasi	Keterangan
Nama	Methanol Expansion Valve
Kode	K-216
Fungsi	Menurunkan tekanan arus <28> menjadi 3,8 bar
Tipe	Linear Opening Valve
Suhu Operasi	60 °C
Tekanan Operasi	59.173 bar
C _v	6

19. Methanol Distillation Column I (D-310)

- Fungsi : Proses untuk memisahkan metanol dan off gas
 Tipe : *Sieve Tray Tower*
 Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA 283 Grade C*
 Jumlah : 1 unit
 Kondisi Operasi : Tekanan = 3.8 bar
 Temperature = 55.79 °C = 328.94 K
 Tujuan : 1. Menentukan tipe kolom distilasi
 2. Menentukan bahan konstruksi kolom distilasi
 3. Menentukan jumlah *plate*
 4. Menentukan dimensi kolom distilasi

Neraca Massa Metanol *Distillation Column II*

Komponen	Feed		Distillate		Bottom	
	x	kmol	x	kmol	x	kmol
CH ₄	0.00	1.451	0.01	1.451	0.00	0.0
C ₂ H ₆	0.00	0.000	0.00	0.000	0.00	0.0
C ₃ H ₈	0.00	0.000	0.00	0.000	0.00	0.0
n-C ₄ H ₁₀	0.00	0.000	0.00	0.000	0.00	0.0
i-C ₄ H ₁₀	0.00	0.000	0.00	0.000	0.00	0.0
n-C ₅ H ₁₂	0.00	0.000	0.00	0.000	0.00	0.0
i-C ₅ H ₁₂	0.00	0.000	0.00	0.000	0.00	0.0
C ₆ H ₁₄	0.00	0.000	0.00	0.000	0.00	0.0
C ₇ H ₁₆	0.00	0.000	0.00	0.000	0.00	0.0
CO ₂	0.05	79.901	0.78	79.856	0.00	0.0
N ₂	0.00	0.076	0.00	0.076	0.00	0.0
H ₂ O	0.11	163.905	0.00	0.000	0.12	163.9
CO	0.00	3.951	0.04	3.951	0.00	0.0
H ₂	0.00	6.387	0.06	6.387	0.00	0.0
O ₂	0.00	0.000	0.00	0.000	0.00	0.0
CH ₃ OH	0.83	1247.023	0.10	10.090	0.88	1236.9
CH ₃ OCH ₃	0.00	0.000	0.00	0.000	0.00	0.0
Total	1.00	1502.695	1.00	101.812	1.00	1400.8
		1502.695		1502.695		

a. Menentukan Jenis Kolom Distilasi

Dalam perancangan ini dipilih jenis *sieve tray tower* dengan pertimbangan:

- Perkiraan diameter kolom > 3 ft.
- Campuran tidak bersifat korosif dan tidak membentuk buih.
- Rentang batas lajur alir yang cukup besar tanpa menimbulkan *flooding*

Jenis *tray* yang digunakan adalah jenis *sieve tray* dengan pertimbangan:

- Kapasitas uap dan cairan besar.
- *Pressure drop* rendah dengan efisiensi *tray* tinggi.
- Lebih ringan dan *low cost*.

- Biaya perawatan murah, mudah dibersihkan, dan konstruksi sederhana.

b. Menentukan Bahan Konstruksi Kolom Distilasi

Bahan Konstruksi : *Carbon steel SA-283 Grade C*

dengan pertimbangan:

- Mempunyai *allowable working stress* yang besar sehingga untuk kapasitas yang sama memerlukan ketebalan bahan yang tipis.
- Harga material yang relatif murah.

c. Menentukan Jumlah Plate

$$\begin{aligned} T_{\text{dew}} &= 303.9 \text{ K} = 30.76 \text{ }^\circ\text{C} \\ T_{\text{bubble}} &= 373.2 \text{ K} = 100.00 \text{ }^\circ\text{C} \\ T_{\text{avg}} &= 338.5 \text{ K} = 65.38 \text{ }^\circ\text{C} \end{aligned}$$

Berdasarkan HYSYS, didapatkan jumlah *plate* = 11 *plate*

Menentukan *Feed Point Location*

Berdasarkan HYSYS, *feed* masuk pada *plate* ke-6 dari atas kolom

d. Menentukan Dimensi Kolom Distilasi

Menghitung Laju Alir pada Bagian *Top*

Berdasarkan HYSYS, didapatkan nilai $R = 0.147$
Aliran *liquid* untuk *reflux* (L)

$$L = R \times D = 15.0 \text{ kmol/jam}$$

Aliran *vapor* masuk *condensor* (V)

$$V = (R+1) D = 116.8 \text{ kmol/jam}$$

Berdasarkan HYSYS, didapatkan $q = 0.94$

Menghitung Laju Alir pada Bagian *Bottom*

Aliran *liquid* masuk *reboiler* (L_N)

$$L_N = L + (q \times F) = 1,430.7 \text{ kmol/jam}$$

Aliran *vapor* dalam *reboiler* (V_W)

$$V_W = V + (F(1-q)) = 203.8 \text{ kmol/jam}$$

Menghitung komposisi massa bagian *top*

- Menghitung berat molekul campuran

Berdasarkan HYSYS, didapatkan BM campuran *liquid* = 32.2 kg/kmo

- Menghitung densitas campuran

Berdasarkan HYSYS, didapatkan densitas campuran *liquid* = 783.6 kg/l

Menghitung densitas *vapor* campuran

$$\rho_v = \frac{BM}{R} \times \frac{P}{T}$$

$$= 4.841 \text{ kg/m}^3$$

Menentukan laju alir *liquid* dan I maksimal

$$L_{\text{maks}} = 1,2 \times L = 598.8 \text{ kg/jam} = 1320.1 \text{ lb/jam}$$

$$Q_L = \frac{L_{\text{maks}}}{\rho_{\text{liquid}}} = 0.8 \text{ m}^3/\text{jam} = 0.007 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

$$V_{\text{maks}} = 1,2 \times V = 4661.1 \text{ kg/jam} = 10275.9 \text{ lb/jam}$$

$$Q_V = \frac{V_{\text{maks}}}{\rho_{\text{vapor}}} = 962.8 \text{ m}^3/\text{jam} = 9.45 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

Menghitung komposisi massa bagian *bottom*

- Menghitung berat molekul

Menghitung berat molekul campuran

Berdasarkan HYSYS, didapatkan BM campuran *liquid* = 30.56 kg/kmo

- Menghitung densitas *liquid* campuran

Berdasarkan HYSYS, didapatkan densitas campuran *liquid* = 716.3 kg/l

- Menghitung densitas *vapor* campuran

$$\rho_v = \frac{BM}{R} \times \frac{P}{T}$$

$$= 3.7 \text{ kg/m}^3$$

Menentukan laju alir *liquid vapor* maksimal

$$L_{N \text{ maks}} = 1,2 \times L_N = 48066.7 \text{ kg/jam} = 105968.9 \text{ lb/jam}$$

$$Q_{LN} = \frac{L_{N \text{ maks}}}{\rho_{\text{liquid}}} = 67.1 \text{ m}^3/\text{jam} = 0.658 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

$$V_{W \text{ maks}} = 1,2 \times V_W = 7579.2 \text{ kg/jam} = 16709.2 \text{ lb/jam}$$

$$V_{W \text{ maks}} = \frac{V_{W \text{ maks}}}{\rho_{\text{vapor}}} = 2024.6 \text{ m}^3/\text{jam} = 19.9 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

Menghitung properti fluida bagian *top*

- Menghitung *surface tension*

Berdasarkan HYSYS, didapatkan *surface tension* flui = 28.31 dyne/cm

- Menghitung viskositas *liquid*

Berdasarkan HYSYS, didapatkan viskositas *liquid*

viskositas *liquid* = 0.494 cP = 0.00033 lb/ft detik

Menghitung properti fluida bagian *bottom*

- Menghitung *surface tension*

Berdasarkan HYSYS, didapatkan *surface tension* flui = 22.50 dyne/cm

- Menghitung viskositas *liquid*

Berdasarkan HYSYS, didapatkan viskositas *liquid*

viskositas *liquid* = 0.232 cP = 0.000156 lb/ft detik

Plate spacing yang biasa digunakan pada *sieve tray* adalah 12 - 36 in
(Winkle, 1967, Tabel 14-2, Hal. 572).

Asumsi : *Plate spacing* = 24 in

Data	Satuan	Top Tray	Bottom Tray
Tekanan	bar	1.25	1.50
Temperature	°C	30.76	100.00
ρ_{liquid}	lb/ft ³	48.92	44.72
ρ_{vapor}	lb/ft ³	0.30	0.23
Surface Tension	dyne/cm	28.31	22.50
Max Liquid	lb/jam	1320.1	105968.9
Max Vapor	lb/jam	10275.9	16709.2
Max Q _L	ft ³ /detik	0.01	0.66
Max Q _L	gpm	3.36	295.45
Max Q _V	ft ³ /detik	9.45	19.86
Viscosity of Liquid	lb/ft detik	0.00	0.00
Plate Spacing	ft	2.00	2.00

Menentukan Diameter Kolom

Perhitungan menggunakan referensi dari Winkle, 1967, Ch. 13, Hal. 587-597.

Perhitungan berdasarkan 80% *flooding*

TOP	BOTTOM
<p><i>Flow Parameter</i></p> $P_F = \frac{L}{V} \left[\frac{\rho_V}{\rho_L} \right]^{0.5}$ $= 0.010$ <p><i>Capacity Parameter</i></p> <p>Dari Fig.13-21, Winkle, 1967, didapatkan</p> $P_C = 0.320$ <p><i>Capacity Parameter Correction for Surface Tension</i></p> $P_{C\text{Corr}} = P_C \times \left[\frac{\sigma}{20} \right]^{0.2}$	$P_F = \frac{L}{V} \left[\frac{\rho_V}{\rho_L} \right]^{0.5}$ $= 0.458$ $P_C = 0.200$ $P_{C\text{Corr}} = P_C \times \left[\frac{\sigma}{20} \right]^{0.2}$

$$= 0.343$$

Vapor Velocity untuk 100% flooding

$$U_{vn} = P_C \times \left[\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right]^{0.5}$$

$$= 4.351 \text{ ft/detik}$$

Nett Vapor Flow Area antar Plate

Untuk 80% flooding

$$A_N = \left[\frac{Q_V}{U_{VN} \times \%flooding} \right]$$

$$= 2.714 \text{ ft}^2$$

Asumsi,

$$A_d = 0.1 \text{ A}$$

$$A = A_N + 2A_d$$

$$A = 2.7 + 2 \times 0,1 \text{ A}$$

$$0.8 \text{ A} = 2.714$$

$$A = 3.392 \text{ ft}^2$$

Diameter kolom

$$A = \frac{\pi}{4} D^2$$

$$D = 2.079 \text{ ft}$$

Diameter yang dipilih 4.00 ft

Dari Tabel 14-8, Winkle, 1967, Hal. 585 dengan diameter tersebut didapatkan tipe tray = cross flow

maka,

$$A = 12.571 \text{ ft}^2$$

$$A_N = 10.057 \text{ ft}^2$$

Cek Percent of Flood

$$\%flooding = \left[\frac{Q_V}{U_{VN} \times A_N} \right]$$

$$= 21.58\%$$

Area of Coloumn

$$A = 12.571 \text{ ft}^2$$

Area of Downcomer

$$A_d = 0.1 \text{ A} = 1.257 \text{ ft}^2$$

Active Area of Bubbling

$$A_A = A - 2A_d = 10.057 \text{ ft}^2$$

Plate Thickness

Dari Tabel 14-8, Winkle, 1967, Hal. 585 untuk sieve tray tipe cross flow didapat

$$t_p = 12 \text{ gage} = 0.0825 \text{ in} \quad t_p = 12 - 14 \text{ gage}$$

Hole diameter

$$d_H = 0.250 \text{ in} \quad d_H = 0.125 - 0.375 \text{ in}$$

Hole pitch

$$P = 3 \times d_H = 0.750 \text{ in}$$

$$= 0.205$$

$$U_{vn} = P_C \times \left[\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right]^{0.5}$$

$$= 2.825 \text{ ft/detik}$$

$$A_N = \left[\frac{Q_V}{U_{VN} \times \%flooding} \right]$$

$$= 8.788 \text{ ft}^2$$

Asumsi,

$$A_d = 0.1 \text{ A}$$

$$A = A_N + 2A_d$$

$$A = 8.79 + 2 \times 0,1 \text{ A}$$

$$0.8 \text{ A} = 8.788$$

$$A = 10.985 \text{ ft}^2$$

$$A = \frac{\pi}{4} D^2$$

$$D = 3.739 \text{ ft}$$

Digunakan bentuk segitiga sama sisi

Dari Tabel 14.8, Winkle, 1967, Hal. 585 untuk *sieve tray* tipe *double pass* diambil

$$h_w = 1.50 \text{ in} \qquad h_w = 1.00 - 2 \text{ in}$$

Dari Tabel 14-10, Winkle, 1967, Hal. 590 untuk $A_d/A = 0.1$

didapat $l_w/D = 0.7267$ $h_w/D = 0.1565$

sehingga panjang *weir* (l_w) = 2.9 ft = 34.9 in

Menghitung Fractional Entrainment

Dari Fig.13-26, Winkle, 1967, didapatkan

$P_F = 0.010$	$P_F = 0.458$
$\psi = 0.090$	$\psi = 0.002$

Nilai *entrainment* yang didapatkan kurang dari 0,1 sehingga memenuhi syarat perancangan.

Menghitung Pressure Drop

$\frac{Q_L}{l_w^{2.5}} = \frac{3.364 \text{ gpm}}{14.406 \text{ ft}}$	$\frac{Q_L}{l_w^{2.5}} = \frac{295.450 \text{ gpm}}{14.406 \text{ ft}}$
$= 0.234 \text{ gpm/ft}$	$= 20.509 \text{ gpm/ft}$

Weir construction correction factor

Dari Fig. 13-7, dengan $l_w/D = 0.7267$ didapatkan

$F_W = 1.000$	$F_W = 1.110$
---------------	---------------

Liquid crest over weir

$h_{OW} = 0.48x F_W \left[\frac{Q_L}{l_w} \right]^{0.670}$	$h_{OW} = 0.48x F_W \left[\frac{Q_L}{l_w} \right]^{0.6}$
$= 0.100 \text{ in}$	$= 0.197 \text{ in}$

Height of weir

$h_w = 1.50 \text{ in}$	$h_w = 1.50 \text{ in}$
-------------------------	-------------------------

Equivalent surface tension loss

$h_\sigma = \frac{0.04 \times \sigma}{\rho_L \times d_H}$	$h_\sigma = \frac{0.04 \times \sigma}{\rho_L \times d_H}$
$= 0.09 \text{ in}$	$= 0.080 \text{ in}$

Equivalent head loss through holes

$h_0 = 0.186 \frac{\rho_V}{\rho_L} \left[\frac{U_h}{C_0} \right]^2$	$t_p = 0.0825 \text{ in}$
sehingga $\frac{t_p}{d_H} = 0.33$	$d_H = 0.250 \text{ in}$
	Diambil nilai $A_h/A = 0.1$

Dari Fig. 13-18 didapatkan *discharge coefficient for vapor flow* $C_0 = 0.727$

$$A_h = 0.1 \times A_A$$

$$= 0.1 \times 10.057$$

$$= 1.006 \text{ ft}^2$$

Kecepatan uap yang melewati lubang

$U_h = \frac{Q_v}{A_h} = \frac{9.445}{1.006}$	$U_h = \frac{Q_v}{A_h} = \frac{19.861}{1.006}$
$= 9.39 \text{ ft/s}$	$= 19.75 \text{ ft/s}$
$h_0 = 0.186 \frac{\rho_V}{\rho_L} \left[\frac{U_h}{C_0} \right]^2$	$h_0 = 0.186 \frac{\rho_V}{\rho_L} \left[\frac{U_h}{C_0} \right]^2$

$$= 0.192 \text{ in}$$

Vapor velocity

$$U_{VA} = U_h \times \frac{A_h}{A}$$

$$= 0.939 \text{ ft/s}$$

$$F_{VA} = U_{VA} \times \rho_v^{0.5}$$

$$= 0.516$$

Aeration factor

Dari Fig. 13-16 didapatkan

$$\beta = 0.700$$

$$\text{Total pressure drop } \Delta P_t \text{ column} = h_t \cdot 9.81 \cdot 10^{-3} \cdot \rho_L \cdot N_{plate} \dots 11.87$$

$$\Delta H_T = \beta (h_w + h_{OW}) + h_0 + h_\sigma$$

$$= 1.404 \text{ in}$$

$$\Delta H_T = 0.030 \text{ atm}$$

Mengecek weep point

$$h_w + h_{OW} = 1.600 \text{ in}$$

Dari Fig. 13-22, Hal. 528, didapatkan

$$h_0 + h_\sigma = 0.300 \text{ in}$$

dibandingkan dengan hasil perhitungan sebelumnya,

$$h_0 + h_\sigma = 0.284 \text{ in}$$

nilai yang didapatkan dari hasil perhitungan lebih besar daripada nilai yang didapat dari Fig 13.22, maka kedua bagian akan beroperasi dengan baik di atas weep point.

Menghitung liquid backup pada downcomer

$$H_D = [\Delta H_T + h_w + h_{OW} + \Delta/2 + h_d] \times 1/\phi_d$$

Asumsi : jarak diizinkan di bawah *upron* = 1.500 in

$$A_{AP} = \frac{1.500 \times l_w}{144} = 0.363 \text{ ft}^2$$

Head loss pada downcomer

$$h_d = 0.030 \times \left[\frac{Q_L}{100 A_d} \right]^2$$

$$= 0.000 \text{ in}$$

$$H_D = 2.432 \times 1/\phi_d$$

Asumsi : *froth density (density foam)*

Foam back di downcomer

$$H_{Dal} = \frac{2.432}{0.500} = 4.864 \text{ in}$$

Menghitung liquid residence time pada downcomer

$$A_d = 1.257 \text{ ft}^2$$

$$H_D = 2.432 \text{ in}$$

$$Q'_{LD} = 0.007 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

$$\text{Residence time} = \frac{A_d (H_D/12)}{Q'_L}$$

$$\text{Residence time} = 34 \text{ detik}$$

$$= 0.717 \text{ in}$$

$$U_{VA} = U_h \times \frac{A_h}{A}$$

$$= 1.975 \text{ ft/s}$$

$$F_{VA} = U_{VA} \times \rho_v^{0.5}$$

$$= 0.955$$

$$\beta = 0.630$$

$$\Delta H_T = \beta (h_w + h_{OW}) + h_0 + h_\sigma$$

$$= 1.867 \text{ in}$$

$$\Delta H_T = 0.036 \text{ atm}$$

$$h_w + h_{OW} = 1.697 \text{ in}$$

$$h_0 + h_\sigma = 0.400 \text{ in}$$

$$h_0 + h_\sigma = 0.798 \text{ in}$$

$$h_d = 0.030 \times \left[\frac{Q_L}{100 A_d} \right]^2$$

$$= 1.984 \text{ in}$$

$$H_D = 4.839 \times 1/\phi$$

$$\phi_d = 0.500$$

$$H_{Dal} = \frac{4.839}{0.500} = 9.678$$

$$H_D = 4.839 \text{ in}$$

$$Q'_{LD} = 0.658 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

$$\text{Residence time} = 0.8 \text{ deti}$$

Menentukan tebal shell kolom

Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

$$\text{Allowable stress (f)} = 12,650 \text{ psi}$$

$$\text{Joint Efficiency (E)} = 80\%$$

$$\text{Corrosion allowance (c)} = 0.125 \text{ in}$$

(Brownell & Young, 1959, Tabel 13-1 dan 13-2, Hal. 251 dan 254)

Tebal shell dapat dihitung dengan menggunakan persamaan 3.16 dan 3.17

Keterangan:

$$t_s = \frac{p \times r_i}{f \times E - 1 \times p} + c$$

$$r_i = 12 \times 1/2 D$$

t = Thickness of shell (in)

p = Design pressure (psi)

r_i = Inside radius of shell (in)

f = Allowable stress (psi)

E = Joint efficiency

c = Corrosion allowance (in)

(Brownell & Young, 1959, Pers. 13.1, Hal. 254).

$$\text{dimana: } P_{op} = 3.8 \text{ bar} = 55.1 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned} P_{design} &= 110\% \times P_{total} = 110\% \times 55.114 \\ &= 60.6 \text{ psi} \\ &= 4.1 \text{ bar} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{P_{design} \times r_i}{f \times E - 0.6 \times P_{design}} + 0.125 \\ &= \frac{60.626 \times 24}{12,650 \times 0.800 - 0.6 \times 60.626} + 0.125 \\ &= 0.269 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Tebal shell standar yang digunakan} = 0.313 \text{ in} = 5/16 \text{ in}$$

Menentukan tebal head kolom

Bahan konstruksi yang digunakan sama dengan bagian shell

$$\begin{aligned} OD &= ID + 2t \\ &= 48.000 + 2 \times 0.313 \\ &= 48.625 \text{ in} \end{aligned}$$

Berdasarkan Brownell & Young, 1959, Tabel 5.7, Hal. 89, digunakan OD standar dengan spesifikasi:

$$OD \approx 54 \text{ in}$$

$$t = 5/16 \text{ in}$$

$$icr = 3 \frac{1}{4} \text{ in}$$

Keterangan:

icr = inside corner radius

r = radius of dish

$$r = 54 \text{ in} \quad \text{icr} = r_1 \quad r = r_c$$

$$r_c = 54 \text{ in} \quad r_1 = 3.250 \text{ in}$$

$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{rc}{r_1}} \right) = 1.769 \quad (\text{Brownell \& Young, 1959, Pers. 7.76, Hal. 138})$$

(Brownell & Young, 1959, Pers. 7.77, Hal. 138)

Menghitung Tebal *Head*

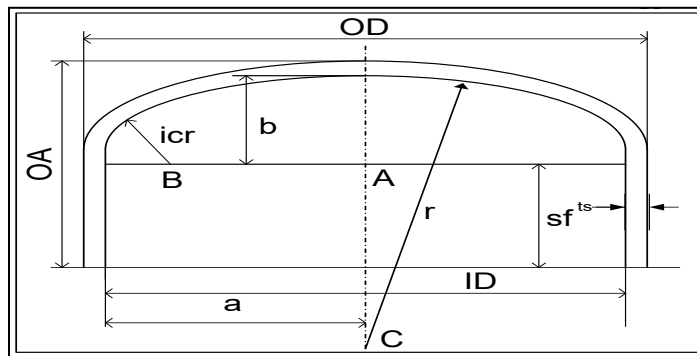
$$th = \frac{p \quad r_c \quad W}{2 f \quad E - 0.2 \quad p} + c$$

$$th = \frac{60.626 \times 54 \times 1.769}{2 \times 12,650 \times 0.800 - 0.200 \times 60.626} + 0.125$$

$$= 0.411 \text{ in}$$

$$\text{Tebal head standar yang digunakan} = 0.44 \text{ in} = 7/16 \text{ in}$$

Menentukan tinggi head kolom



- OD = outside diameter (OD)
- icr = inside-corner radius
- b = depth of dish (inside)
- r = radius of dish
- sf = straight flange
- ID = inside diameter (ri)

Berdasarkan Brownell & Young, 1959, Tabel 5.6, Hal. 88, untuk $th = 3/4 \text{ in}$, didapat

$$sf = 1.5 - 3.5 \text{ in} \quad \text{diambil } sf = 2.5 \text{ in}$$

$$ID = 48.0 \text{ in}$$

$$icr = 3 \frac{1}{4} \text{ in}$$

Perhitungan nilai a, b, AB, BC, AC, dan OA menggunakan persamaan pada Hal. 87

(Brownell & Young, 1959, Hal. 87)

$$a = \frac{ID}{2} = \frac{48.000}{2} = 24.000 \text{ in}$$

$$AB = \frac{ID}{2} - icr = 24.000 - 3.250 = 20.750 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 54 - 3.250 = 50.750 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2} = 46.314 \text{ in}$$

$$b = r - AC = 54 - 46.314 = 7.686 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi head (OA)} &= th + b + sf \\ (\text{H.head}) &= 0.438 + 7.686 + 2.500 \\ &= 10.623 \text{ in} \end{aligned}$$

$$= 0.89 \text{ ft}$$

Menentukan tinggi kolom

$$\begin{aligned} \text{H.kolom} &= \text{tinggi plate} + 2\text{H.head} \\ &= \text{plate spacing} \times N + 2\text{H.head} \\ &= 285.2 \text{ in} \\ &= 23.8 \text{ ft} \end{aligned}$$

Mengecek kestabilan kolom distilasi menggunakan langkah-langkah pada (Brownell & Young, 1959, Hal. 172-174).

Menentukan diameter tutup

$$\begin{aligned} \text{Diameter tutup} &= \text{OD} + \text{OD}/24 + 2 \times s_f + 2/3 \times \text{icr} \\ &= 44.4 \text{ in} \end{aligned}$$

Menentukan berat tutup

$$\begin{aligned} \rho_{\text{steel}} &= 490 \text{ lb/ft}^3 \quad (\text{Kern, 1983, Tabel 3, Hal. 799}). \\ \text{Weight of head} &= (\pi / 4) \times (d^2 t_h) \times (\rho_{\text{steel}} / 1728) \\ &= 191.9 \text{ lb} \end{aligned}$$

Menghitung axial stress in shell

$$\begin{aligned} f_{\text{ap}} &= (P_d \times D) / (4 \times (t_s - C)) \\ &= 3930.6 \text{ psi} \end{aligned}$$

Menghitung dead weight

$$\begin{aligned} f_{\text{dead wt shell}} &= \frac{X \cdot \rho_{\text{steel}}}{144} = 3.403 X \\ \rho_{\text{ins.}} &= 40 \text{ lb/ft}^3 \\ t_{\text{ins.}} &= 3 \text{ in} \\ f_{\text{dead wt shell}} &= \rho_{\text{ins}} \times t_{\text{ins}} / (144 \times (t_s - C)) \\ &= 4.444 X \end{aligned}$$

Menghitung berat attachment

$$\begin{aligned} \text{Berat tutup atas} &= 192 \text{ lb} \\ \text{Berat tangga} &= 25.0 X \\ \text{Berat Pipa 12" sch.40} &= 43.8 X \quad (\text{Kern, 1983, App. K, Hal. 386}). \\ \text{Berat Insulasi pipa} &= \pi / 4 \times ((\text{OD} + 2t_{\text{ins}})^2 - \text{OD}^2) \times \rho_{\text{ins}} X \\ &= 16.37 X \\ \text{Berat total (W)} &= W_{\text{tutup atas}} + W_{\text{pipa}} + W_{\text{tangga}} + W_{\text{insulasi}} \\ &= 192 + 85.2 X \\ f_{\text{dead wt attachment}} &= \frac{\Sigma W}{(\pi \times D \times (t_s - C))} \\ &= \frac{192 + 85.2 X}{1.915178571} \\ &= 100.18 + 44.47 X \end{aligned}$$

Menghitung berat tray +liquid

Berat liquida dihitung dibawah $X = 4$.

$$n = (X/2) - 1$$

$$\begin{aligned} f_{\text{dead wt tray + liquid}} &= n \times 25 \times (\pi D^2 / 4) / (12 \pi D (t_s - c)) \\ &= n \times 25 \times D / (48(t_s - C)) \\ &= \frac{(X/2) - 1 \times 1216}{9} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} f_{\text{dead wt total}} &= 67.53472 X - 135.0694 \\ &= 119.8525 X + -34.8917 \end{aligned}$$

Menghitung wind stress

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan angin} &= 5.9 \text{ m/s} \\ &= 13.198 \text{ mil/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan Udara, B} &= 760 \text{ mmHg} \\ &= 29.921 \text{ inHg} \end{aligned}$$

$$F_s = 0.6 \text{ (Silinder Halus)}$$

$$\begin{aligned} P_w &= 0.004 \times B \times V_w \times F_s / 30 \\ &= 0.417 \text{ psf} \sim 1 \text{ psf} \end{aligned}$$

Tangga dipasang 90° terhadap pipa uap

d_{eff} = diameter kolom+tebal insulasi kolom+diameter pipa uap + tebal insulasi

$$\begin{aligned} &\text{pipa} \\ &= 63.250 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} f_{w_x} &= 2 \times P_w \times X^2 \times d_{\text{eff}} / (\pi d_o^2 \times (t_s - c)) \\ &= \frac{63 X^2}{6.224} \\ &= 10.162 X^2 \end{aligned}$$

Menghitung stress gabungan

Upwind stress

$$\begin{aligned} f_{t \text{ max}} &= f_{w_x} - f_{d_x} + f_{a_p} \\ &= 10.16 X^2 - 119.852 X + 3895.7 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} f_{t \text{ max}} &= f \times E \\ &= 10120.0 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\text{diperoleh } X = 31.339 \text{ ft set} = 0.0000$$

Downwind stress

$$\begin{aligned} f_{c \text{ max}} &= f_{w_x} - f_{a_p} + f_{d_x} \\ &= 10.16 X^2 + 119.852 X + -3965.5 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} f_{c \text{ max}} &= 1.5 \times 10^6 \times (t / r) \\ &= 11568.1 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\text{diperoleh } X = 45.4 \text{ ft set} = 0.000$$

$$\text{H.kolom} = 23.8 \text{ ft}$$

$$\text{X.upwind} = 31.3 \text{ ft}$$

$$\text{X.downwind} = 45.4 \text{ ft}$$

H.kolom < X.upwind dan X.downwind (Tebal shell memenuhi syarat)

Tabel C.19 Spesifikasi *Methanol Distillation Column I (D-310)*

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	<i>Methanol Distillation Column I</i>
Kode	D-310
Fungsi	Proses untuk memisahkan metanol dan off gas
Tipe	<i>Sieve Tray Tower</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Jumlah	1 unit
Jumlah <i>Plate</i>	11 <i>plates</i>
<i>Plate Spacing</i>	2 ft
Jenis Aliran	<i>Cross flow</i>
Diameter Kolom	4.0 in
<i>Area of Coloumn</i>	12.6 ft ²
<i>Active Area</i>	10.1 ft ²
<i>Active of Holes</i>	1.0 ft ²
<i>Area of Downcomer</i>	1.3 ft ²
A_h/A	0.1
A_d/A	0.1
A_h/A_A	0.1
d_h	0.3 in
h_w	1.5 in
l_w	34.9 in
<i>Vessel</i>	
Tipe <i>Vessel</i>	<i>Vertical tall vessel</i>
Tinggi <i>Vessel</i>	24 ft
Tebal <i>Shell</i>	1/3 in
Tipe <i>Head</i>	<i>Torispherical dishead head</i>
Tinggi <i>Head</i>	0.89 ft
Tebal <i>Head</i>	4/9 in

000
000
000
000
000
000
000
000
000
045
000
005
000
000
000
033
000
383

l

m³

l

m³

n

n

2

5

]

]

;

1

570

2

in

κ

k

)

7).

20. Condensor Methanol Distillation Column I (E-311)

21. Accumulator Distillate Distillation Column I (F-312)

- Fungsi : Tempat menampung sementara distilat dari D-310
- Material : Carbon Steel SA 212 Grade B
- Jumlah : 1 Unit
- Tipe Alat : Silinder tegak dengan tutup atas *standar dished head* dengan bagian bawah datar
- Pengelasan : *Double-welded butt joint*
- Kondisi Operasi : Tekanan 1.97 atm
Suhu 46.32 °C

Menentukan Kapasitas Akumulator

Massa cairan yang disimpan: 4469.8 kg/jam
 Direncanakan untuk penyimpanan : 600 detik (Ulrich, 1984, Hal.249)
 Sehingga, jumlah cairan yang ditampung untuk kebutuhan produksi:

$$4469.8 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}} \times 600 \text{ detik} = 745.0 \text{ kg/ 600 detik}$$

$$= 1642.4 \text{ lb/ 600 detik}$$

$$\rho = 783.6443 \text{ kg/m}^3 = 48.923 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Volume bahan masuk} = \frac{1642.3703}{48.9227} = 33.5707 \text{ ft}^3$$

Jumlah tangki penampung : 1 tangki
 Volume bahan masuk tiap tangki = 33.5707 ft³
 Volume liquid = 33.5707 ft³
 Direncanakan larutan menempati 80% volume tangki, maka :
 Volume tangki, vt = $\frac{33.5707}{0.8} = 41.9634 \text{ ft}^3$

Asumsi awal:

$$\begin{aligned} H/ID &= 1.5 \\ V_t &= \text{Volume silinder} + \text{Volume Tutup} \\ 41.9634 &= \frac{\pi ID^2 H}{4} + 2x(0.000049) ID^3 \\ 41.9634 &= 1.177598 ID^3 \\ ID &= 3.3 \text{ ft} = 39.489 \text{ in} = 1 \text{ m} \\ H &= 4.9 \text{ ft} = 59.233 \text{ in} = 1.5 \text{ m} \end{aligned}$$

Tebal Shell

- Material : Carbon Steel SA 212 Grade B
f = 17500 psi (App D. Brownell & Young)
- E : 0.8 (double-welded butt joint) (Tabel 13.2, Brownell & Young)
- Tekanan desain (bar) = 1.1 x tekanan operasi (bar) (Source: Ulrich ebook)
- P = 2.171 bar

$$\begin{aligned}
 &= 2.21404 \text{ kg/cm}^2 \\
 &= 31.4903 \text{ psi} \\
 \text{Faktor Koreksi (C)} &= 0.125 \text{ in} \quad (\text{Kusnarjo, 2010}) \\
 t_{\text{shell}} &= \text{tebal shell} \\
 t_{\text{shell}} &= \frac{P D_i}{2 (f E - 0.6P)} + C \\
 &= 0.17 \text{ in} = 3/16 \quad (\text{standarisasi}) \\
 \text{ID} &= \text{OD} - 2 t_{\text{shell}} \quad (\text{pers. 3-16 Brownell \& Young}) \\
 39.5 &= \text{OD} - 2 \times 3/16 \\
 \text{OD} &= 39.9 \text{ in} = 40 \text{ in (standarisasi)} = 3.3 \text{ ft} = 1 \text{ m} \\
 V_t &= \frac{\pi \text{OD}^2 H}{4} + 2 \times (0,000049) \text{OD}^3 \\
 &= 43.05723 \text{ ft}^3 \\
 H/\text{OD} &= 1.48 \quad (\text{syarat } H/\text{OD} < 2)
 \end{aligned}$$

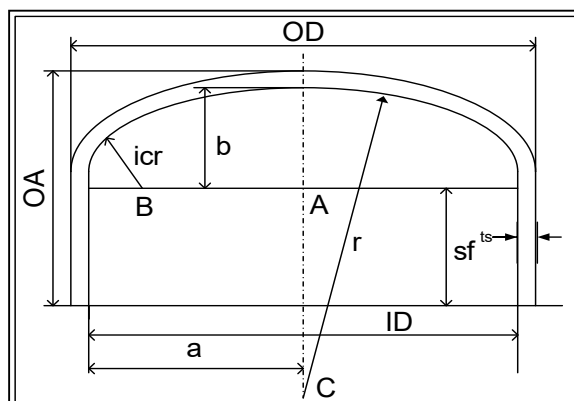
Desain Tutup

Berdasarkan tabel 5.7 Browneel didapatkan,

$$\begin{aligned}
 r (r_c) &= 40 \text{ in} \\
 \text{icr} (r_1) &= 2 \frac{1}{2} \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 W &= \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{r_c}{r_1}} \right) \\
 &= 2.75
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_{\text{head}} &= \frac{P \cdot r_c \cdot W}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 \cdot P} + C \\
 &= \frac{1}{4} \text{ in} = \frac{1}{4} \text{ in (standarisasi)}
 \end{aligned}$$



Didapatkan :

$$\begin{aligned}
 sf &= 1.5 \text{ in} \quad (\text{Tabel 5.6, Brownell \& Young}) \\
 \text{icr} &= 0.50 \text{ in} \quad (\text{Tabel 5.6, Brownell \& Young}) \\
 a &= \text{ID}/2 = 20 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 AB &= ID/2 - icr \\
 &= 19.7 - 0.5 = 19 \text{ in} \\
 BC &= r - icr \\
 &= 40 - 0.5 = 39.5 \text{ in} \\
 b &= r - [BC^2 - AB^2]^{1/2} \\
 &= 5.5050 \text{ in} = 0.5 \text{ ft} \\
 \text{h tutup atas} &= t_{\text{head}} + b + sf \\
 &= 7.25 \text{ in} \\
 &= 0.6 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Menggunakan head dengan butt-welded terhadap shell,

$$C = 0.125$$

$$De = ID = 39.5247 \text{ in}$$

$$\text{Tebal flange flat head} = C \cdot De \cdot \sqrt{\frac{p}{f}}$$

$$= 0.2 \text{ in} \quad (\text{Tebal minimum yang dibutuhkan})$$

tebal +2 mm faktor korosi + 6% untuk pengurangan tebal pada bagian torus

$$= 0.30 \text{ in} = 5/16 \text{ in} \quad (\text{standarisasi})$$

$$= 0.026 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi tangki} = \text{Tinggi silinder} + \text{Tinggi tutup}$$

$$= 5.6 \text{ ft}$$

Tabel C21. Spesifikasi Accumulator Distillate Distillation Column I (F-312)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	Accumulator Distillate Distillation Column I
Kode	F-312
Fungsi	Tempat menampung sementara distilat dari D-310
Material	<i>Carbon Steel SA 212 Grade B</i>
Jumlah	1 Unit
Tipe	Silinder tegak dengan tutup bentuk <i>standart dishead head</i>
Diameter	3.33333 ft 1.016 m
Tinggi	5.56671 ft 1.6966 m
Tebal	3/16 in
Tebal tutup atas	1/4 in
Tebal tutup bawah	5/16 in

22. Reboiler Methanol Distillation Column I (E-313)

23. Methanol Distillation Column II (D-320)

- Fungsi : Proses untuk memisahkan metanol dan air
 Tipe : *Sieve Tray Tower*
 Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA 283 Grade C*
 Jumlah : 1 unit
 Kondisi Operasi : Tekanan = 3.0 bar
 Temperature = 100.00 °C = 373.15 K
 Tujuan : 1. Menentukan tipe kolom distilasi
 2. Menentukan bahan konstruksi kolom distilasi
 3. Menentukan jumlah *plate*
 4. Menentukan dimensi kolom distilasi

Neraca Massa Metanol *Distillation Column II*

Komponen	<i>Feed</i>		<i>Distillate</i>		<i>Bottom</i>	
	x	kmol	x	kmol	x	kmol
CH ₄	0.00	0.000	0.00	0.000	0.00	0.00
C ₂ H ₆	0.00	0.000	0.00	0.000	0.00	0.00
C ₃ H ₈	0.00	0.000	0.00	0.000	0.00	0.00
n-C ₄ H ₁₀	0.00	0.000	0.00	0.000	0.00	0.00
i-C ₄ H ₁₀	0.00	0.000	0.00	0.000	0.00	0.00
n-C ₅ H ₁₂	0.00	0.000	0.00	0.000	0.00	0.00
i-C ₅ H ₁₂	0.00	0.000	0.00	0.000	0.00	0.00
C ₆ H ₁₄	0.00	0.000	0.00	0.000	0.00	0.00
C ₇ H ₁₆	0.00	0.000	0.00	0.000	0.00	0.00
CO ₂	0.00	0.045	0.00	0.045	0.00	0.00
N ₂	0.00	0.000	0.00	0.000	0.00	0.00
H ₂ O	0.12	163.905	0.00	0.054	1.00	163.8
CO	0.00	0.000	0.00	0.000	0.00	0.00
H ₂	0.00	0.000	0.00	0.000	0.00	0.00
O ₂	0.00	0.000	0.00	0.000	0.00	0.00
CH ₃ OH	0.88	1236.933	1.00	1236.144	0.00	0.7
CH ₃ OCH ₃	0.00	0.000	0.00	0.000	0.00	0.00
Total	1.00	1400.883	1.00	1236.243	1.00	164.0
		1400.883		1400.883		

a. Menentukan Jenis Kolom Distilasi

Dalam perancangan ini dipilih jenis *sieve tray tower* dengan pertimbangan:

- Perkiraan diameter kolom > 3 ft.
- Campuran tidak bersifat korosif dan tidak membentuk buih.
- Rentang batas lajur alir yang cukup besar tanpa menimbulkan *flooding*

Jenis *tray* yang digunakan adalah jenis *sieve tray* dengan pertimbangan:

- Kapasitas uap dan cairan besar.
- *Pressure drop* rendah dengan efisiensi *tray* tinggi.
- Lebih ringan dan *low cost*.

- Biaya perawatan murah, mudah dibersihkan, dan konstruksi sederhana.

b. Menentukan Bahan Konstruksi Kolom Distilasi

Bahan Konstruksi : *Carbon steel SA-283 Grade C*

dengan pertimbangan:

- Mempunyai *allowable working stress* yang besar sehingga untuk kapasitas yang sama memerlukan ketebalan bahan yang tipis.
- Harga material yang relatif murah.

c. Menentukan Jumlah Plate

$$\begin{aligned} T_{\text{dew}} &= 345.2 \text{ K} = 72.07 \text{ }^\circ\text{C} \\ T_{\text{bubble}} &= 384.4 \text{ K} = 111.21 \text{ }^\circ\text{C} \\ T_{\text{avg}} &= 364.8 \text{ K} = 91.64 \text{ }^\circ\text{C} \end{aligned}$$

Berdasarkan HYSYS, didapatkan jumlah *plate* = 28 *plate*

Menentukan *Feed Point Location*

Berdasarkan HYSYS, *feed* masuk pada *plate* ke-20 dari atas kolom

d. Menentukan Dimensi Kolom Distilasi

Menghitung Laju Alir pada Bagian *Top*

Berdasarkan HYSYS, didapatkan nilai $R = 0.702$

Aliran *liquid* untuk *reflux* (L)

$$L = R \times D = 867.8 \text{ kmol/jam}$$

Aliran *vapor* masuk *condensor* (V)

$$V = (R+1) D = 2,104.1 \text{ kmol/jam}$$

Berdasarkan HYSYS, didapatkan $q = 1.0$

Menghitung Laju Alir pada Bagian *Bottom*

Aliran *liquid* masuk *reboiler* (L_N)

$$L_N = L + (q \times F) = 2,268.7 \text{ kmol/jam}$$

Aliran *vapor* dalam *reboiler* (V_W)

$$V_W = V + (F(1-q)) = 2,104.1 \text{ kmol/jam}$$

Menghitung komposisi massa bagian *top*

- Menghitung berat molekul campuran

Berdasarkan HYSYS, didapatkan BM campuran *liquid* = 32.0 kg/kmo

- Menghitung densitas campuran

Berdasarkan HYSYS, didapatkan densitas campuran *liquid* = 734.5 kg/l

Menghitung densitas *vapor* campuran

$$\rho_v = \frac{BM}{R} \times \frac{P}{T}$$

$$= 3.349 \text{ kg/m}^3$$

Menentukan laju alir *liquid* dan I maksimal

$$L_{\text{maks}} = 1,2 \times L = 52655.3 \text{ kg/jam} = 116084.8 \text{ lb/jam}$$

$$Q_L = \frac{L_{\text{maks}}}{\rho_{\text{liquid}}} = 71.7 \text{ m}^3/\text{jam} = 0.703 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

$$V_{\text{maks}} = 1,2 \times V = 127662.8 \text{ kg/jam} = 281447.9 \text{ lb/jam}$$

$$Q_V = \frac{V_{\text{maks}}}{\rho_{\text{vapor}}} = 38,120.7 \text{ m}^3/\text{jam} = 373.95 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

Menghitung komposisi massa bagian *bottom*

- Menghitung berat molekul

Menghitung berat molekul campuran

$$\text{Berdasarkan HYSYS, didapatkan BM campuran } \textit{liquid} = 18.08 \text{ kg/kmo}$$

- Menghitung densitas *liquid* campuran

$$\text{Berdasarkan HYSYS, didapatkan densitas campuran } \textit{liquid} = 936 \text{ kg/l}$$

- Menghitung densitas *vapor* campuran

$$\rho_v = \frac{BM}{R} \times \frac{P}{T}$$

$$= 1.7 \text{ kg/m}^3$$

Menentukan laju alir *liquid vapor* maksimal

$$L_{N \text{ maks}} = 1,2 \times L_N = 92774.0 \text{ kg/jam} = 204531.4 \text{ lb/jam}$$

$$Q_{LN} = \frac{L_{N \text{ maks}}}{\rho_{\text{liquid}}} = 99.1 \text{ m}^3/\text{jam} = 0.972 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

$$V_{W \text{ maks}} = 1,2 \times V_W = 127662.8 \text{ kg/jam} = 281447.9 \text{ lb/jam}$$

$$V_{W \text{ maks}} = \frac{V_{W \text{ maks}}}{\rho_{\text{vapor}}} = 75203.7 \text{ m}^3/\text{jam} = 737.7 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

Menghitung properti fluida bagian *top*

- Menghitung *surface tension*

$$\text{Berdasarkan HYSYS, didapatkan } \textit{surface tension} \text{ flui} = 22.20 \text{ dyne/cm}$$

- Menghitung viskositas *liquid*

Berdasarkan HYSYS, diidapatkan viskositas *liquid*

$$\text{viskositas } \textit{liquid} = 0.302 \text{ cP} = 0.00020 \text{ lb/ft detik}$$

Menghitung properti fluida bagian *bottom*

- Menghitung *surface tension*

Berdasarkan HYSYS, didapatkan *surface tension* flui = 56.27 dyne/cm

- Menghitung viskositas *liquid*

Berdasarkan HYSYS, didapatkan viskositas *liquid*

viskositas *liquid* = 0.233 cP = 0.000157 lb/ft detik

Plate spacing yang biasa digunakan pada *sieve tray* adalah 12 - 36 in
(Winkle, 1967, Tabel 14-2, Hal. 572).

Asumsi : *Plate spacing* = 24 in

Data	Satuan	Top Tray	Bottom Tray
Tekanan	bar	1.25	1.50
Temperature	°C	72.07	111.21
ρ_{liquid}	lb/ft ³	45.85	58.43
ρ_{vapor}	lb/ft ³	0.21	0.11
Surface Tension	dyne/cm	22.20	56.27
Max Liquid	lb/jam	116084.8	204531.4
Max Vapor	lb/jam	281447.9	281447.9
Max Q _L	ft ³ /detik	0.70	0.97
Max Q _L	gpm	315.65	436.41
Max Q _V	ft ³ /detik	373.95	737.73
Viscosity of Liquid	lb/ft detik	0.00	0.00
Plate Spacing	ft	2.00	2.00

Menentukan Diameter Kolom

Perhitungan menggunakan referensi dari Winkle, 1967, Ch. 13, Hal. 587-597.

Perhitungan berdasarkan 80% *flooding*

TOP	BOTTOM
<p><i>Flow Parameter</i></p> $P_F = \frac{L}{V} \left[\frac{\rho_V}{\rho_L} \right]^{0.5}$ $= 0.028$ <p><i>Capacity Parameter</i></p> <p>Dari Fig.13-21, Winkle, 1967, didapatkan</p> $P_C = 0.380$ <p><i>Capacity Parameter Correction for Surface Tension</i></p> $P_{C\text{Corr}} = P_C \times \left[\frac{\sigma}{20} \right]^{0.2}$	<p><i>Flow Parameter</i></p> $P_F = \frac{L}{V} \left[\frac{\rho_V}{\rho_L} \right]^{0.5}$ $= 0.031$ <p><i>Capacity Parameter</i></p> $P_C = 0.370$ <p><i>Capacity Parameter Correction for Surface Tension</i></p> $P_{C\text{Corr}} = P_C \times \left[\frac{\sigma}{20} \right]^{0.2}$

$$= 0.388$$

Vapor Velocity untuk 100% flooding

$$U_{vn} = P_C \times \left[\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right]^{0.5}$$

$$= 5.733 \text{ ft/detik}$$

Nett Vapor Flow Area antar Plate

Untuk 80% flooding

$$A_N = \left[\frac{Q_V}{U_{VN} \times \%flooding} \right]$$

$$= 81.530 \text{ ft}^2$$

Asumsi,

$$A_d = 0.1 \text{ A}$$

$$A = A_N + 2A_d$$

$$A = 81.5 + 2 \times 0,1 \text{ A}$$

$$0.8 \text{ A} = 81.530$$

$$A = 101.913 \text{ ft}^2$$

Diameter kolom

$$A = \frac{\pi}{4} D^2$$

$$D = 11.394 \text{ ft}$$

Diameter yang dipilih 12.00 ft

Dari Tabel 14-8, Winkle, 1967, Hal. 585 dengan diameter tersebut didapatkan tipe tray = cross flow

maka,

$$A = 113.143 \text{ ft}^2$$

$$A_N = 90.514 \text{ ft}^2$$

Cek Percent of Flood

$$\%flooding = \left[\frac{Q_V}{U_{VN} \times A_N} \right]$$

$$= 72.06\%$$

Area of Coloumn

$$A = 113.143 \text{ ft}^2$$

Area of Downcomer

$$A_d = 0.1 \text{ A} = 11.314 \text{ ft}^2$$

Active Area of Bubbling

$$A_A = A - 2A_d = 90.514 \text{ ft}^2$$

Plate Thickness

Dari Tabel 14-8, Winkle, 1967, Hal. 585 untuk sieve tray tipe cross flow didapat

$$t_p = 12 \text{ gage} = 0.0825 \text{ in} \quad t_p = 12 - 14 \text{ gage}$$

Hole diameter

$$d_H = 0.250 \text{ in} \quad d_H = 0.125 - 0.375 \text{ in}$$

Hole pitch

$$P = 3 \times d_H = 0.750 \text{ in}$$

$$= 0.455$$

$$U_{vn} = P_C \times \left[\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right]^{0.5}$$

$$= 10.675 \text{ ft/detik}$$

$$A_N = \left[\frac{Q_V}{U_{VN} \times \%flooding} \right]$$

$$= 86.383 \text{ ft}^2$$

Asumsi,

$$A_d = 0.1 \text{ A}$$

$$A = A_N + 2A_d$$

$$A = 86.38 + 2 \times 0,1 \text{ A}$$

$$0.8 \text{ A} = 86.383$$

$$A = 107.979 \text{ ft}^2$$

$$A = \frac{\pi}{4} D^2$$

$$D = 11.723 \text{ ft}$$

Digunakan bentuk segitiga sama sisi

Dari Tabel 14.8, Winkle, 1967, Hal. 585 untuk *sieve tray* tipe *double pass* diambil

$$h_w = 1.50 \text{ in} \qquad h_w = 1.00 - 2 \text{ in}$$

Dari Tabel 14-10, Winkle, 1967, Hal. 590 untuk $A_d/A = 0.1$

didapat $l_w/D = 0.7267$ $h_w/D = 0.1565$

sehingga panjang *weir* (l_w) = 8.7 ft = 104.6 in

Menghitung Fractional Entrainment

Dari Fig.13-26, Winkle, 1967, didapatkan

$P_F = 0.028$	$P_F = 0.031$
$\psi = 0.100$	$\psi = 0.070$

Nilai *entrainment* yang didapatkan kurang dari 0,1 sehingga memenuhi syarat perancangan.

Menghitung Pressure Drop

$\frac{Q_L}{l_w^{2.5}} = \frac{315.649 \text{ gpm}}{224.564 \text{ ft}}$	$\frac{Q_L}{l_w^{2.5}} = \frac{436.406 \text{ gpm}}{224.564 \text{ ft}}$
$= 1.406 \text{ gpm/ft}$	$= 1.943 \text{ gpm/ft}$

Weir construction correction factor

Dari Fig. 13-7, dengan $l_w/D = 0.7267$ didapatkan

$F_W = 1.030$	$F_W = 1.040$
---------------	---------------

Liquid crest over weir

$h_{OW} = 0.48x F_W \left[\frac{Q_L}{l_w} \right]^{0.670}$	$h_{OW} = 0.48x F_W \left[\frac{Q_L}{l_w} \right]^{0.6}$
$= 1.036 \text{ in}$	$= 0.115 \text{ in}$

Height of weir

$h_w = 1.50 \text{ in}$	$h_w = 1.50 \text{ in}$
-------------------------	-------------------------

Equivalent surface tension loss

$h_\sigma = \frac{0.04 \times \sigma}{\rho_L \times d_H}$	$h_\sigma = \frac{0.04 \times \sigma}{\rho_L \times d_H}$
$= 0.08 \text{ in}$	$= 0.154 \text{ in}$

Equivalent head loss through holes

$h_0 = 0.186 \frac{\rho_V}{\rho_L} \left[\frac{U_h}{C_0} \right]^2$	$t_p = 0.0825 \text{ in}$
sehingga $\frac{t_p}{d_H} = 0.33$	$d_H = 0.250 \text{ in}$
	Diambil nilai $A_h/A = 0.1$

Dari Fig. 13-18 didapatkan *discharge coefficient for vapor flow* $C_0 = 0.727$

$$\begin{aligned} A_h &= 0.1 \times A_A \\ &= 0.1 \times 90.514 \\ &= 9.051 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Kecepatan uap yang melewati lubang

$U_h = \frac{Q_v}{A_h} = \frac{373.954}{9.051}$	$U_h = \frac{Q_v}{A_h} = \frac{737.727}{9.051}$
$= 41.31 \text{ ft/s}$	$= 81.50 \text{ ft/s}$
$h_0 = 0.186 \frac{\rho_V}{\rho_L} \left[\frac{U_h}{C_0} \right]^2$	$h_0 = 0.186 \frac{\rho_V}{\rho_L} \left[\frac{U_h}{C_0} \right]^2$

$$= 2.739 \text{ in}$$

Vapor velocity

$$U_{VA} = U_h \times \frac{A_h}{A}$$

$$= 4.131 \text{ ft/s}$$

$$F_{VA} = U_{VA} \times \rho_v^{0.5}$$

$$= 1.889$$

Aeration factor

Dari Fig. 13-16 didapatkan

$$\beta = 0.590$$

~~$$\text{Total pressure drop } \Delta P_{\text{column}} = h_t \cdot 9.81 \cdot 10^{-3} \cdot \rho_L \cdot N_{\text{plate}} \dots 11.87$$~~

$$\Delta H_T = \beta (h_w + h_{OW}) + h_0 + h_\sigma$$

$$= 4.313 \text{ in}$$

$$\Delta H_T = 0.218 \text{ atm}$$

Mengecek weep point

$$h_w + h_{OW} = 2.536 \text{ in}$$

Dari Fig. 13-22, Hal. 528, didapatkan

$$h_0 + h_\sigma = 0.600 \text{ in}$$

dibandingkan dengan hasil perhitungan sebelumnya,

$$h_0 + h_\sigma = 2.816 \text{ in}$$

nilai yang didapatkan dari hasil perhitungan lebih besar daripada nilai yang didapat dari Fig 13.22, maka kedua bagian akan beroperasi dengan baik di atas weep point.

Menghitung liquid backup pada downcomer

$$H_D = [\Delta H_T + h_w + h_{OW} + \Delta/2 + h_d] \times 1/\phi_d$$

Asumsi : jarak diizinkan di bawah *upron* = 1.500 in

$$A_{AP} = \frac{1.500 \times l_w}{144} = 1.090 \text{ ft}^2$$

Head loss pada downcomer

$$h_d = 0.030 \times \left[\frac{Q_L}{100 A_d} \right]^2$$

$$= 0.252 \text{ in}$$

$$H_D = 5.983 \times 1/\phi_d$$

Asumsi : *froth density (density foam)*

Foam back di downcomer

$$H_{Dal} = \frac{5.983}{0.500} = 11.966 \text{ in}$$

Menghitung liquid residence time pada downcomer

$$A_d = 11.314 \text{ ft}^2$$

$$H_D = 5.983 \text{ in}$$

$$Q'_{LD} = 0.703 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

$$\text{Residence time} = \frac{A_d (H_D/12)}{Q'_L}$$

$$\text{Residence time} = 8 \text{ detik}$$

$$= 4.240 \text{ in}$$

$$U_{VA} = U_h \times \frac{A_h}{A}$$

$$= 8.150 \text{ ft/s}$$

$$F_{VA} = U_{VA} \times \rho_v^{0.5}$$

$$= 2.653$$

$$\beta = 0.580$$

$$\Delta H_T = \beta (h_w + h_{OW}) + h_0 + h_\sigma$$

$$= 5.331 \text{ in}$$

$$\Delta H_T = 0.344 \text{ atm}$$

$$h_w + h_{OW} = 1.615 \text{ in}$$

$$h_0 + h_\sigma = 0.490 \text{ in}$$

$$h_0 + h_\sigma = 4.394 \text{ in}$$

$$h_d = 0.030 \times \left[\frac{Q_L}{100 A_d} \right]^2$$

$$= 0.481 \text{ in}$$

$$H_D = 6.594 \times 1/\phi$$

$$\phi_d = 0.500$$

$$H_{Dal} = \frac{6.594}{0.500} = 13.188$$

$$H_D = 6.594 \text{ in}$$

$$Q'_{LD} = 0.972 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

$$\text{Residence time} = 6.4 \text{ deti}$$

Menentukan tebal shell kolom

Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

$$\text{Allowable stress (f)} = 12,650 \text{ psi}$$

$$\text{Joint Efficiency (E)} = 80\%$$

$$\text{Corrosion allowance (c)} = 0.125 \text{ in}$$

(Brownell & Young, 1959, Tabel 13-1 dan 13-2, Hal. 251 dan 254)

Tebal shell dapat dihitung dengan menggunakan persamaan 3.16 dan 3.17

Keterangan:

$$t_s = \frac{p \times r_i}{f \times E - 1 \times p} + c$$

$$r_i = 12 \times 1/2 D$$

t = *Thickness of shell* (in)

p = *Design pressure* (psi)

r_i = *Inside radius of shell* (in)

f = *Allowable stress* (psi)

E = *Joint efficiency*

c = *Corrosion allowance* (in)

(Brownell & Young, 1959, Pers. 13.1, Hal. 254).

$$\text{dimana: } P_{op} = 3.0 \text{ bar} = 43.5 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned} P_{design} &= 110\% \times P_{total} = 110\% \times 43.511 \\ &= 47.9 \text{ psi} \\ &= 3.3 \text{ bar} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{P_{design} \times r_i}{f \times E - 0.6 \times P_{design}} + 0.125 \\ &= \frac{47.863 \times 72}{12,650 \times 0.800 - 0.6 \times 47.863} + 0.125 \\ &= 0.466 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Tebal shell standar yang digunakan} = 0.500 \text{ in} = 1/2 \text{ in}$$

Menentukan tebal head kolom

Bahan konstruksi yang digunakan sama dengan bagian shell

$$\begin{aligned} OD &= ID + 2t \\ &= 144.000 + 2 \times 0.500 \\ &= 145.000 \text{ in} \end{aligned}$$

Berdasarkan Brownell & Young, 1959, Tabel 5.7, Hal. 89, digunakan OD standar dengan spesifikasi:

$$OD \approx 156 \text{ in}$$

$$t = 0.500 \text{ in}$$

$$icr = 9 \frac{3}{8} \text{ in}$$

Keterangan:

icr = *inside corner radius*

r = *radius of dish*

$$r = 144 \text{ in} \quad \text{icr} = r_1 \quad r = r_c$$

$$r_c = 144 \text{ in} \quad r_1 = 9.375 \text{ in}$$

$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{rc}{r_1}} \right) = 1.730 \quad (\text{Brownell \& Young, 1959, Pers. 7.76, Hal. 138})$$

(Brownell & Young, 1959, Pers. 7.77, Hal. 138)

Menghitung Tebal *Head*

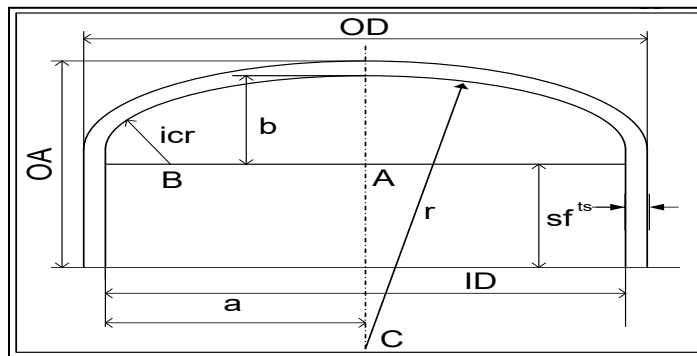
$$th = \frac{p \quad r_c \quad W}{2 f \quad E - 0.2 p} + c$$

$$th = \frac{47.863 \times 144 \times 1.730}{2 \times 12,650 \times 0.800 - 0.200 \times 47.863} + 0.125$$

$$= 0.714 \text{ in}$$

$$\text{Tebal head standar yang digunakan} = 0.75 \text{ in} = 3/4 \text{ in}$$

Menentukan tinggi head kolom



- OD = outside diameter (OD)
- icr = inside-corner radius
- b = depth of dish (inside)
- r = radius of dish
- sf = straight flange
- ID = inside diameter (ID)
- ri = inside radius (ri)

Berdasarkan Brownell & Young, 1959, Tabel 5.6, Hal. 88, untuk $th = 3/4 \text{ in}$, didapat

$$sf = 1.5 - 3.5 \text{ in} \quad \text{diambil } sf = 2.5 \text{ in}$$

$$ID = 144.0 \text{ in}$$

$$icr = 9 \frac{3}{8} \text{ in}$$

Perhitungan nilai a, b, AB, BC, AC, dan OA menggunakan persamaan pada Hal. 87

(Brownell & Young, 1959, Hal. 87)

$$a = \frac{ID}{2} = \frac{144.000}{2} = 72.000 \text{ in}$$

$$AB = \frac{ID}{2} - icr = 72.000 - 9.375 = 62.625 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 144 - 9.375 = 134.625 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2} = 119.172 \text{ in}$$

$$b = r - AC = 144 - 119.172 = 24.828 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi head (OA)} &= th + b + sf \\ \text{(H.head)} &= 0.750 + 24.828 + 2.500 \\ &= 28.078 \text{ in} \end{aligned}$$

$$= 2.34 \text{ ft}$$

Menentukan tinggi kolom

$$\begin{aligned} \text{H.kolom} &= \text{tinggi plate} + 2\text{H.head} \\ &= \text{plate spacing} \times N + 2\text{H.head} \\ &= 728.2 \text{ in} \\ &= 60.7 \text{ ft} \end{aligned}$$

Mengecek kestabilan kolom distilasi menggunakan langkah-langkah pada (Brownell & Young, 1959, Hal. 172-174).

Menentukan diameter tutup

$$\begin{aligned} \text{Diameter tutup} &= \text{OD} + \text{OD}/24 + 2 \times s_f + 2/3 \times \text{icr} \\ &= 110.8 \text{ in} \end{aligned}$$

Menentukan berat tutup

$$\begin{aligned} \rho_{\text{steel}} &= 490 \text{ lb/ft}^3 \quad (\text{Kern, 1983, Tabel 3, Hal. 799}). \\ \text{Weight of head} &= (\pi / 4) \times (d^2 t_h) \times (\rho_{\text{steel}} / 1728) \\ &= 2048.3 \text{ lb} \end{aligned}$$

Menghitung axial stress in shell

$$\begin{aligned} f_{\text{ap}} &= (P_d \times D) / (4 \times (t_s - C)) \\ &= 4626.7 \text{ psi} \end{aligned}$$

Menghitung dead weight

$$\begin{aligned} f_{\text{dead wt shell}} &= \frac{X \cdot \rho_{\text{steel}}}{144} = 3.403 X \\ \rho_{\text{ins.}} &= 40 \text{ lb/ft}^3 \\ t_{\text{ins.}} &= 3 \text{ in} \\ f_{\text{dead wt shell}} &= \rho_{\text{ins}} \times t_{\text{ins}} / (144 \times (t_s - C)) \\ &= 2.222 X \end{aligned}$$

Menghitung berat attachment

$$\begin{aligned} \text{Berat tutup atas} &= 2048 \text{ lb} \\ \text{Berat tangga} &= 25.0 X \\ \text{Berat Pipa 12" sch.40} &= 43.8 X \quad (\text{Kern, 1983, App. K, Hal. 386}). \\ \text{Berat Insulasi pipa} &= \pi / 4 \times ((\text{OD} + 2t_{\text{ins}})^2 - \text{OD}^2) \times \rho_{\text{ins}} X \\ &= 32.41 X \\ \text{Berat total (W)} &= W_{\text{tutup atas}} + W_{\text{pipa}} + W_{\text{tangga}} + W_{\text{insulasi}} \\ &= 2048 + 101.2 X \\ f_{\text{dead wt attachment}} &= \frac{\Sigma W}{(\pi \times D \times (t_s - C))} \\ &= \frac{2048 + 101.2 X}{11.04910714} \\ &= 185.38 + 9.16 X \end{aligned}$$

Menghitung berat tray +liquid

Berat liquida dihitung dibawah $X = 4$.

$$n = (X/2) - 1$$

$$\begin{aligned} f_{\text{dead wt tray + liquid}} &= n \times 25 \times (\pi D^2/4) / (12 \pi D (t_s - c)) \\ &= n \times 25 \times D / (48(t_s - C)) \\ &= \frac{(X/2) - 1 \times 3625}{18} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} f_{\text{dead wt total}} &= 100.6944 X - 201.3889 \\ &= 115.4795 X + -16.0075 \end{aligned}$$

Menghitung wind stress

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan angin} &= 5.9 \text{ m/s} \\ &= 13.198 \text{ mil/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan Udara, B} &= 760 \text{ mmHg} \\ &= 29.921 \text{ inHg} \end{aligned}$$

$$F_s = 0.6 \text{ (Silinder Halus)}$$

$$\begin{aligned} P_w &= 0.004 \times B \times V_w \times F_s / 30 \\ &= 0.417 \text{ psf} \sim 1 \text{ psf} \end{aligned}$$

Tangga dipasang 90° terhadap pipa uap

d_{eff} = diameter kolom+tebal insulasi kolom+diameter pipa uap + tebal insulasi pipa

$$= 165.375 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} f_{w_x} &= 2 \times P_w \times X^2 \times d_{\text{eff}} / (\pi d_o^2 \times (t_s - c)) \\ &= \frac{331 X^2}{103.585} \\ &= 3.193 X^2 \end{aligned}$$

Menghitung stress gabungan

Upwind stress

$$\begin{aligned} f_{t \text{ max}} &= f_{w_x} - f_{d_x} + f_{a_p} \\ &= 3.19 X^2 - 115.480 X + 4610.7 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} f_{t \text{ max}} &= f \times E \\ &= 10120.0 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\text{diperoleh } X = 63.387 \text{ ft set} = 0.0000$$

Downwind stress

$$\begin{aligned} f_{c \text{ max}} &= f_{w_x} - f_{a_p} + f_{d_x} \\ &= 3.19 X^2 + 115.480 X + -4642.7 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} f_{c \text{ max}} &= 1.5 \times 10^6 \times (t / r) \\ &= 7758.6 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\text{diperoleh } X = 83.0 \text{ ft set} = 0.000$$

$$\text{H.kolom} = 60.7 \text{ ft}$$

$$\text{X.upwind} = 63.4 \text{ ft}$$

$$\text{X.downwind} = 83.0 \text{ ft}$$

H.kolom < X.upwind dan X.downwind (Tebal shell memenuhi syarat)

Tabel C.30 Spesifikasi *Methanol Distillation Column II (D-320)*

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	<i>Methanol Distillation Column II</i>
Kode	D-320
Fungsi	Proses untuk memisahkan metanol dan air
Tipe	<i>Sieve Tray Tower</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Jumlah	1 unit
Jumlah <i>Plate</i>	28 <i>plates</i>
<i>Plate Spacing</i>	2 ft
Jenis Aliran	<i>Cross flow</i>
Diameter Kolom	12.0 in
<i>Area of Coloumn</i>	113.1 ft ²
<i>Active Area</i>	90.5 ft ²
<i>Active of Holes</i>	9.1 ft ²
<i>Area of Downcomer</i>	11.3 ft ²
A_h/A	0.1
A_d/A	0.1
A_h/A_A	0.1
d_h	0.3 in
h_w	1.5 in
l_w	104.6 in
<i>Vessel</i>	
Tipe <i>Vessel</i>	<i>Vertical tall vessel</i>
Tinggi <i>Vessel</i>	61 ft
Tebal <i>Shell</i>	1/2 in
Tipe <i>Head</i>	<i>Torispherical dishead head</i>
Tinggi <i>Head</i>	2.34 ft
Tebal <i>Head</i>	3/4 in

000
000
000
000
000
000
000
000
000
000
000
000
352
000
000
000
789
000
540

l

m³

l

m³

n

n

2

5

]

]

;

1

570

2

in

κ

k

)

7).

24. Reboiler Methanol Distillation Column I (E-321)

25. Condensor Methanol Distillation Column II (E-322)

26. Accumulator Distillate Distillation Column II (F-323)

- Fungsi : Tempat menampung sementara distilat dari D-320
- Material : Carbon Steel SA 212 Grade B
- Jumlah : 1 Unit
- Tipe Alat : Silinder tegak dengan tutup atas *standar dished head* dengan bagian bawah datar
- Pengelasan : *Double-welded butt joint*
- Kondisi Operasi : Tekanan 1.23 atm
Suhu 72.225 °C

Menentukan Kapasitas Akumulator

Massa cairan yang disimpan: 67418.5 kg/jam
 Direncanakan untuk penyimpanan : 600 detik (Ulrich, 1984, Hal.249)
 Sehingga, jumlah cairan yang ditampung untuk kebutuhan produksi:

$$67418.5 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}} \times 600 \text{ detik} = 11236.4 \text{ kg/ 600 detik}$$

$$= 24772.0 \text{ lb/ 600 detik}$$

$$\rho = 734.4759 \text{ kg/m}^3 = 45.853 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Volume bahan masuk} = \frac{24772.0349}{45.8532} = 540.2471 \text{ ft}^3$$

Jumlah tangki penampung : 1 tangki
 Volume bahan masuk tiap tangki = 540.2471 ft³
 Volume liquid = 540.2471 ft³
 Direncanakan larutan menempati 80% volume tangki, maka :
 Volume tangki, vt = $\frac{540.2471}{0.8} = 675.3088 \text{ ft}^3$

Asumsi awal:

$$\begin{aligned} H/ID &= 1.5 \\ V_t &= \text{Volume silinder} + \text{Volume Tutup} \\ 675.3088 &= \frac{\pi ID^2 H}{4} + 2x(0.000049) ID^3 \\ 675.3088 &= 1.177598 ID^3 \\ ID &= 8.3 \text{ ft} = 99.697 \text{ in} = 2.5 \text{ m} \\ H &= 12 \text{ ft} = 149.55 \text{ in} = 3.8 \text{ m} \end{aligned}$$

Tebal Shell

- Material : Carbon Steel SA 212 Grade B
f = 17500 psi (App D. Brownell & Young)
- E : 0.8 (double-welded butt joint) (Tabel 13.2, Brownell & Young)
- Tekanan desain (bar) = 1.1 x tekanan operasi (bar) (Source: Ulrich ebook)
- P = 1.375 bar

$$\begin{aligned}
 &= 1.40211 \text{ kg/cm}^2 \\
 &= 19.9422 \text{ psi} \\
 \text{Faktor Koreksi (C)} &= 0.125 \text{ in} \quad (\text{Kusnarjo, 2010}) \\
 t_{\text{shell}} &= \text{tebal shell} \\
 t_{\text{shell}} &= \frac{P D_i}{2 (f E - 0.6P)} + C \\
 &= \frac{1/5 \text{ in}}{2 (f E - 0.6P)} = \frac{3/16}{2 (f E - 0.6P)} \quad (\text{standarisasi}) \\
 \text{ID} &= \text{OD} - 2 t_{\text{shell}} \quad (\text{pers. 3-16 Brownell \& Young}) \\
 99.7 &= \text{OD} - 2 \times \frac{1}{5} \\
 \text{OD} &= 100 \text{ in} = 102 \text{ in} \quad (\text{standarisasi}) = 8.5 \text{ ft} = 2.6 \text{ m} \\
 V_t &= \frac{\pi \text{OD}^2 H}{4} + 2 \times (0,000049) \text{OD}^3 \\
 &= 706.8667 \text{ ft}^3 \\
 H/\text{OD} &= 1.47 \quad (\text{syarat } H/\text{OD} < 2)
 \end{aligned}$$

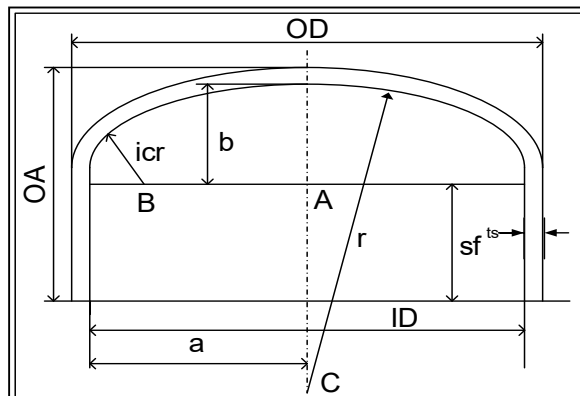
Desain Tutup

Berdasarkan tabel 5.7 Browneel didapatkan,

$$\begin{aligned}
 r (r_c) &= 96 \text{ in} \\
 icr (r_1) &= 6 \frac{1}{8} \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 W &= \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{r_c}{r_1}} \right) \\
 &= 2.71
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_{\text{head}} &= \frac{P \cdot r_c \cdot W}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 \cdot P} + C \\
 &= \frac{1}{3} \text{ in} = \frac{5}{16} \text{ in} \quad (\text{standarisasi})
 \end{aligned}$$



Didapatkan :

$$\begin{aligned}
 sf &= 1.5 \text{ in} \quad (\text{Tabel 5.6, Brownell \& Young}) \\
 icr &= 1.31 \text{ in} \quad (\text{Tabel 5.6, Brownell \& Young}) \\
 a &= \text{ID}/2 = 50 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 AB &= ID/2 - icr \\
 &= 49.8 - 1.3 = 49 \text{ in} \\
 BC &= r - icr \\
 &= 96 - 1.3 = 94.6875 \text{ in} \\
 b &= r - [BC^2 - AB^2]^{1/2} \\
 &= 14.6983 \text{ in} = 1.2 \text{ ft} \\
 \text{h tutup atas} &= t_{\text{head}} + b + sf \\
 &= 16.51 \text{ in} \\
 &= 1.4 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Menggunakan head dengan butt-welded terhadap shell,

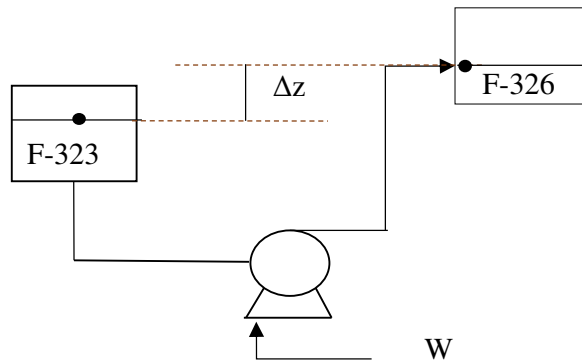
$$\begin{aligned}
 C &= 0.125 \\
 De &= ID = 99.6801 \text{ in} \\
 \text{Tebal flange} &= C \cdot De \cdot \sqrt{\frac{p}{f}} \\
 \text{flat head} &= 0.4 \text{ in} \quad (\text{Tebal minimum yang dibutuhkan}) \\
 \text{tebal +2 mm faktor korosi + 6\% untuk pengurangan tebal pada bagian torus} &= 1/2 \text{ in} = 1/2 \text{ in} \quad (\text{standarisasi}) \\
 &= 0.04167 \text{ ft} \\
 \text{Tinggi tangki} &= \text{Tinggi silinder} + \text{Tinggi tutup} \\
 &= 14 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Tabel C26. Spesifikasi Accumulator Distillate Distillation Column II (F-323)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	Accumulator Distillate Distillation Column II
Kode	F-323
Fungsi	Tempat menampung sementara distilat dari D-320
Material	<i>Carbon Steel SA 212 Grade B</i>
Jumlah	1 Unit
Tipe	Silinder tegak dengan tutup bentuk <i>standart dishead head</i>
Diameter	8.5 ft 2.5907 m
Tinggi	13.8797 ft 4.2303 m
Tebal	3/16 in
Tebal tutup atas	5/16 in
Tebal tutup bawah	1/2 in

27. Methanol Product Pump (L-324)

Fungsi : Memompa produk metanol ke Methanol Storage Tank
 Type : *Centrifugal Pump*
 Kondisi Operasi : T = 72.07 °C
 P masuk = 1.25 bar
 P keluar = 2.00 bar



Perhitungan :

Rate Massa = 39611.349 kg/h = 24.25754988 lb/det
 Viskositas = 0.302 cP = 0.0002 lb/ft.dt
 Densitas = 734.476 kg/m³ = 45.85352637 lbm/ft³
 Rate Volumetrik = 53.931 m³/jam = 0.529 ft³/dt = 237.457 gpm
 Δz = 30 ft

Asumsi aliran turbulen

Dari Peter and Timmerhaus edisi V, hal 501 pers 12-15 didapatkan persamaan

$$\begin{aligned} D_i, \text{ opt} &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 4.815 \text{ in} \\ &= 0.122304 \text{ m} \end{aligned}$$

Dipakai diameter standart 6 in sch 40

(App. Tabel 11 Kern, 1965)

$$ID = 6.065 \text{ in} = 0.505 \text{ ft} = 0.154051 \text{ m}$$

$$OD = 6.625 \text{ in} = 0.552 \text{ ft} = 0.168275 \text{ m}$$

$$A = 0.201 \text{ ft}^2$$

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{0.529}{0.201} = 2.637 \text{ ft/dt}$$

Cek terhadap aliran

$$N_{Re} = \rho \times ID \times v / \mu = 301569.936 \quad (\text{karena lebih besar dari 21000 maka asumsi aliran turbulen benar})$$

Perhitungan Friksi

1. Friksi dalam tiga *elbow* 90°

$$h_f = 3 K_f \left(\frac{v^2}{2gc} \right) \quad (\text{dari tabel 2.10.1 Geankoplis, didapat } K_f = 0,75)$$

$$= 0.243 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

2. Friksi dalam 1 buah *gate valve*

$$h_f = K_f \left(\frac{v^2}{2gc} \right) \quad (\text{dari tabel 2.10.1 Geankoplis, didapat } K_f = 4,5)$$

$$= 0.486 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

3. Friksi sepanjang pipa

untuk *commercial steel* didapatkan nilai :

$\epsilon =$	0.000046	(Fig. 2.10-3
$D =$	0.154051	m Geankoplis)
$\epsilon/D =$	0.000299	
$f =$	0.004	
$\Delta L =$	30	ft

Asumsi panjang pipa total,

$$F_f = 4f \frac{\Delta L v^2}{D} \frac{1}{2}$$

$$= 0.103 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

4. *Construction Loss*

(masuk dari Accumulator Distillate (F-323) ke pipa 6 in Sch 40)

Diameter accumulator = 84 in = 7 ft

$A_{\text{accumulator}} = 0.25 * 3.14 * (D^2) = 38.465 \text{ ft}^2$

$V_{\text{accumulator}} = \frac{Q}{A_{\text{accumulator}}} = 0.01375 \text{ ft/dtk}$

$$K_c = 0.55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)$$

$$= 0.547$$

$$h_c = K_c \left(\frac{v^2}{2\alpha gc} \right) \quad \alpha = 1 \text{ (Untuk aliran turbulents)}$$

$$= 0.059 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

5. *Expansion Loss*

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2} \right)^2$$

$$= 1.0$$

$$h_c = K_{ex} \left(\frac{v^2}{2gc} \right)$$

$$= 0.108 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Total Friksi

$$\Sigma F = 0.756 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

mechanical energy balance :

$$\frac{1}{2\alpha gc} (v_{2av}^2 - v_{1av}^2) + \frac{g}{gc} (z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

$$\frac{1}{2\alpha gc} (v_{2av}^2 - v_{1av}^2) + \frac{g}{gc} (z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F = -W_s$$

Dimana :

$$\begin{aligned}
v_1 &= 0.000 \text{ ft/dt} \\
v_2 &= 2.637 \text{ ft/dt} \\
z_1 &= 0 \text{ ft} \\
z_2 &= 30 \text{ ft} \\
P_1 &= 1.250 \text{ bar} = 2610.679 \text{ lbf/ft}^2 \\
P_2 &= 2.0 \text{ bar} = 4177.086 \text{ lbf/ft}^2 \\
\rho &= 45.85 \text{ lbm/ft}^3 \\
\Sigma F &= 0.756 \text{ ft.lbf/lb}_m
\end{aligned}$$

$$\frac{1}{2\alpha g c} (v_{2av}^2 - v_{1av}^2) = 0.108 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{lb}_m}$$

$$\frac{g}{g c} (z_2 - z_1) = 30 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{lb}_m}$$

$$\frac{P_2 - P_1}{\rho} = 34.161 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{lb}_m}$$

$$\Sigma F = 0.756 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$W_s = -65 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$\eta \text{ pompa} = 1 - 0.12 \cdot q^{-0.27} = 86\%$$

$$W_s = -\eta W_p$$

$$-65 = 0.86 W_p$$

$$W_p = 75.832 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$\begin{aligned}
\text{BHP} &= W_p \times \text{rate massa} \times 1 \text{ hp}/550 \text{ ft.lbf/s} \\
&= \frac{75.832 \times 24.26}{550}
\end{aligned}$$

$$= 3 \text{ hp}$$

$$\eta \text{ motor} = 89\% \text{ (Peters \& Timmerhaus, 2003, 5th ed., Fig.12-18)}$$

$$\text{power actual} = \frac{\text{BHP}}{\text{motor}}$$

$$= \frac{3}{0.89}$$

$$= 3.757911 \text{ hp}$$

Standarisasi power pompa dari Table 5.10 Harry Silla 5 hp

Tabel C27. Spesifikasi Methanol Product Pump (L-324)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	Methanol Product Pump
Kode	L-324
Fungsi	Memompa produk metanol ke Methanol Storage Tank
Jumlah	1 Unit
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>
Kapasitas	237.46 gpm
Power	5 hp
Material	<i>Case : Cast Iron</i> <i>Rotor : Carbon Steel</i>
Ukuran Pipa	
<i>Nominal Pipe Size</i>	4 in
<i>Schedule No.</i>	40
OD	6.6 in
ID	6.1 in
<i>Flow Area</i>	0.2 ft ² = 28.89 in ²

28. Methanol Product Cooler (E-325)

29. Metanol Storage (F-326)

Fungsi : Menampung larutan metanol sebagai bahan baku DME
 Material : High Alloy Steel SA 240 Grade S
 Jumlah : 1 Unit
 Tipe Alat : Silinder tegak dengan tutup atas *standar dished head*
 dengan bagian bawah datar
 Pengelasan : *Double-welded butt joint*
 Kondisi Operasi : Tekanan 1.8 atm
 Suhu 40 °C

$$\begin{aligned}
 m &= 39611.34879 \quad \text{kg} &= 87327.17955 \quad \text{lb} \\
 \rho &= 770.2354 \quad \text{kg/m}^3 &= 48.0837 \quad \text{lb/ft}^3 \\
 \text{Volume bahan masuk} &= \frac{87327.1796}{48.0837} &= 1816.1477 \quad \text{ft}^3 \\
 \text{Jumlah tangki penampung} &: &1 \quad \text{tangki} \\
 \text{Volume bahan masuk tiap tangki} &= &1816.1477 \quad \text{ft}^3 \\
 \text{Volume liquid} &= &1816.1477 \quad \text{ft}^3 \\
 \text{Direncanakan larutan menempati 80\% volume tangki, maka :} & & \\
 \text{Volume tangki, vt} &= \frac{1816.1477}{0.8} &= 2270.1846 \quad \text{ft}^3
 \end{aligned}$$

Asumsi awal:

$$\begin{aligned}
 H/ID &= 1.5 \\
 V_t &= \text{Volume silinder} + \text{Volume Tutup} \\
 2270.1846 &= \frac{\pi ID^2 H}{4} + 2x(0.000049) ID^3 \\
 2270.1846 &= 1.177598 ID^3 \\
 ID &= 12 \text{ ft} = 149.35 \text{ in} = 3.8 \text{ m} \\
 H &= 19 \text{ ft} = 224.02 \text{ in} = 5.7 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Tebal Shell

Material : *High Alloy Steel SA 240 Grade S*
 $f = 16650 \text{ psi}$ (*App D. Brownell & Young*)
 $E = 0.8$ (*double-welded butt joint*) (*Tabel 13.2, Brownell & Young*)
 Tekanan desain (bar) = 1.1 x tekanan operasi (bar) (*Source: Ulrich ebook*)
 $P = 2.048 \text{ bar}$
 $= 2.0887 \text{ kg/cm}^2$
 $= 29.7076 \text{ psi}$
 Faktor Koreksi (C) = 0.125 in (*Kusnarjo, 2010*)
 $t_{\text{shell}} = \text{tebal shell}$
 $t_{\text{shell}} = \frac{P D_i}{\dots} + C$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{2(fE - 0.6P)}{2.7} \text{ in} = \frac{3}{8} \quad (\text{standarisasi}) \\
 \text{ID} &= \text{OD} - 2 t_{\text{shell}} \quad (\text{pers. 3-16 Brownell \& Young}) \\
 149 &= \text{OD} - 2 \times \frac{3}{8} \\
 \text{OD} &= 150 \text{ in} = 156 \text{ in (standarisasi)} = 13 \text{ ft} = 4 \text{ m} \\
 \text{Vt} &= \frac{\pi \text{OD}^2 H}{4} + 2 \times (0,000049) \text{ OD}^3 \\
 &= 2476.89 \text{ ft}^3 \\
 \text{H/OD} &= 1.4 \quad (\text{syarat H/OD} < 2)
 \end{aligned}$$

Desain Tutup

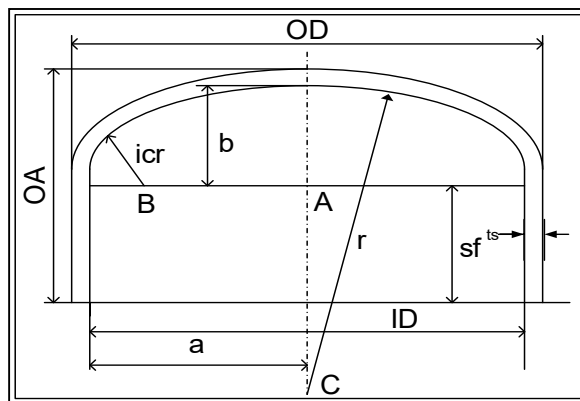
Berdasarkan tabel 5.7 Browneel didapatkan,

$$r(r_c) = 144 \text{ in}$$

$$\text{icr}(r_1) = 9 \frac{3}{8} \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 W &= \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{r_c}{r_1}} \right) \\
 &= 2.67
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_{\text{head}} &= \frac{P \cdot r_c \cdot W}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 \cdot P} + C \\
 &= \frac{5}{9} \text{ in} = \frac{5}{8} \text{ in (standarisasi)}
 \end{aligned}$$



Didapatkan :

$$sf = 2.5 \text{ in (Tabel 5.6, Brownell \& Young)}$$

$$\text{icr} = 1 \frac{7}{8} \text{ in (Tabel 5.6, Brownell \& Young)}$$

$$a = \text{ID}/2 = 75 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 \text{AB} &= \text{ID}/2 - \text{icr} \\
 &= 74.7 - 1.9 = 73 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{BC} &= r - \text{icr} \\
 &= 144 - 1.9 = 142.125 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 b &= r - [BC^2 - AB^2]^{1/2} \\
 &= 21.9355 \text{ in} = 1.8 \text{ ft} \\
 \text{h tutup atas} &= t_{\text{head}} + b + sf \\
 &= 25.06 \text{ in} \\
 &= 2.1 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Menggunakan head dengan butt-welded terhadap shell,

$$C = 0.125$$

$$De = ID = 149.516 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal flange} &= C \cdot De \cdot \sqrt{\frac{p}{f}} \\
 \text{flat head} &= 0.8 \text{ in} \quad (\text{Tebal minimum yang dibutuhkan})
 \end{aligned}$$

tebal +2 mm faktor korosi + 6% untuk pengurangan tebal pada bagian torus

$$= 1 \text{ in} = 1 \text{ in} = 0.08333 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi tangki} = \text{Tinggi silinder} + \text{Tinggi tutup}$$

$$= 21 \text{ ft}$$

Tabel C29. Spesifikasi *Metanol Storage* (F-326)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	<i>Methanol Storage</i>
Kode	F-326
Fungsi	Menampung larutan metanol sebagai bahan baku DME
Material	<i>High Alloy Steel SA 240 Grade S</i>
Jumlah	1 Unit
Tipe	Silinder tegak dengan tutup bentuk <i>standart dishead head</i>
Diameter	13 ft 3.9622 m
Tinggi	20.8 ft 6.3518 m
Tebal	3/8 in
Tebal tutup atas	5/8 in
Tebal tutup bawah	1 in

30. Dimethyl Ether Reactor (R-410)

Fungsi : Mereaksikan Metanol menjadi DME dengan bantuan katalis (γ -Al₂O₃)
Tipe : Fixed bed multitube

Menentukan Jenis Reaktor

Pada perancangan ini digunakan reaktor *fixed bed multitube* dengan pertimbangan:

- Reaksi eksotermis sehingga diperlukan luas perpindahan panas yang besar agar kontak dengan pendingin berlangsung optimal.
- Reaktan dalam fase gas dengan katalis padat.
- Tidak diperlukan pemisahan katalis dari gas keluaran reaktor.
- Umur katalis panjang sekitar 3 tahun.
- Reaktor terdiri dari suatu *shell* dan *tube* dengan katalis yang berada pada *tube*, sedangkan pendingin berada pada *shell* untuk mengambil panas yang dihasilkan dari reaksi eksotermis.

Cara Kerja :

- Reaktan masuk reaktor dari bawah dan keluar ke atas.
- Reaktor berupa shell and tube dimana katalis dalam tube dan pendingin dalam shell.
- Syngas melewati katalis dalam tube-tube dan bereaksi membentuk methanol.

Kondisi Operasi

$$\begin{aligned} T &= 250 \text{ } ^\circ\text{C} = 523 \text{ K} = 482.00 \text{ } ^\circ\text{F} \\ P &= 15 \text{ bar} = 15.16 \text{ atm} = 222.84 \text{ psia} \end{aligned}$$

Reaksi yang terjadi :



Aliran Feed Reaktor DME

$$\begin{aligned} \text{Laju massa umpan} &= 45,594.3 \text{ kg/jam} \\ &= 12.66508 \text{ kg/s} = 100518.1639 \text{ lb/h} \\ \text{Laju mol umpan} &= 1388.438 \text{ kmol/jam} \\ &= 0.386 \text{ kmol/s} \\ \mu \text{ campuran} &= 0.012 \text{ cp} = 0.000020 \text{ Kg/m.s} \\ \rho \text{ campuran} &= 11.59796 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

Katalis yang digunakan : γ -Al₂O₃

Komponen utama : Alumunium

Bentuk : Pellet

$$\text{Bulk Density } (\rho_b) : 0.93 \text{ kg/liter} = 933.34 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Densitas Partikel } (\rho_p) : 9.676 \text{ lb/ft}^3 = 1986.7 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Surface Area} : 70 \text{ m}^2/\text{g}$$

Diameter : 3 mm = 0.003 m
 Void Fraction, ϵ : 0.52

Source : Topsoe.com

1) Menghitung Volume Total Katalis

Dari persamaan 3.1-38 Geankoplis :

$$Nre, mf = \left[33.7^2 + 0.0408 \frac{Dp^3 \rho (\rho_p - \rho) g}{\mu^2} \right]^{1/2} - 33.7$$

$Dp = 0.003$ m

$Nre, mf = 747.61606$

Dari persamaan 3.1-15 Geankoplis

$$Nre, mf = \frac{Dp \times G'}{(1 - \epsilon)\mu}$$

$G' = 2.388$ kg/m².s

$$\begin{aligned} \text{Luas area yang dibutuhkan} &= \frac{\text{Laju massa masuk}}{G'} \\ &= 5.30 \text{ m}^2 \\ &= 57.09624324 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Laju volumetrik umpan} &= 1.092 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 3931231.49 \text{ liter/jam} \end{aligned}$$

Asumsi :

Residence time = 10.0 s = 0.00278 jam

Catalyst Capacity = 360 kg feed/kg katalis jam

Massa katalis = 126.65 kg

Volume katalis = 0.136 m³

2) Perhitungan Ukuran Bejana

Asumsi :

$L = 1.5 D$

Ruang kosong di atas katalis = 0.2 D (Ulrich, Tabel 4-22, hal 217)

$$\begin{aligned} V &= 0.25 \pi D^2 L \\ 11.05578 &= 1.1775 D^3 \\ D &= 2.110 \text{ m} = 83.05675 \text{ in} \end{aligned}$$

sehingga,

Tinggi reaktor (L) = 3.164 m

$$\begin{aligned} \text{Volume reaktor (V)} &= 0.25 \pi D^2 L \\ &= 11.06 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

3) Perhitungan Tebal Bejana

$$\begin{aligned}
P &= 15.36 \text{ bar} = 222.839 \text{ psia} \\
D &= 2.110 \text{ m} = 83.06 \text{ in} \\
R &= \frac{1}{2} D = 41.53 \text{ in} \\
f &= 18000 \quad (\text{Browneel Hal 342, SA-240 Grade M Type 216}) \\
E &= 0.8 \quad (\text{Double welded butt joint}) \\
C &= 0.0625 \text{ in} \\
ts &= \frac{pd}{2fE} + c \quad (3.16) \\
&= \frac{5}{7} \text{ in} \\
\text{Standarisasi } ts &= \frac{3}{4} \text{ in} \\
Ac &= \frac{(\pi D^2)}{4} \\
OD &= ID + 2 ts \\
&= 84.56 \text{ in} \\
&= 90 \text{ in} \quad (\text{ukuran standar, Brownell tabel 5.7}) \\
ID \text{ baru} &= OD - 2ts \\
&= 88.5 \text{ in} = 7.4 \text{ ft} \\
L &= 132.8 \text{ in} \\
&= 11.06 \text{ ft} \\
&= 3.37 \text{ m}
\end{aligned}$$

4) Perhitungan *Pressure Drop*

$$\frac{P}{P_o} = \left(1 - \frac{2\beta_o L}{P_o}\right)^{1/2} \quad (\text{Eq. 4.34, Fogler})$$

$$\beta_o = \frac{G(1 - \varepsilon)}{\rho_o g_c D_p \varepsilon^3} \left[\left(\frac{150(1 - \varepsilon)\mu}{D_p} \right) + 1.75G \right] \quad (\text{Eq. 4.25, Fogler})$$

$$\begin{aligned}
Ac &= 3,14 * (ID/2)^2 = 43 \text{ ft}^2 \\
G &= m/Ac = 2354.2 \text{ lb/h.ft}^2 \\
\mu &= 0.01 \text{ cp} = 0.03 \text{ lb/h.ft} \\
\rho_o &= 11.60 \text{ kg/m}^3 = 0.72 \text{ lb/ft}^3 \\
D_p &= 0.01 \text{ ft} \\
g_c &= 417000000 \text{ lbf.ft/lbf.h}^2 \\
P_o &= 15 \text{ bar} = 15.2 \text{ atm} \\
\beta_o &= 6.30 \text{ lbf/ft}^3 = 0.00298 \text{ atm/ft} \\
P &= 15.15914 \text{ atm}
\end{aligned}$$

$$\Delta P = P_o - P = 0.20 \text{ atm}$$

$$10\%P_o = 1.536 \text{ atm}$$

karena *pressure drop* < 10% P_o , maka memenuhi (Robin Smith, p.268)

4) Perhitungan Tebal Tutup

Dipilih tutup : *Standard dish head*

$$f = 18000 \text{ psi} \quad (\text{Browneel Hal 342, SA-240 Grade M Type 216})$$

$$E = 0.8 \quad (\text{Tabel 13.2 hal 254 untuk } double \text{ welded butt joint})$$

$$C = 0.0625 \text{ in}$$

Tebal tutup atas dan tutup bawah berupa *Standard Dished Head*

$$t_{ha} = \frac{0.885 \times \pi \times r}{fE - 0.1\pi} + C$$

$$t_{ha} = \frac{2}{3} \text{ in}$$

$$t_{ha} = t_{hb} = \frac{3}{4} \text{ in} \quad (\text{Standarisasi})$$

$$\text{Tinggi tutup atas (} h_a \text{)} = 0,169 D$$

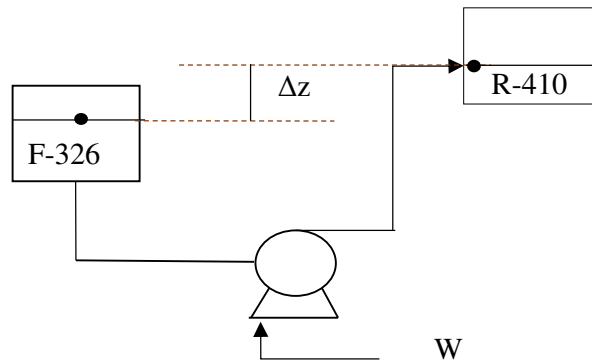
$$h_a = h_b = 14.96 \text{ in}$$

Tabel C30. DME Reactor (R-410)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	Dimethyl Ether Reactor
Kode	R-410
Fungsi	Mereaksikan Metanol menjadi DME dengan bantuan katalis
Suhu Operasi	250 °C
Tekanan Operasi	15.36 bar
Kapasitas	11.06 m ³
Diameter dalam (ID)	88.5 in = 2.248 m
Diameter luar (OD)	90 in = 2.286 m
Tinggi total	3.164 m
Tebal silinder	3/4 in = 0.019 m
Tipe tutup atas	<i>Standard dished head</i>
Tebal tutup atas	3/4 in = 0.019 m
Tipe tutup bawah	<i>Standard dished head</i>
Tebal tutup bawah	3/4 in = 0.019 m
Jumlah (unit)	1

31. DME Feed Pump (L-411)

Fungsi : Memompa metanol dari Storage Tank ke DME Reactor
 Type : *Centrifugal Pump*
 Kondisi Operasi : T = 36.57 °C
 P masuk = 1.86 bar
 P keluar = 15.50 bar



Perhitungan :

Rate Massa = 45594.280 kg/h = 27.92143075 lb/det
 Viskositas = 0.415 cP = 0.0003 lb/ft.dt
 Densitas = 760.950 kg/m³ = 47.50631938 lbm/ft³
 Rate Volumetrik = 59.918 m³/jam = 0.588 ft³/dt = 263.814 gpm
 Δz = 30 ft

Asumsi aliran turbulen

Dari Peter and Timmerhaus edisi V, hal 501 pers 12-15 didapatkan persamaan

$$\begin{aligned} D_i, \text{ opt} &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 5.072 \text{ in} \\ &= 0.128828 \text{ m} \end{aligned}$$

Dipakai diameter standart 6 in sch 40 (App. Tabel 11 Kern, 1965)

$$ID = 6.065 \text{ in} = 0.505 \text{ ft} = 0.154051 \text{ m}$$

$$OD = 6.625 \text{ in} = 0.552 \text{ ft} = 0.168275 \text{ m}$$

$$A = 0.201 \text{ ft}^2$$

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{0.588}{0.201} = 2.930 \text{ ft/dt}$$

Cek terhadap aliran

$$N_{Re} = \rho \times ID \times v / \mu = 251978.198 \quad (\text{karena lebih besar dari 21000 maka asumsi aliran turbulen benar})$$

Perhitungan Friksi

1. Friksi dalam tiga *elbow* 90°

$$h_f = 3 K_f \left(\frac{v^2}{2gc} \right) \quad (\text{dari tabel 2.10.1 Geankoplis, didapat } K_f = 0,75)$$

$$= 0.300 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

2. Friksi dalam 1 buah *gate valve*

$$h_f = K_f \left(\frac{v^2}{2gc} \right) \quad (\text{dari tabel 2.10.1 Geankoplis, didapat } K_f = 4,5)$$

$$= 0.600 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

3. Friksi sepanjang pipa

untuk *commercial steel* didapatkan nilai :

$$\begin{aligned} \epsilon &= 0.000046 && (\text{Fig. 2.10-3}) \\ D &= 0.154051 \text{ m} && (\text{Geankoplis}) \\ \epsilon/D &= 0.000299 \\ f &= 0.004 \\ \Delta L &= 30 \text{ ft} \end{aligned}$$

Asumsi panjang pipa total,

$$F_f = 4f \frac{\Delta L v^2}{D} \frac{1}{2}$$

$$= 0.127 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

4. *Construction Loss*

(masuk dari Methanol Storage ke pipa 6 in Sch 40)

$$\begin{aligned} \text{Diameter storage} &= 156 \text{ in} = 13 \text{ ft} \\ A_{\text{storage}} &= 0.25 * 3.14 * (D^2) = 132.665 \text{ ft}^2 \\ V_{\text{storage}} &= \frac{Q}{A_{\text{storage}}} = 0.00443 \text{ ft/dtk} \end{aligned}$$

$$K_c = 0.55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)$$

$$= 0.549$$

$$h_c = K_c \left(\frac{v^2}{2\alpha gc} \right) \quad \alpha = 1 \text{ (Untuk aliran turbulents)}$$

$$= 0.073 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

5. *Expansion Loss*

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2} \right)^2$$

$$= 1.0$$

$$h_c = K_{ex} \left(\frac{v^2}{2gc} \right)$$

$$= 0.133 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Total Friksi

$$\Sigma F = 0.933 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

mechanical energy balance :

$$\frac{1}{2\alpha gc} (v_{2av}^2 - v_{1av}^2) + \frac{g}{gc} (z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

$$\frac{1}{2\alpha gc} (v_{2av}^2 - v_{1av}^2) + \frac{g}{gc} (z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F = -W_s$$

Dimana :

$$\begin{aligned}
v_1 &= 0.000 \text{ ft/dt} \\
v_2 &= 2.930 \text{ ft/dt} \\
z_1 &= 0 \text{ ft} \\
z_2 &= 30 \text{ ft} \\
P_1 &= 1.860 \text{ bar} = 3884.690 \text{ lbf/ft}^2 \\
P_2 &= 15.5 \text{ bar} = 32372.417 \text{ lbf/ft}^2 \\
\rho &= 47.51 \text{ lbm/ft}^3 \\
\Sigma F &= 0.933 \text{ ft.lbf/lb}_m
\end{aligned}$$

$$\frac{1}{2\alpha g c} (v_{2av}^2 - v_{1av}^2) = 0.133 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{lb}_m}$$

$$\frac{g}{g c} (z_2 - z_1) = 30 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{lb}_m}$$

$$\frac{P_2 - P_1}{\rho} = 599.662 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{lb}_m}$$

$$\Sigma F = 0.933 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$W_s = -631 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$\eta \text{ pompa} = 1 - 0.12 \cdot q^{-0.27} = 86\%$$

$$W_s = -\eta W_p$$

$$-631 = 0.86 W_p$$

$$W_p = 732.142 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$\begin{aligned}
\text{BHP} &= W_p \times \text{rate massa} \times 1 \text{ hp}/550 \text{ ft.lbf/s} \\
&= \frac{732.142 \times 27.92}{550}
\end{aligned}$$

$$\eta \text{ motor} = 89\% \text{ (Peters \& Timmerhaus, 2003, 5th ed., Fig.12-18)}$$

$$\text{power actual} = \frac{\text{BHP}}{\text{motor}}$$

$$= \frac{37}{0.89}$$

$$= 41.76192 \text{ hp}$$

Standarisasi power pompa dari Table 5.10 Harry Silla = 42 hp

Tabel C31. Spesifikasi DME Feed Pump (L-411)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	DME Feed Pump
Kode	L-411
Fungsi	Memompa metanol dari Storage Tank ke DME Reactor
Jumlah	1 Unit
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>
Kapasitas	263.81 gpm
Power	42.00 hp
Material	<i>Case : Cast Iron</i> <i>Rotor : Carbon Steel</i>
Ukuran Pipa	
<i>Nominal Pipe Size</i>	4 in
<i>Schedule No.</i>	40
OD	6.6 in
ID	6.1 in
<i>Flow Area</i>	0.2 ft ² = 28.89 in ²

32. DME Reactor Feed *Heater* (E-412)

Dimethyl Ether Expansion Valve (K-413)

Fungsi : Menurunkan tekanan arus <40> menjadi 10,1 bar

Tipe : Linear Opening JT Valve



Data Fluida yang melalui Valve (K-216)

Fluida	Keterangan	Nilai	Satuan	Nilai	Satuan
<27>	Mass Flow	45594	kg/jam	200.62	gal/min
	T	250	°C	482	°F
	P1	15.362	bar	222.81	psi
	P2	10.1	bar	146.49	psi
	ΔP	5.2621	bar	76.321	psi
	Density (ρ)	12	kg/m3		
	gs	0.0125			

Dengan persamaan (9.4) Process Dynamics and Control (Seborg, 1994)

$$q = C_v f(l) \sqrt{(\Delta PV / gs)}$$

q = Mass Flow, gal/min

C_v = Sizing Coefficient Valve

f(l) = Valve Characteristic

ΔP_v = Pressure Drop Across the valve, psi

gs = Specific Gravity

Dengan asumsi jenis valve yang digunakan adalah tipe linear opening valve dengan bukaan penuh (l = 100%) maka didapatkan C_v number sebagai berikut :

$$C_v = (q) / (f(l) \sqrt{(\Delta PV / gs)})$$

Maka didapatkan C_v number sebesar = 3

Tabel C33. DME Expansion Valve (K-413)

Spesifikasi	Keterangan
Nama	DME Expansion Valve
Kode	K-413
Fungsi	Menurunkan tekanan arus <40> menjadi 10,1 ba
Tipe	Linear Opening Valve
Suhu Operasi	250 °C
Tekanan Operasi	15.362 bar
Cv	2.570260415

34. DME Product Cooler (E-414)

35. DME Distillation Column I (D-510)

- Fungsi : Proses untuk memisahkan DME dan air
 Tipe : *Sieve Tray Tower*
 Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA 283 Grade C*
 Jumlah : 1 unit
 Kondisi Operasi : Tekanan = 10.0 bar
 Temperature = 89.00 °C = 362.15 K
 Tujuan : 1. Menentukan tipe kolom distilasi
 2. Menentukan bahan konstruksi kolom distilasi
 3. Menentukan jumlah *plate*
 4. Menentukan dimensi kolom distilasi

Neraca Massa Metanol *Distillation Column II*

Komponen	<i>Feed</i>		<i>Distillate</i>		<i>Bottom</i>	
	<i>x</i>	kmol	<i>x</i>	kmol	<i>x</i>	kmol
CO ₂	0.00	0.045	0.00	0.045	0.00	0.0
H ₂ O	0.41	571.841	0.00	0.291	0.70	571.4
CH ₃ OH	0.12	165.894	0.01	5.413	0.20	160.4
CH ₃ OCH ₃	0.47	650.658	0.99	571.758	0.10	78.9
Total	1.00	1388.438	1.00	577.506	1.00	810.9
		1388.438		1388.438		

a. Menentukan Jenis Kolom Distilasi

Dalam perancangan ini dipilih jenis *sieve tray tower* dengan pertimbangan:

- Perkiraan diameter kolom > 3 ft.
- Campuran tidak bersifat korosif dan tidak membentuk buih.
- Rentang batas lajur alir yang cukup besar tanpa menimbulkan *flooding*

Jenis *tray* yang digunakan adalah jenis *sieve tray* dengan pertimbangan:

- Kapasitas uap dan cairan besar.
- *Pressure drop* rendah dengan efisiensi *tray* tinggi.
- Lebih ringan dan *low cost*.
- Biaya perawatan murah, mudah dibersihkan, dan konstruksi sederhana.

b. Menentukan Bahan Konstruksi Kolom Distilasi

Bahan Konstruksi : *Carbon steel SA-283 Grade C*

dengan pertimbangan:

- Mempunyai *allowable working stress* yang besar sehingga untuk kapasitas yang sama memerlukan ketebalan bahan yang tipis.
- Harga material yang relatif murah.

c. Menentukan Jumlah *Plate*

$$T_{\text{dew}} = 305.4 \text{ K} = 32.21 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{bubble}} = 394.9 \text{ K} = 121.70 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{avg}} = 350.1 \text{ K} = 76.96 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Berdasarkan HYSYS, didapatkan jumlah *plate* = 21 *plate*

Menentukan *Feed Point Location*

Berdasarkan HYSYS, *feed* masuk pada *plate* ke-3 dari atas kolom

d. Menentukan Dimensi Kolom Distilasi

Menghitung Laju Alir pada Bagian *Top*

Berdasarkan HYSYS, didapatkan nilai $R = 0.364$

Aliran *liquid* untuk *reflux* (L)

$$L = R \times D = 210.2 \text{ kmol/jam}$$

Aliran *vapor* masuk *condensor* (V)

$$V = (R+1) D = 787.7 \text{ kmol/jam}$$

Berdasarkan HYSYS, didapatkan $q = 0.64$

Menghitung Laju Alir pada Bagian *Bottom*

Aliran *liquid* masuk *reboiler* (L_N)

$$L_N = L + (q \times F) = 1,104.4 \text{ kmol/jam}$$

Aliran *vapor* dalam *reboiler* (V_W)

$$V_W = V + (F(1-q)) = 1,282.0 \text{ kmol/jam}$$

Menghitung komposisi massa bagian *top*

- Menghitung berat molekul campuran

Berdasarkan HYSYS, didapatkan BM campuran *liquid* = 45.9 kg/kmo

- Menghitung densitas campuran

Berdasarkan HYSYS, didapatkan densitas campuran *liquid* = 594.2 kg/l

Menghitung densitas *vapor* campuran

$$\begin{aligned} \rho_v &= \frac{BM \times P}{R \times T} \\ &= 18.02 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

Menentukan laju alir *liquid* dan I maksimal

$$L.\text{maks} = 1,2 \times L = 16084.1 \text{ kg/jam} = 35459.3 \text{ lb/jam}$$

$$Q_L = \frac{L.\text{maks}}{\rho_{\text{liquid}}} = 27.1 \text{ m}^3/\text{jam} = 0.266 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

$$V.\text{maks} = 1,2 \times V = 60271.1 \text{ kg/jam} = 132875.0 \text{ lb/jam}$$

$$Q_V = \frac{V.\text{maks}}{\rho_{\text{vapor}}} = 3,344.9 \text{ m}^3/\text{jam} = 32.81 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

Menghitung komposisi massa bagian *bottom*

- Menghitung berat molekul

Menghitung berat molekul campuran

Berdasarkan HYSYS, didapatkan BM campuran *liquid* = 23.52 kg/kmo

- Menghitung densitas *liquid* campuran

Berdasarkan HYSYS, didapatkan densitas campuran *liquid* = 771.6 kg/l

- Menghitung densitas *vapor* campuran

$$\rho_v = \frac{BM}{R} \times \frac{P}{T}$$
$$= 7.1 \text{ kg/m}^3$$

Menentukan laju alir *liquid vapor* maksimal

$L_N \text{ maks} = 1,2 \times L_N = 51673.3 \text{ kg/jam} = 113919.9 \text{ lb/jam}$

$$Q_{LN} = \frac{L_N \text{ maks}}{\rho_{\text{liquid}}} = 67.0 \text{ m}^3/\text{jam} = 0.657 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

$V_W \text{ maks} = 1,2 \times V_W = 79944.7 \text{ kg/jam} = 176247.6 \text{ lb/jam}$

$$V_W \text{ maks} = \frac{V_W \text{ maks}}{\rho_{\text{vapor}}} = 11201.2 \text{ m}^3/\text{jam} = 109.9 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

Menghitung properti fluida bagian *top*

- Menghitung *surface tension*

Berdasarkan HYSYS, didapatkan *surface tension* flui = 10.96 dyne/cm

- Menghitung viskositas *liquid*

Berdasarkan HYSYS, didapatkan viskositas *liquid*

viskositas *liquid* = 0.085 cP = 0.00006 lb/ft detik

Menghitung properti fluida bagian *bottom*

- Menghitung *surface tension*

Berdasarkan HYSYS, didapatkan *surface tension* flui = 41.29 dyne/cm

- Menghitung viskositas *liquid*

Berdasarkan HYSYS, didapatkan viskositas *liquid*

viskositas *liquid* = 0.162 cP = 0.000109 lb/ft detik

Plate spacing yang biasa digunakan pada *sieve tray* adalah 12 - 36 in
(Winkle, 1967, Tabel 14-2, Hal. 572).

Asumsi : *Plate spacing* = 24 in

Data	Satuan	Top Tray	Bottom Tray
Tekanan	bar	1.25	1.50
Temperature	°C	32.21	121.70
ρ_{liquid}	lb/ft ³	37.10	48.17
ρ_{vapor}	lb/ft ³	1.12	0.45
Surface Tension	dyne/cm	10.96	41.29
Max Liquid	lb/jam	35459.3	113919.9
Max Vapor	lb/jam	132875.0	176247.6
Max Q_L	ft ³ /detik	0.27	0.66
Max Q_L	gpm	119.18	294.85
Max Q_V	ft ³ /detik	32.81	109.88
Viscosity of Liquid	lb/ft detik	0.00	0.00
Plate Spacing	ft	2.00	2.00

Menentukan Diameter Kolom

Perhitungan menggunakan referensi dari Winkle, 1967, Ch. 13, Hal. 587-597.

Perhitungan berdasarkan 80% flooding

TOP	BOTTOM
<p><i>Flow Parameter</i></p> $P_F = \frac{L}{V} \left[\frac{\rho_V}{\rho_L} \right]^{0.5}$ $= 0.046$	$P_F = \frac{L}{V} \left[\frac{\rho_V}{\rho_L} \right]^{0.5}$ $= 0.062$
<p><i>Capacity Parameter</i></p> <p>Dari Fig.13-21, Winkle, 1967, didapatkan</p> $P_C = 0.380$	$P_C = 0.350$
<p><i>Capacity Parameter Correction for Surface Tension</i></p> $P_{C\text{Corr}} = P_C \times \left[\frac{\sigma}{20} \right]^{0.2}$ $= 0.337$	$P_{C\text{Corr}} = P_C \times \left[\frac{\sigma}{20} \right]^{0.2}$ $= 0.405$
<p><i>Vapor Velocity untuk 100% flooding</i></p> $U_{vn} = P_C \times \left[\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right]^{0.5}$ $= 1.905 \text{ ft/detik}$	$U_{vn} = P_C \times \left[\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right]^{0.5}$ $= 4.188 \text{ ft/detik}$
<p><i>Nett Vapor Flow Area antar Plate</i></p> <p>Untuk 80% flooding</p> $A_N = \left[\frac{Q_V}{U_{VN} \times \%flooding} \right]$ $= 21.529 \text{ ft}^2$	$A_N = \left[\frac{Q_V}{U_{VN} \times \%flooding} \right]$ $= 32.800 \text{ ft}^2$
<p>Asumsi,</p> $A_d = 0.1 \text{ A}$	<p>Asumsi,</p> $A_d = 0.1 \text{ A}$

$$\begin{aligned}
 A &= A_N + 2A_d \\
 A &= 21.5 + 2 \times 0,1 A \\
 0.8 A &= 21.529 \\
 A &= 26.911 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Diameter kolom

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{\pi}{4} D^2 \\
 D &= 5.855 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Diameter yang dipilih 8.00 ft

Dari Tabel 14-8, Winkle, 1967, Hal. 585 dengan diameter tersebut didapatkan tipe tray = *cross flow*

$$\begin{aligned}
 \text{maka, } A &= 50.286 \text{ ft}^2 \\
 A_N &= 40.229 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Cek *Percent of Flood*

$$\begin{aligned}
 \%flooding &= \left[\frac{Q_V}{U_{VN} \times A_N} \right] \\
 &= 42.81\%
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 A &= A_N + 2A_d \\
 A &= 32.80 + 2 \times 0,1 A \\
 0.8 A &= 32.800 \\
 A &= 41.000 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{\pi}{4} D^2 \\
 D &= 7.224 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \%flooding &= \left[\frac{Q_V}{U_{VN} \times A_N} \right] \\
 &= 65.23\%
 \end{aligned}$$

Area of Coloumn

$$A = 50.286 \text{ ft}^2$$

Area of Downcomer

$$A_d = 0.1 \quad A = 5.029 \text{ ft}^2$$

Active Area of Bubbling

$$A_A = A - 2A_d = 40.229 \text{ ft}^2$$

Plate Thickness

Dari Tabel 14-8, Winkle, 1967, Hal. 585 untuk *sieve tray* tipe *cross flow* didapat

$$t_p = 12 \text{ gage} = 0.0825 \text{ in} \quad t_p = 12 - 14 \text{ gage}$$

Hole diameter

$$d_H = 0.250 \text{ in} \quad d_H = 0.125 - 0.375 \text{ in}$$

Hole pitch

$$P = 3 \times d_H = 0.750 \text{ in}$$

Digunakan bentuk segitiga sama sisi

Dari Tabel 14.8, Winkle, 1967, Hal. 585 untuk *sieve tray* tipe *double pass* diambil

$$h_w = 1.50 \text{ in} \quad h_w = 1.00 - 2 \text{ in}$$

Dari Tabel 14-10, Winkle, 1967, Hal. 590 untuk $A_d/A = 0.1$

$$\text{didapat } l_w/D = 0.7267 \quad h_w/D = 0.1565$$

$$\text{sehingga panjang weir } (l_w) = 5.8 \text{ ft} = 69.8 \text{ in}$$

Menghitung *Fractional Entrainment*

Dari Fig.13-26, Winkle, 1967, didapatkan

$$\begin{aligned}
 P_F &= 0.046 & P_F &= 0.062 \\
 \psi &= 0.018 & \psi &= 0.013
 \end{aligned}$$

Nilai *entrainment* yang didapatkan kurang dari 0,1 sehingga memenuhi syarat

perancangan.

Menghitung Pressure Drop

$$\frac{Q_L}{l_w^{2.5}} = \frac{119.179 \text{ gpm}}{81.492 \text{ ft}} = 1.462 \text{ gpm/ft}$$

Weir construction correction factor

Dari Fig. 13-7, dengan $l_w/D = 0.7267$ didapatkan

$$F_W = 1.020$$

Liquid crest over weir

$$h_{OW} = 0.48x F_W \left[\frac{Q_L}{l_w} \right]^{0.670} = 0.701 \text{ in}$$

Height of weir

$$h_w = 1.50 \text{ in}$$

Equivalent surface tension loss

$$h_\sigma = \frac{0.04 \times \sigma}{\rho_L \times d_H} = 0.05 \text{ in}$$

Equivalent head loss through holes

$$h_0 = 0.186 \frac{\rho_V}{\rho_L} \left[\frac{U_h}{C_0} \right]^2$$

sehingga $\frac{t_p}{d_H} = 0.33$

Dari Fig. 13-18 didapatkan discharge coefficient for vapor flow $C_0 = 0.727$

$$A_h = 0.1 \times A_A = 0.1 \times 40.229 = 4.023 \text{ ft}^2$$

Kecepatan uap yang melewati lubang

$$U_h = \frac{Q_v}{A_h} = \frac{32.812}{4.023} = 8.16 \text{ ft/s}$$

$$h_0 = 0.186 \frac{\rho_V}{\rho_L} \left[\frac{U_h}{C_0} \right]^2 = 0.710 \text{ in}$$

Vapor velocity

$$U_{VA} = U_h \times \frac{A_h}{A} = 0.816 \text{ ft/s}$$

$$F_{VA} = U_{VA} \times \rho_V^{0.5} = 0.865$$

Aeration factor

Dari Fig. 13-16 didapatkan

$$\beta = 0.620$$

Total pressure drop $\Delta P_{t \text{ column}} = h_t \cdot 9.81 \cdot 10^{-3} \cdot \rho_L \cdot N_{\text{plate}} \dots 11.87$

$$\Delta H_T = \beta (h_w + h_{OW}) + h_0 + h_\sigma$$

$$\frac{Q_L}{l_w^{2.5}} = \frac{294.847 \text{ gpm}}{81.492 \text{ ft}} = 3.618 \text{ gpm/ft}$$

$$F_W = 1.040$$

$$h_{OW} = 0.48x F_W \left[\frac{Q_L}{l_w} \right]^{0.6} = 0.116 \text{ in}$$

$$h_w = 1.50 \text{ in}$$

$$h_\sigma = \frac{0.04 \times \sigma}{\rho_L \times d_H} = 0.137 \text{ in}$$

$$t_p = 0.0825 \text{ in}$$

$$d_H = 0.250 \text{ in}$$

Diambil nilai $A_h/A = 0.1$

$$U_h = \frac{Q_v}{A_h} = \frac{109.880}{4.023} = 27.31 \text{ ft/s}$$

$$h_0 = 0.186 \frac{\rho_V}{\rho_L} \left[\frac{U_h}{C_0} \right]^2 = 2.428 \text{ in}$$

$$U_{VA} = U_h \times \frac{A_h}{A} = 2.731 \text{ ft/s}$$

$$F_{VA} = U_{VA} \times \rho_V^{0.5} = 1.823$$

$$\beta = 0.600$$

$$\Delta H_T = \beta (h_w + h_{OW}) + h_0 + h_\sigma$$

$$\begin{aligned} &= 2.122 \text{ in} \\ \Delta H_T &= 0.065 \text{ atm} \end{aligned}$$

Mengecek weep point

$$\begin{aligned} h_W + h_{OW} &= 2.201 \text{ in} \\ \text{Dari Fig. 13-22, Hal. 528, didapatkan} \\ h_0 + h_\sigma &= 0.600 \text{ in} \\ \text{dibandingkan dengan hasil perhitungan} \\ \text{sebelumnya,} \end{aligned}$$

$$h_0 + h_\sigma = 0.757 \text{ in}$$

nilai yang didapatkan dari hasil perhitungan lebih besar daripada nilai yang didapat dari Fig 13.22, maka kedua bagian akan beroperasi dengan baik di atas weep point.

Menghitung liquid backup pada downcomer

$$H_D = [\Delta H_T + h_W + h_{OW} + \Delta/2 + h_d] \times 1/\phi_d$$

Asumsi : jarak diizinkan di bawah *upron* = 1.500 in

$$A_{AP} = \frac{1.500 \times l_w}{144} = 0.727 \text{ ft}^2$$

Head loss pada downcomer

$$\begin{aligned} h_d &= 0.030 \times \left[\frac{Q_L}{100 A_d} \right]^2 \\ &= 0.081 \text{ in} \end{aligned}$$

$$H_D = 3.520 \times 1/\phi_d$$

Asumsi : *froth density (density foam)*

Foam back di downcomer

$$H_{Dal} = \frac{3.520}{0.500} = 7.040 \text{ in}$$

Menghitung liquid residence time pada downcomer

$$A_d = 5.029 \text{ ft}^2$$

$$H_D = 3.520 \text{ in}$$

$$Q'_{LD} = 0.266 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

$$\text{Residence time} = \frac{A_d (H_D/12)}{Q'_L}$$

$$\text{Residence time} = 6 \text{ detik}$$

$$\begin{aligned} &= 3.535 \text{ in} \\ \Delta H_T &= 0.141 \text{ atm} \end{aligned}$$

$$h_W + h_{OW} = 1.616 \text{ in}$$

$$h_0 + h_\sigma = 0.490 \text{ in}$$

$$h_0 + h_\sigma = 2.566 \text{ in}$$

$$h_d = 0.030 \times \left[\frac{Q_L}{100 A_d} \right]^2$$

$$= 0.494 \text{ in}$$

$$H_D = 4.861 \times 1/\phi$$

$$\phi_d = 0.500$$

$$H_{Dal} = \frac{4.861}{0.500} = 9.723$$

$$H_D = 4.861 \text{ in}$$

$$Q'_{LD} = 0.657 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

$$\text{Residence time} = 3.1 \text{ deti}$$

Menentukan tebal shell kolom

Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

$$\text{Allowable stress (f)} = 12,650 \text{ psi}$$

$$\text{Joint Efficiency (E)} = 80\%$$

$$\text{Corrosion allowance (c)} = 0.125 \text{ in}$$

(Brownell & Young, 1959, Tabel 13-1 dan 13-2, Hal. 251 dan 254)

Tebal *shell* dapat dihitung dengan menggunakan persamaan 3.16 dan 3.17

Keterangan:

$$t_s = \frac{p \times r_i}{f E - 1 p} + c$$

$$r_i = 12 \times 1/2 D$$

t = Thickness of shell (in)
 p = Design pressure (psi)
 r_i = Inside radius of shell (in)
 f = Allowable stress (psi)
 E = Joint efficiency
 c = Corrosion allowance (in)

(Brownell & Young, 1959, Pers. 13.1, Hal. 254).

dimana: Pop = 10.0 bar = 144.5 psi
 $P_{design} = 110\% \times P_{total} = 110\% \times 144.487$
 = 158.9 psi
 = 10.8 bar

$$t_s = \frac{P_{design} \times r_i}{f \times E - 0.6 \times P_{design}} + 0.125$$

$$= \frac{158.936 \times 48}{12,650 \times 0.800 - 0.6 \times 158.936} + 0.125$$

$$= 0.886 \text{ in}$$

Tebal *shell* standar yang digunakan = 1.000 in = 1 in

Menentukan tebal head kolom

Bahan konstruksi yang digunakan sama dengan bagian *shell*

$$OD = ID + 2t$$

$$= 96.000 + 2 \times 1.000$$

$$= 98.000 \text{ in}$$

Berdasarkan Brownell & Young, 1959, Tabel 5.7, Hal. 89, digunakan OD standar dengan spesifikasi:

$OD \approx 102 \text{ in}$
 $t = 1.000 \text{ in}$
 $icr = 6 \frac{1}{8} \text{ in}$
 $r = 96 \text{ in}$

Keterangan:
 icr = inside corner radius
 r = radius of dish
 $icr = r_1$ $r = rc$

$$rc = 96 \text{ in} \quad r_1 = 6.125 \text{ in}$$

$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{rc}{r_1}} \right) = 1.740$$

(Brownell & Young, 1959, Pers. 7.76, Hal. 138)

(Brownell & Young, 1959, Pers. 7.77, Hal. 138)

Menghitung Tebal Head

$$th = \frac{p \times rc \times W}{2 f E - 0.2 p} + c$$

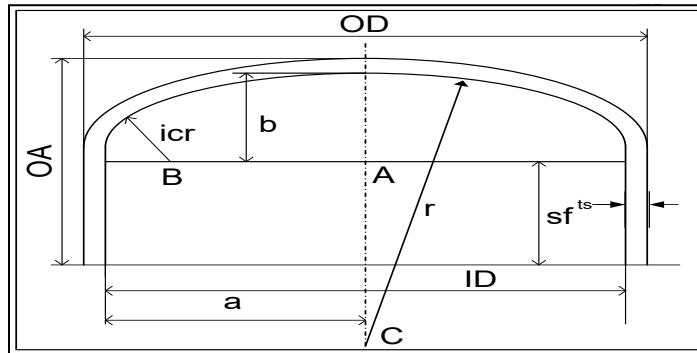
$$th = \frac{158.936 \times 96 \times 1.740}{158.936 \times 96 \times 1.740} + 0.125$$

$$2 \times \frac{12,650}{0.800 - 0.200} \times 158.936 \times 0.125$$

$$= 1.439 \text{ in}$$

Tebal *head* standar yang digunakan = 1.50 in = 1 1/2 in

Menentukan tinggi *head* kolom



- Diagram
- = *inside-corner radius*
 - = *straight flange*
 - = *radius of dish*
 - = *outside diameter (OD)*
 - = *depth of dish (inside)*
 - = *inside radius (ri)*

Berdasarkan Brownell & Young, 1959, Tabel 5.6, Hal. 88, untuk $th = 1,5$ in, didapat

$$sf = 1.5 - 4.5 \text{ in} \quad \text{diambil } sf = 3.0 \text{ in}$$

$$ID = 96.0 \text{ in}$$

$$icr = 6 \frac{1}{8} \text{ in}$$

Perhitungan nilai a , b , AB , BC , AC , dan OA menggunakan persamaan pada Hal. 87

(Brownell & Young, 1959, Hal. 87)

$$a = \frac{ID}{2} = \frac{96.000}{2} = 48.000 \text{ in}$$

$$AB = \frac{ID}{2} - icr = 48.000 - 6.125 = 41.875 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 96 - 6.125 = 89.875 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2} = 79.524 \text{ in}$$

$$b = r - AC = 96 - 79.524 = 16.476 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi head (OA)} &= th + b + sf \\ (\text{H.head}) &= 1.500 + 16.476 + 3.000 \\ &= 20.976 \text{ in} \\ &= 1.75 \text{ ft} \end{aligned}$$

Menentukan tinggi kolom

$$\begin{aligned} \text{H.kolom} &= \text{tinggi plate} + 2\text{H.head} \\ &= \text{plate spacing} \times N + 2\text{H.head} \\ &= 546.0 \text{ in} \\ &= 45.5 \text{ ft} \end{aligned}$$

Mengecek kestabilan kolom distilasi menggunakan langkah-langkah pada (Brownell & Young, 1959, Hal. 172-174).

Menentukan diameter tutup

$$\begin{aligned} \text{Diameter tutup} &= \text{OD} + \text{OD}/24 + 2 \times s_f + 2/3 \times \text{icr} \\ &= 76.4 \text{ in} \end{aligned}$$

Menentukan berat tutup

$$\begin{aligned} \rho_{\text{steel}} &= 490 \text{ lb/ft}^3 \quad (\text{Kern, 1983, Tabel 3, Hal. 799}). \\ \text{Weight of head} &= (\pi / 4) \times (d^2 t_h) \times (\rho_{\text{steel}} / 1728) \\ &= 1947.9 \text{ lb} \end{aligned}$$

Menghitung axial stress in shell

$$\begin{aligned} f_{\text{ap}} &= (P_d \times D) / (4 \times (t_s - C)) \\ &= 4450.2 \text{ psi} \end{aligned}$$

Menghitung dead weight

$$\begin{aligned} f_{\text{dead wt shell}} &= \frac{X \cdot \rho_{\text{steel}}}{144} = 3.403 X \\ \rho_{\text{ins.}} &= 40 \text{ lb/ft}^3 \\ t_{\text{ins.}} &= 3 \text{ in} \\ f_{\text{dead wt shell}} &= \rho_{\text{ins}} \times t_{\text{ins}} / (144 \times (t_s - C)) \\ &= 0.952 X \end{aligned}$$

Menghitung berat attachment

$$\begin{aligned} \text{Berat tutup atas} &= 1948 \text{ lb} \\ \text{Berat tangga} &= 25.0 X \\ \text{Berat Pipa 12" sch.40} &= 43.8 X \quad (\text{Kern, 1983, App. K, Hal. 386}). \\ \text{Berat Insulasi pipa} &= \pi / 4 \times ((\text{OD} + 2t_{\text{ins}})^2 - \text{OD}^2) \times \rho_{\text{ins}} X \\ &= 23.9 X \\ \text{Berat total (W)} &= W_{\text{tutup atas}} + W_{\text{pipa}} + W_{\text{tangga}} + W_{\text{insulasi}} \\ &= 1948 + 92.7 X \\ f_{\text{dead wt attachment}} &= \frac{\Sigma W}{(\pi \times D \times (t_s - C))} \\ &= \frac{1948 + 92.7 X}{16.84375} \\ &= 115.65 + 5.503 X \end{aligned}$$

Menghitung berat tray +liquid

$$\begin{aligned} \text{Berat liquida dihitung dibawah } X &= 4. \\ n &= (X/2) - 1 \\ f_{\text{dead wt tray + liquid}} &= n \times 25 \times (\pi D^2 / 4) / (12 \pi D (t_s - c)) \\ &= n \times 25 \times D / (48(t_s - C)) \\ &= \frac{(X/2) - 1 \times 2450}{42} \\ &= 29.16667 X - 58.33333 \\ f_{\text{dead wt total}} &= 39.0253 X + 57.3141 \end{aligned}$$

Menghitung wind stress

Kecepatan angin = 5.9 m/s
 = 13.198 mil/jam
 Tekanan Udara, B = 760 mmHg
 = 29.921 inHg
 $F_s = 0.6$ (Silinder Halus)
 $P_w = 0.004 \times B \times V_w \times F_s / 30$
 = 0.417 psf ~ 1 psf

Tangga dipasang 90° terhadap pipa uap

$d_{eff} = \text{diameter kolom} + \text{tebal insulasi kolom} + \text{diameter pipa uap} + \text{tebal insulasi pipa}$
 = 114.125 in

$f_{wx} = 2 \times P_w \times X^2 \times d_{eff} / (\pi d_o^2 \times (t_s - c))$
 = $\frac{228 X^2}{103.168}$
 = 2.212 X^2

Menghitung stress gabungan

Upwind stress

$f_{t \max} = f_{wx} - f_{dx} + f_{ap}$
 = 2.21 X^2 - 39.025 X + 4507.5
 $f_{t \max} = f \times E$
 = 10120.0 psi
 diperoleh X = 59.953 ft set = 0.0000

Downwind stress

$f_{c \max} = f_{wx} - f_{ap} + f_{dx}$
 = 2.21 X^2 + 39.025 X + -4392.9
 $f_{c \max} = 1.5 \times 10^6 \times (t / r)$
 = 26785.7 psi
 diperoleh X = 127.9 ft set = 0.000
 H.kolom = 45.5 ft
 X.upwind = 60.0 ft
 X.downwind = 127.9 ft
 H.kolom < X.upwind dan X.downwind (Tebal shell memenuhi syarat)

Tabel C.35 Spesifikasi DME Distillation Column I (D-510)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	DME Distillation Column I
Kode	D-510
Fungsi	Proses untuk memisahkan DME dan air
Tipe	Sieve Tray Tower

Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>	
Jumlah	1	unit
Jumlah <i>Plate</i>	21	<i>plates</i>
<i>Plate Spacing</i>	2	ft
Jenis Aliran	<i>Cross flow</i>	
Diameter Kolom	8.0	in
<i>Area of Coloumn</i>	50.3	ft ²
<i>Active Area</i>	40.2	ft ²
<i>Active of Holes</i>	4.0	ft ²
<i>Area of Downcomer</i>	5.0	ft ²
A_h/A	0.1	
A_d/A	0.1	
A_h/A_A	0.1	
d_h	0.3	in
h_w	1.5	in
l_w	69.8	in
<i>Vessel</i>		
Tipe <i>Vessel</i>	<i>Vertical tall vessel</i>	
Tinggi <i>Vessel</i>	45	ft
Tebal <i>Shell</i>	1	in
Tipe <i>Head</i>	<i>Torispherical dishead head</i>	
Tinggi <i>Head</i>	1.75	ft
Tebal <i>Head</i>	1 1/2	in

000
551
481
900
932

l

m³

l

m³

n

n

.2

.5

]

]

:

1

70

2

in

κ

k

)

l).

36. Condensor DME Distillation Column I (E-511)

37. Accumulator Distillate DME Column I (F-512)

Fungsi : Tempat menampung sementara distilat dari D-510
Material : Carbon Steel SA 212 Grade B
Jumlah : 1 Unit
Tipe Alat : Silinder tegak dengan tutup atas *standar dished head*
dengan bagian bawah datar
Pengelasan : *Double-welded butt joint*
Kondisi Operasi : Tekanan 7.01 atm
Suhu 40.9147 °C

Menentukan Kapasitas Akumulator

Massa cairan yang disimpan: 36174.6 kg/jam
Direncanakan untuk penyimpanan : 600 detik (Ulrich, 1984, Hal.249)

Sehingga, jumlah cairan yang ditampung untuk kebutuhan produksi:

$$36174.6 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}} \times 600 \text{ detik} = 6029.1 \text{ kg/ 600 detik}$$
$$= 13291.9 \text{ lb/ 600 detik}$$

$$\rho = 594.2066 \text{ kg/m}^3 = 37.096 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Volume bahan masuk} = \frac{13291.8644}{37.0962} = 358.3082 \text{ ft}^3$$

Jumlah tangki penampung : 1 tangki

$$\text{Volume bahan masuk tiap tangki} = 358.3082 \text{ ft}^3$$

$$\text{Volume liquid} = 358.3082 \text{ ft}^3$$

Direncanakan larutan menempati 80% volume tangki, maka :

$$\text{Volume tangki, } V_t = \frac{358.3082}{0.8} = 447.8852 \text{ ft}^3$$

Asumsi awal:

$$H/ID = 1.5$$

$$V_t = \text{Volume silinder} + \text{Volume Tutup}$$

$$447.8852 = \frac{\pi ID^2 H}{4} + 2x(0.000049) ID^3$$

$$447.8852 = 1.177598 ID^3$$

$$ID = 7.2 \text{ ft} = 86.944 \text{ in} = 2.2 \text{ m}$$

$$H = 11 \text{ ft} = 130.42 \text{ in} = 3.3 \text{ m}$$

Tebal Shell

Material : Carbon Steel SA 212 Grade B

$$f = 17500 \text{ psi}$$

(App D. Brownell & Young)

E : 0.8 (double-welded butt joint)

(Tabel 13.2, Brownell & Young)

Tekanan desain (bar) = 1.1 x tekanan operasi (bar)

(Source: Ulrich ebook)

$$P = 7.810 \text{ bar}$$

$$\begin{aligned}
 &= 7.96398 \text{ kg/cm}^2 \\
 &= 113.272 \text{ psi} \\
 \text{Faktor Koreksi (C)} &= 0.125 \text{ in} \quad (\text{Kusnarjo, 2010}) \\
 t_{\text{shell}} &= \text{tebal shell} \\
 t_{\text{shell}} &= \frac{P D_i}{2 (f E - 0.6P)} + C \\
 &= \frac{1/2 \text{ in}}{2 (f E - 0.6P)} = 1/2 \quad (\text{standarisasi}) \\
 \text{ID} &= \text{OD} - 2 t_{\text{shell}} \quad (\text{pers. 3-16 Brownell \& Young}) \\
 86.9 &= \text{OD} - 2 \times 1/2 \\
 \text{OD} &= 87.9 \text{ in} = 90 \text{ in} \quad (\text{standarisasi}) = 7.5 \text{ ft} = 2.3 \text{ m} \\
 V_t &= \frac{\pi \text{OD}^2 H}{4} + 2 \times (0,000049) \text{OD}^3 \\
 &= 479.9295 \text{ ft}^3 \\
 H/\text{OD} &= 1.45 \quad (\text{syarat } H/\text{OD} < 2)
 \end{aligned}$$

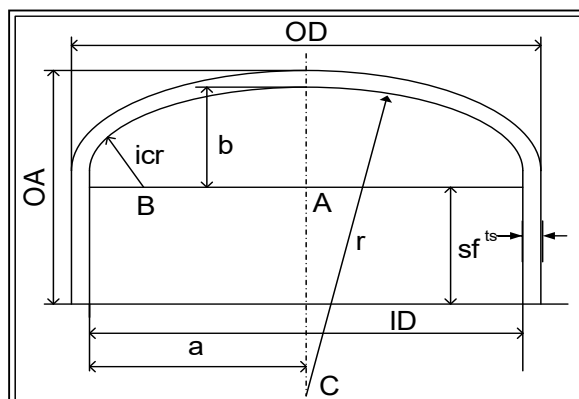
Desain Tutup

Berdasarkan tabel 5.7 Brownell didapatkan,

$$\begin{aligned}
 r (r_c) &= 84 \text{ in} \\
 \text{icr} (r_1) &= 5 \frac{1}{2} \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 W &= \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{r_c}{r_1}} \right) \\
 &= 2.66
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_{\text{head}} &= \frac{P \cdot r_c \cdot W}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 \cdot P} + C \\
 &= 1.03 \text{ in} = 1 \frac{1}{8} \text{ in} \quad (\text{standarisasi})
 \end{aligned}$$



Didapatkan :

$$\begin{aligned}
 sf &= 1.5 \text{ in} \quad (\text{Tabel 5.6, Brownell \& Young}) \\
 \text{icr} &= 3 \frac{3}{8} \text{ in} \quad (\text{Tabel 5.6, Brownell \& Young}) \\
 a &= \text{ID}/2 = 43 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 AB &= ID/2 - icr \\
 &= 43.5 - 3.4 = 40 \text{ in} \\
 BC &= r - icr \\
 &= 84 - 3.4 = 80.625 \text{ in} \\
 b &= r - [BC^2 - AB^2]^{1/2} \\
 &= 14.0526 \text{ in} = 1.2 \text{ ft} \\
 \text{h tutup atas} &= t_{\text{head}} + b + sf \\
 &= 16.68 \text{ in} \\
 &= 1.4 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Menggunakan head dengan butt-welded terhadap shell,

$$C = 0.125$$

$$De = ID = 86.9868 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal flange} &= C \cdot De \cdot \sqrt{\frac{p}{f}} \\
 \text{flat head} &= 0.9 \text{ in} \quad (\text{Tebal minimum yang dibutuhkan})
 \end{aligned}$$

tebal +2 mm faktor korosi + 6% untuk pengurangan tebal pada bagian torus

$$= 1.01 \text{ in} = 1 \frac{1}{8} \text{ in} \quad (\text{standarisasi})$$

$$= 0.094 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi tangki} = \text{Tinggi silinder} + \text{Tinggi tutup}$$

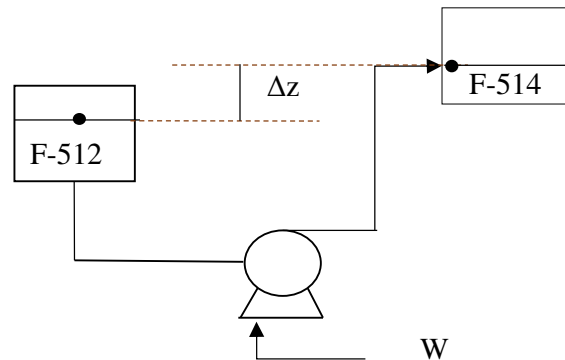
$$= 12 \text{ ft}$$

Tabel C37. Spesifikasi Accumulator Distillate DME Column I (F-512)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	Accumulator Distillate DME Column I
Kode	F-512
Fungsi	Tempat menampung sementara distilat dari D-510
Material	<i>Carbon Steel SA 212 Grade B</i>
Jumlah	1 Unit
Tipe	Silinder tegak dengan tutup bentuk <i>standart dishead head</i>
Diameter	7.5 ft 2.2859 m
Tinggi	12.3518 ft 3.7646 m
Tebal	1/2 in
Tebal tutup atas	1 1/8 in
Tebal tutup bawah	1 1/8 in

38. DME Product Pump (L-513)

Fungsi : Memompa DME dari accumulator F-512 ke DME Storage F-5
 Type : *Centrifugal Pump*
 Kondisi Operasi : T = 32.21 °C
 P masuk = 7.10 bar
 P keluar = 7.89 bar



Perhitungan :

Rate Massa = 26520.939 kg/h = 16.24112865 lb/det
 Viskositas = 0.085 cP = 0.0001 lb/ft.dt
 Densitas = 594.207 kg/m³ = 37.09647836 lbm/ft³
 Rate Volumetrik = 44.633 m³/jam = 0.438 ft³/dt = 196.514 gpm
 Δz = 30 ft

Asumsi aliran turbulen

Dari Peter and Timmerhaus edisi V, hal 501 pers 12-15 didapatkan persamaan

$$\begin{aligned} D_i, \text{ opt} &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 4.302 \text{ in} \\ &= 0.109267 \text{ m} \end{aligned}$$

Dipakai diameter standart 6 in sch 40 (App. Tabel 11 Kern, 1965)

$$ID = 6.065 \text{ in} = 0.505 \text{ ft} = 0.154051 \text{ m}$$

$$OD = 6.625 \text{ in} = 0.552 \text{ ft} = 0.168275 \text{ m}$$

$$A = 0.201 \text{ ft}^2$$

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{0.438}{0.201} = 2.182 \text{ ft/dt}$$

Cek terhadap aliran

$$N_{Re} = \rho \times ID \times v / \mu = 718028.049 \text{ (karena lebih besar dari 21000 maka asumsi aliran turbulen benar)}$$

Perhitungan Friksi

1. Friksi dalam tiga *elbow* 90°

$$h_f = 3 K_f \left(\frac{v^2}{2gc} \right) \text{ (dari tabel 2.10.1 Geankoplis, didapat } K_f = 0,75)$$

$$= 0.167 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

2. Friksi dalam 1 buah *gate valve*

$$h_f = K_f \left(\frac{v^2}{2gc} \right) \quad (\text{dari tabel 2.10.1 Geankoplis, didapat } K_f = 4,5)$$

$$= 0.333 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

3. Friksi sepanjang pipa

untuk *commercial steel* didapatkan nilai :

$$\begin{aligned} \epsilon &= 0.000046 && (\text{Fig. 2.10}) \\ D &= 0.154051 \text{ m} && \text{Geankopl} \\ \epsilon/D &= 0.000299 \\ f &= 0.0042 \\ \Delta L &= 30 \text{ ft} \end{aligned}$$

Asumsi panjang pipa total,

$$F_f = 4f \frac{\Delta L v^2}{D} \frac{1}{2}$$

$$= 0.074 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

4. *Construction Loss*

(masuk dari accumulator distillate F-512 ke pipa 6 in Sch 40)

$$\begin{aligned} \text{Diameter accumulator} &= 78 \text{ in} = 6.5 \text{ ft} \\ A_{\text{accumulator}} &= 0.25 * 3.14 * (D^2) = 33.16625 \text{ ft}^2 \\ V_{\text{accumulator}} &= \frac{Q}{A_{\text{accumulator}}} = 0.0132 \text{ ft/dtk} \end{aligned}$$

$$K_c = 0.55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)$$

$$= 0.547$$

$$h_c = K_c \left(\frac{v^2}{2\alpha gc} \right) \quad \alpha = 1 \text{ (Untuk aliran turbulents)}$$

$$= 0.040 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

5. *Expansion Loss*

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2} \right)^2$$

$$= 1.0$$

$$h_c = K_{ex} \left(\frac{v^2}{2gc} \right)$$

$$= 0.074 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Total Friksi

$$\Sigma F = 0.521 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

mechanical energy balance :

$$\frac{1}{2\alpha gc} (v_{2av}^2 - v_{1av}^2) + \frac{g}{gc} (z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

$$\frac{1}{2\alpha gc} (v_{2av}^2 - v_{1av}^2) + \frac{g}{gc} (z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F = -W_s$$

Dimana :

$$\begin{aligned}
v_1 &= 0.000 \text{ ft/dt} \\
v_2 &= 2.182 \text{ ft/dt} \\
z_1 &= 0 \text{ ft} \\
z_2 &= 30 \text{ ft} \\
P_1 &= 7.100 \text{ bar} = 14828.655 \text{ lbf/ft}^2 \\
P_2 &= 7.9 \text{ bar} = 16478.604 \text{ lbf/ft}^2 \\
\rho &= 37.10 \text{ lbm/ft}^3 \\
\Sigma F &= 0.521 \text{ ft.lbf/lb}_m
\end{aligned}$$

$$\frac{1}{2\alpha g c} (v_{2av}^2 - v_{1av}^2) = 0.074 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{lb}_m}$$

$$\frac{g}{g c} (z_2 - z_1) = 30 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{lb}_m}$$

$$\frac{P_2 - P_1}{\rho} = 44.477 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{lb}_m}$$

$$\Sigma F = 0.521 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$W_s = -75 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$\eta \text{ pompa} = 1 - 0.12 * q^{-0.27} = 85\%$$

$$W_s = -\eta W_p$$

$$-75 = 0.85 W_p$$

$$W_p = 88.319 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$\begin{aligned}
\text{BHP} &= W_p \times \text{rate massa} \times 1 \text{ hp}/550 \text{ ft.lbf/s} \\
&= \frac{88.319 \times 16.24}{550}
\end{aligned}$$

$$= 3 \text{ hp}$$

$$\eta \text{ motor} = 89\% \text{ (Peters \& Timmerhaus, 2003, 5th ed., Fig.12-18)}$$

$$\text{power actual} = \frac{\text{BHP}}{\text{motor}}$$

$$= \frac{3}{0.89}$$

$$= 2.930324 \text{ hp}$$

Standarisasi power pompa dari Table 5.10 Harry Silla 3 hp

Tabel C38. Spesifikasi DME Product Pump (L-513)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	DME Feed Pump
Kode	L-411
Fungsi	Memompa DME dari accumulator F-512 ke DME Storage F-514
Jumlah	1 Unit
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>
Kapasitas	197 gpm
Power	3 hp
Material	<i>Case</i> : <i>Cast Iron</i> <i>Rotor</i> : <i>Carbon Steel</i>
Ukuran Pipa	
<i>Nominal Pipe Size</i>	4 in
<i>Schedule No.</i>	40
OD	6.6 in
ID	6.1 in
<i>Flow Area</i>	0.2 ft ² = 28.9 in ²

1-3
is)

DME Storage (F-514)

Fungsi : Menampung produk dimetil eter
 Material : High Alloy Steel SA 240 Grade S
 Jumlah : 1 Unit
 Tipe Alat : Silinder tegak dengan tutup atas *standar dished head*
 dengan bagian bawah datar
 Pengelasan : *Double-welded butt joint*
 Kondisi Operasi : Tekanan 7.8 atm
 Suhu 32 °C

$$\begin{aligned}
 m &= 26520.93946 \quad \text{kg} &= 58468.06314 \quad \text{lb} \\
 \rho &= 594.2416 \quad \text{kg/m}^3 &= 48.0837 \quad \text{lb/ft}^3 \\
 \text{Volume bahan masuk} &= \frac{58468.0631}{48.0837} &= 1215.9632 \quad \text{ft}^3 \\
 \text{Jumlah tangki penampung} &: 1 \quad \text{tangki} \\
 \text{Volume bahan masuk tiap tangki} &= 1215.9632 \quad \text{ft}^3 \\
 \text{Volume liquid} &= 1215.9632 \quad \text{ft}^3 \\
 \text{Direncanakan larutan menempati 80\% volume tangki, maka :} \\
 \text{Volume tangki, vt} &= \frac{1215.9632}{0.8} &= 1519.9540 \quad \text{ft}^3
 \end{aligned}$$

Asumsi awal:

$$\begin{aligned}
 H/ID &= 1.5 \\
 V_t &= \text{Volume silinder} + \text{Volume Tutup} \\
 1519.9540 &= \frac{\pi ID^2 H}{4} + 2x(0.000049) ID^3 \\
 1519.9540 &= 1.177598 ID^3 \\
 ID &= 11 \text{ ft} = 130.65 \text{ in} = 3.3 \text{ m} \\
 H &= 16 \text{ ft} = 195.98 \text{ in} = 5 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Tebal Shell

Material : *High Alloy Steel SA 240 Grade S*
 $f = 18750 \text{ psi}$ (*App D. Brownell & Young*)
 $E = 0.8$ (*double-welded butt joint*) (*Tabel 13.2, Brownell & Young*)
 Tekanan desain (bar) = 1.1 x tekanan operasi (bar) (*Source: Ulrich ebook*)
 $P = 8.679 \text{ bar}$
 $= 8.85012 \text{ kg/cm}^2$
 $= 125.875 \text{ psi}$
 Faktor Koreksi (C) = 0.125 in (*Kusnarjo, 2010*)
 $t_{\text{shell}} = \text{tebal shell}$
 $t_{\text{shell}} = \frac{P D_i}{\dots} + C$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{2(fE - 0.6P)}{0.68} \text{ in} = \frac{3}{4} \quad (\text{standarisasi}) \\
 \text{ID} &= \text{OD} - 2 t_{\text{shell}} \quad (\text{pers. 3-16 Brownell \& Young}) \\
 131 &= \text{OD} - 2 \times \frac{3}{4} \\
 \text{OD} &= 132 \text{ in} = 132 \text{ in (standarisasi)} = 11 \text{ ft} = 3.4 \text{ m} \\
 \text{Vt} &= \frac{\pi \text{OD}^2 H}{4} + 2 \times (0,000049) \text{ OD}^3 \\
 &= 1551.412 \text{ ft}^3 \\
 \text{H/OD} &= 1.48 \quad (\text{syarat H/OD} < 2)
 \end{aligned}$$

Desain Tutup

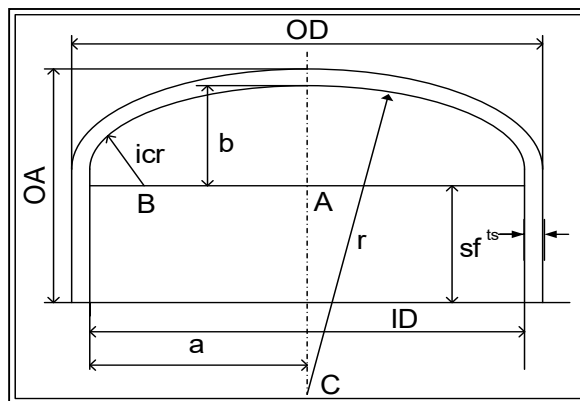
Berdasarkan tabel 5.7 Browneel didapatkan,

$$r(r_c) = 130 \text{ in}$$

$$\text{icr}(r_1) = 8 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 W &= \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{r_c}{r_1}} \right) \\
 &= 2.78
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_{\text{head}} &= \frac{P \cdot r_c \cdot W}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 \cdot P} + C \\
 &= 1.64 \text{ in} = 1 \frac{3}{4} \text{ in (standarisasi)}
 \end{aligned}$$



Didapatkan :

$$sf = 1.5 \text{ in (Tabel 5.6, Brownell \& Young)}$$

$$icr = 5 \frac{3}{4} \text{ in (Tabel 5.6, Brownell \& Young)}$$

$$a = \text{ID}/2 = 65 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 \text{AB} &= \text{ID}/2 - \text{icr} \\
 &= 65.3 - 5.8 = 60 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{BC} &= r - \text{icr} \\
 &= 130 - 5.8 = 124.25 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 b &= r - [BC^2 - AB^2]^{1/2} \\
 &= 20.9652 \text{ in} = 1.7 \text{ ft} \\
 \text{h tutup atas} &= t_{\text{head}} + b + sf \\
 &= 24.22 \text{ in} \\
 &= 2 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Menggunakan head dengan butt-welded terhadap shell,

$$C = 0.125$$

$$De = ID = 130 \frac{1}{2} \text{ in}$$

$$\text{Tebal flange flat head} = C \cdot De \cdot \sqrt{\frac{p}{f}}$$

$$= 1.3 \text{ in} \quad (\text{Tebal minimum yang dibutuhkan})$$

tebal +2 mm faktor korosi + 6% untuk pengurangan tebal pada bagian torus

$$= 1.50 \text{ in} = 0.12495 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi tangki} = \text{Tinggi silinder} + \text{Tinggi tutup}$$

$$= 18 \text{ ft}$$

Tabel C39. Spesifikasi *DME Storage* (F-514)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	<i>DME Storage</i>
Kode	F-514
Fungsi	Menampung produk dimetil eter
Material	<i>High Alloy Steel SA 240 Grade S</i>
Jumlah	1 Unit
Tipe	Silinder tegak dengan tutup bentuk <i>standart dishead head</i>
Diameter	11 ft 3.3526 m
Tinggi	18.47 ft 5.6308 m
Tebal	3/4 in
Tebal tutup atas	1 3/4 in
Tebal tutup bawah	1 1/2 in

40. Reboiler DME Distillation Column I (E-515)

41. DME Distillation Column II (D-520)

- Fungsi : Proses untuk memisahkan Methanol dan air
- Tipe : *Sieve Tray Tower*
- Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA 283 Grade C*
- Jumlah : 1 unit
- Kondisi Operasi : Tekanan = 7.6 bar
 $Temperature = 121.70\text{ }^{\circ}\text{C} = 394.85\text{ K}$
- Tujuan :
 1. Menentukan tipe kolom distilasi
 2. Menentukan bahan konstruksi kolom distilasi
 3. Menentukan jumlah *plate*
 4. Menentukan dimensi kolom distilasi

Neraca Massa Metanol *Distillation Column II*

Komponen	Feed		Distillate		Bottom	
	x	kmol	x	kmol	x	kmol
CO ₂	0.00	0.000	0.00	0.000	0.00	0.000
H ₂ O	0.70	571.551	0.00	0.069	0.87	571.551
CH ₃ OH	0.20	160.481	0.48	73.138	0.13	87.2
CH ₃ OCH ₃	0.10	78.900	0.52	78.897	0.00	0.000
Total	1.00	810.932	1.00	152.104	1.00	658.832
		810.932		810.932		

a. Menentukan Jenis Kolom Distilasi

Dalam perancangan ini dipilih jenis *sieve tray tower* dengan pertimbangan:

- Perkiraan diameter kolom > 3 ft.
- Campuran tidak bersifat korosif dan tidak membentuk buih.
- Rentang batas lajur alir yang cukup besar tanpa menimbulkan *flooding*

Jenis *tray* yang digunakan adalah jenis *sieve tray* dengan pertimbangan:

- Kapasitas uap dan cairan besar.
- *Pressure drop* rendah dengan efisiensi *tray* tinggi.
- Lebih ringan dan *low cost*.
- Biaya perawatan murah, mudah dibersihkan, dan konstruksi sederhana.

b. Menentukan Bahan Konstruksi Kolom Distilasi

Bahan Konstruksi : *Carbon steel SA-283 Grade C*

dengan pertimbangan:

- Mempunyai *allowable working stress* yang besar sehingga untuk kapasitas yang sama memerlukan ketebalan bahan yang tipis.
- Harga material yang relatif murah.

c. Menentukan Jumlah Plate

$T_{dew} = 280.9\text{ K} = 7.79\text{ }^{\circ}\text{C}$

$T_{bubble} = 381.0\text{ K} = 107.80\text{ }^{\circ}\text{C}$

$T_{avg} = 330.9\text{ K} = 57.80\text{ }^{\circ}\text{C}$

Berdasarkan HYSYS, didapatkan jumlah *plate* = 12 *plate*

Menentukan *Feed Point Location*

Berdasarkan HYSYS, *feed* masuk pada *plate* ke-9 dari atas kolom

d. Menentukan Dimensi Kolom Distilasi

Menghitung Laju Alir pada Bagian *Top*

Berdasarkan HYSYS, didapatkan nilai $R = 5.2$

Aliran *liquid* untuk *reflux* (L)

$$L = R \times D = 790.9 \text{ kmol/jam}$$

Aliran *vapor* masuk *condensor* (V)

$$V = (R+1) D = 943.0 \text{ kmol/jam}$$

Berdasarkan HYSYS, didapatkan $q = 1.3$

Menghitung Laju Alir pada Bagian *Bottom*

Aliran *liquid* masuk *reboiler* (L_N)

$$L_N = L + (q \times F) = 1,819.3 \text{ kmol/jam}$$

Aliran *vapor* dalam *reboiler* (V_W)

$$V_W = V + (F(1-q)) = 725.6 \text{ kmol/jam}$$

Menghitung komposisi massa bagian *top*

- Menghitung berat molekul campuran

Berdasarkan HYSYS, didapatkan BM campuran *liquid* = 39.3 kg/kmo

- Menghitung densitas campuran

Berdasarkan HYSYS, didapatkan densitas campuran *liquid* = 703.3 kg/l

Menghitung densitas *vapor* campuran

$$\begin{aligned} \rho_v &= \frac{BM \times P}{R \times T} \\ &= 12.8 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

Menentukan laju alir *liquid* dan I maksimal

$$L.\text{maks} = 1,2 \times L = 198025.2 \text{ kg/jam} = 436570.2 \text{ lb/jam}$$

$$Q_L = \frac{L.\text{maks}}{\rho_{\text{liquid}}} = 281.6 \text{ m}^3/\text{jam} = 2.762 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

$$V.\text{maks} = 1,2 \times V = 236106.9 \text{ kg/jam} = 520526.0 \text{ lb/jam}$$

$$Q_V = \frac{V.\text{maks}}{\rho_{\text{vapor}}} = 18,452.5 \text{ m}^3/\text{jam} = 181.01 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

Menghitung komposisi massa bagian *bottom*

- Menghitung berat molekul

Menghitung berat molekul campuran

Berdasarkan HYSYS, didapatkan BM campuran *liquid* = 22.28 kg/kmo

- Menghitung densitas *liquid* campuran

Berdasarkan HYSYS, didapatkan densitas campuran *liquid* = 833.8 kg/l

- Menghitung densitas *vapor* campuran

$$\rho_v = \frac{BM}{R} \times \frac{P}{T}$$
$$= 5.3 \text{ kg/m}^3$$

Menentukan laju alir *liquid vapor* maksimal

$L_N \text{ maks} = 1,2 \times L_N = 230243.2 \text{ kg/jam} = 507598.8 \text{ lb/jam}$

$$Q_{LN} = \frac{L_N \text{ maks}}{\rho_{\text{liquid}}} = 276.1 \text{ m}^3/\text{jam} = 2.709 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

$V_W \text{ maks} = 1,2 \times V_W = 229295.4 \text{ kg/jam} = 505509.2 \text{ lb/jam}$

$$V_W \text{ maks} = \frac{V_W \text{ maks}}{\rho_{\text{vapor}}} = 42869.2 \text{ m}^3/\text{jam} = 420.5 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

Menghitung properti fluida bagian *top*

- Menghitung *surface tension*

Berdasarkan HYSYS, didapatkan *surface tension* flui = 22.98 dyne/cm

- Menghitung viskositas *liquid*

Berdasarkan HYSYS, didapatkan viskositas *liquid*

viskositas *liquid* = 0.243 cP = 0.00016 lb/ft detik

Menghitung properti fluida bagian *bottom*

- Menghitung *surface tension*

Berdasarkan HYSYS, didapatkan *surface tension* flui = 46.38 dyne/cm

- Menghitung viskositas *liquid*

Berdasarkan HYSYS, didapatkan viskositas *liquid*

viskositas *liquid* = 0.266 cP = 0.000179 lb/ft detik

Plate spacing yang biasa digunakan pada *sieve tray* adalah 12 - 36 in
(Winkle, 1967, Tabel 14-2, Hal. 572).

Asumsi : *Plate spacing* = 24 in

Data	Satuan	Top Tray	Bottom Tray
Tekanan	bar	1.25	1.50
Temperature	°C	7.79	107.80
ρ_{liquid}	lb/ft ³	43.90	52.05
ρ_{vapor}	lb/ft ³	0.80	0.33
Surface Tension	dyne/cm	22.98	46.38
Max Liquid	lb/jam	436570.2	507598.8
Max Vapor	lb/jam	520526.0	505509.2
Max Q_L	ft ³ /detik	2.76	2.71
Max Q_L	gpm	1239.78	1215.81
Max Q_V	ft ³ /detik	181.01	420.54
Viscosity of Liquid	lb/ft detik	0.00	0.00
Plate Spacing	ft	2.00	2.00

Menentukan Diameter Kolom

Perhitungan menggunakan referensi dari Winkle, 1967, Ch. 13, Hal. 587-597.

Perhitungan berdasarkan 80% flooding

TOP	BOTTOM
<p><i>Flow Parameter</i></p> $P_F = \frac{L}{V} \left[\frac{\rho_V}{\rho_L} \right]^{0.5}$ $= 0.113$	$P_F = \frac{L}{V} \left[\frac{\rho_V}{\rho_L} \right]^{0.5}$ $= 0.080$
<p><i>Capacity Parameter</i></p> <p>Dari Fig.13-21, Winkle, 1967, didapatkan</p> $P_C = 0.320$	$P_C = 0.350$
<p><i>Capacity Parameter Correction for Surface Tension</i></p> $P_{C\text{Corr}} = P_C \times \left[\frac{\sigma}{20} \right]^{0.2}$ $= 0.329$	$P_{C\text{Corr}} = P_C \times \left[\frac{\sigma}{20} \right]^{0.2}$ $= 0.414$
<p><i>Vapor Velocity untuk 100% flooding</i></p> $U_{vn} = P_C \times \left[\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right]^{0.5}$ $= 2.417 \text{ ft/detik}$	$U_{vn} = P_C \times \left[\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right]^{0.5}$ $= 5.154 \text{ ft/detik}$
<p><i>Nett Vapor Flow Area antar Plate</i></p> <p>Untuk 80% flooding</p> $A_N = \left[\frac{Q_V}{U_{VN} \times \%flooding} \right]$ $= 93.620 \text{ ft}^2$	$A_N = \left[\frac{Q_V}{U_{VN} \times \%flooding} \right]$ $= 101.997 \text{ ft}^2$
<p>Asumsi,</p> $A_d = 0.1 \text{ A}$	<p>Asumsi,</p> $A_d = 0.1 \text{ A}$

$$\begin{aligned}
 A &= A_N + 2A_d \\
 A &= 93.6 + 2 \times 0,1 A \\
 0.8 A &= 93.620 \\
 A &= 117.024 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Diameter kolom

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{\pi}{4} D^2 \\
 D &= 12.210 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Diameter yang dipilih 13.00 ft

Dari Tabel 14-8, Winkle, 1967, Hal. 585 dengan diameter tersebut didapatkan tipe tray = *cross flow*

$$\begin{aligned}
 \text{maka, } A &= 132.786 \text{ ft}^2 \\
 A_N &= 106.229 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Cek *Percent of Flood*

$$\begin{aligned}
 \%flooding &= \left[\frac{Q_v}{U_{VN} \times A_N} \right] \\
 &= 70.50\%
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 A &= A_N + 2A_d \\
 A &= 102.00 + 2 \times 0,1 A \\
 0.8 A &= 101.997 \\
 A &= 127.496 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{\pi}{4} D^2 \\
 D &= 12.738 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \%flooding &= \left[\frac{Q_v}{U_{VN} \times A_N} \right] \\
 &= 76.81\%
 \end{aligned}$$

Area of Coloumn

$$A = 132.786 \text{ ft}^2$$

Area of Downcomer

$$A_d = 0.1 \quad A = 13.279 \text{ ft}^2$$

Active Area of Bubbling

$$A_A = A - 2A_d = 106.229 \text{ ft}^2$$

Plate Thickness

Dari Tabel 14-8, Winkle, 1967, Hal. 585 untuk *sieve tray* tipe *cross flow* didapat

$$t_p = 12 \text{ gage} = 0.0825 \text{ in} \quad t_p = 12 - 14 \text{ gage}$$

Hole diameter

$$d_H = 0.250 \text{ in} \quad d_H = 0.125 - 0.375 \text{ in}$$

Hole pitch

$$P = 3 \times d_H = 0.750 \text{ in}$$

Digunakan bentuk segitiga sama sisi

Dari Tabel 14.8, Winkle, 1967, Hal. 585 untuk *sieve tray* tipe *double pass* diambil

$$h_w = 1.50 \text{ in} \quad h_w = 1.00 - 2 \text{ in}$$

Dari Tabel 14-10, Winkle, 1967, Hal. 590 untuk $A_d/A = 0.1$

$$\text{didapat } l_w/D = 0.7267 \quad h_w/D = 0.1565$$

$$\text{sehingga panjang weir } (l_w) = 9.4 \text{ ft} = 113.4 \text{ in}$$

Menghitung *Fractional Entrainment*

Dari Fig.13-26, Winkle, 1967, didapatkan

$$\begin{aligned}
 P_F &= 0.113 & P_F &= 0.080 \\
 \psi &= 0.009 & \psi &= 0.027
 \end{aligned}$$

Nilai *entrainment* yang didapatkan kurang dari 0,1 sehingga memenuhi syarat

perancangan.

Menghitung Pressure Drop

$$\frac{Q_L}{l_w^{2.5}} = \frac{1239.776 \text{ gpm}}{274.313 \text{ ft}} = 4.520 \text{ gpm/ft}$$

Weir construction correction factor

Dari Fig. 13-7, dengan $l_w/D = 0.7267$ didapatkan

$$F_W = 1.030$$

Liquid crest over weir

$$h_{OW} = 0.48x F_W \left[\frac{Q_L}{l_w} \right]^{0.670} = 2.455 \text{ in}$$

Height of weir

$$h_w = 1.50 \text{ in}$$

Equivalent surface tension loss

$$h_\sigma = \frac{0.04 \times \sigma}{\rho_L \times d_H} = 0.08 \text{ in}$$

Equivalent head loss through holes

$$h_0 = 0.186 \frac{\rho_V}{\rho_L} \left[\frac{U_h}{C_0} \right]^2$$

sehingga $\frac{t_p}{d_H} = 0.33$

Dari Fig. 13-18 didapatkan discharge coefficient for vapor flow $C_0 = 0.727$

$$A_h = 0.1 \times A_A = 0.1 \times 106.229 = 10.623 \text{ ft}^2$$

Kecepatan uap yang melewati lubang

$$U_h = \frac{Q_v}{A_h} = \frac{181.014}{10.623} = 17.04 \text{ ft/s}$$

$$h_0 = 0.186 \frac{\rho_V}{\rho_L} \left[\frac{U_h}{C_0} \right]^2 = 1.859 \text{ in}$$

Vapor velocity

$$U_{VA} = U_h \times \frac{A_h}{A} = 1.704 \text{ ft/s}$$

$$F_{VA} = U_{VA} \times \rho_V^{0.5} = 1.523$$

Aeration factor

Dari Fig. 13-16 didapatkan

$$\beta = 0.610$$

Total pressure drop $\Delta P_{t \text{ column}} = h_t \cdot 9.81 \cdot 10^{-3} \cdot \rho_L \cdot N_{\text{plate}} \dots 11.87$

$$\Delta H_T = \beta (h_w + h_{OW}) + h_0 + h_\sigma$$

$$\frac{Q_L}{l_w^{2.5}} = \frac{1215.812 \text{ gpm}}{274.313 \text{ ft}} = 4.432 \text{ gpm/ft}$$

$$F_W = 1.030$$

$$h_{OW} = 0.48x F_W \left[\frac{Q_L}{l_w} \right]^{0.6} = 0.214 \text{ in}$$

$$h_w = 1.50 \text{ in}$$

$$h_\sigma = \frac{0.04 \times \sigma}{\rho_L \times d_H} = 0.143 \text{ in}$$

$$t_p = 0.0825 \text{ in}$$

$$d_H = 0.250 \text{ in}$$

Diambil nilai $A_h/A = 0.1$

$$U_h = \frac{Q_v}{A_h} = \frac{420.535}{10.623} = 39.59 \text{ ft/s}$$

$$h_0 = 0.186 \frac{\rho_V}{\rho_L} \left[\frac{U_h}{C_0} \right]^2 = 3.538 \text{ in}$$

$$U_{VA} = U_h \times \frac{A_h}{A} = 3.959 \text{ ft/s}$$

$$F_{VA} = U_{VA} \times \rho_V^{0.5} = 2.288$$

$$\beta = 0.590$$

$$\Delta H_T = \beta (h_w + h_{OW}) + h_0 + h_\sigma$$

$$\begin{aligned} &= 4.356 \text{ in} \\ \Delta H_T &= 0.090 \text{ atm} \end{aligned}$$

Mengecek weep point

$$\begin{aligned} h_W + h_{OW} &= 3.955 \text{ in} \\ \text{Dari Fig. 13-22, Hal. 528, didapatkan} \\ h_0 + h_\sigma &= 0.750 \text{ in} \\ \text{dibandingkan dengan hasil perhitungan} \\ \text{sebelumnya,} \end{aligned}$$

$$h_0 + h_\sigma = 1.943 \text{ in}$$

nilai yang didapatkan dari hasil perhitungan lebih besar daripada nilai yang didapat dari Fig 13.22, maka kedua bagian akan beroperasi dengan baik di atas weep point.

Menghitung liquid backup pada downcomer

$$H_D = [\Delta H_T + h_W + h_{OW} + \Delta/2 + h_d] \times 1/\phi_d$$

Asumsi : jarak diizinkan di bawah upron = 1.500 in

$$A_{AP} = \frac{1.500 \times l_w}{144} = 1.181 \text{ ft}^2$$

Head loss pada downcomer

$$\begin{aligned} h_d &= 0.030 \times \left[\frac{Q_L}{100 A_d} \right]^2 \\ &= 3.307 \text{ in} \end{aligned}$$

$$H_D = 9.991 \times 1/\phi_d$$

Asumsi : froth density (density foam)

Foam back di downcomer

$$H_{Dal} = \frac{9.991}{0.500} = 19.983 \text{ in}$$

Menghitung liquid residence time pada downcomer

$$A_d = 13.279 \text{ ft}^2$$

$$H_D = 9.991 \text{ in}$$

$$Q'_{LD} = 2.762 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

$$\text{Residence time} = \frac{A_d (H_D/12)}{Q'_L}$$

$$\text{Residence time} = 4 \text{ detik}$$

$$\begin{aligned} &= 4.692 \text{ in} \\ \Delta H_T &= 0.115 \text{ atm} \end{aligned}$$

$$h_W + h_{OW} = 1.714 \text{ in}$$

$$h_0 + h_\sigma = 0.490 \text{ in}$$

$$h_0 + h_\sigma = 3.681 \text{ in}$$

$$h_d = 0.030 \times \left[\frac{Q_L}{100 A_d} \right]^2$$

$$= 3.180 \text{ in}$$

$$H_D = 8.741 \times 1/\phi$$

$$\phi_d = 0.500$$

$$H_{Dal} = \frac{8.741}{0.500} = 17.481$$

$$H_D = 8.741 \text{ in}$$

$$Q'_{LD} = 2.709 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

$$\text{Residence time} = 3.6 \text{ deti}$$

Menentukan tebal shell kolom

Bahan Konstruksi : Carbon Steel SA 283 Grade C

$$\text{Allowable stress (f)} = 12,650 \text{ psi}$$

$$\text{Joint Efficiency (E)} = 80\%$$

$$\text{Corrosion allowance (c)} = 0.125 \text{ in}$$

(Brownell & Young, 1959, Tabel 13-1 dan 13-2, Hal. 251 dan 254)

Tebal *shell* dapat dihitung dengan menggunakan persamaan 3.16 dan 3.17

Keterangan:

$$t_s = \frac{p \times r_i}{f E - 1 p} + c$$

$$r_i = 12 \times 1/2 D$$

t = Thickness of shell (in)
 p = Design pressure (psi)
 r_i = Inside radius of shell (in)
 f = Allowable stress (psi)
 E = Joint efficiency
 c = Corrosion allowance (in)

(Brownell & Young, 1959, Pers. 13.1, Hal. 254).

dimana:

$$\begin{aligned} \text{Pop} &= 7.6 \text{ bar} = 110.3 \text{ psi} \\ P_{\text{design}} &= 110\% \times P_{\text{total}} = 110\% \times 110.272 \\ &= 121.3 \text{ psi} \\ &= 8.3 \text{ bar} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{P_{\text{design}} \times r_i}{f \times E - 0.6 \times P_{\text{design}}} + 0.125 \\ &= \frac{121.300 \times 78}{12,650 \times 0.800 - 0.6 \times 121.300} + 0.125 \\ &= 1.067 \text{ in} \end{aligned}$$

Tebal *shell* standar yang digunakan = 1.125 in = 1 1/8 in

Menentukan tebal *head* kolom

Bahan konstruksi yang digunakan sama dengan bagian *shell*

$$\begin{aligned} \text{OD} &= \text{ID} + 2t \\ &= 156.000 + 2 \times 1.125 \\ &= 158.250 \text{ in} \end{aligned}$$

Berdasarkan Brownell & Young, 1959, Tabel 5.7, Hal. 89, digunakan OD standar dengan spesifikasi:

$$\begin{aligned} \text{OD} &\approx 126 \text{ in} \\ t &= 1.125 \text{ in} \\ \text{icr} &= 7 \frac{5}{8} \text{ in} \\ r &= 120 \text{ in} \end{aligned}$$

Keterangan:
 icr = inside corner radius
 r = radius of dish
 $\text{icr} = r_1$ $r = r_c$

$$r_c = 120 \text{ in} \quad r_1 = 7.625 \text{ in}$$

$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{r_c}{r_1}} \right) = 1.742 \quad (\text{Brownell \& Young, 1959, Pers. 7.76, Hal. 138})$$

(Brownell & Young, 1959, Pers. 7.77, Hal. 138)

Menghitung Tebal *Head*

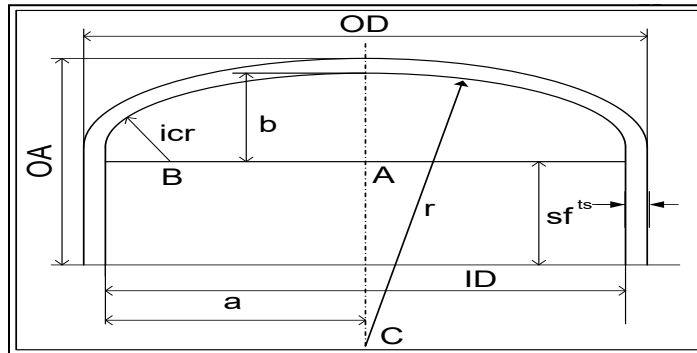
$$\begin{aligned} \text{th} &= \frac{p \times r_c \times W}{2 f E - 0.2 p} + c \\ \text{th} &= \frac{121.300 \times 120 \times 1.742}{2 \times 12,650 \times 0.800 - 0.2 \times 121.300} + 0.125 \end{aligned}$$

$$= 2 \times \frac{12,650}{0.800 - 0.200} \times 0.125$$

$$= 1.379 \text{ in}$$

Tebal *head* standar yang digunakan = 1.38 in = 1 3/8 in

Menentukan tinggi *head* kolom



- Legenda
- = *inside-corner radius*
 - = *straight flange*
 - = *radius of dish*
 - = *outside diameter (OD)*
 - = *depth of dish (inside)*
 - = *inside radius (ri)*

Berdasarkan Brownell & Young, 1959, Tabel 5.6, Hal. 88, untuk $th = 1 \frac{3}{8}$ in, didapat

$$sf = 1.5 - 4.5 \text{ in} \quad \text{diambil } sf = 3.0 \text{ in}$$

$$ID = 156.0 \text{ in}$$

$$icr = 7 \frac{5}{8} \text{ in}$$

Perhitungan nilai a , b , AB , BC , AC , dan OA menggunakan persamaan pada Hal. 87

(Brownell & Young, 1959, Hal. 87)

$$a = \frac{ID}{2} = \frac{156.000}{2} = 78.000 \text{ in}$$

$$AB = \frac{ID}{2} - icr = 78.000 - 7.625 = 70.375 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 120 - 7.625 = 112.375 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2} = 87.610 \text{ in}$$

$$b = r - AC = 120 - 87.610 = 32.390 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi head (OA)} &= th + b + sf \\ (\text{H.head}) &= 1.375 + 32.390 + 3.000 \\ &= 36.765 \text{ in} \\ &= 3.06 \text{ ft} \end{aligned}$$

Menentukan tinggi kolom

$$\begin{aligned} \text{H.kolom} &= \text{tinggi plate} + 2\text{H.head} \\ &= \text{plate spacing} \times N + 2\text{H.head} \\ &= 361.5 \text{ in} \\ &= 30.1 \text{ ft} \end{aligned}$$

Mengecek kestabilan kolom distilasi menggunakan langkah-langkah pada (Brownell & Young, 1959, Hal. 172-174).

Menentukan diameter tutup

$$\begin{aligned} \text{Diameter tutup} &= \text{OD} + \text{OD}/24 + 2 \times s_f + 2/3 \times \text{icr} \\ &= 93.9 \text{ in} \end{aligned}$$

Menentukan berat tutup

$$\begin{aligned} \rho_{\text{steel}} &= 490 \text{ lb/ft}^3 \quad (\text{Kern, 1983, Tabel 3, Hal. 799}). \\ \text{Weight of head} &= (\pi / 4) \times (d^2 t_h) \times (\rho_{\text{steel}} / 1728) \\ &= 2701.2 \text{ lb} \end{aligned}$$

Menghitung axial stress in shell

$$\begin{aligned} f_{\text{ap}} &= (P_d \times D) / (4 \times (t_s - C)) \\ &= 4798.9 \text{ psi} \end{aligned}$$

Menghitung dead weight

$$\begin{aligned} f_{\text{dead wt shell}} &= \frac{X \cdot \rho_{\text{steel}}}{144} = 3.403 X \\ \rho_{\text{ins.}} &= 40 \text{ lb/ft}^3 \\ t_{\text{ins.}} &= 3 \text{ in} \\ f_{\text{dead wt shell}} &= \rho_{\text{ins}} \times t_{\text{ins}} / (144 \times (t_s - C)) \\ &= 0.833 X \end{aligned}$$

Menghitung berat attachment

$$\begin{aligned} \text{Berat tutup atas} &= 2701 \text{ lb} \\ \text{Berat tangga} &= 25.0 X \\ \text{Berat Pipa 12" sch.40} &= 43.8 X \quad (\text{Kern, 1983, App. K, Hal. 386}). \\ \text{Berat Insulasi pipa} &= \pi / 4 \times ((\text{OD} + 2t_{\text{ins}})^2 - \text{OD}^2) \times \rho_{\text{ins}} X \\ &= 27.83 X \\ \text{Berat total (W)} &= W_{\text{tutup atas}} + W_{\text{pipa}} + W_{\text{tangga}} + W_{\text{insulasi}} \\ &= 2701 + 96.6 X \\ f_{\text{dead wt attachment}} &= \frac{\Sigma W}{(\pi \times D \times (t_s - C))} \\ &= \frac{2701 + 96.6 X}{23.96428571} \\ &= 112.72 + 4.032 X \end{aligned}$$

Menghitung berat tray +liquid

Berat liquida dihitung dibawah $X = 4$.

$$\begin{aligned} n &= (X/2) - 1 \\ f_{\text{dead wt tray + liquid}} &= n \times 25 \times (\pi D^2 / 4) / (12 \pi D (t_s - c)) \\ &= n \times 25 \times D / (48(t_s - C)) \\ &= \frac{(X/2) - 1 \times 3956}{48} \\ &= 41.21094 X - 82.42188 \\ f_{\text{dead wt total}} &= 49.4792 X + 30.2943 \end{aligned}$$

Menghitung wind stress

Kecepatan angin = 5.9 m/s
 = 13.198 mil/jam
 Tekanan Udara, B = 760 mmHg
 = 29.921 inHg
 $F_s = 0.6$ (Silinder Halus)
 $P_w = 0.004 \times B \times V_w \times F_s / 30$
 = 0.417 psf ~ 1 psf

Tangga dipasang 90° terhadap pipa uap

$d_{eff} = \text{diameter kolom} + \text{tebal insulasi kolom} + \text{diameter pipa uap} + \text{tebal insulasi pipa}$
 = 175.625 in

$f_{wx} = 2 \times P_w \times X^2 \times d_{eff} / (\pi d_o^2 \times (t_s - c))$
 = $\frac{351 X^2}{182.728}$
 = 1.922 X²

Menghitung stress gabungan

Upwind stress

$f_{t \max} = f_{wx} - f_{dx} + f_{ap}$
 = 1.92 X² - 49.479 X + 4829.2
 $f_{t \max} = f \times E$
 = 10120.0 psi
 diperoleh X = 66.889 ft set = 0.0000

Downwind stress

$f_{c \max} = f_{wx} - f_{ap} + f_{dx}$
 = 1.92 X² + 49.479 X + -4768.6
 $f_{c \max} = 1.5 \times 10^6 \times (t / r)$
 = 18957.3 psi
 diperoleh X = 124.7 ft set = 0.000
 H.kolom = 30.1 ft
 X.upwind = 66.9 ft
 X.downwind = 124.7 ft
 H.kolom < X.upwind dan X.downwind (Tebal shell memenuhi syarat)

Tabel C.41 Spesifikasi DME Distillation Column II (D-520)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	DME Distillation Column II
Kode	D-520
Fungsi	Proses untuk memisahkan Methanol dan air
Tipe	Sieve Tray Tower

Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>	
Jumlah	1	unit
Jumlah <i>Plate</i>	12	<i>plates</i>
<i>Plate Spacing</i>	2	ft
Jenis Aliran	<i>Cross flow</i>	
Diameter Kolom	13.0	in
<i>Area of Coloumn</i>	132.8	ft ²
<i>Active Area</i>	106.2	ft ²
<i>Active of Holes</i>	10.6	ft ²
<i>Area of Downcomer</i>	13.3	ft ²
A_h/A	0.1	
A_d/A	0.1	
A_h/A_A	0.1	
d_h	0.3	in
h_w	1.5	in
l_w	113.4	in
<i>Vessel</i>		
Tipe <i>Vessel</i>	<i>Vertical tall vessel</i>	
Tinggi <i>Vessel</i>	30	ft
Tebal <i>Shell</i>	1 1/8	in
Tipe <i>Head</i>	<i>Torispherical dishead head</i>	
Tinggi <i>Head</i>	3.06	ft
Tebal <i>Head</i>	1 3/8	in

000
481
343
003
327

l

m³

l

m³

n

n

.2

.5

1

A

]

:

1

70

2

in

κ

k

)

l).

42. Reboiler DME Distillation Column II (E-521)

43. Condensor DME Distillation Column II (E-522)

44. Accumulator Distillate DME Column II (F-523)

- Fungsi : Tempat menampung sementara distilat dari D-520
- Material : Carbon Steel SA 212 Grade B
- Jumlah : 1 Unit
- Tipe Alat : Silinder tegak dengan tutup atas *standar dished head* dengan bagian bawah datar
- Pengelasan : *Double-welded butt joint*
- Kondisi Operasi : Tekanan 1.80 atm
Suhu 62.5225 °C

Menentukan Kapasitas Akumulator

Massa cairan yang disimpan: 37072.5 kg/jam
 Direncanakan untuk penyimpanan : 600 detik (Ulrich, 1984, Hal.249)
 Sehingga, jumlah cairan yang ditampung untuk kebutuhan produksi:

$$37072.5 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}} \times 600 \text{ detik} = 6178.8 \text{ kg/ 600 detik}$$

$$= 13621.8 \text{ lb/ 600 detik}$$

$$\rho = 703.2616 \text{ kg/m}^3 = 43.904 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Volume bahan masuk} = \frac{13621.8107}{43.9045} = 310.2603 \text{ ft}^3$$

Jumlah tangki penampung : 1 tangki
 Volume bahan masuk tiap tangki = 310.2603 ft³
 Volume liquid = 310.2603 ft³
 Direncanakan larutan menempati 80% volume tangki, maka :
 Volume tangki, vt = $\frac{310.2603}{0.8} = 387.8254 \text{ ft}^3$

Asumsi awal:

$$\begin{aligned} H/ID &= 1.5 \\ V_t &= \text{Volume silinder} + \text{Volume Tutup} \\ 387.8254 &= \frac{\pi ID^2 H}{4} + 2x(0.000049) ID^3 \\ 387.8254 &= 1.177598 ID^3 \\ ID &= 6.9 \text{ ft} = 82.869 \text{ in} = 2.1 \text{ m} \\ H &= 10 \text{ ft} = 124.3 \text{ in} = 3.2 \text{ m} \end{aligned}$$

Tebal Shell

- Material : Carbon Steel SA 212 Grade B
f = 17500 psi (App D. Brownell & Young)
- E : 0.8 (double-welded butt joint) (Tabel 13.2, Brownell & Young)
- Tekanan desain (bar) = 1.1 x tekanan operasi (bar) (Source: Ulrich ebook)
- P = 2.006 bar

$$\begin{aligned}
 &= 2.04596 \text{ kg/cm}^2 \\
 &= 29.0997 \text{ psi} \\
 \text{Faktor Koreksi (C)} &= 0.125 \text{ in} \quad (\text{Kusnarjo, 2010}) \\
 t_{\text{shell}} &= \text{tebal shell} \\
 t_{\text{shell}} &= \frac{P D_i}{2 (f E - 0.6P)} + C \\
 &= \frac{0.21 \text{ in}}{2} = 1/4 \quad (\text{standarisasi}) \\
 \text{ID} &= \text{OD} - 2 t_{\text{shell}} \quad (\text{pers. 3-16 Brownell \& Young}) \\
 82.9 &= \text{OD} - 2 \times 1/4 \\
 \text{OD} &= 83.4 \text{ in} = 84 \text{ in} \quad (\text{standarisasi}) = 7 \text{ ft} = 2.1 \text{ m} \\
 V_t &= \frac{\pi \text{OD}^2 H}{4} + 2 \times (0,000049) \text{OD}^3 \\
 &= 398.4801 \text{ ft}^3 \\
 H/\text{OD} &= 1.48 \quad (\text{syarat } H/\text{OD} < 2)
 \end{aligned}$$

Desain Tutup

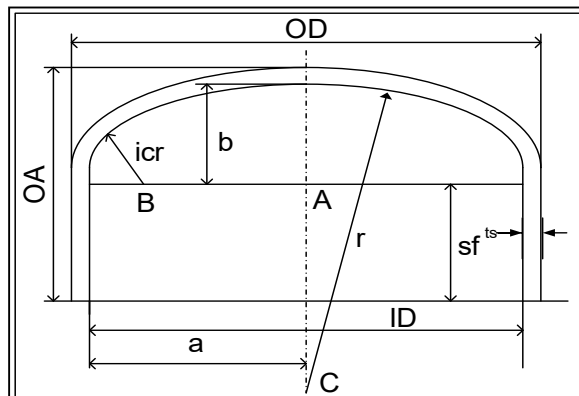
Berdasarkan tabel 5.7 Browneel didapatkan,

$$r(r_c) = 84 \text{ in}$$

$$\text{icr}(r_1) = 5 \frac{1}{8} \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 W &= \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{r_c}{r_1}} \right) \\
 &= 2.8
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_{\text{head}} &= \frac{P \cdot r_c \cdot W}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 \cdot P} + C \\
 &= 0.37 \text{ in} = 3/8 \text{ in} \quad (\text{standarisasi})
 \end{aligned}$$



Didapatkan :

$$sf = 2 \text{ in} \quad (\text{Tabel 5.6, Brownell \& Young})$$

$$icr = 1 \frac{1}{8} \text{ in} \quad (\text{Tabel 5.6, Brownell \& Young})$$

$$a = \text{ID}/2 = 41 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 AB &= ID/2 - icr \\
 &= 41.4 - 1.1 = 40 \text{ in} \\
 BC &= r - icr \\
 &= 84 - 1.1 = 82.875 \text{ in} \\
 b &= r - [BC^2 - AB^2]^{1/2} \\
 &= 11.5887 \text{ in} = 1 \text{ ft} \\
 \text{h tutup atas} &= t_{\text{head}} + b + sf \\
 &= 13.96 \text{ in} \\
 &= 1.2 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Menggunakan head dengan butt-welded terhadap shell,

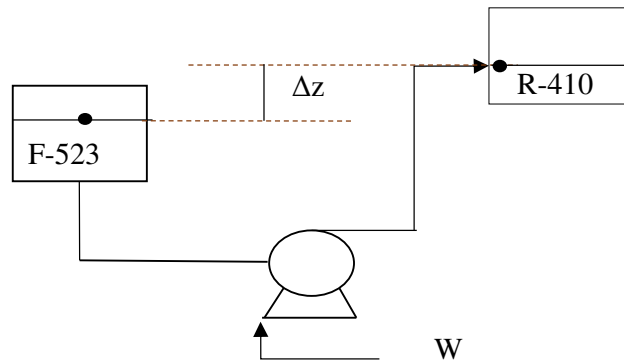
$$\begin{aligned}
 C &= 0.125 \\
 De &= ID = 82.947 \text{ in} \\
 \text{Tebal flange} &= C \cdot De \cdot \sqrt{\frac{p}{f}} \\
 \text{flat head} &= 0.4 \text{ in} \quad (\text{Tebal minimum yang dibutuhkan}) \\
 \text{tebal +2 mm faktor korosi + 6\% untuk pengurangan tebal pada bagian torus} &= 0.53 \text{ in} = 5/8 \text{ in} \quad (\text{standarisasi}) \\
 &= 0.05208 \text{ ft} \\
 \text{Tinggi tangki} &= \text{Tinggi silinder} + \text{Tinggi tutup} \\
 &= 12 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Tabel C44. Spesifikasi Accumulator Distillate DME Column II (F-523)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	Accumulator Distillate DME Column II
Kode	F-523
Fungsi	Tempat menampung sementara distilat dari D-520
Material	<i>Carbon Steel SA 212 Grade B</i>
Jumlah	1 Unit
Tipe	Silinder tegak dengan tutup bentuk <i>standart dishead head</i>
Diameter	7 ft 2.1335 m
Tinggi	11.5744 ft 3.5277 m
Tebal	1/4 in
Tebal tutup atas	3/8 in
Tebal tutup bawah	5/8 in

45. Methanol Recycle Pump (L-524)

Fungsi : Memompa metanol kembali ke DME reaktor
 Type : *Centrifugal Pump*
 Kondisi Operasi : T = 7.79 °C
 P masuk = 1.82 bar
 P keluar = 2.00 bar



Perhitungan :

Rate Massa = 5979.442 kg/h = 3.661743666 lb/det
 Viskositas = 0.243 cP = 0.0002 lb/ft.dt
 Densitas = 703.261 kg/m³ = 43.90478582 lbm/ft³
 Rate Volumetrik = 8.502 m³/jam = 0.083 ft³/dt = 37.4358 gpm
 Δz = 30 ft

Asumsi aliran turbulen

Dari Peter and Timmerhaus edisi V, hal 501 pers 12-15 didapatkan persamaan

$$\begin{aligned} D_i, \text{ opt} &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 2.085 \text{ in} \\ &= 0.052961 \text{ m} \end{aligned}$$

Dipakai diameter standart 3 in sch 40 (App. Tabel 11 Kern, 1965)

$$ID = 3.068 \text{ in} = 0.256 \text{ ft} = 0.0779272 \text{ m}$$

$$OD = 3.500 \text{ in} = 0.292 \text{ ft} = 0.0889 \text{ m}$$

$$A = 0.051 \text{ ft}^2$$

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{0.083}{0.051} = 1.625 \text{ ft/dt}$$

Cek terhadap aliran

$$N_{Re} = \rho \times ID \times v / \mu = 111462.207 \quad (\text{karena lebih besar dari 21000 maka asumsi aliran turbulen benar})$$

Perhitungan Friksi

1. Friksi dalam tiga *elbow* 90°

$$h_f = 3 K_f \left(\frac{v^2}{2gc} \right) \quad (\text{dari tabel 2.10.1 Geankoplis, didapat } K_f = 0,75)$$

$$= 0.092 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

2. Friksi dalam 1 buah *gate valve*

$$h_f = K_f \left(\frac{v^2}{2gc} \right) \quad (\text{dari tabel 2.10.1 Geankoplis, didapat } K_f = 4,5)$$

$$= 0.185 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

3. Friksi sepanjang pipa

untuk *commercial steel* didapatkan nilai :

$$\begin{aligned} \epsilon &= 0.000046 && (\text{Fig. 2.10}) \\ D &= 0.077927 \text{ m} && \text{Geankopl} \\ \epsilon/D &= 0.000590 \\ f &= 0.005 \\ \Delta L &= 30 && \text{ft} \end{aligned}$$

Asumsi panjang pipa total,

$$F_f = 4f \frac{\Delta L v^2}{D} \frac{1}{2}$$

$$= 0.096 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

4. Construction Loss

(masuk dari accumulator distillate F-523 ke pipa 3 in Sch 40)

$$\begin{aligned} \text{Diameter accumulator} &= 54 \text{ in} = 4.5 \text{ ft} \\ A_{\text{accumulator}} &= 0.25 * 3.14 * (D^2) = 15.89625 \text{ ft}^2 \\ V_{\text{accumulator}} &= \frac{Q}{A_{\text{accumulator}}} = 0.0052466 \text{ ft/dtk} \end{aligned}$$

$$K_c = 0.55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)$$

$$= 0.548$$

$$h_c = K_c \left(\frac{v^2}{2\alpha gc} \right) \quad \alpha = 1 \text{ (Untuk aliran turbulents)}$$

$$= 0.022 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

5. Expansion Loss

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2} \right)^2$$

$$= 1.0$$

$$h_c = K_{ex} \left(\frac{v^2}{2gc} \right)$$

$$= 0.041 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Total Friksi

$$\Sigma F = 0.344 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

mechanical energy balance :

$$\frac{1}{2\alpha gc} (v_{2av}^2 - v_{1av}^2) + \frac{g}{gc} (z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

$$\frac{1}{2\alpha gc} (v_{2av}^2 - v_{1av}^2) + \frac{g}{gc} (z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F = -W_s$$

Dimana :

$$\begin{aligned}
v_1 &= 0.000 \text{ ft/dt} \\
v_2 &= 1.625 \text{ ft/dt} \\
z_1 &= 0 \text{ ft} \\
z_2 &= 30 \text{ ft} \\
P_1 &= 1.824 \text{ bar} = 3809.502 \text{ lbf/ft}^2 \\
P_2 &= 2.0 \text{ bar} = 4177.086 \text{ lbf/ft}^2 \\
\rho &= 43.90 \text{ lbm/ft}^3 \\
\Sigma F &= 0.344 \text{ ft.lbf/lb}_m
\end{aligned}$$

$$\frac{1}{2\alpha gc}(v_{2av}^2 - v_{1av}^2) = 0.041 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{lb}_m}$$

$$\frac{g}{gc}(z_2 - z_1) = 30 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{lb}_m}$$

$$\frac{P_2 - P_1}{\rho} = 8.372 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{lb}_m}$$

$$\Sigma F = 0.344 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$W_s = -39 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$\eta \text{ pompa} = 1 - 0.12 \cdot q^{-0.27} = 77\%$$

$$W_s = -\eta W_p$$

$$-39 = 0.77 W_p$$

$$W_p = 50.642 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$\begin{aligned}
\text{BHP} &= W_p \times \text{rate massa} \times 1 \text{ hp/550 ft.lbf/s} \\
&= \frac{50.642 \times 3.66}{550}
\end{aligned}$$

$$= 0 \text{ hp}$$

$$\eta \text{ motor} = 89\% \text{ (Peters \& Timmerhaus, 2003, 5th ed., Fig.12-18)}$$

$$\text{power actual} = \frac{\text{BHP}}{\text{motor}}$$

$$= \frac{0}{0.89}$$

$$= 0.378831 \text{ hp}$$

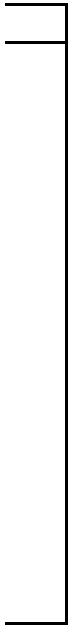
Standarisasi power pompa dari Table 5.10 Harry Silla = 0.75 hp

Tabel C45. Spesifikasi Methanol Recycle Pump (L-524)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	Methanol Recycle Pump
Kode	L-524
Fungsi	Memompa metanol kembali ke DME reaktor
Jumlah	1 Unit
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>
Kapasitas	37 gpm
Power	1 hp
Material	<i>Case : Cast Iron</i> <i>Rotor : Carbon Steel</i>
Ukuran Pipa	
<i>Nominal Pipe Size</i>	4 in
<i>Schedule No.</i>	40
OD	3.5 in
ID	3.1 in
<i>Flow Area</i>	0.1 ft ² = 7.393 in ²

1-3
is)

—



APPENDIKS D
PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI

Kapasitas Produksi	=	210000	ton/tahun	
	=	26515,15	kg/jam	
Lama Operasi	=	330	hari	
Basis	=	1	tahun	
Nilai Tukar Rupiah (1 US\$)	=	Rp14.014,45		(BI, 01 Februari 2021)
Pengadaan Peralatan, tahun	=	2022		
Mulai Konstruksi, tahun	=	2023		
Lama Konstruksi	=	2	tahun	
Mulai Beroperasi, tahun	=	2025		

D.1 HARGA PERALATAN

Harga peralatan pada perhitungan analisa ekonomi ini merupakan harga yang di dapatkan dari

website *www.matche.com* yang memberikan harga peralatan berdasarkan pada FOB (Free on Board) dari *Gulf Coast USA* .

Dengan asumsi ada perjanjian dengan *vendor* dan kontraktor bahwa peralatan dibeli pada bulan Januari 2021 menggunakan kurs mata uang saat kontrak ditandatangani. Instalasi peralatan pada awal tahun 2022 dan pabrik mulai beroperasi pada awal tahun 2025. Perubahan harga peralatan dapat ditaksir berdasarkan *Chemical Engineering Plant Cost Index yang akan menyesuaikan* harga alat pada tahun tertentu pada tahun pembelian alat
Besarnya harga alat dapat dinyatakan sebagai berikut :

$$\text{Harga alat sekarang} = \frac{\text{Index harga tahun sekarang}}{\text{Index harga tahun x}} \times \text{Harga tahun x}$$

Tabel D.1 Chemical Engineering Plant Cost Index

Tahun	Annual Index
2001	394,3
2002	395,6
2003	402
2004	444,2
2005	468,2
2006	499,6
2007	525,4
2008	575,4
2009	521,9
2010	550,8
2011	585,7
2012	584,6
2013	567,3
2014	576,1
2015	556,8
2016	541,7

(chemical engineering plant cost index)

Dengan metode *Least Square*, dapat dilakukan penaksiran indeks harga rata-rata pada tahun 2021.

Penyelesaian dengan Least Square menghasilkan persamaan :

$$y = a + b(x - \bar{x}) = mx + c$$

dimana : y = tahun

m = gradien

x = index harga

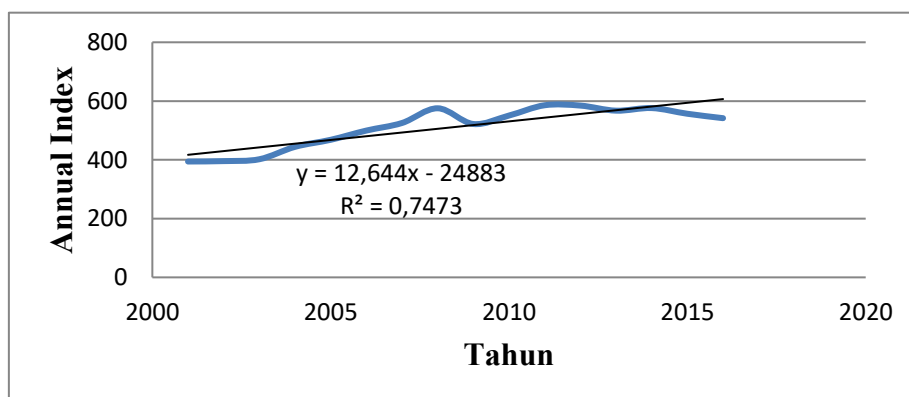
c = konstanta

Untuk mendapatkan harga m dan c, langkah awal adalah membuat tabel antara tahun dan x^2 serta x.y, dengan persamaan :

$$m = \frac{n \sum xy - \sum y \sum x}{n \sum x^2 - (\sum x)^2} \quad c = \frac{\sum x^2 \sum y - \sum xy \sum x}{n \sum x^2 - (\sum x)^2}$$

Tabel D.2 Penaksiran Indeks Harga dengan Metode *Least Square*

Data	x	y	x^2	y^2	xy
1	2001	394,3	4004001	155472,49	788994,3
2	2002	395,6	4008004	156499,36	791991,2
3	2003	402	4012009	161604,00	805206
4	2004	444,2	4016016	197313,64	890176,8
5	2005	468,2	4020025	219211,24	938741
6	2006	499,6	4024036	249600,16	1002197,6
7	2007	525,4	4028049	276045,16	1054477,8
8	2008	575,4	4032064	331085,16	1155403,2
9	2009	521,9	4036081	272379,61	1048497,1
10	2010	550,8	4040100	303380,64	1107108
11	2011	585,7	4044121	343044,49	1177842,7
12	2012	584,6	4048144	341757,16	1176215,2
13	2013	567,3	4052169	321829,29	1141974,9
14	2014	576,1	4056196	331891,21	1160265,4
15	2015	556,8	4060225	310026,24	1121952
16	2016	541,7	4064256	293438,89	1092067,2
Σ	32136	8189,6	64545496	4264579	16453110,4
\bar{n}	2008,5	511,85	4034093,5	266536,17	1028319,4



Gambar D.I Grafik Equipment Cost Index

Dengan linearisasi dapat diperoleh:

$$m = 12,6435$$

$$c = -24882,6788$$

$$y = 12,644 x - 24882,6788$$

Contoh hitungan untuk mencari index :

Sehingga index pada tahun 2017 atau $x = 2017$:

$$y = mx + c$$

$$y = 12,644 x 2017 + -24882,7$$

$$y = 619,2607$$

dengan cara yang sama dapat dihitung Annual index untuk tahun 2014 - 2025,

Tabel D.3. Hasil Perhitungan Annual Index Untuk Tahun 2014 - 2025

Tahun	Annual Cost Index
2014	581,3302
2015	593,9737
2016	606,6172
2017	619,2607
2018	631,9042
2019	644,5477
2020	657,1912
2021	669,8347
2022	682,4782
2023	695,1217
2024	707,7652
2025	720,4087

Sehingga, dari tabel D.3 diperoleh cost index pada tahun 2022 = 682,4782

D.1.1 Perhitungan Harga Peralatan Proses

Contoh Perhitungan : Methanol Storage Tank

Fungsi : Menampung larutan methanol sebagai bahan baku DME

Tipe : Silinder tegak dengan tutup atas standar dished head
dengan bagian bawah datar

Bahan : High Alloy Steel SA 240

Jumlah : 1 buah

$$\begin{aligned} \text{Harga tahun 2014} &= \$ 126.500,00 \\ \text{Harga tahun 2021} &= \frac{\text{Indeks tahun 2022}}{\text{Indeks tahun 2014}} \times \text{Harga tahun 2014} \\ &= \frac{682,478}{581,3} \times \$ 126.500,00 \\ &= \$ 148.510,25 \end{aligned}$$

Tabel D.4 Harga Peralatan yang Digunakan

NO	KODE ALAT	Nama Alat	Jumlah	Harga US\$, 2014		Harga Total US\$, 2021
				Per Unit	Total	
1	R - 110	Primary Reformer	1	1258000	1258000	1476884,524
2	G - 111	Natural Gas Compressor	1	694200	694200	814986,6744
3	E - 112	Primary Reforming Preheater	1	210200	210200	246773,5508
4	R - 120	Secondary Reformer	1	989700	989700	1161901,918
5	L - 121	Demin Water Pump	1	12700	12700	14909,72452
6	E - 122	Oxygen Pre Heater	1	193700	193700	227402,6489
7	E - 123	Waste Heat Boiler	1	83200	83200	97676,30555
8	E - 124	Syn Gas Cooler	2	86100	172200	202161,7766
9	K - 125	Syn Gas Expansion Valve	1	1000	1000	1173,994057
10	H - 126	Separator I	1	27200	27200	31932,63835
11	G - 127	Syn Gas Compressor	1	787500	787500	924520,3199
12	R - 210	Methanol Reactor	1	904300	904300	1061642,826
13	E - 211	Waste Heat Boiler	1	95600	95600	112233,8319
14	E - 212	Interchanger	2	83400	166800	195822,2087
15	E - 213	Raw Methanol Cooler	2	74700	149400	175394,7121
16	H - 214	Separator II	1	27200	27200	31932,63835
17	G - 215	Recycle Gas Compressor	1	131800	131800	154732,4167
18	K - 216	Methanol Expansion Valve	1	1000	1000	1173,994057
19	D - 310	Methanol Distillation Column I	1	499400	499400	586292,6321
20	E - 311	Condenser Distillation Column I	1	10800	10800	12679,13582
21	F - 312	Accumulator Distillation Distillation Column I	1	11300	11300	13266,13284
22	E - 313	Reboiler Distillation Column I	1	19100	19100	22423,28649
23	D - 320	Methanol Distillation Column II	1	1572300	1572300	1845870,856
24	E - 321	Reboiler Distillation Column II	1	34300	34300	40267,99616
25	E - 322	Condenser Distillation Column II	1	33700	33700	39563,59972
26	F - 323	Accumulator Distillation Distillation Column II	1	20900	20900	24536,47579
27	L - 324	Methanol Product Pump	1	9700	9700	11387,74235
28	E - 325	Methanol Product Cooler	1	33700	33700	39563,59972
29	F - 326	Methanol Storage Tank	1	126500	126500	148510,2482
30	R - 410	DME Reactor	1	693400	693400	814047,4792

31	L - 411	DME Feed Pump	1	9700	9700	11387,74235
32	E - 412	DME Reactor Feed Heater	1	54300	54300	63747,8773
33	K - 413	DME Expansion Valve	1	1000	1000	1173,994057
34	E - 414	DME Product Cooler	1	23700	23700	27823,65915
35	D - 510	DME Distillation Column I	1	1660600	1660600	1949534,531
36	E - 511	Condenser Distillation Column I	1	83400	83400	97911,10436
37	F - 512	Accumulator Distillation DME Column I	1	19800	19800	23245,08233
38	L - 513	DME Product Pump	1	9700	9700	11387,74235
39	F - 514	DME Storage Tank	1	94000	94000	110355,4414
40	E - 515	Reboiler Distillation Column I	1	26500	26500	31110,84251
41	D - 520	DME Distillation Column II	1	1565000	1565000	1837300,699
42	E - 521	Reboiler Distillation Column II	1	79900	79900	93802,12516
43	E - 522	Condenser Distillation Column II	1	25300	25300	29702,04964
44	F - 523	Accumulator Distillation DME Column II	1	15100	15100	17727,31026
45	L - 524	Methanol Recycle Pump	1	6300	6300	7396,16256
Total						14845272,25

Maka harga peralatan proses pada tahun 2022 = \$ 14.845.272
= Rp 208.048.325.700

D.1.2 Perhitungan Harga Peralatan Utilitas

Utilitas yang digunakan pada pabrik ini antara lain adalah:

1. Air, digunakan sebagai air pendingin, air proses, serta air sanitasi.
2. Listrik, digunakan sebagai sumber tenaga pada beberapa peralatan proses, serta sumber energi bagi penerangan dan
3. Bahan Bakar & Steam, kedua nya digunakan untuk memanaskan suatu bahan pada proses treatment

Harga peralatan utilitas diperkirakan 50% dari harga peralatan berdasarkan tabel

6.1 Coulson & Richardson

Harga peralatan utilitas = 50% x Rp208.048.325.700
= Rp 104.024.162.850

D.1.3 Total Harga Peralatan

Total harga peralatan = Harga peralatan proses + Harga peralatan utilitas
= Rp208.048.325.700 + Rp104.024.162.850

= Rp312.072.488.550

D.2 Harga Bahan Baku dan Penjualan Produk

D.2.1 Harga Bahan Baku

Tabel D.5 Perhitungan Biaya Bahan Baku

No.	Bahan Baku	Kebutuhan (/tahun)		Harga (US\$)		Total Harga (US\$)
1	Gas alam	2376000	MMBtu	\$ 6,20	MMBtu	\$ 14.731.200,0
2	Oksigen	633600	Ton	\$ 30,00	Ton	\$ 19.008.000,0
3	Katalis NiO-MgO	71962,645	kg	\$ 1,20	kg	\$ 86.355,2
4	Katalis Cu-ZnO-Al ₂ O ₃	287975,81	kg	\$ 6,00	kg	\$ 1.727.854,9
5	Katalis γ -Al ₂ O ₃	18518,351	kg	\$ 10,00	kg	\$ 185.183,5
Total						\$ 35.738.593,5440

Biaya bahan baku = \$ 35.738.593,5440 /tahun
 = Rp 500.856.732.293 /tahun

Sumber : (m.alibaba.com)

D.2.2 Perhitungan Biaya Hasil Penjualan Produk

Tabel D.6 Perhitungan Harga Penjualan Produk

No.	Produk	Kapasitas/Tahun	Harga	Total Harga
		(ton)	(US\$/ton)	(US\$)
1	DME	210000	\$ 550,00	\$115.500.000,00
Total				\$115.500.000,00

Penjualan produk = \$ 115.500.000,00 /tahun
 = Rp 1.618.668.975.000

Sumber :(m.alibaba.com)

D.3. Gaji Karyawan

Biaya untuk keperluan gaji karyawan selama satu bulan dapat diperkirakan

Tabel D.7 Daftar Gaji Karyawan

No.	Jabatan	Gaji / bulan	Jumlah	Jumlah
		(Rp)	karyawan	(Rp)
1	Dewan Komisaris	Rp 40.000.000	3	#####
2	Direktur Utama	Rp 30.000.000	1	30.000.000
3	Direktur Produksi	Rp 25.000.000	1	25.000.000
4	Direktur Keuangan dan Aministrasi	Rp 25.000.000	1	25.000.000
5	Manager:			
	a.Produksi	Rp 12.000.000	1	12.000.000
	b.Keuangan	Rp 12.000.000	1	12.000.000
	c.Warehouse	Rp 12.000.000	1	12.000.000
6	d.Personalia	Rp 12.000.000	1	12.000.000
	Kepala Divisi:			
	a.Pengendalian Proses	Rp 10.000.000	1	10.000.000
	b.Mutu Produksi dan Lab	Rp 10.000.000	1	10.000.000
	c.K3	Rp 10.000.000	1	10.000.000

6	d.Teknik dan Maintenance	Rp	10.000.000	1	10.000.000
	e.Keuangan	Rp	10.000.000	1	10.000.000
	f.Promosi dan Penjualan	Rp	10.000.000	1	10.000.000
	g.SDM dan Umum	Rp	10.000.000	1	10.000.000
7	Supervisor	Rp	8.000.000	6	48.000.000
8	Foreman	Rp	6.000.000	12	72.000.000
9	Operator Keuangan	Rp	5.000.000	12	60.000.000
10	Operator Lapangan	Rp	5.000.000	20	100.000.000
11	Karyawan:				
12	a.Maintenance	Rp	4.000.000	8	32.000.000
	b.Laboratorium	Rp	3.000.000	10	30.000.000
	c.Pembukuan dan Keuangan	Rp	3.000.000	4	12.000.000
	d.SDM	Rp	3.000.000	2	6.000.000
	e.Humas	Rp	3.000.000	2	6.000.000
	f.Kesehatan				
	-Dokter	Rp	4.000.000	1	4.000.000
	-Perawat	Rp	3.000.000	2	6.000.000
	g.Keamanan	Rp	2.500.000	10	25.000.000
	h.Kebersihan	Rp	2.500.000	10	25.000.000
	i.Supir	Rp	2.500.000	8	20.000.000
Total				124	#####

Biaya untuk gaji karyawan selama sebulan = Rp 764.000.000
 Biaya untuk keperluan karyawan selama setahun = Rp 9.168.000.000

D.4 ANALISA EKONOMI

Bertujuan 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
- c. Biaya variabel

D.4.1 Penentuan Investasi Total (*Total Capital Investment, TCI*) CAPEX

D.4.1.1 FCI (Fixed Capital Investment)

A. Biaya Langsung (Direct Cost, DC).

1	Harga peralatan (E)	100% x	E	Rp	Rp	312.072.488.550
2	Instalasi	39% x	E	Rp	Rp	121.708.270.535
3	Instrumentasi dan kontrol	26% x	E	Rp	Rp	31.644.150.339
4	Perpipaan (terpasang)	31% x	E	Rp	Rp	9.809.686.605
5	Listrik (terpasang)	10% x	E	Rp	Rp	980.968.661
	Freight on Board (FOB)			Rp	Rp	476.215.564.690
6	Biaya Pengangkutan kapal	21% x	FOB	Rp	Rp	100.005.268.585
	Cost & Freight (C&F)			Rp	Rp	576.220.833.274
7	Biaya Asuransi	2% x	C&F	Rp	Rp	11.524.416.665
	Cost of Insurance & Freight (CIF)			Rp	Rp	587.745.249.940
8	Biaya Angkut ke lokasi pabr	10% x	CIF	Rp	Rp	58.774.524.994
9	Bangunan dan perlengkapan	29% x	E	Rp	Rp	90.501.021.680
10	Pembebasan Lahan	12% x	E	Rp	Rp	37.448.698.626
11	Fasilitas Pelayanan	55% x	E	Rp	Rp	171.639.868.703
12	Tanah	6% x	E	Rp	Rp	18.724.349.313
	Total Biaya Langsung (DC)			Rp	Rp	964.833.713.255

(Timmerhaus, 1991)

B. Biaya tidak Langsung (Indirect Cost, IC)

1	Teknik dan supervisi	32% x	E	Rp	Rp	99.863.196.336
2	Biaya konstruksi	34% x	E	Rp	Rp	106.104.646.107
3	Biaya hukum	4% x	E	Rp	Rp	12.482.899.542
4	Biaya kontraktor	19% x	E	Rp	Rp	59.293.772.825
5	Biaya tak terduga	37% x	E	Rp	Rp	115.466.820.764
	Indirect Cost (IC)			Rp	Rp	393.211.335.573

FCI (*Fixed Capital Investment*), Modal Tetap

$$\begin{aligned}
 \text{FCI} &= \text{DC} + \text{IC} \\
 &= 964.833.713.255 + 393.211.335.573 \\
 &= \text{Rp} \quad \mathbf{1.358.045.048.829}
 \end{aligned}$$

Modal Kerja (*Working Capital Investment/WCI*)

$$\begin{aligned}
 \text{WCI} &= 20\% \times \text{TCI} \\
 \text{WCI} &= 20\% \times (\text{FCI} + \text{WCI}) \\
 \text{WCI} &= 20\% \text{ FCI} + 20\% \text{ WCI} \\
 80\% \text{ WCI} &= 20\% \times \text{Rp} \quad 1.358.045.048.829 \\
 80\% \text{ WCI} &= \text{Rp} 203.706.757.324 \\
 \text{WCI} &= \mathbf{\text{Rp} 254.633.446.655}
 \end{aligned}$$

Penaksiran Modal (*Capital Expenditure/CAPEX*)

$$\text{CAPEX} = \text{FCI} + \text{WCI}$$

$$\text{CAPEX} = \text{Rp}1.358.045.048.829 + \text{Rp} 254.633.446.655$$

$$\text{CAPEX} = \text{Rp} 1.612.678.495.484$$

Modal investasi terbagi atas :

- 1) Modal sendiri (equality) 30% TCI = Rp 483.803.548.645
- 2) Modal pinjaman bank (loan) 70% TCI = Rp 1.128.874.946.839
dengan bunga bank 9,75 % (PT.BCA Per Januari 2020)

D.4.2 Penentuan Biaya Produksi dan Oper (Operating Expenditure, OPEX)

1. Total biaya pembuatan (Manufacturing Cost, MC)

A. Biaya produksi langsung (Direct Production Cost, DPC)

1 . Bahan baku (1 tahun)		Rp	500.856.732.293
2 . Tenaga Kerja (OL)		Rp	9.168.000.000
3 . Biaya pengawasan	15% x OL	Rp	1.375.200.000
4 . Utilitas	10% x OPEX 0,10	x OPEX	
5 . Pemeliharaan dan perbaikan	2% x CAPEX	Rp	32.253.569.910
6 . Operating supplies	15% x PP	Rp	4.838.035.486
7 . Laboratorium	10% x OL	Rp	916.800.000
8 . Produk dan royalty	1,0% x OPEX 0,010	x OPEX	
Total biaya produksi langsung (DP 11,0% OPEX +		Rp	549.408.337.689

B. Biaya tetap (Fixed Charges, FC)

1 . Depresiasi (alat,bangunan)	10% x CAPEX	Rp	161.267.849.548
2 . Pajak	1,5% x CAPEX	Rp	24.190.177.432
3 . Asuransi	0,8% x CAPEX	Rp	12.901.427.964
4 Bunga	9,8% x Loan	Rp	110.065.307.317
Total biaya tetap (FC)		Rp	308.424.762.261

C. Biaya plant overhead (Plant Overhead Cost)

$$\begin{aligned} \text{Plant Overhead Cost (POC 70\% x (Tenaga Kerja + Pemeliharaan + Pengawasan)} \\ &= 70\% \times (\text{Rp } 9.168.000.000 + \text{Rp } 32.253.569.910 \\ &\quad \text{Rp } 1.375.200.000) \\ &= 70\% \times 10.543.200.000 \\ &= \text{Rp } 7.380.240.000 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total Manufacturing Cost (MC = DPC + FC + POC)} \\ &= 11\% \text{ TPC} + \text{Rp } 865.213.339.950 \end{aligned}$$

D.4.3 Biaya pengeluaran umum (General Expenses)

1 . Biaya administrasi	15% x OL	= Rp	1.375.200.000
2 . Biaya distribusi dan penjualan	0% x OPEX	= 0% x OPEX	
3 . Biaya penelitian dan pengemb	4% x OPEX	= 4% x OPEX	
Total pengeluaran umum (GE)	= 4% x OPEX	+ Rp	1.375.200.000

Total Produksi Cost (Operating Expenditure, OPEX)

$$\text{OPEX} = \text{Manufacturing Cost} + \text{General Expenses}$$

$$\text{OPEX} = 11\% \text{ OPEX} + \text{Rp}865.213.339.950 + 4\% \text{ OPEX} + \text{Rp}1.375.200.000$$

$$\text{OPEX} = 15\% \text{ OPEX} + \text{Rp}866.588.539.950$$

$$\text{TPC} = \text{Rp } 1.019.515.929.353 \quad (\text{OPEX})$$

$$\text{DPC} = 11\% \text{ OPEX} + \text{Rp}549.408.337.689$$

$$\text{DPC} = \text{Rp } 661.555.089.918$$

$$\text{GE} = 4\% \text{ OPEX} + \text{Rp } 1.375.200.000$$

$$\text{GE} = \text{Rp } 42.155.837.174,13$$

$$\text{MC} = 11\% \text{ TPC} + \text{Rp}865.213.339.950$$

$$= \text{Rp } 977.360.092.179$$

$$\begin{aligned} \text{Total Production Cos} &= \frac{\text{OPEX}}{\text{Kapasitas Produksi}} \\ &= \frac{\text{Rp } 1.019.515.929.353 \text{ /tahun}}{210000000 \text{ kg/tahun}} \\ &= \text{Rp } 4.855 \text{ /kg} \end{aligned}$$

D.4.3 Analisis Ekonomi

Analisis ekonomi dilakukan dengan menggunakan metode discounted cash flow yang nilainya diproyeksikan pada masa sekarang. Adapun asumsi-asumsi yang digunakan

1. Modal
 - a. Modal sendiri = 30%
 - b. Modal pinjaman = 70%
2. Bunga bank BCA = 9,75% per tahun (bca.co.id)
3. Laju inflasi = 1,55% per tahun (bi.go.id)
4. Masa konstruksi 2 tahun
 - a. Tahun pertama menggunakan 40% modal sendiri dan 60% modal pinjaman
 - b. Tahun kedua menggunakan sisa modal sendiri dan modal pinjaman
5. Pembayaran kepada kontraktor dengan modal pinjaman dilakukan secara diskrit dengan cara sebagai berikut:
 - a. Pada awal masa konstruksi (awal tahun ke (-2)) dilakukan pembayaran sebesar 40% dari modal pinjaman untuk keperluan pembelian tanah dan uang muka
 - b. Pada akhir tahun kedua konstruksi (tahun ke (-1)) dibayarkan sisa modal pinjaman
6. Pengembalian modal pinjaman dalam waktu 5 tahun, sebesar 20% per tahun
7. Umur pabrik diperkirakan 10 tahun dengan depresiasi 10% FCI per tahun
8. Kapasitas produksi
 - a. Tahun I = 80%
 - b. Tahun II = 100%
9. Pajak pendapatan menurut pasal 17 Ayat 2 UU PPh No.17, Tahun 2012
 - a. Rp 0,00 - Rp 50.000.000,00 = 5%
 - b. Rp 50.000.000,00 - Rp 250.000.000,00 = 15%
 - c. Rp 250.000.000,00 - Rp 500.000.000,00 = 25%
 - d. Lebih dari Rp 500.000.000,00 = 30%

D.4.3.1 Perhitungan Biaya Total Produksi

$$\text{Biaya produksi tanpa depresiasi} = \text{TPC} - \text{Depresiasi}$$

$$= \text{Rp } 858.248.079.805$$

Tabel D.13 Perhitungan Biaya Total Produksi

No.	Kapasitas	Biaya Operasi
		(Rp)
1.	80%	686.598.463.844
2.	100%	858.248.079.805

D.5.3.2 Investasi

Investasi total pabrik tergantung pada masa konstruksi. Investasi dari modal sendiri akan habis pada tahun pertama konstruksi. Nilai modal sendiri tidak terpengaruh inflasi dan bunga bank. Sehingga modal sendiri pada masa akhir konstruksi adalah tetap.

Untuk modal pinjaman dari bank total pinjaman pada akhir masa konstruksi adalah:

Tabel D.14 Modal Pinjaman Selama Masa Konstruksi

Masa Konstruksi	%	Modal Pinjaman		
		Jumlah (Rp)	Bunga = 9,75%	Jumlah (Rp)
-2	40%	451.549.978.736	0	451.549.978.736
-1	60%	677.324.968.103	44.026.122.927	721.351.091.030
0			70.331.731.375	70.331.731.375
Modal Pinjaman Akhir Masa Konstruksi				1.243.232.801.141

Tabel D.15 Modal Sendiri Selama Masa Konstruksi

Masa Konstruksi	%	Modal Sendiri		
		Jumlah (Rp)	Inflasi = 1,55%	Jumlah (Rp)
-2	60%	290.282.129.187	0	290.282.129.187
-1	40%	193.521.419.458	4.499.373.002	198.020.792.460
0			3.069.322.283	3.069.322.283
Modal Pinjaman Akhir Masa Konstruksi				491.372.243.931

$$\begin{aligned}
 \text{Total Investasi Akhir} &= \text{Modal Sendiri} + \text{Modal Pinjaman} \\
 &= \text{Rp}491.372.243.931 + \text{Rp } 1.243.232.801.141 \\
 &= \text{Rp } \quad \quad \quad \mathbf{1.734.605.045.072}
 \end{aligned}$$

D.4.4 Perhitungan IRR (Internal Rate of Return)

Internal rate of return berdasarkan actual cash flow dengan laju bunga sehingga memenuhi persamaan berikut:

$$\sum [CF / (1+i)^n] = \text{Total modal akhir masa konstruksi}$$

Keterangan : n = tahun
 CF = Cash flow pada tahun ke-n

discounted cashflow

Tahun ke-	Actual Cash Flow (CF)	Discounted Factor	i =	17,10%
0	-1.214.223.531.550	1,00		-1.214.223.531.550
1	475.318.788.015	0,85		405.908.444.078
2	611.751.119.840	0,73		446.129.542.393
3	620.236.183.708	0,62		386.265.938.898
4	628.721.247.576	0,53		334.372.503.818
5	637.206.311.443	0,45		289.398.045.305

6	645.691.375.311	0,39	250.428.420.888
7	654.176.439.179	0,33	216.668.927.209
8	662.661.503.047	0,28	187.428.910.480
9	671.146.566.915	0,24	162.108.324.602
10	679.631.630.782	0,21	140.185.996.289
Total			1.604.671.522.409

Dari perhitungan diperoleh nilai I sebesar **17,10% per tahun**
 Harga I yang diperoleh lebih besar dari pada harga I untuk pinjaman modal pada bank.
Hal ini menunjukkan bahwa pabrik layak didirikan dengan kondisi tingkat suku bunga bank sebesar 9,75 %

D.4.5 Waktu Pengembalian Modal (Pay Out Time, POT)

Untuk menghitung waktu pengembalian modal, dihitung akumulasi modal yaitu:

Tabel D.17 Cummulative Cash Flow

Tahun ke - n	Cummulative Cash Flow (Rp)
0	-1.214.223.531.550
1	-863.228.023.649
2	-375.800.183.923
3	120.112.719.671
4	624.510.687.132
5	1.137.393.718.462
6	1.658.761.813.659
7	2.188.614.972.724
8	2.726.953.195.656
9	3.273.776.482.457
10	3.829.084.833.125

Berdasarkan tabel diatas maka untuk investasi = Rp 1.734.605.045.072

Dengan cara interpolasi linear antara tahun ke = 5 dan 6 tahun

Maka diperoleh waktu pengembalian modal = 6,2 tahun

D.4.6 BEP (Break Even Point), Analisis Titik Impas

Analisis titik impas digunakan untuk mengetahui kapasitas produksi dimana biaya produksi total sama dengan hasil penjualan :

Tabel D.18 Biaya FC, VC, SVC, dan S

No.	Keterangan	Jumlah (Rp)
	Biaya Tetap (FC)	Rp 308.424.762.261
2.	Biaya Variabel (VC)	
	a. Bahan Baku	Rp 500.856.732.293
	b. Utilitas	Rp 101.951.592.935
	c. Royalty	Rp 101.951.592.935
		Rp 704.759.918.163
3.	Biaya Semivariabel (SVC)	
	a. Gaji Karyawan	Rp 9.168.000.000
	b. Pengawasan	Rp 1.375.200.000
	c. Pemeliharaan dan Perbaikan	Rp 32.253.569.910
	d. Operating Supplies	Rp 4.838.035.486

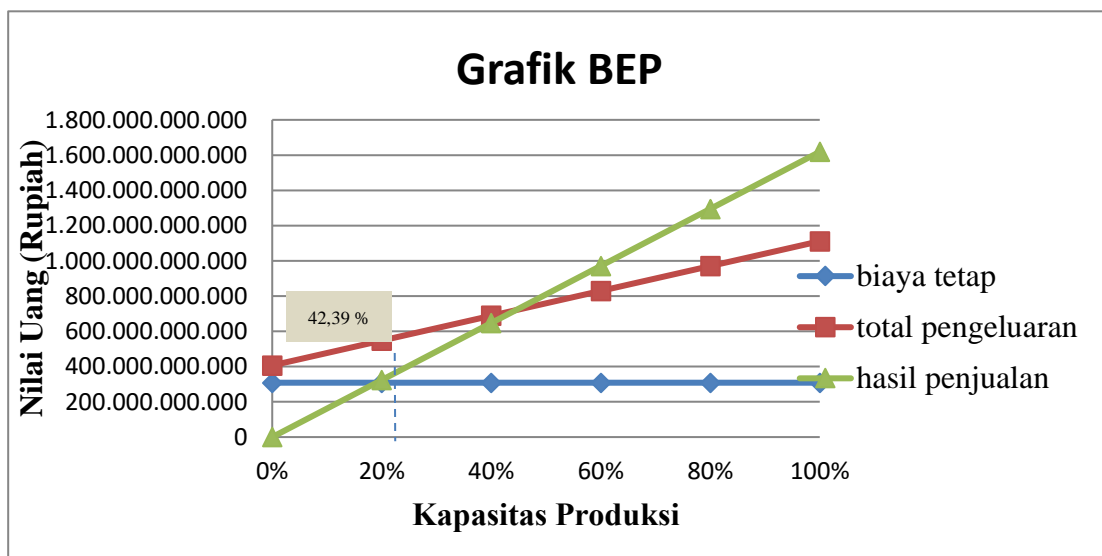
	e. Laboratorium	Rp	916.800.000
	f. Pengeluaran umum	Rp	42.155.837.174
	g. Plant Overhead Cost	Rp	7.380.240.000
		Rp	98.087.682.570
4.	Total Penjualan (S)	Rp	1.618.668.975.000

$$\text{BEP} = \frac{\text{FC} + \text{SVC}}{\text{S} - \text{VC}} \times 100\%$$

$$= 44,48\%$$

Tabel D.17 Data Pembuatan Grafik BEP

Kapasitas	0%	100%
Biaya Tetap (Rp)	308.424.762.261	308.424.762.261
Total Pengeluaran (Rp)	406.512.444.832	1.111.272.362.995
Total Penjualan (Rp)	0	1.618.668.975.000



Gambar D.2 Grafik BEP