

SKRIPSI TUGAS AKHIR
PRA RANCANGAN PABRIK KIMIA METANOL DARI CO₂
DAN H₂ DENGAN KAPASITAS 200.000 TON/TAHUN



Diusulkan Oleh :
Vanisha Eriawaty Djauhari (1710017411028)

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS BUNG HATTA
PADANG
2021

KATA PENGANTAR

Puji dan syukur penulis ucapkan kehadirat Allah SWT, karena telah memberikan kesempatan kepada kita untuk dapat menuntut ilmu di muka bumi ini, sehingga pada kesempatan ini berkat keridha'an dan bantuan-Nya penulis telah menyelesaikan Tugas Akhir yang berjudul Prarancangan Pabrik Metanol dari *Hydrogen* dan *Carbon Dioxide* dengan Kapasitas 200.000 Ton/Tahun.

Adapun tujuan penulisan Tugas Akhir ini adalah dalam rangka memenuhi salah satu syarat akademis untuk menyelesaikan pendidikan di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Bung Hatta.

Pembuatan tugas akhir ini tidak terlepas dari dukungan dan bantuan dari berbagai pihak. Untuk itu, penulis mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada :

1. Ibu Prof. Dr.Eng Reni Desmiarti, ST., MT., selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Bung Hatta Padang.
2. Bapak Dr. Firdaus, ST., MT., selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Universitas Bung Hatta Padang sekaligus telah memberikan arahan dan kesempatan kepada penulis untuk dapat menyelesaikan tugas akhir ini.
3. Ibu Prof. Dr.Eng Reni Desmiarti, ST., MT., selaku Pembimbing I yang telah memberikan arahan dan membagi pengetahuannya hingga penulis dapat menyelesaikan tugas akhir ini.
4. Seluruh dosen Teknik Kimia Universitas Bung Hatta yang telah memberikan ilmu pengetahuannya untuk penyelesaian tugas akhir ini.
5. Kedua orang tua penulis yang selalu memberikan dukungan moral dan material kepada penulis.
6. Rekan-rekan dan abang - abang di Teknik Kimia yang telah meluangkan waktunya untuk berdiskusi dan bertukar pendapat.

Penulis menyadari tugas akhir ini masih jauh dari kesempurnaan meskipun penulis telah berusaha semaksimal mungkin. Oleh karena itu, penulis

mengharapkan kritikan dan saran dari pembaca demi perbaikan karya tulis ini.
Semoga tugas akhir ini bermanfaat bagi kita semua. Amin.

Padang, Agustus 2021

Penulis

DAFTAR ISI

KATA PENGANTAR

DAFTAR ISI

BAB I PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang.....	1
1.2 Kapasitas Rancangan.....	3
1.3 Lokasi Pabrik.....	5
BAB II TINJAUAN TEORI	14
2.1 Tinjauan Umum.....	14
2.2 Tinjauan Proses.....	18
BAB III TAHAPAN PROSES DAN DESKRIPSI PROSES.....	27
3.1 Tahapan Proses, Blok Diagram dan Flowsheet.....	27
3.2 Deskripsi Proses.....	30
BAB IV NERACA MASSA DAN ENERGI	
4.1 Neraca Massa	32
4.2 Neraca Energi.....	40
BAB V UTILITAS	
5.1 Unit Penyediaan Listrik.....	51
5.2 Unit Penyediaan Air	51
5.3 Unit Penyediaan Proses.....	52
5.4 Unit Penyediaan Pendingin.....	61
5.5 Unit Penyediaan Steam	61
BAB VI SPESIFIKASI PERALATAN	
6.1 Spesifikasi Peralatan Utama.....	63
6.2 Spesifikasi Peralatan Utilitas.....	73

BAB VII TATA LETAK DAN K3LH (KESELAMATAN, KESEHATAN KERJA DAN LINGKUNGAN HIDUP)

7.1 Tata Letak Pabrik	83
7.2 Kesehatan, Keselamatan Kerja dan Lingkungan Hidup	87

BAB VIII ORGANISASI PERUSAHAAN

8.1 Bentuk Perusahaan	100
8.2 Struktur Organisasi	100
8.3 Tugas dan Wewenang	101
8.4 Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji	105
8.5 Sistem Kerja	106
8.6 Jumlah Karyawan	106
8.7 Kesejahteraan Sosial Karyawan	108

BAB IX ANALISA EKONOMI

9.1 <i>Total Capital Investment(TCI)</i>	111
9.2 Biaya Produksi (<i>Total Production Cost</i>)	112
9.3 Harga Jual (<i>Total Sales</i>)	112
9.4 Tinjauan Kelayakan Ekonomi	113

BAB X TUGAS KHUSUS

10.1 Pendahuluan	115
10.2 Ruang Lingkup Rancangan	115
10.3 Rancangan	116

BAB XI KESIMPULAN

11.1 Kesimpulan	142
11.2 Saran	143

DAFTAR PUSTAKA

LAMPIRAN A NERACA MASSA	LA-1
LAMPIRAN B NERACA ENERGI	LB-1
LAMPIRAN C SPESIFIKASI PERLATAN	LC-1
LAMPIRAN D ANALISA EKONOMI	LD-1

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Harga Bahan Baku dan Produk.....	3
Tabel 1.2 Daftar Pabrik Penghasil Metanol di Dunia	3
Tabel 1.3 Daftar Pabrik Penghasil Karbon Dioksida (CO ₂) di Indonesia	4
Tabel 1.4 Kebutuhan impor Metanol di Indonesia.....	4
Tabel 1.5 Analisis SWOT lokasi Bojong Menteng Kec. Kalapa Nunggal, Sukabumi, Jawa Barat.....	7
Tabel 1.6 Analisis SWOT lokasi Wengkol, Tondano Tim, Kab. Minahasa, Sulawesi Utara	9
Tabel 1.7 Analisis SWOT lokasi Jl . Lintas Desa , Tj. Palas, Dumai Timur, Kota Dumai, Riau	11
Tabel 1.8 Analisis Lokasi Pabrik Metanol.....	12
Tabel 2.1 Perbandingan proses pembuatan Metanol.....	23
Tabel 2.2 Sifat fisik dan kimia bahan.....	24
Tabel 2.3 Sifat fisik dan kimia produk yang dihasilkan.....	25
Tabel 2.4 Spesifikasi bahan baku.....	25
Tabel 2.5 Spesifikasi Produk.....	26
Tabel 4.1 Neraca Massa Basis M-131.....	33
Tabel 4.2 Neraca Massa Neraca Massa Sebenarnya M-131	33
Tabel 4.3 Neraca Massa Basis R-141	34
Tabel 4.4 Neraca Massa Sebenarnya R-141	35
Tabel. 4.5 Data Permeabilitas dan Selektivitas Komponen Gas Terhadap Membran	35
Tabel 4.6 Neraca Massa Basis SM-271	36
Tabel 4.7 Neraca Massa Sebenarnya SM-271	36

Tabel 4.8 Neraca Massa Basis R-3101	37
Tabel 4.9 Neraca Massa Sebenarnya R-3101	37
Tabel 4.10 Neraca Massa Basis FD-3121	38
Tabel 4.11 Neraca Massa Sebenarnya FD-3121	38
Tabel 4.12 Neraca Massa Basis DS-3131	39
Tabel 4.13 Neraca Massa Sebenarnya DS-3131	40
Tabel 4.14 Neraca Energi JC-282	41
Tabel 4.15 Neraca Energi JC-181	42
Tabel 4.16 Neraca Energi E-391	43
Tabel 4.17 Neraca Energi E-392	44
Tabel 4.18 Neraca Energi R-3101	44
Tabel 4.19 Neraca Energi E-3114	45
Tabel 4.20 Neraca Energi FD-3121	46
Tabel 4.21 Neraca Energi DS-3131	47
Tabel 4.22 Neraca Energi E-3151	47
Tabel 4.23 Neraca Energi E-3191	48
Tabel 5.1 Kebutuhan listrik	50
Tabel 5.2 Kebutuhan air pendingin	50
Tabel 5.3 Kebutuhan air pendingin	50
Tabel 5.4 Kebutuhan air sanitasi	50
Tabel 5.5. Kualitas Sungai Cisadane	51
Tabel 5.6 Ambang Batas Kandungan Unsur atau Senyawa Kimia dalam Badan Air Bagi Kesehatan Manusia	53
Tabel 5.7 Persyaratan Air Proses	59
Tabel 5.8 Persyaratan Air Umpan Boiler	61
Tabel 6.1 Spesifikasi Tangki Metanol (TT-3143)	64

Tabel 6.2 Spesifikasi Pump (P-811).....	65
Tabel 6.3 Spesifikasi Heat Exchanger (E-391)	66
Tabel 6.4 Spesifikasi Flash Drum (FD-3121).....	67
Tabel 6.5 Spesifikasi Elektrolizer (E-391).....	68
Tabel. 6.6 Spesifikasi Kompresor (JC-282).....	69
Tabel 6.7 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Hidrogen (TT-162).....	70
Tabel 6.8 Spesifikasi Reator Multi Tube (R-3101).....	71
Tabel 6.9 Spesifikasi Cooler (E-3114).....	72
Tabel 6.10 Spesifikasi Distilasi (DS-3131).....	73
Tabel 7.1 Perincian Luas Lahan Pabrik Metanol	76
Tabel 8.1 Karyawan Non Shif.....	92
Tabel 8.2 Karyawan Shift	93
Tabel 8.3 Waktu Kerja Karyawan Non Shif	94

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Hubungan tahun dengan kebutuhan impor Metanol di Indonesia	5
Gambar 1.2 Peta lokasi pabrik di Bojong Menteng Kec. Kalapa Nunggal, Sukabumi, Jawa Barat	6
Gambar 1.3 Peta lokasi pabrik di Wengkol, Tondano Tim, Kab. Minahasa, Sulawesi Utara.....	8
Gambar 1.4 lokasi pabrik di Jl . Lintas Desa , Tj. Palas, Dumai Timur, Kota Dumai, Riau	10
Gambar 2.1 Metanol	14
Gambar 2.2 Karbon dioksida.....	15
Gambar 2.3 Hidrogen.....	15
Gambar 2.4 Grafik Persamaan Arrhenius.....	17
Gambar. 2.5 Siklus katalitik katalis heterogen	18
Gambar 2.6 Metanol production by CO ₂ hydrogenation: Analysis and simulation of reactor performance	20
Gambar 2.7 Gas-Phase CO ₂ Hydrogenation To Metanol Process	21
Gambar 2.8 Metanol Production via CO ₂ Hydrogenation: Sensitivity Analysis and Simulation-Based Optimization	23
Gambar 3.1 Blok Diagram Pembuatan Metanol.....	28
Gambar 3.2 Flowsheet Pembuatan Metanol	29
Gambar 5.1 Blok Diagram Proses Pengolahan Air	54
Gambar 5.2 Flowsheet Proses Pengolahan Air.....	55
Gambar 5.3 Proses Pengolahan Raw Water	56
Gambar 5.4 Proses pengolahan Reverse Osmosis	59
Gambar 5.5 Lapisan Kerak pada Pipa	62
Gambar 7.1 Tata Letak Lingkungan Pabrik Metanol	76
Gambar 7.2 Tata Letak Alat Pabrik Metanol.....	77
Gambar 7.3 Safety Helmet	81
Gambar 7.4 <i>Safety Belt</i>	82

Gambar 7.5 Boot.....	82
Gambar 7.6 Safety Shoes.....	82
Gambar 7.7 Safety Gloves.....	83
Gambar 7.8 Ear Plug.....	83
Gambar 7.9 Safety Glasses	83
Gambar 7.10 Respirator	83
Gambar 7.11 Face Shield	84
Gambar 7.12 Rain Coat	84
Gambar 8.1 Struktur Organisasi	87
Gambar 9.1 Kurva <i>Break Event Point</i> (BEP)	100

DAFTAR LAMPIRAN

Lampiran A. Neraca Massa	LA-1
Lampiran B. Neraca Energi.....	LB-1
Lampiran C. Spesifikasi Peralatan	LC-1
Lampiran D. Analisa Ekonomi.....	LD-1

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Perindustrian di Indonesia semakin berkembang, baik itu di sektor pangan, petrokimia, dan energi. Hampir disetiap proses produksi menghasilkan gas buang seperti Karbon dioksida (CO₂). Tingginya tingkat emisi gas CO₂ di bumi dapat menyebabkan efek *global warming* serta dapat membahayakan kesehatan tubuh manusia. Terhitung pada tahun 2017 tingkat emisi CO₂ yaitu 484 mt/tahun berasal dari sektor industri pangan, petrokimia dan pemakaian transportasi yang menghasilkan 27% (Enerdata, 2018), kemudian di Indonesia dari *Industry Geothermal* menghasilkan 15.825.000 ton/tahun CO₂ dengan energi listrik yang dihasilkan yaitu 14.457 MW (<https://medium.com>).

Emisi CO₂ di Indonesia diprediksi akan terus meningkat setiap tahunnya (Enerdata, 2018). Gas buang CO₂ dari perindustrian dan energi menyumbang porsi terbanyak dan di Indonesia masih memiliki cadangan gas bumi sebanyak 135,5 triliun standar *cubic feet* pada tahun 2018, salah satu yang terbesar berada di Natuna kepulauan Riau. CO₂ di produksi melalui beberapa proses dalam perindustrian contohnya yaitu di industri petrokimia pada pembakaran gas alam dalam proses kogenerasi, pada proses gas buang misalnya dari PLTU dan di berbagai industri. Rata – rata industri yang menghasilkan emisi CO₂ dengan jumlah yang besar akan memanfaatkan teknologi penangkapan dan penyimpanan karbon (CCS) agar udara sekitar tidak tercemar. Ada beberapa teknologi yang dapat digunakan untuk penangkapan dan penyimpanan CO₂ yaitu teknologi absorpsi, adsorpsi, *looping* kimia dan pemisahan gas *membrane* (Bui mai, 2018). Hasil penangkapan dan penyimpanan gas karbon dioksida dapat digunakan secara luas dalam berbagai industri, seperti industri kimia, industri pangan, minuman berkarbonasi, Industri farmasi dalam pencampuran metabolisme pada obat - obatan.

Salah satu pemanfaatan CO₂ disektor industri kimia yaitu pada proses pembuatan metanol. Pada proses produksi metanol ini CO₂ berperan sebagai

bahan baku utama untuk memproduksi metanol. CO_2 akan direaksikan dengan hidrogen kedalam reaktor dan akan membentuk metanol (CH_3OH) dan air (H_2O). Hidrogen dapat di hasilkan melalui elektrolisis dengan menggunakan aliran listrik untuk mengurai air menjadi hidrogen dan oksigen.

Metanol sering digunakan sebagai bahan baku untuk produksi formaldehida, metil tersier-butyl eter, asam asetat dan sebagai bahan bakar biodisel (Yih-Hang Chen et al., 2019). Metanol dapat digunakan sebagai bahan bakar alternatif karena nilai oktannya yang tinggi dengan pembakaran lebih sempurna sehingga gas karbon monoksida sebagai hasil samping reaksi utama yang dihasilkan semakin sedikit. Metanol dapat dikonversikan menjadi etilen atau propilen pada proses *Methyl-to Olefins* (MTO) yang dapat menghasilkan *hydrocarbon fuels* (Nonam Park et al., 2014).

Kebutuhan metanol di Indonesia saat ini mencapai 1,1 juta ton, tahun 2019. Sementara di Indonesia hanya ada satu produsen metanol yaitu PT Kaltim Metanol Industri di Bontang, dengan kapasitas 660 ribu ton per tahun. Maka diperkirakan permintaan Metanol sebagai bahan aditif untuk masa mendatang juga akan meningkat, namun dengan peningkatan ini Indonesia tidak akan mampu memenuhi permintaan konsumen, jika hanya satu pabrik yang memproduksi metanol.

Maka dari itu pabrik metanol perlu didirikan dengan beberapa pertimbangan sebagai berikut :

- Dengan dibangunnya pabrik metanol baru di Indonesia maka impor metanol dapat dikurangi, sehingga bisa menghemat devisa negara.
- Sebagai bentuk dukungan program pemerintah dalam menjalankan Energi terbarukan.
- Dapat mengurangi emisi CO_2 dengan memanfaatkannya sebagai bahan baku.
- Dengan mengekspor sebagian hasil produksi metanol ke luar negeri, maka dapat menambah devisa negara.
- Menambah lapangan pekerjaan baru pada penduduk disekitar wilayah industri yang akan didirikan.

- Bahan baku yang selalu tersedia dan harga produk yang lebih tinggi dari pada harga bahan baku dapat memberikan keuntungan secara ekonomi. Hal ini dapat dilihat pada Tabel 1.1.

Tabel 1.1 Harga Bahan Baku dan Produk

Material	Harga (USD)
Nama Bahan Baku	
CO ₂	\$0,85/kg
H ₂ O	\$0,034/m ³
Nama Produk	
Metanol	\$0,38/liter
Oksigen	\$0,4/liter

1.2 Kapasitas Rancangan

Menentukan kapasitas produksi perancangan pabrik Metanol berdasarkan pertimbangan-pertimbangan sebagai berikut:

1. Kapasitas pabrik yang sudah ada

Daftar pabrik Metanol yang ada di beberapa negara dapat dilihat pada Tabel

1.2

Tabel 1.2. Daftar Pabrik Penghasil Metanol di Dunia

Nama Perusahaan	Lokasi	Kapasitas (ton/tahun)
OCI North America	Texas	1.750.000
South Louisiana Metanol	Lousiana, US	1.800.000
Valero	Lousiana, US	1.600.000
Northwest Innovation Works	Columbia	1.600.000
PT. Kaltim Metanol Industri	Indonesia	660.000

Sumber : analytics.com, 2015

2. Ketersediaan bahan baku

Bahan baku pembuatan Metanol adalah CO₂ dan H₂ yang dihasilkan dari proses elektrolisis air. Data kapasitas pabrik penghasil CO₂, di Indonesia dapat dilihat pada Tabel 1.3

Tabel 1.3. Daftar Pabrik Penghasil Karbon Dioksida (CO₂) di Indonesia

Pabrik	Lokasi	Kapasitas Listrik	Kapasitas (ton/tahun)
PT. Star Energy Geothermal Salak	Cibeureum Parabakti, Jawa Barat	377 MW	412.600
PT Pertamina Geothermal Energy Lahendong	Lahendong Tompaso, Sulawesi Utara	120 MW	131.000
PLTP Sarulla	Sibual – buali, Sumatera Utara	330 MW	361.000
PT Pertamina Geothermal Energy Ulubelu	Waypanas, Lampung	220 MW	240.800
PT Pertamina Refinery Unit II	Dumai, Riau	-	7.343

Sumber: (Kementerian ESDM & <https://medium.com>)

3. Prediksi kebutuhan Metanol di Indonesia

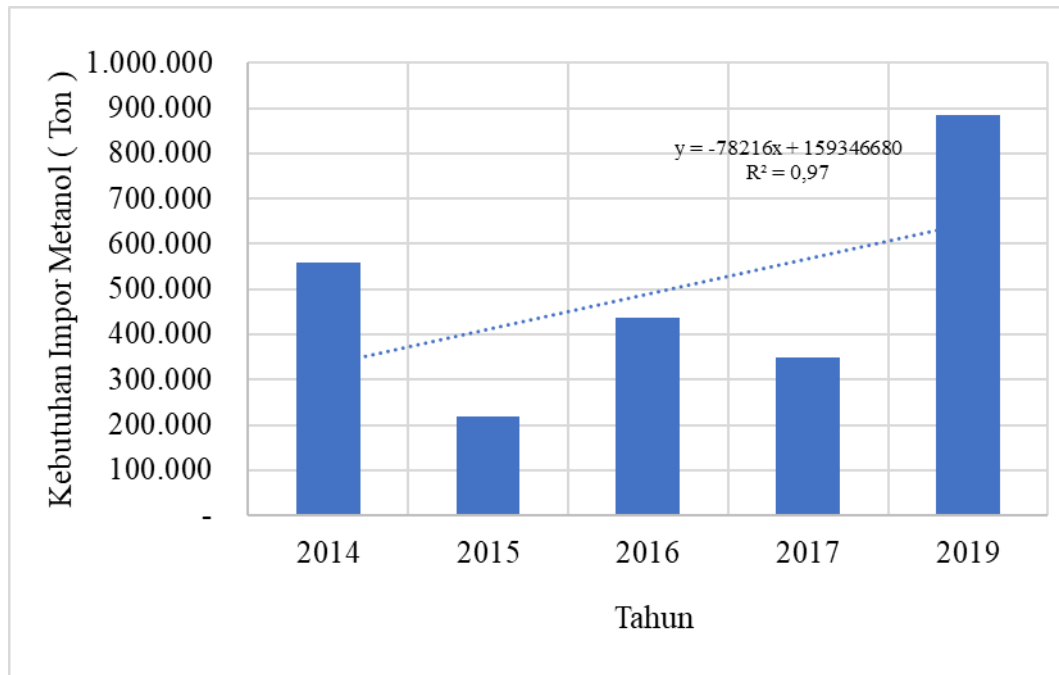
Berdasarkan data impor Metanol di Indonesia dapat dilihat bahwa kebutuhan untuk Metanol masih cukup besar. Hal ini dapat dilihat pada Tabel 1.5

Tabel 1.5 Kebutuhan impor Metanol di Indonesia

Tahun	Ton/Th
2014	557361,725
2015	219413,82
2016	436987,818
2017	350058,576
2019	883121,404

Sumber: *Trendeconomy.com*

Maka dari Tabel 1.5 dapat diplot grafik seperti yang di gambarkan pada Gambar 1.1 berikut :



Gambar 1.1 Hubungan tahun dengan kebutuhan impor Metanol di Indonesia

Dari Gambar 1.1.dengan menggunakan data kebutuhan impor Metanol di peroleh persamaan regresi untuk jumlah impor Metanol Indonesia, yaitu $y = -78216x + 159346680$ dengan nilai $x =$ tahun dan y kebutuhan impor Metanol, sehingga di peroleh prediksi kebutuhan Metanol pada tahun 2025 adalah 959.280 ton/tahun .Produksi Metanol di rencanakan dapat mencukupi penggunaan Metanol pada tahun 2025 adalah 20 % dari 959.280 ton/tahun .

Berdasarkan pertimbangan ketiga aspek tersebut kapasitas rancangan pabrik Metanol dari CO₂ pada tahun 2025 yaitu 200.000 ton/tahun untuk menutupi kapasitas impor metanol di Indonesia dan sisanya untuk di ekspor.

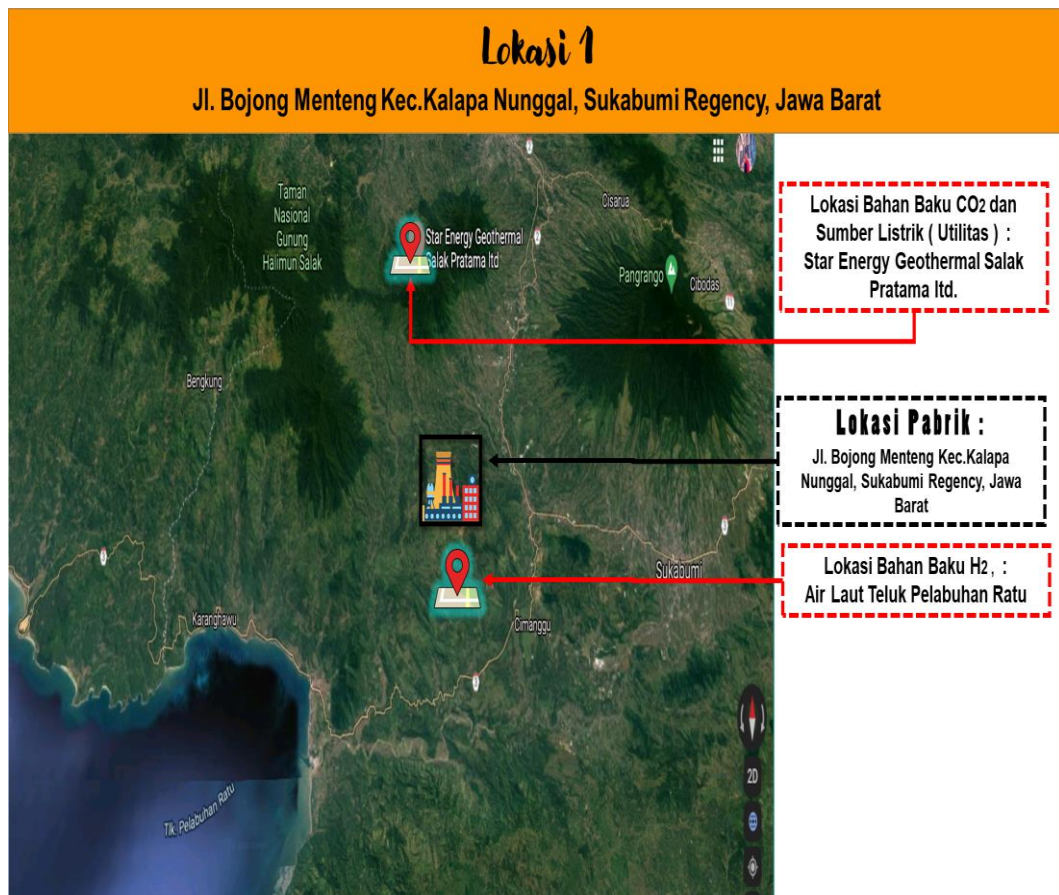
1.3 Lokasi Pabrik

Penentuan lokasi pabrik sangat mempengaruhi masa depan industri yang akan didirikan baik menyangkut produksi maupun distribusi produk, maka dari itu pemilihan lokasi harus memberikan perhitungan biaya produksi yang minimum. Pemilihann ini bisa berdasarkan penggunaan analisis SWOT (*Strength, Weakness,*

Opportunities, Threat). Data analisis SWOT dapat dilihat pada masing - masing tabel dibawah ini.

I.3.1 Alternatif lokasi 1. Bojong Menteng Kec. Kalapa Nunggal, Sukabumi, Jawa Barat

Di rencanakan berletak di kawasan Bojong Menteng, Sukabumi, Jawa Barat. Sekitar 29 km dari Pelabuhan Ratu dan 19 km dari Pltp. Star Energy Geothermal Salak Pratama yang merupakan lokasi sumber bahan baku CO₂ dan sumber utilitas energi pabrik. Berdasarkan letak geografisnya, Kabupaten Sukabumi yang berlokasi antara 106°49 sampai 107° Bujur Timur 60°57 - 70°25. Lokasi peta dapat dilihat dari Gambar I.2.



Gambar 1.2 Peta lokasi pabrik di Bojong Menteng Kec. Kalapa Nunggal, Sukabumi, Jawa Barat

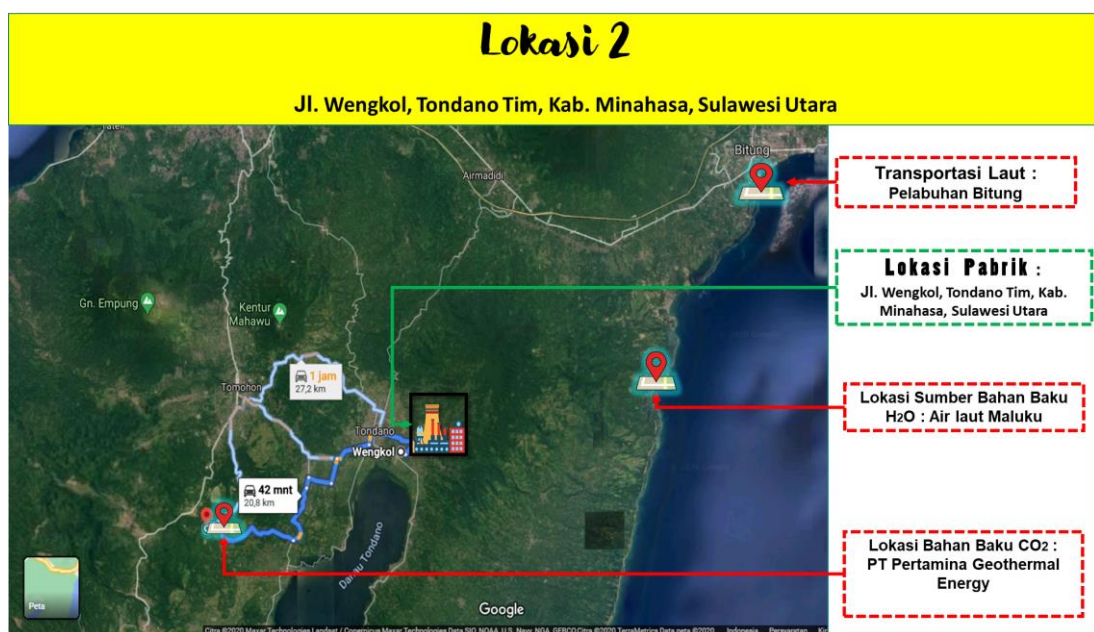
Tabel 1.6 Analisis SWOT lokasi Bojong Menteng Kec. Kalapa Nunggal,
Sukabumi, Jawa Barat

Variabel	Internal		Eksternal	
	Strength (Kekuatan)	Weakness (Kelemahan)	Opportunities (Peluang)	Threat (Tantangan)
Bahan baku	Dekat dengan penyedia bahan baku CO ₂ yang di dapat dari PT. Star Energy Geothermal Salak 412.600 ton/tahun dan H ₂ diambil dari sumber air dan di proses dengan cara Elektrolisis	Jarak bahan Baku H ₂ sedikit jauh sekitar 30 km dari lokasi pabrik	Hasil gas buang (flue;./ gas) dari PLTU Pelabuhan Ratu dapat menghasilkan Emisi CO ₂ untuk bahan baku sekitar 200.000 tCOe/ tahun	Mengambil sumber Bahan baku H ₂ O di sungai yang berada dekat pabrik seperti sungai cisadane
Pemasaran	Telah tersedia transportasi laut di Dermaga Pelabuhan Ratu dengan kapasitas 900.000 TEUS (sumber: http://kominfo.go/)	Transportasi untuk pemasaran jalur darat masih sulit	Akan di bangunnya proyek Tol Bocimi	Pemaksimalan pemanfaatan transportasi laut untuk memasarkan produk
Utilitas	Penggunaan listrik terdapat di PT. Star Energy Geothermal Salak	Sumber air berasal dari laut sehingga diperlukannya pretreatment tambahan dari air garam ke air produksi	Terdapat sungai Cipeteuy, walangsari dekat pabrik ,yang menjadi sumber air untuk utilitas	Peningkatan untuk mengelola kualitas air sesuai standar industri
Tenaga Kerja	Adanya tenaga kerja yang berasal dari perguruan tinggi	Masih terkendala pada pengembangan SDM ,karena lokasi berada dekat pegunungan yang masih awam dan kurang pendidikan	Dapat di peroleh dari provinsi sekitar dan dari luar provinsi	Memberi pelatihan atau training kepada calon karyawan
Kondisi Daerah	Tempat bangun pabrik tersedia luas.	Iklim tidak stabil dan curah hujan cukup tinggi sekitar 48 %	Berada di pusat kota	Perlu pengamatan dan pengawasan terhadap kecelakaan yang

				disebabkan oleh iklim sering berubah
--	--	--	--	--------------------------------------

I.3.2 Alternatif lokasi 2. Jl. Wengkol, Tondano Tim, Kab. Minahasa, Sulawesi Utara

Di rencanakan berletak di Wengkol, Tondano Tim, Kab. Minahasa, Sulawesi Utara, sekitar 52 Km dari Pelabuhan Bitung dan 20 Km dari PT Pertamina Geothermal Energy yang merupakan lokasi sumber bahan baku CO₂ dan sumber utilitas energi pabrik. Berdasarkan letak geografisnya, Kabupaten Minahasa adalah salah satu kabupaten tertua di Provinsi Sulawesi Utara dan Ibu Kotanya berada di Tondano. Berdasarkan geografisnya, berlokasi di antara 01°01'00" – 01°29'00" LU – 124°34'00" – 125°05'00" Bujur Timur. Lokasi peta dapat dilihat dari Gambar I.2



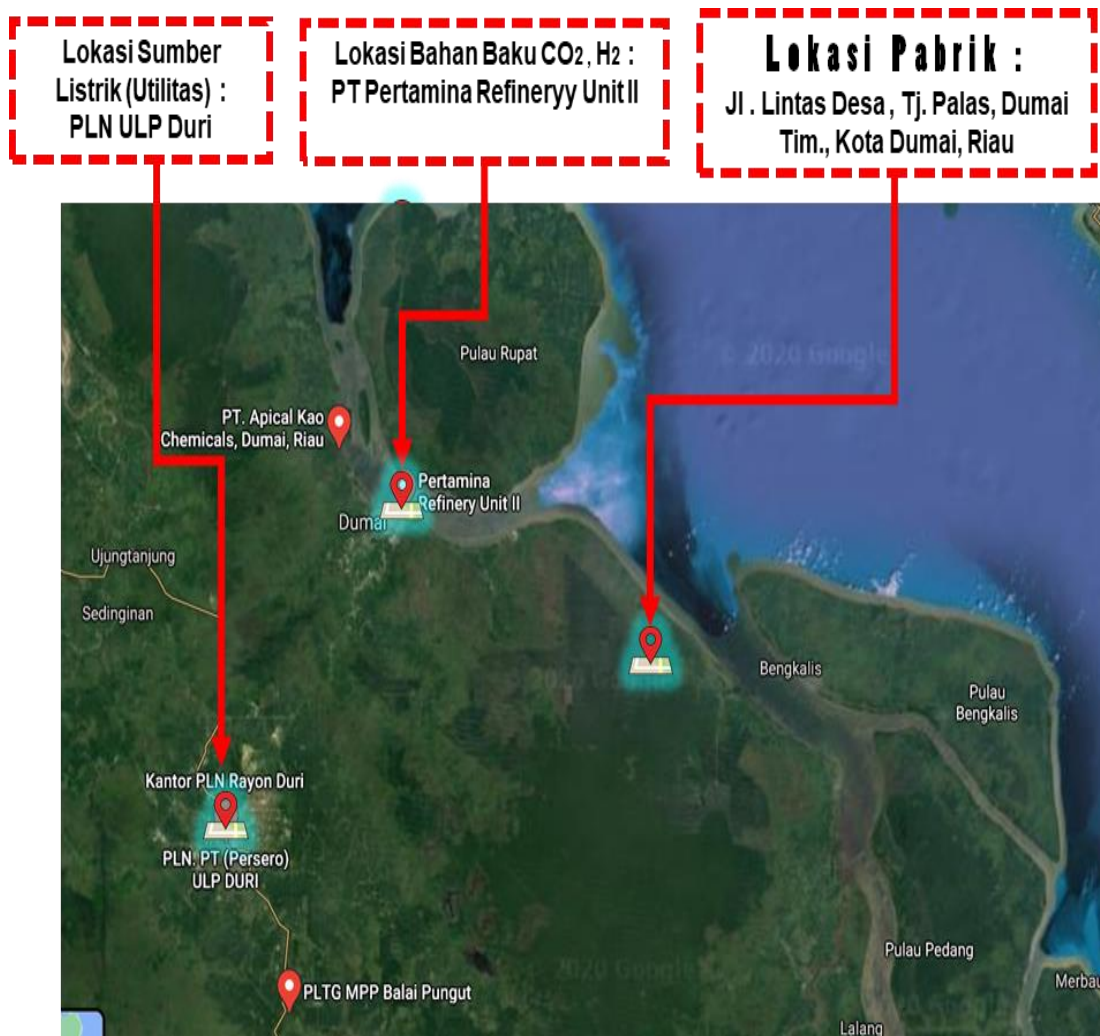
Gambar 1.2 Peta lokasi pabrik di Wengkol, Tondano Tim, Kab. Minahasa, Sulawesi Utara

Tabel 1.6 Analisis SWOT lokasi Wengkol, Tondano Tim, Kab. Minahasa,
Sulawesi Utara

Variabel	Internal		Eksternal	
	Strength (Kekuatan)	Weakness (Kelemahan)	Opportunities (Peluang)	Threat (Tantangan)
Bahan baku	Dekat dengan penyedia bahan baku CO ₂ yang didapat dari PT Pertamina Geothermal Energy Dengan kapasitas 131.000 ton/tahun dan H ₂ diolah langsung dari Air laut dengan cara Elektrolisis	Ketergantungan dengan Pemasok Bahan baku	Mempunyai ketersediaan bahan baku H ₂ yang tinggi serta tambahan CO ₂ dari PLTU Kema dan distribusi bahan baku bisa lebih hemat dikarenakan jarak bahan baku dengan lokasi dekat	Memanfaatkan air laut sebagai bahan baku H ₂ dan bekerja sama dengan PLTU Kema
Pemasaran	Transportasi pemasaran melalui jalur darat seperti Jalan tol dan Pelabuhan Bitung kapasitas 1,5 juta Teus	Konsumen lebih banyak berada di Pulau Jawa	Di pasarkan di dalam dan luar negeri	Peningkatan pemasaran dalam negeri
Utilitas	Penggunaan listrik terdapat di PT Pertamina Geothermal Energy	Tidak ada sumber air yang bisa langsung di gunakan untuk unit utilitas	Dekat dengan air laut	Membuat unit utilitas air proses
Tenaga Kerja	Dapat diperoleh dari provinsi sekitar dan dari provinsi luar.	Upah tenaga kerja di daerah Minahasa masih minim	Tenaga kerja yang terampil dan dapat di peroleh dari provinsi luar	Memberikan insentif kepada karyawan yang loyal terhadap pekerjaannya
Kondisi Daerah	Tempat bangun pabrik tersedia luas.	Sangat dipengaruhi oleh sifat iklim laut yaitu iklim tropis basah dengan curah hujan tahunan berkisar antara 2.000-3.000 mm per tahun	Berada dekat dengan pusat kota	Perlu pengamatan dan pengawasan terhadap kecelakaan yang disebabkan oleh tipe curah hujan digolongkan kedalam tipe curah B (basah), yaitu memiliki 8 bulan basah dan 2 bulan kering

I.3.3 Alternatif lokasi 3. Jl . Lintas Desa , Tj. Palas, Dumai Timur, Kota Dumai, Riau

Di rencanakan berletak di Kota Dumai, Riau, dengan jarak 188 km ke Kota Pekanbaru. Dumai merupakan wilayah administrasi terluas ketiga di Indonesia, setelah Kota Palangkaraya dan Kota Tidore. Kota Dumai hanya terdiri atas 3 kecamatan, 13 kelurahan dan 9 desa dengan jumlah penduduk hanya 15.699 jiwa dengan tingkat kepadatan 83,85 jiwa/km². Kota Dumai memiliki pelabuhan yang dapat di gunakan sebagai jalur pemasaran ke berbagai negara seperti Singapura dan Malaysia. Lokasi peta dapat dilihat dari Gambar I.3



Gambar 1.3 Peta lokasi pabrik di Jl . Lintas Desa , Tj. Palas, Dumai Timur, Kota Dumai, Riau

Tabel 1.6 Analisis SWOT lokasi Jl . Lintas Desa , Tj. Palas, Dumai Timur, Kota Dumai, Riau

Variabel	Internal		Eksternal	
	Strength (Kekuatan)	Weakness (Kelemahan)	Opportunities (Peluang)	Threat (Tantangan)
Bahan baku	Dekat dengan penyedia bahan baku CO ₂ dan H ₂ didapat dari PT. Pertamina Refinery Unit II	Untuk bahan baku CO ₂ ketergantungan pada satu pabrik yang mempunyai kapasitas sedikit di banding perusahaan lain yaitu 7343 ton/tahun	Bahan baku CO ₂ bisa dapat dari gas buang (fluegas) PLTU Tanjung Selor	Meningkatkan dan menjaga kualitas dari bahan baku yang tersedia di kota Dumai
Pemasaran	Transportasi laut bisa melalui Pelabuhan Tanjung Palas	Perlu penanganan khusus dalam pemasaran	Di pasarkan di dalam dan luar negeri , adanya peluang untuk ekspor produk	Peningkatan pemasaran untuk ekspor maupun dalam negeri
Utilitas	Lokasi Sumber Listrik dekat PLN ULP Duri dan PLTG Balai punggut	Kualitas air yang masih rendah	Kebutuhan air dapat di peroleh dari sungai sembilan	Potensi tercernya air sungai sekitar
Tenaga Kerja	Tenaga kerja yang berasal dari perguruan tinggi	Kompetisi gaji tenaga kerja karena UMR daerah yang tinggi	Tersedia rekomendasi tenaga kerja dari lembaga yang terdidik.	Upah tenaga kerja yang cukup tinggi menurut UMR di kota Dumai
Kondisi Daerah	Tempat bangun pabrik tersedia luas.	Sangat dipengaruhi oleh sifat iklim laut yaitu iklim tropis basah dengan curah hujan tahunan berkisar antara 1828 - 2473 mm per tahun	Tersedia area yang luas untuk pembangunan pabrik	Perlu pengamatan dan pengawasan terhadap r5ft kecelakaan yang disebabkan oleh tipe curah hujan digolongkan kedalam tipe curah B (basah), yaitu memiliki 8 bulan basah dan 2 bulan kering

1.3.4 Analisis Lokasi Pabrik *Metanol*

Berikut adalah analisis *qualitative* dan *quantitative* terhadap bahan baku, pemasaran, tenaga kerja, utilitas dan kondisi daerah yang disajikan pada tabel 1.6 berikut.

Tabel 1.6 Analisis Lokasi Pabrik *Metanol*

Lokasi Variabel	Sukabumi	Sulawesi	Dumai
Bahan Baku	5	3	4
Pemasaran	4	2	3
Tenaga Kerja	3	4	3
Utilitas	4	3	3
Kondisi Daerah	3	2	2
Total	19	14	15

Pada tabel diatas penilaian dilakukan dengan cakupan range 1-5, dimana :

- 1 = Sangat Tidak Baik
- 2 = Tidak Baik
- 3 = Cukup
- 4 = Baik
- 5 = Sangat Baik

Setelah dilakukan pengamatan, Kawasan Bojong Menteng, Sukabumi, Jawa Barat. sangat memenuhi kriteria untuk dibangun pabrik *Metanol* dari CO_2 dan H_2 . Hal ini dapat dilihat dari variabel yang memenuhi itu adalah:

1. Bahan Baku, dimana mudah didapatkan karena dekat dengan lokasi pengadaan bahan baku yaitu PT. Star Energy Geothermal Salak,
2. Pemasaran, Kawasan Bojong Menteng, Sukabumi, Jawa Barat sangat strategis untuk dijadikan kawasan pengembangan perdagangan internasional, karena dekat pelabuhan Makasar.
3. Tenaga Kerja, Kebutuhan tenaga kerja, terutama untuk tenaga harian dapat dipenuhi dengan relatif mudah karena merupakan daerah kawasan industri. Kehadiran universitas negeri dan swasta, akademi-akademi serta sekolah-sekolah kejuruan di Sukabumi dan sekitarnya akan menunjang ketersediaan tenaga kerja ahli dan terdidik untuk ditempatkan secara proporsional.

4. Utilitas, Selain dekat dengan bahan baku, di Bojong Menteng, Sukabumi, Jawa Barat telah tersedia sistem utilitas dengan baik. Fasilitas utilitas pabrik meliputi penyediaan air, bahan bakar dan listrik. Untuk sarana penyediaan listrik dapat diperoleh dari PT. Star Energy Geothermal Salak dan dekat dengan sungai yang akan menjadi sumber air
5. Kondisi Daerah, jika ditinjau dari segi cuaca dan iklim, lokasi ini memiliki iklim yang stabil dan baik untuk industri kimia yaitu 28 – 31°C, berada di kawasan pantai dan ketersediaan lahan yang cukup besar.

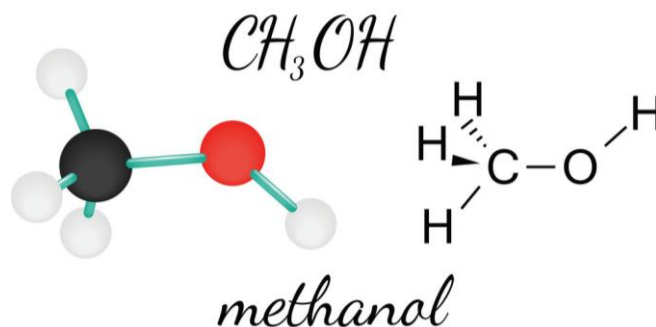
BAB II

TINJAUAN TEORI

2.1 Tinjauan Umum

2.1.1 Metanol

Metanol adalah salah satu bahan kimia paling dibutuhkan dalam berbagai industri yang dapat diperoleh melalui hidrogenasi CO_2 dan H_2 . Metanol merupakan senyawa kimia dengan rumus CH_3OH dengan berat molekul 32,043 g/mol dan berwujud cair pada suhu lingkungan dan tekanan atmosferis. Titik lebur metanol sebesar $-98,68^\circ\text{C}$ dan titik didihnya sebesar $64,7^\circ\text{C}$. Metanol mempunyai sifat mudah menguap, mudah terbakar, tidak berwarna dan beracun dengan bau yang khas (berbau lebih ringan dari pada etanol). Metanol sering digunakan sebagai bahan baku untuk produksi formaldehida, metil tersier-butil eter, asam asetat, sebagai bahan bakar atau bahan bakar campuran (Yih-Hang Chen et al., 2019).



Gambar 2.1 Metanol

Metanol dapat diproduksi dari proses penyulingan kayu, gasifikasi batu bara muda dan sintesis gas alam. Sintesis metanol dari gas alam saat ini teknologinya di pakai pada pembuatan metanol skala industri di mana di Indonesia sendiri baru ada 1 pabrik yang beroperasi yaitu di PT. Kaltim metanol dengan kapasitas 660.000 Ton/Tahun.

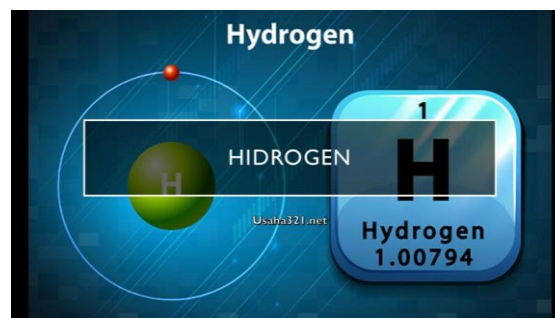
2.1.2 Karbondioksida (CO₂)



Gambar 2.3 Karbon dioksida

Karbon dioksida (CO₂) merupakan senyawa kimia yang terdiri dari dua atom oksigen yang terikat secara kovalen dengan sebuah atom karbon. Rata – rata konsentrasi karbon dioksida di atmosfer bumi kira – kira 387 ppm berdasarkan volume, walaupun jumlah ini bisa bervariasi tergantung pada lokasi dan waktu. Pada atmosfer bumi, CO₂ berbentuk gas dengan keadaan temperatur dan tekanan standar. Karbon dioksida anorganik dikeluarkan dari gunung berapi dan proses geothermal lainnya seperti mata air panas. Karbon dioksida juga dapat diperoleh dari hasil samping pembakaran bahan bakar fosil dan hasil samping dari berbagai sektor industri seperti industri semen, industri perminyakan dan industri kimia. Karbon dioksida tidak mempunyai bentuk cair pada tekanan dibawah 5,1 atm namun langsung menjadi padat pada temperatur di bawah -78°C. Dalam bentuk padat umumnya CO₂ disebut sebagai *dry ice*.

2.1.3 Hidrogen (H₂)



Gambar 2.3 Hidrogen

Hidrogen merupakan unsur kimia yang memiliki simbol H. Pada suhu dan tekanan standar, hidrogen bersifat non-logam, bervalensi tunggal, tidak berwarna, tidak berbau dan merupakan gas diatomik yang sangat mudah terbakar pada konsentrasi rendah 4 % di udara bebas.

Menurut *American Nuclear Society* (Juni 2012), kebutuhan dunia akan gas hidrogen sangat besar yaitu sekitar 5 juta ton per tahun. Gas hidrogen sebesar ini diperlukan dalam proses produksi metanol, memproduksi asam hidroklorida, bahan bakar roket, mereduksi biji - biji besi dan sebagai gas pengisi balon, bahan bakar alternatif, pembentuk amonia, serta bahan oil refining dan oil upgrading. Biasanya gas hidrogen diperoleh secara industri dari berbagai senyawa hidrokarbon seperti metana dan proses elektrolisis air.

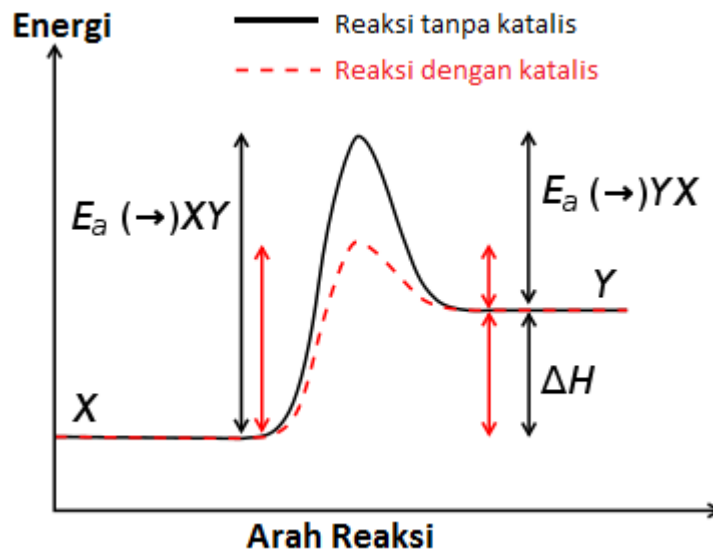
2.1.4 Katalis

Katalis merupakan senyawa kimia selain reaktan dan produk yang digunakan pada sistem reaksi, dimana katalis berperan dalam menurunkan energi aktivasi reaksi tersebut, selain itu katalis juga berfungsi untuk menurunkan temperatur reaksi, mempertahankan konstanta kesetimbangan sehingga dapat mempercepat reaksi serta memperoleh produk antara dan bukan produk termodinamika yang diinginkan.

Adapun persamaan Arrhenius yang menyatakan hubungan antara energi aktivasi dan laju reaksi yaitu :

$$k = Ae^{-E_a/RT}$$

Dimana A adalah faktor frekuensi untuk reaksi, R adalah konstanta gas universal, T adalah suhu dan k adalah koefisien laju reaksi. Persamaan ini menunjukkan bahwa energi aktivasi tergantung pada suhu.



Gambar 2.4 Grafik Persamaan Arrhenius

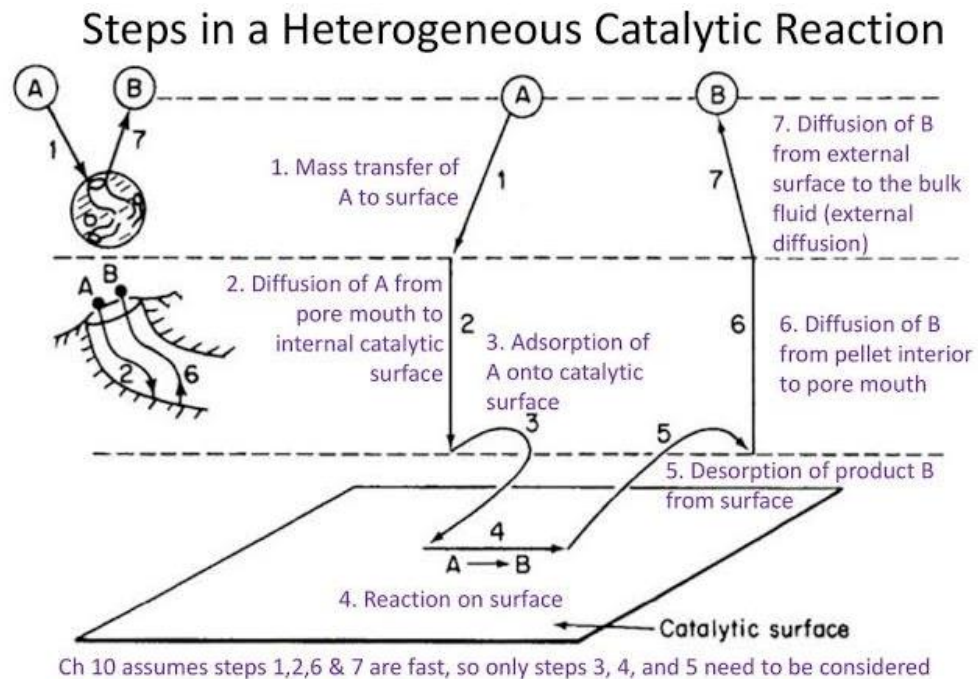
sumber: ilmukimia.org

Katalis terbagi menjadi dua jenis berdasarkan kesamaan fase dengan reaktan dan produk, yaitu katalis homogen dan katalis heterogen. Katalis homogen merupakan katalis yang berfase sama dengan molekul pereaksi. Reaksi yang menggunakan katalis homogen dapat berlangsung spesifik dengan menghasilkan produk yang diinginkan dengan hasil yang tinggi, salah satu contoh katalis homogen yaitu KOH sebagai elektrolit pada proses elektrolisis, KOH berfungsi sebagai penghantar listrik sehingga dapat memicu pemecahan hidrogen dan oksigen. Katalis heterogen merupakan katalis yang mempunyai fasa berbeda dengan reaktan, biasanya katalis jenis ini dalam bentuk padatan. Jika reaktan berfase gas, maka reaktan akan terserap oleh permukaan katalis padat. Katalis heterogen terjadi melalui difusi dan penyerapan molekul reaktan pada permukaan katalis. Penggunaan katalis heterogen memungkinkan pemisahan reaktan dan aliran produk yang mudah dari katalis, salah satu contoh katalis heterogen yaitu $\text{CuO/ZnO/Al}_2\text{O}_3$.

Katalis mempunyai tiga komponen diantaranya komponen aktif, *support* dan promotor. Pada Katalis $\text{CuO/ZnO/Al}_2\text{O}_3$ komponen Cu adalah komponen berperan aktif dari katalis $\text{CuO/ZnO/Al}_2\text{O}_3$ yang mempunyai fungsi utama yaitu untuk mempercepat dan mengarahkan reaksi. Pada Al_2O_3 termasuk pada komponen *support* yang fungsinya memperluas permukaan pada Cu, dan ZnO

termasuk komponen Promotor yang fungsinya untuk mengurangi proses pengumpulan pada Cu (Liherlinah dkk. 2009).

Ada beberapa tahapan pada proses katalis heterogen yang dapat dilihat pada gambar. 2.5 berikut :



Gambar. 2.5 Siklus katalitik katalis heterogen

Sumber : www.researchgate.net

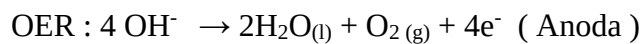
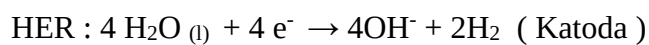
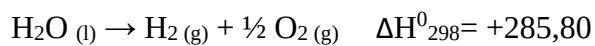
1. Perpindahan massa reaktan (A) ke permukaan katalis.
2. Difusi reaktan (A) dari mulut pori ke permukaan katalitik internal
3. Interaksi antara reaktan dengan katalis (proses adsorpsi pada permukaan katalis)
4. Reaksi antara reaktan dan teradsorpsi menghasilkan produk.
5. Desorpsi produk dari permukaan katalis.
6. *Transport* produk menjauhi katalis.

2.2 Tinjauan Proses

2.2.1 Proses Elektrolisis

Reaksi dalam memproduksi metanol dari CO_2 dan H_2 dimulai pada pembuatan gas H_2 dari elektrolisis H_2O yang bersumber dari air produksi. Elektrolisis H_2O ini

merupakan penguraian senyawa H_2O menjadi Gas *Hydrogen* dan hasil sampingnya yaitu Gas *Oxygen* dengan menggunakan arus listrik. Adapun cara kerja pada sel katoda yaitu dua molekul H_2O bereaksi menangkap dua elektron, tereduksi menjadi gas *Hydrogen* dan *Ion Hydroxide* dan pada sel Anoda, dua molekul H_2O terurai menjadi Gas *Oxygen*, lalu melepaskan empat ion H^+ serta mengalirkan elektron ke sel katoda. Pada Ion H^+ dan OH^- terjadi netralisasi serta membentuk kembali molekul H_2O . Reaksi pada elektrolisis H_2O dapat di tuliskan sebagai berikut :

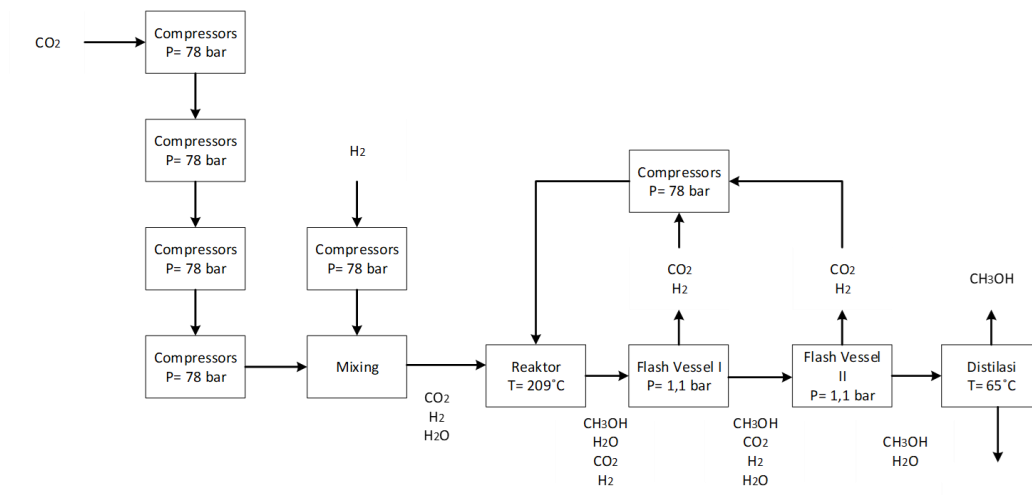


Pembuatan metanol dari *electrochemical process* yang menggunakan elektrolisis air untuk produksi H_2 masih jarang digunakan karena membutuhkan energi listrik yang tinggi. Tetapi, hasil dari unit elektrolisis tidak menimbulkan emisi dan juga menghasilkan produk samping berupa gas O_2 . Sehingga, penjualan dari gas O_2 dapat menutupi pengeluaran biaya listrik dari pabrik yang umumnya lebih banyak dipakai di unit elektrolisis.

2.2.2 Proses Pembuatan Metanol

1. *Metanol production by CO_2 hydrogenation: Analysis and simulation of reactor performance (Plug Flow Reactor)*

Untuk proses pembuatan Metanol yang pertama ini merujuk pada jurnal Grazia Leonzio, Edwin Zondervan dan Pier Ugo Foscolo (2019). Bahan baku yang digunakan yaitu Karbon dioksida (CO_2) dan Hidrogen (H_2). Blok diagram proses dapat dilihat pada gambar 2.4

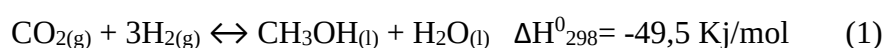


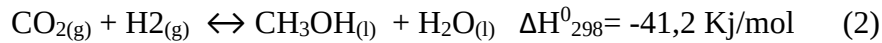
Gambar 2.4 *Metanol production by CO₂ hydrogenation: Analysis and simulation of reactor performance*

Tahap awalnya yaitu sebelum CO₂ dan H₂ dicampur ke dalam tangki pencampuran dimulai dengan menaikkan tekanan CO₂ dan H₂ terlebih dahulu menggunakan *Compressor* dengan tekanan awal yaitu 1 bar dan tekanan akhirnya 78 bar. Setelah melalui tahap pencampuran selanjutnya direaksikan kedalam Reaktor PFR (*Plug Flow Reactor*) dengan temperatur keluaran 290 °C dan konversi CO₂ nya sebesar 90%. Didalam reaktor PFR terjadi reaksi antara CO₂ dan H₂ sehingga menghasilkan Metanol (CH₃OH) dan air (H₂O).

Produk yang dihasilkan dari reaktor dipisahkan dengan menggunakan *flash Vessel I* dan *Flash Vessel II* dengan tujuan agar CO₂ dan H₂ terpisah dan hanya menyisakan Metanol dan air. Untuk mendapatkan Metanol murni, dilakukan pemisahan antara Metanol dan air menggunakan distilasi dengan suhu 65 °C.

Berbagai model kinetik diusulkan untuk menggambarkan produksi metanol dari CO₂ dan H₂. *Kinetic Model* karya Van den Bussche dan Froment serta (Graaf et al,1988), paling sering digunakan. Mekanisme reaksi VaB-F (Van den Bussche and Froment) mengasumsikan bahwa hidrogenasi CO₂ menghasilkan metanol (1), dan juga CO yang kedua melalui pergeseran Gas air terbalik (RWGS) yang terjadi secara bersamaan pada sintesis metanol (Stoikiometri (2))



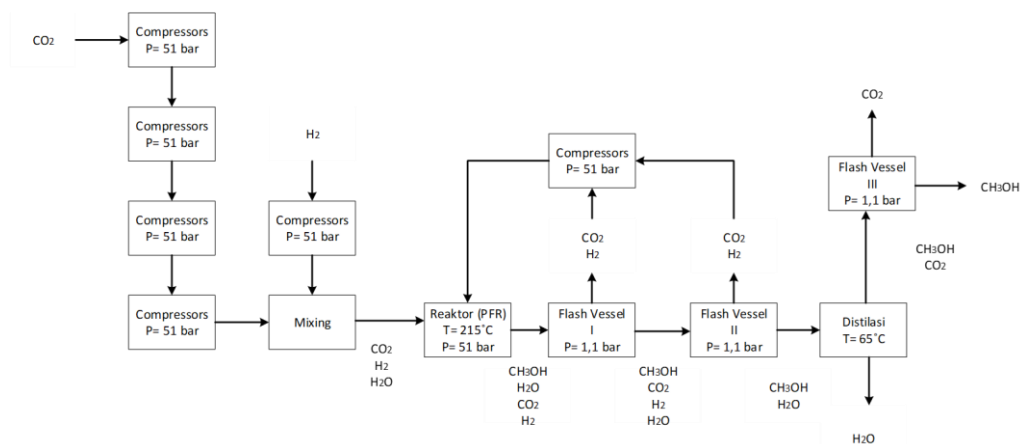


Ketika umpan reaktor berisi CO_2 , H_2 dan CO (*syngas*), uap yang dihasilkan oleh reaksi 1 mungkin bereaksi dengan CO untuk mendapatkan CO_2 , disediakan untuk hidrogenasi ke metanol. Di sisi lain, mekanisme reaksi Graaf mengasumsikan bahwa CO dan CO_2 hidrogenasi keduanya terlibat dalam sintesis metanol selain dua reaksi ini, WGS juga terjadi.

Reaksi metanol adalah eksotermis dengan pengurangan angka mol, seperti yang diperlihatkan oleh reaksi stoikometrik pada persamaan (1), sementara *Water-Gas Shift* (RWGS) adalah sebuah Reaksi *endothermic* tanpa mengubah nomor mol, yaitu tingkat tekanan yang relatif tinggi dimanfaatkan untuk mendapatkan konversi yang lebih tinggi.

2. Gas-Phase CO_2 Hydrogenation To Metanol Process

Untuk proses pembuatan Metanol yang kedua ini merujuk pada jurnal Harri Nieminen, Arto Laari and Tuomas Koironen (2019). Bahan baku yang digunakan yaitu Karbon dioksida (CO_2) dan Hidrogen (H_2). Blok diagram proses dapat dilihat pada gambar 2.5

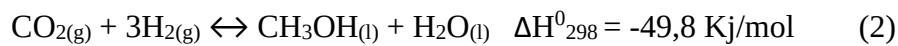


Gambar 2.5 Gas-Phase CO_2 Hydrogenation To Metanol Process

Tahap proses pembuatan metanol hampir sama tahapannya dengan proses yang dilakukan oleh Grazia Leonzio,dkk (2019), bedanya yaitu reaktor yang digunakan adalah jenis reaktor *multitube* dengan kondisi operasi adiabatik yang konversi CO_2 nya sebesar 99% dan perbedaan lainnya terdapat pada tahapan akhir

ditambah satu proses pemurnian lagi yaitu setelah di distilasi dengan suhu 65 °C kemudian di pisahkan dengan menggunakan *Flash Vessel* sehingga Metanol yang dihasilkan lebih murni.

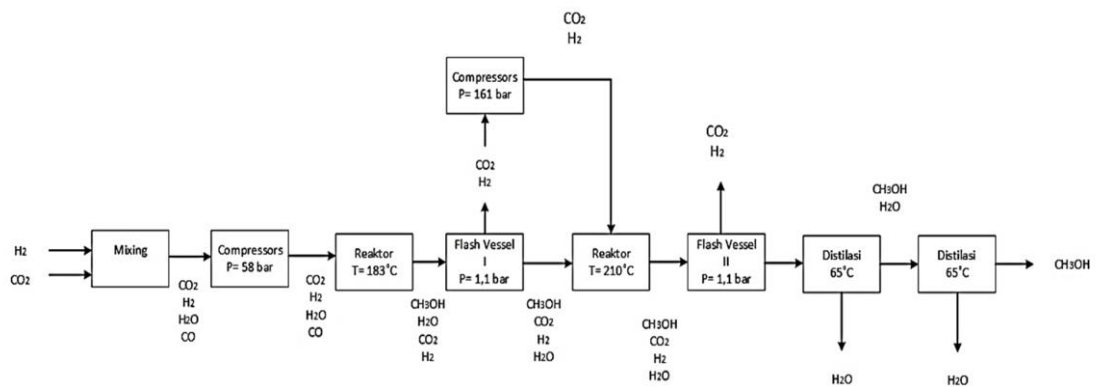
Sekarang ini, sebagian besar metanol berasal dari katalisator gas *synthesis* (*syngas*) yang biasanya dihasilkan dengan pembentuk uap gas alam, campuran hidrogen, CO, dan CO₂, diubah menjadi metanol pada tembaga dan seng *oxide* (CuZnO) sebagai katalis berbasis di temperatur 200 sampai 300 °C dan tekanan 50-100 bar. Proses sintesis metanol dapat dijelaskan dengan tiga reaksi kesetimbangan:



Persamaan (1) dan (2) merepresentasikan hidrogenasi eksotermik CO₂ dan CO menjadi metanol, dan persamaan (3) merepresentasikan reaksi *Water-Gas Shift* (WGS) yang diaktivasi oleh bahan dasar tembaga katalis sintesis metanol. Karena Reaksi (1) dan (2) bersifat eksotermik dan menghasilkan pengurangan volume molar, sintesis metanol disukai pada suhu rendah dan tekanan tinggi. Namun, Kinetika reaksi yang cukup cepat membutuhkan suhu di atas 200 °C dan konversi metanol dengan demikian dibatasi oleh kesetimbangan termodinamika.

3. Metanol Production via CO₂ Hydrogenation: Sensitivity Analysis and Simulation-Based Optimization

Untuk proses pembuatan Metanol yang ketiga ini merujuk pada jurnal Prapatsorn Borisut and Aroonsri Nuchitprasittichai (2019). Bahan baku yang digunakan yaitu Karbon dioksida (CO₂) dan Hidrogen (H₂). Blok diagram proses dapat pada gambar 2.6



Gambar 2.5 *Metanol Production via CO₂ Hydrogenation: Sensitivity Analysis and Simulation-Based Optimization*

Tahap pembuatan metanol ini hampir sama tahapannya dengan proses Grazia Leonzio,dkk (2019), bedanya pada tahapan awal CO₂ dan H₂ di campur terlebih dahulu baru kemudian di naikan tekanannya kedalam *Compressor* dengan tekanan 58 bar. Perbedaan yang kedua yaitu pada jurnal ini menggunakan dua *reactor reforming* dengan konversi CO₂ 80% dan dua distilasi agar menghasilkan Metanol murni.

Tabel 2.1 Perbandingan proses pembuatan Metanol

No	Nama Proses	Kondisi Operasi	Tambahan Bahan Penunjang	Perbedaan Antar Proses	Konversi Metanol yang Dihasilkan (%)	Referensi
1.	CO ₂ Hydrogenation	T= 209 °C P= 78 bar	H ₂	Reaktor yang digunakan adalah reaktor PFR	90	Grazia Leonzio, Edwin Zondervan, Pier Ugo Foscolo (2019)
2.		T= 215 °C P= 51 bar	H ₂	Reaktor yang digunakan adalah reaktor multitube, Adanya proses separasi setelah distilasi	99	Harri Nieminen, Arto Laari and Tuomas Koironen (2019)
3.		T= 183 °C P= 58 bar	H ₂	Pemurnian dilakukan 2 kali distilasi I & distilasi II , Menggunakan 2 Reaktor	80	Prapatsorn Borisut and Aroonsri Nuchitprasittichai (2019)

				Reforming		
--	--	--	--	-----------	--	--

Berdasarkan tabel 2.1 tersebut maka proses yang dipilih untuk Prarancangan Pabrik Metanol dengan bahan baku CO_2 dan H_2 adalah proses II yaitu *Gas-Phase CO_2 Hydrogenation To Metanol Process* dengan pertimbangan sebagai berikut :

- Konversi Metanol yang dihasilkan yaitu 99%
- Prosesnya tidak begitu rumit
- Cukup menggunakan satu reaktor dan satu distilasi

2.3 Sifat dan Spesifikasi

2.3.1 Sifat Fisika dan Kimia Bahan

Sifat fisika dan kimia bahan dapat dilihat pada tabel 2.2 berikut :

Tabel 2.2 Sifat fisik dan kimia bahan

NO	Nama Bahan	Bentuk	Sifat Fisika	Sifat Kimia
1	Karbon Dioksida (CO_2)	Wujud Warna Titik Didih Titik Leleh Titik Sublimasi Viskositas Densitas Cair Tekanan Kritis Cp	Gas Tidak Berwarna -56,6 °C -78,5 °C -78,5 °C 0,07 1014,96 gr/l 73,8 bar 37,11 J/mol.K	Tidak dapat terbakar Bersifat Asam Memiliki satu atom C
2	Air Proses (H_2O)	Wujud Warna Titik Didih Densitas Cp	Cair Tidak Berwarna 100 °C 1 g/cm ³ 42,22 KJ/mol.K	air bersifat polar. air bersifat netral atau pHnya berkisar di antara 7,0

Sumber : Wikipedia.com

Tabel 2.3 Sifat fisik dan kimia produk yang dihasilkan

NO	Nama Produk	Bentuk	Sifat Fisika	Sifat Kimia
1	Metanol	Wujud Warna Titik Didih Titik Lebur Densitas Cp	Cair Tidak Berwarna 65 °C 175,5 K 0,272 g/cm ³ 81,2 J/mol.K	Mudah terbakar, beracun dan mudah menguap Larut dalam air, benzene, etanol, eter, keton, dan pelarut organik
2	Oksigen	Wujud Warna Titik Didih Titik Lebur Cp	Gas Tidak Berwarna -182,95 °C -218,79 °C 29,378 J/mol.K	Sedikit larut dalam air, alkohol dan beberapa cairan umum lainnya

Sumber : Wikipedia.com

2.3.2 Spesifikasi Bahan dan Produk

Spesifikasi bahan baku dan produk dapat dilihat pada tabel 2.3 berikut :

Tabel 2.4 Spesifikasi bahan baku

NO	Nama Bahan	Komponen	Keterangan	Sumber
1	Karbon Dioksida (CO ₂)	Kemurnian Warna Wujud Kadar Air Kadar H ₂ S Kadar CH ₄	96,7% Tidak Berwarna Gas 0,1 % 2,27 % 1,03 %	Journal Of Natural Resources and Environmental Management
2	Air Proses (H ₂ O)	Warna Wujud pH TDS	Tidak Berwarna Cair 7 300 mg/l	International Water Association

Tabel 2.5 Spesifikasi Produk

NO	Nama Bahan	Komponen	Keterangan	Sumber
1	Metanol	Kemurnian Warna Wujud Kadar Air Jenis Produk Boiling Point Solubility	99% Tidak Berwarna Cair 0,1% Grade AA 64,6 °C 100%	Methanol Technical Data Sheet.org
2	Oksigen (O ₂)	Kemurnian Warna Wujud Kadar Air Jenis Produk	99% Tidak Berwarna Gas 0,1% Oxygen Industrial	Air Liquide.com

BAB III

TAHAPAN PROSES DAN DESKRIPSI PROSES

3.1 Tahapan Proses dan Blok Diagram

3.1.1 Tahapan Proses

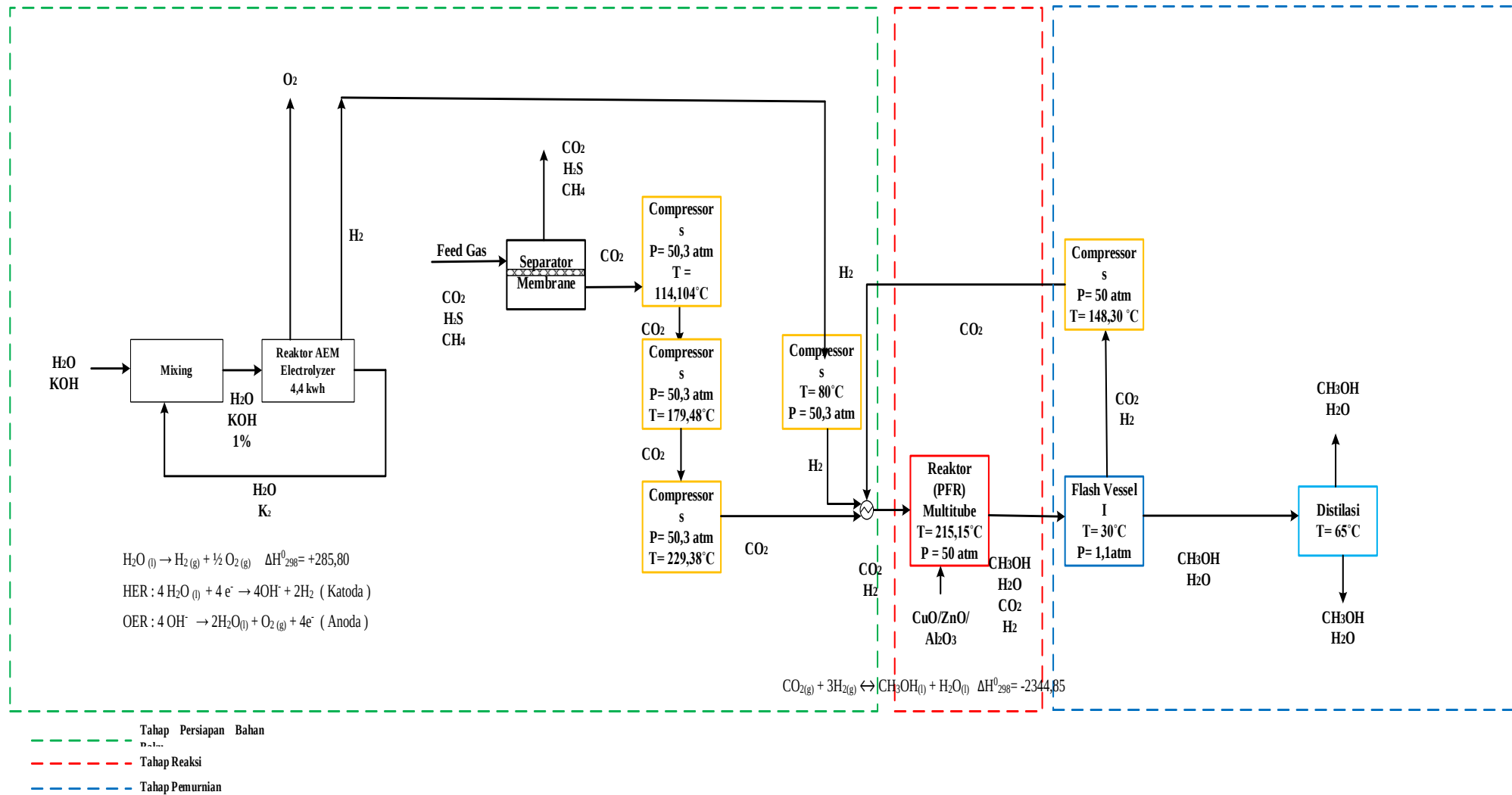
Proses pembuatan metanol dari karbon dioksida (CO_2) dan *hydrogen* (H_2) menggunakan *Plug Flow Reactor (PFR)* dengan bantuan katalis $\text{CuO/ZnO/Al}_2\text{O}_3$. Bahan baku yang digunakan dalam keseluruhan proses pembuatan metanol adalah karbon dioksida (CO_2), *hydrogen* (H_2) dan katalis $\text{CuO/ZnO/Al}_2\text{O}_3$.

Proses pembuatan metanol dari karbon dioksida (CO_2) dan *hydrogen* (H_2) terdiri dari 3 tahapan proses yaitu :

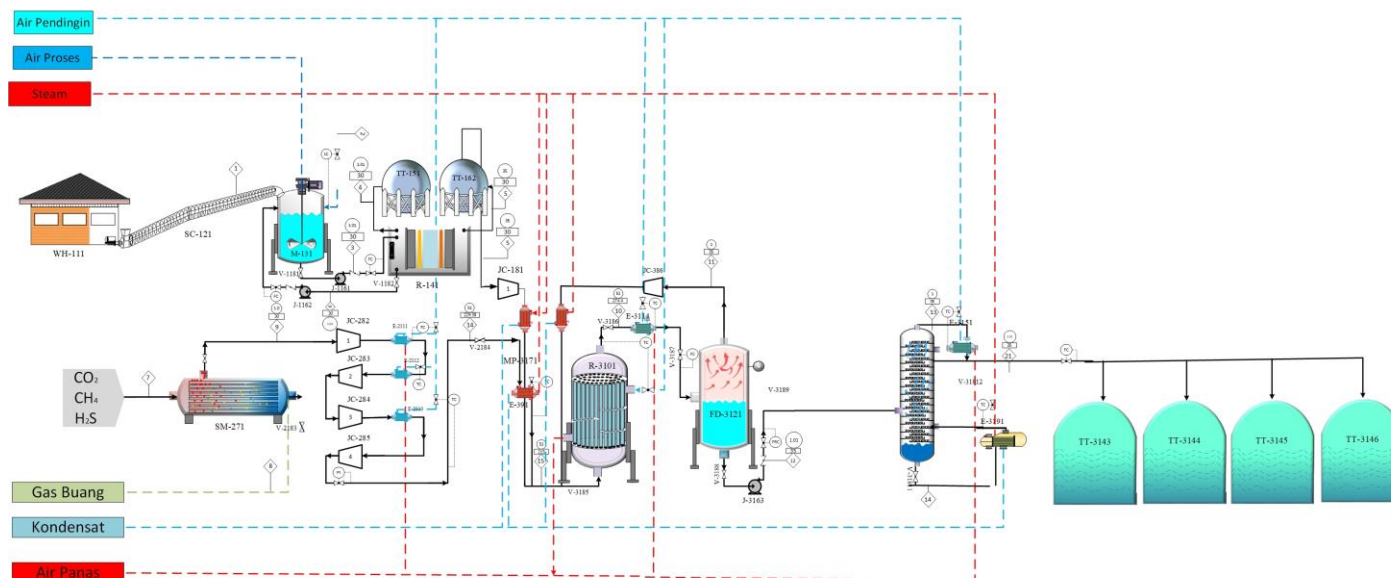
1. Tahap persiapan bahan baku
2. Tahap Reaksi
3. Tahap pemurnian

3.1.2 Blok Diagram

Diagram alir proses pembuatan metanol dari karbon dioksida (CO_2) dan hidrogen (H_2) dengan proses *Plug Flow Reactor* (PFR) dapat dilihat pada gambar 3.1.



Gambar 3.1 Blok Diagram Pembuatan Metanol



Komponen	Aliran (Kg/Jam)													
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
H ₂ O	57992,79	-	57992,79	-	-	1739,8	2,64	47,45	-	18563,49	662,86	17900,64	18,06	17882,57
KOH	-	579,93	579,93	-	-	579,9	-	-	-	-	-	-	-	-
H ₂	-	-	-	6250,3	-	-	-	-	-	62,50	62,50	-	-	-
O ₂	-	-	-	-	50002,7	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CO ₂	-	-	-	-	-	-	45837,14	-	45837,14	458,36	458,36	-	-	-
H ₂ S	-	-	-	-	-	-	1077,13	1077,13	-	-	-	-	-	-
CH ₄	-	-	-	-	-	-	488,74	488,74	-	-	-	-	-	-
CH ₃ OH	-	-	-	-	-	-	-	-	-	33001,76	5214,01	27787,75	27759,71	28,04

Gambar 3.1 Flowsheet Pembuatan Metanol

 Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Bung Hatta		
PRA RANCANGAN PABRIK METANOL DARI CO₂ DAN H₂ DENGAN KAPASITAS PRODUKSI 200.000 TON/TAHUN		
Digambar	Rizka Aulia Rahmah 17100017411001	TANDA TANGAN
	Vanisha Eriawaty Djanhari 1710017411028	
Diperiksa dan Disetujui	Prof. Dr. Eng Reni Desmiarti, S.T, M.T (Pembimbing)	

No	Kode Alat	Keterangan
1.	WH-111	Ware House
2.	SC-121	Sc rew Conveyer
3.	M-131	Tan gki Mixing
4.	R-141	Ele ktrolizer AEM
5.	TT-151	Tangki Oksigen
6.	TT-162	T angki Hidrogen
7.	SM-271	Membran Hollow fiber
8.	JC-181 – JC-386	Kompresor
9.	E-391	Heat Exchanger
10.	R-3101	Reaktor PFR
11	E-2111 – E-3114	Cooler
12.	FD-3122	Flash Vessel
13.	DS-3131	Menara Distilasi
14.	TT-3143	Tangki Metanol
15.	E-3151	Condensor
16.	J-1161 – J-3165	Pompa
17.	MP-3171	Mix Point
18.	V-1181 – V-31813	Valve
19.	E-3191	Reboiler

3.2 Deskripsi Proses dan *Flow Sheet*

3.2.1 Deskripsi Proses

a. Tahap Persiapan Bahan Baku

Bahan baku utama yang digunakan dalam proses produksi *methanol* adalah karbon dioksida (CO_2) dan hidrogen (H_2) dengan perbandingan molar 1 : 3. Karbon dioksida (CO_2) berasal dari PT. Star Energy Geothermal Salak dengan spesifikasi CO_2 nya yaitu 96%, sisanya mengandung 1,03% CH_4 , 2,27% H_2S . Oleh karena itu dibutuhkan pengolahan lebih lanjut untuk memisahkan CO_2 dari komponen yang tidak dibutuhkan, terutama H_2S yang dapat merusak katalis pada proses reaksi pembuatan metanol.

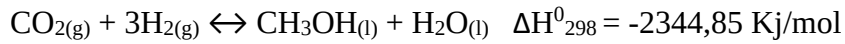
Proses pemisahan CO_2 ini menggunakan *separator membrane* (SM-271) menggunakan *Hollow Fiber membrane* dengan bahan konstruksinya *cellulose triasetat* dengan prinsip kerjanya yaitu memisahkan komponen berdasarkan *permeability* dan *solubility* antara *membrane* dan komponen yang akan dipisahkan sehingga hanya CO_2 yang dapat lolos keluar dari *mebrane* dan komponen lainnya akan diteruskan ke pembuangan. Setelah CO_2 bebas dari komponen lainnya kemudian di alirkan ke *sentrifugal adiabatic compressor* (JC(181-386)) tiga tingkat yang bertujuan untuk menaikkan tekanan hingga 50,3 atm agar sesuai dengan kondisi operasi reaktor PFR multitube yaitu 50,3 atm

Untuk hidrogen (H_2) diperoleh dari proses elektrolisis air. Air dicampur kedalam *mixing tank* (M-131) terlebih dahulu dengan elektrolit KOH yang bertindak sebagai penghantar listrik untuk memicu terjadinya reaksi dalam reaktor elektrolisis sehingga H_2 dan O_2 akan terpisah. O_2 dan H_2 masing – masing akan dialirkan ke dalam tangki penyimpanan (TT (151-162)). Setelah dari tangki penyimpanan hidrogen akan di alirkan ke *sentrifugal adiabatic compressor* (JC-181) untuk menaikkan tekanan dan temperatur agar sesuai dengan kondisi operasi pada reaktor (PFR) pembuatan metanol.

b. Tahap Reaksi

Karbon dioksida, hidrogen dan gas *recycle* yang berasal dari *flash vessel I* (FD-3121) dan sudah melalui *compressor* (C-386) dengan tekanan 50 atm akan bertemu di *mix point* yang kemudian akan dialirkan ke reaktor multitube

PFR (R-3101) melalui *heat exchanger* (E-391) untuk menyesuaikan temperatur kondisi operasi reaktor yaitu 215°C. Didalam reaktor terjadi reaksi eksotermis sebagai berikut :



Proses reaksi ini berlangsung dengan bantuan katalis $\text{CuO/ZnO/Al}_2\text{O}_3$ yang sudah dimasukkan kedalam *tube – tube* reaktor untuk dapat mengarahkan reaktan ke arah produk yaitu metanol (CH_3OH). Produk yang dihasilkan kemudian akan dipisahkan dari gas yang tidak bereaksi.

c. Tahap Pemurnian

Selanjutnya produk keluaran reaktor akan dipisahkan dari gas yang tidak bereaksi dan tercampur dalam produk. Sebelum dipisahkan aliran gas akan melalui *cooler* (E-3114) untuk menurunkan temperatur menjadi 35 °C dan produk berubah fasa menjadi cair, kemudian *globe valve* (V-3187) untuk menurunkan tekanan sesuai kondisi operasi *flash vessel* yaitu 1,1 atm. Hasil keluaran flash vessel terdiri dari dua aliran yaitu aliran atas berupa fasa gas (CO_2 dan H_2) yang akan di recycle dan dialirkan ke *compressor* (JC-386) sebelum dilanjutkan ke *mixpoint*. Produk bawah berupa fasa cair (CH_3OH dan H_2O). Kemudian produk bawah diteruskan ke distilasi (DS-3131) untuk dipisahkan antara air dan metanol berdasarkan titik didihnya metanol yaitu 65 °C. Hasil keluaran distilasi berupa produk bawah yaitu air yang akan dialirkan ke *pretreatment* agar dapat digunakan sebagai air proses sedangkan produk atasnya adalah metanol (CH_3OH) dengan kemurnian 99% dialirkan ke tangki penyimpanan (TT-3143).

BAB IV

NERACA MASSA DAN NERACA ENERGI

Neraca massa dan neraca energi merupakan keterangan yang dapat menunjukkan banyaknya massa dan panas yang masuk, keluar dan terakumulasi pada setiap peralatan proses. Neraca massa dan neraca energi ini berguna untuk menentukan spesifikasi dan ukuran dari peralatan yang digunakan.

4.1 Neraca Massa

Berdasarkan perhitungan neraca massa pada Lampiran A, diperoleh neraca massa sebenarnya untuk masing-masing peralatan yang digunakan.

$$\begin{aligned}
 \text{Kapasitas produksi} &= 200.000 \text{ ton/tahun} \\
 &= 200.000 \frac{\text{ton}}{\text{tahun}} \times \frac{\text{tahun}}{300 \text{ hari}} \times \frac{\text{hari}}{24 \text{ jam}} \times \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}} \\
 &= 27777,7778 \text{ kg/jam} \\
 \text{Operasi pabrik} &= 300 \text{ hari/tahun} \\
 \text{Basis perhitungan} &= 100 \text{ kg/jam CO}_2 \\
 \text{Kapasitas produksi basis} &= 2666,5242 \text{ kg/jam} \\
 \text{Faktor pengali} &= \frac{\text{Kapasitas sebenarnya}}{\text{Kapasitas basis}} = \frac{27777,7778}{2666,5242} \\
 &= 10,41
 \end{aligned}$$

Maka, untuk memproduksi Metanol dari Karbon dioksida dan Hidrogen dengan kapasitas produksi 200.000 ton/tahun dibutuhkan bahan baku sebesar :

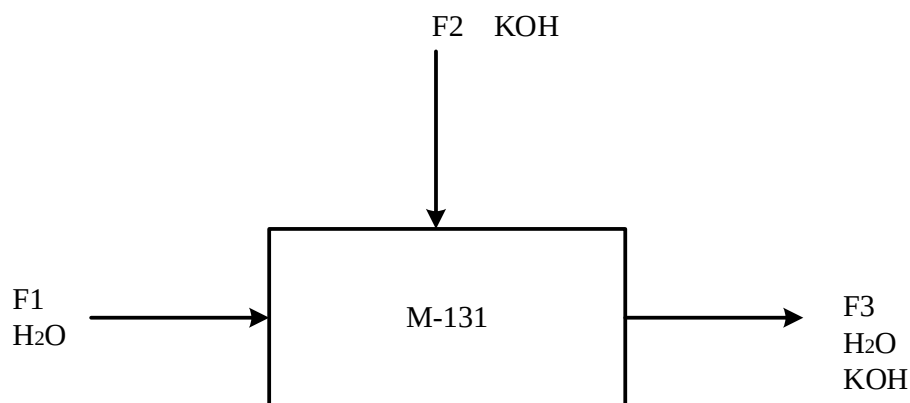
$$\begin{aligned}
 \text{Bahan baku Karbon dioksida (CO}_2\text{)} &= \text{Basis perhitungan} \times \text{faktor pengali} \\
 &= 100 \text{ kg/jam} \times 10,41722325 \\
 &= 45835,7822925 \text{ kg/jam} \\
 &= 330017,6325 \text{ ton/tahun}
 \end{aligned}$$

1. *Mixing* (M-131)

Fungsi : Tempat pencampuran air dan KOH (sebagai elektrolit dalam proses eletrolisis)

Kondisi Operasi :

- Temperatur : 30 °C
- Tekanan : 1 atm
- Pengadukan : 30 rpm



Tabel 4.1 Neraca Massa Basis M-131

Komponen	BM	Masuk				Keluar	
		F1		F2		F3	
		Mol	Massa	Mol	Massa	Mol	Massa
H ₂ O	18	309,27	5567,01			309,27	5567,01
KOH	56			0,99	55,67	0,99	55,67
Total		5622,68				5622,6	

Tabel 4.2 Neraca Massa Sebenarnya M-131

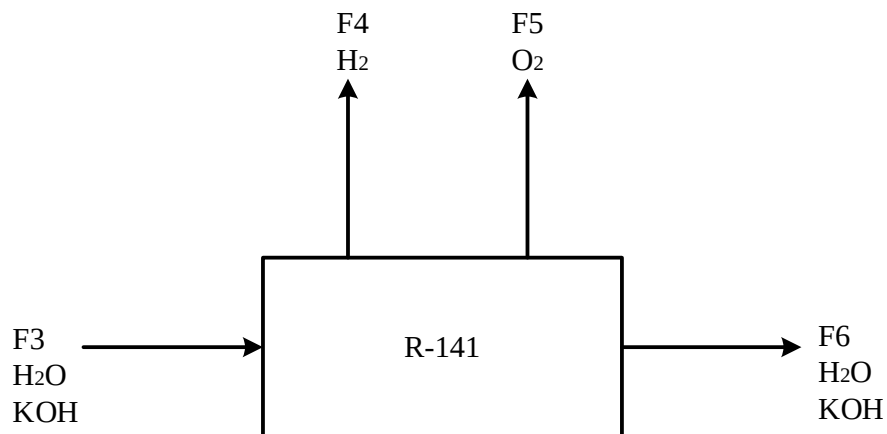
Komponen	BM	Masuk				Keluar	
		F1		F2		F3	
		Mol	Massa	Mol	Massa	Mol	Massa
H ₂ O	18	3221,82	57992,79			3221,82	57992,79
KOH	56			10,36	579,93	10,36	579,93
Total		58572,72				58572,72	

2. Elektrolisis (R-141)

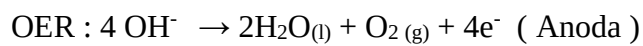
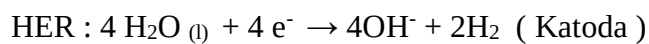
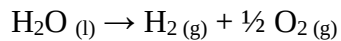
Fungsi : Reaktor pemisah ikatan H₂O menjadi Oksigen dan Hidrogen

Kondisi Operasi :

- Temperatur : 30 °C
- Tekanan : 1 atm
- Tegangan : 200 – 240 Volt



Untuk reaksi elektrolisis yang berlangsung pada setiap elektroda yaitu :



Tabel 4.3 Neraca Massa Basis R-141

Komponen	BM	Masuk		Keluar					
		F3		F4		F5		F6	
		Mol	Massa	Mol	Massa	Mol	Massa	Mol	Massa
H ₂ O	18	309	5567					9,27	167,01
H ₂	2			300	600				
O ₂	32					150	4800		
KOH	56	0,99	55,6					0,99	55,67
Subtotal		5622,68		600		4800		222,68	
Total		5622,68		5622,68					

Tabel 4.4 Neraca Massa Sebenarnya R-141

Komponen	BM	Masuk		Keluar					
		F3		F4		F5		F6	
		Mol	Massa (Kg/Jam)	Mol	Massa (Kg/Jam)	Mol	Massa (Kg/Jam)	Mol	Massa (Kg/Jam)
H ₂ O	18	3221,8	57992,8					96,6	1739,8
H ₂	2			3125,7	6250,3				
O ₂	32					1562,6	50002,7		
KOH	56	10,4	579,9					10,4	579,9
Subtotal		58572,7		6250,3		50002,7		2319,7	
Total		58572,7		58572,7					

3. Separator Membrane (SM-271)

Fungsi : Memisahkan gas CO₂ dari komponen gas lainnya berdasarkan permeabilitas dan selektivitas komponen terhadap membrane

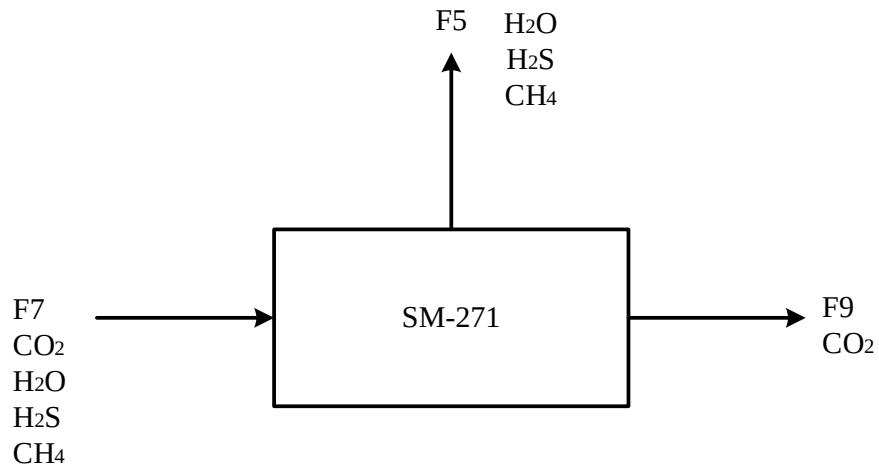
Kondisi Operasi :

- Temperatur : 30 °C
- Tekanan : 1 atm
- Jenis Membran : Hollow Fibre (Polymide)

Tabel. 4.5 Data Permeabilitas dan Selektivitas Komponen Gas Terhadap Membran

Jenis Membran	Komponen	Permeabilitas (Barrer)	Selektivitas
Polymide	CO ₂	440,00	72,075
	H ₂ S	30,40	0,006
	CH ₄	28,20	0,006

Sumber : Pabby et all, 2009



Tabel 4.6 Neraca Massa Basis SM-271

Komponen	BM	Masuk		Keluar			
		F7		F9		F8	
		Mol	Massa	Mol	Massa	Mol	Massa
CO ₂	44	100	4400	63,131	4400		
H ₂ O	18	0,25	4,55			0,253	4,555
H ₂ S	34	3,04	103,40			3,04	103,40
CH ₄	16	2,93	47,92			16	46,92
Sub Total		4555		4400,13		154,87	
Total		4555		4555			

Tabel 4.7 Neraca Massa Sebenarnya SM-271

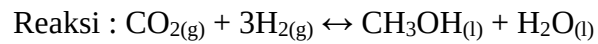
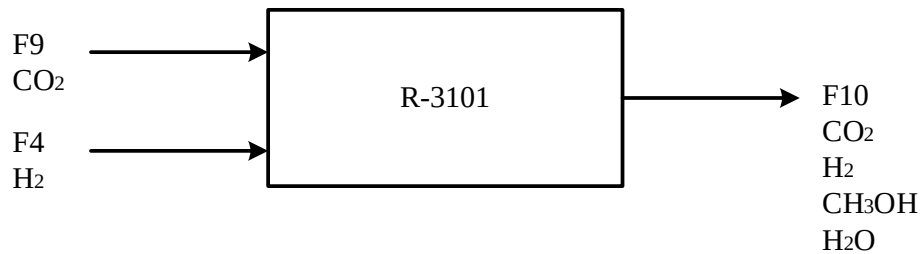
Komponen	BM	Masuk		Keluar			
		F7		F9		F8	
		Mol	Massa	Mol	Massa	Mol	Massa
CO ₂	44	1041,75	45837,14	1041,75	45837,14		
H ₂ O	18	2,64	47,45			2,64	47,45
H ₂ S	34	31,68	1077,13			31,68	1077,13
CH ₄	16	30,55	488,74			30,55	488,74
Sub Total		47450,45		45837,14		1613,32	
Total		47450,45		47450,45			

4. Multi Tube Reaktor (R-3101)

Fungsi : Tempat mereaksikan CO₂ dan H₂ menjadi produk (*methanol*)

Kondisi Operasi :

- Temperatur : 215 °C
- Tekanan : 51,3 atm



Tabel 4.8 Neraca Massa Basis R-3101

Komponen	BM	Masuk				Keluar	
		F9		F4		F10	
		Mol	Massa	Mol	Massa	Mol	Massa
CO ₂	44	100	4400			1	44
H ₂	2			300	600	3	6
CH ₃ OH	32					99	3168
H ₂ O	18					99	1782
Total		5000				5000	

Tabel 4.9 Neraca Massa Sebenarnya R-3101

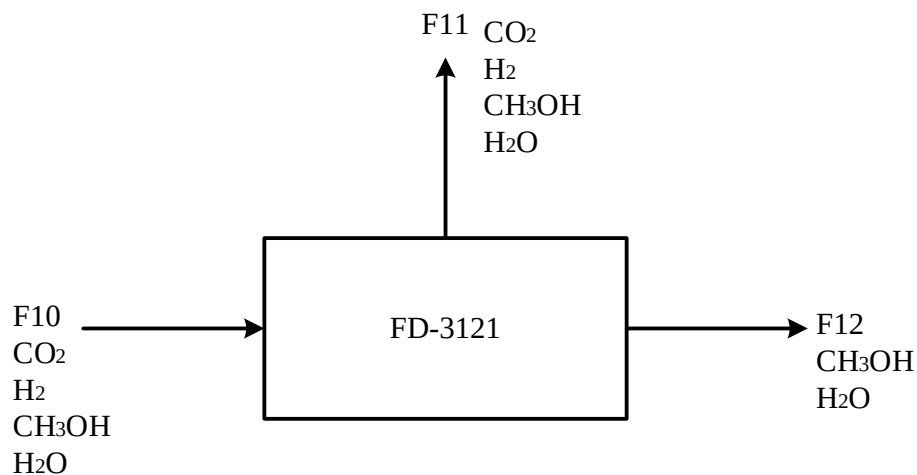
Komponen	BM	Masuk				Keluar	
		F9		F4		F10	
		Mol	Massa	Mol	Massa	Mol	Massa
CO ₂	44	1041,72	45835,78			10,42	458,36
H ₂	2			3125,17	6250,33	31,25	62,50
CH ₃ OH	32					1031,31	33001,76
H ₂ O	18					1031,31	18563,49
Total		52086,12				52086,12	

5. Flash Drum (FD-3121)

Fungsi : Tempat pemisahan gas (CO_2 dan H_2) terlarut dalam cairan (*methanol* dan Air)

Kondisi Operasi :

- Temperatur : 30 °C
- Tekanan : 1,1 atm



Tabel 4.10 Neraca Massa Basis FD-3121

Komponen	BM	Masuk		Keluar			
		F10		F11		F12	
		Mol	Massa	Mol	Massa	Mol	Massa
H ₂	2	3	6	3	6	0,00	0,00
CO ₂	44	1	44	1	44	0,00	0,00
CH ₃ OH	32	99	3168	15,64	501	83,36	2667,48
H ₂ O	18	99	1782	3,53	63,63	95,46	1718,36
Sub Total		5000		614,149		4386	
Total		5000		5000			

Tabel 4.11 Neraca Massa Sebenarnya FD-3121

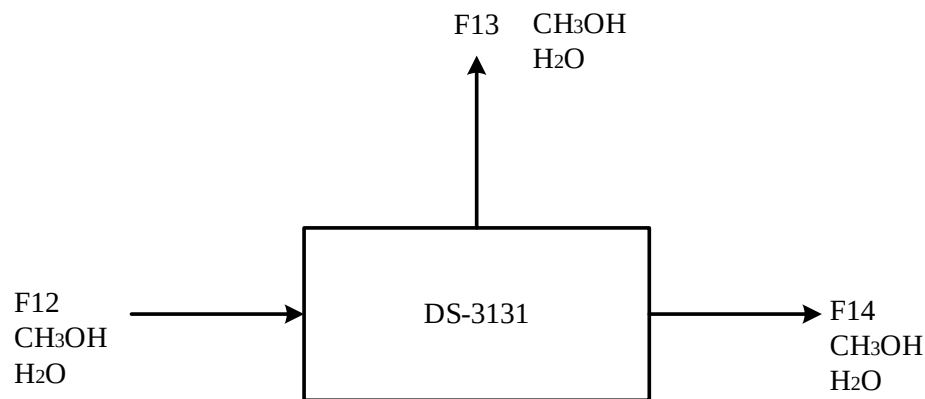
Komponen	BM	Masuk		Keluar			
		F10		F11		12	
		Mol	Massa	Mol	Massa	Mol	Massa
H ₂	2	31,25	62,50	31,25	62,50	0,00	0,00
CO ₂	44	10,42	458,36	10,42	458,36	0,00	0,00
CH ₃ OH	32	1031,31	33001,76	162,94	5214,01	868,37	27787,75
H ₂ O	18	1031,31	18563,49	36,83	662,86	994,48	17900,64
Sub Total		52086,12		6397,72		45688,39	
Total		52086,12		52086,12			

6. Distilasi (DS-3131)

Fungsi : Tempat pemisahan produk (*methanol*) dan air

Kondisi Operasi :

- Temperatur : 65 °C
- Tekanan : 1,1 atm



Tabel 4.12 Neraca Massa Basis DS-3131

Komponen	BM	Masuk		Keluar			
		F12		F13		F14	
		Mol	Massa	Mol	Massa	Mol	Massa
CH ₃ OH	32	83,36	2667	83,27	2664,79	0,08	2,69
H ₂ O	18	95,46	1718	0,09	1,73	95,36	1716,63
Sub Total		4386		83,37	2666,52	95,45	1719,32
Total		4386		4386			

Tabel 4.13 Neraca Massa Sebenarnya DS-3131

Komponen	BM	Masuk		Keluar			
		F12		F13		F14	
		Mol	Massa	Mol	Massa	Mol	Massa
CH ₃ OH	32	868,37	27787,75	867,49	27759,71	0,88	28,04
H ₂ O	18	994,48	17900,64	1,00	18,06	993,48	17882,57
Sub Total		1862,85	45688,39	868,49	27777,78	994,35	17910,61
Total		45688,39		45688,39			

4.2 Neraca Energi

Persamaan yang digunakan untuk menghitung nilai panas (Q) adalah sebagai berikut :

➤ **Panas Sensible**

$$Q = m \int C_p \Delta T \quad (\text{Himmelblau, Hal. 693})$$

➤ **Panas Laten**

$$- \quad m_s = \frac{\Delta Q}{\lambda}$$

$$- \quad Q_s = m_s \times H_v \quad (\text{Himmelblau, Hal. 693})$$

$$- \quad Q_c = m_s \times H_l$$

➤ **Panas Reaksi**

$$Q_R = -\Delta H_R \quad (\text{Himmelblau, Hal.770})$$

$$\Delta H_R = \Delta H^0_R + (\Delta H \text{ produk} - \Delta H \text{ reaktan})$$

$$\Delta H_R = \Delta H^0_f \text{ produk} - \Delta H^0_f \text{ reaktan}$$

$$\Delta H \text{ produk} = \sum (m.C_p. \Delta T)_{\text{produk}}$$

$$\Delta H \text{ reaktan} = \sum (m.C_p. \Delta T)_{\text{reaktan}}$$

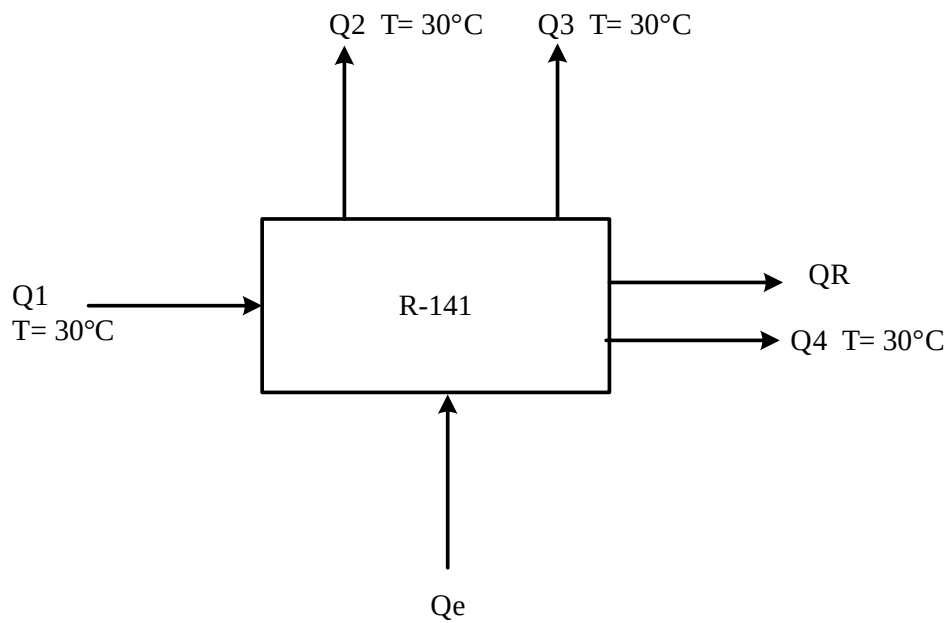
Berdasarkan perhitungan pada Lampiran B, diperoleh neraca energi masing-masing alat sebagai berikut :

1. Elektrolisis (R-141)

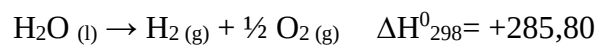
Fungsi : Reaktor pemisah ikatan H₂O menjadi Oksigen dan Hidrogen

Kondisi Operasi :

- Temperatur : 30 °C
- Tekanan : 1 atm
- Tegangan : 5496 Watt



Reaksi yang berlangsung pada R-141 :

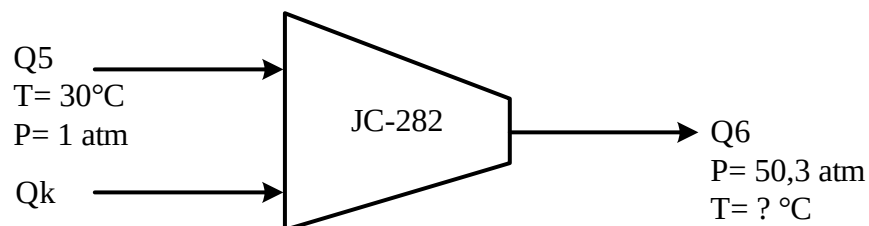


Tabel 4.14 Neraca Energi JC-282

Aliran Energi	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q1	573252,22	
Q2		451151,30
Q3		230002,75
Q4		17263,63
QR		107975,43
Qe	233140,88	
Total	806393,10	806393,10

2. Kompresor (JC-282)

Fungsi : Tempat menaikkan tekanan dan temperatur gas CO₂ sebelum masuk ke reaktor

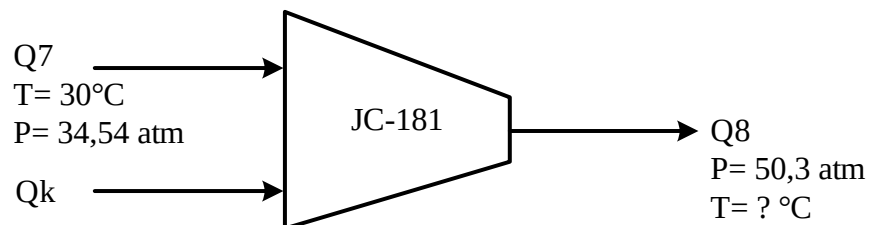


Tabel 4.14 Neraca Energi JC-282

Aliran Energi	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q5	192997,70	
Q6		801281,85
Qkompresi	608284,15	
Total	801282	801282

3. Kompresor (JC-181)

Fungsi : Tempat menaikkan tekanan dan temperatur gas H_2 sebelum masuk ke reaktor

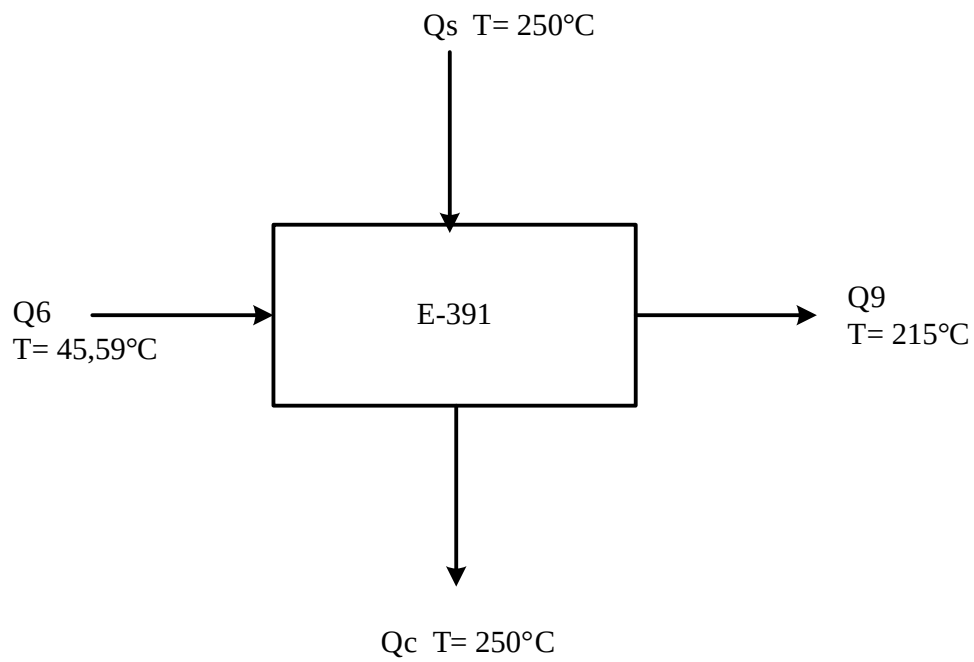


Tabel 4.15 Neraca Energi JC-181

Aliran Energi	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q7	451151,30	
Q8		649253,40
Qkompresi	198102,11	
Total	649253,40	649253,40

4. Heater (E-391)

Fungsi : Tempat memanaskan gas CO₂ sebelum masuk ke reactor

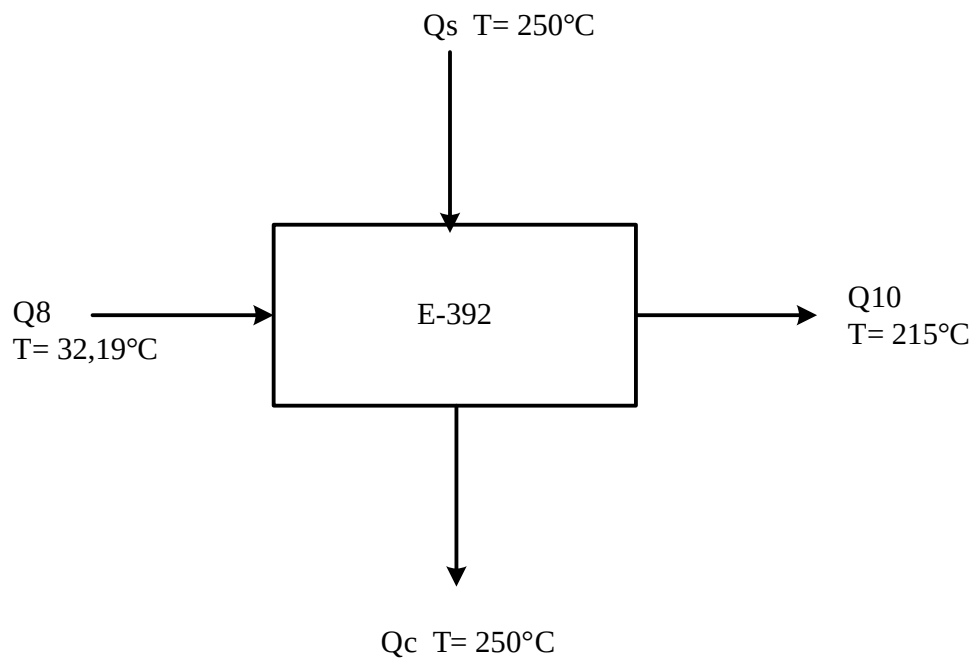


Tabel 4.16 Neraca Energi E-391

Panas	Masuk (Kj/jam)	Keluar (Kj/jam)
Q6	806537,77	
Q9		8063153,88
Qs in	11851993,33	
Qc out		4595377,22
Total	12658531,10	12658531,10

5. Heater (E-392)

Fungsi : Tempat memanaskan gas H₂ sebelum masuk ke *reactor*



Tabel 4.17 Neraca Energi E-392

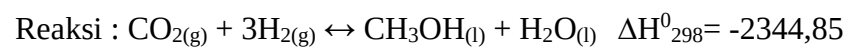
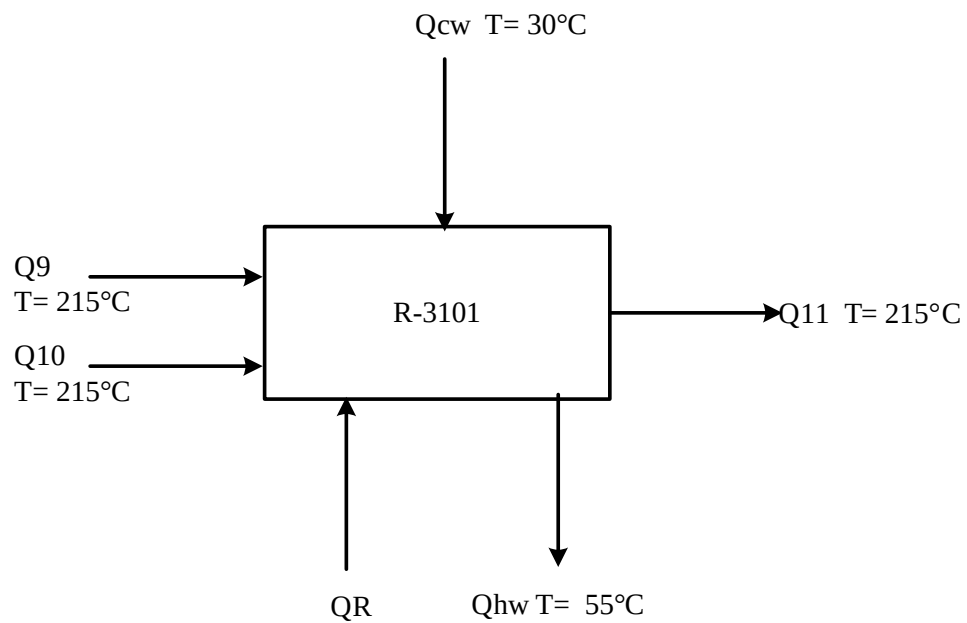
Aliran Energi	Masuk (Kj/jam)	Keluar (Kj/jam)
Q8	649253,4024	
Q10		17179006,4079
Qs in	26.997.503,98	
Qc out		10.467.750,97
Total	27646757,38	27646757,38

5. Multi Tube Reaktor (R-3101)

Fungsi : Tempat mereaksikan CO₂ dan H₂ menjadi produk (*methanol*)

Kondisi Operasi :

- Temperatur : 215 °C
- Tekanan : 51,3 atm

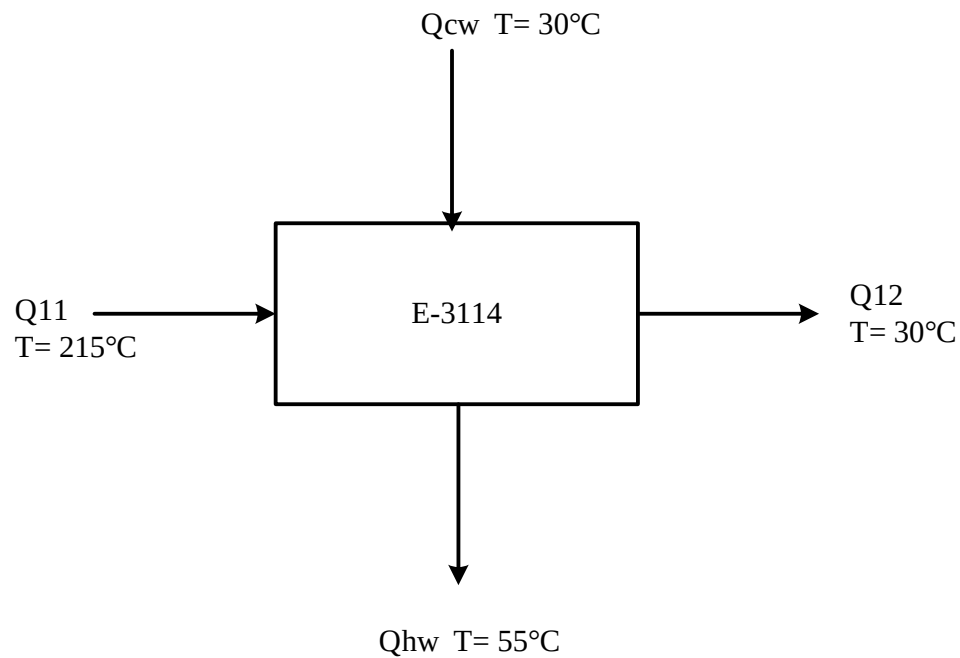


Tabel 4.18 Neraca Energi R-3101

Aliran Energi	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q9	8063153,88	
Q10	17179006,41	
Q11		17945288,74
QR	7299216,39	
QCw	213713,04	
Qhw		211368,19
Total	18156656,93	18156656,93

6. Cooler (E-3114)

Fungsi : Tempat mendinginkan produk keluaran *reactor* sebelum masuk ke flash drum

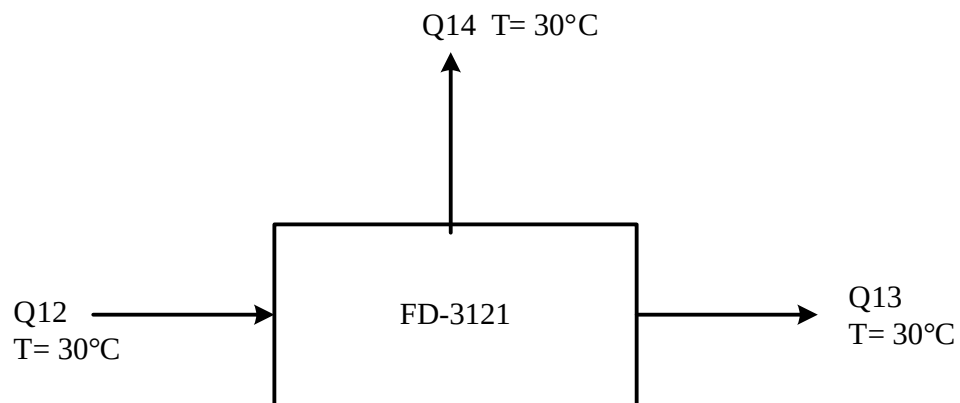


Tabel 4.19 Neraca Energi E-3114

Aliran Energi	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q11	17.945.289	
Q12		681.358
Qcw in	8.804.480	
Qhw out		26.068.411
Total	26.749.769	26.749.769

7. Flash Drum (FD-3121)

Fungsi : Tempat pemisahan gas (CO_2 dan H_2) terlarut dalam cairan (*methanol* dan Air)

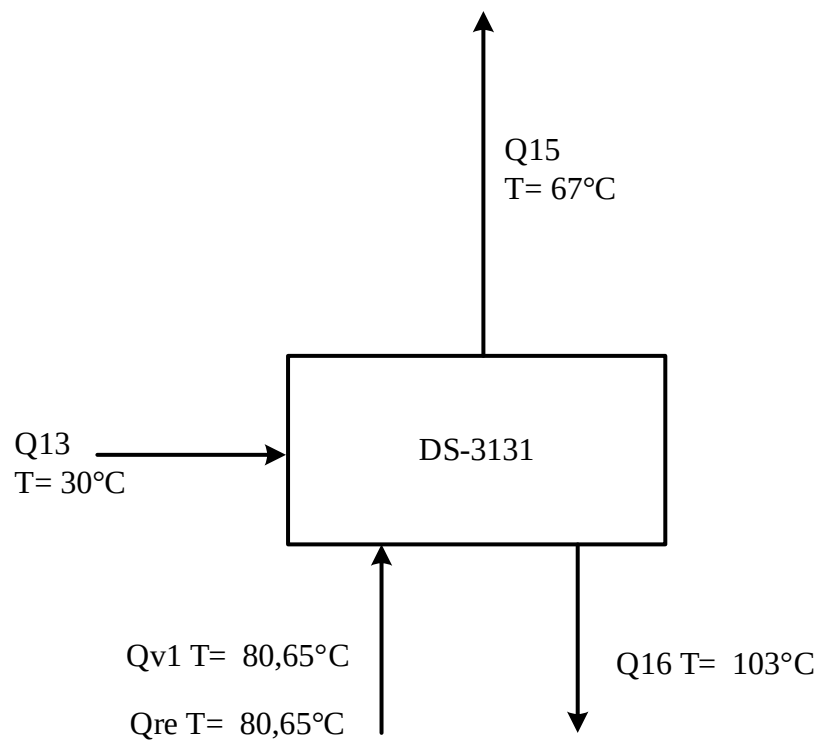


Tabel 4.20 Neraca Energi FD-3121

Aliran Energi	Masuk (Kj/jam)	Keluar (Kj/jam)
Q12	681357,96	
Q13		81543,21
Q14		599814,75
Total	681357,96	681357,96

8. Distilasi (DS-3131)

Fungsi : Tempat pemisahan produk (*methanol*) dan air

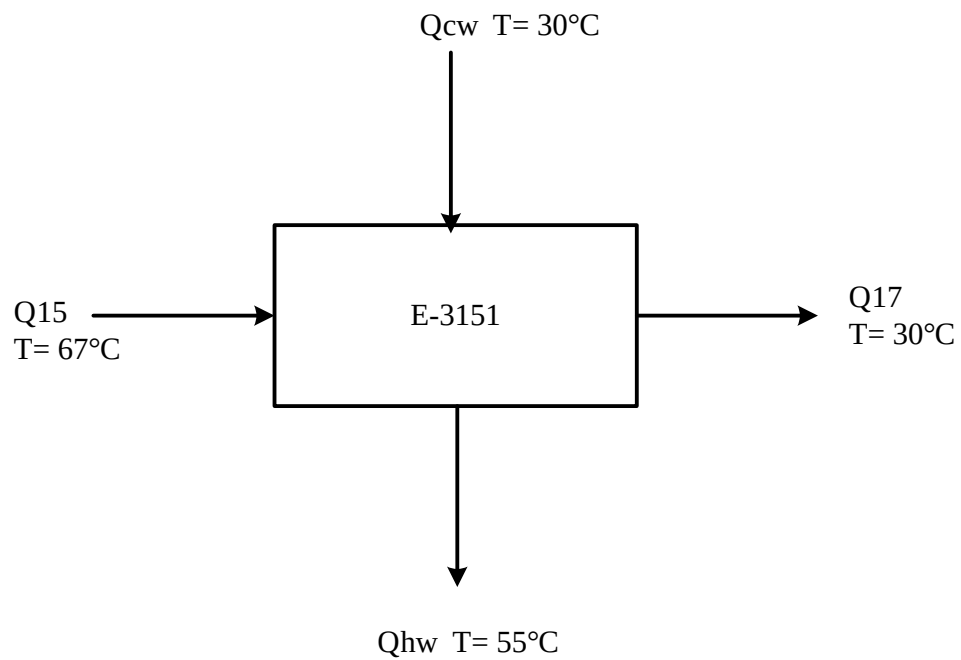


Tabel 4.21 Neraca Energi DS-3131

Komponen	Masuk (Kj/jam)	Keluar (Kj/jam)
Q13	9293167,02	
Q15		6324216,55
Q16		3017232,83
QV1	38,33	
QV2		0,0006
Qre	28316816,86	
Qc		28268572,82
Total	37610022,21	37610022,21

9. Kondensor (E-3151)

Fungsi : Tempat mendinginkan produk keluaran distilasi serta merubah fasa uap menjadi liquid

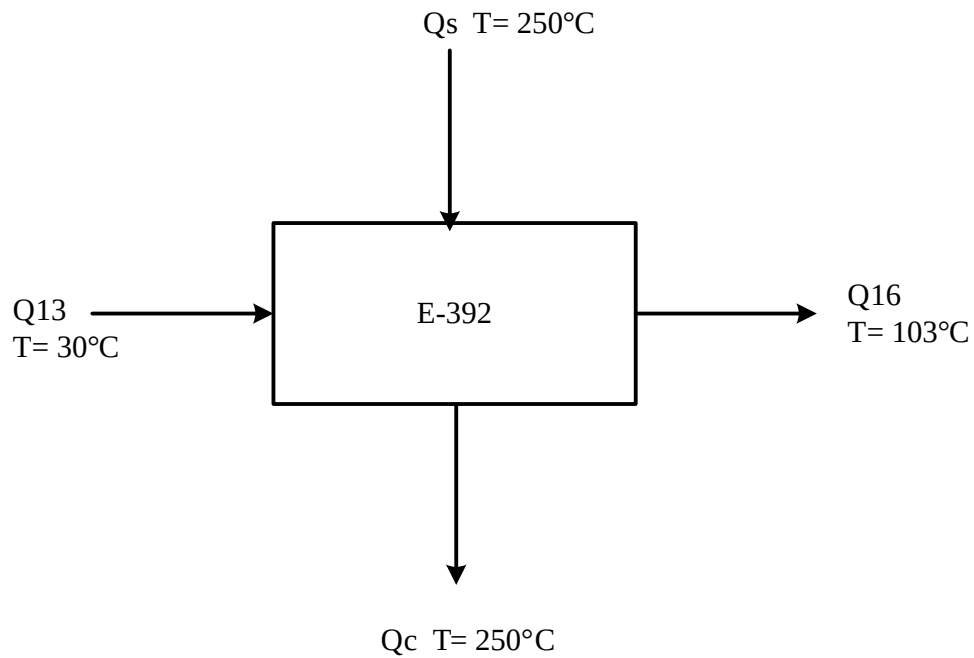


Tabel 4.22 Neraca Energi E-3151

Panas	Masuk (kj/jam)	Keluar (kl/jam)
Q15	198780,01	
Q17		6348198,322
Qcw in	13528720,29	
Qhw out		7379301,975
Total	13727500,3	13727500,3

10. Reboiler (E-3191)

Fungsi : media pemanas distilasi



Tabel 4.23 Neraca Energi E-3191

Panas	Masuk (kj/jam)	Keluar (kl/jam)
Q13	363666,9043	
Q16		151771470,7
Qs in	247.289.404,94	
Qs out		95.881.601,16
Total	247.653.072	247.653.072

BAB V

UTILITAS

Unit utilitas merupakan unit penunjang bagi unit-unit yang lain dalam suatu pabrik atau sarana penunjang untuk menjalankan suatu pabrik dari tahap awal sampai produk akhir. Utilitas yang diperlukan pada prarancangan pabrik Metanol dari Hidrogen dan Karbon Dioxide dengan kapasitas 200.000 ton/tahun ini meliputi:

1. Listrik digunakan untuk alat pompa dan penunjang lainnya. Kebutuhan listrik dapat dilihat pada table 5.1

Tabel 5.1 Kebutuhan listrik

Komponen	Kebutuhan (kW)
Peralatan proses	
Screw Conveyer (SC-121)	8,95
Pompa Sentrifugal (J-1161 – J-3165)	125,32
Reaktor Elektrolizer (R-141)	137,86
Kompresor 1 (JC-282)	39,38
Kompresor 2 (JC-181)	8,95
Peralatan Utilitas	
<i>Mixing Alum</i> (TP-252)	8,95
<i>Mixing Kaporit</i> (TP-273)	8,95
<i>Mixing Kapur Tohor</i> (TP-231)	8,95
<i>Coagulation Tank</i> (BPR-294)	16,47
<i>Floculation Tank</i> (BPR-2112)	16,47
<i>Cooling Tower</i> (CT-4231)	429,69
Peralatan Instrumen	100
Bengkel	100
Perumahan	20
Perkantoran	100
Peralatan Kantor Dan Konstruksi	15
Total	1144,97

2. Air yang digunakan pada pabrik metanol terdiri dari 3, yaitu :
 - Air pendingin, digunakan pada *cooler*
 Kebutuhan air pendingin dapat dilihat pada table 5.2

Tabel 5.2 Kebutuhan air pendingin

Kebutuhan Air Pendingin	Kg/jam
Cooler (E-3114)	4936,00
Reactor (R-3101)	22848,19
Kondensor (E-3151)	21596,57
Total	49380,77

- Air Umpan Boiler digunakan untuk membuat steam

Kebutuhan air Umpan Boiler dapat dilihat pada table 5.3

Tabel 5.3 Kebutuhan air pendingin

Kebutuhan Steam	Kg
Heater CO ₂ (E-391)	4232,25
Heater H ₂ (E-392)	9756,13
Reboiler Distilasi (E-3191)	16515,12
Total	30503,49

- Air sanitasi, digunakan untuk para karyawan lingkungan pabrik, perumahan, perkantoran, laboratorium, mesjid/mushola, kantin dan lain-lain. Kebutuhan air sanitasi dapat dilihat pada tabel 5.4

Tabel 5.4 Kebutuhan air sanitasi

Total Kebutuhan air sanitasi	Jumlah (kg/jam)
Perumahan	458,03
Perkantoran	416,40
Laboratorium	30
Poliklinik	30
Pemadam kebakaran	50
Masjid dan kantin	50
Total	1034,43

Total Kebutuhan Air

Kebutuhan air per jam :

- Air sanitasi = 647,59 kg/jam
 - Air pendingin = 49.380,77 kg/jam
 - Air proses = 57.992,79 kg/ jam
 - Air umpan boiler = 30503,49 kg/jam
-

$$\text{Total} = 138.524,64 \text{ kg/jam}$$

Pada saat operasi kontinu sejumlah air akan disirkulasikan dengan asumsi kehilangan air sebesar $\pm 20\%$.

$$\begin{aligned} \text{Air make up untuk cooling tower dan boiler} &= 20\% (\text{cooling tower} + \text{boiler}) \\ &= 7988,42 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah air pada saat start up} &= \text{total kebutuhan air} \\ &= 138.524,64 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Jumlah air yang hilang} = 66628,81 \text{ kg/jam}$$

Maka jumlah air yang dibutuhkan pada saat operasi kontinu adalah

$$\begin{aligned} &= \text{Total air make up} + \text{air sanitasi} + \text{air proses} \\ &= 66.628,81 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

5.1 Unit Penyediaan Listrik

Kebutuhan tenaga listrik pada pabrik metanol direncanakan untuk non proses (perumahan, perkantoran, laboratorium, mesjid/musholla, kantin dan lain-lain) dan keperluan proses seperti menggerakkan pompa, penerangan dan peralatan instrumentasi. Sumber pengadaan listrik untuk kebutuhan-kebutuhan tersebut diperoleh dari PT Star Energy Geothermal dan sebagai cadangan digunakan genset.

5.2 Unit Penyediaan Air

Untuk memenuhi kebutuhan air di pabrik methanol dari karbon dioksida digunakan sumber air yang berasal dari Sungai Cisadane yang ditampung di dalam bak penampung sementara, sebelum digunakan sebagai air sanitasi, dan air proses. Kualitas air sungai dapat dilihat pada Tabel 5.5

Tabel 5.5. Kualitas Sungai Cisadane

No	Parameter	Satuan	Kandungan
1	Suhu	°C	23 – 26,8
2	pH		6,0 – 6,5
3	TSS	mg/L	9-25
4	COD	mg/L	4 – 22,6

5	BOD	mg/L	3,48 - 4,25
6	Kekeruhan	NTU	35,50 – 46
7	DO	mg/L	5,80 - 6,96
8	Silika	mg/L	5,2 – 17,14
9	Besi	mg/L	0,5
10	Mn	mg/L	0,6
11	Sulfat	mg/L	400
12	Timbal	mg/L	0,03
13	Fecal Coliform	jml/100ml	100

Sumber : Direktorat jenderal pengendalian pencemaran dan kerusakan lingkungan, Kementerian Lingkungan Hidup

5.2.1 Air sanitasi

Air sanitasi adalah air yang mengandung mineral dan tidak mengandung kotoran atau bakteri. Air sanitasi digunakan untuk para karyawan lingkungan pabrik (perumahan, perkantoran, laboratorium, mesjid/musholla, kantin dan lain-lain). Karena air ini berhubungan langsung dengan kesehatan, maka air sanitasi harus memenuhi standar kualitas sebagai berikut :

1. Syarat fisika, yaitu:

- Suhu : di bawah suhu kamar
- Warna : tidak berwarna
- Rasa : tidak berasa
- Bau : tidak berbau
- Kekeruhan : < 1 mg SiO₂ / liter

2. Syarat kimia, meliputi:

- Tidak mengandung zat-zat organik maupun anorganik yang terlarut dalam air, seperti PO₄³⁻, Hg²⁺, Cu²⁺ dan logam-logam berat lainnya yang beracun.
- Syarat bakteriologis

Air sanitasi tidak mengandung kuman maupun bakteri terutama bakteri patogen. Untuk memenuhi persyaratan ini, setelah proses penjernihan harus diberi tambahan desinfektan seperti khlor cair atau kaporit.

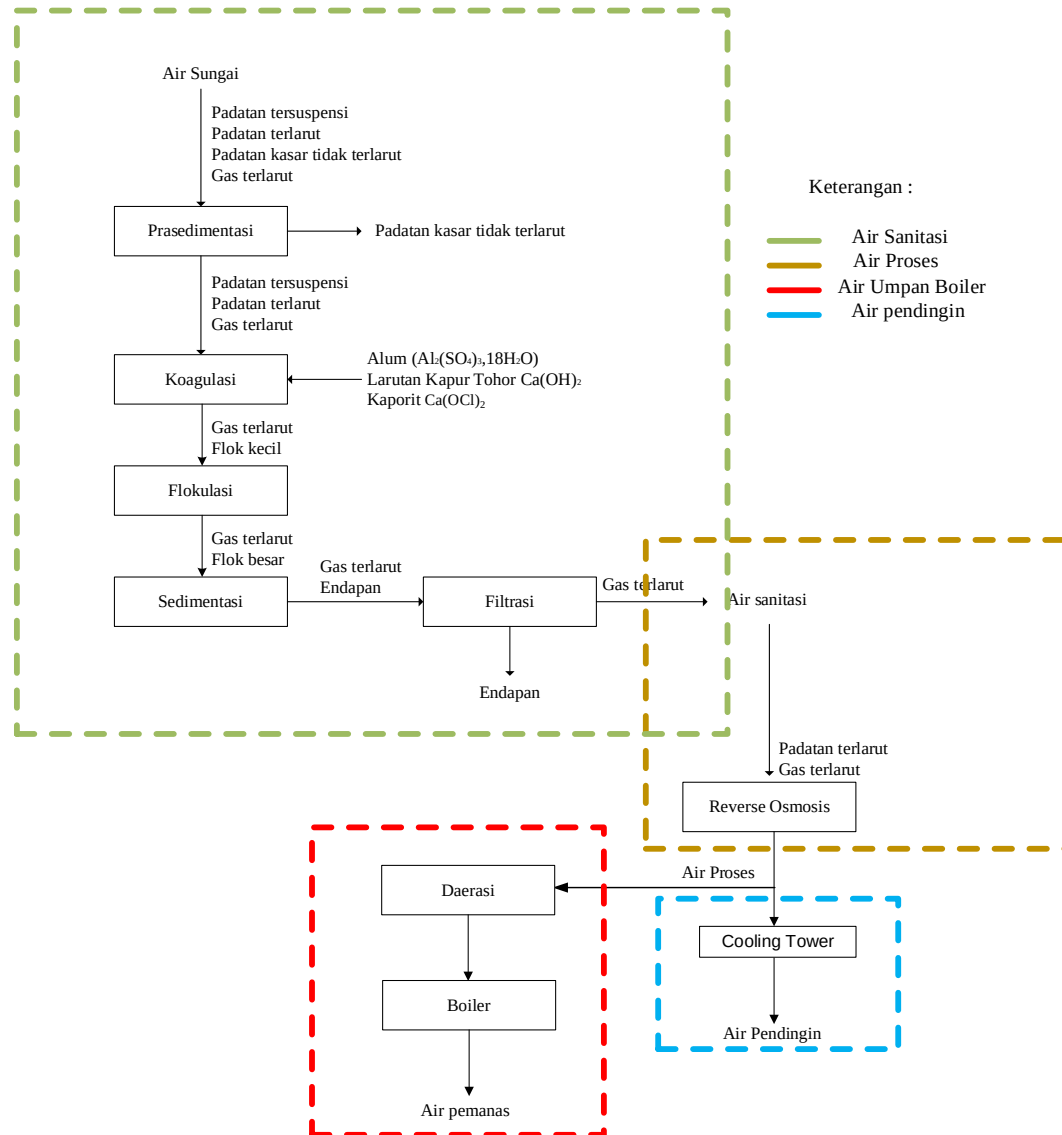
Pada Tabel 5.6 menyajikan ambang batas kandungan unsur atau senyawa kimia dalam air bagi kesehatan manusia.

Tabel 5.6 Ambang Batas Kandungan Unsur atau Senyawa Kimia dalam Badan Air Bagi Kesehatan Manusia

No.	Parameter	Unit	Standar Baku Mutu (kadar maksimum)
Wajib			
1.	pH	mg/l	6,5 - 8,5
2.	Besi	mg/l	1
3.	Fluorida	mg/l	1,5
4.	Kesadahan (CaCO_3)	mg/l	500
5.	Mangan	mg/l	0,5
6.	Nitrat, sebagai N	mg/l	10
7.	Nitrit, sebagai N	mg/l	1
8.	Sianida	mg/l	0,1
9.	Deterjen	mg/l	0,05
10.	Pestisida total	mg/l	0,1
Tambahan			
1.	Air raksa	mg/l	0,001
2.	Arsen	mg/l	0,05
3.	Kadmium	mg/l	0,005
4.	Kromium (valensi 6)	mg/l	0,05
5.	Selenium	mg/l	0,01
6.	Seng	mg/l	15
7.	Sulfat	mg/l	400
8.	Timbal	mg/l	0,05

Sumber : Kegiatan Industri dan Dampaknya Bagi Lingkungan

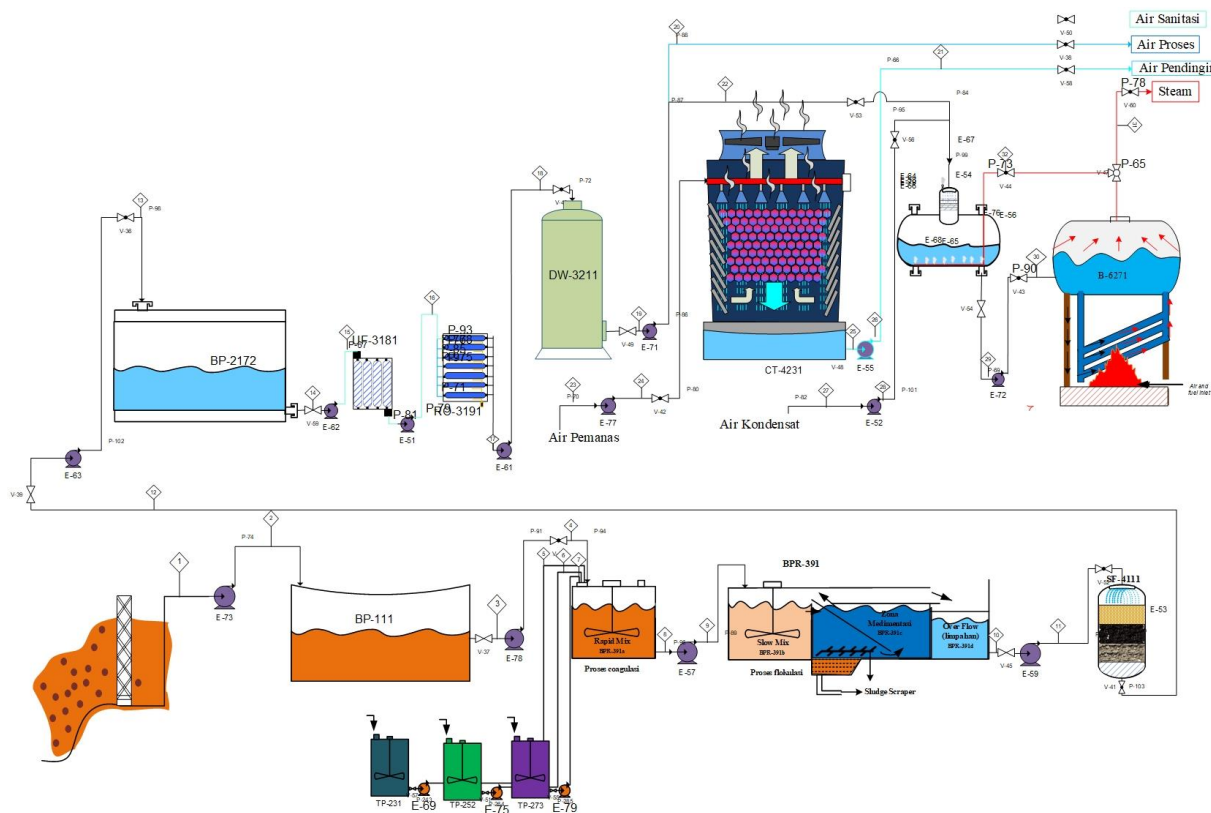
Pengolahan air dapat dilihat pada Gambar 5.1 dibawah ini.



Gambar 5.1 Blok Diagram Proses Pengolahan Air

**Jurusan Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Bung Hatta**

UTILITAS PABRIK METANOL DARI HIDROGEN DAN KARBON DIOKSIDA



Gambar 5.2 Flowsheet Proses Pengolahan Air

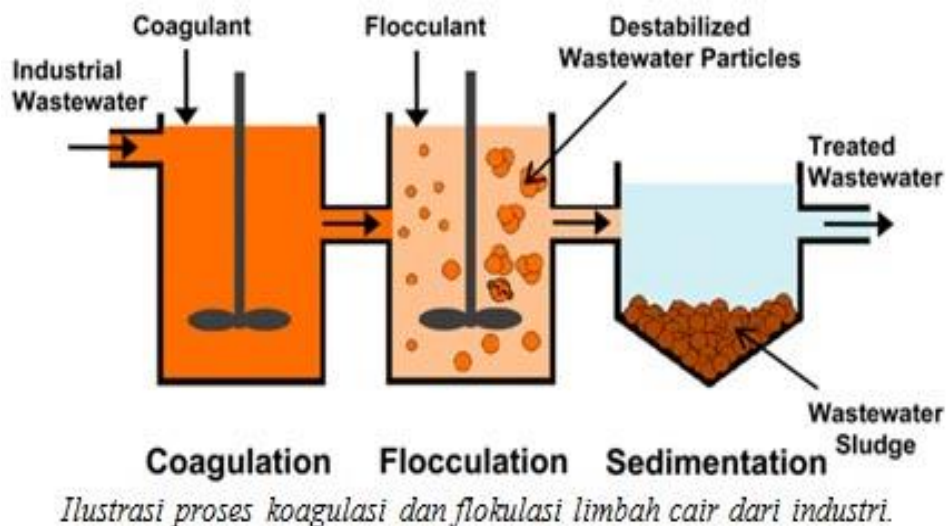
		Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Bung Hatta	
UTILITAS PABRIK METANOL DARI HIDROGEN DAN KARBON DIOKSIDA			
			TANDA TANGAN
Digambar	Rizka Aulia Rahmah 17100017411001		
	Vanisha Erlawaty Djanhari 170017411028		
Diperiksa dan Ditegasi	Prof. Dr. Eng Rini Desmairi, S.T., MT (Pembimbing)		
No	Kode Alat	Keterangan	
1	P-101 s/d P-52415	Pompa Air	
2	BP-111	Bak Penampung Air Sungai	
3	TP-231	Tangki Pelarutan Ca(OH) ₂	
4	TP-252	Tangki Pelarutan Al ₂ (SO ₄) ₃	
5	TP-273	Tangki Pelarutan Ca(OCL) ₂	
6	BPR-391	Bak Pengolahan Raw Water	
7	SF-4111	Sand Filter	
8	BP-2172	Bak Penampung Air Bersih	
9	RO-3191	Reverse Osmosis	
10	DW-3211	Demin Water Storage Tank	
11	DF-5251	Dearator	
12	B-6272	Boiler	
13		Ultra Filtrasi	
14	CT-4231	Cooling Tower	

a. Proses Presedimentasi

Air sungai sebelum dikirim ke unit utilitas, dipisahkan terlebih dahulu dari kotoran yang berupa zat padat kasar yang terapung dengan cara memasang saringan disekitar *suction* pompa pengambil air (P-101), lalu dipompakan dan dialirkan ke bak penampung (BP-111). Pada proses presedimentasi ini diharapkan dapat mengendapkan air baku sebanyak 20%.

b. Proses Pengolahan Raw Water

Air dari bak penampungan (BP-111) dialirkan ke bak pengolahan *raw water* (BPR-2112) yang terdiri dari empat buah bak, yaitu bak pembentukan koagulan/*Mixing Chamber*, bak pembentukan flok-flok/*Flocculation Chamber*, bak sedimentasi/*Sedimentation Chamber*, bak penampungan limbah air bersih/*Float Chamber*.



Gambar 5.3 Proses Pengolahan Raw Water

Bak pengolahan *raw water* (BPR-2112) berfungsi untuk menghilangkan padatan terlarut dengan cara menambahkan bahan kimia sehingga terbentuk gumpalan dari kotoran-kotoran yang tersuspensi dalam air. Pengolahan *raw water* terbagi menjadi tiga tahap :

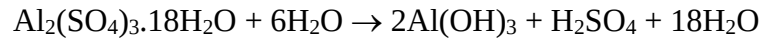
1) Proses koagulasi

Air dari bak penampungan (BP-111) dialirkan ke bak pembentukan koagulan (BPR-294), pada bak ini diinjeksikan bahan-bahan kimia sebagai berikut :

- Larutan Alum ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$)

Bahan kimia ini untuk menggabungkan beberapa molekul melalui penetralan muatan.

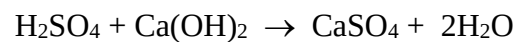
Reaksi yang terjadi :



- Larutan Kapur Tohor ($\text{Ca}(\text{OH})_2$)

Bahan ini digunakan untuk menetralkan air yang dihasilkan pada unit pengendapan sehingga memperoleh nilai pH=7.

Reaksi yang terjadi :



- Larutan *Calcium Hypochlorite* ($\text{Ca}(\text{OCl})_2$)

Penambahan $\text{Ca}(\text{OCl})_2$ berfungsi sebagai :

- Desinfektan berfungsi membunuh bakteri yang terdapat dalam air.
- Menghilangkan senyawa nitrogen dalam air, terutama amoniak.
- Mengontrol rasa, bau, dan warna.
- Meminimalkan H_2S .
- Meminimalkan Mn & Fe.
- Mengontrol alga & lumut.
- Sebagai bahan pendukung koagulasi

2) Proses Flokulasi

Proses flokulasi, yaitu penggabungan flok-flok kecil menjadi flok yang berukuran besar. Proses flokulasi juga bisa dipercepat dengan penambahan zat kimia tertentu (flokulan aid), seperti $\text{Ca}(\text{OH})_2$. Faktor utama yang mempengaruhi keefektifan koagulasi dan flokulasi air adalah tingkat kekeruhan air, padatan tersuspensi, pH, durasi dan tingkat agitasi selama koagulasi dan flokulasi, serta dosis koagulan.

Pengolahan dengan metode koagulasi-flokulasi dapat menghilangkan padatan tersuspensi sebesar 60-90%, BOD sebesar 40-70%, COD sebesar 30-60%, fosfor sebesar 70-90%, dan bakteri patogen yang menempel pada padatan tersuspensi sebesar 80-90% (U.S.EPA, 1987). Koagulan-koagulan yang terbentuk dialirkan bersama air ke bak pembentukan flok. Pada bak

ini dilengkapi dengan pengaduk yang berputar dengan lambat sehingga koagulan-koagulan saling bergabung membentuk flok-flok.

3) Proses Sedimentasi

Flok-flok yang terbentuk dialirkan bersama air ke bak sedimentasi. Flok-flok ini akan mengendap dengan proses sedimentasi, dimana flok akan terbentuk pada bagian dasar tangki dan air bersih dialirkan pada bagian atas (limpahan). Bak sedimentasi ini dilengkapi dengan *sludge scrapper* yang bertujuan untuk mengangkat lumpur agar lumpur lebih cepat keluar.

c. Filtrasi

Filtrasi adalah suatu proses pemisahan zat padat dari fluida (cair maupun gas) yang membawanya menggunakan suatu medium berpori atau bahan berpori lain untuk menghilangkan sebanyak mungkin zat padat halus yang tersuspensi dan kloid. Pada pengolahan air, filtrasi digunakan untuk menyaring air hasil dari proses koagulasi-flokulasi-sedimentasi sehingga dihasilkan air yang bersih.

Air bersih dari bak pengolahan *raw water* (BPR-2112) diteruskan ke *Sand Filter* (SF-2151), guna memisahkan kotoran-kotoran halus yang masih terdapat dalam air dan menghilangkan bau, rasa dan warna yang masih terdapat pada air tersebut. Penyaring yang digunakan pada *Sand Filter* (SF-2151) adalah pasir silika, karbon aktif, dan kerikil. Agar pasir tidak terikut didalam air, maka pada bagian bawah *Sand Filter* (SF-2151) diberi penyaring. Air yang keluar dari *Sand Filter* (SF-2151) ditampung pada tangki penampungan air bersih (BP-2172). Air bersih ini sebagian digunakan untuk air sanitasi dan sebagian lagi dilakukan *Demineralisasi* untuk mendapatkan air proses.

5.2.2 Air Proses

Air baku ini yang berasal dari Sungai Sukabumi sebagian digunakan untuk air sanitasi dan sebagian lagi dilakukan *Demineralisasi* untuk mendapatkan air proses yang diharapkan memiliki spesifikasi sesuai dengan syarat air yang digunakan untuk air proses. Ketidaksesuaian kriteria air menurut standar kualitas, maka harus memenuhi standar kualitas yang tertera pada **Tabel 5.7**.

Tabel 5.7 Persyaratan Air Proses

Parameter	Satuan	Pengendalian Batas
pH		7-7,5
Nacl	Ppm	0
CaCO ₃	Ppm	0
TDS	Ppm	<1

Selain itu air yang digunakan harus bebas dari mineral-mineral atau unsur yang menyebabkan kesadahan air menjadi tinggi. Ion-ion seperti Ca^{2+} dan Mg^{2+} akan menyebabkan tingginya kesadahan air disamping juga Mn^{2+} dan $\text{Fe}^{2+}/\text{Fe}^{3+}$. Ion-ion penyebab kesadahan ini harus dieliminasi sekecil mungkin sehingga konsentrasinya maksimum 0,05 ppm.

- **Reverse Osmosis**

Selanjutnya hasil dari keluaran filtrasi masih mengandung mineral-mineral maka dari itu perlu dilanjutkan proses demineralisasi menggunakan *Reverse Osmosis*. Prinsip kerja proses *Reverse Osmosis* ini merupakan kebalikan dari proses osmosis biasa.



Gambar 5.4 Proses pengolahan Reverse Osmosis

Pada proses osmosis biasa terjadi perpindahan dengan sendirinya dari cairan yang murni atau cairan yang encer ke cairan yang pekat melalui membran semi permeable. Adanya perpindahan cairan murni atau encer ke cairan yang pekat pada membran semi-permeable menandakan adanya perbedaan tekanan yang disebut tekanan osmosis.

Kriteria unjuk kerja membran bisa dilihat dari derajat impermeabilitas, yaitu seberapa baik membran menolak aliran dari larutan pekat; dan dari derajat permeabilitasnya, yaitu berapa mudahnya material murni melalui aliran menembus membran. Membran selulosa asetat merupakan bahan membran yang baik dari segi impermeabilitas dan permeabilitasnya. Bahan membrane lainnya yaitu etyl-cellulose, polyvinyl alcohol, methyl polymethacrylate dan sebagainya.

Pada proses pemisahan menggunakan RO, membran akan mengalami perubahan karena memampat dan menyumbat (fouling). Pemampatan atau fluks merosot itu serupa dengan perayapan plastik/logam ketika terkena beban tegangan kompresi. Makin besar tekanan dan suhu biasanya membran makin mampat dan menjadi tidak reversible. Normalnya membran bekerja pada suhu 21-35 derajat Celcius. Fouling membran dapat diakibatkan oleh zat-zat dalam air baku seperti kerak, pengendapan koloid, oksida logam, bahan organik dan silika. Oleh sebab itu cairan yang masuk ke proses reverse-osmosis harus terbebas dari partikel-partikel besar agar tidak merusak membran. Pada prakteknya, cairan sebelum masuk ke proses reverse-osmosis dilakukan serangkaian pengolahan terlebih dahulu, biasanya dilakukan pretreatment dengan koagulasi dan flockulasi yang dilanjutkan dengan adsorpsi karbon aktif dan mikrofiltrasi.

Pada suatu saat membran akan mengalami kotor, akibat dari adanya material-material yang tidak bisa lewat. Hal ini yang menyebabkan tersumbatnya membran. Kotoran yang terbentuk gumpalan kotoran, kerak atau hasil proses hidrolisa. Untuk mengembalikan kondisi semula dilakukan pembersihan dengan menggunakan larutan pembersih yang khusus. Bahan ini bisa melarutkan kotoran tetapi tidak merusak membran yang biasanya terbuat dari enzim. Proses pencucian dilakukan dengan meresirkulasi larutan pencuci ke membran selama kurang lebih 45 menit. Air yang keluar selanjutnya ditampung pada *demin water storage tank* (DW-3211) dan dapat digunakan untuk air proses, air umpan *boiler* serta air pendingin.

5.3 Air Pendingin

Penggunaan air pendingin pada alat perpindahan panas disebabkan faktor sebagai berikut:

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

Syarat air pendingin adalah tidak boleh mengandung *hardness* (penyebab pembentukan kerak), zat-zat organik (penyebab slime) dan silika (penyebab kerak).

5.4 Air Umpan Boiler

Air baku ini yang berasal dari sungai Cisadane, sebagian digunakan untuk air sanitasi dan sebagian lagi dilakukan Demineralisasi untuk mendapatkan air umpan boiler yang diharapkan memiliki spesifikasi sesuai dengan syarat air yang digunakan untuk umpan boiler. Air umpan boiler harus memenuhi standar kualitas, yang dapat dilihat pada Tabel 5.8.

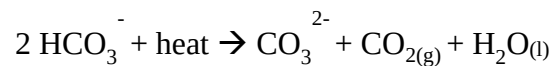
Tabel 5.8 Persyaratan Air Umpan Boiler

Parameter	Satuan	Pengendalian Batas
pH	Unit	7 – 9
Konduktivitas	µmhos/cm	5000, max
TDS	Ppm	3500, max
<i>Total Hardness</i>	Ppm	-
Silika	Ppm	150, max
Besi	Ppm	2, max
Phosphat residu	Ppm	20 – 50
Residu sulfat	Ppm	20 – 50
pH kondensat	Unit	8.0 – 9.0

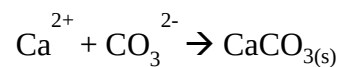
Sumber : PT.Nalco Indonesia

Selain itu air yang digunakan untuk umpan boiler harus bebas dari mineral-mineral atau unsur yang menyebabkan kesadahan air menjadi tinggi. Ion-ion seperti Ca^{2+} dan Mg^{2+} akan menyebabkan tingginya kesadahan air disamping juga Mn^{2+} dan $\text{Fe}^{2+}/\text{Fe}^{3+}$. Ion-ion penyebab kesadahan ini harus dieliminasi sekecil mungkin sehingga konsentrasinya maksimum 0,05 ppm.

Air umpan boiler dengan tingkat kesadahan yang tinggi dapat menyebabkan pembentukan kerak pada pipa maupun boiler itu sendiri. Kerak ini akan terbentuk ketika ion-ion seperti Ca^{2+} bereaksi dengan anion yang secara alami terdapat di dalam air, seperti ion bikarbonat (HCO_3^-) yang merupakan hasil reaksi antara CO_2 dengan air pada tekanan atmosfer. Ketika larutan yang mengandung Ca^{2+} dan HCO_3^- dipanaskan, endapan kalsium karbonat akan terbentuk sebagai hasil dari reaksi ion seperti di bawah ini.



Ion karbonat yang dihasilkan kemudian bereaksi dengan ion kalsium menurut persamaan reaksi :



Endapan kalsium karbonat inilah yang akan menempel pada permukaan peralatan sehingga mengurangi efisiensi alat. Pipa yang sudah ditumbuhi kerak ini akan memberikan hambatan gesekan sehingga mengurangi laju alir air. Fenomena terbentuknya kerak ini dapat dilihat pada Gambar 5.2



Gambar 5.5 Lapisan Kerak pada Pipa

Unit ini berfungsi memenuhi kebutuhan *steam* pabrik Metanol, *steam* dihasilkan oleh boiler dan digunakan untuk keperluan proses. Air umpan boiler

yang telah bebas dari kesadahan dan gas terlarut kemudian dialirkan ke dalam *steam boiler* (B-6271). Jenis boiler yang digunakan adalah *water tube boiler*. Gas panas yang dihasilkan dari proses pembakaran dialirkan melewati *tube-tube* dan memanaskan air yang ada disekeliling *tube*. Energi panas yang dilepaskan gas diserap oleh air sehingga air mengalami perubahan dari fasa cair menjadi fasa uap (*saturated* atau *superheated steam*). *Steam* yang dihasilkan memiliki temperatur 250°C, kemudian diteruskan ke *plant* sebagai contoh untuk digunakan pada unit *reboiler*. Kondensat yang dihasilkan kemudian dialirkan ke deaerator (DE-5251) kembali.

BAB VI

SPESIFIKASI PERALATAN

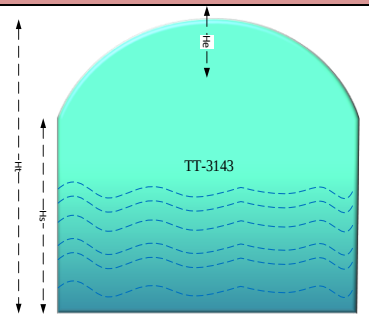
Berdasarkan perhitungan pada Lampiran C diperoleh spesifikasi peralatan utama dan peralatan utilitas pada prarancangan pabrik *Methanol* dari *Hydrogen* dan *Carbon Dioxide* seperti iuraikan di bawah ini.

6.1 Spesifikasi Peralatan Utama

6.1.1. Tangki Metanol (TT-3143)

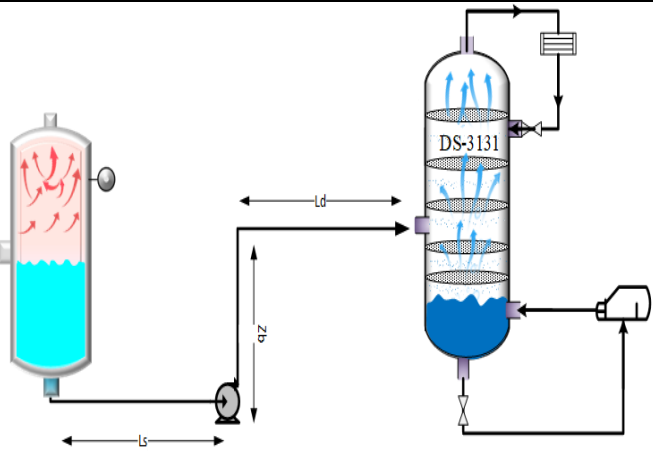
Tabel 6.1 Spesifikasi Tangki Metanol (TT-3143)

SPESIFIKASI	
Nama	<i>Methanol Storage</i>
Kode	TT-3143
Jumlah	4 unit
Fungsi	Tempan penyimpanan metanol 99%
Lama Penyimpanan	6 hari
Sifat bahan	Tidak korosif
Fasa bahan yang disimpan	Cair
DATA DESIGN	
Tipe	Silinder vertikal dengan alas datar dan tutup elipsoidal
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel</i> SA 283 Grade D
Temperatur	30°C
Kapasitas	1473,06 m ³
Diameter Tangki (Dt)	11,48 m
Tinggi Silinder (Hs)	13,78 m
Tinggi <i>ellipsoidal</i> (He)	4,05 m
Tinggi total (Ht)	16 m
Tebal dinding tangki (td)	0,7 in
Tebal dinding <i>ellipsoidal</i> (te)	0,7 in



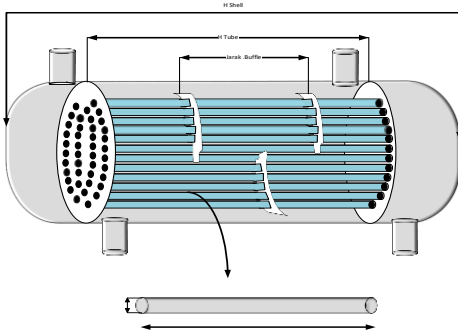
6.1.2. *Pump* (P-811)

Tabel 6.2 Spesifikasi *Pump* (P-811)

SPESIFIKASI	
Nama	<i>Pump</i>
Kode	(J-3163)
Jumlah	1 unit
Fungsi	Mengalirkan hasil <i>Flash Drum</i> (FD-3121) menuju <i>Distilasi</i> (DS-3131)
Fasa bahan	Cair
DATA DESIGN	
Tipe Bahan konstruksi Laju alir volumetrik Ukuran pipa Daya	 <i>Centrifugal pump</i> <i>Commercial steel pipe</i> 0,0043 ft³/detik 2,5 in sch 40 7 Hp

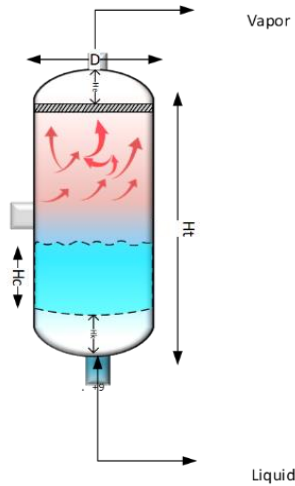
6.1.3 Heat Exchanger E-391

Tabel 6.3 Spesifikasi Heat Exchanger E-391

SPESIFIKASI		
Nama	Heat Exchanger	
Kode	E-391	
Jumlah	1 unit	
Fungsi	Memanaskan Karbon Dioxide sebelum masuk ke reaktor (R-3101)	
Sifat bahan	Tidak Korosif	
Fasa bahan	Cairan	
DATA DESIGN		
Tipe	Shell and Tube Heat Exchanger	
Gambar		
Parameter	Tube (Fluida dingin)	Shell (Fluida Panas)
L (panjang)	16 ft	16 ft
BWG	16	16
Diameter dalam (ID)	1,36 in	33 in
Diameter luar (OD)	1,5 in	33,091 in
Pressure drop (ΔP)	0,0036 Psi	0,0019 Psi
Baffle space	13,2 in	
Dirt Factor (Rd)	0,001 Btu/hr.ft ² .°F	
Bahan konstruksi	Carbon Steel (SA-240 Grade 304, 18 Cr-8 Ni)	

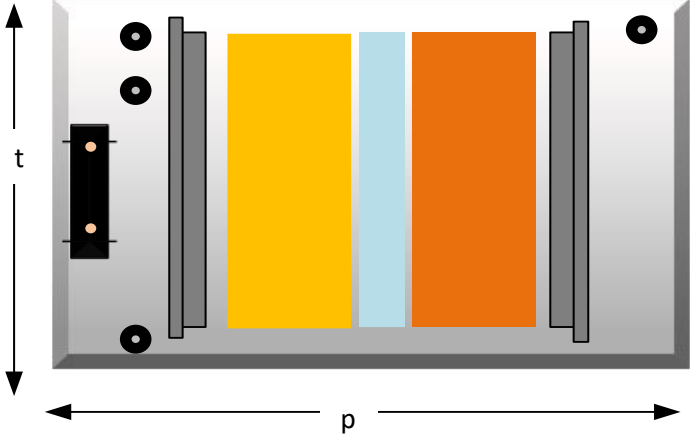
6.1.4 Flash Drum (FD-3121)

Tabel 6.4 Spesifikasi *Flash Drum* (FD-3121)

SPESIFIKASI	
Nama	<i>Flash Drum</i>
Kode	FD-3121
Jumlah	1 unit
Fungsi	Memisahkan fasa gas dalam fasa liquid
Sifat bahan	Tidak Korosif
Fasa bahan	Gas Cair
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	<i>Silinder vertical</i> dengan tutup atas dan bawah <i>ellipsiodal</i>
Temperatur	30°C
Jumlah	1 Unit
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel</i> SA 283 Grade D
Kapasitas	9267,81 m ³
Diameter	2 m
Tinggi Tangki	2,9 m
Tinggi Ellipsiodal	0,5 m
Tinggi Liquid	1,5 m
Tinggi Vapor	1,3 m
Tinggi total	4 m
Tebal Tangki	0,0038 m

6.1.5 *Electrolyser (E-391)*

Tabel 6.5 Spesifikasi *Elektrolizer E-391*

SPESIFIKASI	
Nama	<i>Electrolyser</i>
Kode	R-141
Jumlah	1 unit
Fungsi	Memproduksi Hydrogen dan Oksigen
Sifat bahan	Tidak Korosif
Fasa bahan	Cair- Gas
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	<i>Electroliser EL 2.1</i>
Jenis Membran	<i>AEM</i>
Jenis Elektroda	<i>Platinum (Anoda) dan Iridium (Catoda)</i>
Bahan Kontruksi	<i>Carbon Steel (SA-823)</i>
Temperatur	30°C
Tekanan	35 atm
Kapasitas	11,6 m ³
Dimensi (P x L x T)	3 x 4 x 2 m
Panjang Elektroda	1,3 m (2 elektroda)
Panjang GDL plat	0,13 m
Panjang Membran	0,2 m

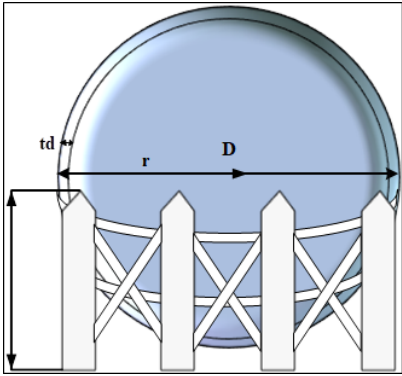
6.1.6 Kompresor (JC-282)

Tabel. 6.6 Spesifikasi Kompresor (JC-282)

SPESIFIKASI	
Nama	Kompresor
Kode	JC-282
Jumlah	1 Unit
Fungsi	Menaikkan tekanan umpan CO ₂ sebelum masuk ke reaktor
Sifat Bahan	Tidak Korosif, tidak volatil, tidak reaktif
Fasa Bahan Yang Dialirkan	Gas
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	<i>Centrifugal Multi Stage Compressor</i>
Laju alir	45835,78961 Kg/Jam
Stage	3
Daya	2,2 Hp
Tekanan	50,3 Atm

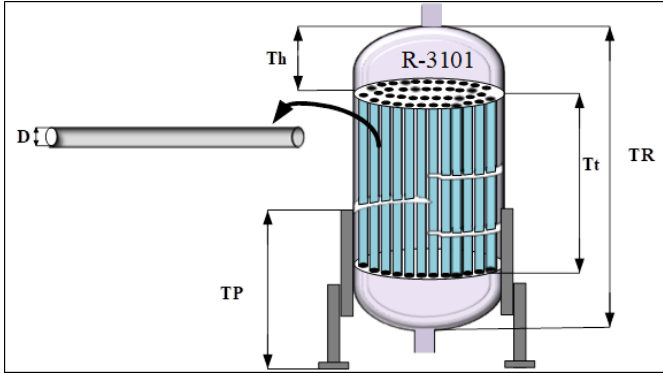
6.1.7 Tangki Penyimpanan Hidrogen (TT-162)

Tabel 6.7 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Hidrogen (TT-162)

SPESIFIKASI	
Nama	Tangki Penyimpanan Hidrogen
Kode	TT-162
Jumlah	1 unit
Fungsi	Tempat penyimpanan Hidrogen
Lama Penyimpanan	1 hari
Sifat bahan	Tidak Korosif, volatil, reaktif
Fasa bahan yang disimpan	Gas
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	Bola (<i>Spherical</i>) dengan penyangga
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i> (SA-283)
Temperatur	30°C
Tekanan	34,54 atm
Kapasitas	208,80 m ³
Diameter tangki (D)	5,78 m
Tebal dinding tangki (t _s)	2,75 in

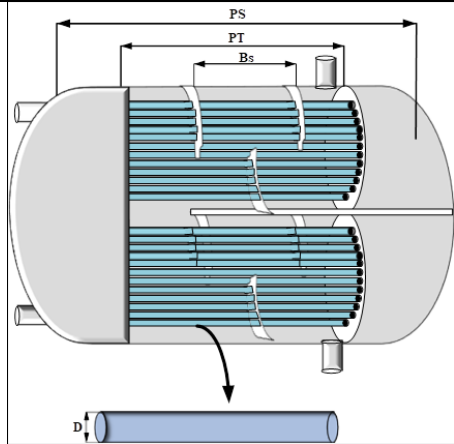
6.1.8 Reaktor PFR *Multi Tube* (R-3101)

Tabel 6.8 Spesifikasi Reaktor *Multi Tube* (R-3101)

SPESIFIKASI	
Nama	Reaktor PFR <i>Multi Tube</i>
Kode	R-3101
Jumlah	1 unit
Fungsi	Tempat berlangsungnya reaksi hidrogenasi antara CO_2 dan H_2 menjadi CH_3OH (<i>Methanol</i>)
DATA DESIGN	
Gambar	
Katalis	Jenis : (>5% CuO, >10% ZNO dan Al_2O_3) Bentuk : Solid cylinder Bulk density : 0,78 g/cm³ Porositas : 0,43 D partikel : 0,59 cm Jumlah katalis : 144,68 kg
Diameter tube	ID = 1 in
Panjang tube	10 m
Jarak antar tube	1,25 In
Jumlah tube	1240
Diameter Reaktor	7 m
Tinggi tutup atas dan bawah ellipsoidal	147,78 in
Tinggi reaktor	13 m
Tebal Reaktor	2,75 in

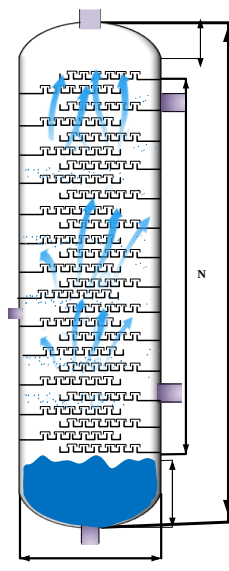
6.1.9 Cooler (E -3114)

Tabel 6.9 Spesifikasi Cooler (E-3114)

SPESIFIKASI		
Nama	Cooler	
Kode	E-3114	
Jumlah	1 unit	
Fungsi	Mendinginkan produk reaktor (R-3101)	
Sifat bahan	Tidak Korosif	
Fasa bahan	Cairan	
DATA DESIGN		
Tipe	Shell and Tube Heat Exchanger	
Gambar		
Parameter	Tube (Fluida Panas)	Shell (Fluida Dingin)
L (panjang)	16 ft	16 ft
BWG	12	12
Diameter dalam (ID)	1,280 in	17,25 in
Diameter luar (OD)	1,5 in	18,16 in
Pressure drop (ΔP)	0,11 Psi	0,008 Psi
Buffle space	6,9 in	
Dirt Factor (Rd)	0,001 Btu/hr.ft ² .°F	
Bahan konstruksi	Carbon Steel (SA-240 Grade 304, 18 Cr-8 Ni)	

6.1.10 Destilasi (DS-3131)

Tabel 6.10 Spesifikasi *Distilasi* (DS-3131)

SPESIFIKASI	
Nama	<i>Distilasi Column</i>
Kode	DS-3131
Jumlah	1 unit
Fungsi	Memisahkan metanol dan air
Sifat bahan	Volatil
Fasa bahan	Cairan
DATA DESIGN	
Gambar	 The diagram illustrates a vertical distillation column. It features a series of horizontal trays inside the column, with blue arrows indicating the upward flow of vapor and downward flow of liquid. The column has a rounded top and bottom. Dimension lines indicate the diameter 'D' at the base and the total height 'N' of the column body.
Tipe	<i>Tray Column</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steell Grade D</i>
Temperatur	80,65 °C
Diameter	4,8 m
Tinggi Kolom Distilasi	10 m
Tray Space	0,6 m
Jumlah Tray	27 Stage
Tinggi Elipsoidal Head	0,89 m
Tinggi Liquid	3,3 m
Tebal tangki	0,18 in

BAB VII

TATA LETAK PABRIK DAN K3LH (KESEHATAN, KESELAMATAN KERJA DAN LINGKUNGAN HIDUP)

Susunan peralatan dan fasilitas dalam suatu rancangan alir proses merupakan syarat penting dalam memperkirakan biaya secara akurat sebelum mendirikan pabrik atau desain secara terperinci pada masa mendatang meliputi desain sarana perpipaan, fasilitas bangunan, tata letak peralatan dan kelistrikan. Hal ini secara khusus akan memberi informasi yang dapat diandalkan terhadap biaya bangunan dan tempat, sehingga dapat diperoleh perhitungan biaya yang terperinci sebelum pabrik didirikan.

7.1 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik adalah suatu perencanaan dan pengintegrasian aliran dari komponen-komponen produksi suatu pabrik, sehingga diperoleh suatu hubungan yang efisien dan efektif antara operator, peralatan dan gerakan material dari bahan baku menjadi produk. Tata letak suatu pabrik memainkan peranan yang penting dalam menentukan biaya produksi serta efisiensi dan keselamatan kerja. Oleh karena itu tata letak pabrik harus disusun secara cermat untuk menghindari kesulitan dikemudian hari.

Suatu rancangan pabrik yang rasional mencakup penyusunan area proses, *storage* (persediaan) dan area pemindahan/area alternatif (area *handling*) pada posisi yang efisien dan dengan melihat faktor-faktor sebagai berikut (*Timmerlaus*, 2004) :

- a. Urutan proses produksi dan kemudahan aksesibilitas operasi, jika suatu produk perlu diolah lebih lanjut maka pada unit berikutnya disusun berurutan sehingga sistem perpipaan dan penyusunan letak pompa lebih sederhana.
- b. Pengembangan lokasi baru atau penambahan/perluasan lokasi yang telah ada sebelumnya.
- c. Distribusi ekonomis dari fasilitas logistik (bahan baku dan bahan pelengkap), fasilitas utilitas (pengadaan air, *steam*, tenaga listrik dan bahan bakar),

- d. bengkel untuk pemeliharaan/perbaikan alat serta peralatan pendukung lainnya.
- e. Bangunan menyangkut luas bangunan, kondisi bangunan dan konstruksinya yang memenuhi syarat.
- f. Pertimbangan kesehatan, keamanan dan keselamatan seperti kemungkinan kebakaran/ peledakan.
- g. Masalah pembuangan limbah.
- h. Alat-alat yang dibersihkan/dilepas pada saat *shut down* harus disediakan ruang yang cukup sehingga tidak mengganggu peralatan lainnya.
- i. Pemeliharaan dan perbaikan.
- j. Fleksibilitas dalam perencanaan tata letak pabrik harus dipertimbangkan dengan kemungkinan dari perubahan proses/mesin, sehingga perubahan-perubahan yang dilakukan tidak memerlukan biaya yang tinggi.
- k. *Service area* seperti kantin, tempat parkir, ruang ibadah dan sebagainya diatur sedemikian rupa sehingga tidak terlalu jauh dari tempat kerja.

Penyusunan tata letak peralatan proses, tata letak bangunan dan lain-lain akan berpengaruh secara langsung pada investasi modal, biaya produksi, efisiensi kerja dan keselamatan kerja. Pengaturan tata letak pabrik yang baik akan memberikan beberapa keuntungan seperti :

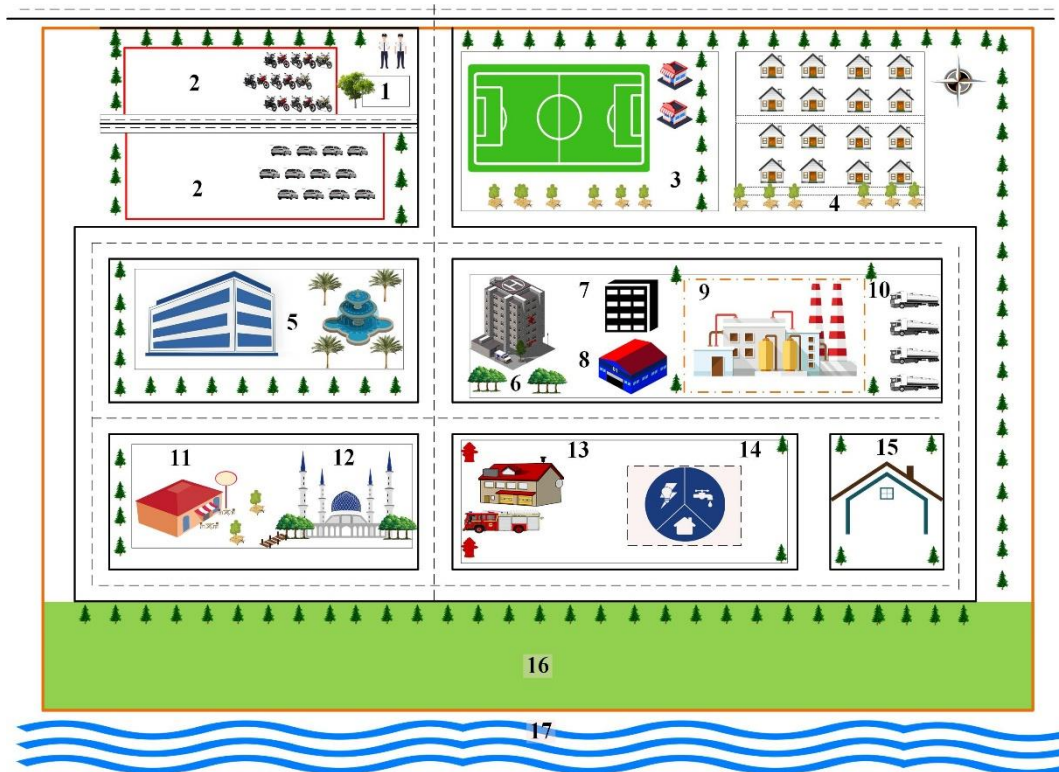
- 1. Mengurangi jarak transportasi bahan baku dan produk sehingga memudahkan proses material *handling*.
- 2. Memberikan ruang gerak yang lebih leluasa sehingga mempermudah perbaikan mesin dan peralatan yang rusak.
- 3. Menurunkan ongkos produksi.
- 4. Meningkatkan keselamatan kerja.
- 5. Mengefesiensikan kerja semaksimal mungkin.
- 6. Meningkatkan pengawasan operasi dan proses agar lebih baik.

Pabrik *Methanol* ini direncanakan berdiri di Sukabumi, Jawa Barat dengan perincian sebagai berikut :

Tabel 7.1 Perincian Luas Lahan Pabrik *Metanol*

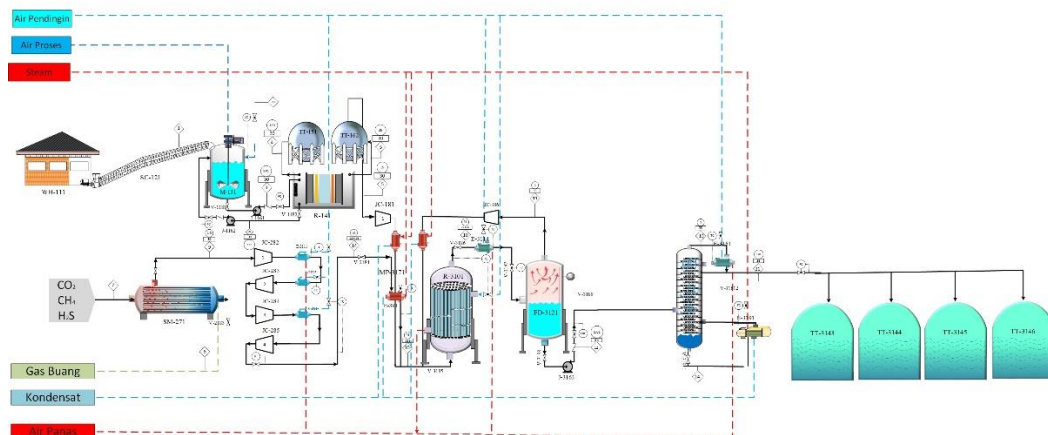
Kode	Keterangan	Luas (m ²)
1	Pos Keamanan	80
2	Parkir	1.000
3	Jalan/ Taman dan Mess	15.000
4	Perumahan	20.000
5	Kantor dan ruang pelatihan	400
6	Poliklinik	200
7	Laboratorium dan Ruang Kontrol	1.200
8	Area Penyimpanan Proses	400
9	Area Pabrik	10.000
10	Area Bahan Baku	750
11	Kafetaria	25
12	Masjid	200
13	Unit Pemadam Kebakaran	1.000
14	Utilitas	750
15	Gudang Maintenance	500
16	Area Perluasan	30.000
17	Sungai	-

Tata letak lingkungan pabrik dan tata peralatan pabrik dapat dilihat pada Gambar 7.1 dan 7.2

**Gambar 7.1** Tata Letak Lingkungan Pabrik *Metanol*

Keterangan Gambar:

- | | |
|-----------------------------------|----------------------------|
| 1. Pos satpam | 11. Kafetaria |
| 2. Area parkir | 12. Musholla |
| 3. Lapangan Sepak Bola | 13. Unit pemadam kebakaran |
| 4. Perumahan pegawai dan mess | 14. Warehouse |
| 5. Kantor | 15. Area Utilitas |
| 6. Laboratorium dan ruang control | 16. Area perluasan |
| 7. Klinik | 17. Aliran Sungai |
| 8. Warehouse bahan baku | |
| 9. Area Pabrik | |
| 10. Warehouse produk | |



Gambar 7.2 Tata Letak Alat Pabrik Metanol

Keterangan gambar :

1. Ware House
2. Screw Conveyer
3. Mixing
4. Reaktor Elektrolizer
5. Tangki Hidrogen
6. Tangki Oksigen
7. Kompresor Hidrogen
8. Membran Hollow Fiber
9. Kompresor Multi Stage

7.2 Kesehatan dan Keselamatan Kerja Lingkungan Hidup

Suatu usaha perencanaan dalam pengaturan peralatan pabrik sehingga seluruh karyawan, masyarakat sekitar dan lingkungan terhindar dari bahaya yang ditimbulkan oleh pabrik.

Dalam melaksanakan pekerjaan setiap karyawan perlu disiplin untuk menghindari bahaya yang mungkin terjadi. Dengan adanya keselamatan kerja suatu pabrik, berarti ada usaha untuk menciptakan lingkungan kerja yang aman, bebas dari kecelakaan, kehancuran dan kebocoran. Selain bahaya yang bersumber dari dalam pabrik, bahaya juga dapat berasal dari luar pabrik, seperti angin, gempa dan petir.

Usaha – usaha yang perlu diperhatikan untuk menanggulangi bahaya – bahaya yang mungkin terjadi adalah sebagai berikut :

1. Tangki dipilih yang tahan tekan, tahan korosi dan dilengkapi dengan *manhole* dan *handhole* untuk pemeriksaan dan pemeliharaan.
2. Memakai jaket untuk mencegah kebocoran pada suatu sistem pemipaan.
3. Pipa – pipa yang dialiri fluida panas dan beracun diberi warna kontras dan dipasang jauh dari tempat karyawan lewat.
4. Lampu – lampu penerangan pada pabrik harus dipasang memadai.
5. Kabel – kabel listrik pada daerah suatu proses diberi isolasi khusus yang tahan terhadap panas.
6. Bangunan – bangunan yang tinggi harus diberi penangkal petir.
7. Ventilasi udara untuk laboratorium dan ruang penyimpanan bahan kimia harus cukup, agar sirkulasi udara baik.
8. Sistem pemadaman kebakaran disesuaikan dengan jenis proses.
9. Pengontrolan harus diadakan secara periodik untuk semua peralatan dan instalasi pabrik.

7.2.1 Sebab – Sebab Terjadinya Kecelakaan

Secara umum sebab terjadinya kecelakaan sebagai berikut :

1. Lingkungan fisik

Lingkungan fisik meliputi mesin, peralatan, bahan produksi, lingkungan kerja, penerangan dan lain – lain.

Kecelakaan terjadi akibat :

- Kesalahan perencanaan.
- Rusaknya peralatan.
- Kesalahan waktu pembelian.
- Terjadi ledakan karena kondisi operasi yang tidak terkontrol.
- Penyusunan peralatan dan bahan produksi yang kurang tepat.

2. Manusia (karyawan)

Kecelakaan yang disebabkan oleh manusia (karyawan) antara lain :

- Kurangnya pengetahuan dan keterampilan karyawan.
- Ketidakcocokan karyawan dengan peralatan proses atau lingkungan kerja.
- Kurangnya motivasi kerja dan kesadaran karyawan akan keselamatan kerja.
- Ketidakmampuan fisik, mental serta faktor bakat lainnya.

3. Sistem manajemen

Adapun kecelakaan yang disebabkan oleh sistem manajemen adalah :

- Kurangnya perhatian terhadap keselamatan kerja.
- Kurangnya penerapan prosedur kerja dengan baik.
- Kurangnya pengawasan terhadap kegiatan pemeliharaan pabrik dan modifikasi pabrik.
- Tidak mengadakan inspeksi peralatan.
- Kurang perhatian pada sistem penganggulangan bahaya.

7.2.2 Peningkatan Usaha Keselamatan Kerja

Untuk meningkatkan keselamatan kerja yang harus diperhatikan dahulu adalah perkiraan–perkiraan di daerah mana yang paling rawan dengan kecelakaan. Kemudian mengetahui jenis kecelakaan apa saja yang dapat terjadi.

Dilokasi pabrik *fatty amine* ini kemungkinan jenis kecelakaan yang terjadi adalah :

1. Kecelakaan karena ledakan dan kebakaran dapat terjadi terutama di area proses dan utilitas. Hal – hal yang perlu diperhatikan:

- Cara pemasangan peralatan proses pabrik.
- Kondisi operasi yang terjadi pada masing – masing alat.
- Pemeriksaan terhadap peralatan hendaknya dilakukan secara rutin.
- Menyediakan alat pemadam kebakaran serta alat penyelamatan yang baru.

2. Kecelakaan secara fisik

Kecelakaan ini terjadi karena :

➤ Benturan

Pencegahan dapat dilakukan dengan :

- Memberi pagar pembatas pada peralatan yang bergerak.
- Mewajibkan setiap karyawan memakai helm dan sepatu pengaman apabila masuk ke lokasi pabrik.

7.2.3 Alat Pelindung Diri (APD)

Alat Pelindung Diri (APD) merupakan kelengkapan yang wajib digunakan saat bekerja sesuai bahaya dan risiko kerja untuk menjaga keselamatan pekerja itu sendiri dan orang di sekelilingnya. Kewajiban itu sudah disepakati oleh pemerintah melalui Departemen Tenaga Kerja Republik Indonesia.

Semua jenis APD harus digunakan sebagaimana mestinya, gunakan pedoman yang benar-benar sesuai dengan standar keselamatan kerja (K3L 'Kesehatan, Keselamatan Kerja dan Lingkungan').

Hukum yang mendasari adalah:

1. Undang-undang No.1 tahun 1970.

- a) Pasal 3 ayat (1) butir f: Dengan peraturan perundangan ditetapkan syarat-syarat untuk memberikan APD
- b) Pasal 9 ayat (1) butir c: Pengurus diwajibkan menunjukkan dan menjelaskan pada tiap tenaga kerja baru tentang APD.
- c) Pasal 12 butir b: Dengan peraturan perundangan diatur kewajiban dan atau hak tenaga kerja untuk memakai APD.

2. Permenakertrans No.Per.01/MEN/1981

Pasal 4 ayat (3) menyebutkan kewajiban pengurus menyediakan alat pelindung diri dan wajib bagi tenaga kerja untuk menggunakannya untuk pencegahan penyakit akibat kerja.

3. Permenakertrans No.Per.03/MEN/1982

Pasal 2 butir I menyebutkan memberikan nasehat mengenai perencanaan dan pembuatan tempat kerja, pemilihan alat pelindung diri yang diperlukan dan gizi serta penyelenggaraan makanan ditempat kerja

4. Permenakertrans No.Per.03/Men/1986

Pasal 2 ayat (2) menyebutkan tenaga kerja yang mengelola Pestisida harus memakai alat-alat pelindung diri yang berupa pakaian kerja, sepatu laras tinggi, sarung tangan, kacamata pelindung atau pelindung muka dan pelindung pernafasan.

5. Undang-undang No. 32 tahun 2009

- a) Pasal 1 : Tentang perlindungan dan pengelolaan lingkungan hidup
- b) Pasal 25 : Tentang PPLH (Perlindungan Pengelolaan Lingkungan Hidup) dan dokumen AMDAL

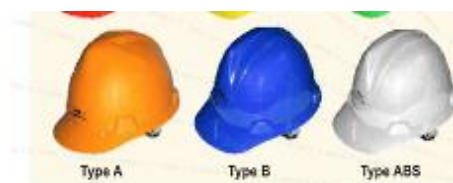
6. PERMENLH No. 16 Tahun 2012 : Tentang pedoman penyusunan dokumen lingkungan hidup

7. PERMENLHK No. 26 Tahun 2018 : Tentang pedoman penyusunan dan penilaian

7.2.4 Macam-Macam Alat Pelindung Diri

1. *Safety Helmet*

Safety helmet merupakan alat pelindung kepala yang melindungi kepala dari benda-benda yang bisa mengenai kepala secara langsung.



Gambar 7.3 *Safety Helmet*

2. Tali Keselamatan (*safety belt*)

Berfungsi sebagai alat pengaman ketika menggunakan alat transportasi ataupun peralatan lain yang serupa (mobil, pesawat, alat berat, dan lain-lain). Sehingga saat kita terjatuh, ada tali pengaman yang menyangga tubuh kita.



Gambar 7.4 *Safety Belt*

3. Sepatu Karet (*Boot*)

Berfungsi sebagai alat pengaman saat bekerja di tempat yang becek ataupun berlumpur. Kebanyakan dilapisi dengan metal untuk melindungi kaki dari benda tajam atau berat, benda panas, cairan kimia, dsb.



Gambar 7.5 *Boot*

4. Sepatu Keselamatan (*Safety Shoes*)

Seperti sepatu biasa, tapi dari bahan kulit dilapisi metal dengan sol dari karet tebal dan kuat. Berfungsi untuk mencegah kecelakaan fatal yang menimpa kaki karena tertimpa benda tajam atau berat, benda panas, cairan kimia, dsb.



Gambar 7.6 *Safety Shoes*

5. Sarung Tangan (*Gloves*)

Berfungsi sebagai alat pelindung tangan pada saat bekerja di tempat atau situasi yang dapat mengakibatkan cedera tangan. Bahan dan bentuk sarung tangan disesuaikan dengan fungsi masing-masing pekerjaan.



Gambar 7.7 *Safety Gloves*

6. Penutup Telinga (*Ear Plug / Ear Muff*)

Berfungsi sebagai pelindung telinga pada saat bekerja di tempat yang bising. Sumbat Telinga Sumbat telinga yang baik adalah menahan frekuensi tertentu saja, sedangkan frekuensi untuk bicara biasanya (komunikasi) tak terganggu.



Gambar 7.8 *Ear Plug*

7. Kaca Mata Pelindung (*Safety Glasses*)

Berfungsi sebagai pelindung mata ketika bekerja (misalnya mengelas) agar tidak terkena benda-benda.



Gambar 7.9 *Safety Glasses*

8. Masker (*Respirator*)

Berfungsi sebagai penyaring udara yang dihirup saat bekerja di tempat dengan kualitas udara buruk (misal berdebu, beracun, dsb).



Gambar 7.10 *Respirator*

9. Pelindung wajah (*Face Shield*)

Berfungsi sebagai pelindung wajah dari percikan benda asing saat bekerja (misal pekerjaan menggerinda).



Gambar 7.11 *Face Shield*

10. Jas Hujan (*Rain Coat*)

Berfungsi melindungi dari percikan air saat bekerja (misal bekerja pada waktu hujan atau sedang mencuci alat).



Gambar 7.12 *Rain Coat*

BAB VIII

ORGANISASI PERUSAHAAN

8.1. Struktur Organisasi

Keberhasilan suatu perusahaan dalam meningkatkan pendapatannya sangat tergantung pada struktur, bentuk dan manajemen dari perusahaan tersebut. Struktur organisasi yang baik sangat diperlukan di dalam suatu perusahaan dengan tujuan untuk mencapai efisiensi kerja yang tinggi. Struktur organisasi akan menentukan kelancaran aktivitas perusahaan sehari-hari dalam memperoleh peningkatan kuantitas dan kualitas produk yang maksimal sehingga tercipta produktivitas kerja yang optimal.

8.1.1. Bentuk Organisasi

Pada Pra Rancangan Pabrik Kimia Metanol Dari CO_2 Dan H_2 , bentuk perusahaan yang dipilih adalah Perseroan Terbatas (PT). Pemilihan ini didasarkan pertimbangan sebagai berikut:

- a. Perseroan Terbatas adalah suatu badan hukum artinya pemegang saham adalah pemilik dari perusahaan dan kekuasaan tertinggi pada rapat pemegang saham.
- b. Tanggung jawab dan wewenang pemegang saham terbatas karena segala sesuatu yang menyangkut kelancaran produksi dipegang oleh pimpinan perusahaan, sehingga pembagian hak dan wewenang antara pemegang saham dengan pelaksanaan perusahaan terlihat dengan jelas.
- c. Direktur perusahaan adalah orang yang dipandang mampu mengendalikan perusahaan sehingga diharapkan mampu mendapatkan keuntungan yang maksimal.
- d. Mudah untuk mendapatkan modal yaitu dengan menjual saham perusahaan.
- e. Perseroan terbatas dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat, sehingga dengan modal ini PT dapat memperluas usahanya.

Struktur organisasi akan menentukan kelancaran aktivitas perusahaan dalam pencapaian keuntungan yang maksimal dan perkembangan perusahaan yang baik. Dalam pengelolaan perusahaan direncanakan memakai sistem *Line and staff*

organization. Pemilihan sistem ini didasarkan atas beberapa azas yang akan dijadikan pedoman antara lain :

1. Pembagian tugas dan wewenang yang jelas.
2. Sistem control atas kerja yang telah dilaksanakan.
3. Kesatuan perintah dan tanggung jawab.

Pada sistem ini garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis dimana :

- a. Pimpinan yang terpusat pada satu tangan tidak akan menyebabkan timbulnya kesimpangsiuran dalam menjalankan tugas (adanya kesatuan komando).
- b. Kepala bagian merupakan orang yang ahli dibidangnya.
- c. Keputusan dapat dijalankan dengan cepat.

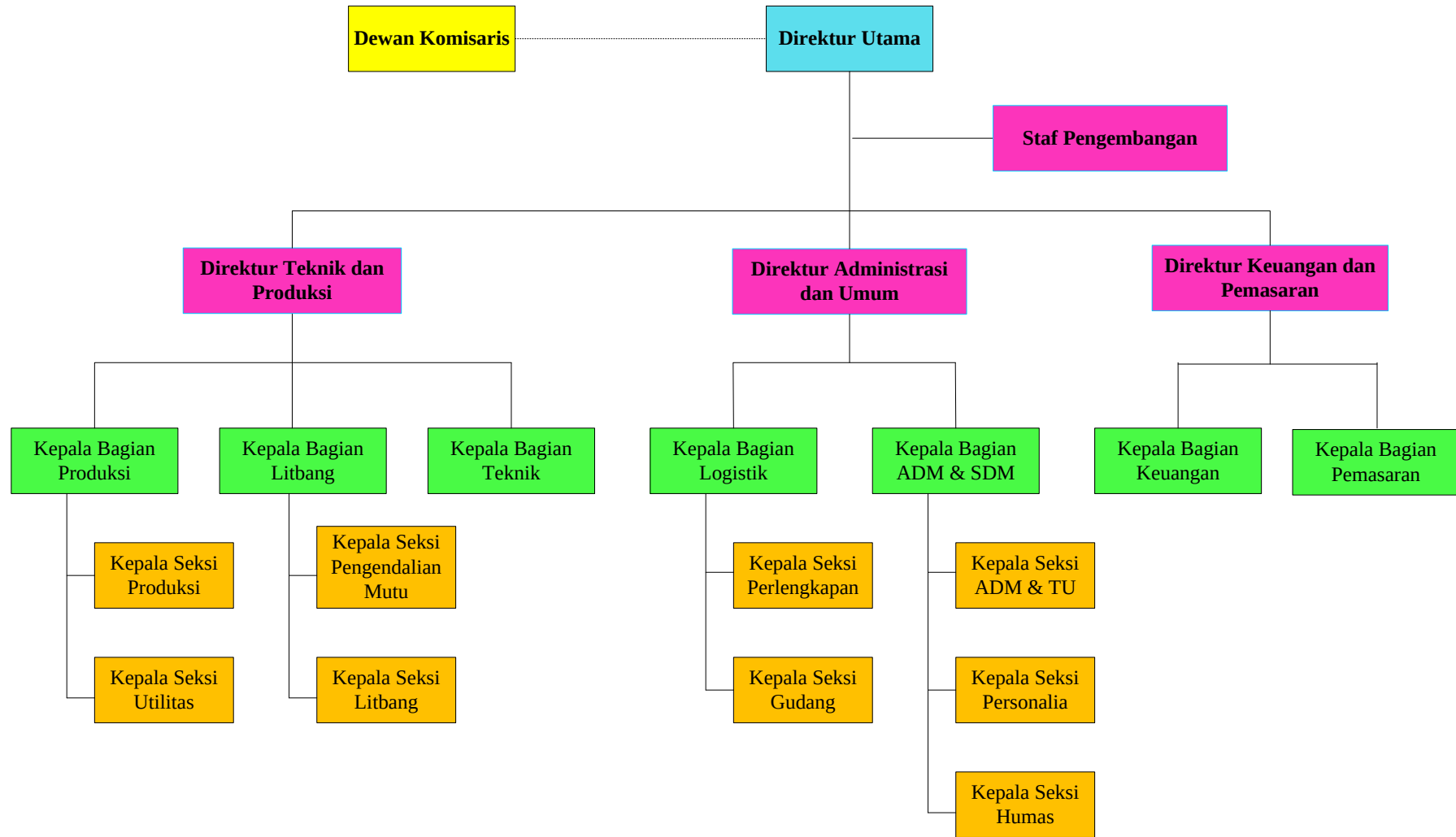
Ada dua kelompok penting yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi *line and staff* yaitu :

- Sebagai garis atau *line* yaitu orang – orang yang melaksanakan tugas pokok operasional produksi.
- Sebagai *staff* yaitu orang – orang yang membantu tugas dari para Dewan Direksi dan Kepala Bagian.

Perusahaan dipimpin oleh seorang direktur utama yang dibantu oleh direksi. Dalam kegiatan operasionalnya direksi dibantu oleh *staff* dan kepala departemen. Direktur utama bertanggung jawab kepada dewan komisaris yang merupakan wakil dari pemegang saham mayoritas sebagai badan tertinggi yang berkewajiban menentukan kebijaksanaan umum dan mengawasi jalan perusahaan. Struktur organisasi Pada Pra Rancangan Pabrik Kimia Metanol Dari CO_2 Dan H_2 dapat dilihat pada Gambar 8.1

8.1.2. Tugas dan Wewenang

Pembagian tugas dan wewenang merupakan hal yang sangat penting dalam suatu kegiatan guna kelancaran operasi perusahaan. Adapun tugas dan wewenang tiap jabatan adalah sebagai berikut :



Gambar 8.1 Struktur Organisasi Perusahaan

a. Dewan Komisaris

Dewan komisaris selaku pimpinan tertinggi yang diangkat oleh rapat pemegang saham untuk masa jabatan tertentu mempunyai tugas dan wewenang :

- Menetapkan kebijaksanaan perusahaan sesuai dengan kebijaksanaan pemerintah.
- Menilai dan menyetujui rencana direktur, target laba perusahaan, lokasi sumber – sumber dana dan penyerahan pemasaran.
- Mengawasi tugas – tugas direktur dan membantunya dalam hal yang penting.
- Sebagai wakil pemilik saham, dewan ini bertanggung jawab langsung kepada pemilik saham.

b. Direktur Utama

Direktur utama membawahi direktur keuangan, administrasi dan umum serta direktur teknik dan produksi.

Tugas dan wewenang direktur utama yaitu :

- Menyusun target laba perusahaan, lokasi sumber – sumber dana dan penyerahan pemasaran.
- Membuat keputusan serta membuat perjanjian kerjasama dan kontrak kerja dengan pihak luar organisasi.
- Menetapkan kebijakan umum dalam perencanaan dan pelaksanaan program perusahaan.

c. Direktur Umum

Direktur umum bertanggung jawab kepada direktur utama dan membawahi masing-masing kepala bagian. Direktur umum ini terdiri atas direktur teknik dan produksi, direktur administrasi dan umum serta direktur keuangan dan pemasaran.

Tugas dan wewenang direktur umum yaitu :

1. Melaksanakan tugas khusus yang diberikan oleh pimpinan dan melakukan pengawasan terhadap tugas-tugas yang diberikan kepada bawahan sesuai dengan bidang masing-masing.
2. Bertanggung jawab terhadap pimpinan atas tugas yang diberikan kepadanya serta menerima laporan dari bawahan.

3. Mengawasi pelaksanaan rencana yang diberikan oleh pimpinan dan memberikan saran-saran terhadap persoalan yang timbul.

d. Kepala Bagian

Tugas dan wewenang kepala bagian adalah sebagai berikut :

1. Bertanggung jawab kepada direktur atas tugas yang diberikan untuk mencapai target yang telah direncanakan.
2. Mengawasi kualitas dan kuantitas barang-barang dan peralatan yang menjadi tanggung jawabnya.
3. Menciptakan kerja sama yang baik dan menjamin keselamatan para karyawan dan memberikan saran-saran serta membuat laporan secara berkala kepada atasan.

Kepala bagian ini terdiri atas :

1. Bagian Keuangan dan Pemasaran

Bagian ini terbagi atas 2 bagian yaitu :

1. Bagian anggaran dan akuntansi mempunyai tugas dan wewenang sebagai berikut :
 - Mengelola anggaran pendapatan dan belanja perusahaan.
 - Mengatur dan menyerahkan gaji karyawan.
 - Mengatur dan merencanakan pembelian barang investasi.
 - Mengatur dan mengawasi setiap pengeluaran dan pembelian bahan baku dan penjualan produk.
 - Membuat dan membukukan pemasukan dan pengeluaran perusahaan.
2. Bagian pemasaran

Mempunyai wewenang untuk melaksanakan pemasaran produksi. Bagian pemasaran mempunyai wewenang sebagai berikut :

 - Menentukan daerah – daerah pemasaran hasil produksi.
 - Meningkatkan hubungan kerjasama yang baik dengan perusahaan luar.

2. Bagian Logistik

Bagian logistik mempunyai tugas dan wewenang sebagai berikut :

- Mengatur penerimaan pergudangan dan *supplay* bahan baku serta alat-alat yang merupakan kebutuhan produksi.

- Bertanggung jawab terhadap tersedianya bahan baku dan alat – alat yang cukup untuk kelangsungan proses produksi.

Bagian ini dalam pengoperasiannya terbagi dua bagian, yaitu :

1. Perlengkapan

Tugasnya membeli barang yang dibutuhkan perusahaan dalam bidang proses produksi, kebutuhan pegawai dan lain – lain.

2. Gudang

Tugasnya menyimpan dan mendistribusikan barang – barang jadi, suku cadang, bahan – bahan kimia dan lain – lain.

3. Bagian Administrasi dan Personalia

Bagian ini dalam pengoperasiannya terbagi empat yaitu :

1. Bagian personalia

Tugas dan wewenang bagian ini adalah :

- Menerima dan memberhentikan tenaga kerja yang sesuai dengan kemampuan dan keahlian masing – masing.
- Memberikan penilaian terhadap prestasi karyawan.
- Memberikan latihan dan peningkatan bagi peningkatan mutu dan prestasi karyawan.

2. Bagian administrasi dan tata usaha

Bagian ini bertugas membuat dan mengatur kelancaran administrasi dalam perusahaan.

3. Bagian hubungan masyarakat

Bagian ini mempunyai tanggung jawab dalam mengelola hubungan dengan masyarakat dan izin – izin yang menyangkut perusahaan.

4. Bagian umum

Bagian ini mempunyai tugas dan wewenang :

- Memberikan pelayanan bagi semua unsur dalam organisasi di bidang kesejahteraan dan fasilitas – fasilitas kesehatan.
- Bertanggung jawab terhadap keamanan dan keselamatan yang meliputi satuan pengamanan (satpam) dan pemadam kebakaran.

4. Bagian Produksi

Bagian produksi bertanggung jawab terhadap proses produksi yaitu mengoperasikan peralatan atau mengendalikan proses terutama penyediaan utilitas, pengemasan, pengepakan produk dan perencanaan produksi yang akan datang. Bagian produksi dibagi dua bagian, kedua bagian ini mempunyai tanggung jawab sendiri – sendiri diantaranya :

1. Bagian Produksi

Bagian ini mempunyai tugas dan wewenang :

- Melaksanakan dan mengawasi operasi selama proses berlangsung.
- Mengawasi persediaan bahan baku dan penyimpanan hasil produksi.

2. Bagian Utilitas

Bagian ini bertanggung jawab terhadap penyediaan air, listrik dan lain – lainnya yang berkaitan dengan kelancaran fungsional utilitas.

5. Bagian Teknik

Bagian ini bertanggung jawab memelihara semua peralatan fisik pabrik.

Bagian ini dalam pengoperasiannya terbagi atas dua bagian yaitu :

1. Bagian teknik pemeliharaan mesin dan peralatan (*maintenance*) mempunyai wewenang :

- Mengawasi dan menyelenggarakan pemeliharaan peralatan.
- Melakukan perbaikan untuk kelancaran operasi.

2. Bagian teknik umum

Bagian ini bertanggung jawab atas pemeliharaan dan perbaikan – perbaikan fasilitas – fasilitas penunjang lainnya.

6. Bagian Penelitian dan Pengembangan

Bagian ini dalam pengoperasiannya terbagi atas :

1. Bagian pengendalian mutu

Mempunyai tugas :

- Membuat program dan melaksanakan suatu penelitian guna meningkatkan mutu produksi dan efisiensi proses produksi.
- Mengawasi pelaksanaan penelitian dan analisa hasil produksi.

2. Bagian laboratorium

Mempunyai tugas dan wewenang :

- Melakukan analisa terhadap bahan baku yang terlibat dalam proses produksi.
- Melakukan analisa semua bahan yang terlibat untuk mengontrol proses produksi.

8.1.3. Jumlah Karyawan

Jumlah karyawan pada prarancangan pabrik *fatty alcohol* dari *fatty acid* ini dapat dilihat pada Tabel 8.1 dan Tabel 8.2

Tabel 8.1 Karyawan *Non Shift*

No	Jabatan	Jumlah
1.	Dewan Komisaris	5
2.	Direktur	
	- S2 Teknik Industri	1
	- S2 Teknik Kimia	1
	- S2 Akutansi	1
3.	Kepala Bagian	
	- S2 Teknik Kimia	1
	- S2 Teknik Industri	3
	- S2 Teknik Mesin	1
	- S2 Manajemen	1
	- S2 Akutansi	1
4	Staf Pengembangan	
	- S2 Teknik Industri	1
	- S2 Teknik Mesin	1
	- S2 Teknik Kimia	1
	- S2 Akutansi	1
	- S2 Manajemen	1
5	Karyawan produksi	
	- S1 Teknik Kimia	1
	- S1 Teknik Industri	1
6	Karyawan Akuntansi dan Anggaran	
	- S1 Akutansi	1
7	Karyawan Pemasaran	
	- S1 Manajemen	1
8	Karyawan Administrasi dan SDM	
	- S1 Akutansi	1
	- S1 Manajemen	1
9	Karyawan Logistik	
	- S1 Manajemen	1

10	karyawan Teknik	
	- S1 Teknik Elektro	1
	-S1 Teknik Mesin	1
11	Karyawan Adm &Sdm	
	-S1 Psikologi	1
	-S1 manajemen	1
12	Karyawan keuangan	
	- S1 Akutansi	1
13	Karyawan Litbang	
	- S1 Manajemen	1
	- S1 Teknik Kimia	1
	- S1 Kimia/MIPA	1
14	Sekretaris	
	- S1 Manajemen	4
15	Supir	
	- SMA Sederajat	8
16	Office boy	
	- SMA Sederajat	10
Jumlah		57

Tabel 8.2 Karyawan Shift

No	Jabatan	Operator
1	Karyawan Produksi dan teknisi	
	- D3 Teknik kimia	30
	- D3 Teknik Mesin	44
	- D3 Teknik Elektro/Sederajat	10
2	Karyawan Utilitas	
	- D3 Teknik kimia	10
	- D3 Teknik Lingkungan	10
	- D3 Teknik Mesin	12
3	Karyawan Laboratorium	
	a. Laboratorium produksi	
	- D3 Kimia Analis	4
	- SMK Analis	16
	b. Laboratorium Pengendalian Mutu	
	- D3 Kimia Analis	4
	- SMK Analis	16
4	Karyawan Instrumentasi dan Elektrikal	
	- D3 Teknik Elektro	8

5	Satpam	
	- SMA Sederajat	20
6	Supervisor	
	- S1 teknik kimia	8
7	Dokter	
	-S1 kedokteran	4
8	perawat	
	-D3 keperawatan	12
Jumlah		208

8.1.4. Sistem Kerja

Prarancangan pabrik *fatty alcohol* dari *fatty acid* ini beroperasi selama 300 hari setahun secara *kontinu* dengan waktu kerja 24 jam sehari. Untuk menjaga kelancaran produksi serta mekanisme administrasi dan pemasaran, masa waktu kerja dibagi dengan *shift* dan *non shift*.

a. Waktu Kerja Karyawan *Non Shift*

Tabel 8.3 Waktu Kerja Karyawan *Non Shift*

Hari	Jam Kerja	Jam Istirahat
Senin s/d Kamis	08..00 – 16.30	12.00 – 13.00
Jumat	08.00 – 17.00	11.30 – 13.00

b. Waktu Kerja Karyawan *Shift*

Pembagian jam kerja terdiri dari 3 *shift* dan 4 group, dimana 3 group melakukan *shift* sedangkan satu *shift* libur. Setiap group dikepalai seorang *foreman shift*. Pengaturan jam kerja *shift* ini adalah :

- Shift* Pagi : jam 07.00 – 15.00
- Shift* Sore : jam 15.00 – 22.00
- Shift* Malam : jam 22.00 – 07.00

8.2. Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji

Pra Rancangan Pabrik Kimia Metanol Dari CO_2 Dan H_2 ini sistem gaji karyawan ditentukan berdasarkan tanggung jawab serta keahlian karyawan tersebut. Pembagian karyawan pabrik ini dibagi menjadi tiga golongan, yaitu :

- Karyawan tetap

Karyawan tetap adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan suatu keputusan direktur dan mendapat gaji bulanan sesuai kedudukan, keahlian dan masa kerja.

2. Karyawan harian

Karyawan harian adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan direktur tanpa surat keputusan direktur dan mendapat upah harian yang dibayar setengah bulan sekali sesuai dengan hari kerja.

3. Karyawan tidak tetap (kontrak)

Karyawan tidak tetap adalah karyawan yang digunakan oleh pabrik saat diperlukan sesuai perjanjian yang disepakati dan diberhentikan sesuai masa kontrak kerja. Keselamatan seluruh karyawan selama jam kerja dijamin dengan asuransi tenaga kerja.

Jaminan sosial diberikan kepada karyawan, antara lain :

1. Tunjangan

- Tunjangan berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan.
- Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang karyawan.
- Tunjangan lembur yang diberikan pada karyawan yang bekerja diluar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja.

2. Cuti

- Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja setahun.
- Cuti sakit diberikan kepada karyawan yang menderita sakit berdasarkan surat keterangan dokter.
- Cuti mendadak diberikan kepada karyawan apabila terjadi hal – hal diluar dugaan.

3. Perlengkapan kerja karyawan produksi

Perlengkapan kerja diberikan kepada karyawan berupa *safety shoes*, *safety earring*, helm, pakaian, masker dan kaca mata.

4. Pengobatan

- Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang diakibatkan oleh kecelakaan kerja ditanggung perusahaan sesuai dengan undang – undang yang berlaku.
- Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang tidak disebabkan oleh kecelakaan kerja diatur berdasarkan kebijaksanaan perusahaan.

5. Asuransi tenaga kerja (ASTEK)

Sesuai dengan yang telah diatur pada pasal 15 ayat 2 Peraturan Menteri Tenaga Kerja dan transmigrasi Republik Indonesia No. PER.07/MEN/V/2010, premi Asuransi ditetapkan sebesar Rp. 400.000,- yang terdiri dari;

- a. Premi Asuransi TKI Pra Penempatan sebesar Rp. 50.000,-
- b. Premi Asuransi TKI Masa Penempatan sebesar Rp. 300.000,-
- c. Premi Asuransi TKI Purna Penempatan sebesar Rp. 50.000,-

PP No 84 Tahun 2013 menetapkan jaminan kesehatan bagi tenaga kerja.

Pasal 9 ayat (2) berbunyi, Sbb:

1. Besarnya iuran program jaminan sosial tenaga kerja, adalah :

- a. Jaminan Kecelakaan kerja yang perincian besarnya iuran berdasarkan kelompok jenis usaha sebagaimana tercantum dalam Lampiran 1, antara lain :

Kelompok I : 0,24% dari upah sebulan;

Kelompok II : 0,54% dari upah sebulan;

Kelompok III : 0,89% dari upah sebulan;

Kelompok IV : 1,27% dari upah sebulan;

Kelompok V : 1,74% dari upah sebulan;

- b. Jaminan Hari Tua, sebesar 5,70% dari upah sebulan;

- c. Jaminan Kematian, sebesar 0,30% dari upah sebulan;

BAB IX

ANALISA EKONOMI

Analisa ekonomi diperlukan untuk menentukan jumlah modal yang dibutuhkan untuk mendirikan dan mengoperasikan pabrik serta tinjauan kelayakan suatu pabrik. Faktor – faktor yang perlu ditinjau dalam analisa ekonomi adalah :

1. Investasi yang dibutuhkan untuk pendirian suatu pabrik sampai beroperasi yang dikenal dengan istilah *Total Capital Investment*.
2. Biaya produksi (*Total Production Cost*).
3. Harga jual produk yang dihasilkan.
4. Tinjauan kelayakan dari investasi yang disebut *Profitability Measure of Investment*. Tinjauan kelayakan ini terdiri atas perhitungan laba kotor dan laba bersih, laju pengembalian modal (*Rate of Return*), waktu pengembalian modal (*Pay Out Time*), serta titik impas (*Break Event Point*).

9.1 Total Capital Investment (TCI)

Total Capital Investment(TCI) adalah sejumlah modal yang ditanamkan/diresikokan untuk mendirikan pabrik sampai pabrik siap beroperasi. *Total Capital Investment* terbagi 2, yaitu :

a. Fixed Capital Investment (FCI)

Fixed Capital Investment atau investasi biaya tetap adalah modal yang dikeluarkan untuk pembelian dan pemasangan peralatan pabrik serta alat penunjang lainnya sehingga pabrik dapat beroperasi. Berdasarkan perhitungan Lampiran D didapatkan *Fixed Capital Investment* sebesar \$47.977.776,24 atau Rp695.459.456.638,97

b. Working Capital Investment (WCI)

Working Capital Investment atau investasi biaya kerja adalah modal atau biaya yang dikeluarkan untuk mengoperasikan pabrik sampai menghasilkan produk perdana. Biaya ini dimaksudkan untuk membiayai start up, gaji karyawan,

pembelian bahan baku, pajak dan kebutuhan lainnya. Berdasarkan perhitungan Lampiran D didapatkan *Working Capital Investment* sebesar \$8.466.666,40 atau Rp122.728.139.406,88

Dengan demikian, *Total Capital Investment* adalah sebesar \$56.444.442,64 atau Rp818.187.596.045,85

9.2 Biaya Produksi (*Total Production Cost*)

Total Production Cost adalah biaya yang diperkirakan untuk menjalankan pabrik. Biaya produksi terbagi 2, yaitu:

a. *Manufacturing Cost*

Manufacturing cost adalah biaya yang berhubungan dengan produksi yang terdiri dari *Direct Production Cost*, biaya tetap dan biaya *overhead*. Berdasarkan perhitungan Lampiran D, didapatkan harga *manufacturing cost* seperti berikut.

- *Direct Production Cost* = \$30.931.250,26 = Rp451.300.860.369,81
- *Fixed Charge* = \$6.045.199,81 = Rp88.202.185.518,14
- *Plant overhead cost* = \$5.843.944,43 = Rp85.265.779.061,36

b. *General expenses*

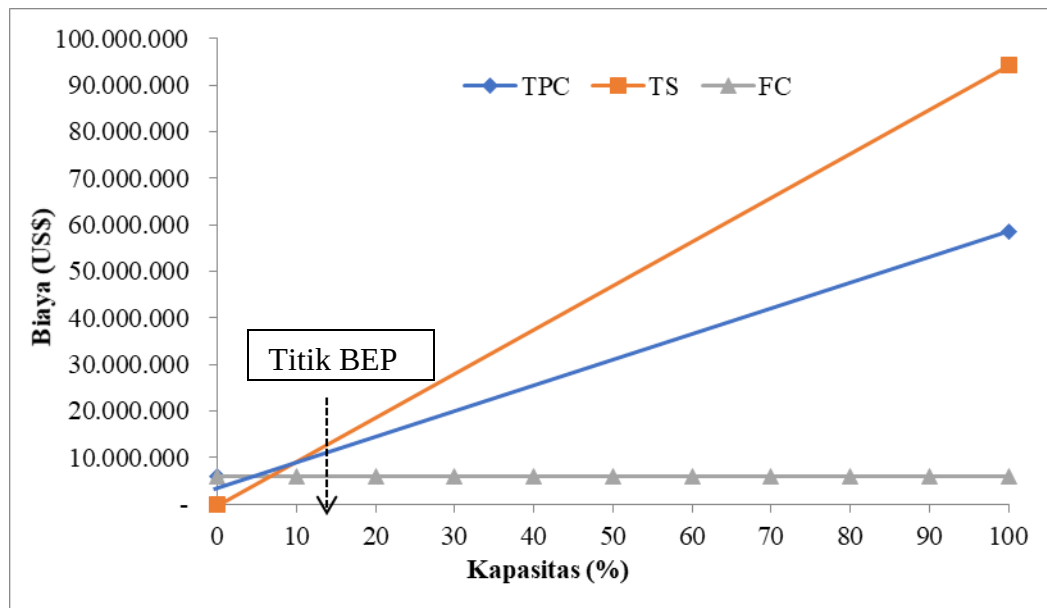
General expenses adalah biaya yang diperlukan untuk keperluan administrasi, distribusi, penjualan produk, penelitian dan pembiayaan lainnya. Berdasarkan perhitungan Lampiran D, *general expenses* yang didapatkan adalah \$15.619.049,83 atau Rp227.888.965.664,31

Dengan demikian, *Total Production Cost* adalah sebesar \$58.439.444,34 atau Rp852.657.790.613,62

9.3 Harga Jual (*Total Sales*)

Produk utama yang dihasilkan pada pabrik metanol dari siingkong karet akan dipasarkan di seluruh wilayah Indonesia dan sebagiannya akan di ekspor. Harga jual metanol dunia saat ini adalah sebesar \$0,3800 /L. Total penjualan metanol di pabrik metanol sebesar \$94.292.803,97 atau Rp1.366.816.625.310,17

200.000 Ton/Tahun layak untuk didirikan. Analisa BEP dapat dilihat pada Gambar.9.1



Gambar 9.1 Kurva *Break Event Point* (BEP)

BAB X

TUGAS KHUSUS

10.1. Pendahuluan

Perancangan pabrik Metanol harus mempertimbangkan ketersediaan lahan, bahan baku, dan kebutuhan Metanol di Indonesia. Pemilihan proses dan peralatan yang digunakan serta pemasaran hasil produksi. Tahapan proses produksi Metanol meliputi perlakuan awal, tahap reaksi, dan tahap pemurnian Metanol Sebelum proses produksi berjalan, langkah awal yang terlebih dahulu dilakukan yaitu membuat rancangan peralatan proses yang digunakan.

Ada pun rancangan proses peralatan pembuatan Metanol dari Hydrogen dan Carbon dioksida serta dibantu dengan katalis $\text{CuO/ZNO/AL}_2\text{O}_3$ untuk membantu reaksi atau mempercepat reaksi pembentukan Metanol maka dari itu alat proses di rancang sesuai dengan prosesnya dengan memperhitungkan laju alir massa terhadap rancangan.

Perancangan peralatan proses yang digunakan dalam produksi Metanol terdiri atas rancangan alat penampungan, alat transportasi, perancangan alat perpindahan panas, reaktor dan rancangan peralatan pemisah. Alat transportasi gas berupa kompresor, alat perpindahan panas meliputi rancangan Reaktor PFR Multitube yang merupakan tempat terjadinya reaksi kimia antara Carbon Dioksida dengan Hydrogen dibantu dengan katalis sehingga menjadi Methanol, serta rancangan Distilasi sebagai alat pemisah, dan Cooler sebagai pendingin untuk produk reaktor serta tangki penampung Hidrogen. Rancangan lengkap peralatan proses dapat dilihat pada sub bab rancangan berikut ini.

10.2 Rancangan Alat

1. Kompresor (JC-282)

Nama Kode Jumlah Fungsi Sifat Bahan Fasa Bahan Yang Dialirkan Tipe	Kompresor JC-282 1 Unit Menaikkan tekanan umpan CO ₂ sebelum masuk ke reaktor Tidak Korosif, tidak volatil, tidak reaktif Gas <i>Centrifugal Multi Stage Compressor</i>
DESIGN	
Gambar	

Data				
Laju alir	=	45835,78	Kg/jam	45835,78 kg/jam
Densitas campuran	=	198	Kg/m ³	
Tekanan masuk (P1)	=	1	atm	101325 N/m ²
Tekanan keluar (P2)	=	50,3	atm	5096647,5 N/m ²

a. Kapasitas Compressor (Qs)

$$Q_s = \frac{m}{\rho} = \frac{45835,78 \text{ kg/jam}}{198 \text{ kg/m}^3} = 231,49 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Faktor keamanan} = 20\%$$

$$\begin{aligned} Q_s &= 0,8 \times 231,49 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 185,19 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0,051443078 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

b. Rasio Kompresor (Rc)

Perhitungan jumlah satage

Harga Rc untuk kompresor sentrifugal multistage disyaratkan $Rc < 4$ (Coulson, J.M., Richardson, J.F., 1983)

$$Rc = (P_i/P_o)^{1/n}$$

Ket : Rc (Rasio Compressi)

Pi (Tekanan keluar kompresor)

Po (Tekanan Masuk)

n (Jumlah Stage)

Kemudian trialkan nilai n hingga mendapatkan nilai $Rc < 4$

Rc =	50,3	n	1
	7,092249291		2
	3,691384874		3
	2,663127727		4

c. Daya yang dibutuhkan (P)

$$P_{ad} = p_s Q_s \frac{mn}{n-1} \left[\left(\frac{p_d}{p_s} \right)^{\frac{n-1}{mn}} - 1 \right] \quad \text{dengan } C = \frac{mn}{n-1} \left[\left(\frac{p_d}{p_s} \right)^{\frac{n-1}{mn}} - 1 \right]$$

$$P_{ad} = \frac{p_s Q_s C}{60000} \text{ kW}$$

c_d = kecepatan udara masuk kompresor (m/s)

c_s = kecepatan udara ke luar kompresor (m/s)

dimana:

Pad = daya untuk proses kompresi adiabatik (kW)

m = jumlah tingkat kompresi

Qs = volume gas ke luar dari tingkat terakhir (m³/menit) (dikondisikan tekanan dan temperatur hisap)

ps = tekanan hisap tingkat pertama (N/m²)

pd = tekanan ke luar dari tingkat terakhir (N/m²)

n = 1,4 (udara) adiabatik

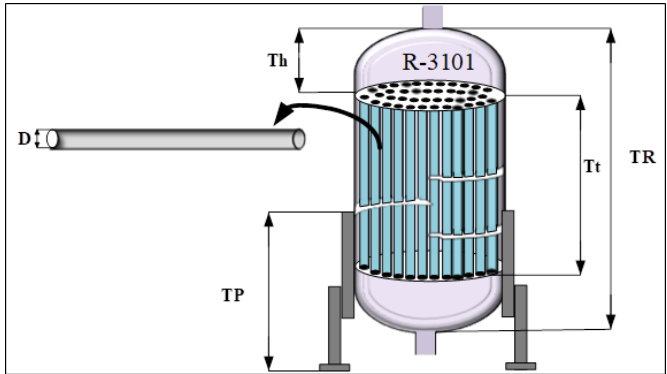
= 1 isoterma

$$C = \frac{mn}{n-1} \left[\left(\frac{p_d}{p_s} \right)^{\frac{n-1}{mn}} - 1 \right] = 15,24907$$

P	=	1,32 kW	1,7765235 Hp
Efesiensi kompresor	=	80%	
	=	$\frac{1,32}{80\%}$	
	=	1,65 kW	2,22 Hp
	=	1655,94 Watt	

2. Reaktor PFR Multi Tube

Tabel 10.3. Spesifikasi Reator Multi Tube

SPESIFIKASI	
Nama	Reaktor PFR Multi Tube
Kode	R-3101
Jumlah	1 unit
Fungsi	Tempat berlangsungnya reaksi hidrogenasi antara CO ₂ dan H ₂ menjadi CH ₃ OH (<i>Methanol</i>)
DESIGN	
Gambar	
Katalis	Jenis : (>5% CuO, >10% ZNO dan Al₂O₃) Bentuk : Solid cylinder Bulk density : 0,78 g/cm³ Porositas : 0,43 partiker : 0,599 cm (Sumber : Guangzhou Hongwu Material Technology.Co,Ltd)

1. Menentukan tipe reaktor & bahan konstruksi

Reaktor yang dipilih adalah reaktor jenis fixed bed multitube dengan pertimbangan:

- Zat pereaksi berupa fase cair-gas dengan katalis padat.
- Umur katalis Panjang selama 5 – 8 tahun.
- Reaksi eksotermis sehingga memerlukan luas perpindahan panas yang besar agar kontak dengan pendingin optimal.
- Tidak memerlukan pemisahan katalis dari hasil keluaran reaktor.
- Pengendalian suhu relative mudah karena menggunakan tipe shell and tube.
- Biaya pembuatan, operasional, & perawatan lebih mudah. (Hill, 1977)

2. Menghitung Dimensi Reaktor

Untuk menghitung dimensi reactor butuh beberapa data sebagai berikut :

a. Fraksi komponen

T 488,15 K
P 50,3 bar

Komponen	Laju Alir umpan (kg/jam)	mol	Fraksi Massa	Fraksi mol (Xi)	BM	Xi. BM (gram/mol)
CO ₂	45835,78	1041,72	0,88	0,25	44,00	11,00
H ₂	6250,33	3125,17	0,12	0,75	2,00	1,50
CH ₃ OH	0	0	0	0	32	0
H ₂ O	0	0	0	0	18	0
Total	52086,12	4166,89	1,00	1,00		12,50

b. Viskositas umpan masuk reaktor

$$\log_{\mu} = A + \frac{B}{T} + C.T + DT^2 \text{ (untuk cair, } \mu=\text{centipoise)}$$

$$\mu = A + BT + CT^2 \text{ (untuk gas, } \mu=\text{mikropoise)}$$

T = 488,15 K

Komponen	A	B	C	D	μ (cp)	ξ/η	$\mu \xi$ (cp)
CO2	11,81	0,50	-1,E-04	0,E+00	2,E-02	3,E-01	6,E-03
H2	27,76	0,21	-3,E-05	0,E+00	1,E-02	8,E-01	9,E-03
CH3OH	-9,06	1254,20	2,E-02	-2,E-05	7,E-02	0,E+00	0,E+00
H2O	-10,22	1792,50	-2,E+02	-1,E-05	0,E+00	0,E+00	0,E+00
Total						1	0,0150
							0,0363 lb/ft.hr
							0,0015 g/cms

C. Menghitung konduktivitas umpan masuk

THERMAL CONDUCTIVITY CORRELATION

For organic compounds, the correlation for thermal conductivity of liquid as a function of temperature is given by the equation shown below:

$$\log_{10} k_{liq} = A + B [1-T/C]^{2/7} \quad (24-1)$$

where k_{liq} = thermal conductivity of liquid, W/(m K)
A, B, and C = regression coefficients for chemical compound
T = temperature, K

For inorganic compounds, the correlation for thermal conductivity of liquid and solid as a function of temperature is given by the equation shown below:

$$k = A + B T + C T^2 \quad (24-2)$$

where k = thermal conductivity of liquid or solid, W/(m K)
A, B, and C = regression coefficients for chemical compound
T = temperature, K

T 488,15 K

Komponen	A	B	C	$(1-T/C)^{2/7}$	k (W/mK)	ξ	k. ξ (W/m K)
CO2	-1,37	8,E-01	3,E+02	-1,E-01	3,E-02	3,E-01	8,E-03
H2	-0,14	2,E-02	-5,E-04	0,E+00	7,E-01	8,E-01	5,E-01
CH3OH	-1,18	6,E-01	5,E+02	1,E-02	-1,E+00	0,E+00	0,E+00
H2O	-0,28	5,E-03	-6,E-06	0,E+00	-3,E-01	0,E+00	0,E+00
Total						1	0,54
							0,31 Btu/hr ft F
							34,10 J/cm.s.K

D. Menghitung kapasitas panas masuk reaktor

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

$$\int C_p dT = [a \times (T_2 - T_1)] + \left[\frac{b}{2} \times (T_2^2 - T_1^2) \right] + \left[\frac{c}{3} \times (T_2^3 - T_1^3) \right] + \left[\frac{d}{4} \times (T_2^4 - T_1^4) \right]$$

T = 488,15 K

Komponen	a	b	c	d	Cp (Kj/Kmol K)	BM	xi	CP /BM	Cp (Kj/Kg K)	
CO2	22,26	6,E-02	-4,E-05	7,E-09	4,E+01	44	0,25	1,E+00	2,E-01	
H2	29,11	-2,E-03	4,E-06	-9,E-10	3,E+01	2	0,75	1,E+01	1,E+01	
H2O	32,24	2,E-03	1,E-05	-4,E-09	4,E+01	32	0	1,E+00	0,E+00	
CH3OH	19	9,E-02	-1,E-05	-8,E-09	6,E+01	18	0	3,E+00	0,E+00	
Total							1		11,14	j/g K
									4,79	btu/lb C
									2,66	btu/lb F

D. Menghitung densitas umpan masuk reactor

1. Densitas Liquid

$$\text{Density} = AB - (1 - T/T_c)^n$$

$$T = 488,15 \text{ K}$$

Komponen	A	B	N	Tc	densitas (g/ml)	xi	densitas * Xi	
CO2	0,46	0,26	0,29	304,19	0,27	0,25	0,06	
H2	0,031	0,34	0,28	33,18	1,11	0,75	0,831	
H2O	0,34	0,27	0,29	647,13	0,02	0	0	
CH3OH	0,27	0,27	0,23	512,58	0,06	0	0	
Total						1	0,89	g/cm3
							898,79	kg/m3

2. Densitas Uap Campuran pada Destilat

$$P = 50,3 \text{ atm}$$

$$T = 488,15 \text{ K}$$

Komponen	y	ω_i	Tci	Pci (bar)	$\omega_i y_i$	Tci.yi (K)	Pci.yi	
CO2	0,25	0,566	304,19	80,96	0,14	76,04	20,24	
H2	0,75	0,345	33,18	220,55	0,26	24,88	165,41	
Total	1				0,40	100,93	185,65	bar
							188,11	atm

$$Tr = T/T_c = 4,836400565$$

$$Pr = P/P_c = 0,267386538$$

$$B_0 = 0,049109589$$

$$\begin{aligned}
 B1 &= 0,138770631 \\
 B &= B0 + \omega B1 = 0,104652534 \\
 R &= 1 + \frac{B \cdot Pc}{R \cdot Tc} \times \frac{Pr}{Tr} = 82,06 \text{ cm}^3 \cdot \text{atm} / \text{mol} \cdot \text{K} \\
 Z &= \frac{P \times BM}{Z \times R \times T} = 1,000131411 \\
 \rho_v &= \frac{P \times BM}{Z \times R \times T} = 1,32458 \text{E-}08 \text{ g/cm}^3 \\
 &= 1,32458 \text{E-}05 \text{ kg/m}^3
 \end{aligned}$$

E. Menghitung laju volumetrik (Vg) umpan masuk

$$\begin{aligned}
 V_g &= \text{laju alir massa umpan} / \text{densitas umpan} \\
 V_g &= \begin{array}{lll} 57,95 & \text{m}^3/\text{jam} & 0,02 \text{ m}^3/\text{s} \\ 57951,35 & \text{liter/jam} & 57951349,33 \text{ cm}^3/\text{jam} \\ 2028,30 & \text{ft}^3/\text{jam} & 16097,60 \text{ cm}^3/\text{s} \\ 57434981,41 & \text{cm}^3/\text{jam} & \end{array}
 \end{aligned}$$

F. Menghitung jumlah dan susunan tube

Karakteristik katalis

$$\begin{array}{llll}
 D_p & 0,39 \text{ in} & \text{porositas katalis} & 0,43 \\
 & 0,599 \text{ cm} & &
 \end{array}$$

$$\text{Syarat untuk pipa berkatalis : } 1.000 < N_{RE} / (1 - \epsilon) < 5000$$

Menghitung laju alir massa dalam tube/Mass Velocity (Gt)

$$\begin{array}{llll}
 \text{Dirancang} & = & N_{Re} & 2500 \\
 N_{Re} / (1 - \epsilon) & = & 4385,96 & \\
 \mu & = & 0,0015 \text{ gr/cm s} & \\
 Gt & = & 3,783 \text{ gr/cm}^2 \text{ s} & \\
 & & 37,826 \text{ kg/m}^2 \text{ s} &
 \end{array}
 \quad
 \begin{array}{l}
 N_{RE} = \frac{Gt \times D_p}{\mu_{gas}} \\
 Gt = \frac{\mu_{gas} \times N_{RE}}{D_p}
 \end{array}$$

G. Menghitung luas penampang seluruh tube dalam reaktor (A_t)

$$F_m = n \times \text{BM campuran}$$

$$A_t = \frac{F_m}{G_t}$$

Dimana :

A_t = luas penampang seluruh *tube* dalam reaktor (cm^2)

F_m = laju alir massa (g/s)

G_t = Laju alir massa, ($\text{g/cm}^2 \cdot \text{s}$)

$$\begin{aligned} n &= 4166,889 \text{ kmol/jam} \\ &= 1157,469 \text{ mol/s} \\ \text{BM campuran} &= 12,500 \text{ gram/mol} \\ F_m &= 14468,366 \text{ gr/s} \\ A_t &= 3824,973 \text{ cm}^2 \end{aligned}$$

H. Menghitung jumlah tube (N)

$$N_t = \frac{A_t}{a_t}$$

Dimana :

N_t = jumlah tube dalam reaktor (buah)

A_t = luas penampang seluruh *tube* dalam reaktor (cm^2)

a_t = *flow area per tube* (cm^2)

$$N_{re} = \frac{\left(\frac{F_m / a_t}{N_t} \right) (Dp)}{\mu}$$

$$C^* = P_t - OD_t$$

$$P_t = 1,25 \times OD_t$$

Untuk menentukan dimensi tube yang digunakan dilakukan trial terhadap nilai h_w berdasarkan data diameter tube. Nilai $h_w \leq 0,03$ (*Buku Hill_Introduction to Chemical Engineering Kinetics and Reactor Design*)

Tabel. 10.1 Data Trial nilai H_w

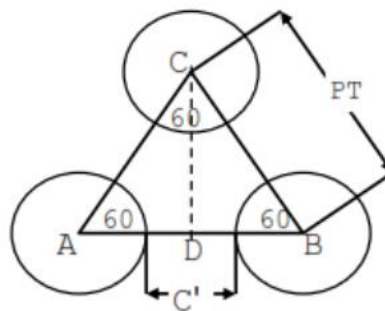
OD (in)	Dt (ft)	$Dt^{0,17}$	kg/Dt	Dp/Dt	h_w	h_w	h_w
0,625	0,05	0,61	6,07	0,62	4,E-04		0,01
0,75	0,06	0,62	5,06	0,52	6,E-04		0,02
0,875	0,07	0,64	4,34	0,45		0,005	0,02
1	0,08	0,66	3,80	0,39		0,004	0,03

1,05	0,09	0,66	3,61	0,37		0,004	0,03
------	------	------	------	------	--	-------	------

Berdasarkan nilai hw, digunakan spesifikasi (kern,1957 hal 843 tabel 10)

OD tube	1 in	2,54 cm	0,083 ft
BWG	12		
ID tube	0,78 in	1,986 cm	0,065 ft
tw	0,10 in	0,020	
at'	0,30 in ²	1,968 cm ²	
a"	0,003 ft ²	3,1029602 Cm ²	
Tube direncanakan triangular pitch			
OD tube	1 in	2,54 cm	0,08 ft
Pt	1,25 in	3,175 cm	0,10 ft
C'	0,25 in	0,635 cm	0,021 ft
Nt (jumlah tube)	1232,68 buah		
	1240 buah (DQ.Kern hal 842)	Nre=	3919,03
	1 shell pass dengan 1 tube pass	fm/at	7352,79
		(fm/at)/Nt	5,92

Susunan tube yang digunakan adalah segitiga sama sisi dengan tujuan agar memberikan turbulensi yang lebih baik, sehingga akan memperbesar koefisien transfer panas dibandingkan susunan square pitch (Kern,1983).



Gambar 10.1 Susunan pipa model triangular pitch

I. Menghitung Dimensi Reaktor

a. Menghitung diameter shell reaktor

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter shell} &= \sqrt{\frac{4 \cdot \text{Luas shell}}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 77875,129}{3,14}} \\
 &= 314,967 \text{ cm}
 \end{aligned}$$

Luas Shell

At	3824,973	Cm²	Nre*	3919,037
Luas Shell				
Faktor keamanan 10%	4016,221561	Cm ²		
Dimater shell	698,038	cm	1,732050808	
	6,980384633	m	0,866025404	
	274,817743	In		

b. Menghitung koefisien perpindahan panas menyeluruh (Ud)

ρ	=	1000	kg/m ³	62,42	lb/ft ³
μ_s	=	1,10	lb/ft hr	0,45	cp
Cps	=	0,43	Btu/lb F	1,81	kJ/kg K
			Btu/hr		
ks	=	0,06	ft ² F	0,11	W/m K
ρ_s	=	57,7	lb/ft ³	925,86	kg/m ³
Ws	=	2284	kg/jam	50371,57	lb/jam
IDs	=	0,83	m	2,75	ft

$$\begin{aligned} \text{Baffle space (B)} &= 0,75 \times \text{IDs} \\ &= 0,62 \text{ m} \\ &= 2,06 \text{ ft} \\ &= 24,75 \text{ in} \end{aligned}$$

Flow area dlm shell (as)

$$A_s = \frac{I D_s C' B}{P_t} = 1,134 \text{ ft}^2$$

Laju alir massa dalam shell

$$G_s = W_s / a_s$$

Diameter ekivalen (De)

$$D_e = \frac{4 \times \left[\frac{1}{2} P_t \times 0,86 P_t - \frac{1}{2} \pi \frac{O D_t^2}{4} \right]}{\frac{1}{2} \pi O D_t} = 44404,69 \text{ lb/ft}^2 \text{ hr} = 0,059 \text{ ft}$$

Bilangan Reynold (Nre) dalam shell

$$Nre = 2377,257$$

Pada Re tsb diperoleh jH = 18 fig 28 Kern hal 838

koef perpan shell (ho) = 38,565 Btu/ft² hr F

Uc	=	31,135	Btu/ft ² hr F
Rd shell	=	0,001	
Rd tube	=	0,001	
Rd total	=	0,002	tabel 12, hal 845-846 kern
Ud	=	29,310	

$$U_D = \frac{1}{R_D + \frac{1}{U_c}}$$

syarat minimal Ud harus
10-40

Panjang tube = 10 m

J. Menghitung berat katalis

$$W_{katalis} = \frac{\pi}{4} \times ID^2 \times Z \times \rho_B \times Nt$$

ρ katalis	=	0,78	g/cm ³	48,69381	lb/ft ³
W	=	1887154,397	gr	2995,483	kg
	=	1887,154	kg		
Volume katalis (V)	=	2419428,715	cm ³	3,840	m ³
	=	2,419	m ³	3840363,039	

K. Menghitung residence time

volume tube

Volume void bed katalis	=	1420934,32	cm ³
volume umpan masuk reactor	=	1,42	m ³
		16097,59	cm ³ /s
residence time	=	88,27	s
		1,47	menit

L. Menghitung tebal shell

Bahan konstruksi: Carbon steel SA-283 grade C

Alloweable stress (f)	=	55000	psi
Efisiensi pengelasan (E)	=	0,85	table 13.2 brownell
Faktor korosi (c)	=	0,002	
IDs	=	6,98	m
		274,82	in

Radius silinder (ri)	=	137,41	in
P operasi rata ²	=	50,3	bar
Faktor keamanan	=	10%	
P perancangan	=	110% x P op	

$$ts = \frac{P \cdot ri}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + c = 812,79 \text{ psi}$$

$$= 894,07 \text{ psi}$$

tebal shell (ts)	=	2,66	in
Digunakan tebal shell standar	=	2,75	in

Table 5.6. Dimensions of Flanged and Standard
Dished Heads
(Courtesy of Lukens Steel Company)

Thickness (in.)	Standard Straight Flange (in.)	Inside-corner Radius (in.)
<i>t</i>	<i>sf</i>	<i>icr</i>
$\frac{3}{16}$	1½-2	$\frac{3}{16}$
$\frac{1}{4}$	1½-2½	$\frac{3}{4}$
$\frac{5}{16}$	1½-3	$1\frac{5}{16}$
$\frac{3}{8}$	1½-3	$1\frac{1}{8}$
$\frac{7}{16}$	1½-3½	$1\frac{9}{16}$
$\frac{1}{2}$	1½-3½	$1\frac{1}{2}$
$\frac{5}{8}$	1½-3½	$1\frac{7}{8}$
$\frac{3}{4}$	1½-3½	2¼
$\frac{7}{8}$	1½-4	2¾
1	1½-4	3
$1\frac{1}{8}$	1½-4½	$3\frac{3}{8}$
$1\frac{1}{4}$	1½-4½	$3\frac{1}{4}$
$1\frac{3}{8}$	1½-4½	4¼
$1\frac{1}{2}$	1½-4½	4½
$1\frac{5}{8}$	1½-4½	4¾
$1\frac{3}{4}$	1½-4½	5¼
$1\frac{7}{8}$	1½-4½	5¾
2	1½-4½	6
$2\frac{1}{4}$	1½-4½	$6\frac{1}{4}$
$2\frac{1}{2}$	1½-4½	$7\frac{1}{8}$
$2\frac{3}{4}$	1½-4½	$8\frac{1}{4}$
3	1½-4½	9

M. Menghitung tebal Elipsoidal head

$$W = \frac{1}{4}(3 + \sqrt{r_c/r_1})$$

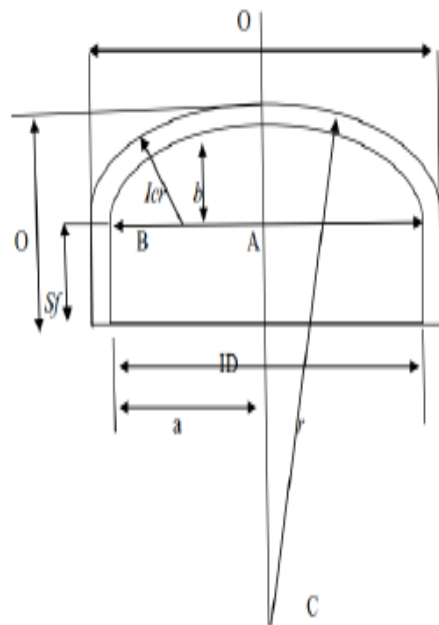
$$t = \frac{pr_c W}{2fE - 0.2p} + c$$

$$\text{Ods} = \text{IDs} + 2ts$$

Ods	=	280,318	in
Icr	=	14,4375	in
R	=	180	in
sf (antara 1,5-4,5)	=	2	in

W	=	1,633	in
tebal head (th)	=	2,686	in
Digunakan tebal head standar $2\frac{3}{4}$	=	2,75	in

N. Menghitung Tinggi Reaktor



Gambar 10.2 Dimensi Reaktor

a	=	137,40	in
AB	=	122,97	in
BC	=	165,56	in
AC	=	110,85	in
b	=	69,14	in
tinggi head (OA)	=	73,89	in
	=	1,87	m
Tinggi reaktor total	=	541,49	in
	=	13,75	m

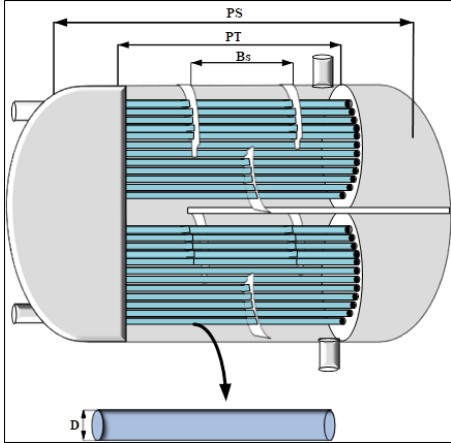
O. Menghitung volume reaktor

V shell	23341416,84	in ³	382,49	m ³
V head elipsoidal	1577,431	in ³	24416640	in ³

Vsf	118574,39	in3	1,94	m3
V reaktor	23463146,1	in3	47758056,84	in3
	384,49	m3	782,61	m3

3. Cooler (E -3114)

Tabel 10.3 Rancangan Cooler

SPESIFIKASI	
Nama	Cooler
Kode	E-3114
Jumlah	1 unit
Fungsi	Mendinginkan produk reaktor (R-3101)
Sifat bahan	Tidak Korosif
Fasa bahan	Cairan
DATA DESIGN	
Tipe	Shell and Tube Heat Exchanger
Gambar	

Untuk menentukan dimensi cooler butuh beberapa data sebagai berikut :

a. Komponen Fluida Panas dan Dingin

Fluida Panas : Produk Reaktor

Laju alir massa masuk : 52086,11 kg/jam 114830,094 lb/jam

Temperatur masuk (T1) : 332,37 C 630,280 F

Temperatur keluar (T2) : 30 C 86 F
 Laju alir Volumetrik : 15,05 Ft³/s

Fluida Dingin : Air Pendingin

Laju alir massa masuk : 4936 kg/jam 5640,373 lb/jam

Temperatur masuk (t1) : 25 C 77,000 F

Temperatur keluar (t2) : 150 C 302 F

b. Densitas Komponen

$$\rho = \frac{P.BM}{R.T} \quad (COULSON EDS 6, HAL 314)$$

$$P = 50,3 \quad \text{atm}$$

$$M = \text{gr/mol}$$

$$R = 0,082 \quad \frac{\text{L.atm}}{\text{mol.K}}$$

$$T = \text{K}$$

<u>FLUIDA PANAS</u>		<u>tav</u>	181,189°C	454,339 K	
KOMPONEN	BM	% Berat	ρ (gr/L)	ρ (kg/m3)	ρ mix (lb/ft3)
H ₂	2	0,005	2,698	0,168	0,001
CO ₂	44	0,015	59,362	3,706	0,055
CH ₃ OH	32	0,490	43,172	2,695	1,321
H ₂ O	18	0,490	24,285	1,516	0,743
TOTAL		1,000			2,120

<u>FLUIDA DINGIN</u>		<u>tav</u>	87,500	360,650	
KOMPONEN	BM	% Berat	ρ (gr/L)	ρ (kg/m3)	ρ mix (lb/ft3)
Steam	18,000	1,000	30,593	1,910	1,910
TOTAL		1,000			1,910

c. Viskositas Komponen

<u>FLUIDA PANAS</u>		<u>tav</u>	181	454,34	
KOMPONEN	BM	% Berat	μ (cP)	μ (lb/ft.hr)	μ mix (lb/ft.hr)
CO ₂	44,00	0,01	0,02	0,05	0,001
H ₂	2,00	0,49	0,01	0,03	0,01

CH ₃ OH	32,00	0,49	0,10	0,25	0,12
H ₂ O	18,00	1,00	0,00	0,00	0,00
TOTAL		2,00	0,14		0,14

<u>FLUIDA DINGIN</u>		<u>tav</u>	88	360,65
KOMPONEN	BM	% Berat	μ (cP)	μ (lb/ft.hr)
Air	18,00	1,00	0,89	2,15
TOTAL		1,0000		

KONVERSI		
1 cP	2,42	lb.ft.hr

d. Kapasitas Panas Komponen

Menggunakan data pada buku B. G. Kyle, Chemical and Process Thermodynamics (Englewood Cliffs, NJ: Prentice-Hall, 1984)

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

$$\int C_p dT = [a \times (T_2 - T_1)] + \left[\frac{b}{2} \times (T_2^2 - T_1^2) \right] + \left[\frac{c}{3} \times (T_2^3 - T_1^3) \right] + \left[\frac{d}{4} \times (T_2^4 - T_1^4) \right]$$

Fluida Panas

$$T = 454,34 \text{ K}$$

Komponen	a	b	c	d	Cp (Kj/Kmol K)	BM	xi	CP /BM	Cp (Kj/Kg K)
Karbon Dioksida	22,26	6,E-02	-4,E-05	7,46E-09	42,90	44	5,E-03	1,E+00	5,E-03
Hidrogen	29,11	-2,E-03	4,E-06	-8,70E-10	28,98	2	1,E-02	1,E+01	2,E-01
Air	32,24	2,E-03	1,E-05	-3,59E-09	34,95	32	5,E-01	1,E+00	5,E-01
Metanol	19	9,E-02	-1,E-05	-8,03E-09	57,30	18	5,E-01	3,E+00	2,E+00
Total							1		2,32

Fluida Dingin

Komponen	a	b	c	d	Cp (Kj/Kmol K)	BM (Kg/Kmol)	xi	CP /BM	Cp (Kj/Kg K)
Air	32,24	0,0019	1,06E-05	-3,59E-09	34,13	18	1	1,89	0,92
Total							1		9,29E-01

e. Conductivity Komponen

$$k = \mu \left(Cp \frac{10,4}{m} \right)$$

(Coulson eds 6, hal 321)

<u>FLUIDA PANAS</u>	
KOMPONEN	k (Btu/hr.ft.F)
H2	0,0736
CO2	0,0002
CH3OH	0,1533
H2O	1,1957
Total	1,4228
<u>FLUIDA DINGIN</u>	
KOMPONEN	k (Btu/hr.ft.F)
Air	3,0005

f. Specific Gravity Komponen

Komponen	Specific Gravity (S)
H2	0,069
CO2	1,29
CH3OH	0,79
H2O	1
Total	3,149

Setelah data yang dibutuhkan lengkap selanjutnya hitung dimensi cooler dengan tahapan sebagai berikut :

1. Kesenimbangan Panas

Beban Cooler (Q) 17.263.930,78 kj/jam 16.363.047,08 Btu/jam
(Data dari lampiran B-1 Neraca energi cooler)

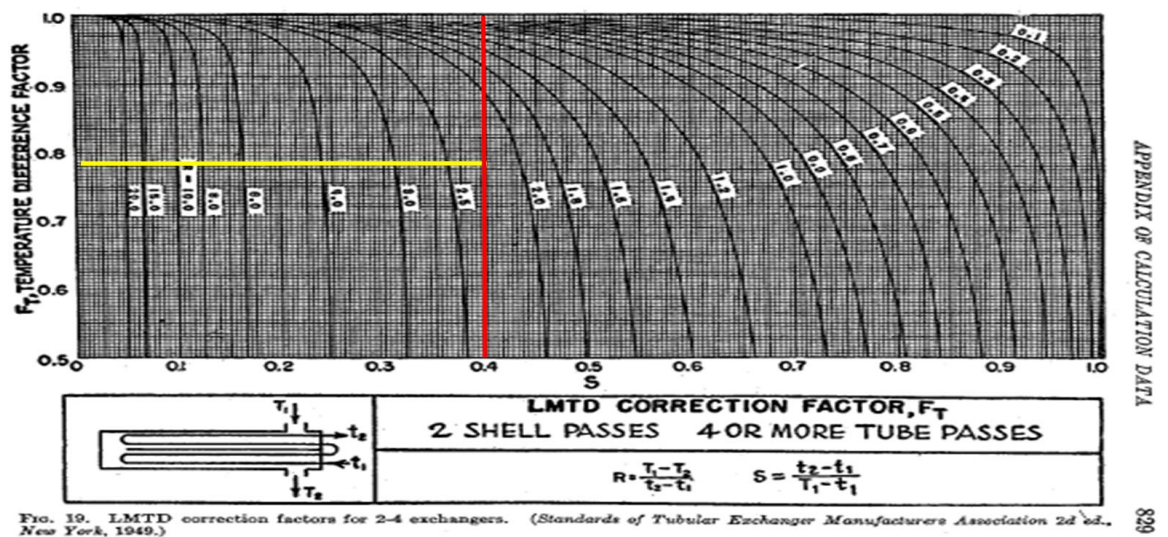
2. Menentukan Δt

Fluida Panas (F)		Temperatur	Fluida Dingin (F)		Different	
630,280	T1	Tinggi	302,000	t2	328,280	$\Delta T1$
86,000	T2	Rendah	77,000	t1	9,000	$\Delta T2$
544,280			225,000		-319,280	$\Delta T2 - \Delta T1$

$$\Delta t \text{ LMTD} = 88,77 \text{ F}$$

$$LMTD = (\Delta T2 - \Delta T1) / \ln\left(\frac{\Delta T2}{\Delta T1}\right)$$

Mencari Δt LMTD koreksi menggunakan Figure. 19 DQ. Kern Hal. 828



Dimana :

$$R = 2,419$$

$$S = 0,407$$

Sehingga didapatkan nilai factor perbedaan temperatur dari grafik tersebut yaitu :

$$ft = 0,790$$

$$\Delta t \text{ LMTD}_{\text{Koreksi}} = \Delta t \text{ LMTD}_{\text{Awal}} \times 0,790$$

$$= 70,13 \text{ F}$$

3. Menentukan Temperatur Rata-Rata (T_{av} dan t_{av})

$$T_{\text{av}} = \frac{T_1 + T_2}{2} \quad 358,140 \text{ F} = 181,189 \text{ C}$$

$$t_{\text{av}} = \frac{t_1 + t_2}{2} \quad 189,500 \text{ F} = 87,500 \text{ C}$$

4. Menentukan Nilai A

Tentukan nilai U_d dari Tabel 8 D.Q. Kern

840

PROCESS HEAT TRANSFER

TABLE 8. APPROXIMATE OVERALL DESIGN COEFFICIENTS

Values include total dirt factors of 0.003 and allowable pressure drops of 5 to 10 psi on the controlling stream

Coolers

Hot fluid	Cold fluid	Overall U_D
Water	Water	250–500§
Methanol	Water	250–500§
Ammonia	Water	250–500§
Aqueous solutions	Water	250–500§
Light organics*	Water	75–150
Medium organics†	Water	50–125
Heavy organics‡	Water	5–75
Gases	Water	2–50¶
Water	Brine	100–200
Light organics	Brine	40–100

* Light organics are fluids with viscosities of less than 0.5 centipoise and include benzene, toluene, acetone, ethanol, methyl ethyl ketone, gasoline, light kerosene, and naphtha.

† Medium organics have viscosities of 0.5 to 1.0 centipoise and include kerosene, straw oil, hot gas oil, hot absorber oil, and some crudes.

‡ Heavy organics have viscosities above 1.0 centipoise and include cold gas oil, lube oils, fuel oils, reduced crude oils, tars, and asphalts.

§ Dirt factor 0.001.

|| Pressure drop 20 to 30 psi.

¶ These rates are greatly influenced by the operating pressure.

Karena viskositas komponen $\leq 0,5 \text{ Cp}$ maka jenis komponen termasuk dalam golongan light organics

$$\begin{aligned}
 U_d &= 100 && \text{Btu/jam ft}^2 \cdot \text{F} \\
 Q &= 1.543.168,10 && \text{Btu/jam} \\
 &= 220 && \text{Ft}^2
 \end{aligned}$$

Nilai $A \geq 200 \text{ Ft}^2$ maka jenis Cooler yang digunakan yaitu Shell and Tube.

5. Menentukan Tube yang digunakan

Heater dirancang dengan menggunakan tube 1.5 in dengan 16 ft. Berdasarkan Tabel. 11 D.Q Kern, diperoleh spesifikasi dengan :

OD	1,5	in	0,125	ft
a'	1,29	in ²	0,009	ft
BWG	12			
L	16	ft	4,877	m
a"	0,393	ft ²		

$$\begin{aligned}
 N_t &= A/(L \cdot a') \\
 N_t &= 35,039 \quad \text{buah}
 \end{aligned}$$

Dari table Dq Kern table. 9 nilai N_t distandarkan sesuai ketentuan yang telah disediakan pada tabel.

1½ in. OD tubes on 1⅞-in. triangular pitch					
12	18	14	14	12	12
13¼	27	22	18	16	14
15¼	36	34	32	30	27
17¼	48	44	42	38	36
19¼	61	58	55	51	48
21¼	76	72	70	66	61
23¼	95	91	86	80	76
25	115	110	105	98	95
27	136	131	125	118	115
29	160	154	147	141	136
31	184	177	172	165	160
33	215	206	200	190	184
35	246	238	230	220	215
37	275	268	260	252	246
39	307	299	290	284	275

Sheel				
1.5 in OD 1 7/8 in triangular pict	Diameter Dalam (ID)	17,25	in	1,437 ft
	Buffle Space (B) = 0.4 ID	6,9	in	0,575 ft
	Passe	2		
	Pt	1,875	in	
	Ud Koreksi	79,634		

A		276,320			
Tube					
Figure.19 LMTD	Diamter dalaam (ID)	1,280	in	0,107	ft
	Diamater Luar (OD)	1,500	in	0,125	ft
	pict	1,875	in	0,048	m
	Clearance (C)	Pt-OD	=	0,375	in
	Passe (n)	4			
	Panjang	15,000	=	49,213	ft
	Jumlah Tube	35,039			
	Jumlah Tube Koreksi	42			

Shell

$$as = ID \times \frac{C' B}{144} PT$$

$$as = 0,083 \text{ ft}^2$$

$$W = 4936,005 \text{ kg/jam}$$

$$10882,015 \text{ lb/jam}$$

$$Gs = 131.653,86 \text{ lb/ft}^2\text{jam}$$

Bilangan Renold

$$\pi = 3,140$$

$$Pt2 = 3,516 \text{ in}^2$$

$$OD2 = 2,250 \text{ in}$$

$$De = 23,685 \text{ in}$$

$$1,974 \text{ ft}$$

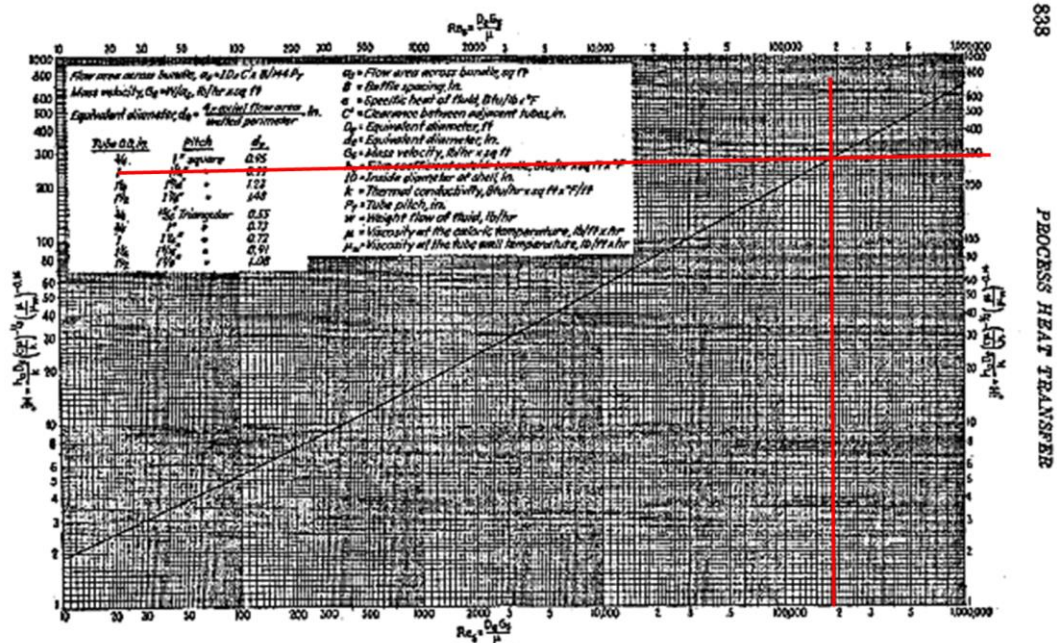
$$Tc = 358$$

$$\mu = 0,890 \text{ lb/ft jam}$$

$$Re = \frac{De \times Gs}{\mu}$$

Re

120.650,17



jh

300

Cp

0,453

Btu/ibmf

Perry Tabel 2-197

K

3,001

btu/jmfrf

tabel

$$(c \times \mu / k)^{0,333}$$

0,690

$$hO/O_s = Jh \times K/De \times (c \times \mu / k)^{0,33}$$

314,778

btu/h°F

Tube

a' t

13,545 in2

Tbl.10 Dq Kern

a' t

0,847 ft2

Massa Velocity

$$G_t = w/a_t, \text{ lb}/(\text{hr})(\text{ft}^2)$$

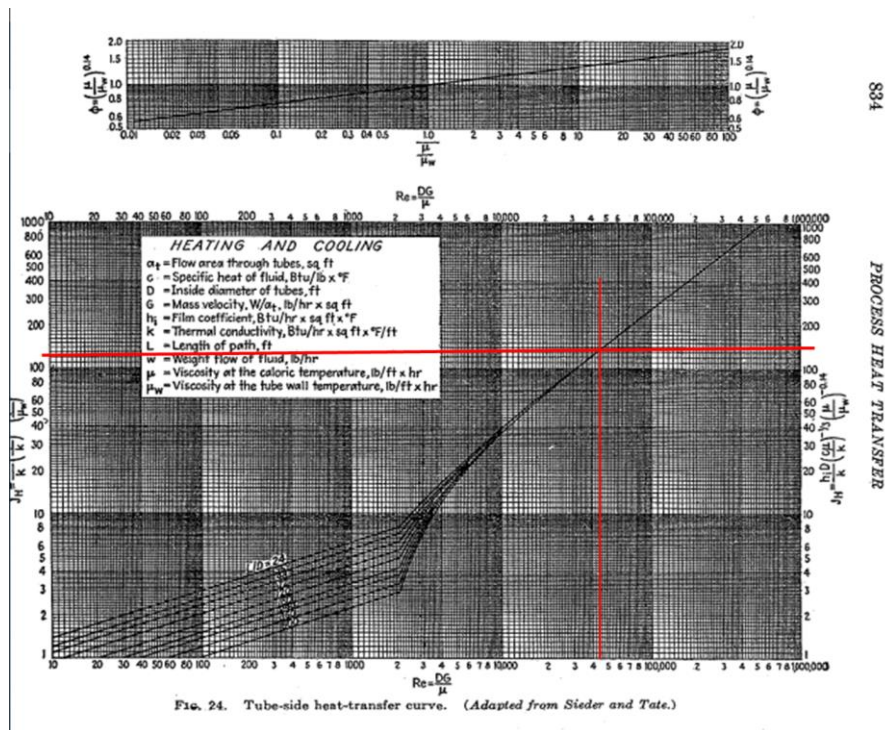
W	52086,116	kg/jam
	114830,094	lb/jam
Gt	135.642,78	lb/ft ² jam

Bilangan Renold

π	3,140			
Diamter dalaam (ID)	1,280	in	0,107	ft
Diamater Luar (OD)	1,500	in	0,125	ft
μ	0,137	cp	0,331	lb/ftjam

Re

Re 43698,02



Jh 110

tc	190	F
K	1,423	btu/jamftF
Cp	0,553	btu/lbf

$$(c \times \mu / k)^{0,333} = 0,508$$

$$745,913 \text{ bu/h}^{\circ}\text{F}$$

$$h_i = J_h \times K / De \times (c \times \mu / k)^{0,33}$$

$$H_{io}/O_t = h_i / \phi_t \times i_d / o_d \quad 636,512 \quad \text{bu/h}^\circ\text{F}$$

$$U_c = \frac{H_{io} \times H_o}{H_{io} + H_o}$$

$$U_c = 210,619 \quad \text{btu/h}^\circ\text{F}$$

$$U_d = 80$$

$$R_d = 0,008$$

$$\frac{H_{io} \times H_o}{H_{io} + H_o}$$

Pressure Drop

Shell

$$\begin{aligned} \text{Re}_s &= 120650,17 \\ f &= 0,0012 \quad \text{ft}^2/\text{in}^2 \\ s &= 1 \\ s &= 1 \quad \text{tabel 7} \\ L &= 15 \quad \text{ft} \quad 144 \quad \text{in} \\ N+1 &= 26,09 \\ \text{DPs} &= 0,008 \quad \text{Psi} \end{aligned}$$

Tube

$$\begin{aligned} \text{Re}_t &= 43698,016 \\ f &= 0,0002 \\ S &= 3,149 \quad \text{tabel 7 kern} \\ \text{Ft} &= 1 \\ N &= 4,000 \end{aligned}$$

$$\frac{F \times G p^2 \times L \times n}{5,22 \times 10^{10} \times D i \times s \times \phi_s}$$

DPt

$$= 0,013 \text{ Psi}$$

$$\frac{v^2}{2g} = 0,019$$

$$\text{DPn} = \frac{F \times Gp^2 \times L \times n}{5,22 \times 10^{10} \times Di \times s \times \phi s}$$

$$= 0,097$$

$$\text{DPTotal} = \text{DPt} - \text{DPn}$$

$$= 0,110 \text{ Psi}$$

Untuk mencari nilai v^2/g

APPENDIX OF CALCULATION DATA

837

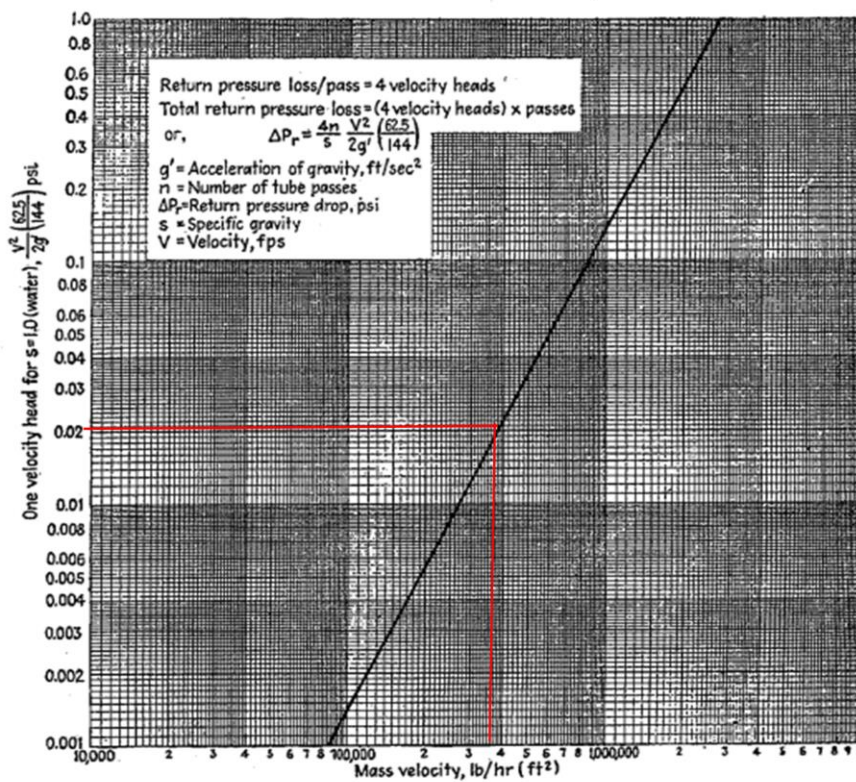
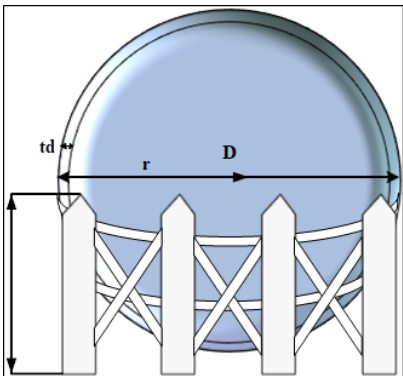


FIG. 27. Tube-side return pressure loss.

4. Tangki Penyimpanan Hidrogen (TT-162)

Tabel 10.4 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Hidrogen (TT-162)

SPESIFIKASI	
Nama	Tangki Penyimpanan Hidrogen
Kode	TT-162
Jumlah	2unit
Fungsi	Tempat penyimpanan Hidrogen
Lama Penyimpanan	1 hari
Sifat bahan	Tidak Korosif, volatil, reaktif
Fasa bahan yang disimpan	Gas
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	Bola (<i>Spherical</i>) dengan penyangga

1. Menghitung Kapasitas Tangki

Kapasitas Tangki (V_t)

$$V_t = \frac{m \times t}{\rho}$$

$$V_t = 167,047 \quad \text{m}^3$$

Faktor Keamanan 20%
maka

$$V_t = 0,8 \times V_t$$

$$V_t = 208,80 \quad \text{m}^3$$

Produk disimpan dalam 2 buah tangki, jika disimpan dalam 1 tangki membutuhkan ukuran yang terlalu besar. Digunakan waktu tinggal 1 hari untuk stok, sehingga :

$$V_t / 2 = 104,404 \text{ m}^3$$

2. Dimensi Tangki

Untuk Spherical Tank

$$V_t = \frac{4}{3} \pi (r)^3$$

$$r = \left(\frac{V_t \times 3}{4 \times \pi} \right)^{1/3}$$

$$\begin{aligned} r &= 2,89042 \text{ m} \\ &9,48299 \text{ ft} \\ &113,796 \text{ in} \end{aligned}$$

Tinggi tangki sama dengan 2x Jari-jari tangki

$$\begin{aligned} r &= H_t \\ H_t &= 2,89042 \text{ m} \\ &9,48299 \text{ ft} \end{aligned}$$

Diameter tangki sama dengan tinggi tangki

$$\begin{aligned} D &= H_t \\ D &= 5,78 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan tinggi cairan

$$H_c = \frac{V_c \times H_t}{V_t}$$

$$\begin{aligned} H_c &= 4,62467 \text{ m} \\ &15,1728 \text{ ft} \end{aligned}$$

Menentukan Tekanan Desain

Ketebalan shell akan berbeda dari dasar tangki sampai puncak. Hal ini karena tekanan zat cair akan semakin tinggi dengan bertambahnya jarak titik dari permukaan zat cair ke dasar tangki, sehingga tekanan paling besar adalah tekanan paling bawah.

Tekanan desain dihitung dengan :

$$P_{\text{absolut}} = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$P_{\text{operasi}} : \begin{array}{l} 34,54 \text{ atm} \\ 507,59 \text{ Psi} \end{array}$$

$$P_h = \frac{\rho(H-1)}{144}$$

$$\mathbf{P_{hidrostatik}} :$$

$$P_h = 5,51758 \text{ Psi}$$

$$P_{\text{absolut}} : 513,114 \text{ Psi}$$

Tekanan desain 5-10% di atas tekanan kerja absolut (Coulson, 1988). Tekanan desain yang dipilih 10%.

$$\begin{aligned} P_{\text{desain}} &= 1,1 \times P_{\text{absolut}} \\ &= 564,425 \text{ Psi} \end{aligned}$$

Menentukan Tebal Dinding Tangki

$$t_d = \frac{PR}{2SE - 0,2P} \quad (\text{Wallas, Tabel 18-4})$$

Dimana :

$$\begin{aligned} t_d &= \text{Tebal, In} \\ P &= \text{Tekanan desain tangki, Psi} \\ S &= \text{Allowable Stress, Psi} \\ R &= \text{Jari - jari tangki, In} \\ E &= \text{Efisiensi Pengelasan} \\ &\quad \text{f.} \\ C &= \text{Korosi} \end{aligned}$$

Material tangki yang digunakan adalah Carbon steel - 304 maka,

$$S = 13700 \text{ Psi}$$

$$E = 0,85$$

$$C = 0,002$$

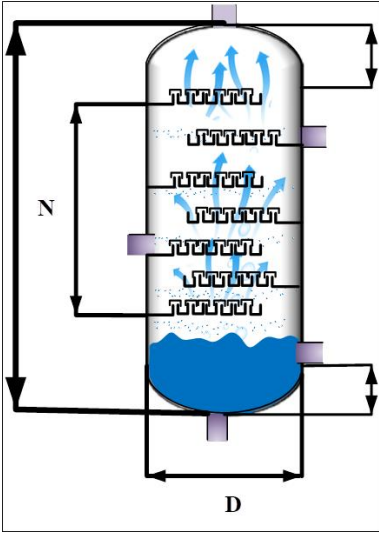
$$td = \frac{562,0116 \times 143,043}{2 SE - 0,2 P} = 2,77124 \text{ In}$$

$$= 0,23094 \text{ m}$$

$$23,0937 \text{ cm}$$

5. Destilasi (DS-3131)

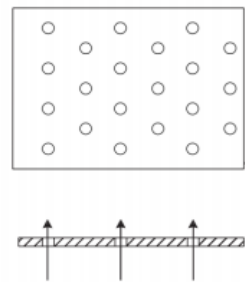
Tabel 10.5 Spesifikasi *Distilasi*

SPESIFIKASI	
Nama	<i>Distilasi Column</i>
Kode	<i>DS-3131</i>
Jumlah	1 unit
Fungsi	Memisahkan metanol dan air
Sifat bahan	Volatil
Fasa bahan	Cairan
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	<i>Tray Column</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steell Grade D</i>
Temperatur	80,65 °C

Dalam perancangan, menara distilasi ini dipilih jenis tray dengan pertimbangan sebagai berikut :

- a. Laju alir besar yaitu 45688 kg/jam atau 100724,8 lb/jam.
- b. Sistem masih mengandung larutan metil ester yang belum terkonversi dengan sempurna, sehingga akan terakumulasi dalam ruang kosong yang terdapat diantara packing. Akibatnya adalah pressure drop akan naik dan efisiensi pemisahan turun. Sehingga penggunaan Tray tower lebih menguntungkan.
- c. Umpan tidak bersifat korosif.

Jenis tray yang digunakan adalah jenis sieve tray dengan pertimbangan:



(a)

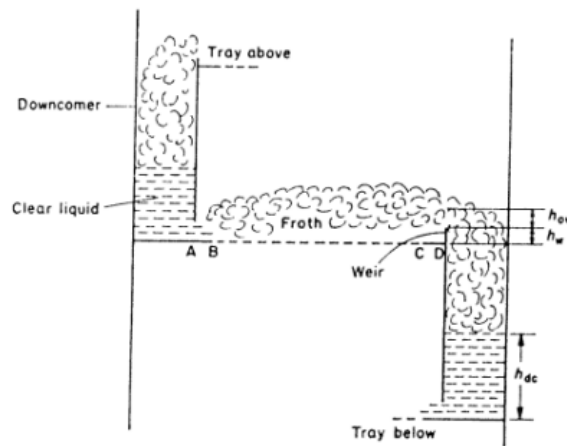


FIGURE 6-1. Schematic diagram of conditions on a sieve tray

(b)

Gambar 10. (a) Bentuk sieve tray **(b)** Kondisi skema diagram pada sieve tray
(sumber: Backhurst, J. R. and Harker, J.H., 1973. "Process Plant Design",
Heineman Chemical Engineering Series, London)

- Lebih ringan, murah dan pembuatannya lebih mudah.
- Kapasitas uap dan cairannya lebih besar.
- Pressure drop lebih rendah dari bubble cap tray, efisiensi tinggi.
- Biaya perawatan murah, karena mudah dibersihkan dan konstruksinya sederhana.

(Santosa, 1995)

1. Menentukan Jumlah Stage

a. Relative Volatility/Efisiensi Tray

$$\alpha = K_{LK}/K_{HK} \quad (\text{Pers. 4.6 BackHusrt Halaman 119})$$

$$\begin{aligned}\alpha_F &= 3,7738 \\ \alpha_D &= 4,0435 \\ \alpha_B &= 3,4051\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\alpha_{\text{avg DB}} &= (\alpha_D \times \alpha_B)^{0,5} \\ \alpha_{\text{avg DB (LK)}} &= 3,7106\end{aligned}$$

b. Menentukan Stage Minimum (Fenske)

Pers. 11-58, hal 524 . Coulson

$$N_m = \frac{\log \left[\frac{x_{LK}}{x_{HK}} \right]_d \left[\frac{x_{HK}}{x_{LK}} \right]_b}{\log \alpha_{LK}} \quad (11.58)$$

X	Distilat	Bottom	Feed
x_{LK}	0,99	0,0002	0,46
x_{HK}	0,004	0,99	0,53

$$\log \alpha_{\text{avg DB}} = 0,56$$

$$N_m = \frac{\log \frac{213,79}{3860,62}}{0,57}$$

$$= \frac{5,91}{0,56}$$

$$N_m = 10,39$$

c. Menentukan Reflux Minimum (Underwood)

Persamaan 11.60-61, hal 525 . Coulson

Komponen	α top	α bottom	α avg
CH ₃ OH	4,043	3,41	3,72
H ₂ O	1	1	1

Relatif Volatilitas

$$LK = 3,77$$

$$HK = 1$$

$$\text{nilai, } \theta = 2,4548$$

Komponen	α avg	X_i, F	α avg x X_i, F	α avg x $X_i, F / (\alpha_i - \theta)$
CH ₃ OH	3,7243	0,46	1,73	1,37
H ₂ O	1,0000	0,53	0,53	-0,37
Total				1

Goal seek dengan nilai $\sum \frac{\alpha_i X_{i,f}}{\alpha_i - \theta} = 1$

Nilai Teta harus berada diantara nilai relatif volatilitas LK dan HK

Sehingga diperoleh nilai α avg x $X_i, D / (\alpha_i - \theta)$, sebagai berikut :

Komponen	α avg	X_i, D	α avg x X_i, D	α avg x $X_i, D / (\alpha_i - \theta)$
CH ₃ OH	3,7243	0,99	3,71	2,91
H ₂ O	1,0000	0,005	0,005	0,004
Total				2,92

$$\begin{aligned} R_m &= (\alpha \text{ avg x } X_i, D / (\alpha_i - \theta)) - 1 \\ &= 1,92 \end{aligned}$$

R operasi berkisar antara 1,2 - 1,5 R_m (Geankoplis Halaman 660)

Diambil R Operasi = 1,5 R_m

R Operasi = 2,89

d. Penentuan jumlah Stage ideal (Gilliland)

Coulson Fig 11.11 Halamn 524

$$\begin{aligned} \frac{R}{R + 1} &= \frac{2,8859}{3,8859} = 0,7427 \\ \frac{R_m}{R_m + 1} &= \frac{1,9239}{2,9239} = 0,6580 \\ \frac{N_m}{N} &= 0,6160 \quad \text{Dari grafik} \end{aligned}$$

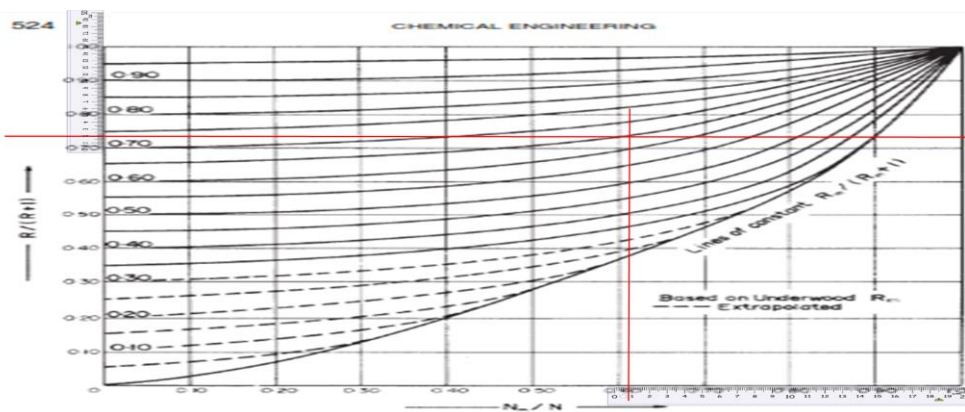


Figure 11.11. Erbar-Maddox correlation (Erbar and Maddox, 1961)

$$N = 16,8673$$

e. Menentukan Efisiensi Plate

$$\alpha_{avg} = 3,7106$$

$$\mu_{camp} = 0,1349 \text{ cP}$$

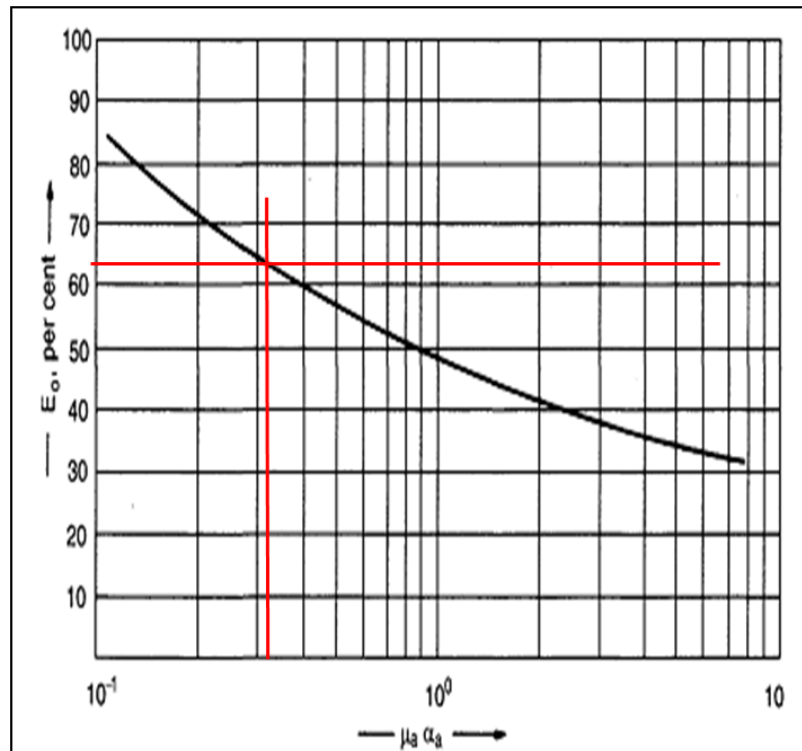
$$\alpha_{avg} \times \mu_{camp} = 0,5005$$

$$E_0 = 64\%$$

$$N_{actual} = N/E_0$$

$$26,5627$$

$$27 \text{ Stage}$$



Menentukan letak plate umpan (Kirkbride)

Coulson Persamaan 11.62 Halaman 526

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

$$\log \left[\frac{N_r}{N_s} \right] = -0.2311$$

$$\left[\frac{N_r}{N_s} \right] = 0.5873$$

Nr		=	0,5873	Ns
Nr	+	Ns	=	N
0,5873	Ns +	Ns	=	27
	1,5873	Ns	=	27
	1,5873	Ns	=	27
			1,5873	
			Ns	= 17,0
			=	17

f. Menentukan Dimensi Kolom

Diameter Puncak Kolom

BM Campuran

Komponen	x _D	BM (kg/kmol)	BM.X _D (kg/kmol)
Metanol	0,995	32	31,84
H ₂ O	0,005	18	0,083
Total	1,000		31,92

Dari perhitungan NM dan NE Ds- 3131

F	1862,85	kmol/jam
D	868,495	kmol/jam
W	994	kmol/jam
Lo	2506,3889	kmol/jam
V	4822,12594	kmol/jam
R min	1,9239	
R	2,8859	

Lo	80022,98489	kg/jam	22,22860691	kg/detik
V	153958,9116	kg/jam	42,76636433	kg/detik

Densitas Uap Campuran pada Destilat

P	1,1 atm						
T	340,446662 K						
Komponen	y	ω _i	T _{ci}	P _{ci} (bar)	ω _i .y _i	T _{ci} .y _i (K)	P _{ci} .y _i
Metanol	0,995	0,566	512,58	80,96	0,56323752	510,08	80,56
H ₂ O	0,005	0,345	647,13	220,55	0,001605848	3,012	1,027
Total	1				0,56	513,09	81,59 bar
							<u>82,67 atm</u>

$$Tr = T/T_c = 0,66$$

$$Pr = P/P_c = 0,013$$

$$B_0 = -0,73$$

$$B_1 = -0,82$$

$$B = B_0 + \omega B_1 = -1,197$$

$$R = 82,06 \text{ cm}^3 \cdot \text{atm/mol} \cdot \text{K}$$

$$Z = 1 + \frac{B \cdot P_c}{R \cdot T_c} \times \frac{P_r}{T_r} \quad 0,99$$

$$\rho_v = \frac{P \times BM}{Z \times R \times T} \quad \begin{array}{l} 0,002 \text{ g/cm}^3 \\ 1,26 \text{ kg/m}^3 \end{array}$$

Menghitung liquid-vapor flow factor (FLV)

$$FLV = \frac{L}{V} \times \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L}} \quad 0,022$$

Menghitung kecepatan volumetrik cairan dan uap

$$Q_L = L_o / \rho_L \quad \begin{array}{l} 114,10 \text{ m}^3/\text{jam} \\ 0,032 \text{ m}^3/\text{s} \end{array}$$

$$Q_V = V / \rho_V \quad \begin{array}{l} 122463,31 \text{ m}^3/\text{jam} \\ 34,018 \text{ m}^3/\text{s} \end{array}$$

Menghitung konstanta flooding

$$C_f = \left(\alpha \log \left(\frac{1}{FLV} \right) + \beta \right) \times \left(\frac{\sigma}{0,020} \right)^{0,2}$$

Tray spacing pada umumnya antara 0,3-0,6 m (Coulson, 1983, hal 448)

$$\text{Tray spacing (t)} = 0,3 \text{ m}$$

$$\alpha = 0,03 \text{ m}$$

$$\beta = 0,02 \text{ m}$$

$$\text{Tegangan Permukaan} = 18,22 \text{ dyne/cm}$$

$$0,18 \text{ dyne/m}$$

$$C_f = 0,13$$

Menentukan Kecepatan Velocity Flooding (Vf)

$$V_f = C_f \left(\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v} \right)^{0,5} \quad 3,32 \text{ m/s}$$

Kecepatan uap pada umumnya 70 – 90% dari kecepatan flooding (Coulson, 1983, hal.459), untuk perancangan diambil $V_{\text{actual}} = 80 \% V_f$.

$$\begin{aligned}\% \text{kec. Flooding} &= 80\% \\ V_{\text{aktual}} &= 2,66 \text{ m/s}\end{aligned}$$

Menghitung luas permukaan aktif (An)

$$\begin{aligned}A_n : Q_v/V_{\text{aktual}} &= 10,26 \text{ m}^2 \\ \text{Weir length (W)} &= 0,7 D \\ \text{Downspot} &= 8,81\% \quad 0,0881 \\ \text{Luas area (At)} &= 11,2484 \text{ m}^2\end{aligned}$$

Menghitung Superficial Mass Flow Puncak Destilasi

$$K_4 = \frac{13,1 \times (V_w^*)^2 \times F_p \times \left(\frac{\mu_l}{L}\right)}{\rho_v \times (\rho_l - \rho_v)} \quad (\text{Pers.11.118, Sinnott, 2005})$$

dengan,

V_w^* : laju massa gas per luas permukaan kolom, $\text{kg/m}^2 \cdot \text{s}$

F_p : *packing factor* = 56

μ_l : viskositas cairan, N.s/m^2

ρ_l : densitas cairan campuran = $585,9 \text{ kg/m}^3$

ρ_v : densitas uap campuran = $7,239 \text{ kg/m}^3$

μ destilat	6,79	cP
	0,0068	N.s/m ²
ρ cairan campuran	701,35	kg/m ³
ρ uap campuran	1,26	kg/m ³
k_4	2	
V_w^*	1,92	kg/m ² s
$k_4 \times (\rho_l - \rho_v)$	1400,20	
f_p	56	
$13,1 \times f_p \times (u/u)^{0,1}$	231,24	
V_w^*	2,46	kg/m ² s

Column area yang dibutuhkan untuk pemisahan (Ac)

V	42,77	kg/s
Ac	17,38	m ²

Menghitung Diameter kolom

D	$\sqrt{\frac{4 \times Ac}{\pi}}$	4,71 m
		15,48 ft
		185,25 in

Diameter Dasar Kolom

BM Campuran

Komponen	xW	BM	BM.xW
Metanol	0,0009	32	0,028
H2O	0,9991	18	17,98
Total	1		18,01 kg/kmol

$$L_n = 2869,60 \text{ kmol/jam}$$

$$V_n = 8281,39 \text{ kmol/jam}$$

$$L_n = 51688,25 \text{ kg/jam} \quad 14,36 \text{ kg/detik}$$

$$V_n = 149167,13 \text{ kg/jam} \quad 41,44 \text{ kg/detik}$$

Densitas Uap Campuran pada Destilat

$$P = 1,1 \text{ atm}$$

$$T = 375,812602 \text{ K}$$

Komponen	y	ω_i	Tci	Pci (bar)	$\omega_i y_i$	Tci.yi (K)	Pci.yi
Metanol	0,0009	0,57	512,58	80,96	0,00	0,45	0,07
H2O	0,9991	0,35	647,13	220,55	0,34	646,56	220,36
Total	1,000				0,35	647,01	220,43

$$T_r = T/T_c = 0,58$$

$$P_r = P/P_c = 0,005$$

$$B_0 = -0,92$$

$$B_1 = -1,56$$

$$B = B_0 + \omega B_1 = -1,46$$

$$R = 82,06 \text{ cm}^3 \cdot \text{atm/mol} \cdot \text{K}$$

$$Z = 1 + \frac{B \cdot P_c}{R \cdot T_c} \times \frac{P_r}{T_r} = 0,99$$

$$\rho_v = \frac{P \times BM}{Z \times R \times T} = 0,0006 \text{ g/cm}^3$$

$$0,64 \text{ kg/m}^3$$

Menghitung liquid-vapor flow factor (FLV)

$$FLV = 0,011$$

Menghitung kecepatan volumetrik cairan dan uap

$$\begin{aligned}
 QL &= L_o/\rho L & 75,46 & \text{ m}^3/\text{jam} \\
 & & 0,021 & \text{ m}^3/\text{s} \\
 & & 118651,8 & \\
 QV &= V/\rho V & 0 & \text{ m}^3/\text{jam} \\
 & & 32,95 & \text{ m}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

Menghitung konstanta flooding

$$C_f = \left(\alpha \log \left(\frac{1}{Fl_v} \right) + \beta \right) \times \left(\frac{\sigma}{0,020} \right)^{0,2}$$

Tray spacing pada umumnya antara 0,3-0,6 m (*Coulson, 1983, hal 448*)

$$\text{Tray spacing (t)} = 0,3 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}
 \alpha &= 0,03405 \text{ m} \\
 \beta &= 0,02412 \text{ m} \\
 C_f &= 0,46
 \end{aligned}$$

Menentukan Kecepatan Velocity Flooding (Vf)

$$V_f = 12,039 \text{ m/s}$$

$$\% \text{kec. Flooding} = 80\%$$

$$V_{\text{aktual}} = 9,63 \text{ m/s}$$

Menghitung luas permukaan aktif (An)

$$A_n = Q_v/V_{\text{aktual}} = 3,42 \text{ m}^2$$

$$\text{Weir length (W)} = 0,7 \text{ D}$$

$$\text{Downspot} = 8,81\%$$

$$\text{Luas area (A}_t) = 3,75 \text{ m}^2$$

Menghitung Superficial Mass Flow Puncak Destilasi

$$K_4 = \frac{13,1 \times (V_w^*)^2 \times F_p \times \left(\frac{\mu_l}{T} \right)}{\rho_v \times (\rho_l - \rho_v)} \quad (\text{Pers.11.118, Sinnott, 2005})$$

dengan,

V_w^* : laju massa gas per luas permukaan kolom, $\text{kg/m}^2 \cdot \text{s}$

F_p : *packing factor* = 56

μ_l : viskositas cairan, N.s/m^2

ρ_l : densitas cairan campuran = $585,9 \text{ kg/m}^3$

ρ_v : densitas uap campuran = $7,239 \text{ kg/m}^3$

μ residu	3,83	cP
	0,004	N.s/m ²
ρ cairan campuran	684,99	kg/m ³
ρ uap campuran	0,64	kg/m ³
k ₄	2	
f _p	56	

$k_4 \cdot (p_l - p_v)$	1368,69
$13,1 \cdot f_p \cdot (u/u)^{0,1}$	218,88
V_w^*	2,50

Column area yang dibutuhkan untuk pemisahan (Ac)

V	41,43	kg/s
Ac	16,57	m ²

Menghitung diameter kolom

$$D = \sqrt{\frac{4 \times A_c}{\pi}}$$

4,59	m
180,88	in
15,07	ft

Menghitung tebal shell dan head kolom

Menghitung tebal shell puncak kolom

Bahan konstruksi yang digunakan adalah Carbon steel SA-283 grade D

f	12650	psi	Brownell tabel 13.1 hal 251
E	0,85	single welded butt joint	Brownell tabel 13.2 hal 254
C	0,002	in	

r _i	90,44078757	in
P operasi	1,1	atm
	16,16549	psia

Faktor keamanan	110%
P perancangan	17,782039 psia
tebal shell (ts)	$P \times r_i$

ts standar	0,151715784	in	
	0,1875	in	Brownell item 2 hal 347

Menghitung tebal shell dasar kolom

Bahan konstruksi yang digunakan adalah Carbon steel SA-283 grade D

f	12650	psi	Brownell tabel 13.1 hal 251
E	0,85	single welded butt joint	Brownel tabel 13.2 hal 254
C	0,002	in	
ri	90,44	in	

P operasi	1,1	atm
	16,17	psia

Faktor keamanan 110%

P perancangan 17,782039 psia

tebal shell (ts)

$$t_s = \frac{P \times r_i}{f \times E - 0,6 \times P} + c$$

ts standar	0,15	In
	0,19	brownell item 2 hal 347

Menghitung tebal head kolom

Menghitung tebal head puncak

Bahan yang digunakan adalah Carbon steel SA-283 grade D

th

$$\frac{PD}{2SE - 0,2P}$$

th	0,137990652	in
th standar	0,625	In

OD = ID + 2ts	181,2565751	in
OD standar	192	in
icr	11,5	in
rc	170	in

Nilai rc dan icr diperoleh dari Tabel 5.7 hal 90 *Process Equipment Design* (Brownell and Young, 1959) dengan memplotkan nilai OD_s (diameter luar *shell*) dan t_s (tebal *shell*).

Menghitung tebal head dasar

Bahan yang digunakan adalah Carbon steel SA-283 grade D

$$th = \frac{PD}{2SE - 0.2P} = 0,14$$

$$th \text{ standar} = 0,31$$

$$OD = ID + 2ts = 181,26 \text{ in}$$

$$OD \text{ standar} = 192 \text{ in}$$

$$icr = 11,5 \text{ in}$$

$$rc = 170 \text{ in}$$

Nilai rc dan icr diperoleh dari Tabel 5.7 hal 90 *Process Equipment Design* (Brownell and Young, 1959) dengan memplotkan nilai OD_s (diameter luar *shell*) dan t_s (tebal *shell*).

Menghitung tinggi head puncak

Dari Tabel 5.11 Brownell hal 94 dengan tebal head 0,1875 in diperoleh nilai sf 2 in

$$sf = \frac{\sqrt{BC^2 - AB^2}}{2} = 2 \text{ in}$$

$$a = ID/2 = 90,44 \text{ in}$$

$$AB = a - icr = 78,94 \text{ in}$$

$$BC = rc - icr = 158,5 \text{ in}$$

$$b = r - 32,56 \text{ in}$$

$$OA = th + b + sf = 35,18 \text{ in}$$

$$0,89 \text{ m}$$

Menghitung tinggi head dasar kolom

Dari Tabel 5.11 Brownell hal 94 dengan tebal head 0,1875 in diperoleh nilai sf 2 in

$$sf = \frac{\sqrt{BC^2 - AB^2}}{2} = 2 \text{ in}$$

$$a = ID/2 = 90,4407876 \text{ in}$$

$$AB = a - icr = 78,9407876 \text{ in}$$

$$BC = rc - icr = 158,5$$

$$b = r - 32,5569134$$

$$OA = th + b + sf = 34,8694134 \text{ in}$$

$$0,8856831 \text{ m}$$

Menghitung tinggi kolom destilasi

$$H = \text{OA puncak} + \text{OA dasar} + (\text{N tray} \times \text{tray spacing})$$

$$= 70,05 \text{ in} \quad 1,7793037 \text{ m}$$

$$1,78 \text{ m}$$

$$9,9 \text{ m}$$

$$10 \text{ m}$$

BAB XI

KESIMPULAN DAN SARAN

11.1 Kesimpulan

Berdasarkan uraian dan hasil perhitungan dari bab–bab sebelumnya pada prarancangan pabrik Metanol dari Carbon dioksida dan Hydrogen dapat disimpulkan sebagai berikut :

1. Prarancangan pabrik Metanol dari Carbon dioksida dan Hydrogen dengan kapasitas bahan baku 200.000 ton/tahun direncanakan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri dan sebagian diekspor.
2. Dari analisa teknis dan ekonomi yang dilakukan, maka pabrik Metanol dari Carbon dioksida dan Hydrogen dengan kapasitas bahan baku 200.000 ton/tahun layak didirikan di kawasan Bojong Menteng, Sukabumi, Jawa Barat.
3. Prarancangan pabrik Metanol dari Carbon dioksida dan Hydrogen merupakan perusahaan berbentuk Perseroan Terbatas (PT) dengan struktur organisasi *line and staff* dengan jumlah tenaga kerja 100 orang yang terdiri dari 60 karyawan *shift* dan 40 orang karyawan *non shift*.
4. Dari perhitungan analisa ekonomi, maka pabrik *Methanol* layak didirikan dengan :

- *Fixed Capital Investment (FCI)* = US\$ 47.977.776,24
= Rp 695.459.456.638,97
- *Working Capital Investment (WCI)* = US\$ 8.466.666,40
= Rp 122.728.139.406,88
- *Total Capital Investment (TCI)* = US\$ 56.444.442,64
= Rp 818.187.596.045,85
- *Total Sales (TS)* = US\$ 94.292.803,97
= Rp 1.366.816.625.310,17

- *Rate of Return (ROR)* = 56%
- *Pay of Time (POT)* = 1 tahun 10 bulan 24 hari
- *Break Event Point (BEP)* = 14 %

11.2 Saran

Berdasarkan pertimbangan dari analisa ekonomi yang telah dilakukan pabrik Metanol dari Carbon dioksida dan *Hydrogen* ini layak untuk dilanjutkan ke tahap rancangan. Untuk itu disarankan kepada pengurus dan pemilik modal untuk dapat mempertimbangkan dan mengkaji ulang tentang pendirian pabrik Metanol dari Carbon dioksida dan *Hydrogen*.

DAFTAR PUSTAKA

- Borisut, P., & Nuchitprasittichai, A. (2019). Methanol Production via CO₂ Hydrogenation: Sensitivity Analysis and Simulation—Based Optimization. *Frontiers in Energy Research*, 7(September), 1–10. <https://doi.org/10.3389/fenrg.2019.00081>
- Chen, Y. H., Wong, D. S. H., Chen, Y. C., Chang, C. M., & Chang, H. (2019). Design and performance comparison of methanol production processes with carbon dioxide utilization. *Energies*, 12(22). <https://doi.org/10.3390/en12224322>
- Dwi Winarto, 2012. Energi aktivasi persamaan arhenius. <https://www.ilmukimia.org/2014/07/energi-aktivasi.html> (Diambil 1 desember 2020)
- Geoffrey, Hall, 2015. Steps in a heterogen catalytic reaction. <https://slideplayer.com/slide/8936930/> (Diambil 1 desember 2020)
- González-Garay, A., Frei, M. S., Al-Qahtani, A., Mondelli, C., Guillén-Gosálbez, G., & Pérez-Ramírez, J. (2019). Plant-to-planet analysis of CO₂-based methanol processes. *Energy and Environmental Science*, 12(12), 3425–3436. <https://doi.org/10.1039/c9ee01673b>
- Keçebaş, A., Kayfeci, M., & Bayat, M. (2019). Electrochemical hydrogen generation. *Solar Hydrogen Production: Processes, Systems and Technologies*, 299–317. <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-814853-2.00009-6>
- Leonzio, G., Zondervan, E., & Foscolo, P. U. (2019). Methanol production by CO₂ hydrogenation: Analysis and simulation of reactor performance. *International Journal of Hydrogen Energy*, 44(16), 7915–7933. <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2019.02.056>
- Methanol Institute. 2020. Methanol – Technical - Data -Sheet. [http://www.Methanol.Org/Wp-Content/Uploads/2016/06/Methanol Technical-Data-Sheet.Pdf](http://www.Methanol.Org/Wp-Content/Uploads/2016/06/Methanol%20Technical-Data-Sheet.Pdf), 52, 100871.

- Muchtar, A. (2019). Analisis Emisi Co₂ Pltp Ulubelu Lampung Dan Kontribusinya Terhadap Pengembangan Pembangkit Listrik Di Provinsi Lampung. *Jurnal Pengelolaan Sumberdaya Alam Dan Lingkungan (Journal of Natural Resources and Environmental Management)*, 9(2), 288–303. <https://doi.org/10.29244/jpsl.9.2.288-303>
- Nieminen, H., Laari, A., & Koironen, T. (2019). CO₂ hydrogenation to methanol by a liquid-phase process with alcoholic solvents: A techno-economic analysis. *Processes*, 7(7), 1–24. <https://doi.org/10.3390/pr7070405>
- Putra, A. M. (2012). Analisis Produktifitas Gas Hidrogen Dan Gas Oksigen Pada Elektrolisis Larutan Koh. *Jurnal Neutrino*, 2(2), 141–154. <https://doi.org/10.18860/neu.v0i0.1642>
- Sapountzi, F. M., Gracia, J. M., Weststrate, C. J. (Kee, J., Fredriksson, H. O. A., & Niemantsverdriet, J. W. (Hans. (2017). Electrocatalysts for the generation of hydrogen, oxygen and synthesis gas. *Progress in Energy and Combustion Science*, 58, 1–35. <https://doi.org/10.1016/j.pecs.2016.09.001>
- Syedamirbasha. 2019. Desalinated water from municipal desalination do not have enough minerals and use of desalination eater depletes minerals from the body. <https://iwa-network.org/myths-and-misconceptions-about-swro-desalination-in-india/> (Diambil 1 desember 2020)
- Vinoba, M., Bhagiyalakshmi, M., Alqaheem, Y., Alomair, A. A., Pérez, A., & Rana, M. S. (2017). Recent progress of fillers in mixed matrix membranes for CO₂ separation: A review. *Separation and Purification Technology*, 188, 431–450. <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2017.07.051>
- Wenten, I. G., Hakim, A. N., Khoiruddin, K., & Aryanti, P. T. . (2014). *Desain Proses Berbasis Membran*. May, 48.

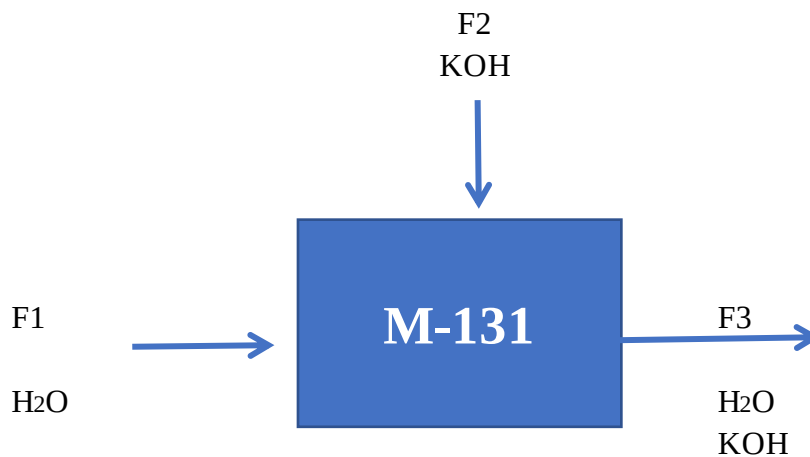
LAMPIRAN A. NERACA MASSA

$$\begin{aligned}\text{Kapabilitas produksi} &= 200.000 \text{ ton/tahun} \\ &= 200.000 \frac{\text{ton}}{\text{tahun}} \times \frac{\text{tahun}}{300 \text{ hari}} \times \frac{\text{hari}}{24 \text{ jam}} \times \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}} \\ &= 27777,7778 \text{ kg/jam} \\ \text{Operasi pabrik} &= 300 \text{ hari/tahun} \\ \text{Basis perhitungan} &= 100 \text{ kg/jam CO}_2 \\ \text{Kapabilitas produksi basis} &= 2666,5242 \text{ kg/jam} \\ \text{Faktor pengali} &= \frac{\text{Kapabilitas sebenarnya}}{\text{Kapabilitas basis}} = \frac{27777,7778}{2666,5242} \\ &= 10,41\end{aligned}$$

Maka, untuk memproduksi Metanol dari Karbon dioksida dan Hidrogen dengan kapasitas produksi 200.000 ton/tahun dibutuhkan bahan baku sebesar :

$$\begin{aligned}\text{Bahan baku Karbon dioksida (CO}_2\text{)} &= \text{Basis perhitungan} \times \text{faktor pengali} \\ &= 100 \text{ kg/jam} \times 10,41 \\ &= 45835,78 \text{ kg/jam} \\ &= 330017,63 \text{ ton/tahun}\end{aligned}$$

1. Mixing (M-131)



Fungsi : Tempat pencampuran air dan KOH (sebagai elektrolit dalam proses eletrolisis)

Kondisi Operasi :

- Temperatur : 30 °C
- Tekanan : 1 atm
- Pengadukan : 30 rpm

➤ Input

Komposisi umpan *Mixing*

❖ Aliran 1

- H₂O = 5567,01 Kg/Jam

❖ Aliran 2

- KOH = 55,67 Kg/Jam

➤ Output

❖ Aliran 3

- H₂O = 5567,01 Kg/Jam
- KOH = 55,67 Kg/Jam

Tabel LA.1. Neraca Massa Basis M-131

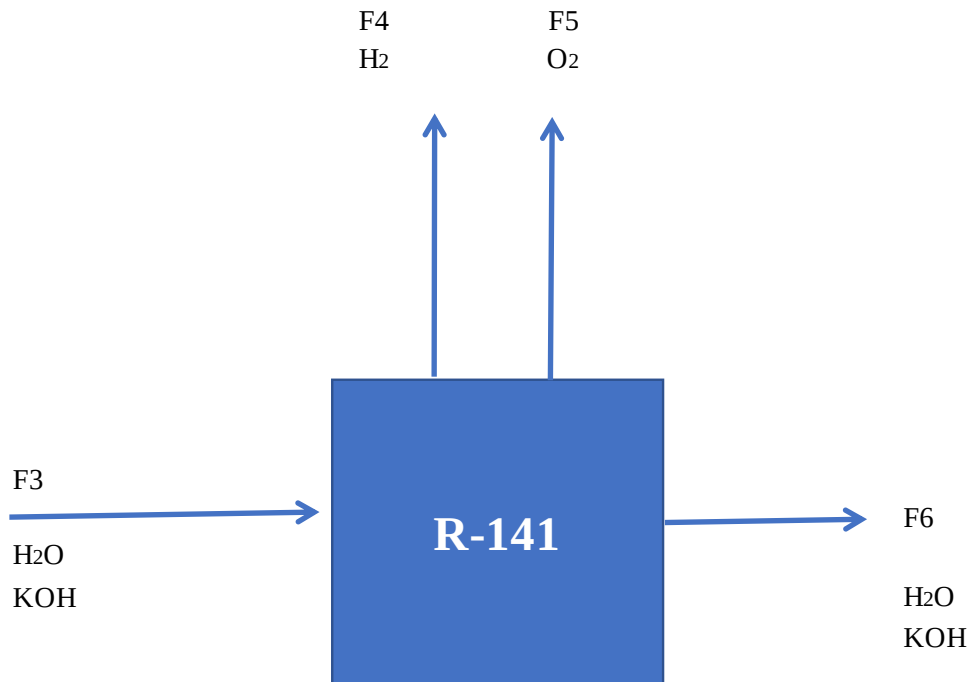
Komponen	BM	Masuk				Keluar	
		F1		F2		F3	
		Mol	Massa	Mol	Massa	Mol	Massa
H ₂ O	18	309,27	5567,01			309,27	5567,01
KOH	56			0,99	55,67	0,99	55,67
Total		5622,68				5622,6	

Kemudian dikalikan dengan faktor pengali

Tabel LA.2. Neraca Massa Sebenarnya M-131

Komponen	BM	Masuk				Keluar	
		F1		F2		F3	
		Mol	Massa	Mol	Massa	Mol	Massa
H ₂ O	18	3221,82	57992,79			3221,82	57992,79
KOH	56			10,36	579,93	10,36	579,93
Total		58572,72				58572,72	

2. Elektrolisis (R-141)



Fungsi : Reaktor pemisah ikatan H₂O menjadi Oksigen dan Hidrogen

Kondisi Operasi :

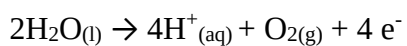
- Temperatur : 30 °C
- Tekanan : 1 atm
- Tegangan : 200 – 240 Volt

➤ Input

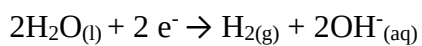
❖ Aliran 3

- H₂O = 5567,01 Kg/Jam
- KOH = 55,67 Kg/Jam

Untuk reaksi elektrolisis yang berlangsung pada setiap elektroda yaitu :

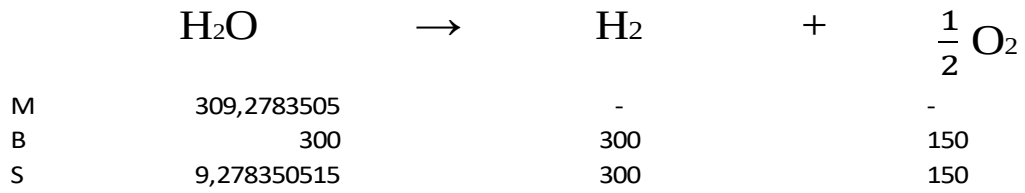


Katoda (Reduksi) :



Reaksi elektrolisis keseluruhan :

Konversi 97%



➤ Output

❖ Aliran 4

- H₂ = 600 Kg/Jam

❖ Aliran 5

- O₂ = 4800 Kg/Jam

❖ Aliran 6

- KOH = 55,67 Kg/Jam

- H₂O = 167,01 Kg/Jam

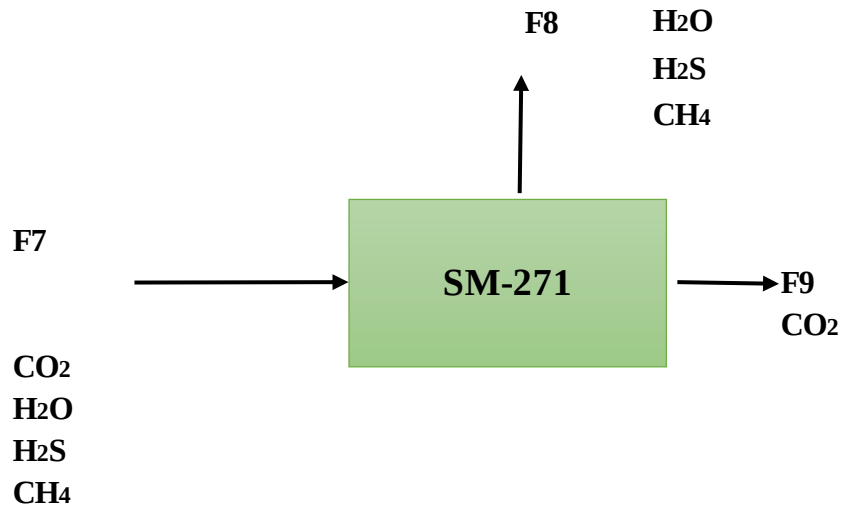
Tabel LA.3 Neraca Massa Basis Elektrolisis

Komponen	BM	Masuk		Keluar					
		F3		F4		F5		F6	
		Mol	Massa	Mol	Massa	Mol	Massa	Mol	Massa
H2O	18	309	5567					9,27	167,01
H2	2			300	600				
O2	32					150	4800		
KOH	56	0,99	55,6					0,99	55,67
Subtotal		5622,68		600		4800		222,68	
Total		5622,68		5622,68					

Tabel LA.4 Neraca Massa Sebenarnya Elektrolisis

Komponen	BM	Masuk		Keluar					
		F3		F4		F5		F6	
		Mol	Massa (Kg/Jam)	Mol	Massa (Kg/Jam)	Mol	Massa (Kg/Jam)	Mol	Massa (Kg/Jam)
H ₂ O	18	3221,82	57992,78					96,65	1739,78
H ₂	2			3125,16	6250,33				
O ₂	32					1562,58	50002,67		
KOH	56	10,35	579,92					10,36	579,92
Subtotal		58572,71		6250,33		50002,67		2319,71	
Total		58572,71		58572,71					

3. Separator Membran (SM-271)



Fungsi : Memisahkan gas CO₂ dari komponen gas lainnya berdasarkan permeabilitas dan selektivitas komponen terhadap membrane

Kondisi Operasi :

- Temperatur : 30 °C
- Tekanan : 1 atm
- Jenis Membran : Hollow Fibre (Polymide)

Tabel. LA.5 Data Permeabilitas dan Selektivitas Komponen Gas Terhadap Membran

Jenis Membran	Komponen	Permeabilitas (Barrer)	Selektivitas
Polymide	CO ₂	440,00	72,075
	H ₂ S	30,40	0,006
	CH ₄	28,20	0,006

- Input
- Komposisi umpan *Separator membrane*

❖ Aliran 1

Total Massa Umpan (F1) = 4555 Kg/Jam

- CO₂ = 96,60% x F1
= 4400,13 Kg/Jam
- H₂O = 0,10% x 47450,5
= 4,55 Kg/Jam
- H₂S = 2,27% x 47450,5

$$\begin{aligned}
 &= 103,39 \text{ Kg/Jam} \\
 - \text{ CH}_4 &= 1,03\% \times 47450,5 \\
 &= 46,91 \text{ Kg/Jam}
 \end{aligned}$$

➤ Output

Berdasarkan nilai permeabilitas (kemampuan batuan untuk dapat meloloskan fluida) dan selektivitas membrane terhadap suatu komponen maka output yang dihasil yaitu :

Neraca massa total :

$$F1 = F2 + F3$$

❖ Aliran 2

$$\begin{aligned}
 - F2 &= 96,60\% \times 4555 \\
 &= 4400,13 \text{ Kg/Jam} \\
 \\
 - \text{CO}_2 &= 100\% \times 4400,13 \\
 &= 4400 \text{ Kg/Jam}
 \end{aligned}$$

❖ Aliran 3

$$\begin{aligned}
 - F3 &= F1 - F2 \\
 F3 &= 154,87 \\
 - \text{H}_2\text{O} : \\
 F1 \times X1 &= F3 \times X2 \\
 4,55 &= 1613,3 X2 \\
 0,029 &= X2 \\
 2,94\% &= X2 \\
 - \text{H}_2\text{S} : \\
 F1 \times X1 &= F3 \times X2 \\
 103,39 &= 1613,3 X2 \\
 0,67 &= X2 \\
 66,76\% &= X2 \\
 \\
 - \text{CH}_4 :
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 F1 \times X1 &= F3 \times X2 \\
 46,91 &= 1613,3 \times X2 \\
 0,30 &= X2 \\
 30,29\% &= X2
 \end{aligned}$$

Tabel LA.6 Neraca Massa Basis Separator Membrane

Komponen	BM	Masuk		Keluar			
		F7		F9		F8	
		Mol	Massa	Mol	Massa	Mol	Massa
CO2	44	100	4400	63,131	4400		
H2O	18	0,25	4,55			0,253	4,555
H2S	34	3,04	103,40			3,04	103,40
CH4	16	2,93	47,92			16	46,92
Sub Total		4555		4400,13		154,87	
Total		4555		4555			

Tabel LA.7 Neraca Massa Sebenarnya Separator Membrane

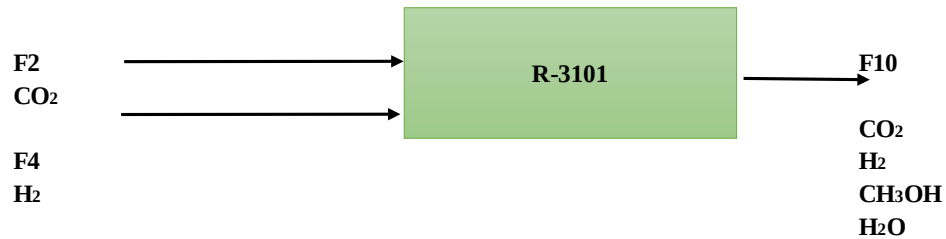
Komponen	BM	Masuk		Keluar			
		F7		F9		F8	
		Mol	Massa	Mol	Massa	Mol	Massa
CO2	44	1041,75	45837,14	1041,75	45837,14		
H2O	18	2,64	47,45			2,64	47,45
H2S	34	31,68	1077,13			31,68	1077,13
CH4	16	30,55	488,74			30,55	488,74
Sub Total		47450,45		45837,14		1613,32	
Total		47450,45		47450,45			

4. Reaktor Fixed Bed Multitube (R-3101)

Fungsi : Tempat mereaksikan CO₂ dan H₂ menjadi produk (*methanol*)

Kondisi Operasi :

- Temperatur : 215 °C
- Tekanan : 51,3 atm



➤ Input

❖ Aliran 2

$$\begin{aligned}
 - \text{F2} &= 96,60\% \times 5000 \\
 &= 4400 \text{ Kg/Jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 - \text{CO}_2 &= 100\% \times 5000 \\
 &= 4400 \text{ Kg/Jam}
 \end{aligned}$$

❖ Aliran 4

$$- \text{H}_2 = 600 \text{ Kg/Jam}$$

Berikut Reaksi yang berlangsung dalam reaktor PFR *Multitube*

Konversi 99%

	CO ₂	+	3H ₂		CH ₃ OH	+	H ₂ O
m	100		300		-		-
b	99		297		99		99
s	1		3		99		99

➤ Output

- Aliran 10 = Berdasarkan reaksi stoikiometri yang telah dilampirkan

Tabel LA.9 Neraca Massa Basis Reaktor Fixed Bed Multitube

Komponen	BM	Masuk				Keluar	
		F2		F4		F10	
		Mol	Massa	Mol	Massa	Mol	Massa
CO ₂	44	100	4400			1	44
H ₂	2			300	600	3	6
CH ₃ OH	32					99	3168
H ₂ O	18					99	1782
Total		5000				5000	

Tabel LA.9 Neraca Massa Sebenarnya Reaktor Fixed Bed Multitube

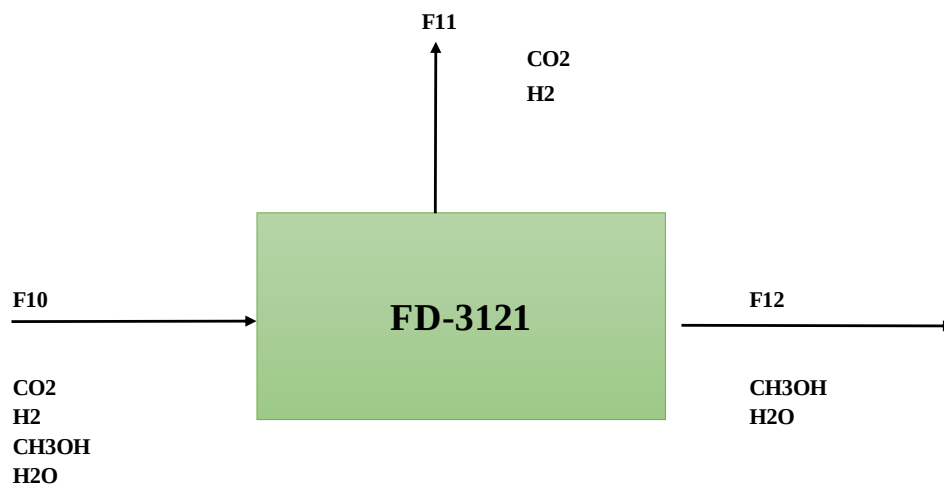
Komponen	BM	Masuk				Keluar	
		F2		F4		F10	
		Mol	Massa	Mol	Massa	Mol	Massa
CO ₂	44	1041,72	45835,78			10,42	458,36
H ₂	2			3125,17	6250,33	31,25	62,50
CH ₃ OH	32					1031,31	33001,76
H ₂ O	18					1031,31	18563,49
Total		52086,12				52086,12	

5. Flash Drum (FD-3121)

Fungsi : Tempat pemisahan gas (CO_2 dan H_2) terlarut dalam cairan (*methanol* dan Air)

Kondisi Operasi :

- Temperatur : 30°C
- Tekanan : 1,1 atm



➤ Input

❖ Aliran 10

Tabel LA.10 Aliran Massa Masuk Flash Drum

Komponen	BM	Masuk	
		F10	
		Mol	Massa
H2	2	3	6
CO2	44	1	44
CH3OH	32	99	3168
H2O	18	99	1782
Sub Total		5000	
Total		5000	

Untuk menghitung Neraca Massa keluar Flash drum mengikuti persamaan antoine dan Hukum Raoult pada kondisi steady state.

❖ Tekanan uap murni

Menghitung tekanan uap murni masing-masing senyawa pada suhu operasi dengan menggunakan persamaan berikut:

$$\text{Log } P_i \text{ (Kpa)} = \frac{a-b}{(c+T)}$$

Tabel LA.11 Konstanta Antoine

Komponen	a	B	c
H ₂	12,78	232,32	8,08
CO ₂	15,37	1956,25	-2,11
CH ₃ OH	7,89	1474,08	-44,07
H ₂ O	8,06	1725,32	-40,01

Sumber : G.V. Reklaitis. Hal. 649-652

Kondisi Operasi Flash Drum

$$T = 30^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

Pop = 1,1 Atm = 111,4575 Kpa (Karena konstanta antoine yang digunakan dalam satuan Kpa dan Kelvin)

Zi = mol komponen / mol total

Tabel LA.12 Tekanan Uap murni

Komponen	KMol	Zi	Log Pi	Pi
H ₂	3	0,01	12,03	1,0913E+12
CO ₂	1	0,005	8,87	755887964,30
CH ₃ OH	99	0,49	2,20	161,37
H ₂ O	99	0,49	1,50	31,84
Total	202	1		

❖ K-Value Correlation

K-Value Hukum Raoult didefinisikan sebagai $K = P_i / P_{op}$

Tabel LA.13 K-Value

Komponen	KMol	Zi	Log Pi	Pi	Ki
H ₂	3	0,01	0,01	12,03	1,0913E+12
CO ₂	1	0,005	0,005	8,87	755887964,30
CH ₃ OH	99	0,49	0,49	2,20	161,37
H ₂ O	99	0,49	0,49	1,50	31,84
Total	202	1	1		

❖ Komposisi fase uap (y_i) dan fase cair (x_i)

Apabila L adalah perbandingan antara jumlah mol fase cair dengan mol umpan dan x_i adalah komposisi fase cair. Sedangkan V adalah perbandingan antara jumlah mol fase uap dengan mol umpan dan y_i adalah komposisi fase uap. Diperoleh persamaan sebagai berikut:

$$L + V = 1$$

$$z_i = x_i L + y_i V$$

$$z_i = x_i (1-V) + y_i V$$

Substitusi $x_i = y_i/K_i$ ke persamaan diatas dan diperoleh:

$$y = \frac{Z_i \cdot K_i}{1 + v (K_i - 1)}$$

Karena $\sum y_i = 1$, maka didapatkan persamaan akhir

$$\sum \frac{Z_i \cdot K_i}{1 + v (K_i - 1)} = 1$$

Untuk mengetahui komposisi fase uap dan cair pada kondisi P-T tertentu, nilai v harus ditentukan dengan cara trial. Trial dianggap berhasil jika diperoleh nilai $\sum x_i = 1$ dan $\sum y_i = 1$ (Smith et al.,2001). Dari hasil trial pada kondisi steady state diperoleh nilai $v = 0,114$ dengan komposisi fase uap dan fase cair sebagai berikut:

Tabel LA.14 Komposisi uap dan cair pada F-01

Komponen	Z_i	P_i	K_i	Y_i	X_i
H ₂	0,01	12,03	1,0913E+12	0,12	0,00
CO ₂	0,005	8,87	755887964,30	0,04	0,00
CH ₃ OH	0,49	2,20	161,37	0,67	0,46
H ₂ O	0,49	1,50	31,84	0,15	0,53
Total	1			1	1

Kemudian hitung mol komponen diTop dan Bottom flash drum untuk mengetahui Neraca Massa pada flash drum dengan cara sebagai berikut :

$$\text{Top} = \text{Total mol} \times Y_i \times v$$

$$\text{Bottom} = \text{Total mol} \times X_i \times (1-v)$$

Tabel LA.15 Komposisi Top dan Bottom

Komponen	KMol	Y_i	X_i	Top (Kmol)	Botom (Kmol)
H ₂	3	0,12	0,00	2,99	0,00
CO ₂	1	0,04	0,00	0,99	0,00
CH ₃ OH	99	0,67	0,46	15,64	83,35
H ₂ O	99	0,15	0,53	3,53	95,46
Total	202	1	1		

Tabel LA.15 Neraca Massa Basis Flash Drum

Komponen	BM	Masuk		Keluar			
		F10		F11		F12	
		Mol	Massa	Mol	Massa	Mol	Massa
H2	2	3	6	3	6	0,00	0,00
CO2	44	1	44	1	44	0,00	0,00
CH3OH	32	99	3168	15,64	501	83,36	2667,48
H2O	18	99	1782	3,53	63,63	95,46	1718,36
Sub Total		5000		614,149		4386	
Total		5000		5000			

Tabel LA.16 Neraca Massa Sebenarnya Flash Drum

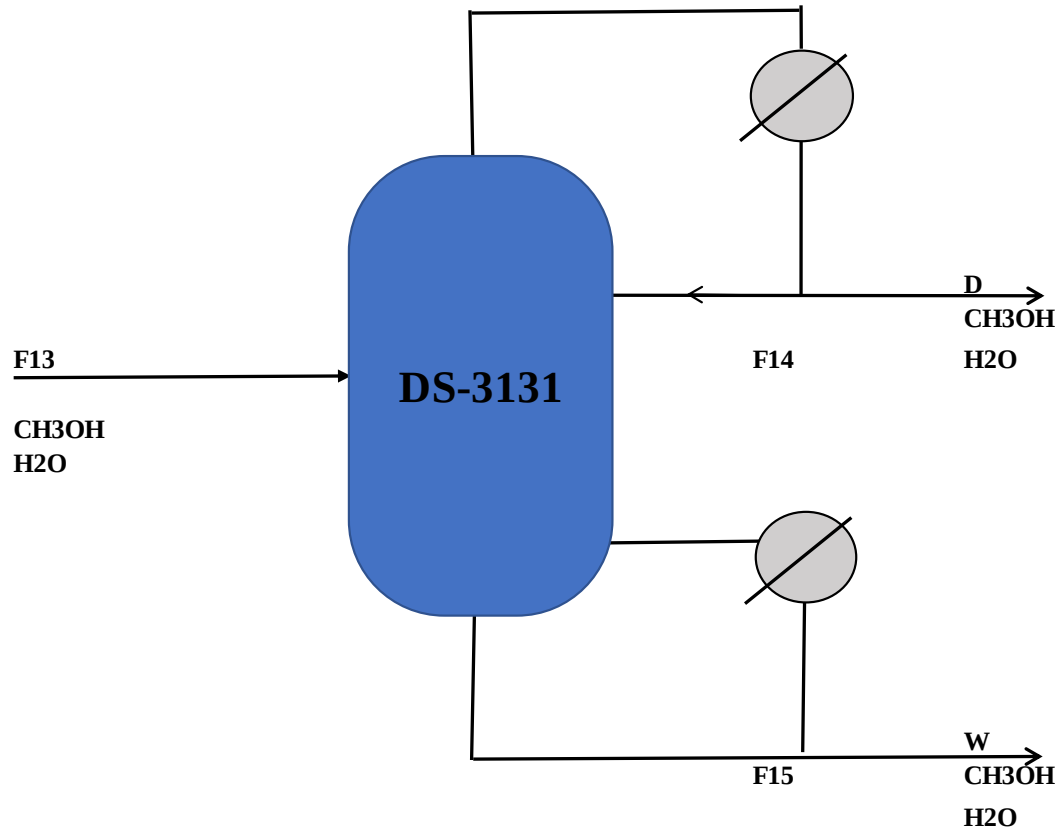
Komponen	BM	Masuk		Keluar			
		F10		F11		12	
		Mol	Massa	Mol	Massa	Mol	Massa
H2	2	31,25	62,50	31,25	62,50	0,00	0,00
CO2	44	10,42	458,36	10,42	458,36	0,00	0,00
CH3OH	32	1031,31	33001,76	162,94	5214,01	868,37	27787,75
H2O	18	1031,31	18563,49	36,83	662,86	994,48	17900,64
Sub Total		52086,12		6397,72		45688,39	
Total		52086,12		52086,12			

6. Distilasi (R-3131)

Fungsi : Tempat pemisahan produk (*methanol*) dan air

Kondisi Operasi :

- Temperatur : 65 °C
- Tekanan : 1,1 atm



Atoine
Constans

Komponen	a	b	c
CH ₃ OH	7,89	1474,08	-44,07
H ₂ O	8,06	1725,32	-40,01

Sumber : G.V. Reklaitis. Hal.
649-652

$$\text{Log } P_i \text{ (Kpa)} = \frac{a-b}{(c+T)}$$

P = 1,1 atm
836 mmHg

Komponen	BM	KMol	Xi
CH3OH	32	83,36	0,46
H2O	18	95,46	0,53
Total		178,82	1

$$T_b = 80,65462696 \text{ }^{\circ}\text{C} \quad 353,804627 \text{ K}$$

Komponen	Xi	Log Pi	Pi	Ki	Yi (Xi*Ki)
CH3OH	0,46	3,13	1375,08	1,64	0,76
H2O	0,53	2,56	364,38	0,43	0,23
Total	1				1

$$\Sigma Y = 0,9994$$

Penentuan Distribusi Masing-masing Komponen : VOLATILITAS

$$\alpha = \frac{K_f}{K_{hk}} \quad (\text{pers. 8-30, hal : 263, Coulson})$$

Dimana : K_f = K_i tiap komponen feed
 K_{hk} = K_i tiap komponen heavy key

Komponen kunci yang terdistribusi = 99%

Ditetapkan : Light key komponen = CH3OH (Methanol)

Heavy key komponen = H2O

Penentuan distribusi masing-masing komponen di dalam distilat dan bottom produk

Light Key (LK)	Diinginkan distribusi komponen kunci = 99,0000 %			
(CH3OH) _D	0,9900	X	83,3588 kmol =	82,52522 kmol = 2640,8071 kg
(CH3OH) _B	0,0010	X	83,3588 kmol =	0,08336 kmol = 2,6675 kg
			Total	2643,4746 kg

$$\text{LOG} \frac{(CH_3OH)_D}{(CH_3OH)_B} = 2,9956$$

Heavy Key (HK)	Diinginkan distribusi komponen kunci = 99,0000 %			
(H2O) _D	0,0010	X	95,4650 kmol =	0,0955 kmol = 1,7184 kg
(H2O) _B	0,9900	X	95,4650 kmol =	94,5103 kmol = 1701,1856 kg
			Total	1702,9039 kg

$$\text{LOG} \frac{(AIR)_D}{(AIR)_B} = -2,9956$$

$$\begin{aligned} {}^a \log b &= c \\ b &= c^a \\ \log b &= c \\ b &= 10^c \end{aligned}$$

Komponen	Ki	$\alpha_i = (K_i/K_{hk})$	Log α_i	Log id/ib	id/ib
CH ₃ OH	1,64	3,77	0,57	2,99	990
H ₂ O	0,43	1	0,00	-2,99	0,001
Total	2,08	4,77	0,57	0	990,001

LK
HK

Persamaan Van Winkle

$$\text{LOG } \alpha = m (\log \text{id/ib}) + b$$

Dimana :

$$\begin{aligned}
 m &= \frac{(\log \alpha_i)_{lk} - (\log \alpha_i)_{hk}}{(\log \text{id/ib})_{lk} - (\log \text{id/ib})_{hk}} \\
 &= \frac{0,5768 - 0}{2,9956 - -2,9956} \\
 &= 0,0963 \\
 b &= \frac{(\log \alpha_i)_{lk} - m (\log \text{id/ib})_{lk}}{1} \\
 &= \frac{0,5768 - 0,2884}{1} \\
 &= 0,2884
 \end{aligned}$$

$$\text{Persamaan menjadi } = \text{Log (id/ib)}_i = \frac{(\log \alpha_i - b)}{m}$$

$$\text{Maka Log (id/ib)}_i = \frac{\log \alpha_i - 0,2884}{0,0963}$$

$$\text{LOG} \frac{(\text{CH}_3\text{OH})_D}{(\text{CH}_3\text{OH})_B} = \frac{0,5768 - 0,2884}{0,0963} = 2,9956$$

$$\frac{(\text{CH}_3\text{OH})_D}{(\text{CH}_3\text{OH})_B} = 990$$

$$(\text{CH}_3\text{OH})_B = \frac{\text{mol}}{\text{Log(id/ib)i} + 1} = 0,08 \text{ Kmol} = 2,691707$$

$$(\text{CH}_3\text{OH})_D = 83,36 - 0,08 = 83,27 = \frac{2664,79}{2667,482}$$

$$\text{LOG} \frac{(\text{AIR})_D}{(\text{AIR})_B} = \frac{0,0000 - 0,2884}{0,0963} = -2,9956$$

$$\frac{(\text{AIR})_D}{(\text{AIR})_B} = 0,0010$$

$$(\text{AIR})_B = \frac{\text{mol}}{\text{Log(id/ib)i} + 1} = 95,37 \text{ Kmol} = 1716,635$$

$$(\text{AIR})_D = 95,46 - 95,37 = 0,10 \text{ Kmol} = \frac{1,733975}{1718,369}$$

KONDISI TOP (Dew Point)

T = 340,446662 K = 67,297 C
P = 836 mmHg = 1,1 atm 101,325

	Komponen	BM	Kg/Jam	Kmol/Jam	YD	A	B	C	LOG Pi	PI	Ki	XD=YD / Ki	α_{iLD}
LK	Metanol	32	2665	83,275	1	7,8975	1474,1	-44,07	2,92383	839,130	1	0,9951	4,04E+00
HK	H2O	18	1,734	0,096	0	8,06	1725,3	-40,0199	2,31708	207,528	0	0,0047	1,00E+00
	TOTAL		2667	83,371	1							0,99977	

KONDISI BOTTOM (BUBBLE POINT)

T = 375,812602 K = 102,66 C
P = 836 mmHg = 1,1 atm

1

	Komponen	Kg/Jam	Kmol/Jam	XB	A	B	C	LOG Pi	PI	Ki	Y=XB*Ki	α_{iLD}
	Metanol	3	0,0841	0,0009	7,8975	1474,1	-44,07	3,454055	2844,821	3,40289647	0,0003	3,4051E+00
	H2O	1717	95,3686	0,9991	8,0600	1725	-40	3E+00	835,4592	0,99935313	0,9998	1,0000E+00
	TOTAL	1719	9,55E+01	1							1	

Tabel LA.17 Neraca Massa Basis Distilasi

Komponen	BM	Masuk		Keluar			
		F13		F14		F15	
		Mol	Massa	Mol	Massa	Mol	Massa
CH3OH	32	83,36	2667	83,27	2664,79	0,08	2,69
H2O	18	95,46	1718	0,09	1,73	95,36	1716,63
Sub Total		4386		83,37	2666,52	95,45	1719,32
Total		4386		4386			

Tabel LA.18 Neraca Massa Sebenarnya Distilasi

Komponen	BM	Masuk		Keluar			
		F13		F14		F15	
		Mol	Massa	Mol	Massa	Mol	Massa
CH3OH	32	868,37	27787,75	867,49	27759,71	0,88	28,04
H2O	18	994,48	17900,64	1,00	18,06	993,48	17882,57
Sub Total		1862,85	45688,39	868,49	27777,78	994,35	17910,61
Total		45688,39		45688,39			

LAMPIRAN B. NERACA ENERGI

Basis Perhitungan	: 1 jam operasi
Satuan Operasi	: kJ/jam
Temperatur Referensi	: 25 °C = 298,15 K
Kapasitas Produksi	: 200.000 ton/tahun

Persamaan yang digunakan untuk menghitung nilai panas (Q) adalah sebagai berikut :

➤ **Panas Sensible**

$$Q = m \int C_p \Delta T \quad (\text{Himmelblau, Hal. 693})$$

➤ **Panas Laten**

- $m_s = \frac{\Delta Q}{\lambda}$
- $Q_s = m_s \times H_v$ (Himmelblau, Hal. 693)
- $Q_c = m_s \times H_l$

➤ **Panas Reaksi**

$$Q_R = -\Delta H_R \quad (\text{Himmelblau, Hal. 770})$$

- $\Delta H_R = \Delta H_R^\circ + (\Delta H \text{ produk} - \Delta H \text{ reaktan})$
- $\Delta H_R^\circ = \Delta H_f^\circ \text{ produk} - \Delta H_f^\circ \text{ reaktan}$
- $\Delta H \text{ produk} = \sum (m \cdot C_p \cdot \Delta T) \text{ produk}$
- $\Delta H \text{ reaktan} = \sum (m \cdot C_p \cdot \Delta T) \text{ reaktan}$

Nilai data ΔH_f dapat diperoleh dari Carl L. Yaws *Chemical properties handbook* tahun 1999 hal 288

➤ Menggunakan data C_p yang dipengaruhi temperatur.

Data C_p yang dipengaruhi oleh temperatur dapat diperoleh dari buku B. G. Kyle, *Chemical and Process Thermodynamics* (Englewood Cliffs, NJ: Prentice-Hall, 1984)

$$Q = m \int C_p \Delta T \quad (\text{Himmelblau, Pers. 23.12, Hal. 693})$$

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

$$\int C_p dT = [a \times (T_2 - T_1)] + \left[\frac{b}{2} \times (T_2^2 - T_1^2) \right] + \left[\frac{c}{3} \times (T_2^3 - T_1^3) \right] + \left[\frac{d}{4} \times (T_2^4 - T_1^4) \right]$$

Tabel B.1 Data CP Komponen

(T in K, cp in kJ/kmol · K)

Komponen	Rumus Kimia	a	b	c	d	e
Karbon Dioksida	CO2	22,26	0,05981	-0,00003501	7,469E-09	0
Hidrogen	H2	29,11	-0,001916	0,000004003	-8,704E-10	0
Air	H2O	32,24	0,001923	0,00001055	-3,595E-09	0
Metanol	CH3OH	19	0,09152	-0,0000122	-8,039E-09	0
Oksigen	O2	25,48	0,0152	-0,000007155	1,312E-09	0
Pottasium Hydroxide	KOH	21,454	0,14891	-0,00025712	1,9271E-07	-5,1E-11

Source: B. G. Kyle, *Chemical and Process Thermodynamics* (Englewood Cliffs, NJ: Prentice-Hall, 1984)

Tabel B.2 Data Panas Pembentukan Komponen

Komponen	Rumus Kimia	BM	ΔHf 298
			(KJ/kmol)
Hidrogen Sulfida	H2S	34,08	-20,6
Air (steam)	H2O	18,015	-241,8
Air (liquid)	H2O	18,015	-285,8
Hidrogen	H2	2,016	0
Oksigen	O2	31,999	0
Metanol	CH3OH	32,04	-238,6
Carbon Dioksida	CO2	44	-393,5
Potassium Hydroxide	KOH	56	-232,63

Sumber : Yaws, 1999

Gambar. B.1 Data Saturated Steam, SI Units

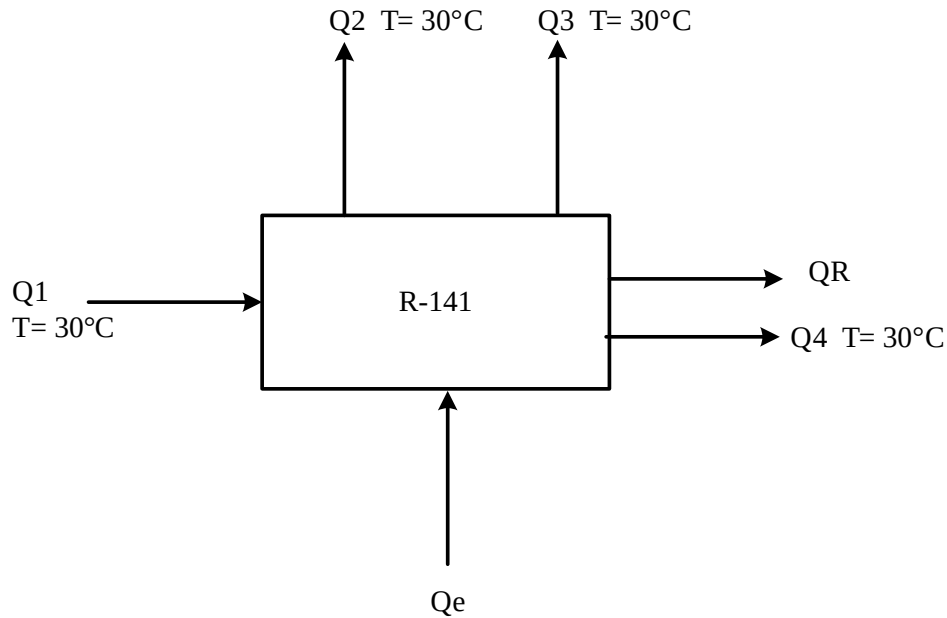
t °C	T K	P kPa	SPECIFIC VOLUME V			INTERNAL ENERGY U			ENTHALPY H			ENTROPY S		
			sat. liq.	evap.	sat. vap.	sat. liq.	evap.	sat. vap.	sat. liq.	evap.	sat. vap.	sat. liq.	evap.	sat. vap.
220	493.15	2319.8	1.190	84.85	86.04	940.9	1659.4	2600.3	943.7	1856.2	2799.9	2.5178	3.7639	6.2817
222	495.15	2409.9	1.194	81.67	82.86	950.1	1650.7	2600.8	952.9	1847.5	2800.5	2.5363	3.7311	6.2674
224	497.15	2502.7	1.197	78.62	79.82	959.2	1642.0	2601.2	962.2	1838.7	2800.9	2.5548	3.6984	6.2532
226	499.15	2598.2	1.201	75.71	76.91	968.4	1633.1	2601.5	971.5	1829.8	2801.4	2.5733	3.6657	6.2390
228	501.15	2696.5	1.205	72.92	74.12	977.6	1624.2	2601.8	980.9	1820.8	2801.7	2.5917	3.6331	6.2249
230	503.15	2797.6	1.209	70.24	71.45	986.9	1615.2	2602.1	990.3	1811.7	2802.0	2.6102	3.6006	6.2107
232	505.15	2901.6	1.213	67.68	68.89	996.2	1606.1	2602.3	999.7	1802.5	2802.2	2.6286	3.5681	6.1967
234	507.15	3008.6	1.217	65.22	66.43	1005.4	1597.0	2602.4	1009.1	1793.2	2802.3	2.6470	3.5356	6.1826
236	509.15	3118.6	1.221	62.86	64.08	1014.8	1587.7	2602.5	1018.6	1783.8	2802.3	2.6653	3.5033	6.1686
238	511.15	3231.7	1.225	60.60	61.82	1024.1	1578.4	2602.5	1028.1	1774.2	2802.3	2.6837	3.4709	6.1546
240	513.15	3347.8	1.229	58.43	59.65	1033.5	1569.0	2602.5	1037.6	1764.6	2802.2	2.7020	3.4386	6.1406
242	515.15	3467.2	1.233	56.34	57.57	1042.9	1559.5	2602.4	1047.2	1754.9	2802.0	2.7203	3.4063	6.1266
244	517.15	3589.8	1.238	54.34	55.58	1052.3	1549.9	2602.2	1056.8	1745.0	2801.8	2.7386	3.3740	6.1127
246	519.15	3715.7	1.242	52.41	53.66	1061.8	1540.2	2602.0	1066.4	1735.0	2801.4	2.7569	3.3418	6.0987
248	521.15	3844.9	1.247	50.56	51.81	1071.3	1530.5	2601.8	1076.1	1724.9	2801.0	2.7752	3.3096	6.0848
250	523.15	3977.6	1.251	48.79	50.04	1080.8	1520.6	2601.4	1085.8	1714.7	2800.4	2.7935	3.2773	6.0708
252	525.15	4113.7	1.256	47.08	48.33	1090.4	1510.6	2601.0	1095.5	1704.3	2799.8	2.8118	3.2451	6.0569
254	527.15	4253.4	1.261	45.43	46.69	1100.0	1500.5	2600.5	1105.3	1693.8	2799.1	2.8300	3.2129	6.0429
256	529.15	4396.7	1.266	43.85	45.11	1109.6	1490.4	2600.0	1115.2	1683.2	2798.3	2.8483	3.1807	6.0290
258	531.15	4543.7	1.271	42.33	43.60	1119.3	1480.1	2599.3	1125.0	1672.4	2797.4	2.8666	3.1484	6.0150
260	533.15	4694.3	1.276	40.86	42.13	1129.0	1469.7	2598.6	1134.9	1661.5	2796.4	2.8848	3.1161	6.0010
262	535.15	4848.8	1.281	39.44	40.73	1138.7	1459.2	2597.8	1144.9	1650.4	2795.3	2.9031	3.0838	5.9869
264	537.15	5007.1	1.286	38.08	39.37	1148.5	1448.5	2597.0	1154.9	1639.2	2794.1	2.9214	3.0515	5.9729
266	539.15	5169.3	1.291	36.77	38.06	1158.3	1437.8	2596.1	1165.0	1627.8	2792.8	2.9397	3.0191	5.9588
268	541.15	5335.5	1.297	35.51	36.80	1168.2	1426.9	2595.0	1175.1	1616.3	2791.4	2.9580	2.9866	5.9446
270	543.15	5505.8	1.303	34.29	35.59	1178.1	1415.9	2593.9	1185.2	1604.6	2789.9	2.9763	2.9541	5.9304
272	545.15	5680.2	1.308	33.11	34.42	1188.0	1404.7	2592.7	1195.4	1592.8	2788.2	2.9947	2.9215	5.9162
274	547.15	5858.7	1.314	31.97	33.29	1198.0	1393.4	2591.4	1205.7	1580.8	2786.5	3.0131	2.8889	5.9019
276	549.15	6041.5	1.320	30.88	32.20	1208.0	1382.0	2590.1	1216.0	1568.5	2784.6	3.0314	2.8561	5.8876
278	551.15	6228.7	1.326	29.82	31.14	1218.1	1370.4	2588.6	1226.4	1556.2	2782.6	3.0499	2.8233	5.8731
280	553.15	6420.2	1.332	28.79	30.13	1228.3	1358.7	2587.0	1236.8	1543.6	2780.4	3.0683	2.7903	5.8586
282	555.15	6616.1	1.339	27.81	29.14	1238.5	1346.8	2585.3	1247.3	1530.8	2778.1	3.0868	2.7573	5.8440
284	557.15	6816.6	1.345	26.85	28.20	1248.7	1334.8	2583.5	1257.9	1517.8	2775.7	3.1053	2.7241	5.8294
286	559.15	7021.8	1.352	25.93	27.28	1259.0	1322.6	2581.6	1268.5	1504.6	2773.2	3.1238	2.6908	5.8146
288	561.15	7231.5	1.359	25.03	26.39	1269.4	1310.2	2579.6	1279.2	1491.2	2770.5	3.1424	2.6573	5.7997
290	563.15	7446.1	1.366	24.17	25.54	1279.8	1297.7	2577.5	1290.0	1477.6	2767.6	3.1611	2.6237	5.7848
292	565.15	7665.4	1.373	23.33	24.71	1290.3	1284.9	2575.3	1300.9	1463.8	2764.6	3.1798	2.5899	5.7697
294	567.15	7889.7	1.381	22.52	23.90	1300.9	1272.0	2572.9	1311.8	1449.7	2761.5	3.1985	2.5560	5.7545
296	569.15	8118.9	1.388	21.74	23.13	1311.5	1258.9	2570.4	1322.8	1435.4	2758.2	3.2173	2.5218	5.7392
298	571.15	8353.2	1.396	20.98	22.38	1322.2	1245.6	2567.8	1333.9	1420.8	2754.7	3.2362	2.4875	5.7237

1. Elektrolisis (R-141)

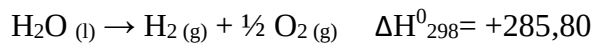
Fungsi : Reaktor pemisah ikatan H₂O menjadi Oksigen dan Hidrogen

Kondisi Operasi :

- Temperatur : 30 °C
- Tekanan : 1 atm
- Tegangan : 5496 Watt



Reaksi yang berlangsung pada R-141 :



Berdasarkan data c_P komponen pada **Table.B1** didapatkan nilai c_P komponen sesuai temperatur yang digunakan dengan menginput data kedalam persamaan berikut :

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

$$\int c_p dT = \left[a \times (T_2 - T_1) \right] + \left[\frac{b}{2} \times (T_2^2 - T_1^2) \right] + \left[\frac{c}{3} \times (T_2^3 - T_1^3) \right] + \left[\frac{d}{4} \times (T_2^4 - T_1^4) \right]$$

Sehingga didapatkanlah nilai Q1, Q2, Q3, Q4 dengan menginput data pada persamaan berikut :

$$Q = m \int C_p \Delta T$$

(Himmelblau, Pers. 23.12, Hal. 693)

Q1

T_{In} 30 °C 303,15 K

T_{ref} 25 °C 298,15 K

Komponen	BM	Massa(Kg)	Kmol	cP (KJ/Kmol.K)	cP (KJ/Kg.K)	Q(KJ/jam)
H2O	18	57992,78	3221,82	177,90	9,88	573184,12
KOH	56	579,92	10,35	6,57	0,11	68,10
Total						573252,21

Q2

T_{In} 30 °C 303,15 K

T_{ref} 25 °C 298,15 K

Komponen	BM	Massa(Kg)	Kmol	cP (KJ/Kmol.K)	cP (KJ/Kg.K)	Q(KJ/jam)
H2	2	6250,33	3125,17	144,36	72,18	451151,30

Q3

T_{In} 30 °C 303,15 K

T_{ref} 25 °C 298,15 K

Komponen	BM	Massa(Kg)	Kmol	cP (KJ/Kmol.K)	cP (KJ/Kg.K)	Q(KJ/jam)
O2	32	50002,67	1562,58	147,19	4,60	230002,75

Q4

T_{In} 30 °C 303,15 K

T_{ref} 25 °C 298,15 K

Komponen	BM	Massa(Kg)	Kmol	cP (KJ/Kmol.K)	cP (KJ/Kg.K)	Q(KJ/jam)
H2O	18	1739,78	96,65	177,91	9,88	17195,52
KOH	56	579,93	10,36	6,58	0,12	68,10
Total						17263,63

ΔH_f

H2O

-285,80

H2

0,00

O2

0,00

ΔH_f

=

ΔH_f produk-ΔH_f reaktan

=

285,80

Kj/Kmol

=

5,50

$$\begin{aligned}
 \Delta H_r^\circ &= \Delta H_f + (Q \text{ produk} - Q \text{ reaktan}) \\
 &= 5,50 + 107.970 \\
 &= 107.975 \text{ Kj/jam} \\
 Q_R &= -\Delta H_r^\circ \\
 &= -107975
 \end{aligned}$$

Aliran listrik yang dibutuhkan (Qe)

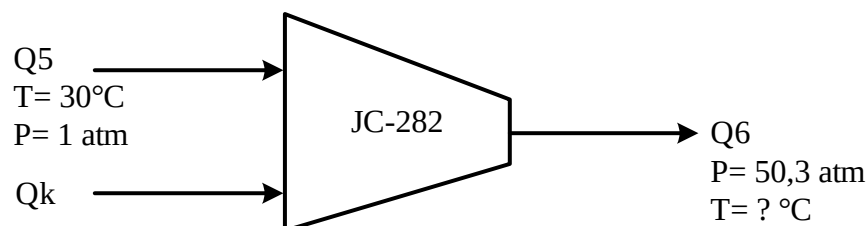
$$\begin{aligned}
 \Delta Q &= Q_{\text{out}} - Q_{\text{in}} \\
 &= 233.141 \text{ Kj/jam} \\
 &= 233141 \text{ Watt}
 \end{aligned}$$

Tabel B.3 Neraca Energi JC-282

Aliran Energi	Masuk (kj/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q1	573252,22	
Q2		451151,30
Q3		230002,75
Q4		17263,63
QR		107975,43
Qe	233140,88	
Total	806393,10	806393,10

2. Kompresor CO₂(JC-282)

Fungsi : Tempat menaikkan tekanan dan temperatur gas CO₂ sebelum masuk ke reaktor



$$\text{NET} : Q_1 + Q_{\text{Kompresi}} = Q_2$$

Perhitungan jumlah satage

Harga Rc untuk kompresor sentrifugal multistage disyaratkan $R_c < 4$ (Coulson, J.M., Richardson, J.F., 1983)

$$R_c = (P_i/P_o)^{1/n}$$

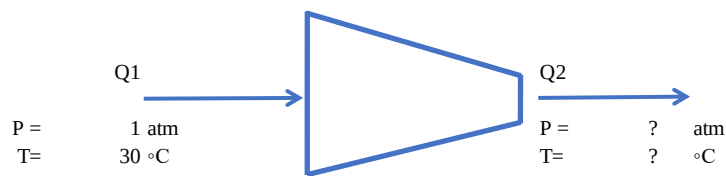
Ket : R_c (Rasio Compressi)
 P_i (Tekanan keluar kompressor)
 P_o (Tekanan Masuk)
 n (Jumlah Stage)

Kemudian trialkan nilai n hingga mendapatkan nilai $R_c < 4$

$R_c =$	50,3	n	1
	7,092249291		2
	3,691384874		3
	2,663127727		4

Setelah itu hitung Q (panas) dimasing – masing stage

Kompresor Stage 1



$$P_1 = 1 \text{ atm}$$

$$P_2 = R_c \times P_1$$

$$P_2 = 3,691385 \text{ atm}$$

Q_1		
T_{In}	30 °C	303,15 K
T_{ref}	25 °C	298,15 K

Komponen	BM	Massa (Kg)	Kmol	$C_p \cdot dT$ (KJ/Kmol)	$C_p \cdot dT$ (KJ/Kg)	Q (KJ/jam)
CO2	44	45836	1041,72	185,27	4,21	192997,70

Temperatur keluar stage 1 :

$$T_2 = T_1 \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{R/C_p}$$

$$R = 8,314 \text{ KJ/Kmol.K (Kontanta Gas)}$$

$$R/C_p = 0,044876$$

$$T_2 = 321,4478 \text{ K}$$

Q2

$$T_{out} = 48,29784 \text{ } ^\circ\text{C} \quad 321,4478382 \text{ K}$$

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

Komponen	BM	Massa(Kg)	Kmol	Cp.dT (KJ/Kmol)	Cp.dT (KJ/Kg)	Q (Kj/jam)
CO2	44	45835,78	1041,72	871,37	19,80	907729,26

Digunakan Intercooler

$$\eta = 67\%$$

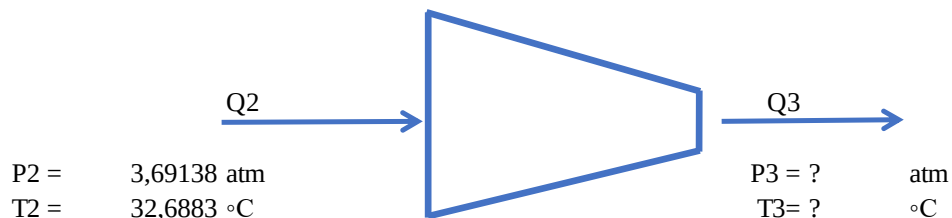
Maka T keluar
intercooler

$$= T_2 - (\eta \cdot (T_2 - T_1))$$

$$= 305,84 \text{ K}$$

$$= 32,69 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Kompresor Stage 2



$$P_2 = 3,69 \text{ atm}$$

$$P_3 = R_c \times P_1$$

$$P_3 = 13,62 \text{ atm}$$

Q3

$$T_{in} = 32,68 \text{ } ^\circ\text{C} \quad 305,83 \text{ K}$$

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

Komponen	BM	Massa(Kg)	Kmol	Cp.dT (KJ/Kmol)	Cp.dT (KJ/Kg)	Q (Kj/jam)
CO2	44	45835,78	1041,72	285,28	6,48	297177,71

Temperatur keluar stage 2 :

$$T2 = T1 \left(\frac{P2}{P1} \right)^{R/Cp}$$

$$R = 8,314 \text{ KJ/Kmol.K (Kontanta Gas)}$$

$$R/Cp = 0,029$$

$$T3 = 317,70 \text{ K}$$

Q4

$$T_{out} = 44,55 \text{ } ^\circ\text{C} \quad 317,70 \text{ K}$$

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

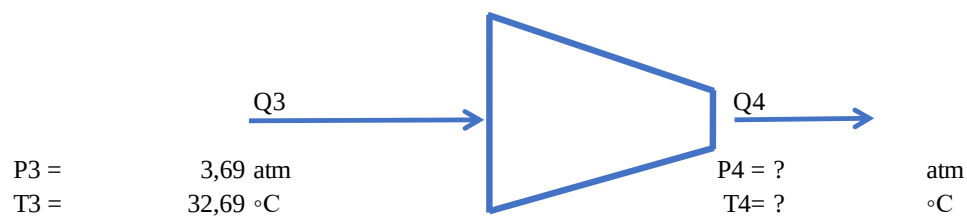
Komponen	BM	Massa(Kg)	Kmol	Cp.dT (KJ/Kmol)	Cp.dT(KJ/Kg)	Q (KJ/jam)
CO2	44	45835,78	1041,72	729,95	16,59	760402,49

Digunakan Intercooler $\eta = 67\%$

$$\begin{aligned} \text{Maka T keluar intercooler} &= T2 - (\eta^*(T2-T1)) \\ &= 304,60 \text{ K} \end{aligned}$$

$$31,45 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Kompresor Stage3



P3 = 13,62632 atm
P3 = Rc x P1
P4= 50,3 atm

Q3
TIn 31,45263 °C 304,6026283 K
Tref 25 °C 298,15 K

Komponen	BM	Massa(Kg)	Kmol	p.dT (KJ/Km	Cp.dT(KJ/Kg)	Q (KJ/jam)
CO2	44	45835,78229	1041,722325	239,27307	5,438024378	249256,1015

Temperatur keluar stage 3 :

$$T2 = T1 \left(\frac{P2}{P1} \right)^{R/Cp}$$

R = 8,314 KJ/Kmol.K (Kontanta Gas)

R/Cp = 0,034747

T2 = 318,7438 K

Q4
Tout 45,59378 °C 318,7437833 K
Tref 25 °C 298,15 K

Komponen	BM	Massa(Kg)	Kmol	p.dT (KJ/Km	Cp.dT(KJ/Kg)	Q (KJ/jam)
CO2	44	45835,78229	1041,722325	769,18948	17,48157918	801281,8572

Qb = Q4 (Qout pada stage terakhir)

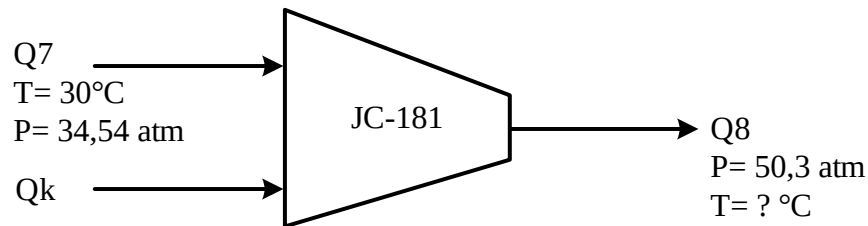
Q Kompresi = Qb - Qa
608284,2

Tabel B.3 Neraca Energi Kompresor CO₂

Aliran Energi	Masuk (kj/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q5	192997,70	
Q6		801281,85
Qkompresi	608284,15	
Total	801282	801282

3. Kompresor H₂ (JC-282)

Fungsi : Tempat menaikkan tekanan dan temperatur gas H₂ sebelum masuk ke reaktor



NET : Q₁ + Q Kompresi = Q₂

Perhitungan jumlah satage

Harga Rc untuk kompresor sentrifugal multistage disyaratkan $R_c < 4$ (Coulson, J.M., Richardson, J.F., 1983)

$$R_c = (P_i/P_o)^{1/n}$$

Ket : Rc (Rasio Compresi)
 P_i (Tekanan keluar kompresor)
 P_o (Tekanan Masuk)
 n (Jumlah Stage)

Kemudian trialkan nilai n hingga mendapatkan nilai $R_c < 4$

Rc =	1,45	n	1
	1,20		2
	1,13		3
	1,098		4

Dari Trial n diperoleh dengan 1 stage rasio kompresi mendekati 4 sebagai syarat Rc

P₁ = 34,54 atm

P₂ = Rc x P₁

P₂ = 39,15052142 atm

Q7
TIn 30 °C 303,15 K
Tref 25 °C 298,15 K

Komponen	BM	Massa(Kg)	Kmol	Cp.dT (KJ/Kmol)	CP.dT(Kj/Kg)	Q (KJ/jam)
H2	2	6250	3125,166974	144,3607014	72,1803507	451151,2964

Temperatur keluar Kompresor :

$$T2 = T1 \left(\frac{P2}{P1} \right)^{R/Cp}$$

R = 8,314 KJ/Kmol.K (Kontanta Gas)

R/Cp = 0,057591851

T2 = 305,3454449 K

Q8
Tout 32,19544491 °C 305,3454449 K
Tref 25 °C 298,15 K

Komponen	BM	Massa(Kg)	Kmol	Cp.dT (KJ/Kmol)	CP(Kj/Kg)	Q (KJ/jam)
H2	2	6250	3125,166974	207,7499883	103,8749942	649253,4024

$$T2 = T1 \left(\frac{P2}{P1} \right)^{R/Cp}$$

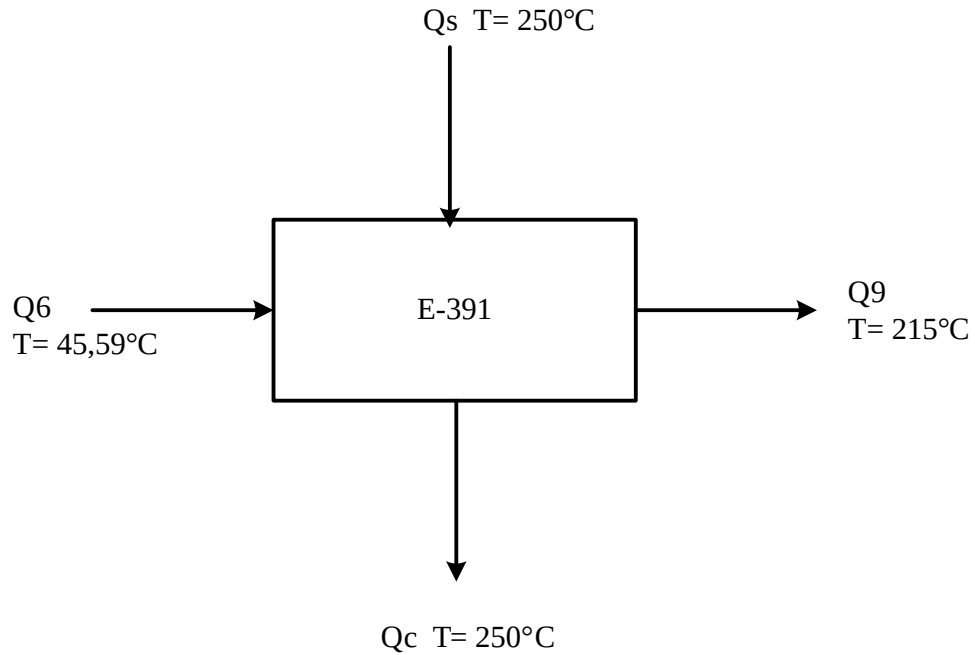
$$\begin{aligned} Q \text{ Kompresi} &= Qb - Qa \\ &= 198102,10 \end{aligned}$$

Tabel B.4 Neraca Energi Kompresor H₂

Aliran Energi	Masuk (kj/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q7	451151,30	
Q8		649253,40
Qkompresi	198102,11	
Total	649253,40	649253,40

4. Heater CO₂

Fungsi : Tempat memanaskan gas CO₂ sebelum masuk ke reactor



PANAS MASUK

Q6

T in = 318,74 K

T ref = 298,15 K

Komponen	BM	Massa (kg/jam)	Kmol	Cp (KJ/Kmol K)	Cp (KJ/Kg K)	Q1 (Kj/jam)
CO ₂	44	45835,78	1041,72	774,23	17,59	806537,76

PANAS KELUAR

Q9

T out = 488,15 K

T ref = 298,15 K

Komponen	Bm	Massa (kg/jam)	Kmol	Cp (KJ/Kmol K)	Cp (KJ/Kg K)	Q1 (Kj/jam)
CO ₂	44	45835,78	1041,72	7740,21	175,91	8063153,88

BEBAN PANAS

$$\Delta Q = Q_2 - Q_1$$

$$7256616,1157 \text{ KJ/Jam}$$

($\Delta Q = +$, membutuhkan panas)

Media Pemanas adalah Saturated Steam pada temperatur 350 C

T	250	C
Hl	1085,8	kJ/kg
Hv	2800,4	kJ/kg
λ_s	1714,6	kJ/kg

Banyaknya steam yang dibutuhkan

$$m_s = \Delta Q / \lambda_s$$

$$4232,3 \text{ kg/jam}$$

Panas Steam yang masuk ($Q_s \text{ in}$)

$$Q_s \text{ in} = m \cdot H_v$$

$$= 11.851.993,33 \text{ KJ/jam}$$

Panas steam yang
keluar ($Q_c \text{ out}$)

$$Q_c \text{ out} = m \cdot H_l$$

$$= 4.595.377,22 \text{ KJ/jam}$$

Table F.1. Saturated Steam, SI Units (Continued)

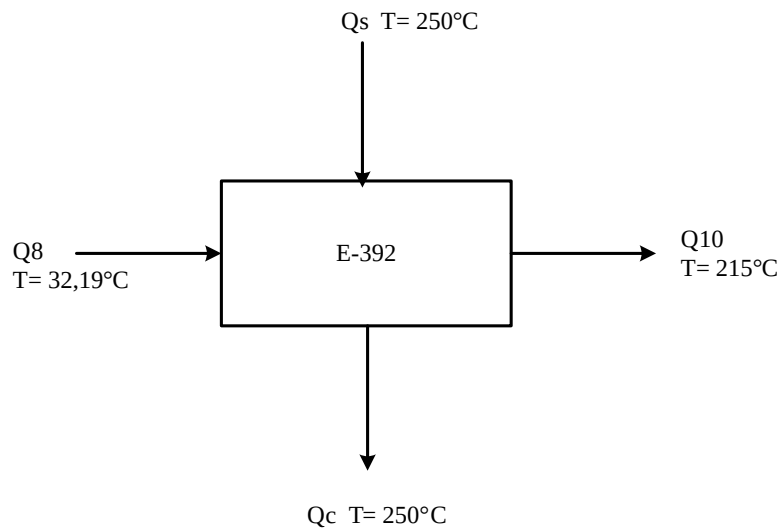
t °C	T K	P kPa	SPECIFIC VOLUME V			INTERNAL ENERGY U			ENTHALPY H			ENTROPY S		
			sat. liq.	evap.	sat. vap.	sat. liq.	evap.	sat. vap.	sat. liq.	evap.	sat. vap.	sat. liq.	evap.	sat. vap.
220	493.15	2319.8	1.190	84.85	86.04	940.9	1659.4	2600.3	943.7	1856.2	2799.9	2.5178	3.7639	6.2817
222	495.15	2409.9	1.194	81.87	82.86	950.1	1650.7	2600.8	952.9	1847.5	2800.5	2.5363	3.7311	6.2674
224	497.15	2502.7	1.197	78.62	79.82	959.2	1642.0	2601.2	962.2	1838.7	2800.9	2.5548	3.6984	6.2532
226	499.15	2598.2	1.201	75.71	76.91	968.4	1633.1	2601.5	971.5	1829.8	2801.4	2.5733	3.6657	6.2390
228	501.15	2696.5	1.205	72.92	74.12	977.6	1624.2	2601.8	980.9	1820.8	2801.7	2.5917	3.6331	6.2249
230	503.15	2797.6	1.209	70.24	71.45	986.9	1615.2	2602.1	990.3	1811.7	2802.0	2.6102	3.6006	6.2107
232	505.15	2901.6	1.213	67.68	68.89	996.2	1606.1	2602.3	999.7	1802.5	2802.2	2.6286	3.5681	6.1967
234	507.15	3008.6	1.217	65.22	66.43	1005.4	1597.0	2602.4	1009.1	1793.2	2802.3	2.6470	3.5356	6.1826
236	509.15	3118.6	1.221	62.86	64.08	1014.8	1587.7	2602.5	1018.6	1783.8	2802.3	2.6653	3.5033	6.1686
238	511.15	3231.7	1.225	60.60	61.82	1024.1	1578.4	2602.5	1028.1	1774.2	2802.3	2.6837	3.4709	6.1546
240	513.15	3347.8	1.229	58.43	59.65	1033.5	1569.0	2602.5	1037.6	1764.6	2802.2	2.7020	3.4386	6.1406
242	515.15	3467.2	1.233	56.34	57.57	1042.9	1559.5	2602.4	1047.2	1754.9	2802.0	2.7203	3.4063	6.1266
244	517.15	3589.8	1.238	54.34	55.58	1052.3	1549.9	2602.2	1056.8	1745.0	2801.8	2.7386	3.3740	6.1127
246	519.15	3715.7	1.242	52.41	53.66	1061.8	1540.2	2602.0	1066.4	1735.0	2801.4	2.7569	3.3418	6.0987
248	521.15	3844.9	1.247	50.56	51.81	1071.3	1530.5	2601.8	1076.1	1724.9	2801.0	2.7752	3.3096	6.0848
250	523.15	3977.6	1.251	48.79	50.04	1080.8	1520.8	2601.4	1085.8	1714.7	2800.7	2.7935	3.2773	6.0708
252	525.15	4113.8	1.255	47.08	48.34	1090.4	1511.0	2600.9	1095.4	1704.4	2800.3	2.8118	3.2450	6.0568
254	527.15	4253.4	1.261	45.43	46.69	1100.0	1500.5	2600.5	1105.3	1693.8	2799.1	2.8300	3.2129	6.0429
256	529.15	4396.7	1.266	43.85	45.11	1109.6	1490.4	2600.0	1115.2	1683.2	2798.3	2.8483	3.1807	6.0290
258	531.15	4543.7	1.271	42.33	43.60	1119.3	1480.1	2599.3	1125.0	1672.4	2797.4	2.8666	3.1484	6.0150
260	533.15	4694.3	1.276	40.86	42.13	1129.0	1469.7	2598.6	1134.9	1661.5	2796.4	2.8848	3.1161	6.0010
262	535.15	4848.8	1.281	39.44	40.73	1138.7	1459.2	2597.8	1144.9	1650.4	2795.3	2.9031	3.0838	5.9869
264	537.15	5007.1	1.286	38.08	39.37	1148.5	1448.5	2597.0	1154.9	1639.2	2794.1	2.9214	3.0515	5.9729
266	539.15	5169.3	1.291	36.77	38.06	1158.3	1437.8	2596.1	1165.0	1627.8	2792.8	2.9397	3.0191	5.9588
268	541.15	5335.5	1.297	35.51	36.80	1168.2	1426.9	2595.0	1175.1	1616.3	2791.4	2.9580	2.9866	5.9446
270	543.15	5505.8	1.303	34.29	35.59	1178.1	1415.9	2593.9	1185.2	1604.6	2789.9	2.9763	2.9541	5.9304
272	545.15	5680.2	1.308	33.11	34.42	1188.0	1404.7	2592.7	1195.4	1592.8	2788.2	2.9947	2.9215	5.9162
274	547.15	5858.7	1.314	31.97	33.29	1198.0	1393.4	2591.4	1205.7	1580.8	2786.5	3.0131	2.8889	5.9019
276	549.15	6041.5	1.320	30.88	32.20	1208.0	1382.0	2590.1	1216.0	1568.5	2784.6	3.0314	2.8561	5.8876
278	551.15	6228.7	1.326	29.82	31.14	1218.1	1370.4	2588.6	1226.4	1556.2	2782.5	3.0499	2.8233	5.8731
280	553.15	6420.2	1.332	28.79	30.13	1228.3	1358.7	2587.0	1236.8	1543.6	2780.4	3.0683	2.7903	5.8586
282	555.15	6616.1	1.339	27.81	29.14	1238.5	1346.8	2585.3	1247.3	1530.8	2778.1	3.0868	2.7573	5.8440
284	557.15	6816.6	1.345	26.85	28.20	1248.7	1334.8	2583.5	1257.9	1517.8	2775.7	3.1053	2.7241	5.8294
286	559.15	7021.8	1.352	25.93	27.28	1259.0	1322.6	2581.6	1268.5	1504.6	2773.2	3.1238	2.6908	5.8146
288	561.15	7231.5	1.359	25.03	26.39	1269.4	1310.2	2579.6	1279.2	1491.2	2770.5	3.1424	2.6573	5.7997
290	563.15	7446.1	1.366	24.17	25.54	1279.8	1297.7	2577.5	1290.0	1477.6	2767.6	3.1611	2.6237	5.7848
292	565.15	7665.4	1.373	23.33	24.71	1290.3	1284.9	2575.3	1300.9	1463.8	2764.6	3.1798	2.5899	5.7697
294	567.15	7889.7	1.381	22.52	23.90	1300.9	1272.0	2572.9	1311.8	1449.7	2761.5	3.1985	2.5560	5.7545
296	569.15	8118.9	1.388	21.74	23.13	1311.5	1258.9	2570.4	1322.8	1435.4	2758.2	3.2173	2.5218	5.7392
298	571.15	8353.2	1.396	20.98	22.38	1322.2	1245.6	2567.8	1333.9	1420.8	2754.7	3.2362	2.4875	5.7237

Tabel B.5 Neraca Energi Heater CO₂

Panas	Masuk (Kj/jam)	Keluar (Kj/jam)
Q6	806537,77	
Q9		8063153,88
Qs in	11851993,33	
Qc out		4595377,22
Total	12658531,10	12658531,10

5. Heater H₂

Fungsi : Tempat memanaskan gas H₂ sebelum masuk ke reactor



PANAS MASUK

Q8

T in = 305,3454449 K

T ref = 298,15 K

Komponen	BM	Massa (kg/jam)	Kmol	Cp (KJ/Kmol K)	Cp (KJ/Kg K)	Q4 (Kj/jam)
H2	2	6250,3339	3125,166974	207,7500	103,8749942	649253,4024

PANAS KELUAR

Q10

T out = 488,15 K

T ref = 298,15 K

Komponen	BM	Massa (kg/jam)	Kmol	Cp (kkal/kg K)	Cp (KJ/Kg K)	Q6 (Kj/jam)
H2	2	6250,3339	3125,166974	5496,98834	2748,494168	17179006,4079

BEBAN PANAS $\Delta Q = Q2 - Q1$

16529753,0055 kkal/jam

($\Delta Q = +$, membutuhkan panas)

Media Pemanas adalah Saturated Steam pada temperatur 350 C

T	250 C
Hl	1085,8 kj/kg
Hv	2800,4 kj/kg
λ_s	1714,6 kj/kg

Banyaknya steam yang dibutuhkan

 $m_s = \Delta Q / \lambda_s$

9640,588479 kg/jam

Panas Stean yang masuk (Qs in)

Qs in = $m \cdot H_v$

= 26.997.503,98 KJ/jam

Panas steam yang keluar (Qc out)

Qc out = $m \cdot H_l$

= 10.467.750,97 KJ/Jam

Table F.1. Saturated Steam, SI Units (Continued)

t °C	T K	P kPa	SPECIFIC VOLUME V			INTERNAL ENERGY U			ENTHALPY H			ENTROPY S		
			sat. liq.	evap.	sat. vap.	sat. liq.	evap.	sat. vap.	sat. liq.	evap.	sat. vap.	sat. liq.	evap.	sat. vap.
220	493.15	2319.8	1.190	84.85	86.04	940.9	1659.4	2600.3	943.7	1856.2	2799.9	2.5178	3.7639	6.2817
222	495.15	2409.9	1.194	81.67	82.86	950.1	1650.7	2600.8	952.9	1847.5	2800.5	2.5363	3.7311	6.2674
224	497.15	2502.7	1.197	78.62	79.82	959.2	1642.0	2601.2	962.2	1838.7	2800.9	2.5548	3.6984	6.2532
226	499.15	2598.2	1.201	75.71	76.91	968.4	1633.1	2601.5	971.5	1829.8	2801.4	2.5733	3.6657	6.2390
228	501.15	2696.5	1.205	72.92	74.12	977.6	1624.2	2601.8	980.9	1820.8	2801.7	2.5917	3.6331	6.2249
230	503.15	2797.6	1.209	70.24	71.45	986.9	1615.2	2602.1	990.3	1811.7	2802.0	2.6102	3.6006	6.2107
232	505.15	2901.6	1.213	67.68	68.89	996.2	1606.1	2602.3	999.7	1802.5	2802.2	2.6286	3.5681	6.1967
234	507.15	3008.6	1.217	65.22	66.43	1005.4	1597.0	2602.4	1009.1	1793.2	2802.3	2.6470	3.5356	6.1826
236	509.15	3118.6	1.221	62.86	64.08	1014.8	1587.7	2602.5	1018.6	1783.8	2802.3	2.6653	3.5033	6.1686
238	511.15	3231.7	1.225	60.60	61.82	1024.1	1578.4	2602.5	1028.1	1774.2	2802.3	2.6837	3.4709	6.1546
240	513.15	3347.8	1.229	58.43	59.65	1033.5	1569.0	2602.5	1037.6	1764.6	2802.2	2.7020	3.4386	6.1406
242	515.15	3467.2	1.233	56.34	57.57	1042.9	1559.5	2602.4	1047.2	1754.9	2802.0	2.7203	3.4063	6.1266
244	517.15	3589.8	1.238	54.34	55.58	1052.3	1549.9	2602.2	1056.8	1745.0	2801.8	2.7386	3.3740	6.1127
246	519.15	3715.7	1.242	52.41	53.66	1061.8	1540.2	2602.0	1066.4	1735.0	2801.4	2.7569	3.3418	6.0987
248	521.15	3844.8	1.247	50.54	51.81	1071.3	1530.4	2601.7	1076.0	1724.9	2801.0	2.7752	3.3097	6.0847
250	523.15	3977.6	1.251	48.79	50.04	1080.8	1520.6	2601.4	1085.8	1714.7	2800.4	2.7935	3.2773	6.0708
252	525.15	4114.2	1.256	47.16	48.41	1090.3	1510.7	2601.1	1095.6	1704.4	2799.9	2.8118	3.2453	6.0569
254	527.15	4253.4	1.261	45.63	46.69	1100.0	1500.5	2600.5	1105.3	1693.8	2799.1	2.8300	3.2129	6.0429
256	529.15	4396.7	1.266	43.85	45.11	1109.6	1490.4	2600.0	1115.2	1683.2	2798.3	2.8483	3.1807	6.0290
258	531.15	4543.7	1.271	42.33	43.60	1119.3	1480.1	2599.3	1125.0	1672.4	2797.4	2.8666	3.1484	6.0150
260	533.15	4694.3	1.276	40.86	42.13	1129.0	1469.7	2598.6	1134.9	1661.5	2796.4	2.8848	3.1161	6.0010
262	535.15	4848.6	1.281	39.44	40.73	1138.7	1459.2	2597.8	1144.9	1650.4	2795.3	2.9031	3.0838	5.9869
264	537.15	5007.1	1.286	38.08	39.37	1148.5	1448.5	2597.0	1154.9	1639.2	2794.1	2.9214	3.0515	5.9729
266	539.15	5169.3	1.291	36.77	38.06	1158.3	1437.8	2596.1	1165.0	1627.8	2792.8	2.9397	3.0191	5.9588
268	541.15	5335.5	1.297	35.51	36.80	1168.2	1426.9	2595.0	1175.1	1616.3	2791.4	2.9580	2.9866	5.9446
270	543.15	5505.8	1.303	34.29	35.59	1178.1	1415.9	2593.9	1185.2	1604.6	2789.9	2.9763	2.9541	5.9304
272	545.15	5680.2	1.308	33.11	34.42	1188.0	1404.7	2592.7	1195.4	1592.8	2788.2	2.9947	2.9215	5.9162
274	547.15	5858.7	1.314	31.97	33.29	1198.0	1393.4	2591.4	1205.7	1580.8	2786.5	3.0131	2.8889	5.9019
276	549.15	6041.5	1.320	30.88	32.20	1208.0	1382.0	2590.1	1216.0	1568.5	2784.6	3.0314	2.8561	5.8876
278	551.15	6228.7	1.326	29.82	31.14	1218.1	1370.4	2588.6	1226.4	1556.2	2782.6	3.0499	2.8233	5.8731
280	553.15	6420.2	1.332	28.79	30.13	1228.3	1358.7	2587.0	1236.8	1543.6	2780.4	3.0683	2.7903	5.8586
282	555.15	6616.1	1.339	27.81	29.14	1238.5	1346.8	2585.3	1247.3	1530.8	2778.1	3.0868	2.7573	5.8440
284	557.15	6816.6	1.345	26.85	28.20	1248.7	1334.8	2583.5	1257.9	1517.8	2775.7	3.1053	2.7241	5.8294
286	559.15	7021.8	1.352	25.93	27.28	1259.0	1322.6	2581.6	1268.5	1504.6	2773.2	3.1238	2.6908	5.8148
288	561.15	7231.5	1.359	25.03	26.39	1269.4	1310.2	2579.6	1279.2	1491.2	2770.5	3.1424	2.6573	5.7997
290	563.15	7446.1	1.366	24.17	25.54	1279.8	1297.7	2577.5	1290.0	1477.6	2767.6	3.1611	2.6237	5.7848
292	565.15	7665.4	1.373	23.33	24.71	1290.3	1284.9	2575.3	1300.9	1463.8	2764.6	3.1798	2.5899	5.7697
294	567.15	7889.7	1.381	22.52	23.90	1300.9	1272.0	2572.9	1311.8	1449.7	2761.5	3.1985	2.5560	5.7545
296	569.15	8118.9	1.388	21.74	23.13	1311.5	1258.9	2570.4	1322.8	1435.4	2758.2	3.2173	2.5218	5.7392
298	571.15	8353.2	1.396	20.98	22.38	1322.2	1245.6	2567.8	1333.9	1420.8	2754.7	3.2362	2.4875	5.7237

Tabel B.6 Neraca Energi Heater H₂

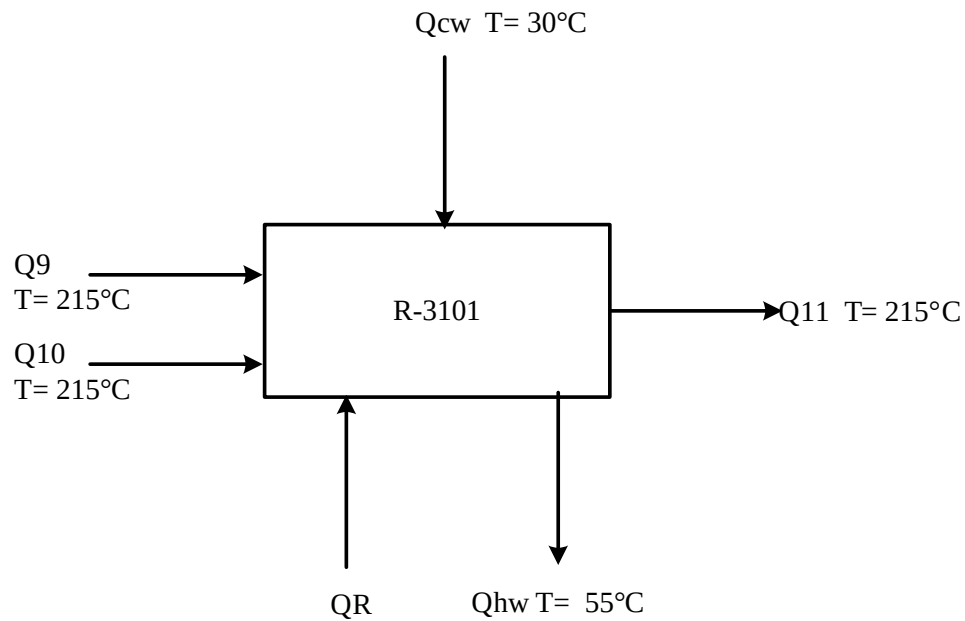
Aliran Energi	Masuk (Kj/jam)	Keluar (Kj/jam)
Q8	649253,4024	
Q10		17179006,4079
Qs in	26.997.503,98	
Qc out		10.467.750,97
Total	27646757,38	27646757,38

5. Reaktor Fixed Bed Multitube (R-3101)

Fungsi : Tempat mereaksikan CO₂ dan H₂ menjadi produk (*methanol*)

Kondisi Operasi :

- Temperatur : 215 °C
- Tekanan : 51,3 atm



Q_9
 T_{In} 215 °C 488,15 K
 T_{ref} 25 °C 298,15 K

Komponen	BM	Massa(Kg)	Kmol	cP (KJ/Kmol.K)	cP (KJ/Kg.K)	Q(KJ/jam)
CO2	44	45836	1041,722325	7740,214153	175,913958	8063153,882

Q_{10}

Komponen	BM	Massa(Kg)	Kmol	cP (KJ/Kmol.K)	cP (KJ/Kg.K)	Q(KJ/jam)
H2	2	6250	3125,166974	5496,988336	2748,494168	17179006,41

Total 25.242.160

Q_{11}
 T_{out} 215 °C 488,15 K
 T_{ref} 25 °C 298,15 K

Komponen	BM	Massa(Kg)	Kmol	cP (KJ/Kmol.K)	cP (KJ/Kg.K)	Q(KJ/jam)
H2	2	62,50333949	31,25166974	5496,988336	2748,494168	171790,0641
CO2	44	458,3578229	10,41722325	7740,214153	175,913958	80631,53882
CH3OH	32	33001,76325	1031,305102	9982,910124	311,9659414	10295426,14
H2O	18	18563,49183	1031,305102	7172,89286	398,4940478	7397441
Total						17.945.289

ΔH_f		H2	2748,49	
		CO2	-217,59	
		CH3OH	73,37	
		H2O	112,69	
ΔH_f°	=		$\Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan}$	
	=		-2344,85	
ΔH_r	=		ΔH_f°	+
	=		-2345	+
	=			Q produk-Q reaktan)
	=		-7299216	
QR	=		$-\Delta H_r$	
QR	=		7.299.216	

Jumlah cooling water yang dimasukan

T ref	25	298
T in	30	303
T out	55	328

$$\Delta Q = Q_{\text{out}} - Q_{\text{in}}$$

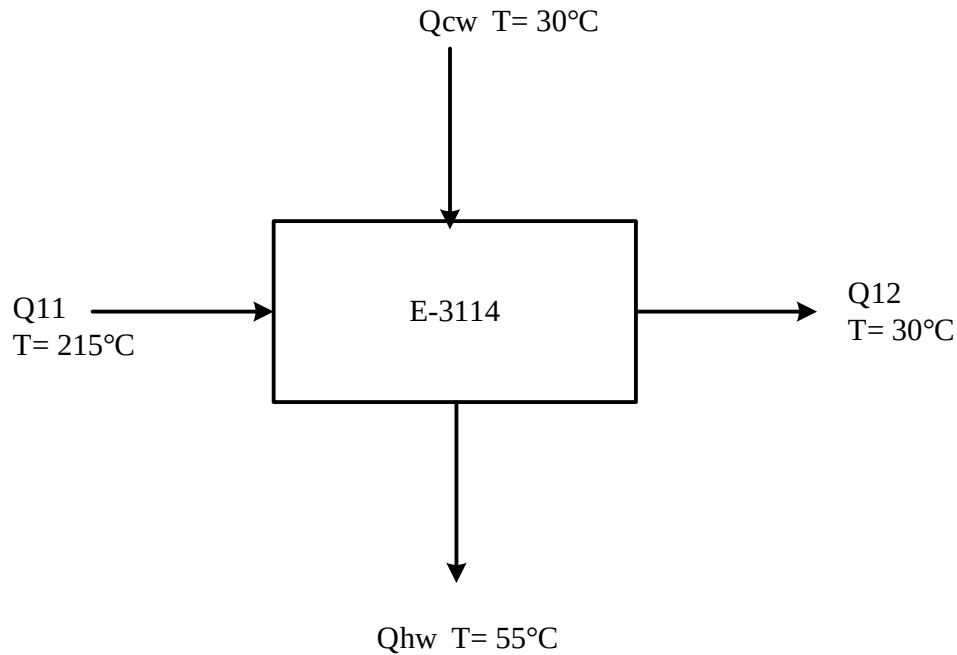
$$50.486.665$$

Tabel B.7 Neraca Energi Reaktor

Aliran Energi	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q9	8063153,88	
Q10	17179006,41	
QR	7299216,39	
Q11		17945288,74
QCw In	213713,04	
Qhw out		211368,19
Total	18156656,93	18156656,93

6. Cooler

Fungsi : Tempat mendinginkan produk keluaran *reactor* sebelum masuk ke flash drum



Q11
T_{In} 215 °C 488,15 K
T_{ref} 25 °C 298,15 K

Komponen	BM	Massa(Kg)	Kmol	c _P (KJ/Kg.K)	Q(KJ/jam)
H ₂	2	62,50333949	31,25166974	2748,494168	171790,0641
CO ₂	44	458,3578229	10,41722325	175,913958	80631,53882
CH ₃ OH	32	33001,76325	1031,305102	311,9659414	10295426,14
H ₂ O	18	18563,49183	1031,305102	398,4940478	7397441
Total					17.945.289

Q12
T_{out} 30 °C 303,15 K
T_{ref} 25 °C 298,15 K

Komponen	BM	Massa(Kg)	Mol	C _p (kJ/kmol K)	C _p (kJ/kg K)	Q(KJ/jam)
H ₂	2	103,081709	51,54085452	144,3607014	72,1803507	7440,473909
CO ₂	44	755,932533	17,18028484	186,4011278	4,236389268	3202,42447
CH ₃ OH	32	54427,14237	1700,848199	225,9710871	7,061596472	384342,5166
H ₂ O	18	30615,26759	1700,848199	168,3704342	9,353913011	286372,5498
Total						681.358

Jumlah cool water yang dimasukan

T _{ref}	25	298
T _{in}	30	303
T _{out}	55	328

$$\Delta Q = Q_{out} - Q_{in}$$

17.263.931

Cp (KJ/Kmol.K)	Cp (KJ/Kg.K)
5.942	330
168	9

Jumlah pendingin yang di butuhkan (m)

$$m_w = \frac{\Delta Q}{CP * (T - T_{ref})} \quad 52.294,02 \quad 52.294,02 \text{ Kg}$$

panas air pendingin masuk

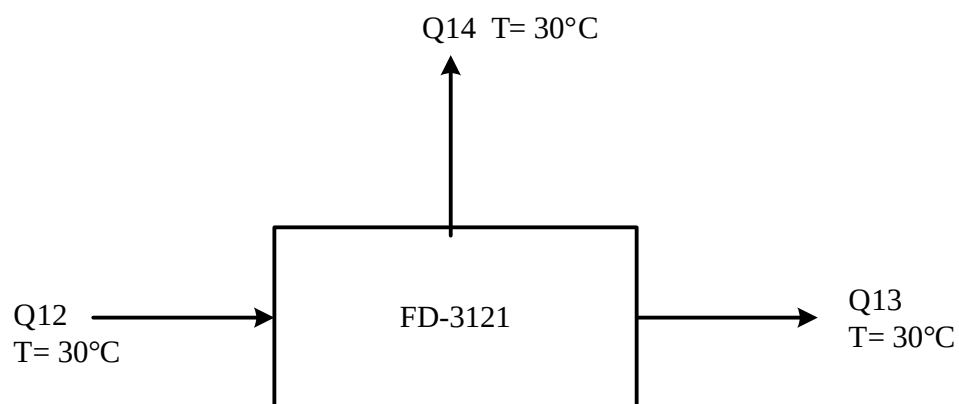
$$Q_{win} = m_w . Cp . \Delta T \quad = \quad 8804480 \text{ kj}$$

Tabel 4.13 Neraca Energi Cooler

Aliran Energi	Masuk (kj/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q11	17.945.289	
Q12		681.358
Qc in	8.804.480	
Qc out		26.068.411
Total	26.749.769	26.749.769

7. Flash Drum

Fungsi : Tempat pemisahan gas (CO₂ dan H₂) terlarut dalam cairan (*methanol* dan Air)



T in 30 = 303,15
T ref 25 = 298,15

Aliran Panas Masuk Q12			
Komponen	Massa (kg)	Cp (kJ/Kg K)	Q8(kJ/jam)
H2	103,08	72,18	7440,47
CO2	755,93	4,24	3202,42
CH3OH	54427,14	7,06	384342,52
H2O	30615,26	9,35	286372,55
			681357,9648

T out 30 = 303,15
T ref 25 = 298,15

Aliran Panas keluar Q13			
Komponen	Massa (kg/jam)	Cp (kJ/Kg K)	Q2(kJ/jam)
H2	103,08	72,18	7440,47
CO2	755,93	4,24	3202,42
CH3OH	8593,31	7,06	60682,48
H2O	1092,36	9,35	10217,84
			81543,21

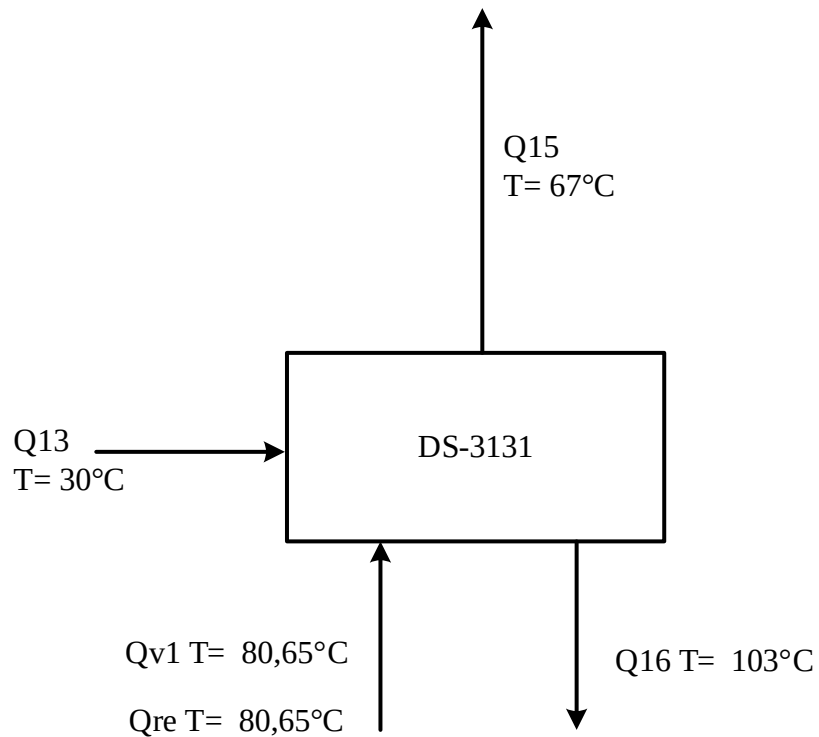
Aliran Panas Keluar Q14				
Komponen	Massa (kg/jam)	Cp (kJ/Kg K)	dT (K)	Q3(kJ/jam)
H2	0,0000	72,18	5,0000	0,0000
CO2	0,0009	4,23	5,0000	0,0036
CH3OH	45833,83	7,06	5,0000	323660,03
H2O	29522,90	9,35	5,0000	276154,71
				599814,75

Tabel B.8 Neraca Energi Flash drum

Tabel Neraca energi Flash Drum		
Aliran Energi	Masuk (Kj/jam)	Keluar (Kj/jam)
Q12	681357,96	
Q13		81543,21
Q14		599814,75
Total	681357,96	681357,96

8. Distilasi

Fungsi : Tempat pemisahan produk (*methanol*) dan air



PANAS MASUK

Q13

T in 353,804627 K

T ref 298,15 K

Komponen	Massa (kg/jam)	Cp (kJ/Kg. K)	Q1 (kJ/jam)
CH ₃ OH	27787,75	7,06	196225,91
H ₂ O	17900,64	9,35	167440,99
Total	45688,39		363666,90

PANAS KELUAR

Q14

T in 340,4467 K

T ref 298,15 K

Komponen	Massa (kg/jam)	Cp (kJ/kmol K)	dT (K)	Q2(kJ/jam)
CH3OH	27777,78	7,0615965	42,29666206	196155,4553
H2O	280,5836	9,353913	42,29666206	2624,554687
Total	28058,36			198780,01

Q15

T in 375,8126 K

T ref 298,15 K

Komponen	Massa (kg/jam)	Cp (kJ/kmol K)	dT (K)	Q3(kJ/jam)
CH3OH	28,04012	7,0615965	77,66260161	198,0079823
H2O	17882,57	9,353913	77,66260161	167272,0322
Total	17910,61			167470,0402

Panas Penguapan Dari Destilat

QV2

T in 340,4466621 K

T ref 298,15 K

Komponen	Massa (kg/jam)	A	Tc (K)	n	ΔH_{uap} , KJ/kmol	BM	m. ΔH_{uap}
CH3OH	27777,7746	52,053	647,13	868,0555455	1,6027E-280	32	4,452E-276
H2O	280,5836107	52,723	512,58	15,58797837	2,16227E-06	18	0,000606696
Total	28058,36107						0,000606696

Panas Yang Diberikan Reboiler

Qre

T in 353,804627 K

T ref 298,15 K

Komponen	Massa (kg/jam)	Cp (kJ/kmol K)	dT (K)	Q1 (kJ/jam)
CH3OH	111935,1258	7,061596472	55,65462696	790440,6893
H2O	17952,76481	9,353913011	55,65462696	167928,6003
Total	129887,8906			958369,2896

Panas Penguapan dari Reboiler

QV1

T in 353,804627 K

T ref 298,15 K

Komponen	Massa (kg/jam)	A	Tc (K)	n	ΔH_{uap} , KJ/kmol	BM	m. ΔH_{uap}
CH3OH	107871,49	52,053	647,13	3370,983972	0	32	0
H2O	70,19	52,723	512,58	3,899545358	0,546028497	18	38,32673201
Total	107941,68						38,32673201

Beban Panas Yang Diserap Kondensor

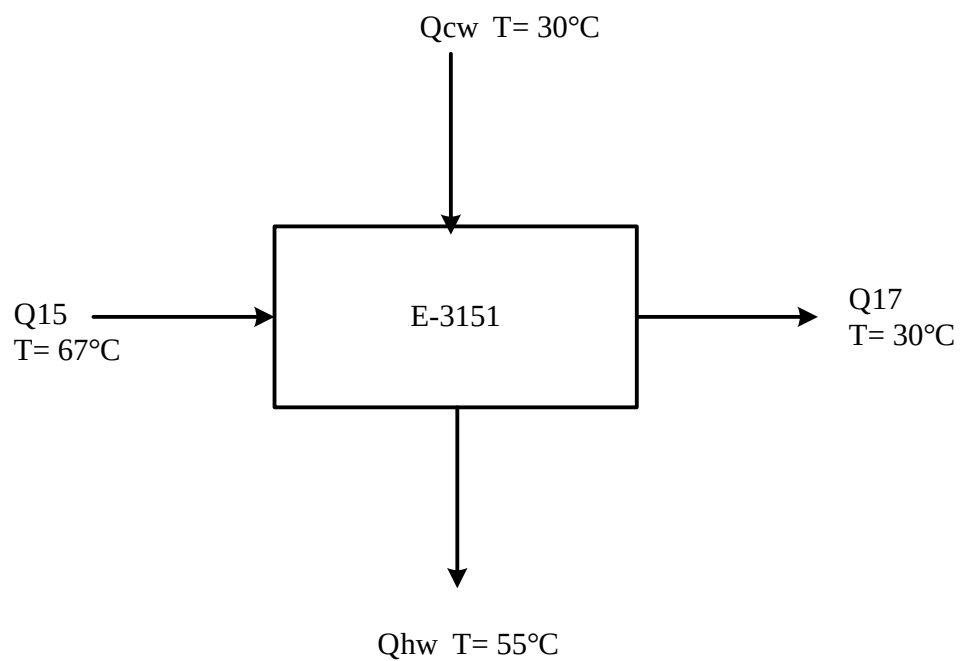
Masuk	=	Keluar
Q1+QR+QV1	=	Q2+Q3+QV2+QC
1322074,521	=	366250,0507 + Qc
Qc	=	955824,4699 (kJ/jam)

Tabel 4.15 Neraca Energi Distilasi

Komponen	Masuk (Kj/jam)	Keluar (Kj/jam)
Q13	9293167,02	
Q15		6324216,55
Q16		3017232,83
QV1	38,33	
QV2		0,0006
Qre	28316816,86	
Qc		28268572,82
Total	37610022,21	37610022,21

9. Condensor

Fungsi : Tempat mendinginkan produk keluaran distilasi serta merubah fasa uap menjadi liquid



BEBAN PANAS KONDENSOR

955824,4699 Kj/Jam

Jumlah Air Pendingin yang dibutuhkan

T air Pendingin= 30 C

T sisa pendingin= 55 C

$$\begin{aligned} Q &= m \cdot C_p \cdot dT \\ m &= \frac{Q}{C_p \cdot dT} \\ &= 730,2290568 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Panas Sensibel air pendingin masuk (Qin)

$$\begin{aligned} Q_{cw} \text{ (in)} &= m \cdot C_p \cdot dT \\ &= 191164,894 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

Panas Sensibel air keluar (Qout)

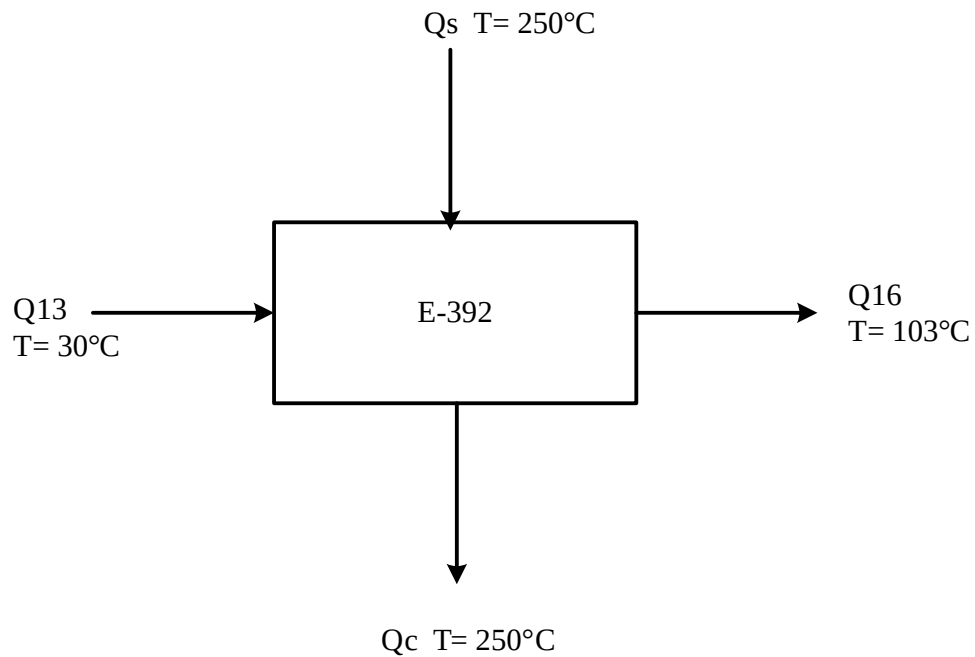
$$\begin{aligned} Q_{hw} \text{ (out)} &= m \cdot C_p \cdot dT \\ &= 1146989,364 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

Tabel 4.15 Neraca Energi Condensor

Panas	Masuk (kj/jam)	Keluar (kl/jam)
Q15	198780,01	
Q17		6348198,322
Qcw in	13528720,29	
Qhw out		7379301,975
Total	13727500,3	13727500,3

10. Reboiler

Fungsi : media pemanas distilasi



BEBAN PANAS REBOILER

958369,2896 KJ/jam

($\Delta Q = +$, membutuhkan panas)

Media Pemanas adalah Saturated Steam pada temperatur 250 C

T	250	C
HI	1085,8	kJ/kg
Hv	2800,4	kJ/kg
λ_s	1714,6	kJ/kg

Banyaknya steam yang dibutuhkan

$$m_s = \Delta Q / \lambda_s$$

$$= 558,9462788 \text{ kg/jam}$$

Panas Stean yang masuk ($Q_s \text{ in}$)

$$Q_s \text{ in} = m \cdot H_v$$

$$= 1.565.273,16 \text{ KJ/jam}$$

Panas steam yang keluar (Qc out)

$$\begin{aligned} Q_c \text{ out} &= m \cdot H_l \\ &= 606.903,87 \quad \text{KJ/jam} \end{aligned}$$

Tabel 4.15 Neraca Energi Reboiler

Panas	Masuk (kj/jam)	Keluar (kl/jam)
Q13	363666,9043	
Q16		151771470,7
Qs in	247.289.404,94	
Qs out		95.881.601,16
Total	247.653.072	247.653.072

LAMPIRAN C

SPESIFIKASI PERALATAN PROSES DAN UTILITAS

A. Spesifikasi Peralatan Proses

1. Kompresor (JC-282)

Nama	Kompresor
Kode	JC-282
Jumlah	1 Unit
Fungsi	Menaikkan tekanan umpan CO ₂ sebelum masuk ke reaktor
Sifat Bahan	Tidak Korosif, tidak volatil, tidak reaktif
Fasa Bahan Yang Dialirkan	Gas
Tipe	<i>Centrifugal Multi Stage Compressor</i>
DESIGN	
Gambar	

Data

Laju alir	=	45835,78	Kg/jam	45835,78	kg/jam
Densitas campuran	=	198	Kg/m ³		
Tekanan masuk (P1)	=	1	atm	101325	N/m ²
Tekanan keluar (P2)	=	50,3	atm	5096647,5	N/m ²

a. Kapasitas *Compressor* (Qs)

$$Q_s = \frac{m}{\rho} = \frac{45835,78 \text{ kg/jam}}{198 \text{ kg/m}^3} = 231,49 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Faktor keamanan} = 20\%$$

$$Q_s = 0,8 \times 231,49 \text{ m}^3/\text{jam} = 185,19 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 0,051443078 \text{ m}^3/\text{s}$$

b. Rasio Kompresor (Rc)

Perhitungan jumlah satage

Harga Rc untuk kompresor sentrifugal multistage disyaratkan $Rc < 4$ (Coulson, J.M., Richardson, J.F., 1983)

$$Rc = (P_i/P_o)^{1/n}$$

Ket : Rc (Rasio Compressi)

Pi (Tekanan keluar kompresor)

Po (Tekanan Masuk)

n (Jumlah Stage)

Kemudian trialkan nilai n hingga mendapatkan nilai $Rc < 4$

Rc =	50,3	n	1
	7,092249291		2
	3,691384874		3
	2,663127727		4

c. Daya yang dibutuhkan (P)

$$P_{ad} = p_s Q_s \frac{mn}{n-1} \left[\left(\frac{p_d}{p_s} \right)^{\frac{n-1}{mn}} - 1 \right] \quad \text{dengan } C = \frac{mn}{n-1} \left[\left(\frac{p_d}{p_s} \right)^{\frac{n-1}{mn}} - 1 \right]$$

$$P_{ad} = \frac{p_s Q_s C}{60000} \text{ kW}$$

c_d = kecepatan udara masuk kompresor (m/s)

c_s = kecepatan udara ke luar kompresor (m/s)

dimana:

Pad = daya untuk proses kompresi adiabatik (kW)

m = jumlah tingkat kompresi

Qs = volume gas ke luar dari tingkat terakhir (m³/menit) (dikondisikan tekanan dan temperatur hisap)

ps = tekanan hisap tingkat pertama (N/m²)

pd = tekanan ke luar dari tingkat terakhir (N/m²)

n = 1,4 (udara) adiabatik

= 1 isoterma l

$$C = \frac{mn}{n-1} \left[\left(\frac{p_d}{p_s} \right)^{\frac{n-1}{mn}} - 1 \right] = 15,24907$$

$$P = 1,32 \text{ kW} = 1,7765235 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi kompresor} = 80\%$$

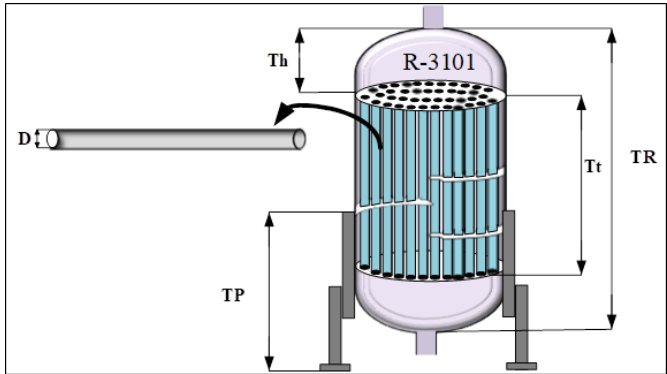
$$= \frac{1,32}{80\%}$$

$$= 1,65 \text{ kW}$$

$$= 2,22 \text{ Hp}$$

$$= 1655,94 \text{ Watt}$$

2. Reaktor PFR Multi Tube

SPESIFIKASI	
Nama	Reaktor PFR Multi Tube
Kode	R-3101
Jumlah	1 unit
Fungsi	Tempat berlangsungnya reaksi hidrogenasi antara CO ₂ dan H ₂ menjadi CH ₃ OH (<i>Methanol</i>)
DESIGN	
Gambar	
Katalis	Jenis : (>5% CuO, >10% ZNO dan Al₂O₃) Bentuk : Solid cylinder Bulk density : 0,78 g/cm³ Porositas : 0,43 D partiker : 0,599 cm (Sumber : Guangzhou Hongwu Material Technology.Co,Ltd)

1. Menentukan tipe reaktor & bahan konstruksi

Reaktor yang dipilih adalah reaktor jenis fixed bed multitube dengan pertimbangan:

- Zat pereaksi berupa fase cair-gas dengan katalis padat.
- Umur katalis Panjang selama 5 – 8 tahun.
- Reaksi eksotermis sehingga memerlukan luas perpindahan panas yang besar agar kontak dengan pendingin optimal.
- Tidak memerlukan pemisahan katalis dari hasil keluaran reaktor.
- Pengendalian suhu relative mudah karena menggunakan tipe shell and tube.
- Biaya pembuatan, operasional, & perawatan lebih mudah. (Hill, 1977)

2. Menghitung Dimensi Reaktor

Untuk menghitung dimensi reactor butuh beberapa data sebagai berikut :

a. Fraksi komponen

T 488,15 K
P 50,3 bar

Komponen	Laju Alir umpan (kg/jam)	mol	Fraksi Massa	Fraksi mol (Xi)	BM	Xi. BM (gram/mol)
CO2	45835,78	1041,72	0,88	0,25	44,00	11,00
H2	6250,33	3125,17	0,12	0,75	2,00	1,50
CH3OH	0	0	0	0	32	0
H2O	0	0	0	0	18	0
Total	52086,12	4166,89	1,00	1,00		12,50

b. Viskositas umpan masuk reaktor

$$\log \mu = A + \frac{B}{T} + C.T + DT^2 \text{ (untuk cair, } \mu = \text{centipoise)}$$

$$\mu = A + BT + CT^2 \text{ (untuk gas, } \mu = \text{mikropoise)}$$

T = 488,15 K

Komponen	A	B	C	D	μ_i (cp)	x_i/y_i	$\mu_i x_i$ (cp)
----------	---	---	---	---	--------------	-----------	------------------

CO2	11,81	0,50	-1,E-04	0,E+00	2,E-02	3,E-01	6,E-03
H2	27,76	0,21	-3,E-05	0,E+00	1,E-02	8,E-01	9,E-03
CH3OH	-9,06	1254,20	2,E-02	-2,E-05	7,E-02	0,E+00	0,E+00
H2O	-10,22	1792,50	-2,E+02	-1,E-05	0,E+00	0,E+00	0,E+00
Total						1	0,0150
							0,0363 lb/ft.hr
							0,0015 g/cms

C. Menghitung konduktivitas umpan masuk

THERMAL CONDUCTIVITY CORRELATION

For organic compounds, the correlation for thermal conductivity of liquid as a function of temperature is given by the equation shown below:

$$\log_{10} k_{liq} = A + B [1-T/C]^{2/7} \quad (24-1)$$

where k_{liq} = thermal conductivity of liquid, W/(m K)
A, B, and C = regression coefficients for chemical compound
T = temperature, K

For inorganic compounds, the correlation for thermal conductivity of liquid and solid as a function of temperature is given by the equation shown below:

$$k = A + B T + C T^2 \quad (24-2)$$

where k = thermal conductivity of liquid or solid, W/(m K)
A, B, and C = regression coefficients for chemical compound
T = temperature, K

T 488,15 K

Komponen	A	B	C	(1-T/C) ^{2/7}	k (W/mK)	Xi	k. Xi (W/m K)
CO2	-1,37	8,E-01	3,E+02	-1,E-01	3,E-02	3,E-01	8,E-03
H2	-0,14	2,E-02	-5,E-04	0,E+00	7,E-01	8,E-01	5,E-01
CH3OH	-1,18	6,E-01	5,E+02	1,E-02	-1,E+00	0,E+00	0,E+00
H2O	-0,28	5,E-03	-6,E-06	0,E+00	-3,E-01	0,E+00	0,E+00
Total						1	0,54
							0,31 Btu/hr ft F
							34,10 J/cm.s.K

D. Menghitung kapasitas panas masuk reaktor

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

$$\int C_p dT = [a \times (T_2 - T_1)] + \left[\frac{b}{2} \times (T_2^2 - T_1^2) \right] + \left[\frac{c}{3} \times (T_2^3 - T_1^3) \right] + \left[\frac{d}{4} \times (T_2^4 - T_1^4) \right]$$

T 488,15 K

Komponen	a	b	c	d	Cp (Kj/Kmol K)	BM	xi	CP /BM	Cp (Kj/Kg K)	
CO2	22,26	6,E-02	-4,E-05	7,E-09	4,E+01	44	0,25	1,E+00	2,E-01	
H2	29,11	-2,E-03	4,E-06	-9,E-10	3,E+01	2	0,75	1,E+01	1,E+01	
H2O	32,24	2,E-03	1,E-05	-4,E-09	4,E+01	32	0	1,E+00	0,E+00	
CH3OH	19	9,E-02	-1,E-05	-8,E-09	6,E+01	18	0	3,E+00	0,E+00	
Total							1		11,14	j/g K
									4,79	btu/lb C
									2,66	btu/lb F

D. Menghitung densitas umpan masuk reaktor

1. Densitas Liquid

$$\text{Density} = AB - (1 - T/T_c)^n$$

T = 488,15 K

Komponen	A	B	N	Tc	densitas (g/ml)	xi	densitas * Xi	
CO2	0,46	0,26	0,29	304,19	0,27	0,25	0,06	
H2	0,031	0,34	0,28	33,18	1,11	0,75	0,831	
H2O	0,34	0,27	0,29	647,13	0,02	0	0	
CH3OH	0,27	0,27	0,23	512,58	0,06	0	0	
Total						1	0,89	g/cm3
								898,79 kg/m3

2. Densitas Uap Campuran pada Destilat

$$P = 50,3 \text{ atm}$$

$$T = 488,15 \text{ K}$$

Komponen	y	ω_i	T_{ci}	$P_{ci} \text{ (bar)}$	$\omega_i y_i$	$T_{ci} y_i \text{ (K)}$	$P_{ci} y_i$
CO ₂	0,25	0,566	304,19	80,96	0,14	76,04	20,24
H ₂	0,75	0,345	33,18	220,55	0,26	24,88	165,41
Total	1				0,40	100,93	185,65
							188,11

bar
atm

$$T_r = T/T_c = 4,836400565$$

$$P_r = P/P_c = 0,267386538$$

$$B_0 = 0,049109589$$

$$B_1 = 0,138770631$$

$$B = B_0 + \omega B_1 = 0,104652534$$

$$R = \frac{1}{Z} \left(1 + \frac{B \cdot P_c}{R \cdot T_c} \times \frac{P_r}{T_r} \right) = 82,06 \text{ cm}^3 \cdot \text{atm} / \text{mol} \cdot \text{K}$$

$$Z = \frac{P \times B M}{R \times T} = 1,000131411$$

$$\rho_v = \frac{P}{Z \times R \times T} = 1,32458 \text{E-}08 \text{ g/cm}^3$$

$$1,32458 \text{E-}05 \text{ kg/m}^3$$

E. Menghitung laju volumetrik (Vg) umpan masuk

$$V_g = \text{laju alir massa umpan} / \text{densitas umpan}$$

$$V_g = \frac{57,95 \text{ m}^3/\text{jam}}{57951,35 \text{ liter/jam}} = 0,02 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$= \frac{2028,30 \text{ ft}^3/\text{jam}}{57434981,41 \text{ cm}^3/\text{jam}} = 16097,60 \text{ cm}^3/\text{s}$$

F. Menghitung jumlah dan susunan tube

Karakteristik katalis

$$D_p = 0,39 \text{ in} \quad \text{porositas katalis} = 0,43$$

$$0,599 \text{ cm}$$

$$\text{Syarat untuk pipa berkatalis : } 1.000 < N_{RE} / (1 - \epsilon) < 5000$$

Menghitung laju alir massa dalam tube/Mass Velocity (Gt)

Dirancang	=	N Re	2500	N_{RE}	$= \frac{Gt \times Dp}{\mu_{gas}}$
N Re/ (1-e)	=	4385,96			
μ	=	0,0015	gr/cm s	Gt	$= \frac{\mu_{gas} \times N_{RE}}{Dp}$
Gt	=	3,783	gr/cm ² s		
		37,826	kg/m ² s		

G. Menghitung luas penampang seluruh tube dalam reaktor (At)

$$F_m = n \times \text{BM campuran}$$

$$A_t = \frac{F_m}{G_t}$$

Dimana :

A_t = luas penampang seluruh *tube* dalam reaktor (cm²)

F_m = laju alir massa (g/s)

G_t = Laju alir massa, (g/cm².s)

n	=	4166,889	kmol/jam
		1157,469	mol/s
BM campuran	=	12,500	gram/mol
F_m	=	14468,366	gr/s
A_t	=	3824,973	cm ²

H. Menghitung jumlah tube (N)

$$N_t = \frac{A_t}{a_t}$$

Dimana :

N_t = jumlah tube dalam reaktor (buah)

A_t = luas penampang seluruh *tube* dalam reaktor (cm²)

a_t = *flow area per tube* (cm²)

$$N_{re}' = \frac{\left(\frac{F_m / a_t}{N_t} \right) (Dp)}{\mu}$$

$$C' = P_t - OD_t$$

$$Pt = 1,25 \times OD_t$$

Untuk menentukan dimensi tube yang digunakan dilakukan trial terhadap nilai hw berdasarkan data diameter tube. Nilai $hw \leq 0,03$ (*Buku Hill_Introduction to Chemical Engineering Kinetics and Reactor Design*)

Outside diameter, in.	Wall thickness		Inside diameter, in.	Cross-sectional area metal, in. ²	Inside sectional area, ft ²	Circumference, ft or surface, ft ² /ft of length		Velocity, ft/s for 1 U.S. gal/min	Capacity at 1 ft/s velocity		
	BWG no.	in.				Outside	Inside		U.S. gal/min	Water, lb/h	Weight, lb/ft
3/8	12	0.109	0.407	0.177	0.000903	0.1636	0.1066	2.468	0.4053	202.7	0.602
	14	0.083	0.459	0.141	0.00115	0.1636	0.1202	1.938	0.5161	258.1	0.479
	16	0.065	0.495	0.114	0.00134	0.1636	0.1296	1.663	0.6014	300.7	0.388
1/2	18	0.049	0.527	0.089	0.00151	0.1636	0.1380	1.476	0.6777	338.9	0.303
	12	0.109	0.532	0.220	0.00154	0.1963	0.1393	1.447	0.6912	345.6	0.748
	14	0.083	0.584	0.174	0.00186	0.1963	0.1529	1.198	0.8348	417.4	0.592
3/4	16	0.065	0.620	0.140	0.00210	0.1963	0.1623	1.061	0.9425	471.3	0.476
	18	0.049	0.652	0.108	0.00232	0.1963	0.1707	0.962	1.041	520.5	0.367
	12	0.109	0.657	0.262	0.00235	0.2291	0.1720	0.948	1.055	527.5	0.891
1	14	0.083	0.709	0.207	0.00274	0.2291	0.1856	0.813	1.230	615.0	0.704
	16	0.065	0.745	0.165	0.00303	0.2291	0.1950	0.735	1.350	680.0	0.561
	18	0.049	0.777	0.127	0.00329	0.2291	0.2034	0.678	1.477	738.5	0.432
1 1/8	10	0.134	0.732	0.364	0.00292	0.2618	0.1916	0.763	1.310	655.0	1.237
	12	0.109	0.782	0.305	0.00334	0.2618	0.2047	0.667	1.499	750.0	1.037
	14	0.083	0.834	0.239	0.00379	0.2618	0.2183	0.588	1.701	850.5	0.813
	16	0.065	0.870	0.191	0.00413	0.2618	0.2278	0.538	1.854	927.0	0.649

(Continued)

Tabel. 10.1 Data Trial nilai Hw

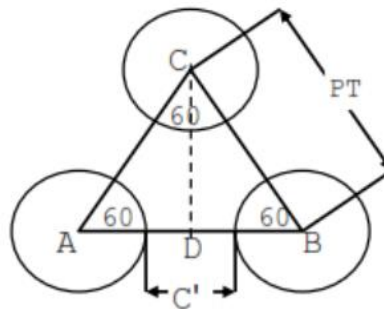
OD (in)	Dt (ft)	Dt ^{0,17}	kg/Dt	Dp/Dt	hw	hw	hw
0,625	0,05	0,61	6,07	0,62	4,E-04		0,01
0,75	0,06	0,62	5,06	0,52	6,E-04		0,02
0,875	0,07	0,64	4,34	0,45		0,005	0,02
1	0,08	0,66	3,80	0,39		0,004	0,03
1,05	0,09	0,66	3,61	0,37		0,004	0,03

Berdasarkan nilai hw, digunakan spesifikasi (kern,1957 hal 843 tabel 10)

OD tube	1 in	2,54 cm	0,083 ft
BWG	12		
ID tube	0,78 in	1,986 cm	0,065 ft
tw	0,10 in	0,020	
at'	0,30 in ²	1,968 cm ²	
a"	0,003 ft ²	3,1029602 Cm ²	
Tube direncanakan triangular pitch			
OD tube	1 in	2,54 cm	0,08 ft
Pt	1,25 in	3,175 cm	0,10 ft
C'	0,25 in	0,635 cm	0,021 ft
Nt (jumlah tube)	1232,68 buah		
	1240 buah (DQ.Kern hal 842)	Nre=	3919,03

1 shell pass dengan 1 tube pass	fm/at	7352,79
	(fm/at)/Nt	5,92

Susunan tube yang digunakan adalah segitiga sama sisi dengan tujuan agar memberikan turbulensi yang lebih baik, sehingga akan memperbesar koefisien transfer panas dibandingkan susunan square pitch (Kern, 1983).



Gambar 10.1 Susunan pipa model triangular pitch

I. Menghitung Dimensi Reaktor

a. Menghitung diameter shell reaktor

$$\begin{aligned} \text{Diameter shell} &= \sqrt{\frac{4 \cdot \text{Luas shell}}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 77875,129}{3,14}} \\ &= 314,967 \text{ cm} \end{aligned}$$

Luas Shell

At	3824,973	Cm²	Nre*	3919,037
-----------	-----------------	-----------------------	-------------	-----------------

Luas Shell

Faktor keamanan 10%	4016,221561	Cm ²
----------------------------	-------------	-----------------

Dimater shell

698,038	cm	1,732050808
6,980384633	m	0,866025404
274,817743	In	

b. Menghitung koefisien perpindahan panas menyeluruh (Ud)

ρ	=	1000	kg/m ³	62,42	lb/ft ³
μ_s	=	1,10	lb/ft hr	0,45	cp
Cps	=	0,43	Btu/lb F	1,81	kJ/kg K
			Btu/hr		
ks	=	0,06	ft ² F	0,11	W/m K
ps	=	57,7	lb/ft ³	925,86	kg/m ³

C-10

$$\begin{aligned} W_s &= 2284 \text{ kg/jam} & 50371,57 \text{ lb/jam} \\ I D_s &= 0,83 \text{ m} & 2,75 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Baffle space (B)} &= 0,75 \times I D_s \\ &= 0,62 \text{ m} \\ &= 2,06 \text{ ft} \\ &= 24,75 \text{ in} \end{aligned}$$

Flow area dlm shell (as)

$$A_s = \frac{I D_s C' B}{P_t} = 1,134 \text{ ft}^2$$

Laju alir massa dalam shell

$$G_s = W_s / a_s$$

Diameter ekivalen (De)

$$D_e = \frac{4 \times \left[\frac{1}{2} P_t \times 0,86 P_t - \frac{1}{2} \pi \frac{O D_t^2}{4} \right]}{\frac{1}{2} \pi O D_t} = 44404,69 \text{ lb/ft}^2 \text{ hr} = 0,059 \text{ ft}$$

Bilangan Reynold (Nre) dalam shell

$$N_{re} = 2377,257$$

Pada Re tsb diperoleh jH = 18 fig 28 Kern hal 838

koef perpan shell (ho) = 38,565 Btu/ft² hr F

Uc = 31,135 Btu/ft² hr F

Rd shell = 0,001

Rd tube = 0,001

Rd total = 0,002 tabel 12, hal 845-846 kern

Ud = 29,310

$$U_D = \frac{1}{R_d + \frac{1}{U_c}}$$

syarat minimal Ud harus
10-40

Panjang tube = 10 m

J. Menghitung berat katalis

$$W_{katalis} = \frac{\pi}{4} \times ID^2 \times Z \times \rho_B \times Nt$$

ρ katalis	=	0,78	g/cm ³	48,69381	lb/ft ³
W	=	1887154,397	gr	2995,483	kg
	=	1887,154	kg		
Volume katalis (V)	=	2419428,715	cm ³	3,840	m ³
	=	2,419	m ³	3840363,039	

K. Menghitung residence time

volume tube

Volume void bed katalis	=	1420934,32	cm ³
volume umpan masuk reactor	=	1,42	m ³
		16097,59	cm ³ /s
residence time	=	88,27	s
		1,47	menit

L. Menghitung tebal shell

Bahan konstruksi: Carbon steel SA-283 grade C

Allowable stress (f)	=	55000	psi
Efisiensi pengelasan (E)	=	0,85	table 13.2 brownell
Faktor korosi (c)	=	0,002	
IDs	=	6,98	m

		274,82	in
Radius silinder (ri)	=	137,41	in
P operasi rata ²	=	50,3	bar
Faktor keamanan	=	10%	
P perancangan	=	110% x P op	

$$ts = \frac{P \cdot ri}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + c$$

	=	812,79	psi
	=	894,07	psi

tebal shell (ts)	=	2,66	in
Digunakan tebal shell standar	=	2,75	in

Table 5.6. Dimensions of Flanged and Standard
Dished Heads
(Courtesy of Lukens Steel Company)

Thickness (in.)	Standard Straight Flange (in.)	Inside-corner Radius (in.)
<i>t</i>	<i>sf</i>	<i>icr</i>
3/16	1 1/4-2	3/16
1/4	1 1/4-2 1/2	3/4
5/16	1 1/4-3	1 1/8
3/8	1 1/4-3	1 1/8
7/16	1 1/4-3 1/2	1 1/4
1/2	1 1/4-3 1/2	1 1/2
9/16	1 1/4-3 1/2	1 3/4
3/4	1 1/4-3 1/2	2 1/4
7/8	1 1/4-4	2 3/8
1	1 1/4-4	3
1 1/8	1 1/4-4 1/2	3 3/8
1 1/4	1 1/4-4 1/2	3 3/4
1 3/8	1 1/4-4 1/2	4 1/8
1 1/2	1 1/4-4 1/2	4 1/2
1 5/8	1 1/4-4 1/2	4 3/4
1 3/4	1 1/4-4 1/2	5 1/4
1 7/8	1 1/4-4 1/2	5 3/8
2	1 1/4-4 1/2	6
2 1/4	1 1/4-4 1/2	6 3/4
2 1/2	1 1/4-4 1/2	7 1/4
2 3/4	1 1/4-4 1/2	8 1/4
3	1 1/4-4 1/2	9

M. Menghitung tebal Elipsoidal head

$$W = \frac{1}{4}(3 + \sqrt{r_c/r_1})$$

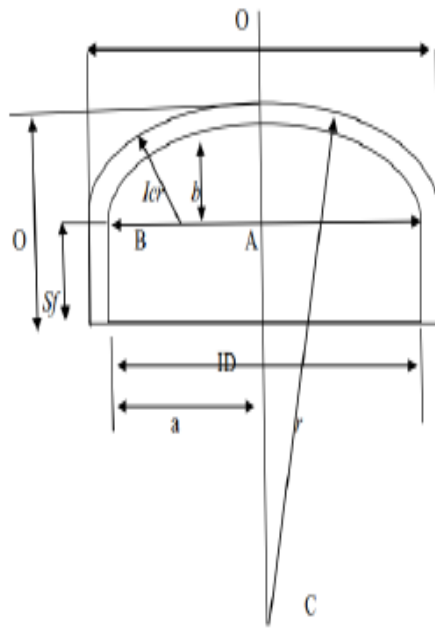
$$t = \frac{pr_c W}{2fE - 0.2p} + c$$

$$\text{Ods} = \text{IDs} + 2t_s$$

Ods	=	280,318	in
Icr	=	14,4375	in
R	=	180	in
sf (antara 1,5-4,5)	=	2	in

W	=	1,633	in
tebal head (th)	=	2,686	in
Digunakan tebal head standar 2 3/4	=	2,75	in

N. Menghitung Tinggi Reaktor



Gambar 10.2 Dimensi Reaktor

a	= 137,40	in
AB	= 122,97	in
BC	= 165,56	in
AC	= 110,85	in
b	= 69,14	in
tinggi head (OA)	= 73,89	in
	= 1,87	m
Tinggi reaktor total	= 541,49	in
	= 13,75	m

O. Menghitung volume reaktor

V shell	23341416,84	in3	382,49	m3
V head elipsoidal	1577,431	in3	24416640	in3
Vsf	118574,39	in3	1,94	m3
V reaktor	23463146,1	in3	47758056,84	in3
	384,49	m3	782,61	m3

Table 13.1. Maximum Allowable Stress Values in Tension for Carbon and Low-alloy Steels, Pounds per Square Inch (11)

From the 1956 ASME Unified-Stress-Vessel Code with Permission of the American Society of Mechanical Engineers

Material and Specification	Grade	Nominal Composition	P-Number	Spec. Min. Tensile	Notes	For Metal Temperatures Not Exceeding Deg F												
						-50 to	650	700	750	800	850	900	950	1000	1050	1100	1150	1200
Plate Steels																		
Carbon Steels																		
SA-7	...	...	1	60,000	(1)(3)	12,650	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
SA-30 Flange	...	...	1	55,000	...	13,750	13,250	12,050	10,200	8350	...	...	...	...	...	...	...	...
SA-30 Flange A	...	...	1	55,000	(4)	13,750	13,250	12,050	10,200	8350	6500	...	...	...	...	...	...	...
SA-30 Flange B	...	...	1	48,000	(4)	12,000	11,650	10,700	9300	7900	6500	...	...	...	...	...	...	...
SA-113 C	...	...	1	48,000	(1)(3)	11,650	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
SA-129 A	...	...	1	40,000	...	10,000	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
SA-129 B	...	...	1	44,000	...	11,000	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
SA-129 C	...	...	1	42,000	...	10,500	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
SA-201 A	C-Si	...	1	55,000	...	13,750	13,250	12,050	10,200	8350	6500	4500	2500	...	...	...	...	...
SA-201 B	C-Si	...	1	60,000	...	15,000	14,350	12,950	10,800	8650	6500	4500	2500	...	...	...	...	...
SA-212 A	C-Si	...	1	65,000	...	16,250	15,500	13,850	11,400	8950	6500	4500	2500	...	...	...	...	...
SA-212 B	C-Si	...	1	70,000	...	17,500	16,600	14,750	12,000	9250	6500	4500	2500	...	...	...	...	...
SA-283 A	...	...	1	45,000	(1)(3)	10,350	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
SA-283 B	...	...	1	45,000	(1)(3)	10,350	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
SA-283 C	...	...	1	45,000	(1)(3)	10,350	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
SA-283 D	...	...	1	45,000	(1)(3)	10,350	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
SA-285 A	...	...	1	45,000	(2)(4)	11,250	11,000	10,250	9000	7750	6500	...	...	...	...	...	...	...
SA-285 B	...	...	1	50,000	(2)(4)	12,500	12,100	11,150	9600	8050	6500	...	...	...	...	...	...	...
SA-285 C	...	...	1	55,000	(2)(4)	13,750	13,250	12,050	10,200	8350	6500	...	...	...	...	...	...	...
SA-299	C-Mn-Si	...	3	75,000	...	18,750	17,700	15,650	12,600	9550	6500	4500	2500	...	...	...	...	...
SA-300	...	...	...	...	(13)	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
Low-alloy Steels																		
SA-302 A	Cr-Mn-Si	...	4	75,000	...	18,750	17,700	15,650	12,600	9550	6500	4500	2500	...	...	...	...	...
SA-302 B	Cr-Mn-Si	...	4	85,000	...	21,250	19,800	17,700	12,800	9900	6500	4500	2500	...	...	...	...	...
SA-303 A, D	2 1/2 and 3 1/2 Ni	...	4	65,000	...	16,250	15,500	13,850	11,400	8950	6500	4500	2500	...	...	...	...	...
SA-303 B, E	3 1/2 and 5 1/2 Ni	...	4	70,000	...	17,500	16,600	14,750	12,000	9250	6500	4500	2500	...	...	...	...	...
SA-303 C	2 1/2 Ni	...	4	75,000	...	18,750	17,700	15,650	12,600	9550	6500	4500	2500	...	...	...	...	...
SA-304 A	C-1/2 Mo	...	3	65,000	...	16,250	15,250	14,250	15,650	14,400	12,500	10,000	6250	...	...	...	...	...
SA-304 B	C-1/2 Mo	...	3	70,000	...	17,500	17,500	15,000	14,900	15,000	12,750	10,000	6250	...	...	...	...	...
SA-304 C	C-1/2 Mo	...	3	75,000	...	18,750	18,750	17,500	18,000	15,900	13,000	10,000	6250	...	...	...	...	...
SA-325 A	Mn-V	...	3	70,000	(12)	17,500	17,500	17,000	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
SA-325 B	Mn-V	...	3	75,000	(12)	18,750	18,750	18,750	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
SA-301 A	1/2 Cr-1/2 Mo	...	3	65,000	...	16,250	16,250	16,250	15,650	14,400	12,500	10,000	6250	...	...	...	...	...
SA-301 B	1 Cr-1/2 Mo	...	4	60,000	...	15,000	15,000	15,000	14,750	14,200	13,100	11,000	7000	5000	2800	1550	1000	...
SA-302 A	Mn-1/2 Mo	...	3	75,000	...	18,750	18,750	18,750	18,000	15,900	13,000	10,000	6250	...	...	...	...	...
SA-302 B	Mn-1/2 Mo	...	3	80,000	...	20,000	20,000	20,000	19,100	16,800	13,250	10,000	6250	...	...	...	...	...
SA-353	9 Ni	...	10	90,000	(17)	22,500	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
SA-357	5 Cr-1/2 Mo	...	5	60,000	(14)	...	13,400	13,100	12,800	12,400	11,500	10,000	7300	5200	3300	2200	1500	...
Pipes and Tubes																		
Seamless Carbon Steels																		
SA-53 A	...	...	1	48,000	(4)(6)	12,000	11,650	10,700	9300	7900	6500	...	...	...	...	...	...	...
SA-53 B	...	...	1	40,000	(4)(6)	10,000	14,350	12,950	10,800	8650	6500	...	...	...	...	...	...	...
SA-83 A	...	...	1	...	(4)(6)	11,750	11,450	10,550	9200	7850	6500	...	...	...	...	...	...	...
SA-106 A	...	...	1	48,000	...	12,000	11,650	10,700	9300	7900	6500	4500	2500	...	...	...	...	...
SA-106 B	...	...	1	60,000	...	15,000	14,350	12,950	10,800	8650	6500	4500	2500	...	...	...	...	...
SA-192	...	...	1	...	...	11,750	11,450	10,550	9200	7850	6500	4500	2500	...	...	...	...	...
SA-210	...	...	1	60,000	...	15,000	14,350	12,950	10,800	8650	6500	4500	2500	...	...	...	...	...
SA-333 C	...	...	1	55,000	(4)(6)	13,750	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
SA-334 C	...	...	1	55,000	(4)(6)	13,750	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
Seamless Low-alloy Steels																		
SA-209 T1	C-1/2 Mo	...	3	55,000	...	13,750	13,750	13,750	13,450	13,150	12,500	10,000	6250	...	...	...	...	...
SA-209 T1a	C-1/2 Mo	...	3	60,000	...	15,000	15,000	15,000	14,400	13,750	12,500	10,000	6250	...	...	...	...	...
SA-209 T1b	C-1/2 Mo	...	3	53,000	...	13,250	13,250	13,250	13,000	12,750	12,500	10,000	6250	...	...	...	...	...
SA-213 T3	1 1/2 Cr-0.7 Mo	...	4	60,000	...	15,000	15,000	15,000	15,000	14,400	13,100	11,000	7800	5500	4000	2500	1200	...
SA-213 T3	5 Cr-1/2 Mo	...	5	60,000	(14)	...	13,400	13,100	12,800	12,400	11,500	10,000	7300	5200	3300	2200	1500	...
SA-213 T7	7 Cr-1/2 Mo	...	5	60,000	(14)	...	13,400	13,100	12,800	11,500	9500	7800	5000	3500	2500	1800	1200	...

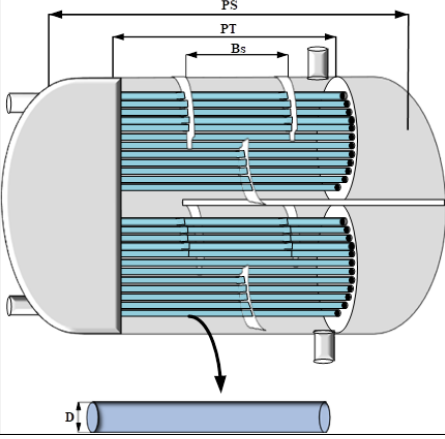
TABLE 18.3. Formulas for Design of Vessels under Internal Pressure^a

Item	Thickness t (in.)	Pressure P (psi)	Stress S (psi)	Notes
Cylindrical shell	$\frac{PR}{SE - 0.6P}$	$\frac{SEt}{R + 0.6t}$	$\frac{P(R + 0.6t)}{t}$	$t \leq 0.25D, P \leq 0.385SE$
Flat flanged head (a)	$D\sqrt{0.3P/S}$	$t^2 S / 0.3D^2$	$0.3D^2 P / t^2$	
Torispherical head (b)	$\frac{0.885PL}{SE - 0.1P}$	$\frac{SEt}{0.885L + 0.1t}$	$\frac{P(0.885L + 0.1t)}{t}$	$r/L = 0.06, L \leq D + 2t$
Torispherical head (b)	$\frac{PLM}{2SE - 0.2P}$	$\frac{2SEt}{LM + 0.2t}$	$\frac{P(LM + 0.2t)}{2t}$	$M = \frac{3 + (L/r)^{1/2}}{4}$
Ellipsoidal head (c)	$\frac{PD}{2SE - 0.2P}$	$\frac{2SEt}{D + 0.2t}$	$\frac{P(D + 0.2t)}{2t}$	$h/D = 4$
Ellipsoidal head (c)	$\frac{PDK}{2SE - 0.2P}$	$\frac{2SEt}{DK + 0.2t}$	$\frac{P(DK + 0.2t)}{2Et}$	$K = [2 + (D/2h)^2]/6, 2 \leq D/h \leq 6$
Hemispherical head (d) or shell	$\frac{PR}{2SE - 0.2P}$	$\frac{2SEt}{R + 0.2t}$	$\frac{P(R + 0.2t)}{2t}$	$t \leq 0.178D, P \leq 0.685SE$
Toriconical head (e)	$\frac{PD}{2(SE - 0.6P) \cos \alpha}$	$\frac{2SEt \cos \alpha}{D + 1.2t \cos \alpha}$	$\frac{P(D + 1.2t \cos \alpha)}{2t \cos \alpha}$	$\alpha \leq 30^\circ$

^a Nomenclature: D = diameter (in.), E = joint efficiency (0.6–1.0), L = crown radius (in.), P = pressure (psig), h = inside depth of ellipsoidal head (in.), r = knuckle radius (in.), R = radius (in.), S = allowable stress (psi), t = shell or head thickness (in.).

Note: Letters in parentheses in the first column refer to Figure 18.16.

3. Cooler (E -3114)

SPESIFIKASI	
Nama	<i>Cooler</i>
Kode	E-3114
Jumlah	1 unit
Fungsi	Mendinginkan produk reaktor (R-3101)
Sifat bahan	Tidak Korosif
Fasa bahan	Cairan
DATA DESIGN	
Tipe	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Gambar	

Untuk menentukan dimensi cooler butuh beberpa data sebagai berikut :

a. Komponen Fluida Panas dan Dingin

Fluida Panas : Produk Reaktor

Laju alir massa masuk : 52086,11 kg/jam 114830,094 lb/jam

Temperatur masuk (T1) : 332,37 C 630,280 F

Temperatur keluar (T2) : 30 C 86 F

Laju alir Volumetrik : 15,05 Ft³/s

Fluida Dingin : Air Pendingin

Laju alir massa masuk : 4936 kg/jam 5640,373 lb/jam

Temperatur masuk (t1) : 25 C 77,000 F

Temperatur keluar (t2) : 150 C 302 F

b. Densitas Komponen

$$\rho = \frac{P.BM}{R.T} \quad (COULSON EDS 6, HAL 314)$$

$$P = 50,3 \quad \text{atm}$$

$$M = \text{gr/mol}$$

$$R = 0,082 \quad \frac{\text{L.atm}}{\text{mol.K}}$$

$$T = \text{K}$$

<u>FLUIDA PANAS</u>		<u>tav</u>	181,189°C	454,339 K	
KOMPONEN	BM	% Berat	ρ (gr/L)	ρ (kg/m3)	ρ mix (lb/ft3)
H ₂	2	0,005	2,698	0,168	0,001
CO ₂	44	0,015	59,362	3,706	0,055
CH ₃ OH	32	0,490	43,172	2,695	1,321
H ₂ O	18	0,490	24,285	1,516	0,743
TOTAL		1,000			2,120

<u>FLUIDA DINGIN</u>		<u>tav</u>	87,500	360,650	
KOMPONEN	BM	% Berat	ρ (gr/L)	ρ (kg/m3)	ρ mix (lb/ft3)
Steam	18,000	1,000	30,593	1,910	1,910
TOTAL		1,000			1,910

c. Viskositas Komponen

<u>FLUIDA PANAS</u>		<u>tav</u>	181	454,34	
KOMPONEN	BM	% Berat	μ (cP)	μ (lb/ft.hr)	μ mix (lb/ft.hr)
CO ₂	44,00	0,01	0,02	0,05	0,001
H ₂	2,00	0,49	0,01	0,03	0,01
CH ₃ OH	32,00	0,49	0,10	0,25	0,12
H ₂ O	18,00	1,00	0,00	0,00	0,00
TOTAL		2,00	0,14		0,14

<u>FLUIDA DINGIN</u>		<u>tav</u>	88	360,65
KOMPONEN	BM	% Berat	μ (cP)	μ (lb/ft.hr)
Air	18,00	1,00	0,89	2,15
TOTAL		1,0000		

KONVERSI		
1 cP	2,42	lb.ft.hr

d. Kapasitas Panas Komponen

Menggunakan data pada buku B. G. Kyle, Chemical and Process Thermodynamics (Englewood Cliffs, NJ: Prentice-Hall, 1984)

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

$$\int C_p dT = [a \times (T_2 - T_1)] + \left[\frac{b}{2} \times (T_2^2 - T_1^2) \right] + \left[\frac{c}{3} \times (T_2^3 - T_1^3) \right] + \left[\frac{d}{4} \times (T_2^4 - T_1^4) \right]$$

Fluida Panas

$$T = 454,34 \text{ K}$$

Komponen	a	b	c	d	Cp (Kj/Kmol K)	BM	xi	CP /BM	Cp (Kj/Kg K)
Karbon Dioksida	22,26	6,E-02	-4,E-05	7,46E-09	42,90	44	5,E-03	1,E+00	5,E-03
Hidrogen	29,11	-2,E-03	4,E-06	-8,70E-10	28,98	2	1,E-02	1,E+01	2,E-01
Air	32,24	2,E-03	1,E-05	-3,59E-09	34,95	32	5,E-01	1,E+00	5,E-01
Metanol	19	9,E-02	-1,E-05	-8,03E-09	57,30	18	5,E-01	3,E+00	2,E+00
Total							1		2,32

Fluida Dingin

Komponen	a	b	c	d	Cp (Kj/Kmol K)	BM (Kg/Kmol)	xi	CP /BM	Cp (Kj/Kg K)
Air	32,24	0,0019	1,06E-05	-3,59E-09	34,13	18	1	1,89	0,92
Total							1		9,29E-01

e. Conductivity Komponen

$$k = \mu \left(Cp \frac{10,4}{m} \right)$$

(Coulson eds 6, hal 321)

<u>FLUIDA PANAS</u>	
KOMPONEN	k (Btu/hr.ft.F)
H2	0,0736
CO2	0,0002
CH3OH	0,1533
H2O	1,1957
Total	1,4228
<u>FLUIDA DINGIN</u>	
KOMPONEN	k (Btu/hr.ft.F)
Air	3,0005

f. Specific Gravity Komponen

Komponen	Specific Gravity (S)
H2	0,069
CO2	1,29
CH3OH	0,79
H2O	1
Total	3,149

Setelah data yang dibutuhkan lengkap selanjutnya hitung dimensi cooler dengan tahapan sebagai berikut :

1. Keseimbangan Panas

Beban Cooler (Q) 17.263.930,78 kj/jam 16.363.047,08 Btu/jam
 (Data dari lampiran B-1 Neraca energi cooler)

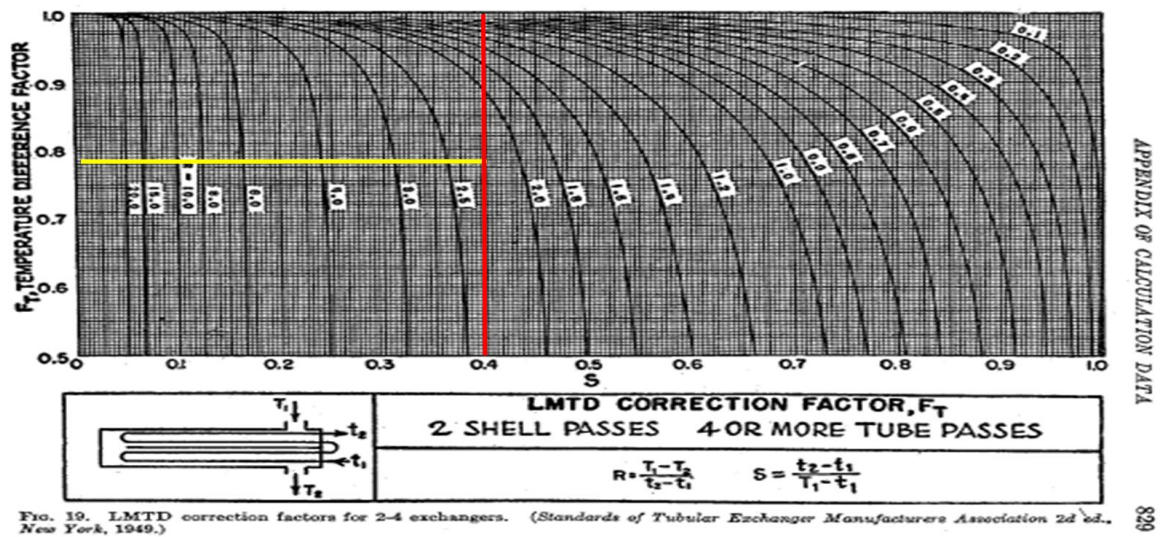
2. Menentukan Δt

Fluida Panas (F)		Temperatur	Fluida Dingin (F)		Different	
630,280	T1	Tinggi	302,000	t2	328,280	$\Delta T1$
86,000	T2	Rendah	77,000	t1	9,000	$\Delta T2$
544,280			225,000		-319,280	$\Delta T2 - \Delta T1$

$$\Delta t \text{ LMTD} = 88,77 \text{ F}$$

$$LMTD = (\Delta T2 - \Delta T1) / \ln\left(\frac{\Delta T2}{\Delta T1}\right)$$

Mencari Δt LMTD koreksi menggunakan Figure. 19 DQ. Kern Hal. 828



Dimana :

$$R = 2,419$$

$$S = 0,407$$

Sehingga didapatkan nilai factor perbedaan temperatur dari grafik tersebut yaitu :

$$f_t = 0,790$$

$$\Delta t \text{ LMTD Koreksi} = \Delta t \text{ LMTD}_{Awal} \times 0,790$$

$$= 70,13 \text{ F}$$

3. Menentukan Temperatur Rata-Rata (Tav dan tav)

$$T_{av} = \frac{T_1 + T_2}{2} \quad 358,140 \text{ F} = 181,189 \text{ C}$$

$$t_{av} = \frac{t_1 + t_2}{2} \quad 189,500 \text{ F} = 87,500 \text{ C}$$

4. Menentukan Nilai A

Tentukan nilai Ud dari Tabel 8 D.Q. Kern

840

PROCESS HEAT TRANSFER

TABLE 8. APPROXIMATE OVERALL DESIGN COEFFICIENTS

Values include total dirt factors of 0.003 and allowable pressure drops of 5 to 10 psi on the controlling stream
Coolers

Hot fluid	Cold fluid	Overall U_D
Water	Water	250-500§
Methanol	Water	250-500§
Ammonia	Water	250-500§
Aqueous solutions	Water	250-500§
Light organics*	Water	75-150
Medium organics†	Water	50-125
Heavy organics‡	Water	5-75
Gases	Water	2-50¶
Water	Brine	100-200
Light organics	Brine	40-100

* Light organics are fluids with viscosities of less than 0.5 centipoise and include benzene, toluene, acetone, ethanol, methyl ethyl ketone, gasoline, light kerosene, and naphtha.

† Medium organics have viscosities of 0.5 to 1.0 centipoise and include kerosene, straw oil, hot gas oil, hot absorber oil, and some crudes.

‡ Heavy organics have viscosities above 1.0 centipoise and include cold gas oil, lube oils, fuel oils, reduced crude oils, tars, and asphalts.

§ Dirt factor 0.001.

|| Pressure drop 20 to 30 psi.

¶ These rates are greatly influenced by the operating pressure.

Karena viskositas komponen $\leq 0,5$ Cp maka jenis komponen termasuk dalam golongan light organics

$$\begin{aligned} U_D &= 100 && \text{Btu/jam ft}^2 \cdot \text{F} \\ Q &= 1.543.168,10 && \text{Btu/jam} \\ &= 220 && \text{Ft}^2 \end{aligned}$$

Nilai $A \geq 200 \text{ Ft}^2$ maka jenis Cooler yang digunakan yaitu Shell and Tube.

5. Menentukan Tube yang digunakan

Heater dirancang dengan menggunakan tube 1.5 in dengan 16 ft. Berdasarkan Tabel. 11 D.Q Kern, diperoleh spesifikasi dengan :

OD	1,5	in	0,125	ft
a'	1,29	in2	0,009	ft
BWG	12			
L	16	ft	4,877	m
a"	0,393	ft2		

$$N_t = A / (L \times a')$$

$$N_t = 35,039 \text{ buah}$$

Dari table Dq Kern table. 9 nilai N_t distandarkan sesuai ketentuan yang telah disediakan pada tabel.

1½ in. OD tubes on 1⅞-in. triangular pitch					
12	18	14	14	12	12
13¼	27	22	18	16	14
15¼	36	34	32	30	27
17¼	48	44	42	38	36
19¼	61	58	55	51	48
21¼	76	72	70	66	61
23¼	95	91	86	80	76
25	115	110	105	98	95
27	136	131	125	118	115
29	160	154	147	141	136
31	184	177	172	165	160
33	215	206	200	190	184
35	246	238	230	220	215
37	275	268	260	252	246
39	307	299	290	284	275

Sheel					
1.5 in OD 1 7/8 in triangular pict	Diameter Dalam (ID)	17,25	in	1,437	ft
	Buffle Space (B) = 0.4 ID	6,9	in	0,575	ft
	Passe	2			
	Pt	1,875	in		
	Ud Koreksi	79,634			
	A	276,320			

Tube				
Figure.19 LMTD	Diamter dalaam (ID)	1,280	in	0,107 ft
	Diamater Luar (OD)	1,500	in	0,125 ft
	pict	1,875	in	0,048 m
	Clearence (C)	Pt-OD	=	0,375 in
	Passe (n)	4		
	Panjang	15,000	=	49,213 ft
	Jumlah Tube	35,039		
	Jumlah Tube Koreksi	42		

Shell

$$as = ID \times \frac{C' B}{144} PT$$

$$as = 0,083 \text{ ft}^2$$

$$W = \begin{matrix} 4936,005 & \text{kg/jam} \\ 10882,015 & \text{lb/jam} \end{matrix}$$

$$Gs = 131.653,86 \text{ lb/ft}^2\text{jam}$$

Bilangan Renold

$$\begin{matrix} \pi & 3,140 \\ Pt2 & 3,516 \text{ in}^2 \\ OD2 & 2,250 \text{ in} \end{matrix}$$

$$\begin{matrix} De & 23,685 \text{ in} \\ & 1,974 \text{ ft} \\ Tc & 358 \\ \mu & 0,890 \quad 2,154 \text{ lb/ft jam} \\ Re & \end{matrix}$$

$$Re = \frac{De \times Gs}{\mu}$$

Re

120.650,17

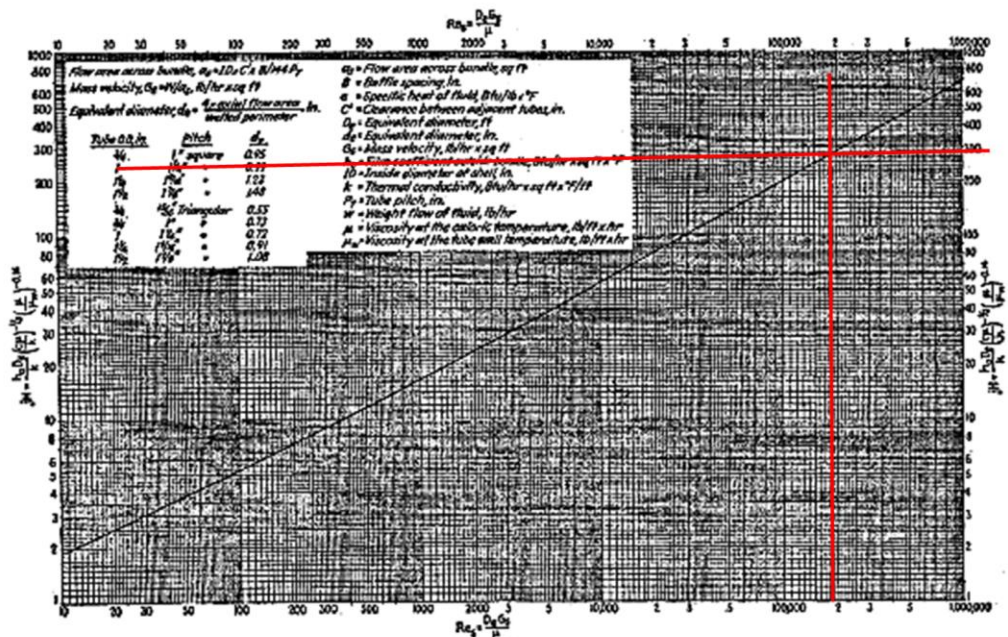


FIG. 28. Shell-side heat-transfer curve for bundles with 25% cut segmental baffles.

j_h

300

C_p

0,453

Btu/ibmf

Perry Tabel 2-197

K

3,001

btu/jmfrf

tabel

$$(c \times \mu / k)^{0,333}$$

0,690

$$hO/0s = Jh \times K/De \times (c \times \mu / k)^{0,33}$$

314,778

btu/h°F

Tube

a' t

13,545 in2

Tbl.10 Dq Kern

a' t

0,847 ft2

Massa Velocity

$$G_t = w/a_t, \text{ lb}/(\text{hr})(\text{ft}^2)$$

W

52086,116 kg/jam
114830,094 lb/jam

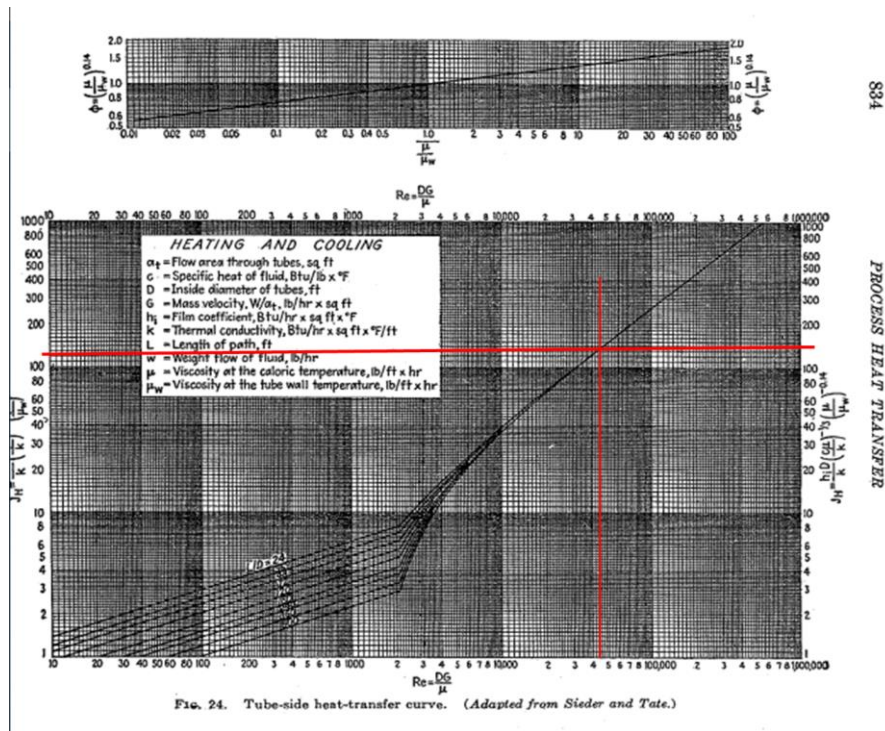
Gt 135.642,78 lb/ft2 jam

Bilangan Renold

π	3,140			
Diamter dalaam (ID)	1,280	in	0,107	ft
Diamater Luar (OD)	1,500	in	0,125	ft
μ	0,137	cp	0,331	lb/ftjam

Re

Re 43698,02



Jh 110

tc	190	F
K	1,423	btu/jamftF
Cp	0,553	btu/lbf

$(c \times \mu / k)^{0,333}$ 0,508

$hi = Jh \times K / De \times (c \times \mu / k)^{0,33}$ 745,913 bu/h°F

$Hio/Ot = hi / \phi t \times id / od$ 636,512 bu/h°F

$$U_c = \frac{H_{io} \times H_o}{H_{io} + H_o}$$

$$U_c = 210,619 \quad \text{btu/h}^\circ\text{F}$$

$$U_d = 80$$

$$R_d = 0,008$$

$$\frac{H_{io} \times H_o}{H_{io} + H_o}$$

Pressure Drop

Shell			
Res	=	120650,17	
F	=	0,0012	Ft ² /in ²
fs	=	1	
s	=	1	tabel 7
L		15	ft 144 in
N+1	=	26,09	
DPs	=	0,008	Psi

Tube			
Re t	=	43698,016	
f	=	0,0002	
S	=	3,149	tabel 7 kern
Ft	=	1	
N	=	4,000	

$$DP_t = \frac{F \times Gp^2 \times L \times n}{5,22 \times 10^{10} \times D_i \times s \times \phi_s}$$

$$= 0,013 \text{ Psi}$$

$$\frac{v^2}{2g} = 0,019$$

$$DP_n = \frac{F \times Gp^2 \times L \times n}{5,22 \times 10^{10} \times Di \times s \times \phi s}$$

$$= 0,097$$

$$DPT_{Total} = DP_t - DP_n$$

$$= 0,110 - 0,097$$

$$= 0,013$$

Untuk mencari nilai v^2/g

APPENDIX OF CALCULATION DATA

837

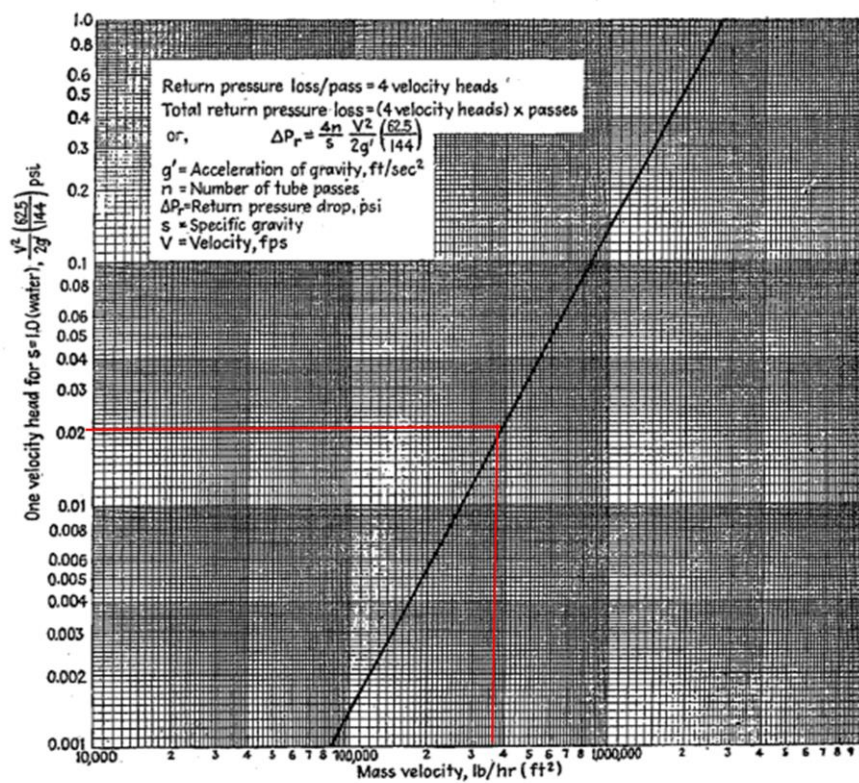
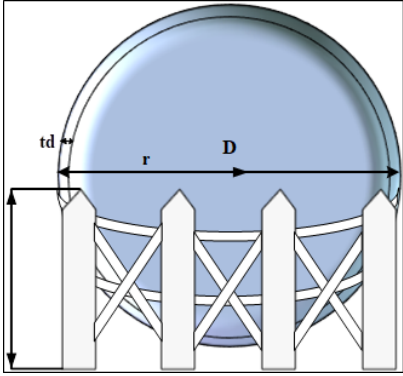


FIG. 27. Tube-side return pressure loss.

4. Tangki Penyimpanan Hidrogen (TT-162)

Tabel 10.4 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Hidrogen (TT-162)

SPESIFIKASI	
Nama	Tangki Penyimpanan Hidrogen
Kode	TT-162
Jumlah	2unit
Fungsi	Tempat penyimpanan Hidrogen
Lama Penyimpanan	1 hari
Sifat bahan	Tidak Korosif, volatil, reaktif
Fasa bahan yang disimpan	Gas
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	Bola (<i>Spherical</i>) dengan penyangga

1. Menghitung Kapasitas Tangki

Kapasitas Tangki (V_t)

$$V_t = \frac{m \times t}{\rho}$$

$$V_t = 167,047 \quad \text{m}^3$$

Faktor Keamanan 20%
maka

$$V_t = 0,8 \times V_t$$

$$V_t = 208,80 \quad \text{m}^3$$

Produk disimpan dalam 2 buah tangki, jika disimpan dalam 1 tangki membutuhkan ukuran yang terlalu besar. Digunakan waktu tinggal 1 hari untuk stok, sehingga :

$$V_t / 2 = 104,404 \text{ m}^3$$

2. Dimensi Tangki

Untuk Spherical Tank

$$V_t = \frac{4}{3}\pi(r)^3$$

$$r = \left(\frac{V_t \times 3}{4 \times \pi} \right)^{1/3}$$

$$\begin{aligned} r &= 2,89042 \text{ m} \\ &9,48299 \text{ ft} \\ &113,796 \text{ in} \end{aligned}$$

Tinggi tangki sama dengan 2x Jari-jari tangki

$$\begin{aligned} r &= H_t \\ H_t &= 2,89042 \text{ m} \\ &9,48299 \text{ ft} \end{aligned}$$

Diameter tangki sama dengan tinggi tangki

$$\begin{aligned} D &= H_t \\ D &= 5,78 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan tinggi cairan

$$H_c = \frac{V_c \times H_t}{V_t}$$

$$\begin{aligned} H_c &= 4,62467 \text{ m} \\ &15,1728 \text{ ft} \end{aligned}$$

Menentukan Tekanan Desain

Ketebalan shell akan berbeda dari dasar tangki sampai puncak. Hal ini karena tekanan zat cair akan semakin tinggi dengan bertambahnya jarak titik dari permukaan zat cair ke dasar tangki, sehingga tekanan paling besar adalah tekanan paling bawah.

Tekanan desain dihitung dengan :

$$P_{\text{absolut}} = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$P_{\text{operasi}} : \begin{array}{l} 34,54 \text{ atm} \\ 507,59 \text{ Psi} \end{array}$$

$$P_h = \frac{\rho(H-1)}{144}$$

$$\mathbf{P_{hidrostatik}} :$$

$$P_h = 5,51758 \text{ Psi}$$

$$P_{\text{absolut}} : 513,114 \text{ Psi}$$

Tekanan desain 5-10% di atas tekanan kerja absolut (Coulson, 1988). Tekanan desain yang dipilih 10%.

$$\begin{aligned} P_{\text{desain}} &= 1,1 \times P_{\text{absolut}} \\ &= 564,425 \text{ Psi} \end{aligned}$$

Menentukan Tebal Dinding Tangki

$$t_d = \frac{PR}{2SE - 0,2P} \quad (\text{Wallas, Tabel 18-4})$$

Dimana :

$$\begin{aligned} t_d &= \text{Tebal, In} \\ P &= \text{Tekanan desain tangki, Psi} \\ S &= \text{Allowable Stress, Psi} \\ R &= \text{Jari - jari tangki, In} \\ E &= \text{Efisiensi Pengelasan} \\ &\quad \text{f.} \\ C &= \text{Korosi} \end{aligned}$$

Material tangki yang digunakan adalah Carbon steel - 304 maka,

$$S = 13700 \text{ Psi}$$

$$E = 0,85$$

$$C = 0,002$$

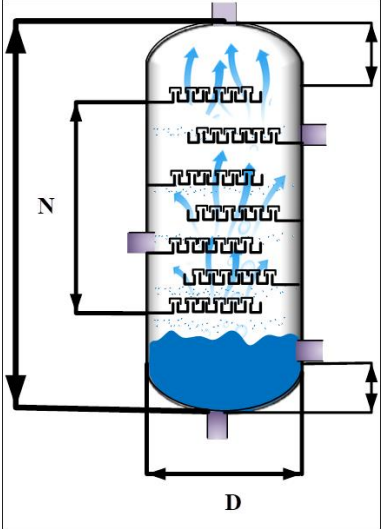
$$td = \frac{562,0116 \times 143,043}{2 SE - 0,2 P} = 2,77124 \text{ In}$$

$$= 0,23094 \text{ m}$$

$$23,0937 \text{ cm}$$

5. Destilasi (DS-3131)

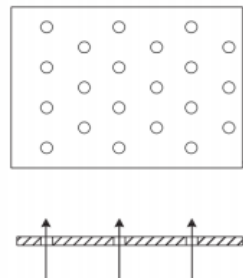
Tabel 10.5 Spesifikasi *Distilasi*

SPESIFIKASI	
Nama	<i>Distilasi Column</i>
Kode	<i>DS-3131</i>
Jumlah	1 unit
Fungsi	Memisahkan metanol dan air
Sifat bahan	Volatil
Fasa bahan	Cairan
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	<i>Tray Column</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steell Grade D</i>
Temperatur	80,65 °C

Dalam perancangan, menara distilasi ini dipilih jenis tray dengan pertimbangan sebagai berikut :

- Laju alir besar yaitu 45688 kg/jam atau 100724,8 lb/jam.
- Sistim masih mengandung larutan metil ester yang belum terkonversi dengan sempurna, sehingga akan terakumulasi dalam ruang kosong yang terdapat diantara packing. Akibatnya adalah pressure drop akan naik dan efisiensi pemisahan turun. Sehingga penggunaan Tray tower lebih menguntungkan.
- Umpan tidak bersifat korosif.

Jenis tray yang digunakan adalah jenis sieve tray dengan pertimbangan:



(a)

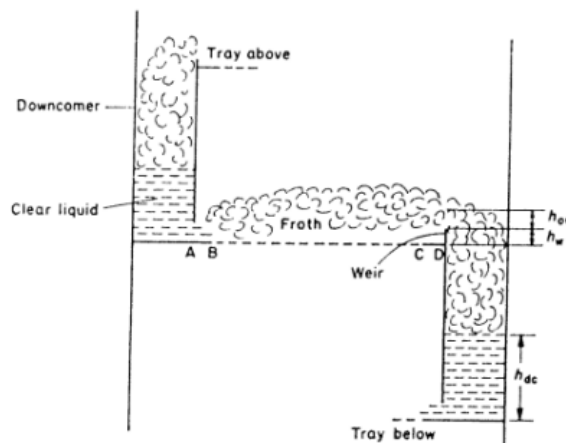


FIGURE 6-1. Schematic diagram of conditions on a sieve tray

(b)

Gambar 10. (a) Bentuk sieve tray **(b)** Kondisi skema diagram pada sieve tray
(sumber: Backhurst, J. R. and Harker, J.H., 1973. "Process Plant Design",
Heineman Chemical Engineering Series, London)

- a. Lebih ringan, murah dan pembuatannya lebih mudah.
- b. Kapasitas uap dan cairannya lebih besar.
- c. Pressure drop lebih rendah dari bubble cap tray, efisiensi tinggi.
- d. Biaya perawatan murah, karena mudah dibersihkan dan konstruksinya sederhana.

(Santosa, 1995)

1. Menentukan Jumlah Stage

a. Relative Volatility/Efisiensi Tray

$$\alpha = K_{LK}/K_{HK} \quad (\text{Pers. 4.6 BackHusrt Halaman 119})$$

$$\alpha_F = 3,7738$$

$$\alpha_D = 4,0435$$

$$\alpha_B = 3,4051$$

$$\alpha_{\text{avg DB}} = (\alpha_D \times \alpha_B)^{0,5}$$

$$\alpha_{\text{avg DB (LK)}} = 3,7106$$

b. Menentukan Stage Minimum (Fenske)

Pers. 11-58, hal 524 . Coulson

$$N_m = \frac{\log \left[\frac{x_{LK}}{x_{HK}} \right]_d \left[\frac{x_{HK}}{x_{LK}} \right]_b}{\log \alpha_{LK}} \quad (11.58)$$

X	Distilat	Bottom	Feed
x_{LK}	0,99	0,0002	0,46
x_{HK}	0,004	0,99	0,53

$$\log \alpha_{\text{avg DB}} = 0,56$$

$$N_m = \frac{\log \frac{213,79}{0,57} \frac{3860,62}{0,57}}{0,56}$$

$$= \frac{5,91}{0,56}$$

$$N_m = 10,39$$

c. Menentukan Reflux Minimum (Underwood)

Persamaan 11.60-61, hal 525 . Coulson

Komponen	α top	α bottom	α avg
CH ₃ OH	4,043	3,41	3,72
H ₂ O	1	1	1

Relatif Volatilitas

LK = 3,77

HK = 1

nilai, θ = 2,4548

Komponen	α avg	X_i, F	α avg x X_i, F	α avg x $X_i, F / (\alpha_i - \theta)$
CH ₃ OH	3,7243	0,46	1,73	1,37
H ₂ O	1,0000	0,53	0,53	-0,37
Total				1

Goal seek dengan nilai $\sum \frac{\alpha_i X_{i,f}}{\alpha_i - \theta} = 1$

Nilai Teta harus berada diantara nilai relatif volatilitas LK dan HK

Sehingga diperoleh nilai α avg x $X_i, D / (\alpha_i - \theta)$, sebagai berikut :

Komponen	α avg	X_i, D	α avg x X_i, D	α avg x $X_i, D / (\alpha_i - \theta)$
CH ₃ OH	3,7243	0,99	3,71	2,91
H ₂ O	1,0000	0,005	0,005	0,004
Total				2,92

$$R_m = (\alpha \text{ avg x } X_i, D / (\alpha_i - \theta)) - 1$$

$$= 1,92$$

R operasi berkisar antara 1,2 - 1,5 R_m (Geankoplis Halaman 660)

Diambil R Operasi = 1,5 R_m

R Operasi = 2,89

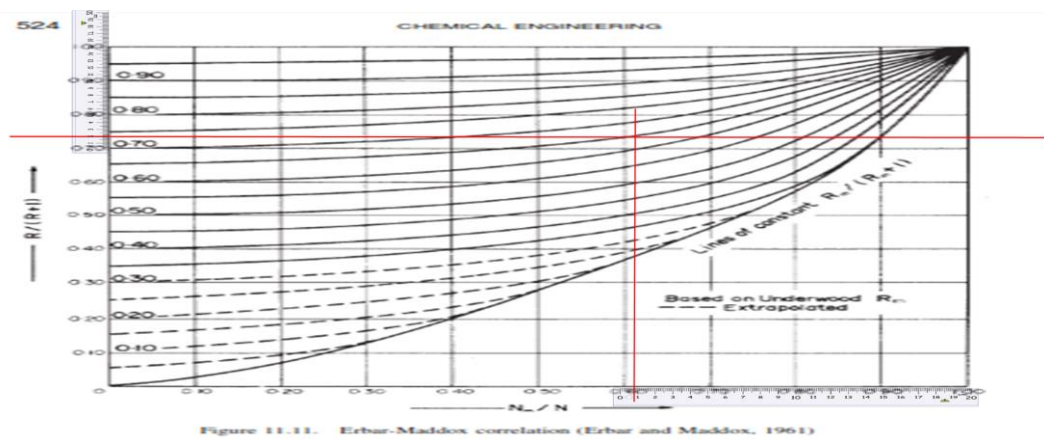
d. Penentuan jumlah Stage ideal (Gilliland)

Coulson Fig 11.11 Halamn 524

$$\frac{R}{R + 1} = \frac{2,8859}{3,8859} = 0,7427$$

$$\frac{R_m}{R_m + 1} = \frac{1,9239}{2,9239} = 0,6580$$

$$\frac{N_m}{N} = 0,6160 \quad \text{Dari grafik}$$



$$N = 16,8673$$

e. Menentukan Efisiensi Plate

$$\alpha_{avg} = 3,7106$$

$$\mu_{camp} = 0,1349 \text{ cP}$$

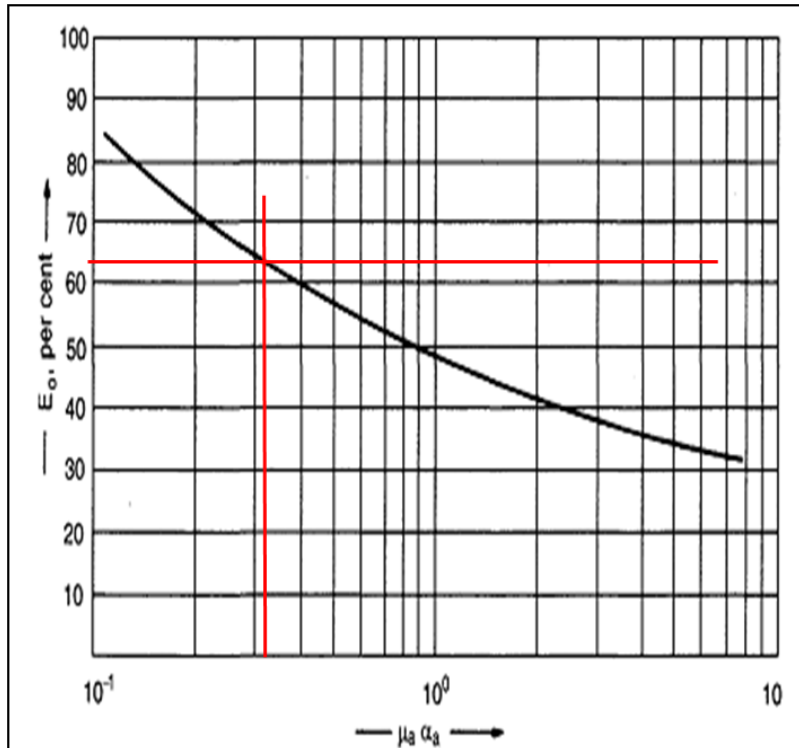
$$\alpha_{avg} \times \mu_{camp} = 0,5005$$

$$E_0 = 64\%$$

$$N_{actual} = \frac{N}{E_0}$$

$$26,5627$$

$$27 \text{ Stage}$$



Menentukan letak plate umpan (Kirkbride)

Coulson Persamaan 11.62 Halaman 526

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

$$\log \left[\frac{N_r}{N_s} \right] : = -0,2311$$

$$\left[\frac{N_r}{N_s} \right] : = 0,5873$$

Nr	=	0,5873	Ns
Nr	+	Ns	= N
0,5873	Ns +	Ns	= 27
	1,5873	Ns	= 27
	1,5873	Ns	= 27
			1,5873
	Ns	=	17,0
		=	17

f. Menentukan Dimensi Kolom

Diameter Puncak Kolom

BM Campuran

Komponen	x _D	BM (kg/kmol)	BM.X _D (kg/kmol)
Metanol	0,995	32	31,84
H ₂ O	0,005	18	0,083
Total	1,000		31,92

Dari perhitungan NM dan NE Ds- 3131

F	1862,85	kmol/jam
D	868,495	kmol/jam
W	994	kmol/jam
Lo	2506,3889	kmol/jam
V	4822,12594	kmol/jam
R min	1,9239	
R	2,8859	

Lo	80022,98489	kg/jam	22,22860691	kg/detik
V	153958,9116	kg/jam	42,76636433	kg/detik

Densitas Uap Campuran pada Destilat

P	1,1 atm						
T	340,446662 K						
Komponen	y	ω _i	T _{ci}	P _{ci} (bar)	ω _i .y _i	T _{ci} .y _i (K)	P _{ci} .y _i
Metanol	0,995	0,566	512,58	80,96	0,56323752	510,08	80,56
H ₂ O	0,005	0,345	647,13	220,55	0,001605848	3,012	1,027
Total	1				0,56	513,09	81,59 bar
							<u>82,67 atm</u>

$$Tr = T/T_c = 0,66$$

$$Pr = P/P_c = 0,013$$

$$B_0 = -0,73$$

$$B_1 = -0,82$$

$$B = B_0 + \omega B_1 = -1,197$$

$$R = 82,06 \text{ cm}^3 \cdot \text{atm/mol} \cdot \text{K}$$

$$Z = 1 + \frac{B \cdot P_c}{R \cdot T_c} \times \frac{P_r}{T_r} \quad 0,99$$

$$\rho_v = \frac{P \times BM}{Z \times R \times T} \quad \begin{array}{l} 0,002 \text{ g/cm}^3 \\ 1,26 \text{ kg/m}^3 \end{array}$$

Menghitung liquid-vapor flow factor (FLV)

$$FLV = \frac{L}{V} \times \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L}} \quad 0,022$$

Menghitung kecepatan volumetrik cairan dan uap

$$Q_L = L_o / \rho_L \quad \begin{array}{l} 114,10 \text{ m}^3/\text{jam} \\ 0,032 \text{ m}^3/\text{s} \end{array}$$

$$Q_V = V / \rho_V \quad \begin{array}{l} 122463,31 \text{ m}^3/\text{jam} \\ 34,018 \text{ m}^3/\text{s} \end{array}$$

Menghitung konstanta flooding

$$C_f = \left(\alpha \log \left(\frac{1}{FLV} \right) + \beta \right) \times \left(\frac{\sigma}{0,020} \right)^{0,2}$$

Tray spacing pada umumnya antara 0,3-0,6 m (*Coulson, 1983, hal 448*)

$$\text{Tray spacing (t)} = 0,3 \text{ m}$$

$$\alpha = 0,03 \text{ m}$$

$$\beta = 0,02 \text{ m}$$

$$\text{Tegangan Permukaan} = 18,22 \text{ dyne/cm}$$

$$0,18 \text{ dyne/m}$$

$$C_f = 0,13$$

Menentukan Kecepatan Velocity Flooding (Vf)

$$V_f = C_f \left(\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v} \right)^{0,5} \quad 3,32 \text{ m/s}$$

Kecepatan uap pada umumnya 70 – 90% dari kecepatan flooding (Coulson, 1983, hal.459), untuk perancangan diambil $V_{\text{actual}} = 80 \% V_f$.

$$\begin{aligned}\% \text{kec. Flooding} &= 80\% \\ V_{\text{aktual}} &= 2,66 \text{ m/s}\end{aligned}$$

Menghitung luas permukaan aktif (An)

$$\begin{aligned}A_n : Q_v/V_{\text{aktual}} &= 10,26 \text{ m}^2 \\ \text{Weir length (W)} &= 0,7 \text{ D} \\ \text{Downspot} &= 8,81\% \quad 0,0881 \\ \text{Luas area (At)} &= 11,2484 \text{ m}^2\end{aligned}$$

Menghitung Superficial Mass Flow Puncak Destilasi

$$K_4 = \frac{13,1 \times (V_w^*)^2 \times F_p \times \left(\frac{\mu_l}{T}\right)}{\rho_v \times (\rho_l - \rho_v)} \quad (\text{Pers.11.118, Sinnott, 2005})$$

dengan,

V_w^* : laju massa gas per luas permukaan kolom, $\text{kg/m}^2 \cdot \text{s}$

F_p : *packing factor* = 56

μ_l : viskositas cairan, N.s/m^2

ρ_l : densitas cairan campuran = $585,9 \text{ kg/m}^3$

ρ_v : densitas uap campuran = $7,239 \text{ kg/m}^3$

μ destilat	6,79	cP
	0,0068	N.s/m ²
ρ cairan campuran	701,35	kg/m ³
ρ uap campuran	1,26	kg/m ³
k_4	2	
V_w^*	1,92	kg/m ² s
$k_4 \cdot (\rho_l - \rho_v)$	1400,20	
f_p	56	
$13,1 \cdot f_p \cdot (u/u)^{0,1}$	231,24	
V_w^*	2,46	kg/m ² s

Column area yang dibutuhkan untuk pemisahan (Ac)

$$\begin{aligned}V &= 42,77 \text{ kg/s} \\ A_c &= 17,38 \text{ m}^2\end{aligned}$$

Menghitung Diameter kolom

$$D = \sqrt{\frac{4 \times A_c}{\pi}} \quad \begin{aligned} &4,71 \text{ m} \\ &15,48 \text{ ft} \\ &185,25 \text{ in} \end{aligned}$$

Diameter Dasar Kolom

BM Campuran

Komponen	xW	BM	BM.xW
Metanol	0,0009	32	0,028
H2O	0,9991	18	17,98
Total	1		18,01 kg/kmol

$$L_n = 2869,60 \text{ kmol/jam}$$

$$V_n = 8281,39 \text{ kmol/jam}$$

$$L_n = 51688,25 \text{ kg/jam} \quad 14,36 \text{ kg/detik}$$

$$V_n = 149167,13 \text{ kg/jam} \quad 41,44 \text{ kg/detik}$$

Densitas Uap Campuran pada Destilat

$$P = 1,1 \text{ atm}$$

$$T = 375,812602 \text{ K}$$

Komponen	y	ω_i	Tci	Pci (bar)	$\omega_i y_i$	Tci.yi (K)	Pci.yi
Metanol	0,0009	0,57	512,58	80,96	0,00	0,45	0,07
H2O	0,9991	0,35	647,13	220,55	0,34	646,56	220,36
Total	1,000				0,35	647,01	220,43

$$T_r = T/T_c = 0,58$$

$$P_r = P/P_c = 0,005$$

$$B_0 = -0,92$$

$$B_1 = -1,56$$

$$B = B_0 + \omega B_1 = -1,46$$

$$R = 82,06 \text{ cm}^3 \cdot \text{atm/mol} \cdot \text{K}$$

$$Z = 1 + \frac{B \cdot P_c}{R \cdot T_c} \times \frac{P_r}{T_r} = 0,99$$

$$\rho_v = \frac{P \times BM}{Z \times R \times T} = 0,0006 \text{ g/cm}^3$$

$$0,64 \text{ kg/m}^3$$

Menghitung liquid-vapor flow factor (FLV)

$$FLV = 0,011$$

Menghitung kecepatan volumetrik cairan dan uap

$$\begin{aligned}
 QL &= L_o/\rho L & 75,46 & \text{ m3/jam} \\
 & & 0,021 & \text{ m3/s} \\
 & & 118651,8 & \\
 QV &= V/\rho V & 0 & \text{ m3/jam} \\
 & & 32,95 & \text{ m3/s}
 \end{aligned}$$

Menghitung konstanta flooding

$$C_f = \left(\alpha \log \left(\frac{1}{F_{lv}} \right) + \beta \right) \times \left(\frac{\sigma}{0,020} \right)^{0,2}$$

Tray spacing pada umumnya antara 0,3-0,6 m (*Coulson, 1983, hal 448*)

$$\text{Tray spacing (t)} = 0,3 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}
 \alpha &= 0,03405 \text{ m} \\
 \beta &= 0,02412 \text{ m} \\
 C_f &= 0,46
 \end{aligned}$$

Menentukan Kecepatan Velocity Flooding (Vf)

$$V_f = 12,039 \text{ m/s}$$

$$\begin{aligned}
 \% \text{kec. Flooding} &= 80\% \\
 V \text{ aktual} &= 9,63 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

Menghitung luas permukaan aktif (An)

$$\begin{aligned}
 A_n &= Q_v/V_{\text{aktual}} & 3,42 & \text{ m}^2 \\
 \text{Weir length (W)} &= 0,7 \text{ D}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Downspot} &= 8,81\% \\
 \text{Luas area (A_t)} &= 3,75 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Menghitung Superficial Mass Flow Puncak Destilasi

$$K_4 = \frac{13,1 \times (V_w^*)^2 \times F_p \times \left(\frac{\mu_l}{\gamma} \right)}{\rho_v \times (\rho_l - \rho_v)} \quad (\text{Pers.11.118, Sinnott, 2005})$$

dengan,

V_w^* : laju massa gas per luas permukaan kolom, kg/m².s

F_p : *packing factor* = 56

μ_l : viskositas cairan, N.s/m²

ρ_l : densitas cairan campuran = 585,9 kg/m³

ρ_v : densitas uap campuran = 7,239 kg/m³

μ residu	3,83	cP
	0,004	N.s/m ²
ρ cairan campuran	684,99	kg/m ³
ρ uap campuran	0,64	kg/m ³
k ₄	2	
f _p	56	

k ₄ *(p _l -p _v)	1368,69
13,1*f _p *(u/u) ^{0,1}	218,88
V _w *	2,50

Column area yang dibutuhkan untuk pemisahan (Ac)

V	41,43	kg/s
Ac	16,57	m ²

Menghitung diameter kolom

$$D = \sqrt{\frac{4 \times Ac}{\pi}}$$

4,59	m
180,88	in
15,07	ft

Menghitung tebal shell dan head kolom

Menghitung tebal shell puncak kolom

Bahan konstruksi yang digunakan adalah Carbon steel SA-283 grade D

f	12650	psi	Brownell tabel 13.1 hal 251
E	0,85	single welded butt joint	Brownell tabel 13.2 hal 254
C	0,002	in	

r _i	90,44078757	in
P operasi	1,1	atm
	16,16549	psia

Faktor keamanan	110%	
P perancangan	17,782039	psia
tebal shell (ts)		$P \times r_i$

$$t_s = \frac{P \times r_i}{f \times E - 0,6 \times P} + c$$

ts standar	0,151715784	in	
	0,1875	in	Brownell item 2 hal 347

Menghitung tebal shell dasar kolom

Bahan konstruksi yang digunakan adalah Carbon steel SA-283 grade D

f	12650	psi	Brownell tabel 13.1 hal 251
E	0,85	single welded butt joint	Brownel tabel 13.2 hal 254
C	0,002	in	
ri	90,44	in	

P operasi	1,1	atm
	16,17	psia

Faktor keamanan 110%

P perancangan 17,782039 psia

tebal shell (ts)

$$t_s = \frac{P \times r_i}{f \times E - 0,6 \times P} + c$$

ts standar	0,15	In
	0,19	brownell item 2 hal 347

Menghitung tebal head kolom

Menghitung tebal head puncak

Bahan yang digunakan adalah Carbon steel SA-283 grade D

th

$$\frac{PD}{2SE - 0,2P}$$

th	0,137990652	in
th standar	0,625	In

OD = ID + 2ts	181,2565751	in
OD standar	192	in
icr	11,5	in
rc	170	in

Nilai rc dan icr diperoleh dari Tabel 5.7 hal 90 *Process Equipment Design* (Brownell and Young, 1959) dengan memplotkan nilai OD_s (diameter luar *shell*) dan t_s (tebal *shell*).

Menghitung tebal head dasar

Bahan yang digunakan adalah Carbon steel SA-283 grade D

$$th = \frac{PD}{2SE - 0.2P} = 0,14$$

$$th \text{ standar} = 0,31$$

$$\begin{aligned} OD &= ID + 2ts & 181,26 & \text{ in} \\ OD \text{ standar} & & 192 & \text{ in} \\ icr & & 11,5 & \text{ in} \\ rc & & 170 & \text{ in} \end{aligned}$$

Nilai rc dan icr diperoleh dari Tabel 5.7 hal 90 *Process Equipment Design* (Brownell and Young, 1959) dengan memplotkan nilai OD_s (diameter luar *shell*) dan t_s (tebal *shell*).

Menghitung tinggi head puncak

Dari Tabel 5.11 Brownell hal 94 dengan tebal head 0,1875 in diperoleh nilai sf 2 in

$$\begin{aligned} sf &= \sqrt{BC^2 - AB^2} & 2 & \text{ in} \\ a &= ID/2 & 90,44 & \text{ in} \\ AB &= a - icr & 78,94 & \text{ in} \\ BC &= rc - icr & 158,5 & \text{ in} \\ b &= r - & 32,56 & \text{ in} \\ OA &= th + b + sf & 35,18 & \text{ in} \\ & & 0,89 & \text{ m} \end{aligned}$$

Menghitung tinggi head dasar kolom

Dari Tabel 5.11 Brownell hal 94 dengan tebal head 0,1875 in diperoleh nilai sf 2 in

$$\begin{aligned} sf &= \sqrt{BC^2 - AB^2} & 2 & \text{ in} \\ a &= ID/2 & 90,4407876 & \text{ in} \\ AB &= a - icr & 78,9407876 & \text{ in} \\ BC &= rc - icr & 158,5 & \\ b &= r - & 32,5569134 & \\ OA &= th + b + sf & 34,8694134 & \text{ in} \\ & & 0,8856831 & \text{ m} \end{aligned}$$

Menghitung tinggi kolom destilasi

$$H = \text{OA puncak} + \text{OA dasar} + (N \text{ tray} \times \text{tray spacing})$$

$$\begin{aligned} &= 70,05 \text{ in} \quad 1,7793037 \text{ m} \\ &\quad 1,78 \text{ m} \\ &\quad 9,9 \text{ m} \\ &\quad 10 \text{ m} \end{aligned}$$

6. Pompa (J-3163)

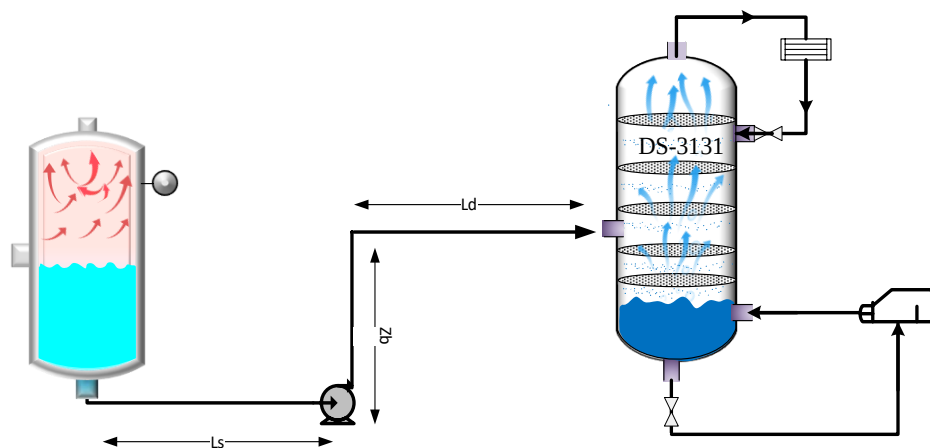
Fungsi : Mengalirkan cairan dari *Flash Drum* (FD-3121) ke Distilasi (DS-3131)

Tipe : *centrifugal pump*

Bahan Konstruksi : *High Alloy Steel* (SA-340 Grade 316, 18 Cr-Ni)

Jumlah : 1 buah

Gambar :



Data :

- Laju alir massa, m : 45688,39089 kg/jam 27,97906293 lb/dt
- Densitas, ρ : 873,494 kg/m³ 54,53223398 lb/ft³
- Viskositas, μ : 0,03560495 cP 0,086131223 lb/ft.h
- Z_a : 0 m
- Z_b : 13,42 m = 44,0176 ft
- L_s : 2 m = 6,5600 ft
- L_d : 15 m = 49,2000 ft

- FK : 10% (Peter's, Tabel 6)
- Jenis Pompa : Centrifugal pump

Pemilihan faktor keamanan pada pompa *centrifugal pump* dapat dilihat pada Gambar 10.1

PROCESS DESIGN DEVELOPMENT 37

TABLE 6
Factors in equipment scale-up and design

Type of equipment	Is pilot plant usually necessary?	Major variables for operational design (other than flow rate)	Major variables characterizing size or capacity	Maximum scale-up ratio based on indicated characterizing variable	Approximate recommended safety or over-design factor, %
Agitated batch crystallizers	Yes	Solubility-temperature relationship	Flow rate Heat transfer area	> 100:1	20
Batch reactors	Yes	Reaction rate Equilibrium state	Volume Residence time	> 100:1	20
Centrifugal pumps	No	Discharge head	Flow rate Power input Impeller diameter	> 100:1 > 100:1 10:1	10

Gambar 10.1 Pemilihan Faktor Keamanan pada Jenis Pompa

Sumber : (Peter, Pers 14.15 Hal 496)

Laju alir volumetrik, Q_v

- $$Q_p = \frac{m}{0,9}$$

$$Q_p = \frac{27,97 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{0,9}$$

$$Q_p = 31,0878477 \text{ lb/s}$$

- $$Q_v = \frac{Q_p}{\rho}$$

$$Q_v = \frac{31,0878477 \text{ kg/jam}}{873,49 \text{ kg/m}^3}$$

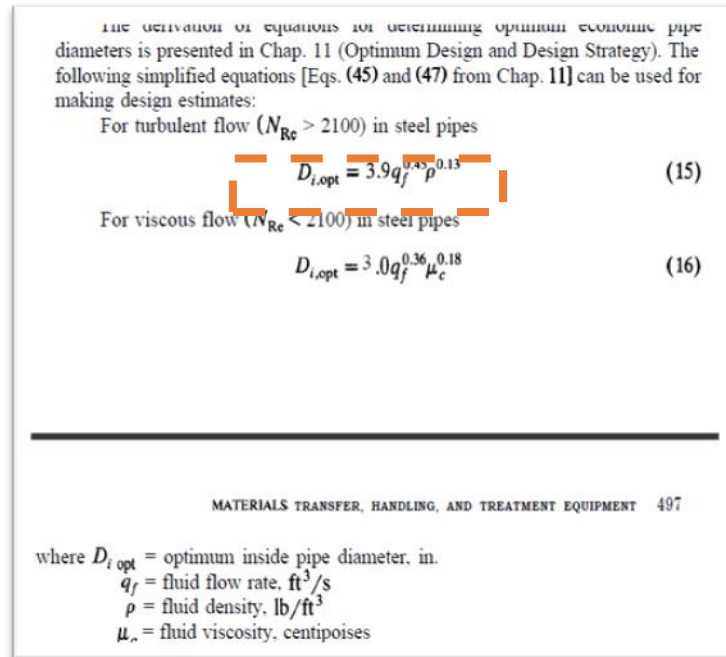
$$Q_v = 0,035590222 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,00034912 \text{ ft}^3/\text{s} = 0,156699004 \text{ gall/min}$$

Diameter optimum, D_{opt}

Asumsi aliran turbulen

$$D_{opt} = 3,9 * Q_v^{0,45} * \rho^{0,13} \quad (\text{Peter, Pers 14.15 Hal 496})$$

Untuk mendapatkan rumus diameter optimum pada aliran turbulen dapat dilihat pada Gambar 10.2



Gambar 10.2 Rumus Diameter Optimum pada Aliran Turbulen

Sumber : (Peter, Pers 14.15 Hal 496)

$$\begin{aligned}
 D_{opt} &= 3,9 * Q_v^{0,45} * \rho^{0,13} \\
 &= 3,9 * (0,00034912)^{0,45} * (873,494)^{0,13} \\
 &= 2,189523353 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan App 5 Mc.Cabe, diperoleh pipa baja dengan ukuran sebagai berikut :

Nominal pipe size, in.	Outside diameter, in.	Schedule no.	Wall thickness, in.	Inside diameter, in.	Cross- sectional area of metal, in. ²	Inside sectional area, ft ²	Circumference, ft or surface, ft ² /ft of length		Capacity at 1 ft/s velocity		Pipe weight lb/ft
							Outside	Inside	U.S. gal/min	Water, lb/h	
2	2.375	40	0.154	2.067	1.075	0.02330	0.622	0.541	10.45	5,225	3.65
		80	0.218	1.939	1.477	0.02050	0.622	0.508	9.20	4,600	5.02
2½	2.875	40	0.203	2.469	1.704	0.03322	0.753	0.647	14.92	7,460	5.79
		80	0.276	2.323	2.234	0.02942	0.753	0.608	13.20	6,600	7.66
3	3.500	40	0.216	3.068	2.228	0.05130	0.916	0.803	23.00	11,500	7.58
		80	0.300	2.900	3.016	0.04587	0.916	0.759	20.55	10,275	10.25
3½	4.000	40	0.226	3.548	2.680	0.06870	1.047	0.929	30.80	15,400	9.11
		80	0.318	3.364	3.678	0.06170	1.047	0.881	27.70	13,850	12.51
4	4.500	40	0.237	4.026	3.17	0.08840	1.178	1.054	39.6	19,800	10.79
		80	0.337	3.826	4.41	0.07986	1.178	1.002	35.8	17,900	14.98
5	5.563	40	0.258	5.047	4.30	0.1390	1.456	1.321	62.3	31,150	14.62
		80	0.375	4.813	6.11	0.1263	1.456	1.260	57.7	28,850	20.78
6	6.625	40	0.280	6.065	5.58	0.2006	1.734	1.588	90.0	45,000	18.97
		80	0.432	5.761	8.40	0.1810	1.734	1.508	81.1	40,550	28.57
8	8.625	40	0.322	7.981	8.396	0.3474	2.258	2.089	155.7	77,850	28.55
		80	0.500	7.625	12.76	0.3171	2.258	1.996	142.3	71,150	43.39
10	10.75	40	0.365	10.020	11.91	0.5475	2.814	2.620	246.0	123,000	40.48
		80	0.594	9.562	18.95	0.4987	2.814	2.503	223.4	111,700	64.40
12	12.75	40	0.406	11.938	15.74	0.7773	3.338	3.13	349.0	174,500	53.56
		80	0.688	11.374	26.07	0.7056	3.338	2.98	316.7	158,350	88.57

† Based on ANSI B36.10-1959 by permission of ASME.

Gambar 10.3 Ukuran Pipa Baja

Sumber : (Mc.Cabe)

	Suction (a)				Discharge (b)			
IPS	2,5 in Sch 40							
OD	2,469	In	0,2056677	ft	2,469	in	0,2056677	ft
ID	2,875	In	0,2394875	ft	2,875	in	0,2394875	ft
a	0,000230547							ft ²

Kecepatan aliran, V

Va = Vb, karena ukuran pipa hisap dan pipa buang sama

$$V = \frac{Q_v}{s}$$

$$V = \frac{0,00034912 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,000230547 \text{ ft}^2}$$

$$V = 1,51431 \text{ ft/s} = 5451,5313 \text{ ft/jam}$$

$$\frac{V^2}{2g_c} = \frac{(1,51431)^2}{2 \times (9,8 \text{ m/s}^2)} = 0,03564109 \text{ ft.lbf/lb}$$

Bilangan Reynolds, N_{Re}

$$N_{Re} = \frac{\rho \times V \times D}{\mu}$$

(Mc Cabe, pers 9.17)

SIGNIFICANCE OF DIMENSIONLESS GROUPS.²³ The three dimensionless groups in Eq. (9.14) may be given simple interpretations. Consider the group $nD_a^2\rho/\mu$. Since the impeller tip speed u_2 equals $\pi D_a n$,

$$N_{Re} = \frac{nD_a^2\rho}{\mu} = \frac{(nD_a)u_2\rho}{\mu} \propto \frac{u_2 D_a \rho}{\mu} \quad (9.17)$$

$$N_{Re} = \frac{\rho \times V \times D}{\mu}$$

$$N_{Re} = \frac{54,532 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times \frac{5451,5818 \text{ ft}}{\text{jam}} \times 0,205667 \text{ ft}}{0,086131223 \frac{\text{lb}}{\text{ft}} \cdot \text{jam}}$$

$$N_{Re} = 709.867$$

Rugi Gesek pada Pipa hisap (*suction*)

1. Pada pipa hisap, rugi gesek timbul akibat gesekan dengan kulit pipa

$$h_{fsa} = f \frac{\Delta L}{r_H} \frac{V^2}{2g_c} \quad (\text{Mc Cabe, Pers 5.56})$$

The hydraulic radius is a useful parameter for generalizing fluid-flow phenomena in turbulent flow. Equation (5.7) can be so generalized by substituting $4r_H$ for D or $2r_H$ for r_w :

$$h_{fs} = \frac{\tau_w}{\rho r_H} \Delta L = \frac{\Delta p_s}{\rho} = f \frac{\Delta L}{r_H} \frac{V^2}{2g_c} \quad (5.56)$$

$$N_{Re} = \frac{4r_H V \rho}{\mu} \quad (5.57)$$

The simple hydraulic-radius rule does not apply to laminar flow through noncircular sections. For laminar flow through an annulus, for example, f and N_{Re} are related by the equation³

$$f = \frac{16}{N_{Re}} \phi_a \quad (5.58)$$

$$r_H = \frac{ID}{4}$$

(Mc Cabe, Hal 103)

$$r_H = \frac{S}{L_p} \quad (5.54)$$

where S = cross-sectional area of channel
 L_p = perimeter of channel in contact with fluid

Thus, for the special case of a circular tube, the hydraulic radius is

$$r_H = \frac{\pi D^2/4}{\pi D} = \frac{D}{4}$$

The equivalent diameter is D , or simply D .

An important special case is the annulus between two concentric pipes. Here the hydraulic radius is

$$r_H = \frac{\pi D_o^2/4 - \pi D_i^2/4}{\pi D_i + \pi D_o} = \frac{D_o - D_i}{4} \quad (5.55)$$

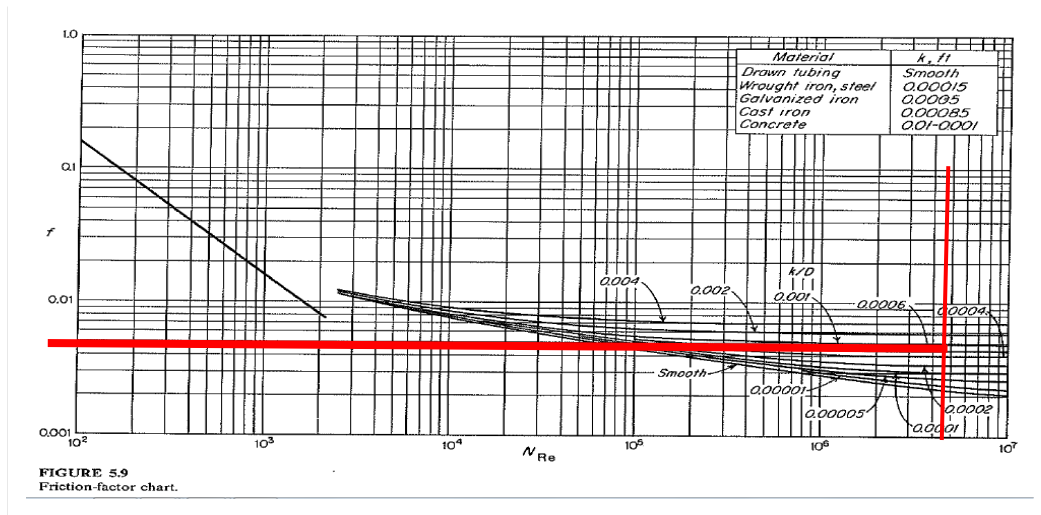
$$r_H = \frac{ID}{4}$$

$$= \frac{0,2056677 \text{ ft}}{4} = 0,051416925 \text{ ft}$$

Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah *commercial steel pipe*, dimana

$$k = 0,00015 \text{ ft} \quad (\text{Mc Cabe, Fig. 5.9})$$

$$\frac{k}{ID} = 0,000729332$$



$$f = 0,007$$

(Mc. Cabe, Fig. 5.9)

Maka,

$$H_{fsa} = 0,007 \times \frac{6,5600 \text{ ft} \times 0,03564109 \text{ ft.lbf/lb}}{0,051416925 \text{ ft}}$$

$$H_{fsa} = 0,031830741 \text{ ft.lbf/lb}$$

• **Rugi Gesek pada Pipa buang (discharge)**

1. Pada pipa hisap, rugi gesek timbul akibat gesekan dengan kulit pipa, fitting, valve

$$h_{fsb} = f \frac{\Delta L}{r_H} \frac{V^2}{2g_c} \quad (\text{Mc Cabe, Pers 5.56})$$

The hydraulic radius is a useful parameter for generalizing fluid-flow phenomena in turbulent flow. Equation (5.7) can be so generalized by substituting $4r_H$ for D or $2r_H$ for r_w :

$$h_{fs} = \frac{\tau_w}{\rho r_H} \Delta L = \frac{\Delta p_f}{\rho} = f \frac{\Delta L}{r_H} \frac{V^2}{2g_c} \quad (5.56)$$

$$N_{Re} = \frac{4r_H V \rho}{\mu} \quad (5.57)$$

The simple hydraulic-radius rule does not apply to laminar flow through noncircular sections. For laminar flow through an annulus, for example, f and N_{Re} are related by the equation³

$$f = \frac{16}{N_{Re}} \phi_a \quad (5.58)$$

$$r_H = \frac{ID}{4} \quad (\text{Mc Cabe, Hal 103})$$

$$r_H = \frac{S}{L_p} \quad (5.54)$$

where S = cross-sectional area of channel
 L_p = perimeter of channel in contact with fluid

Thus, for the special case of a circular tube, the hydraulic radius is

$$r_H = \frac{\pi D^2/4}{\pi D} = \frac{D}{4}$$

The equivalent diameter is D_e , or simply D .

An important special case is the annulus between two concentric pipes. Here the hydraulic radius is

$$r_H = \frac{\pi D_o^2/4 - \pi D_i^2/4}{\pi D_i + \pi D_o} = \frac{D_o - D_i}{4} \quad (5.55)$$

$$r_H = \frac{ID}{4} = \frac{0,2056677 \text{ ft}}{4} = 0,051416925 \text{ ft}$$

Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah *commercial steel pipe*, dimana

$$k = 0,00015 \text{ ft} \quad (\text{Mc Cabe, Fig. 5.9})$$

$$\frac{k}{ID} = 0,000729332$$

$$f = 0,007 \quad (\text{Mc Cabe, Fig. 5.9})$$

Maka,

$$H_{fsb} = 0,007 \times \frac{49,2 \text{ ft} \times 0,03564109 \text{ ft.lbf/lb}}{0,0514169 \text{ ft}}$$

$$H_{fsb} = 0,23873 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}$$

- Rugi gesek akibat *fitting* dan valve

$$h_{ffb} = K_f \frac{v_a^2}{2g_c} \quad (\text{Mc Cabe, Pers 5.67})$$

EFFECT OF FITTINGS AND VALVES. Fittings and valves disturb the normal flow lines and cause friction. In short lines with many fittings, the friction loss from the fittings may be greater than that from the straight pipe. The friction loss h_{ff} from fittings is found from an equation similar to Eqs. (5.59) and (5.65):

$$h_{ff} = K_f \frac{\bar{v}_a^2}{2g_c} \quad (5.67)$$

where K_f = loss factor for fitting

$\bar{v}_a$ = average velocity in pipe leading to fitting

Factor K_f is found by experiment and differs for each type of connection. A short list of factors is given in Table 5.1.

$$K_f (\text{elbow } 90) : 0,9 \times 1$$

$$K_f (\text{Globe valve}) : 10 \times 1$$

$$\text{Total } K_f : 10,9 \quad (\text{Mc. Cabe, Tabel 5.1})$$

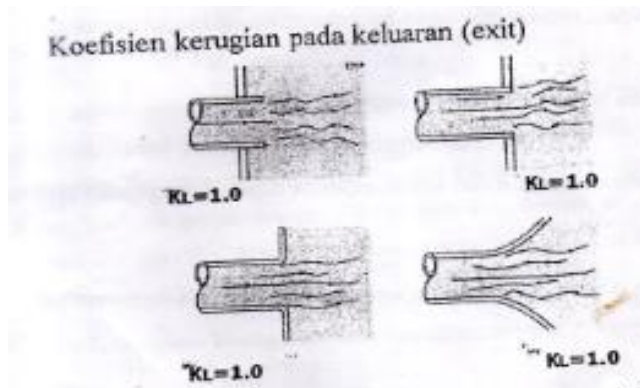
$$H_{ffb} = 0,388487876 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}$$

TABLE 5.1
Loss coefficients for standard
threaded pipe fittings†

Fitting	K_f
Globe valve, wide open	10.0
Angle valve, wide open	5.0
Gate valve	
Wide open	0.2
Half open	5.6
Return bend	2.2
Tee	1.8
Elbow	
90°	0.9
45°	0.4

† From J. K. Vennard, in V. L. Streeter (ed.), *Handbook of Fluid Dynamics*, McGraw-Hill Book Company, New York, 1961, p. 3-23.

Kerugian pada bagian keluaran (pipa ke tangki)



1 (training handout centrifugal pump)

$$H_o = K_o \cdot V^2 / 2 \times g_c$$

1,514314269 ft/s

H_o = koefisien kerugian pada mulut keluaran

V = Kecepatan aliran keluar (m/s)

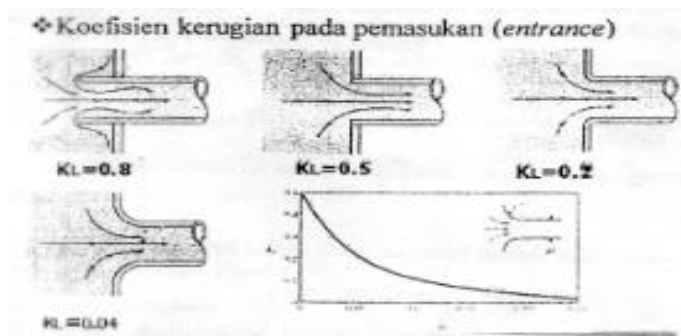
$$v = Q/A$$

$$H_o = 1 \times 2,293147704$$

$$2 \times 32,176 \times g_c$$

$$H_o = 0,035634443 \text{ ft-lbf/lb}$$

Kerugian pada bagian pemasukan (tangki ke pipa)



$$H_t = K_1 V^2 / 2g_c$$

K_1 = Koefisien kerugian pada mulut pemasukan

V = Kecepatan aliran masuk (m/s)

$$H_t = 0,5 \times 2,293147704 \text{ ft}^2/\text{s}^2$$

$$2 \times 32,176 \text{ ft.lbm/lbf.s}^2$$

$$H_t = 0,017817222 \text{ ft-lbf/lb}$$

Sehingga, total rugi gesek adalah

$$= (h_{fsa} + h_{fsb} + H_t) + (h_{ffa} + h_{ffb} + H_o)$$

$$= (0,03183 + 0,0017 + 0,23 + 0,388 + 0,017 + 0,035) \text{ ft-lbf/lb}$$

$$= 0,719 \text{ ft-lbf/lb}$$

Daya pompa (BHP)

Daya pompa dihitung menggunakan Persamaan Bernoulli :

(Mc.Cabe, pers 4.32)

$$\frac{P_a}{\rho} + \frac{gZ_a}{g_c} + \frac{\alpha_a V_a^2}{2g_c} + \eta W_p = \frac{P_b}{\rho} + \frac{gZ_b}{g_c} + \frac{\alpha_b V_b^2}{2g_c} + h_f$$

fluid is $W_p - h_{fp}$. In practice, in place of h_{fp} a pump efficiency denoted by η is used, defined by the equation

$$W_p - h_{fp} \equiv \eta W_p$$

or

$$\eta = \frac{W_p - h_{fp}}{W_p} \quad (4.31)$$

The mechanical energy delivered to the fluid is, then, ηW_p , where $\eta < 1$. Equation (4.29) corrected for pump work is

$$\frac{P_a}{\rho} + \frac{gZ_a}{g_c} + \frac{\alpha_a V_a^2}{2g_c} + \eta W_p = \frac{P_b}{\rho} + \frac{gZ_b}{g_c} + \frac{\alpha_b V_b^2}{2g_c} + h_f \quad (4.32)$$

Equation (4.32) is a final working equation for problems on the flow of incompressible fluids.

Atau

$$\eta W_p = \left(\frac{P_b}{\rho} + \frac{gZ_b}{g_c} + \frac{\alpha_b V_b^2}{2g_c} \right) - \left(\frac{P_a}{\rho} + \frac{gZ_a}{g_c} + \frac{\alpha_a V_a^2}{2g_c} \right) + h_f$$

Dimana

$$P_a = P_b$$

$$V_a = V_b$$

$$\rho_a = \rho_b$$

$$g/g_c = 1$$

$$\alpha_a = \alpha_b$$

$$\eta = 72 \%$$

(Peters, Fig. 14.37)

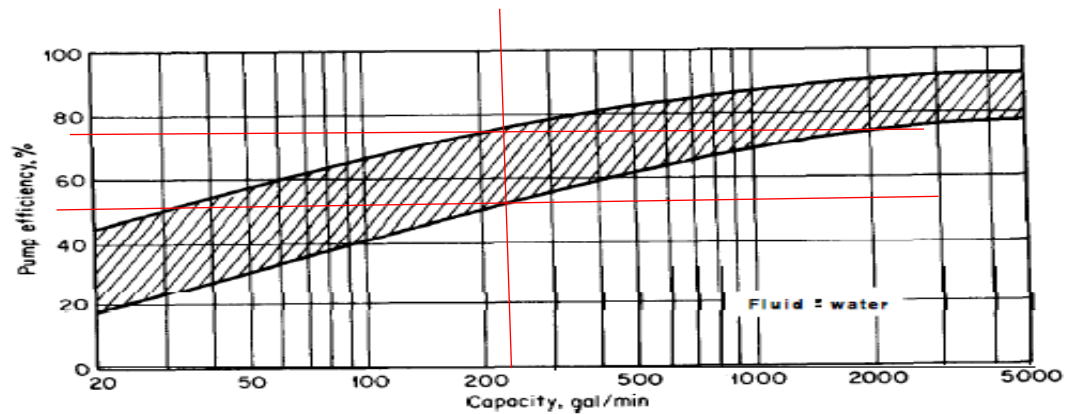


FIGURE 1437
Efficiencies of centrifugal pumps.

Sehingga persamaan di atas dapat disederhanakan menjadi :

$$\eta W_p = (Z_b - Z_a) + h_f$$

$$0,32 W_p = 44,7372$$

$$W_p = 139,8038408$$

$$BHP = (W_p \times m) / 550$$

$$BHP = (W_p \times m) / 550$$

$$7,111964473 \text{ HP}$$

Daya motor (MHP)

$$MPH = \frac{BHP}{\eta}$$

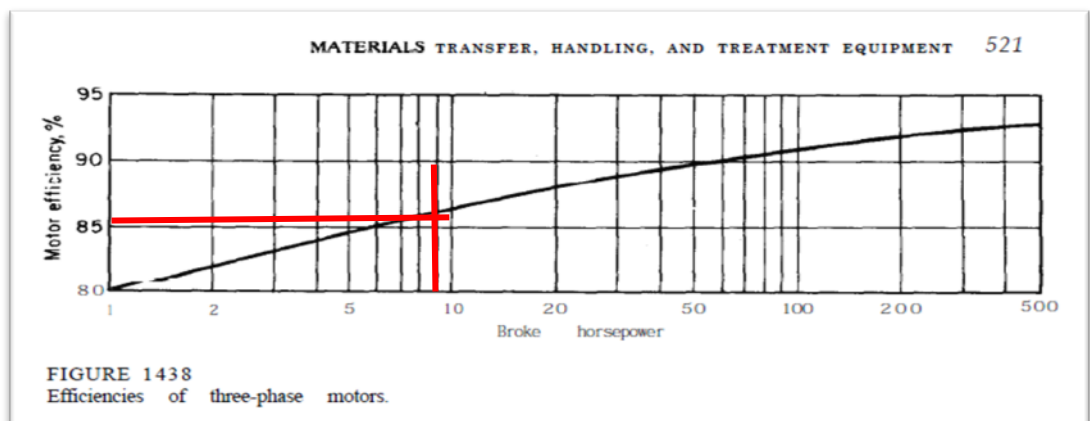


FIGURE 1438
Efficiencies of three-phase motors.

$$\eta = 87 \%$$

(Peters, Fig 14.38)

$$\text{MPH} = 8,1746 \text{ Hp}$$

7. Tangki Metanol (TT-3143)

Fungsi : Tempat penyimpanan metanol 99%

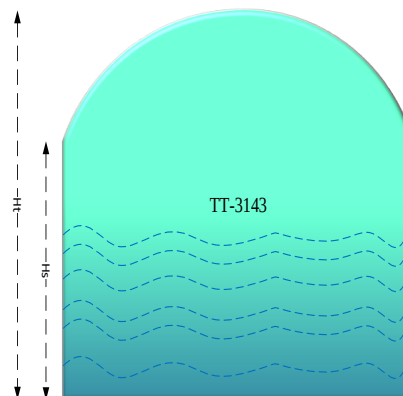
Tipe : Silinder vertikal dengan alas datar dan tutup elipsiodal

Bahan Konstruksi : *Carbon Steel* SA 283 Grade D

Jumlah : 4 unit

Sifat bahan : Tidak Korosif

Fasa : Cair



Gambar 10.2 Tangki Penyimpanan metanol (TT-3143)

Data :

- Laju alir (m) : 4629,630kg/jam
- Densitas campuran (ρ) : 792,00kg/m³
- Temperatur (T) : 30 °C
- Tekana operasi (P) : 1 atm
- Waktu Penyimpanan : 7 Hari

- Viskositas (μ) : 0,59 cP

3.1 MATERIAL SPECIFICATIONS

The materials used in the construction of storage vessels are usually metals, alloys, clad-metals, or materials with linings which are suitable for containing the fluid. Where no appreciable corrosion problem exists, the cheapest and most easily fabricated construction material is usually hot-rolled mild (low-carbon) steel plate. The particular types of steel plate specified by API Standard 12 C are SA-7 (open-hearth or electric-furnace processes only), SA-283 Grade C for all thicknesses greater than $1\frac{1}{4}$ in. or SA-283 Grade D for thicknesses less than $1\frac{1}{4}$ in. Copper-bearing steel, which is not specified by this code, has some advantages in resisting atmospheric corrosion. SA-7 is specified for structural steel shapes such as angles, channels, and I-beams, and ASTM-A-27 grade 60-30 fully annealed is specified for steel castings. The physical properties and chemical composition of these plain carbon steels are listed in Table 3.1.

Low-carbon steels are rather soft and ductile and are easily sheared, rolled, and formed into the various shapes used in fabricating vessels. These steels are also easily welded to give joints of uniform strength relatively free from localized stresses. The ultimate tensile strength is usually between 55,000 and 65,000 psi and the carbon content between 0.15% and 0.25%. However, both the ultimate strength and the carbon content cannot be specified since one is a function of the other. In Table 3.1 the ultimate strength is specified but not the carbon content.

Low-alloy, high-strength steels are a specific class of low-carbon steels which are made stronger by the addition of a

16

Pemilihan bahan konstruksi :

From the 1956 ASME Unfired-Pressure-Vessel Code with Permission of the American Society of Mechanical Engineers

Material and Specification Number	Grade	Nominal Composition	P-Number	Spec Min Tensile	Notes	For Metal Temperatures Not Exceeding Deg F											
						-20 to	650	700	750	800	850	900	950	1000	1050	1100	1150
Plate Steels																	
Carbon Steels																	
SA-7	...	...	1	60,000	(1)(3)	12,650	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
SA-30	Flange	...	1	55,000	...	13,750	13,250	12,050	10,200	8350	...	...	...	...	...	...	...
SA-30	Firebox A	...	1	55,000	(4)	13,750	13,250	12,050	10,200	8350	6500	...	...	...	...	...	...
SA-30	Firebox B	...	1	48,000	(4)	12,000	11,650	10,700	9300	7900	6500	...	...	...	...	...	...
SA-113	C	...	1	48,000	(1)(3)	11,050	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
SA-129	A	...	1	40,000	...	10,000	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
SA-129	B	...	1	44,000	...	11,000	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
SA-129	C	...	1	42,000	...	10,500	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
SA-201	A	C-Si	1	55,000	...	13,750	13,250	12,050	10,200	8350	6500	4500	2500	...	...	...	...
SA-201	B	C-Si	1	60,000	...	15,000	14,350	12,950	10,800	8650	6500	4500	2500	...	...	...	...
SA-212	A	C-Si	1	65,000	...	16,250	15,500	13,850	11,400	8950	6500	4500	2500	...	...	...	...
SA-212	B	C-Si	1	70,000	...	17,500	16,600	14,750	12,000	9250	6500	4500	2500	...	...	...	...
SA-283	A	...	1	45,000	(1)(3)	10,350	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
SA-283	B	...	1	50,000	(1)(3)	11,500	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
SA-283	C	...	1	55,000	(1)(3)	12,650	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
SA-283	D	...	1	60,000	(1)(3)	12,650	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
SA-285	A	...	1	45,000	(2)(4)	11,250	11,000	10,250	9000	7750	6500	...	...	...	...	...	...
SA-285	B	...	1	50,000	(2)(4)	12,500	12,100	11,150	9600	8050	6500	...	...	...	...	...	...
SA-285	C	...	1	55,000	(2)(4)	13,750	13,250	12,050	10,200	8350	6500	...	...	...	...	...	...
SA-299	...	C-Mn-Si	3	75,000	...	18,750	17,700	15,650	12,600	9550	6500	4500	2500	...	...	...	...
SA-300	...	...	...	...	(13)	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
Low-alloy Steels																	

1. Kapasitas Tangki

$$V_c = \frac{m}{\rho} t$$

$$V_c = 982,0426487 \text{ m}^3$$

faktor keamanan 10 % (*Rule of Thumb*, Hal 32)

$$V_T = \frac{V_c}{0,9}$$

$$V_T = 1.091,15 \text{ m}^3$$

2. Dimensi Tangki

a. Diameter dan Volume Tangki

- **Volume Silinder**

$$V_s = \frac{\pi}{4} D t^2 \times H_s \quad \text{Dimana } H_s = 1,5Dt$$

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times 1,5Dt^3$$

- **Volume Elipsoidal**

$$V_e = \frac{\pi}{6} D t^2 \times H_e \quad \text{Dimana } H_e = 1/4Dt$$

$$V_e = 0,1308 D t^3$$

- **Dimensi Tangki**

$$V_t = V_s + V_e$$

$$V_t = \left(\frac{\pi}{4} \times 1,5Dt^3 \right) + (0,1308Dt^3)$$

$$V_t = 1,3Dt^3$$

$$Dt^3 = \frac{V_t}{1,3}$$

$$Dt^3 = \frac{1017,08109 \text{ m}^3}{1,3} = \text{m}^3$$

$$Dt = 9,72 \text{ m}$$

b. Tinggi Tangki

- **Tinggi Silinder**

$$H_s = 1,5Dt$$

$$H_s = 1,5 \times 9,72 \text{ m} = 11,7 \text{ m}$$

- **Tinggi Elipsoidal**

$$H_e = 1/4Dt$$

$$H_e = (1/4) \times 9,72 \text{ m} = 2,45 \text{ m}$$

- **Tinggi Tangki Total**

Direncanakan tangki diletakkan diatas kaki penyangga yang terbuat dari besi dengan tinggi 2 m. Sehingga tinggi tangki total :

$$H_t = \text{Tinggi silinder} + \text{tinggi elipsoidal} + \text{tinggi kaki}$$

$$= 11,7 \text{ m} + 2,45 \text{ m} + 2 \text{ m}$$

$$= 14,24 \text{ m}$$

- **Tinggi Cairan**

$$H_c = \frac{V_c(H_s - H_e)}{V_t}$$

$$H_c = 12,3 \text{ m}$$

- c. **Tekanan Desain**

- **Tekanan Hidrostatik**

$$P_h = \rho g H_c$$

$$P_h = 792 \text{ kg/m}^3 \times 9,81 \times 12,3 \text{ m}$$

$$= 99656 \text{ kg/m}^2$$

$$= 0,9 \text{ atm}$$

- **Tekanan Desain**

$$P_d = P_{op} + P_c$$

$$P_d = 1 \text{ atm} + 0,9 \text{ atm} = 1,9 \text{ atm}$$

- d. **Tebal Tangki**

Diketahui :

$$P_d = 28,91004 \text{ psi}$$

$$R = 193,4473393 \text{ in/tahun Radius } 1/2D$$

$S = 13700 \text{ psi}$ Peters - Plant Design & Economics for Chemical Engineering, Tabel 4

$$E = 0,85$$

$$C = 0,02 \text{ in/tahun Perry's ed 6th, Faktor korosi yang di izinkan Tabel 23-2}$$

$$\text{Tahun digunakan} = 7 \text{ tahun}$$

- **Tebal Dinding Tangki (td)**

$$T_d = \frac{PR}{SE - 0,6P} + C \quad (\text{Walas, Tabel 18.4})$$

$$T_d = 0,67 \text{ in}$$

- **Tebal Elipsoidel**

$$T_e = \frac{PDt}{2SE - 0,2P} + C \quad (\text{Walas, Tabel 18.4})$$

$$T_e = 0,63 \text{ in}$$

8. Flash Drum (FD-3121)

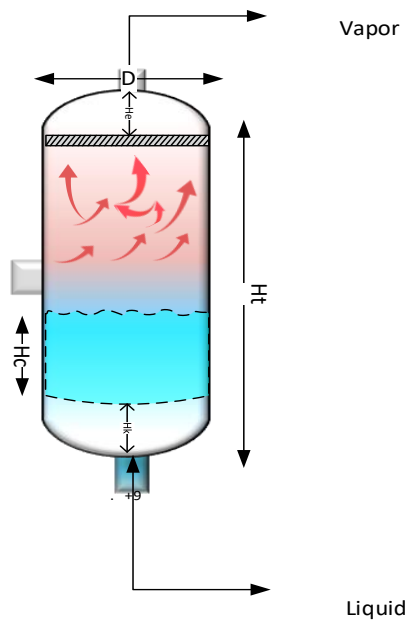
Fungsi : Untuk memisahkan fasa gas didalam fasa liquid

Tipe : Silinder vertikal

Bahan konstruksi: *Carbon steel* SA 283 Grade D

Jumlah : 1 buah

Gambar :



Data

Temperatur : $30\text{ }^{\circ}\text{C} = 303,15\text{ K}$

Tekanan operasi : 1 atm

Laju alir massa : 52.086 kg/jam

Densitas gas : $5,792053\text{ kg/m}^3$ $0,36159789\text{ lb/ft}^3$

Densitas liquid : $861,6791\text{ kg/m}^3$ $53,79462324\text{ lb/ft}^3$

Laju alir gas : 6.398 kg/jam

Laju alir liquid : 45.688 kg/jam

waktu : $6\text{ hari} = 144\text{ jam}$

Karakteristik :

1. Kondisi Operasi

$$\text{Temperatur} = 30\text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\text{Tekanan} = 1\text{ atm}$$

2. Karakteristik Feed

$$\begin{aligned}\text{Laju alir massa, } W_f &= 52.086,11624\text{ kg/jam} \\ &= 14,46836562\text{ kg/s}\end{aligned}$$

$$\text{Densitas, } \rho_f = 809,2959\text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned}\text{Volumetrik, } V_f &= W_f / \rho_f \\ &= 14,46836562\text{ kg/s} \\ &\quad 809,2959\text{ kg/m}^3 \\ &= 0,01787772\text{ m}^3/\text{s}\end{aligned}$$

3. Karakteristik Gas

$$\begin{aligned}\text{Laju alir massa, } W_g &= 6.397,724834\text{ kg/jam} \\ &= 1,777145787\text{ kg/s} \\ \text{Densitas, } \rho_g &= 5,7921\text{ kg/m}^3 \\ \text{Volumetrik, } V_g &= W_g / \rho_g \\ &= 1,777145787\text{ kg/s} \\ &\quad 5,7921\text{ kg/m}^3 \\ &= 0,306822359\text{ m}^3/\text{s}\end{aligned}$$

4. Karakteristik Liquid

$$\begin{aligned}\text{Laju alir massa, } W_L &= 45.688,39141\text{ kg/jam} \\ &= 12,69121984\text{ kg/s} \\ \text{Densitas, } \rho_L &= 861,6791\text{ kg/m}^3 \\ \text{Volumetrik, } V_L &= W_L / \rho_L \\ &= 12,69121984\text{ kg/s} \quad 861,6791\text{ kg/m}^3 \\ &= 0,014728476\text{ m}^3/\text{s}\end{aligned}$$

5. Faktor Kecepatan Uap, Kv

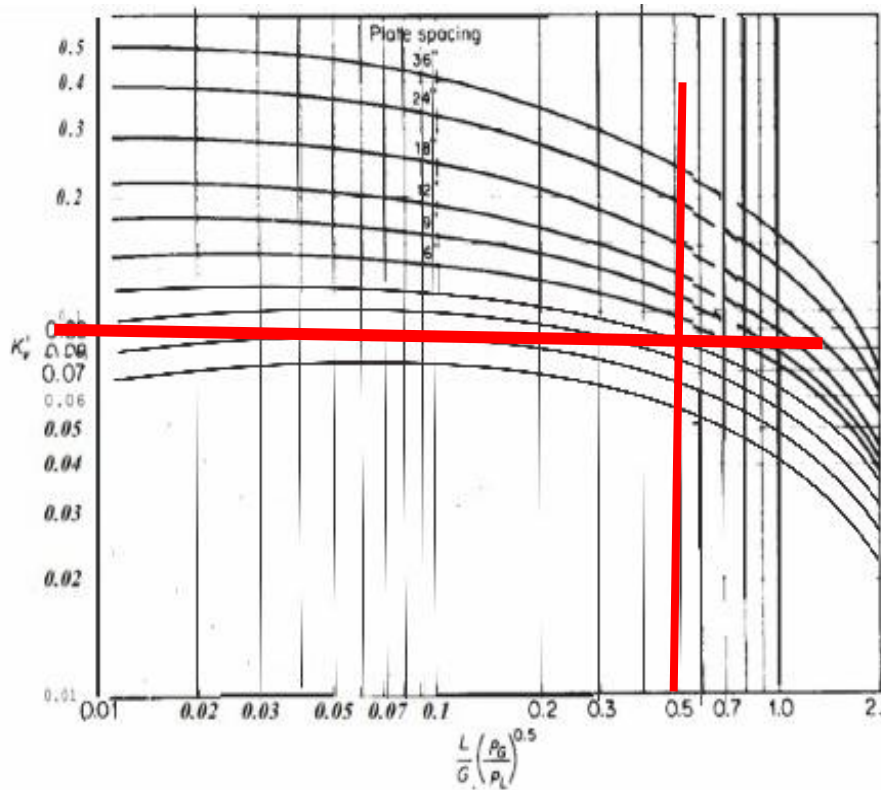
$$V_f = (W_L / W_g) (\rho_g / \rho_L)^{0,5}$$

Sumber : Peters, Hal 781, © 2003

$$\begin{aligned}&= 12,69121984\text{ kg/s} \times 5,7921\text{ kg/m}^3^{0,5} \\ &= 1,777145787\text{ kg/s} \quad = 861,6791\text{ kg/m}^3\end{aligned}$$

$$= 0,58549819 \text{ kg/m}^3$$

$$= 0,00058549 \text{ gr/mL}$$



Hal 16-7 Peters Hal 704 didapat faktor kecepatan uap :

$$K_v = 0,09$$

6. Menghitung Kecepatan Maksimum Gas (V_m)

$$V_m =$$

$$K_v \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_g}{\rho_g}}$$

$$= 0,09 \text{ kg/m}^3 \sqrt{\frac{861,6791 \text{ kg/m}^3 - 5,7921}{5,7921}}$$

7. Minimum Cross Section Area, A_m

$$A_m = \frac{W_g}{\rho_g \times V_m}$$

$$= \frac{1,777145787 \text{ kg/s}}{\text{kg/m}^3 \times 1,094038735 \text{ m/s}}$$

$$= 0,280449265 \text{ m}^2$$

8. Cross Section Area, A_t

$$A_t = A_m / K_v$$

$$\text{Area vessel} = 0,280449265 \text{ m}^2 / 0,09$$

$$= 3,116102946 \text{ m}^2$$

9. Kapasitas Tangki

$$V_c = \frac{m \times \tau}{\rho}$$

$$V_c = \frac{55.086 \times 144}{809,295}$$

$$V_c = 9.267,810375 \text{ m}^3$$

faktor keamanan 10 % (*Rule of Thumb, Hal 32*)

$$V_T = \frac{V_c}{0,9}$$

$$V_T = 10.297,567 \text{ m}^3/\text{jam}$$

10. Diameter Vessel (D)

$$D = \pi \cdot r^2 = \left(\pi \frac{1}{2} D \right)^2 = \sqrt{\frac{4A}{\pi}}$$

$$D = \sqrt{4(3,116102946)/3,14}$$

$$D = 1,992374938 \text{ m}$$

11. Tinggi Tangki

- **Tinggi Silinder**

$$H_s = 1,5D_t$$

$$H_s = 1,5 \times 2 \text{ m} = 3 \text{ m}$$

- **Tinggi Elipsoidel**

$$H_e = 1/4D_t$$

$$H_e = (1/4) \times 2 \text{ m} = 0,5 \text{ m}$$

- **Tinggi Tangki Total**

$$H_t = \text{Tinggi silinder} + \text{tinggi elipsoidel}$$

$$= 3 \text{ m} + (0,5 \times 2) \text{ m}$$

$$= 4,5 \text{ m}$$

- **Tinggi Cairan**

$$H_c = \frac{V_c(H_s - H_e)}{V_t}$$

$$H_c = 1,524 \text{ m}$$

- **Tinggi Vapor**

$$H_v = H_c - H_s$$

$$H_v = 1,3 \text{ m}$$

Diketahui :

Tekanan operasi (P) : 1atm 370,44 kPa

Allowable stress (S) : 13700 psi = 93197,28 in

Join Effisiensi (E) : 0,85in

Corrosion Allowence (C) : 0,015 in/tahun

Corrosion Allowence (C) untuk : 10 tahun

Jari-jari (R) :0,99618

12. Volume Vessel dan Elipsiodal

Volume vessel : $Ql \times t$

$$= 3,534834405 \text{ m}^3$$

Volume elipsiodal : $3,14/6 (Dt^2 \times He)$

$$= 0,260669054 \text{ m}$$

13. Tebal Vessel dan Ellipsiodal

$$t_v = \frac{PR}{(SE) - (0,6xP)} + C$$

Tv = 0,003812981 m

$$t = \frac{PD}{2SE - 0,2P} + C$$

Te = 0,0032 m

9. Elektrolizer (R-141)

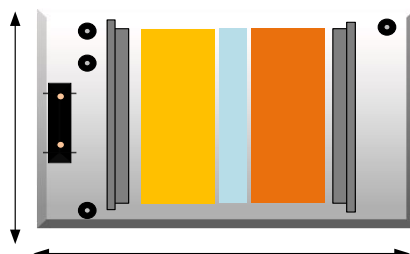
Fungsi : Untuk mengelektrolisis H₂O

Tipe : *Elektrolizer EL 2.1*

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA 283 Grade D*

Jumlah : 1 buah

Gambar :



Data

Tekanan	=	35atm = 3546,375pa
Temperatur	=	45°C = 318°K
Laju Alir Umpan	=	58572,7171 Kg/Jam
Laju Alir Gas	=	56253,01 Kg/Jam
Percepatan gravitasi	=	980 cm/dtk ²
densitas gas	=	1,6071 g/cm ³ = 1607,09262 Kg/m ³
Densitas Liquid	=	998,00 Kg/m ³ = 0,998 g/cm ³

Weight	55 kg
Dimensions (W × D × H in mm)	W:482 mm D:634 mm H:307 mm
Space inside cabinet	7 U
Conformity	CE certified according to the machine directive 2006/42/CE

ELE21-075-COMBI_1940



Reaktor ini di letakkan 2 elektroda bertegangan tinggi , reaktor yang di gunakan berukuran tinggi: 307 mm, Lebar 482 mm, kedalaman 635 mm

1. Kapasitas Reaktor

$$V_c = \frac{m}{\rho} t$$

$$V_c = 11,5916 \text{ m}^3$$

2. Dimensi Reaktor

untuk menentukan besarnya reaktor maka dipakai pendekatan PFR (Plug Flow Reactor)

$$\begin{aligned} V_c &= V_c \times \tau \\ &= 11,5916 \times 1 \\ &= 11,59156189 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Faktor keamanan

faktor keamanan 10 % (*Rule of Thumb, Hal 32*)

$$V_T = \frac{V_c}{0,9}$$

$$V_T = 16,55937413 \text{ m}^3$$

4374,522984 Gallon

Berdasarkan perolehan volume tangki (V_t), dapat ditentukan jenis tangki yang digunakan. Nilai V_t yaitu $16,55937413 \text{ m}^3 = 4374,5229 \text{ gallon}$ ($>1000 \text{ gallon}$), maka dapat dipilih jenis tangki horizontal.

3. Volume Reaktor

Perbandingan dimensi Reaktor

$$P = 635 \text{ mm} = 2,068403909 \text{ m}$$

$$L = 482 \text{ mm} = 1,570032573 \text{ m}$$

$$T = 1 \text{ mm}$$

$$P : L : T = 2,0684 : 1,5700 : 1$$

$$\text{Volume reaktor} = P \times L \times T$$

$$16,55937413 \times 3,247461512 \times T^3$$

$$T^3 = 5,099174871$$

$$T = 1,7212$$

Sehingga di peroleh dimensi Reaktor

$$\text{Panjang} = 2,0684 T = 4 \text{ m}$$

$$\text{Lebar} = 1,5700 T = 3 \text{ m}$$

4. Ukuran Plat Elektroda , Membran AEM dan Plat GDL

Diketahui elektroda

Jenis elektroda : Stainless steel tipe 304 , memiliki spesifikasi panjang dan tinggi 70 mm, dan lebar 0,4 mm. (Arianto. R dkk 2021)

1. Reaktor memiliki 2 Plat Elektroda

Dimensi Elektroda Plat

$$P = \text{Panjang Reaktor} + (\text{Panjang Plat Uji} - \text{Panjang Reaktor Uji})$$

$$P = 2 \text{ m}$$

$$L = \text{Lebar Reaktor} + (\text{Lebar plat uji} - \text{Lebar reaktor uji})$$

$$L = 1,136307492 \text{ m}$$

2. Jenis Gas Diffusion Layer pada umumnya ukuran $30 \times 30 \text{ cm}$. Dan ketebalan dari 0,2-0,4 mm (LIPI 2015)

Dimensi GDL Plat

P = Panjang Reaktor - ((Panjang Elektroda plat x 2)-Panjang GDL uji)

P = 0,13667101 m

L = Lebar Reaktor - ((Lebar Elektroda plat x 2)-Lebar GDL uji)

L = 0,2 m

3. Dimensi Membran AEM

P = 0,16332899 m

L = 0,029725081 m

Total Dimensi

P = 3,396807818 m

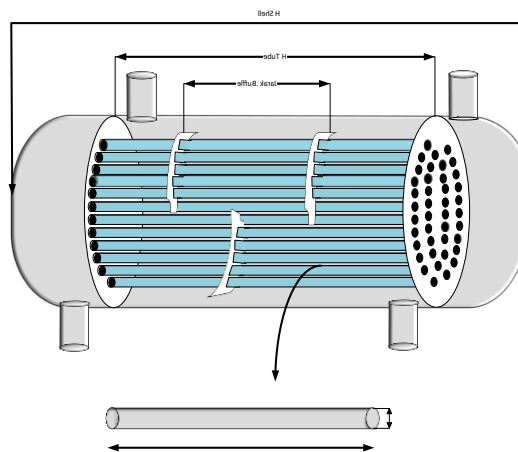
L = 2,732065147 m

10. Heater Karbon Dioksida (E-391)

Fungsi :Memanaskan Carbon Dioxide sebelum masuk reaktor

Bahan Konstruksi :Carbon Steel (SA-240 Grade 304, 18 Cr-8 Ni)

Jenis :Shell and Tube Heat Exchanger



Gambar :

Kondisi operasi

Fluida Panas = steam

Laju alir = 4.232,2250kg/jam = 9.330,503 lb/jam

T1 = 250 °C = 482 °F

$$T_2 = 250\text{ }^{\circ}\text{C} = 482\text{ }^{\circ}\text{F}$$

Fluida Dingin = Carbon Dioxide

$$\text{Laju alir} = 45.835,782\text{ kg/jam} = 5.640,373\text{ lb/jam}$$

$$t_1 = 45,594^{\circ}\text{C} = 114,069\text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$t_2 = 215\text{ }^{\circ}\text{C} = 419\text{ }^{\circ}\text{F}$$

	Fluida Panas	Temperatur (F)		Fluida Dingin	Selisih	Tc	tc
T1	482	T tinggi	t2	419	63	482	267
T2	482	T rendah	t1	114,069	367,93		
				304,931	304,931		

Δt dan LMTD (Log Mean Temperature Difference)

$$\text{LMTD} = \frac{(T_1 - T_2) - (t_2 - t_1)}{\ln \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}} \quad (\text{D.Q Kern: Pers. 5.14 hal. 828})$$

$$= 172,789^{\circ}\text{F}$$

Luas area perpindahan panas, A

Berdasarkan Tabel 8, D.Q Kern Hal 840, diperoleh :

Heaters		
Hot fluid	Cold fluid	Overall U_D
Steam	Water	200-700§
Steam	Methanol	200-700§
Steam	Ammonia	200-700§
Steam	Aqueous solutions:	
Steam	Less than 2.0 cp	200-700
Steam	More than 2.0 cp	100-500§
Steam	Light organics	100-200
Steam	Medium organics	50-100
Steam	Heavy organics	6-60
Steam	Gases	5-50¶

Heavy karena viskositas nya diatas 1 cp

$$A = \frac{Q}{U_D \times \text{LMTD}} \quad (\text{D.Q Kern, pers. 7.6 hal 140}) \quad = 1137\text{ ft}^2$$

nilai A > 200 ft² maka tipe heat exchanger yang digunakan adalah Shell and Tube. (DQ Kern Hal - 103)

Spesifikasi shell and tube

TABLE 10. HEAT EXCHANGER AND CONDENSER TUBE DATA

Tube OD, in.	BWG	Wall thickness, in.	ID, in.	Flow area per tube, in. ²	Surface per lin ft, ft ²		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
¾	12	0.109	0.282	0.0625	0.1309	0.0748	0.493
	14	0.083	0.334	0.0876		0.0874	0.403
	16	0.065	0.370	0.1076		0.0969	0.329
	18	0.049	0.402	0.127		0.1052	0.258
	20	0.035	0.430	0.145		0.1125	0.190
¾	10	0.134	0.482	0.182	0.1963	0.1263	0.965
	11	0.120	0.510	0.204		0.1335	0.884
	12	0.109	0.532	0.223		0.1393	0.817
	13	0.095	0.560	0.247		0.1466	0.727
	14	0.083	0.584	0.268		0.1529	0.647
	15	0.072	0.606	0.289		0.1587	0.571
	16	0.065	0.620	0.302		0.1623	0.520
	17	0.058	0.634	0.314		0.1660	0.469
	18	0.049	0.652	0.334		0.1707	0.401
1	8	0.165	0.670	0.355	0.2618	0.1754	1.61
	9	0.148	0.704	0.389		0.1843	1.47
	10	0.134	0.732	0.421		0.1916	1.36
	11	0.120	0.760	0.455		0.1990	1.23
	12	0.109	0.782	0.479		0.2048	1.14
	13	0.095	0.810	0.515		0.2121	1.00
	14	0.083	0.834	0.546		0.2183	0.890
	15	0.072	0.856	0.576		0.2241	0.781
	16	0.065	0.870	0.594		0.2277	0.710
1¼	17	0.058	0.884	0.613	0.3271	0.2314	0.639
	18	0.049	0.902	0.639		0.2361	0.545
	8	0.165	0.920	0.665		0.2409	2.09
	9	0.148	0.954	0.714		0.2498	1.91
	10	0.134	0.982	0.757		0.2572	1.75
	11	0.120	1.01	0.800		0.2644	1.58
	12	0.109	1.03	0.836		0.2701	1.45
	13	0.095	1.06	0.884		0.2775	1.28
	14	0.083	1.08	0.923		0.2839	1.13
1½	15	0.072	1.11	0.960	0.3925	0.2896	0.991
	16	0.065	1.12	0.985		0.2932	0.900
	17	0.058	1.13	1.01		0.2969	0.808
	18	0.049	1.15	1.04		0.3015	0.688
	8	0.165	1.17	1.075		0.3063	2.57
	9	0.148	1.20	1.14		0.3152	2.34
	10	0.134	1.23	1.19		0.3225	2.14
	11	0.120	1.26	1.25		0.3299	1.98
	12	0.109	1.28	1.29		0.3356	1.77
1¾	13	0.095	1.31	1.33	0.3925	0.3409	1.56
	14	0.083	1.33	1.40		0.3492	1.37
	15	0.072	1.35	1.44		0.3555	1.20
	16	0.065	1.37	1.47		0.3587	1.09
	17	0.058	1.38	1.50		0.3625	0.978
	18	0.049	1.40	1.54		0.3670	0.831
	8	0.165	1.42	1.57		0.3718	2.99
	9	0.148	1.45	1.64		0.3809	2.74
	10	0.134	1.48	1.70		0.3885	2.51

HE dirancang dengan menggunakan tube 1.25 in dengan 16 ft, maka dari tabel 10 D.Q.KERN diperoleh data sebagai berikut:

OD (in)	a" (ft ²)	BWG	L (ft)
1.5	0.392	16	16

Menentukan jumlah tube, Nt

$$N_t = \frac{A}{L \times a} = \frac{1137 \text{ ft}^2}{16 \text{ ft} \times 0.392 \text{ ft}^2} = 181,150$$

Koreksi

$$A = N_t \times L \times a$$

$$= 1137,299 \text{ ft}$$

$$U_d = \frac{Q}{A \times LMTD} = 30,778 \text{ btu}/\text{lb} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{F} \quad (\text{D.Q Kern, pers. 7.6 hal 140})$$

Berdasarkan Tabel 9, diperoleh spesifikasi perancangan Heat Exchanger tipe Shell and Tube dengan :

1 1/4 in. OD tubes on 1 1/8-in. square pitch						1 1/2 in. OD tubes on 1 3/8-in. square pitch					
10	16	12	10	16	16	12	16	16	12	12	
12	30	24	22	16	22	13 1/4	22	22	16	16	
13 1/4	32	30	30	22	22	15 1/4	29	29	25	24	22
15 1/4	44	40	37	35	31	17 1/4	39	39	34	32	29
17 1/4	56	53	51	48	44	19 1/4	50	48	45	43	39
19 1/4	78	73	71	64	56	21 1/4	62	60	57	54	50
21 1/4	96	90	86	82	78	23 1/4	78	74	70	66	62
23 1/4	127	112	106	102	96	25	94	90	86	84	78
25	140	135	127	123	115	27	112	108	102	98	94
27	166	160	151	146	140	29	131	127	120	116	112
29	193	188	178	174	166	31	151	146	141	138	131
31	226	220	209	202	193	33	176	170	164	160	151
33	258	252	244	238	226	35	202	196	188	182	176
35	293	287	275	268	258	37	224	220	217	210	202
37	334	322	311	304	293	39	252	246	237	230	224
39	370	362	348	342	336						

Shell side		Tube side	
ID (in)	33	Length (ft)	16
Baffle space (in) = 0,4*ID	13,2	OD (in)	1.5
Passes	1	ID (in)	1.12
		BWG	16
		Pitch tube (Pt) (in) - triangle	1.8
		Passes (n)	2
		Tube	206
		Clearance, C' (in)	0.3

Diketahui bahwa baffle space $1/3 - 1/5 ID \text{ shell} < B < ID \text{ shell}$ (Peter, Hal 610)

shell side, steam	tube side, carbon dioksida
Flow area	Flow area
Pers 7.48 Hal 150	$a' = 12,319$
$a'_{\text{shell}} = \frac{ID \times C \times B}{144 \times PT}$	$a_t = \frac{N \times a}{144 \times n}$

$$= 0.605 \text{ ft}^2$$

Mass velocity

$$G_S = \frac{W}{a}$$

$$= 15.422,32 \text{ lb/jam ft}^2$$

$$\mu = 0,089 \text{ cp} = 0,215 \text{ lb/ft. jam}$$

$$ds = \frac{4 \times (P_T^2 - \frac{\pi \times d_o^2}{4})}{\pi \times d_o}$$

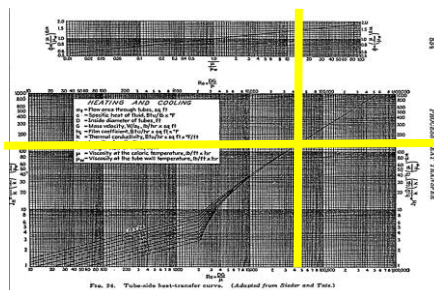
$$D = 23,685 \text{ in} = 1974 \text{ ft}$$

$$\text{Re} = \left(\frac{Ds \cdot Gs}{\mu} \right) \quad \text{Pers 3.6 Hal 41}$$

$$= 141,333$$

Faktor perpindahan panas, jHt

Kern Fig 28 Hal 838



$$\alpha' \text{ tube} = 1,540 \text{ ft}^2$$

Mass velocity

$$G_s = \frac{W}{a}$$

$$= 65.623,59 \text{ lb/jam ft}^2$$

Pada $t_c = 267^\circ\text{F}$ maka didapatkan viskositas : 0,070 cp

NRe, bilangan Reynold

$$\mu = 0.070 \text{ cp} = 0,169 \text{ lb/ft. jam}$$

$$D = 1.370 \text{ in} = 0,114 \text{ ft}$$

$$\text{Re} = \left(\frac{Dt \cdot Gt}{\mu} \right) \quad \text{Pers 3.6 Hal 41}$$

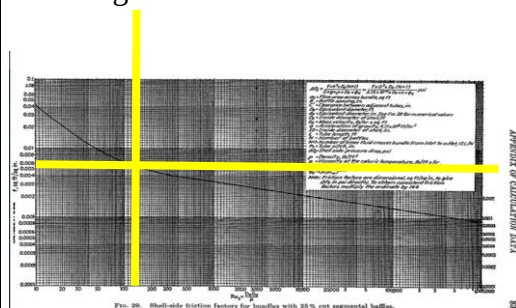
$$= 44.226,82$$

Faktor perpindahan panas, jHt

Dengan memplotkan NRe dengan L/D, maka :

L/D = 459,797

Kern Fig 24 Hal 834



Di plot nilai Re untuk mendapatkan nilai jH = 210 Koefisien perpindahan panas $k = 75,544 \text{ Btu/jam. ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/ft}$ $\left(\frac{c \mu}{k}\right)^{1/3}$ = 0,088 Outside Film Coefficient, ho Pers 6.15 Hal 111 $ho =$ $Jh \cdot \frac{k}{D} \cdot \left(cp \frac{\mu}{k}\right)^{1/3}$ = 709,695 Btu/jam. ft².°F	Di plot nilai Re untuk mendapatkan nilai jH = 130 Koefisien perpindahan panas Tc = 267 °F cp = 0,244 btu/lbf $k = 7,669 \text{ Btu/jam. ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/ft}$ $\left(\frac{c \mu}{k}\right)^{1/3}$ = 0,179 Inside Film Coefficient, hi $hi = Jh \cdot \frac{k}{D} \cdot \left(cp \frac{\mu}{k}\right)^{1/3}$ hi = 15559,022 Btu/jam. ft².°F $hio = hi \times \frac{ID}{OD}$ hio = 1423,906 btu/jam ft² °F
---	---

Clean Overall Coofecient, Uc

$$U_c = \frac{h_{io}h_o}{h_{io} + h_o} = 472,631 \text{ btu/jam } ^\circ\text{F} \quad (\text{Pers 6.7, Kern})$$

Dirt Factor, R_d

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c U_D} = 0,001 \text{ jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/Btu} \quad (\text{Pers 6.13, Kern})$$

Pressure Drop

Pressure Drop : shell side	Pressure Drop : tube side
1. For Nre NRe = 141333,15 $f = 0,006$ Fig 29 Hal 839 $s = 1$ Fig 6 Hal 809 2. No of crosses Pers 7.44 Hal 151 $N + 1 = \frac{12 \times L}{B}$ $= 13,6363$ 3. ΔP_s $\Delta P_s = \frac{f G s^2 D_s (N+1)}{5,22 \cdot 10^{10} D_s \phi_s}$ $\Delta P_s = 0,054 \text{ psi}$	1. For NRe NRe = 44.226,820 $f = 0.0002$ Fig 29 Hal 839 $s = 1,290$ Fig 6 Hal 809 4. ΔP_t $\Delta P_t = \frac{f G t^2 D_s L n}{5,22 \cdot 10^{10} D t \phi t}$ $\Delta P_t = 0,0036 \text{ psi}$ 3. $\Delta P_f \text{ total}$ $\frac{v^2}{g c} = 0,001$ $\Delta P_r = \frac{4n}{s} \chi \frac{v^2}{2g}$ $= 0.06 \text{ psi}$ $\Delta P_f = \Delta P_r + \Delta P_t$ $= 0,061 \text{ psi}$

*** Perancangan Cooler dengan tipe shell and tube , memenuhi syarat karena nilai $\Delta P < 10 \text{ Psi}$**

B. Peralatan Utilitas

1. Pompa (P-101)

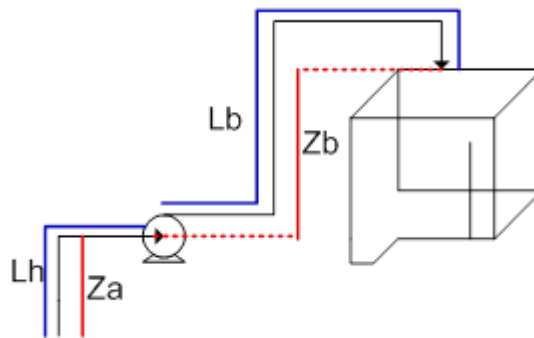
Fungsi : Mengalirkan air sungai ke bak penampungan

Tipe : *Centrifugal Pump*

Bahan Konstruksi : *Commercial Steel Pipe*

Jumlah : 1 unit

Gambar :



Daya pompa (BHP)

Daya pompa dapat dihitung dengan menggunakan Persamaan Bernoulli :

$$\frac{P_a}{\rho} + \frac{gZ_a}{g_c} + \frac{\alpha_a V_a^2}{2g_c} + \eta W_p = \frac{P_b}{\rho} + \frac{gZ_b}{g_c} + \frac{\alpha_b V_b^2}{2g_c} + h_f$$

Atau

$$\eta W_p = \left(\frac{P_b}{\rho} + \frac{gZ_b}{g_c} + \frac{\alpha_b V_b^2}{2g_c} \right) - \left(\frac{P_a}{\rho} + \frac{gZ_a}{g_c} + \frac{\alpha_a V_a^2}{2g_c} \right) + h_f$$

Dimana

$$P_a = P_b$$

$$V_a = V_b$$

$$\rho_a = \rho_b$$

$$g/g_c = 1$$

$$\alpha_a = \alpha_b$$

$$\eta = \%$$

(Peters, Fig. 14.37)

Data :

$$\text{Densitas} = 1.000 \text{ kg/m}^3$$

$$= 62,4468989 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Waktu Operasi} = 24 \text{ jam}$$

$$\text{Viskositas Campuran} = 0,815 \text{ cp}$$

$$= 0,0005 \text{ lb/ft s}$$

$$= 1,97155998 \text{ lb/ft h}$$

$$\text{Laju Alir Massa} = 66.628,81 \text{ kg/jam}$$

$$= 146.916,5179 \text{ lb/jam}$$

$$= 40,81014387 \text{ lb/s}$$

$$\text{Tinggi pompa trhdp cairan masuk}(z_a) = 3,0000 \text{ m} = 9,8425 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi pompa trhdp cairan Keluar}(z_b) = 6 \text{ m} = 19,6850 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang pompa hisap}(L_s) = 8 \text{ m} = 26,2467 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang pompa buang}(L_b) = 12 \text{ m} = 39,3701 \text{ ft}$$

$$\text{Faktor Keamanan} = 10\%$$

Laju alir volumetrik, Q_v

$$Q_p = \frac{m}{0,9}$$

$$= \frac{146.916,5179 \text{ lb/jam}}{0,9}$$

$$= 163240,5755 \text{ lb/jam}$$

$$= 45,34 \text{ lb/s}$$

$$Q_v = \frac{Q_p}{\rho}$$

$$= \frac{45,34 \text{ lb/s}}{62,44 \text{ lb/ft}^3} = 0,726130602 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Diameter optimum, D_{opt}

Asumsi aliran turbulen

$$D_{opt} = 3,9 * Q_v^{0,45} * \rho^{0,13} \quad (\text{Peter, Pers 14.15})$$

$$= 3,9 * (0,7261)^{0,45} * (62,44)^{0,13}$$

$$= 5,3 \text{ in} = 6 \text{ in}$$

Berdasarkan App 5 Mc. Cabe, diperoleh pipa baja dengan ukuran sebagai berikut :

	Suction (a)	Discharge (b)
IPS	5 in sch 40	
OD	6,06 in = 0,50 ft	6,06 in = 0,50 ft
ID	6,62 in = 0,55 ft	6,62 in = 0,55 ft
a''	0,2006 ft ²	

Kecepatan aliran, V

V_a = V_b, karena ukuran pipa hisap dan pipa buang sama

$$V = \frac{Q_v}{a''}$$

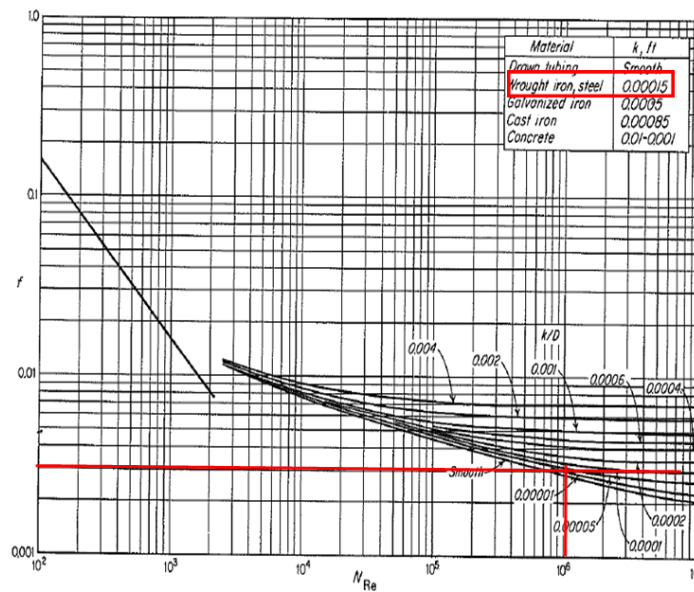
$$= \frac{0,72 \frac{ft^3}{dt}}{0,2006 ft^2} = 3,61 \text{ ft/dt}$$

$$\frac{V^2}{2g_c} = \frac{(13,1)^2}{2 \times 32,17} = 0,57 \text{ ft-lb}_f/\text{lb}$$

Bilangan Reynolds, N_{Re}

$$N_{Re} = \frac{\rho \times V \times D}{\mu}$$

$$= \frac{62,44 \frac{lb}{ft^3} \times 3,61 \frac{ft}{dt} \times 0,5 ft}{0,0005 \frac{lb}{ft.s}} = 208.610,78 \text{ Aliran Turbulen}$$



(Mc. Cabe Hal 120)

Rugi Gesek

- Pipa hisap (*suction*)

Pada pipa hisap, rugi gesek timbul akibat gesekan dengan kulit pipa, serta pengaruh *fitting* dan *valve*.

- Rugi gesek akibat kulit

$$h_{fsa} = f \frac{\Delta L}{r_H} \frac{V^2}{2g_c} \quad (\text{Mc Cabe, Pers 5.56})$$

$$r_H = \frac{ID}{4}$$

$$= \frac{0,5 \text{ ft}}{4} = 0,1264 \text{ ft}$$

$$N_{Re} = 208.610,78$$

Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah *Commercial Steel Pipe*, dimana

$$k = 0,00015 \text{ ft} \quad (\text{Mc Cabe, Fig. 5.9})$$

$$\frac{k}{ID} = \frac{0,00015 \text{ ft}}{0,5 \text{ ft}} = 0,0003$$

$$f = 0,0069 \quad (\text{Mc Cabe, Fig. 5.9})$$

Maka, $\Delta L + L_e$ (panjang ekivalen pada fitting/valve)

$$\begin{aligned} h_{fsa} &= 0,0069 \times \frac{25,2467 \text{ ft}}{0,126 \text{ ft}} \times 0,000885 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb} \\ &= 0,00127 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb} \end{aligned}$$

- Rugi gesek akibat *fitting*

$$h_{ffa} = K_f \frac{v^2}{2g_c} \quad (\text{Mc Cabe, Pers 5.67})$$

$$K_f (\text{gate valve}) = 0,2 \quad (\text{Mc Cabe, Tabel 5.1})$$

Maka,

$$\begin{aligned} h_{ffa} &= 0,00085 \times 0,2 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb} \\ &= 0,000177 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb} \end{aligned}$$

- **Pipa buang (*discharge*)**

Pada pipa buang, rugi gesek timbul akibat gesekan dengan kulit pipa, serta pengaruh *fitting* dan *valve*.

- Rugi gesek akibat kulit

$$h_{fsb} = f \frac{\Delta L}{r_H} \frac{v^2}{2g_c} \quad (\text{Mc Cabe, Pers 5.56})$$

$$\begin{aligned} r_H &= \frac{ID}{4} \\ &= \frac{0,505 \text{ ft}}{4} = 0,126 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$N_{Re} = 208.610,7$$

Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah *commercial steel pipe*, dimana

$$k = 0,00015 \text{ ft} \quad (\text{Mc Cabe, Fig. 5.9})$$

$$\frac{k}{ID} = \frac{0,00015 ft}{0,505 ft} = 0,0001$$

$$f = 0,003 \quad (\text{Mc Cabe, Fig. 5.9})$$

Maka, $\Delta L + L_e$ (panjang ekivalen pada fitting/valve)

$$\begin{aligned} h_{fsb} &= 0,0069 \times \frac{39,37 ft}{0,126 ft} \times 0,0009 ft \cdot lb_f / lb \\ &= 0,00190 ft \cdot lb_f / lb \end{aligned}$$

- Rugi gesek akibat *fitting* dan *valve*

$$h_{ffb} = K_f \frac{v^2}{2g_c} \quad (\text{Mc Cabe, Pers 5.67})$$

$$K_f (\text{elbow } 90^\circ) = 0,9 \quad K_f (\text{elbow } 90^\circ)$$

(Mc Cabe Tabel 5.1 hal 108)

$$K_f (\text{globe valve}) = 10$$

$$\text{Jumlah Elbow} = 4$$

$$\text{Jumlah Valve} = 1$$

$$\begin{aligned} \text{Total } K_f &= 0,9 (4) + 10 (1) \\ &= 13,6 \end{aligned}$$

Maka,

$$\begin{aligned} h_{ffb} &= 13,6 \times 0,0009 ft \cdot lb_f / lb \\ &= 0,012 ft \cdot lb_f / lb \end{aligned}$$

Sehingga, total rugi gesek adalah

$$\begin{aligned} &= h_{fsa} + h_{fsb} + h_{ffa} + h_{ffb} \\ &= 0,0153 ft \cdot lb_f / lb \end{aligned}$$

- **Daya Pompa**

FIGURE 1436
Characteristic curves for a typical centrifugal pump showing effect of viscosity.

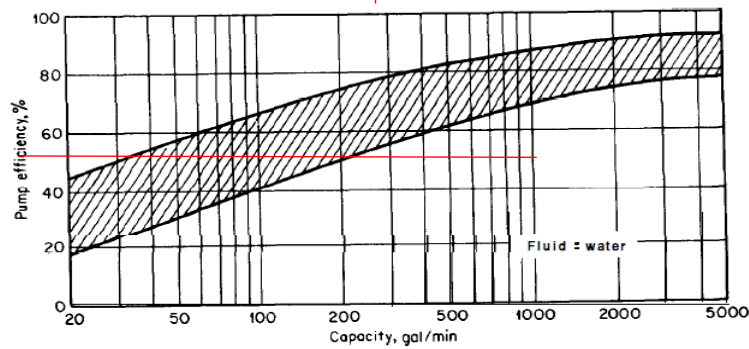


FIGURE 1437
Efficiencies of centrifugal pumps.

$$\eta W_p = (Z_b - Z_a) + h_f$$

$$0,67 W_p = (9,8-19,68)\text{ft} + 0,015 \text{ ft}\cdot\text{lb}_f/\text{lb}$$

$$W_p = 14,8239 \text{ ft}\cdot\text{lb}_f/\text{lb}$$

$$\text{BHP} = \frac{W_p \times m}{550}$$

$$= \frac{14,82 \text{ ft}\cdot\text{lb}_f/\text{lb} \times 45,344 \text{ lb}/\text{dt}}{550}$$

$$= 1,2222 \text{ HP}$$

Daya motor (MHP)

$$\text{MPH} = \frac{\text{BHP}}{\eta}$$

$$\eta = 81\%$$

(Peters, Fig 14.38)

$$\text{MPH} = \frac{1,222 \text{ HP}}{0,81}$$

$$= 1,5 \text{ HP}$$

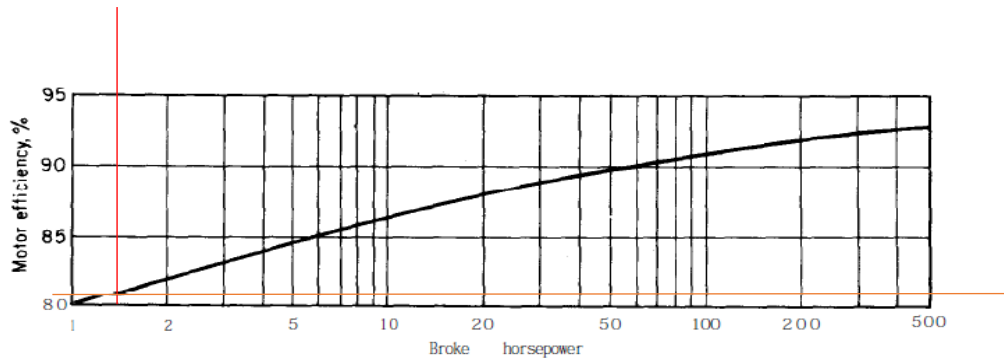


FIGURE 1438
Efficiencies of three-phase motors.

Dengan cara yang sama, maka diperoleh daya pada masing-masing pompa untuk peralatan proses seperti pada Tabel C.2

di bawah ini :

Tabel C.2 Daya Pompa pada Peralatan Proses

Dari	Ke	Kode Pompa	Daya (HP)
BP-1101	BPR-2102	P-1002	15
TP-2201	BPR-2102	P-1003	22
TP-2202	BPR-2102	P-1004	22
TP-2203	BPR-2102	P-1005	23
BPR-2102	SF-2301	P-1006	28
SF-2301	BP-2103	P-1007	14
BP-2103	ST-3401	P-1008	14
ST-3401	TD-3501	P-1009	15
TD-3501	CT-3601	P-1010	15
TD-3501	DE-3701	P-1012	15
DE-3701	B-3801	P-1014	14

2. Bak Penampung Air Sungai (BP-111)

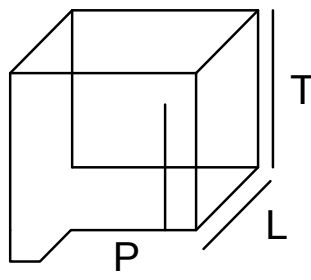
Fungsi : Menampung air sungai sebelum diolah menjadi air bersih

Jenis : Bak berbentuk empat persegi panjang

Jumlah : 1 buah

Konstruksi : Semen

Gambar :



Data :

- Laju alir massa, m : 66.628,81 kg/jam
- Densitas, ρ : 1000 kg/m³
- Waktu tinggal : 24 jam

Laju alir volumetrik, Q

$$Q = \frac{m}{\rho}$$
$$= \frac{66.628,81 \frac{kg}{jam}}{1000 \frac{kg}{m^3}} = 66,62 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Dimensi bak

$$\text{Volume bak} = 1.599,091352 \text{ m}^3$$

Perbandingan dimensi bak penampung yaitu P : L : T = 3 : 2 : 1

$$\text{Volume bak} = \text{panjang} \times \text{lebar} \times \text{tinggi}$$

$$5.860 \text{ m}^3 = 3T \times 2T \times T$$

$$6T^3 = 1.776,768169 \text{ m}^3$$

$$T = 6,6655 \text{ m}$$

Sehingga diperoleh dimensi bak :

$$\text{Panjang} = 3T = 299,965 \text{ m}$$

$$\text{Lebar} = 2T = 13,331 \text{ m}$$

Jadi,

$$P = 299,965 \text{ m}$$

$$L = 13,331 \text{ m}$$

$$T = 6,6655 \text{ m}$$

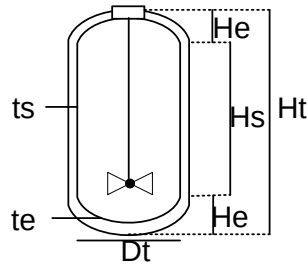
3. Tangki Pelarutan Alum (TP-273)

Fungsi : Tempat melarutkan alum ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$)

Jenis : Silinder vertikal dengan alas dan tutup elipsoidal

Konstruksi :

Gambar :



Data :

- Laju alir = 66629 kg/jam = 11.626.253 lb/jam
- Densitas campuran, $\rho = 1.620 \text{ kg/m}^3$
- Viskositas campuran, $\mu = 0,012 \text{ lb/ft.dtk}$
- Faktor keamanan 10%

Kebutuhan Alum

Kekeruhan air sungai Cisadane yaitu rata-rata sebesar 46 NTU (SLHD Sukabumi, 2019)

Berdasarkan jurnal ISSN :2337-3539, untuk kekeruhan 22,5-50 NTU penggunaan alum yaitu sebesar 20 mg/ltr = 0,00002 kg/ltr air

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan alum} &= 0,00002 \text{ kg/ltr air} \times 3.255.329,5 \text{ l/jam} \\ &= 31,98 \text{ kg/jam} \\ &= 70,52 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

Alum yang digunakan berupa larutan alum dengan konsentrasi 25% berat.

$$\text{Berat larutan alum} = \frac{1.562,56 \text{ kg/hari}}{0,25} = 5,33 \text{ kg/hari}$$

$$\text{Volume alum 25\%} = \frac{6.250,23 \text{ kg/hari}}{1.620 \text{ kg/m}^3} = 0,0789 \text{ m}^3/\text{hari}$$

Faktor keamanan 10%

Maka,

$$\text{Volume alum total} = \frac{3,86 \text{ m}^3/\text{hari}}{0,9} = 0,09 \text{ m}^3/\text{hari}$$

Kapasitas Tangki

Kebutuhan alum direncanakan untuk pemakaian selama		7 hari
Volume tangki	=	0,087741638 ft ³ /hari
	=	0,614191466 ft ³
	=	0,017381618 m ³
	=	17,39205973 liter
tangki dengan kapasitas 1000 liter dipasaran memiliki diameter		1,04 m 3,412074 ft

Dimensi tangki,

- **Volume silinder, V_s**

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times D_t^2 \times H_s \qquad H_s = D_t$$

Maka,

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times D_t^3 = 0,785 D_t^3$$

- **Volume ellipsoidal, V_e**

$$V_e = 0,1308 D_t^3 \qquad H_e = 1/4 D_t \quad (\text{Wallas Tabel 18.5, hal650})$$

- **Diameter Tangki, D_t**

$$V_r = V_s + 2 V_e$$

$$V_r = (0,785 D_t^3) + 2(0,1308 D_t^3)$$

$$= 0,92 D_t^3$$

$$D_t^3 = \frac{V_r}{V_r}$$

$$= \frac{33,34}{0,92}$$

$$D_t = \sqrt[3]{\frac{33,34}{0,92}}$$

$$= 3,31 \text{ m} = 10,87 \text{ ft} = 130,48 \text{ in}$$

- **Tinggi tangki, H_r**

Tinggi silinder,

$$H_s = D_t = 3,31 \text{ m}$$

Tinggi *Ellipsidal*,

$$H_e = \frac{1}{4} D_t = 0,83 \text{ m}$$

Tangki direncanakan diletakkan di atas kaki penyangga yang terbuat dari besi dengan tinggi 2 m.

Tinggi total,

$$\begin{aligned} H_b &= t_{\text{silinder}} + 2 t_{\text{ellipsoidal}} + (2 - t_{\text{ellipsoidal}}) \\ &= 3,31 \text{ m} + 1,83 + (2 - 0,83) \\ &= 6,1 \text{ m} \end{aligned}$$

- **Tinggi Cairan, H_c**

$$H_c = \frac{\text{Volume Cairan}}{\text{Volume Tangki}} \times H_t$$

$$\begin{aligned} H_c &= \frac{30}{33,34} \times 6,1 \text{ m} \\ &= 5,3 \text{ m} \end{aligned}$$

- **Tekanan Cairan, P_c**

$$P_c = \rho \cdot g \cdot h$$

$$\begin{aligned} P_c &= 1620 \text{ kg/m}^3 \times 9.810 \text{ m/s} \times 5,3 \text{ m} \\ &= 87.771,96 \text{ kg/m dt}^2 \\ &= 0,85 \text{ atm} \end{aligned}$$

- **Tekanan Disain, P_d**

$$\begin{aligned} P_d &= P_{\text{operasi}} \times P_c \\ &= 1 \text{ atm} + 0,85 \text{ atm} \\ &= 1,85 \text{ atm} \\ &= 27,22 \text{ psi} \end{aligned}$$

- **Tebal dinding tangki, t_d**

$$t_d = \frac{PR}{SE - 0.6P} + C \quad (\text{Walas, Tabel 18.3})$$

- Tekanan desain, P : 27,22 psi

- Jari-jari tangki, R : 65,24 in
- Allowable stress, S : 11500 psi (Peter, Tabel 4 Hal 538)
- Efisiensi pengelasan, E : 0,85 (Peter, Tabel 4 Hal 538)
- Faktor korosi yang diizinkan : 0,002 in/thn (Perry's Tabel 23-2)
- Tahun digunakan : 10 tahun

Maka,

$$t_d = \frac{27,22 \text{ psi} \times 65,2 \text{ in}}{(11500 \text{ psi} \times 0.85) - (0.6 \times 27,22 \text{ psi})} + 0.002 \text{ in/thn} \times 10 \text{ thn}$$

$$= 0,005 \text{ m}$$

- Tebal dinding alas *ellipsoidal*, t_e

$$t_e = \frac{PD_t}{2(SE - 0.2P)} + C \quad (\text{Walas, Tabel 18.3})$$

$$= \frac{27,22 \text{ psi} \times 130,48 \text{ in}}{(11500 \text{ psi} \times 0.85) - (0.6 \times 27,22 \text{ psi})} + 0.002 \frac{\text{in}}{\text{thn}} \times 10 \text{ thn}$$

$$= 0,0006 \text{ m}$$

Desain pengaduk

Untuk umpan dengan viskositas $\leq 4.000 \text{ cP}$, maka dipilih pengaduk jenis propeller berdaun 3 (Walas, hal 288)

Untuk mencegah vortex, maka pada *dissolved* tangki dipasang *buffle*

$$\begin{array}{ccc} \frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3} & \frac{H}{D_t} = 1 & \frac{J}{D_t} = \frac{1}{12} \\ \frac{E}{D_t} = \frac{1}{3} & \frac{W}{D_a} = \frac{1}{5} & \frac{L}{D_a} = \frac{1}{4} \end{array}$$

(Mc. Cabe, hal 264)

- Diameter pengaduk, d

$$D_a = \frac{D_t}{3}$$

$$= \frac{3,31 \text{ m}}{3} = 1,1 \text{ m}$$

- Panjang daun pengaduk, L

$$L = \frac{D_a}{4}$$

$$= 1,1 \text{ m} / 4 = 0,3 \text{ m}$$

- Lebar daun pengaduk, W

$$W = D_a / 5$$

$$= 1,1 \text{ m} / 5 = 0,2 \text{ m}$$

- Tinggi pengaduk dari dasar tangki, E

$$E = D_a$$

$$= 1,1 \text{ m}$$

- Lebar *baffle*, J

$$J = D_t / 12$$

$$= 3,31 \text{ m} / 12 = 0,3 \text{ m}$$

- Kecepatan putar pengaduk, N

$$\frac{N \times d}{\left(\frac{\sigma g_c}{\rho}\right)^{0,25}} = 1,22 + 1,25 \left(\frac{D_t}{D_a}\right) \quad (\text{Robert E-Trybal, pers 6.18, hal 171})$$

$$\sigma = 72,75 \text{ dyn/cm}$$

$$= 72,75 \text{ g/s}^2$$

$$= 0.05 \text{ lbf/ft}$$

$$g_c = 32.17 \text{ ft/dt}^2$$

Maka,

$$N = \frac{\left(1,22 + 1,25 \left(\frac{D_t}{D_a}\right) \times \left(\frac{\sigma g_c}{\rho}\right)^{0,25}\right)}{D_a}$$

$$= 0,79 \text{ rps}$$

- Daya pengadukan, P

$$N_{Re} = \frac{\rho \times N \times D_a^2}{\mu}$$

$$= \frac{101,14 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 2,41 \text{ rps} \times (3,62)^2}{0,01250 \frac{\text{lb}}{\text{ft dt}}} \quad (\text{MC. Cabe Per 19.17, hal 270})$$

$$= 84.865,12$$

Karena $N_{Re} > 10000$, maka

$$P = \frac{K_T N^3 D a^5 \rho}{g_c} \quad (\text{Mc Cabe, Pers 9.24, hal 274})$$

$$K_T = 0.87 \quad (\text{Mc Cabe, Tabel 9.23, hal 275})$$

$$P = \frac{0.87 \times (0.79 \text{ rps})^3 \times (3.62)^5 \times 101.14}{32.17} \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft lbf/s}}$$

$$= 870 \text{ lb/ft dt}$$

$$= 1.6 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi motor} = 80 \%$$

$$\text{Daya Motor} = \frac{1.6 \text{ hp}}{0.81} = 1.9 \text{ hp} \approx 2 \text{ hp}$$

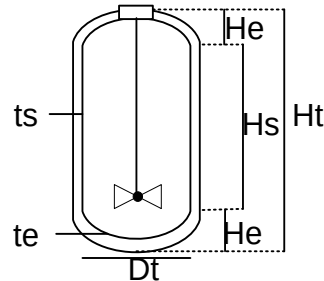
4. Tangki Pelarutan Kapur Tohor (TP-2202)

Fungsi : Tempat melarutkan kapur tohor (Ca(OH)_2)

Jenis : Silinder vertikal dengan alas dan tutup *ellipsiodal*

Konstruksi : *Stainless Steel*

Gambar :



Data :

- Laju alir = 5.273.634 kg/jam = 1.578.932 l/jam
- Densitas campuran, $\rho = 3.340 \text{ kg/m}^3$
- Viskositas campuran, $\mu = 0.00074 \text{ lb/ft.dtk}$
- Faktor keamanan 10%

Kebutuhan kapur tohor

Kekeruhan air sungai Batipuh Panjang yaitu rata-rata sebesar 25 NTU (SLHD Sumatera Barat, 2009)

Berdasarkan jurnal Muhammad arif fahrurozi 2015, penggunaan kapur tohor dosis optimum yaitu sebesar 15 mg/ltr = 0,000015 kg/ltr air

Kebutuhan kapur tohor = 0,000015 kg/ltr air x 1.578.932 l/jam

$$= 23,68 \text{ kg/jam}$$

$$= 568,42 \text{ kg/hari}$$

Kapur tohor yang digunakan berupa larutan kapur tohor dengan konsentrasi 40% berat.

$$\text{Berat larutan kapur tohor} = \frac{568,42 \text{ kg/hari}}{0,40} = 1.421,04 \text{ kg/hari}$$

$$\text{Volume kapur tohor 40\%} = \frac{1.421,04 \text{ kg/hari}}{3.340 \text{ kg/m}^3} = 0,43 \text{ m}^3/\text{hari}$$

Faktor keamanan 10%

Maka,

$$\text{Volume kapur tohor total} = \frac{0,43 \text{ m}^3/\text{hari}}{0,9} = 0,47 \text{ m}^3/\text{hari}$$

Kapasitas tangki

Kebutuhan kapur tohor direncanakan untuk pemakaian selama 7 hari

Volume tangki = 0,47 m³/hari x 7 hari

$$= 3,31 \text{ m}^3$$

Dimensi tangki

- Diameter Tangki = 1,6 m
- Tebal silinder = 0,03 m
- Tebal alas dan tutup = 0,03 mm
- Tinggi tangki dengan kaki = 4,4 m

Dimensi pengaduk

- Diameter pengaduk = 0,3 m
- Panjang daun pengaduk = 0,13 m
- Lebar daun pengaduk = 0,12 mm
- Tinggi pengaduk = 0,53 m
- Lebar baffle = 0,13 m

- Kecepatan pengaduk = 1,39 rps
- Daya pengaduk = 0,44 Hp
- Daya motor = 0,54 Hp

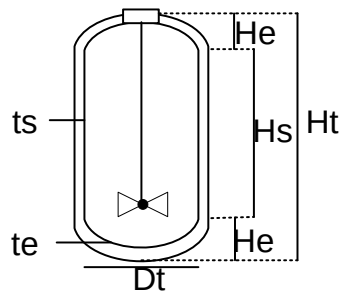
5. Tangki Pelarutan Kaporit (TP-2203)

Fungsi : Tempat melarutkan kaporit ($\text{Ca}(\text{OCl})_2$)

Jenis : Silinder vertikal dengan alas dan tutup *ellipsiodal*

Konstruksi : *Stainless Steel*

Gambar :



Data :

- Laju alir = 5.273.634 kg/jam = 2.244.099 l/jam
- Densitas campuran, $\rho = 2.350 \text{ kg/m}^3$
- Viskositas campuran, $\mu = 0,00074 \text{ lb/ft.dtk}$
- Faktor keamanan 10%

Kebutuhan kaporit

Kekeruhan air sungai Batipuh Panjang yaitu sebesar 25 NTU (SLHD Sumatera Barat, 2014)

Berdasarkan jart test PDAM, penggunaan kaporit dosis optimum yaitu sebesar $20 \text{ mg/ltr} = 2 \times 10^{-5} \text{ kg/ltr air}$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan alum} &= 2 \times 10^{-5} \text{ kg/ltr air} \times 2.244.099 \text{ l/jam} \\ &= 44,88 \text{ kg/jam} \\ &= 1.077,17 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

Kaporit yang digunakan berupa larutan kaporit dengan konsentrasi 40% berat.

$$\text{Berat larutan kaporit} = \frac{1.077,17 \text{ kg/hari}}{0,4} = 2.692,9 \text{ kg/hari}$$

$$\text{Volume kaporit 40\%} = \frac{2.692,9 \text{ kg/hari}}{2.350 \text{ kg/m}^3} = 1,15 \text{ m}^3/\text{hari}$$

Faktor keamanan 10%

Maka,

$$\text{Volume kaporit total} = \frac{1,15 \text{ m}^3/\text{hari}}{0,9} = 1,27 \text{ m}^3/\text{hari}$$

Kapasitas tangki

Kebutuhan kaporit direncanakan untuk pemakaian selama 7 hari

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= 1,27 \text{ m}^3/\text{hari} \times 7 \text{ hari} \\ &= 8,9 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Dimensi tangki

- Diameter Tangki = 2,21 m
- Tebal silinder = 0,004 m
- Tebal alas dan tutup = 0,004 m
- Tinggi tangki dengan kaki = 5,3 m

Dimensi pengaduk

- Diameter pengaduk = 0,7 m
- Panjang daun pengaduk = 0,18 m
- Lebar daun pengaduk = 0,15 mm
- Tinggi pengaduk = 0,73 m
- Lebar baffle = 0,18 m
- Kecepatan pengaduk = 1,1 rps
- Daya pengaduk = 0,77 Hp
- Daya motor = 0,96 Hp

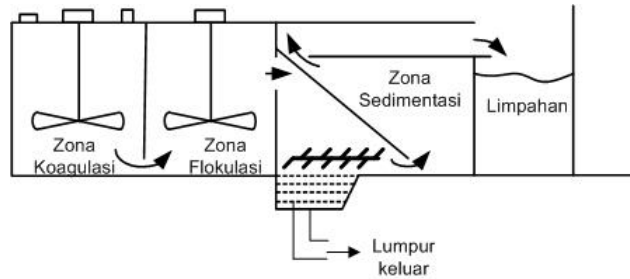
6. Unit Pengolahan Raw Water (BPR-2112)

Fungsi : Tempat pencampuran, pembentukan dan pengendapan
flok-flok yang terkandung dalam air

Bentuk : Persegi panjang

Konstruksi : semen

Gambar :



Data :

- Laju alir massa, $m = 66.628,81 \text{ kg/jam}$
- Densitas, $\rho = 1000 \text{ kg/m}^3 = 62,43 \text{ lb/ft}^3$
- Viskositas, $\mu = 1,00 \text{ cP} = 0,00067 \text{ lb/ft.dtk}$
- Waktu tinggal = 2 jam
- Faktor keamanan 10%

Kapasitas bak

$$Q = \frac{m}{\rho}$$
$$= \frac{66.628,81 \text{ kg/jam}}{1000 \text{ kg/m}^3} = 66,63 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Faktor keamanan 10%

$$\text{Kapasitas bak} = \frac{66,63 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} \times 2 \text{ jam}}{0,9} = 148,06 \text{ m}^3$$

Dimensi bak

Perbandingan dimensi bak penampung yaitu $P : L : T = 4 : 1 : 1$

Volume bak = panjang x lebar x tinggi

$$148,06 \text{ m}^3 = 4T \times T \times T$$

$$4T^3 = 148,06 \text{ m}^3$$

$$T = 3,29 \text{ m}$$

Sehingga diperoleh dimensi bak :

$$\text{Panjang} = 3T = 13,17 \text{ m}$$

$$\text{Lebar} = 2T = 3,29 \text{ m}$$

a. Bak Pencampur

Volume bak pencampur

Direncanakan panjang bak pencampur adalah 20% dari panjang bak unit pengolahan *raw water*.

$$\text{Panjang bak pencampur} = 20\% \times 13,17 \text{ m} = 2,63 \text{ m}$$

Sehingga ukuran bak pencampur adalah

$$\text{Panjang} = 2,63 \text{ m}$$

$$\text{Lebar} = 3,29 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi} = 3,29 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume bak pencampur} &= P \times L \times T \\ &= 28,56 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Perencanaan sistem pengaduk

Dimensi Pengaduk

- Diameter impeller = 1,10 m
- Panjang daun pengaduk = 0,27 m
- //tinggi impeler dari dasar tangki= 1,10 m
- Lebar *baffle* = 0,27 m
- Kecepatan pengadukan = 0,76 rps
- Daya pengadukan = 1 hp
- Daya motor = 3 hp

b. Bak Pembentukan Flok

Volume bak pembentukan flok

Direncanakan panjang bak pembentukan flok adalah 20% dari panjang bak unit pengolahan *raw water*.

Sehingga ukuran bak pencampur adalah

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang} &= 2,63 \text{ m} = 8,64 \text{ ft} \\
 \text{Lebar} &= 3,29 \text{ m} = 10,80 \text{ ft} \\
 \text{Tinggi} &= 3,29 \text{ m} = 10,80 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume bak pencampur} &= P \times L \times T \\
 &= 28,56 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Perencanaan sistem pengaduk

Dimensi Pengaduk

- Diameter impeller = 0,33 m
- Panjang daun pengaduk = 0,33 m
- Lebar daun pengaduk = 1,7 m
- Tinggi impeler dari dasar tangki = 1 m
- Kecepatan pengadukan = 0,76 rps
- Daya pengadukan = 0,8020 hp
- Daya motor = 0,94 hp

c. Bak Sedimentasi

Volume bak sedimentasi

Direncanakan panjang bak sedimentasi adalah 30% dari panjang bak unit pengolahan *raw water*.

Sehingga ukuran bak sedimentasi adalah

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang} &= 3,95 \text{ m} = 12,96 \text{ ft} \\
 \text{Lebar} &= 3,29 \text{ m} = 10,80 \text{ ft} \\
 \text{Tinggi} &= 3,29 \text{ m} = 10,80 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume bak sedimentasi} &= P \times L \times T \\
 &= 42,84 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

d. Bak Penampung Berpelampung (*Float Chamber*)

Direncanakan panjang bak penampung adalah 30% dari panjang bak unit pengolahan *raw water*.

Sehingga ukuran bak sedimentasi adalah

$$P = 3,95 \text{ m} = 12,96 \text{ ft}$$

$$L = 3,29 \quad \text{m} = 10,80 \quad \text{ft}$$

$$T = 3,29 \quad \text{m} = 10,80 \quad \text{ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume bak sedimentasi} &= P \times L \times T \\ &= 42,84 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

7. Sand Filter (SF-2301)

Fungsi : Menyaring sisa-sisa flok yang berasal dari bak penampung berpelampung (*float chamber*)

Bentuk : Persegi panjang

Konstruksi : beton bertulang

Isi : pasir silica, karbon dan batu-batu kecil

Jumlah : 1 unit

Gambar :

Data :

- Laju alir massa, $m = 66.628,81 \text{ kg/jam}$
- Densitas, $\rho = 1000 \text{ kg/m}^3 = 62,43 \text{ lb/ft}^3$
- Waktu tinggal = 20 menit = 0,333 jam
- Faktor keamanan 10%

Kapasitas bak

$$\begin{aligned} Q &= \frac{m}{\rho} \\ &= \frac{66.628,81 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{1000 \text{ kg/m}^3} = 66,62 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Faktor keamanan 10%

$$\text{Kapasitas bak} = \frac{66,62 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} \times 0,333 \text{ jam}}{0,9} = 12,33 \text{ m}^3$$

Kondisi filter

Porositas unggun, $\varepsilon = 0,4$

Air yang terisi dalam unggun 80% dari air masuk.

Volume ruang kosong = Volume yang terisi air

Volume unggun = V air yang mengisi unggun + V partikel

$$\begin{aligned}\text{Air yang mengisi unggun} &= 80\% \times 66,62 \text{ m}^3 \\ &= 9,87 \text{ m}^3\end{aligned}$$

$$\text{Volume partikel} = \frac{66,62 \text{ m}^3}{0,4} = 24,67 \text{ m}^3$$

$$\text{Maka, volume unggun} = 34,54 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned}\text{Volume air yang tidak mengisi unggun} &= 20\% \times \text{volume unggun} \\ &= 6,909653989 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Sehingga,

$$\begin{aligned}\text{Volume bak} &= \text{V unggun} + \text{V air yang tidak mengisi unggun} \\ &= 34,54 \text{ m}^3 + 6,909 \text{ m}^3 = 41,45 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Dimensi bak *sand filter*

Perbandingan dimensi bak *sand filter* yaitu P : L : T = 3 : 2 : 1

Volume bak = panjang x lebar x tinggi

$$41,45 \text{ m}^3 = 3T \times 2T \times T$$

$$6T^3 = 41,45 \text{ m}^3$$

$$T = 1,89 \text{ m}$$

Sehingga diperoleh dimensi bak :

$$\text{Panjang} = 3T = 5,677299868 \text{ m}$$

$$\text{Lebar} = 2T = 3,784866579 \text{ m}$$

8. Bak Penampung Air Bersih (BP-2172)

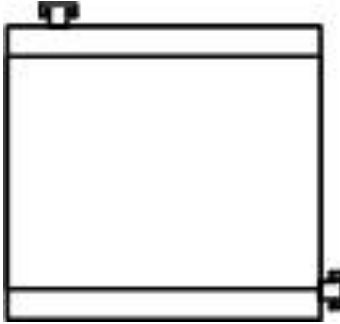
Fungsi : Menampung air bersih hasil penyaringan di *sand filter*

Jenis : Bak berbentuk empat persegi panjang

Jumlah : 1 unit

Konstruksi : Beton bertulang

Gambar :



Data :

- Laju alir massa, m : 66.628,81 kg/jam
- Densitas, ρ : 1000 kg/m³
- Waktu tinggal : 24 jam
- Viskositas, μ : 1 cP = 0,000672 lb/ft.dt.s
- Faktor keamanan: 0,1

Laju alir volumetrik, Q

$$Q = \frac{m}{\rho}$$

$$= \frac{66.628,81 \frac{kg}{jam}}{1000 \frac{kg}{m^3}} = 66,62880632$$

m³/jam

Volume bak

Faktor keamanan 10%

$$V = \frac{66,62 \frac{m^3}{jam}}{0,9} = 1.599,091 \text{ m}^3$$

Dimensi bak

Perbandingan dimensi bak penampung yaitu P : L : T = 3 : 2 : 1

Volume bak = panjang x lebar x tinggi

$$1.599,091 \text{ m}^3 = 3T \times 2T \times T$$

$$6T^3 = 888,3840843 \text{ m}^3$$

$$T = 5,2 \text{ m}$$

Sehingga diperoleh dimensi bak :

Tinggi = 5,202934293 m

Panjang = 15,60880288 m

Lebar = 10,40586859 m

9. Ultra Filtration

Fungsi : memfilter makro – micro partikel

Type : UF840-28

Jumlah : 1 unit

Massa = 66.628,8063 kg/jam

Densitas = 1000 kg/m³

Q = 66,6288 m³/jam

Faktor keamanan 10%

Q = 74,0320 m³/jam

Kapasitas produksi :

UF440-01	800 - 1.000 liter/jam
UF440-02	1.600 - 2.000 liter/jam
UF840-01	2.500 - 3.000 liter/jam
UF840-02	5.000 - 6.000 liter/jam
UF840-03	7.500 - 9.000 liter/jam
UF840-04	10.000 - 12.000 liter/jam
UF840-06	16.000 - 18.000 liter/jam
UF840-08	20.000 - 24.000 liter/jam
UF840-10	26.000 - 30.000 liter/jam
UF840-12	32.000 - 36.000 liter/jam
UF860-14	38.000 - 42.000 liter/jam
UF840-20	55.000 - 60.000 liter/jam
UF840-28	78.000 - 84.000 liter/jam
UF860-32	90.000 - 96.000 liter/jam

APLIKASI :

- Air limbah
- Recycle Water Treatment
- Air minum dalam kemasan (AMDK)
- Depot air minum isi ulang (DAMIU)
- Rumah sakit, Hotel, gedung, restoran, Mall, pabrik/industri dll.
- Reverse Osmosis Pre treatment (memberi kualitas terbaik sumber air baku)
- Penjernih air tanah dan permukaan (Menggati media filter)
- Darurat/sistem air mobile (air sungai)

Material Membrane tersedia dalam beberapa jenis :

UF/PP

10. RO

Fungsi : memfilter logam pada air
Type : UF840-28
Jumlah : 1 unit



$$\begin{aligned} \text{Massa} &= 66.628,8063 \text{ kg/jam} \\ \text{Densitas} &= 1000 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

$$Q = 66,6288 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Faktor keamanan 10%

$$Q = 74,0320 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Berdasarkan data kapasitas yang diperoleh spesifikasi sebagai berikut :

panjang 6 m

lebar 4 m

tinggi 2 m

2	REVERSE OSMOSIS	Membrane 42 pcs x 8 inch HOUSING MEMBRANE 8 Pcs POWER CONSUMP : 5 kw x 380 V CATRIDGE HOUSING 20" ISI 4 pcs AKSESORIES	P x L x T . 6mx4mx2m	a. 75m ³ /jam/750m ³ /hari
		MEMBRANE 4 pcs x 8 INCH HOUSING MEMBRANE 4 Pcs POWER CONSUMP : 5 kw x 380 V CATRIDGE HOUSING 20" ISI 4 pcs AKSESORIES	P x L x T . 6mx4mx2m	b . 5 m ³ /jam/50 m ³ /hari

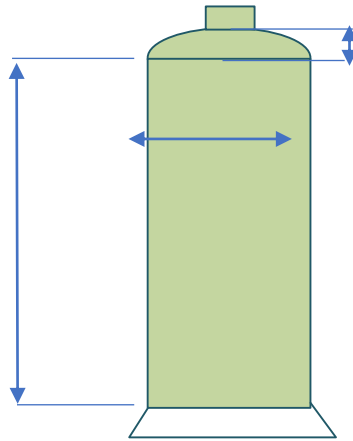
sumber: <https://www.indotrading.com/product/reverse-osmosis-p187346.aspx>

11. Demin Tank

Fungsi : Menampung air demin

Bahan : Carbon Steel

Jumlah : 1 unit



Temperatur	:	30	C	
Tekanan	:	1	atm	
Laju alir	:	66628,8063	kg/jam	
Densitas Campuran	:	1000,0000	kg/m ³	= 62,4610 lbm/ft ³
Waktu Operasi	:	0,167	jam	= 10,02 menit
Viskositas Campuran	:	1	cp	= 0,0007 lb/ft s

Kapasitas Tangki (Vt)

$$V_e = \frac{m}{\rho}$$

$$= \frac{66628,8063 \text{ kg/jam}}{1000 \text{ kg/m}^3} = 11,1270 \text{ m}^3$$

faktor keamanan : 20 %

$$V_t = \frac{V_e}{0,8} = \frac{11,1270}{0,8} = 13,9088 \text{ m}^3$$

Dimensi tangki

Volume Silinder (Vs)

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times D_s^2 \times H_s$$

maka

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times D_s^3$$

$$H_s = D_e$$

Volume Ellipsoidal (Ve)

$$V_e = \frac{\pi}{6} \times D_e^2 \times H_e$$

maka

$$V_e = \frac{\pi}{24} \times D_e^3$$

Diameter tangki (Dt)

$$V_t = V_s + V_e$$

$$= \left(\frac{\pi}{4} \times D^3 \right) + \left(\frac{\pi}{24} \times D^3 \right)$$

$$V_t = 0,9167 \text{ Dt}^3$$

$$\text{Dt}^3 = \frac{V_t}{0,9167}$$

$$\text{Dt}^3 = \frac{13,9088}{0,9167} = 2,4757 \text{ m} = 97,4672$$

$$= 8,1223$$

Tinggi tangki (Hd)

Tinggi Silinder (Hs)

$$H_s = \text{Dt}$$

$$= 2,4757 \text{ m}$$

Tinggi Ellipsoidal (He)

$$H_e = 0,25 \text{ Dt}$$

$$= 0,6189$$

Tinggi tangki (Hd)

$$\begin{aligned}\text{Tinggi total} &= H_s + H_e \\ &= 3,0946 \quad \text{m}\end{aligned}$$

Tinggi Cairan (Hc)

$$\begin{aligned}H_c &= \frac{\text{Volume Cairan}}{\text{Volume Tangki}} \times (H_s + H_e) \\ &= \frac{11,1270}{13,9088} \times 3,0946 \\ &= 2,4757 \quad \text{m}\end{aligned}$$

Tekanan Cairan (Pc)

$$\begin{aligned}P_c &= \rho \cdot g \cdot h \\ &= 1000,0000 \cdot 9,8100 \cdot 2,4757 \\ &= 24286,3006 \quad \text{kg/m} \cdot \text{dt}^2 \\ &= \mathbf{0,2397} \quad \text{atm}\end{aligned}$$

Tekanan Design (Pd)

$$\begin{aligned}P_d &= P_{\text{operasi}} + P_c \\ &= 1,0000 + 0,2397 \\ &= 1,2397 \quad \text{atm} \\ &= \mathbf{18,2183} \quad \text{psi}\end{aligned}$$

Tebal Dinding (tdd)

$$t_{dd} = \frac{PR}{SE - 0,6P} + C \quad (\text{Walas})$$

tekanan design	=	1,2397	atm	$\mathbf{18,2183}$
jari-jari tangki	=	1,2378	m	$\mathbf{48,7336}$
allowable stress	=	$\mathbf{13700,0000}$	psi	(Walas, Tabel 18.4)
efisiensi pengelasan	=	$\mathbf{0,8500}$		(Peter, Tabel 4 Hal 538)
faktor korosi	=	$\mathbf{0,0020}$	in/thn	(Perry's Tabel 23-2)
tahun digunakan	=	$\mathbf{10}$	thn	
t_s	=	0,0963	in	
	=	$\mathbf{0,0024}$	m	

Tebal Tutup Ellipsoidal (te)

$$t_e = \frac{PD_D}{2SE - 0,2P} + C \quad (\text{Walas, Tabel 18.3})$$

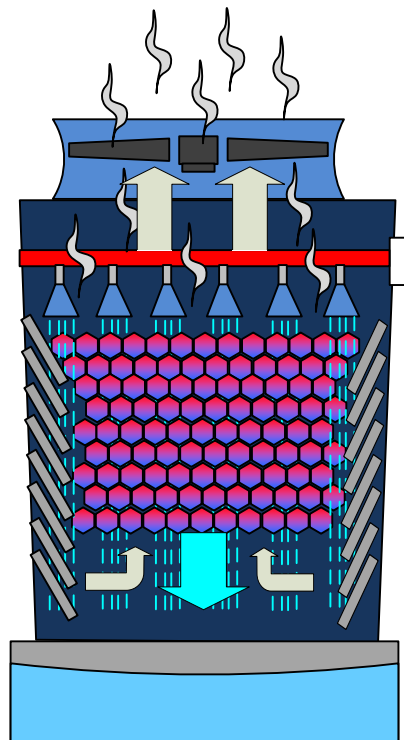
$$\begin{aligned} te &= 0,0963 \text{ in} \\ &= 0,0024 \text{ m} \end{aligned}$$

12. Cooling Tower

Fungsi : Mendinginkan air sirkulasi yang telah dipakai untuk pendinginan

Jenis : Induced draft cooling tower

Jumlah : 1 unit



laju alir massa	=	49.380,7674	kg/jam	108885	lb/jam
densitas	=	1000	kg/m ³	62,4469	lb/ft ³
temperatur masuk	=	200	OC	392	°F
temperatur keluar	=	30	OC	86	°F
temperatur bola kering	=	25	OC	77	°F
Humadity		90%	Merah		

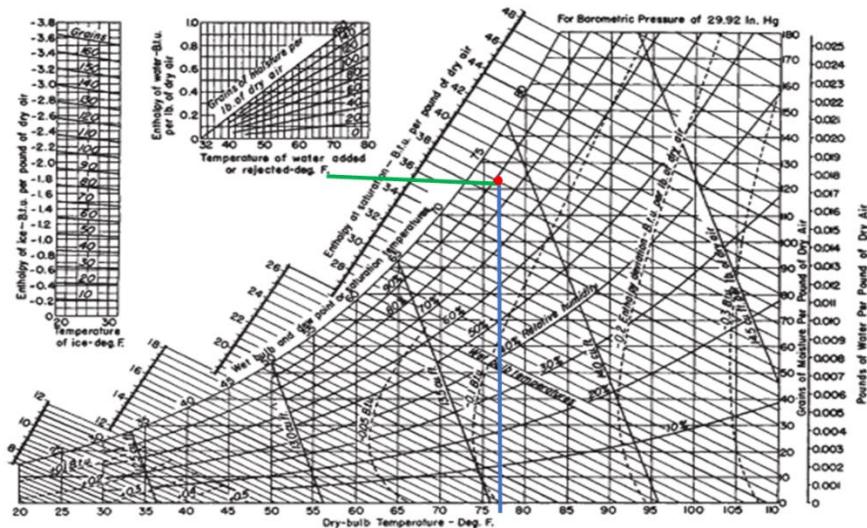


FIG. 12-2 Psychrometric chart—medium temperatures. Barometric pressure, 29.92 inHg. To convert British thermal units per pound dry air-degree Fahrenheit to joules per kilogram-kelvin, multiply by 4186.8; and to convert cubic feet per pound to cubic meters per kilogram, multiply by 0.0624.

Berdasarkan Fig 12.2 dan 12.3 diperoleh data

temperatur bola basah = 73,1 °F

Entalpy Of saturated

Tav = 68,5 °F

Laju Alir Volumetrik

coling tower yang digunakan 2 buah

$$\begin{aligned}
 Wc &= \frac{m}{\rho} \\
 &= \frac{49.380,7674}{1000,0000} \\
 &= 24,69038372 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 108,7199896 \text{ galon/menit}
 \end{aligned}$$

Luas tower

Ca = 1,5 gall/menit Ft²

$$\begin{aligned}
 \text{luas menara} &= \frac{Wc}{Ca} \\
 &= \frac{108,7199896}{1,5} \\
 &= 72,4799931 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

faktor kemanan 10 %

$$A = 80,53332566 \text{ ft}^2$$

Daya Yang dibutuhkan Fan

$$\begin{aligned} \text{perfoma standar menara} &= 97 \% \\ \text{daya} &= 0,037 \text{ Hp/ft}^2 \end{aligned}$$

sehingga,

$$\begin{aligned} \text{Pact} &= 2,97973305 \text{ Hp} \\ &= 24 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Dimensi Tower

$$D_t = \frac{A \times \sqrt{Z_t}}{C_t \times \sqrt{C_t}} \quad (\text{Perry's, Pers 12-15})$$

Untuk menghitung D_t digunakan persamaan:

$$\frac{W_t}{D_t} = 90,85 \left(\frac{P}{\Delta T} \right) \sqrt{\Delta t} + (0,3124 \Delta h)$$

(Perry's, Pers 12-16)

Maka,

$$\frac{108884,5922}{D_t} = 90,85 \times 1,921296296 \times 5,397147395$$

$$D_t = 115,5800487 \text{ ft}$$

$$Z_t = 1,5 D$$

$$Z_t^{(0.5)} = \frac{115,5800487 \times 11,18033989}{80,53332566}$$

$$(1,5 D)^{0.5} = 16,04583218$$

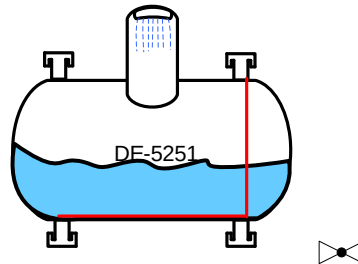
$$D = 257,4687303$$

$$= 171,6458202 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{tinggi menara} &= 257,4687303 \text{ ft} \\ &= 78,52796275 \text{ m} \end{aligned}$$

13. Dearator

Fungsi : Menghilangkan gas terlarut dalam air umpan boiler
 Type : SM45D
 Jumlah : 1 unit



Data Operasi

Air umpan boiler = 30503,49 kg/jam
 = 67248 lb/jam

Direncanakan akan didesain duo-tank deaerator yang mampu mengolah :

67248 lb/jam air umpan boiler

Berdasarkan data tersebut, diperoleh kapasitas alat sebagai berikut :

Tipe = SM 45D
 D = 60 in 1,52 m
 Panjang = 17,3 ft 5,27 m

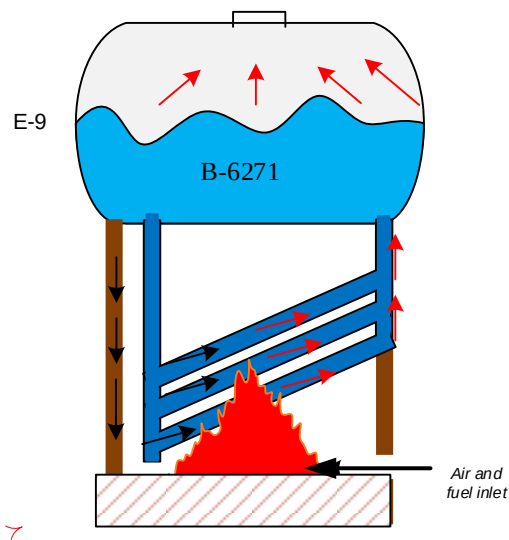
Table 1-7. General Information, Duo-Tank Deaerator (Spraymaster Only)

Model No.	Rating lb/hr	Gallons to Overflow 10 Minute Storage	Tank Size
SM7 D	7,000	230/160	36" x 9'0"
SM15 D	15,000	300	48" x 11'6"
SM30 D	30,000	600	54" x 15'0"
SM45 D	45,000	900	60" x 17'3"
SM70 D	70,000	1,400	66" x 22'8"
SM100 D	100,000	2,000	72" x 26'0"
SM140 D	140,000	2,800	84" x 25'0"
SM200 D	200,000	4,000	96" x 26'3"
SM280 D	280,000	5,600	108" x 28'4"

NOTES:
 Duo-Tank Deaerators have a 10 minute storage capacity in each section.
 200 and 280 Models use two internal sprays.

14. Boiler

Fungsi : Menghasilkan steam
Type : TP-SZL25-2.45-All Water Tube Boiler
Jumlah : 2 unit



Effisiensi Termal = 82%
Kebutuhan air umpan boiler = 30503,49241 kg/jam
Jika kondensat yang dapat diregenerasi = 27453,14317

dan asumsi 90% yang dapat disirkulasikan kembali.

Sehingga jumlah kondensat yang disirkulasikan kembali adalah : 27453,14317 kg/jam

Maka air yang di make-up yang dibutuhkan oleh boiler adalah : 3050,35 kg/jam

Data operasi

Effisiensi termal :	82%			
Steam terbentuk :	25012,86378	kg/jam	55143,35948	lb/jam
Kondensat yang diregenrasi :	27453,14317	kg/jam	60523,19943	lb/jam
Air make-up :	3050,349241	kg/jam	6724,799937	lb/jam
	30,59	m ³		
	30595,28	L		

Technical data THW-I ... NTE Type	Boiler output kW*	Water content litres	Transport weight bar/kg	Net efficiency %**	L x W x H mm
(23/15)	1500 - 2300	2800	10 / 4500	91.3 - 93.3	3480 x 1750 x 2430
(28/20)	2000 - 2800	3500	10 / 6000	91.4 - 92.9	3980 x 1850 x 2530
(35/25)	2500 - 3300	4500	10 / 6900	91.7 - 93.1	4330 x 1950 x 2630
(40/30)	3000 - 4000	5000	10 / 7600	91.9 - 93.2	4630 x 2000 x 2835
(45/35)	3500 - 4500	5500	10 / 8200	92.1 - 93.2	4780 x 2050 x 2885
(50/40)	4000 - 5000	6500	10 / 10000	92.4 - 93.3	5180 x 2150 x 3065
(55/45)	4500 - 5500	7000	10 / 10800	92.3 - 93.2	5430 x 2200 x 3165
(60/50)	5000 - 6000	8000	10 / 12200	92.4 - 93.2	5480 x 2250 x 3215
(70/60)	6000 - 7000	9000	10 / 13500	92.6 - 93.2	5970 x 2450 x 3505
(80/70)	7000 - 8000	10000	10 / 15000	92.4 - 93.0	6270 x 2550 x 3605
(90/80)	8000 - 9000	11500	10 / 17000	92.6 - 92.9	6570 x 2650 x 3705
(100/90)	9000 - 10000	13000	10 / 18500	92.3 - 92.8	6720 x 2750 x 3910
(120/100)	10000 - 12000	14000	10 / 21000	92.4 - 93.2	7020 x 2850 x 4060
(140/120)	12000 - 14000	15000	10 / 23000	92.2 - 92.9	7220 x 3050 x 4260
(160/140)	14000 - 16000	16500	10 / 26500	92.2 - 92.9	7420 x 3250 x 4460
(180/160)	16000 - 18000	20000	10 / 30500	92.6 - 93.1	7620 x 3350 x 4745
(200/180)	18000 - 20000	25000	10 / 35500	92.8 - 93.2	7920 x 3650 x 5245

Boiler pressure: standard 6 and 10 bar

Subject to modifications

* kW Burner setting full load, air coefficient $\lambda = 1.1$
(CO₂ heating oil EL = 13.9%, natural gas = 10.8%).
** % With a clean boiler, boiler water (average temperature) = 70 °C

Flue gas temperature at nominal output approx. 175° C
Dimensions and weight: incl. insulation, without burner
and other fitted parts

LAMPIRAN D

PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI

Analisa ekonomi dihitung untuk menentukan jumlah modal yang dibutuhkan untuk mendirikan dan mengoperasikan pabrik serta tinjauan kelayakan suatu pabrik.

1. Perhitungan Jumlah Modal

Pra rancangan pabrik Metanol dari gas CO_2 dan H_2 Dengan Kapasitas Produksi 200.000 Ton/Tahun ini mengolah bahan padatan dan cairan. Dalam hal ini, untuk menentukan jumlah modal yang dibutuhkan untuk mendirikan dan mengoperasikan pabrik diperoleh dari hasil perkiraan dengan metoda *percentage delivered equipment cost* untuk *solid-liquid processing plant* (Peters, 1991).

1.1 Perhitungan Harga Alat

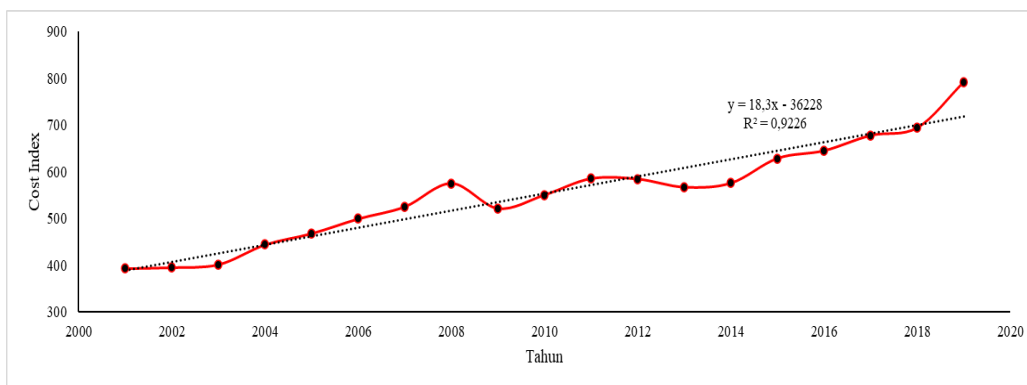
Untuk menghitung harga peralatan pada tahun 2025 ditentukan dengan persamaan :

$$\text{Harga Sekarang} = \text{Harga awal} \times \left(\frac{\text{indeks harga sekarang}}{\text{indeks harga awal}} \right) \quad (\text{Peters, 1991})$$

Daftar indeks harga rata-rata tahunan menurut *Engineering Plant Cost* dapat dilihat pada Tabel D.1 dan Gambar D.1 di bawah ini.

Tabel D.1 Daftar Indeks Harga Rata-Rata Tahunan

Tahun	Cost Index
2001	393,4
2002	395,6
2003	402
2004	444,2
2005	468,2
2006	499,6
2007	525,5
2008	575,4
2009	521,9
2010	550,8
2011	585,7
2012	584,6
2013	567,3
2014	576,1
2015	628,9
2016	645,2
2017	677,8
2018	694,2
2019	792,1



Gambar D.1 Grafik Hubungan Harga Indeks Terhadap Tahun

Persamaan yang diperoleh sesuai Gambar D.1 adalah :

$$y = 18,3 x - 36.228$$

Dengan menggunakan persamaan di atas dapat dicari harga indeks pada tahun penghitungan dan perancangan pabrik yaitu tahun penghitungan 2019 dan perancangan pabrik tahun 2025 yaitu :

$$y = 18,3 (2025) - 36.228$$

$$y = 829,5$$

Contoh perhitungan harga peralatan :

Harga *storage tank* dengan kapasitas 2500 galon pada tahun 2014 adalah US\$8700

Nilai indeks harga tahun 2014 : 576,1

Nilai indeks harga tahun 2030 : 829,5

Harga satu buah Storage tank tahun 2026 adalah :

$$= 8700 \times \frac{829.5}{576.1} = \text{US\$ } 12.526,73$$

Dengan cara yang sama, diperoleh perkiraan harga peralatan utama dan utilitas seperti yang terlihat pada Tabel D.2 dan Tabel D.3 di bawah ini.

Tabel D.2 Harga Alat Utama pada Tahun 2025

Alat	Jenis / Bahan	Jumlah	Harga Per Unit Pada	Harga (US \$)		Harga (Rp)	
				2014	2025	2014	2025
ware house	Light Steel	1	66.000	66.000	69.116,27	956.699.700	1.001.871.482,33
screw conveyor	Carbon Steel	1	5.200	5.200	7.487,24	75.376.340	108.530.939,13
tangki mixing	Carbon Steel	1	200.000	200.000	287.970,84	2.899.090.000	4.174.266.889,43
elektrolizer AEM	Carbon Steel	1	781.600	781.600	#####	11.329.643.720	16.313.035.003,89
Tangki Oksigen	Carbon Steel	1	54.300	54.300	78.184,08	787.102.935	1.133.313.460,48
Tangki Hidrogen	Carbon Steel	2	2.400	4.800	6.911,30	69.578.160	100.182.405,35
Membran Hallow Fiber	Hollow fibre	1	150.000	150.000	157.082,44	2.174.317.500	2.276.980.641,65
Kompresor	Multi stage	5	53.700	268.500	386.600,85	3.892.028.325	5.603.953.299,06
heat exchanger	Carbon Steel	1	7.600	7.600	10.942,89	110.165.420	158.622.141,80
reaktor PFR	Carbon Steel	1	200.000	200.000	209.443,25	2.899.090.000	3.035.974.188,87
Reboiler	Carbon Steel	1	17.700	17.700	25.485,42	256.569.465	369.422.619,71
coller	Carbon Steel	4	2.000	8.000	11.518,83	115.963.600	166.970.675,58
flash drum	Carbon Steel	1	78.400	78.400	112.884,57	1.136.443.280	1.636.312.620,66
menara destilasi	Carbon Steel	1	97.700	97.700	140.673,75	1.416.205.465	2.039.129.375,49
tangki metanol	Carbon Steel	4	4.100	16.400	23.613,61	237.725.380	342.289.884,93
condensor	Carbon Steel	3	32.500	97.500	140.385,78	1.413.306.375	2.034.955.108,60
pompa	Sentrifugal	3	1.500	4.500	6.479,34	65.229.525	93.921.005,01
mix point	Carbon Steel	1	150	150	215,98	2.174.318	3.130.700,17
valve ball	Stainlees Steel	15	900	13.500	19.438,03	195.688.575	281.763.015,04
check valve	Stainlees Steel	1	200	200	287,97	2.899.090	4.174.266,89
gate valve	Stainlees Steel	6	45	270	388,76	3.913.772	5.635.260,30
Total				2.072.320	#####	30.039.210.944	40.884.434.984,33

Sumber : matche.com & Alibaba.com)

Total harga peralatan proses A

- Harga peralatan proses A = US\$ 2.820.501,26 = Rp 40.884.434.984,33
- Biaya Tranportasi dan asuransi = US\$ 338.460,15 = Rp 4.906.123.198,12
- Pajak beacukai 10% = US\$ 282.050,13 = Rp 4.088.443.498,43

$$\text{TOTAL} = 3.441.011,54 = \text{Rp } 49.879.010.680,89$$

Tabel D.2 Harga Alat Utilitas pada Tahun 2030

Alat	Jenis / Bahan	Jumlah	Harga Per Unit Pada 2014 (US	Harga (US \$)		Harga (Rp)	
				2014	2025	2014	2025
Bar Screen	Stainless Steel	1	35.000	35.000,00	50.394,90	507.340.750	730.496.705,65
Bak Penampung Air Sungai	Carbon Steel	2	122.100	244.200,00	351.612,39	3.539.788.890	5.096.779.871,99
Tangki Pelarutan PAC	Carbon Steel	1	1.600	1.600,00	2.303,77	23.192.720	33.394.135,12
Tangki Pelarutan Kapur Tohor	Carbon Steel	1	1.600	1.600,00	2.303,77	23.192.720	33.394.135,12
Tangki Pelarutan Kaporit	Carbon Steel	1	1.600	1.600,00	2.303,77	23.192.720	33.394.135,12
Coagulation Tank	Carbon Steel	1	93.100	93.100,00	134.050,43	1.349.526.395	1.943.121.237,03
Floculation Tank	Carbon Steel	1	93.100	93.100,00	134.050,43	1.349.526.395	1.943.121.237,03
Sedimentation Tank	Carbon Steel	1	6.100	6.100,00	8.783,11	88.422.245	127.315.140,13
Sand Filter	Carbon Steel	2	14.500	29.000,00	41.755,77	420.368.050	605.268.698,97
Carbon Filter	Carbon Steel	2	14.500	29.000,00	41.755,77	420.368.050	605.268.698,97
Bak Air Bersih	Carbon Steel	2	122.100	244.200,00	351.612,39	3.539.788.890	5.096.779.871,99
Ultra Filtration	UF840-28	1	797	797	1.147	11.550.000	16630315,92
RO(River Osmosis	Hollow Fibre	1	6.500	6.500,00	9.359,05	94.220.425	135.663.673,91
Demin Water Tank	Carbon Steel	1	6.400	6.400,00	9.215,07	92.770.880	133.576.540,46
Cooling Tower	Induced draft cooling to	1	97.600	97.600,00	140.529,77	1.414.755.920	2.037.042.242,04
Daerator	SM70D	1	47.100	47.100,00	67.817,13	682.735.695	983.039.852,46
Boiler	Water Tube	1	1.942.600	1.942.600,00	2.797.060,75	28.158.861.170	40.544.654.297,02
Pompa Air Sungai Ke Bak Penampungan Air	Sentrifugal	2	1.500	3.000,00	4.319,56	43.486.350	62.614.003,34
Pompa Air Sungai Dari Bak Penampungan Air Ke T	Sentrifugal	1	1.500	1.500,00	2.159,78	21.743.175	31.307.001,67
Pompa Larutan PAC, Kaporit, Kapur Tohor Ke Tan	Sentrifugal	1	1.500	1.500,00	2.159,78	21.743.175	31.307.001,67
Pompa Air Dari Tangki Koagulasi Ke Tangki Floku	Sentrifugal	1	1.500	1.500,00	2.159,78	21.743.175	31.307.001,67
Pompa Air Dari Tangki Flokulasi Ke Tangki Sedime	Sentrifugal	1	1.500	1.500,00	2.159,78	21.743.175	31.307.001,67
Pompa Air Dari Tangki Sedimentasi Ke Sand Filter	Sentrifugal	1	1.500	1.500,00	2.159,78	21.743.175	31.307.001,67
Pompa Air Dari Sand Filter Ke Carbon Filter	Sentrifugal	1	1.500	1.500,00	2.159,78	21.743.175	31.307.001,67
Pompa Air Dari Carbon Filter Ke Tangki Penyimpa	Sentrifugal	1	1.500	1.500,00	2.159,78	21.743.175	31.307.001,67
Pompa Air Dari Tangki Penyimpanan Ke Mix-Bed	Sentrifugal	1	1.500	1.500,00	2.159,78	21.743.175	31.307.001,67
Pompa Air Dari Mix-Bed ion exchange Ke Tangki	Sentrifugal	1	1.500	1.500,00	2.159,78	21.743.175	31.307.001,67
Pompa Air Demin Ke Daerator	Sentrifugal	1	1.500	1.500,00	2.159,78	21.743.175	31.307.001,67
Pompa Air Dari Daerator Ke Boiler	Sentrifugal	2	1.500	3.000,00	4.319,56	43.486.350	62.614.003,34
Total				2.900.496,80	4.176.292,48	42.044.006.365	60.537.238.812,30

Sumber : matche.com & Alibaba.com)

Total harga peralatan proses B

- Harga peralatan proses B = US\$ 4.175.145,20 =Rp 60.520.608.496,39
- Biaya Tranportasi dan asuransi = US\$ 501.017,42= Rp 7.262.473.019,57
- Pajak beacukai 10% = US\$ 417.514,52= Rp 6.052.060.849,64

TOTAL = 5.093.677,14= Rp 73.835.142.365,59

Total harga peralatan = harga peralatan proses + harga peralatan utilitas
= **US\$ 3.441.011,54 + US\$ 5.093.677,14**
= **US\$ 8.534.688,68**

= Rp 123.714.153.046,48

1.2 Perhitungan Komponen-Komponen Investasi

Perkiraan investasi dihitung dengan menggunakan faktor rasio berdasarkan metode *delivered equipment cost* untuk *solid-fluid processing plant* seperti yang dapat dilihat pada Tabel D.4 di bawah ini:

Tabel D.4 Perhitungan *Capital Investment* Pabrik Metanol dari CO₂ dan H₂

Komponen	Solid-Fluid Processing Plant	Biaya (US \$)
Direct Cost		
Biaya peralatan	100%	\$ 8,678,105.89
pemasangan alat	39%	\$ 3,384,461.30
instrumentasi dan alat kontrol	13%	\$ 1,128,153.77
pemasangan pipa	31%	\$ 2,690,212.83
Pemasangan instalasi listrik	10%	\$ 867,810.59
Bangunan	29%	\$ 2,516,650.71
Pengembangan area	10%	\$ 867,810.59
Fasilitas pelayanan	55%	\$ 4,772,958.24
Lahan	6%	\$ 520,686.35
Total Direct Cost		\$ 25,426,850.27
Indirect Cost		
Engineering and supervision	32%	\$ 2,776,993.89
Biaya konstruksi	34%	\$ 2,950,556.00
Total Indirect Cost		\$ 5,727,549.89
Total Direct Cost dan Indirect Cost		\$ 31,154,400.16
Biaya kontraktor	18%	\$ 5,607,792.03
Biaya tidak terduga	36%	\$ 11,215,584.06
		\$ 16,823,376.09
Fixed Capital Investment		\$ 47,977,776.24

Sumber : Peters, Tabel 17 Hal 183

2. Sumber Investasi

Sumber investasi atau permodalan berasal dari modal sendiri dan modal pinjaman bank dengan persentase 50 % - 50 %.

- Modal sendiri = 50 % x US\$ 56.444.442,62
= US\$ 28.222.221,32 = Rp 409.093.798.022,93
- Pinjaman bank = 50 % x US\$ 56.444.442,62
= US\$ 28.222.221,32 = Rp 409.093.798.022,93

3. Biaya Produksi Total (*Total Production Cost*)

3.1 Biaya Bahan Baku

Tabel D.5 Daftar Biaya Kebutuhan Bahan Baku

Nama Bahan	Kebutuhan (Kg/Jam)	Kebutuhan (Kg/Tahun)	Harga Per Kg Pada 2019 (US \$)	Harga (US \$)		Harga (Rp)	
				2019	2025	2019	2025
KOH	42.4695	14,014.9241	0.80	11211.94	11741.33	162522104.78	170195790.83
H ₂	6250.3339	2,062,610.2032	0.85	1753218.67	1835999.10	25413693609.01	26613633188.58
Co ₂	45837.1365	15,126,255.0554	0.85	12857316.80	13464391.22	186372592766.38	195172409670.14
Poly Aluminium Chloride	1.1886	392.2336	0.40	156.89	164.30	2274241.23	2381622.39
Kapur Tohor	0.8914	294.1752	2.00	588.35	616.13	8528404.60	8931083.97
Kaporit	1.1886	392.2336	1.30	509.90	533.98	7391283.99	7740272.78
Total				14623002.56	15,313,446.06	211,967,002,409.99	221975291628.69

3.2 Gaji Karyawan

Daftar gaji karyawan pra rancangan pabrik Pabrik Metanol dari Co₂ dan H₂ dapat dilihat pada Tabel D.6 di bawah ini.

Tabel D.6 Daftar Gaji Karyawan

No	Jabatan	Jumlah	Sistem Gaji	Gaji/Bulan (Per Orang)	Total/Bulan	Total/Tahun
1	Dewan Komisaris	5	5	\$ 1,454.2860	\$ 7,271.4300	\$ 87,257.1600
2	Direktur	3	3.5	\$ 1,018.0002	\$ 3,054.0006	\$ 36,648.0072
3	Kepala Bagian	7	2.5	\$ 727.1430	\$ 5,090.0010	\$ 61,080.0120
5	Staf Pengembangan	5	2	\$ 581.7144	\$ 2,908.5720	\$ 34,902.8640
6	Karyawan produksi	2	2	\$ 581.7144	\$ 1,163.4288	\$ 13,961.1456
7	Karyawan Akuntansi dan Anggaran	1	2	\$ 581.7144	\$ 581.7144	\$ 6,980.5728
8	Karyawan Pemasaran	1	2	\$ 581.7144	\$ 581.7144	\$ 6,980.5728
9	Karyawan Administrasi dan SDM	2	2	\$ 581.7144	\$ 1,163.4288	\$ 13,961.1456
10	Karyawan Logistik	1	2	\$ 581.7144	\$ 581.7144	\$ 6,980.5728
11	karyawan Teknik	2	2	\$ 581.7144	\$ 1,163.4288	\$ 13,961.1456
12	Karyawan Adm &Sdm	2	2	\$ 581.7144	\$ 1,163.4288	\$ 13,961.1456
13	Karyawan keuangan	1	2	\$ 581.7144	\$ 581.7144	\$ 6,980.5728
14	Karyawan Litbang	3	2	\$ 581.7144	\$ 1,745.1432	\$ 20,941.7184
15	Sekretaris	4	2	\$ 581.7144	\$ 2,326.8576	\$ 27,922.2912
16	Supir	8	1	\$ 290.8572	\$ 2,326.8576	\$ 27,922.2912
17	Office boy	10	1	\$ 290.8572	\$ 2,908.5720	\$ 34,902.8640
18	Karyawan Produksi dan teknisi	84	2	\$ 581.7144	\$ 48,864.0096	\$ 586,368.1152
19	Karyawan Utilitas	32	2	\$ 581.7144	\$ 18,614.8608	\$ 223,378.3296
20	Karyawan Laboratorium	40	2	\$ 581.7144	\$ 23,268.5760	\$ 279,222.9120
21	Karyawan Instrumentasi dan Elektr	8	2	\$ 581.7144	\$ 4,653.7152	\$ 55,844.5824
22	Satpam	20	1	\$ 290.8572	\$ 5,817.1440	\$ 69,805.7280
23	Supervisor	8	2.5	\$ 727.1430	\$ 5,817.1440	\$ 69,805.7280
24	Dokter	4	2.5	\$ 727.1430	\$ 2,908.5720	\$ 34,902.8640
25	perawat	12	2	\$ 581.7144	\$ 6,980.5728	\$ 83,766.8736
Total		265		\$ 14,833.7172	\$ 151,536.6012	\$ 1,818,439.2145

Maka, gaji total karyawan selama 1 tahun = US\$ 1.818.439,2145

= Rp 26.359.094,712

3.3 Perhitungan Komponen Biaya Produksi Total

Perhitungan komponen biaya produksi total dapat dilihat pada Tabel D.6 di bawah ini.

Tabel D.6 Perhitungan Komponen Biaya Produksi Total

Parameter	Fixed Cost	Variabel Cost
Direct Production Cost		
Raw Materials (10-50% Total Production Cost)		\$ 15,313,446.06
Operating Labor (10-20% Total Production Cost)		\$ 1,818,439.21
Direct Supervisory (10-20% Operating Labor)		\$ 272,765.88
Utilities (10-20% Total Production Cost)		0,15 Total Production Cost
Maintenance and Repairs (2-10% Fix Cost Investment)		\$ 2,398,888.81
Operating Supplies (0,5%-1% Fix Cost Investment)		\$ 335,844.43
Laboratory Charges (10-20% Operating Labor)		\$ 272,765.88
Patents and Royalties (0-6% Total Production Cost)		0,03 Total Production Cost
Total Direct Production Cost		\$ 20,412,150.28
		(+) 0,18 Total Production Cost
Fix Charge		
Depreciation(10% Fix Cost Investment)	\$ 4,797,777.62	
Local Taxes (1-4% Fix Cost Investment)	\$ 959,555.52	
Insurance (0,4-1% Fix Cost Investment)	\$ 287,866.66	
Total Fix Charge	\$ 6,045,199.81	
Plant overhead cost (5-15% Total Production Cost)		0,10 Total Production Cost
General Expenses		
Administrative cost (2-6% Total Production Cost)		0,04 Total Production Cost
Distribution Cost (2-20% Total Production Cost)		0,10 Total Production Cost
Research and Development (5% Total Production Cost)		0,05 Total Production Cost
Financing (0-10% Total Capital Investment)		\$ 4,515,555.41
Total General Expenses		\$ 4,515,555.41
		(+) 0,19 Total Production Cost

Total Production Cost = Manufacturing Cost + General Expenses

= (Fixed Cost + Variable Cost)

TPC = 30.972.905,50 + 0,47 TPC

0.76 TPC = 30.972.905,50

TPC = US\$ 58.439.444,34

= Rp 852.657.790.613,62

Sehingga :

- *Direct Production Cost* = US\$ 30.931.250.26
= Rp 451.300.860.269.81
- *Fixed Charge* = US\$ 6.045.199,81
= Rp 88.202.185.518,14
- *Plant Overhead Cost* = US\$ 5.843.944,43
= Rp 85.265.779.061,36
- *General Expenses* = US\$ 15.169.049,83
= Rp 227.888.965.664,31

- *Fixed Cost* = US\$ 6.045.199,81
= Rp 88.202.185.518,14
- *Variable Cost* = US\$ 52394.244,53
= Rp 764.455.605.095,48

4. Harga Penjualan Produk (*Total Sales*)

- Metanol

$$\text{Total Production Cost (TPC)} : \text{US\$ } 58.439.444,34$$

$$\text{Kapasitas} : 200.000 \text{ ton/ tahun}$$

$$\text{Harga jual pasaran} : \text{US\$ } 0,38$$

Maka,

$$\text{Total Sale} = 200.000 \text{ ton / tahun} \times \text{US\$ } 0.38$$

$$= \text{US\$ } 94.292.803.97$$

5. Analisa Kelayakan Investasi

5.1 Laba

- *Total Capital Investment (TCI)* = US\$ 56.444.442,64
- Depresiasi (10% TCI) = US\$ 4.979.777,62
- Total Penjualan Produk (TS) = US\$ 94.292.803.97
- $$\text{Total Production Cost (TPC)} = \text{US\$ } 58.439.444.34$$
- Laba Sebelum Pajak (Laba Kotor)

$$= \text{Total Penjualan} - \text{Biaya Produksi}$$

$$= \text{US\$ } 94.292.803.97 - \text{US\$ } 58.439.444.34$$

$$= \text{US\$ } 35.853.359,63$$

$$= \text{Rp } 523.116.651.073,73$$
- Pajak 25 % (Dirjen Pajak)
- Laba Bersih

$$= \text{Laba Kotor} - (\text{Laba kotor} \times \text{Pajak})$$

$$= \text{US\$ } 35.853.359,63 - (25\% \times \text{US\$ } 35.853.359,63)$$

$$= \text{US\$ } 26.890.019,73$$

$$= \text{Rp } 392.337.488.305,30$$

5.2 Laju Pengembalian Modal (*Rate Of Investment*)

$$\begin{aligned}
 \text{ROI} &= \frac{\text{Laba bersih}}{\text{TCI}} \\
 &= \frac{\text{US\$ } 26.890.019,73}{\text{US\$ } 56.444.442,64} \times 100\% \\
 &= 56 \%
 \end{aligned}$$

5.3 Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time*)

Masa *start up* : 2 tahun

Umur pabrik : 10 tahun

Kapasitas produk pabrik selama beroperasi :

Tahun I : 70%

Tahun II : 90%

Tahun III dan seterusnya : 100%

Keuntungan masing-masing kapasitas setelah ditambah depresiasi

1. Kapasitas 70%

$$\begin{aligned}
 &= \text{total penjualan } 70\% - [\{\text{fixed cost} + (\text{variable cost} \times 70\%)\} + \text{depresiasi}] \\
 &= \text{US\$} 28.081.569,43
 \end{aligned}$$
2. Kapasitas 90%

$$\begin{aligned}
 &= \text{total penjualan } 90\% - [\{\text{fixed cost} + (\text{variable cost} \times 90\%)\} + \text{depresiasi}] \\
 &= \text{US\$ } 36.461.281,31
 \end{aligned}$$
3. Kapasitas 100%

$$\begin{aligned}
 &= \text{total penjualan } 100\% - [\{\text{fixed cost} + (\text{variable cost} \times 100\%)\} + \text{depresiasi}] \\
 &= \text{US\$ } 40.651.137,26
 \end{aligned}$$

Jumlah keuntungan selama *start up* adalah = US\$ 64.542.850,74

$$\begin{aligned}
 \text{POT} &= 2 + \frac{\text{TCI} - \text{Keuntungan selama star up}}{\text{Keuntungan saat kapasitas 100\%}} \\
 &= 2 + \frac{(56.444.442,64 - 64.542.850,74)}{40.651.137,26} \\
 &= 1,80
 \end{aligned}$$

Maka diperoleh POT sebesar 1 tahun 9 bulan 18 hari

5.4 Titik Impas (*Break Even Point*)

Total Sales = US\$ 94.292.803.97

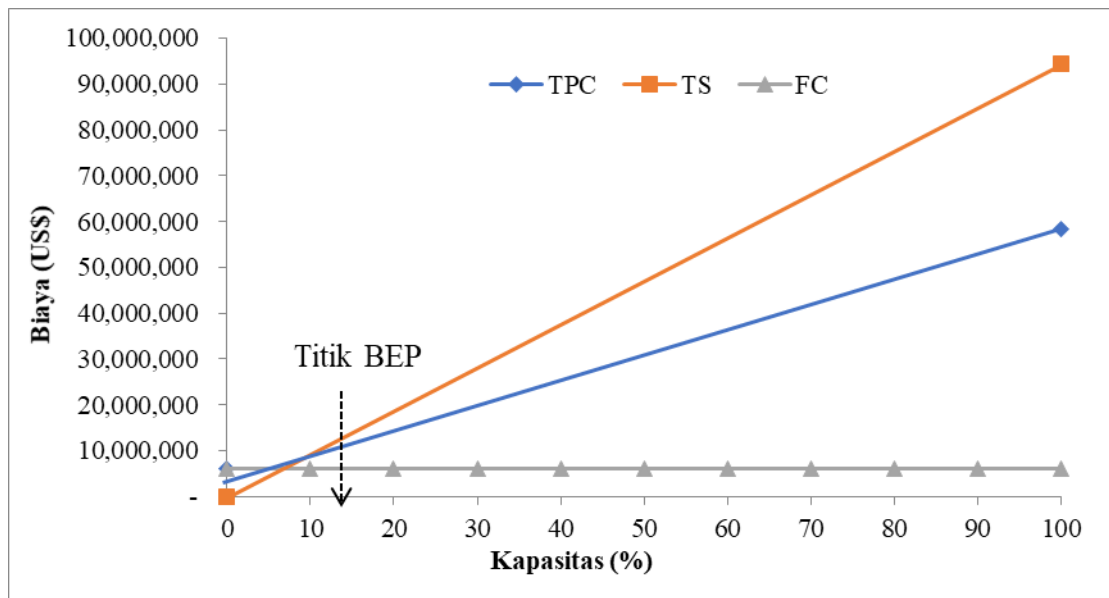
Fixed Cost = US\$ 6.045.199,81

Variabel Cost = US\$ 52394.244,53

$$\text{BEP} = \frac{\text{Fixed cost}}{\text{TS} - \text{VC}}$$

BEP	=	\$	6,045,199.81	100%
		\$	41,898,559.44	

=14%



Gambar D.2 Kurva BEP