SKRIPSI

PRA RANCANGAN PABRIK

DIMETHYL ETHER DARI *METHANOL* DENGAN KAPASITAS PRODUKSI 100.000 TON/TAHUN

Oleh :

MILEN LUQI (1710017411016)

Diajukan untuk Memenuhi Tugas dan Memenuhi Syarat Guna Mencapai Gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Bung Hatta

JURUSAN TEKNIK KIMIA

FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI

UNIVERSITAS BUNG HATTA

PADANG

2021

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI – UNIVERSITAS BUNG HATTA
Kampus III – Jl. Gajah Mada, Gunung Pangilun, telp. (0751) 54257 Padang

LEMBAR PENGESAHAN
SKRIPSI

PRA RANCANGAN PABRIK DIMETHYL ETHER DARI METHANOL DENGAN KAPASITAS PRODUKSI 100.000 TON/TAHUN

OLEH :

Milen Luqi
(1710017411016)

Disetujui oleh :
Pembimbing

Dr. Pasymi, S.T, M.T

Diketahui oleh :

Fakultas Teknologi Industri
Dekan

Prof. Dr. Eng. Reni Desmiarti, S.T, M.T

Jurusan Teknik Kimia
Ketua

Dr. Firdaus, S.T, M.T

Scanned with CamScanner

Jurusan Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
UNIVERSITAS BUNG HATTA
Kampus III Jl. Gajah Mada No.19 Padang, Telp (0751) 7054257 Pes. 131

BERITA ACARA SIDANG TUGAS AKHIR
No : 122.c/SK-AK.10/FTI-TK/VIII-2021

Pada hari *Rabu* tanggal *Sebelas* Bulan *Agustus* Tahun *Dua Ribu Dua Puluh Satu*, telah dilangsungkan Sidang Tugas Akhir (Perancangan Pabrik) Program Strata Satu (S-1) di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Bung Hatta, terhadap :

1.	Nama/NPM	:	Milen Luqi / 1710017411016
2.	Jurusan	:	Teknik Kimia
3.	Program Studi	:	Teknik Kimia Strata Satu
4.	Judul Tugas Akhir	:	Pra Rancangan Pabrik Dimethyl Ether Dari Metanol dengan Kapasitas Produksi 100.000 Ton/Tahun
5.	Pembimbing I	:	Dr. Pasymi, ST. MT.
6.	Pembimbing II	:	-
7.	Tanggal / Waktu Ujian	:	11 Agustus 2021 / 13.30 – 15.00 WIB
8.	Ruang Ujian	:	Ruang Sidang Prodi Teknik Kimia I
9.	Nilai Sidang Tugas Akhir	:	Angka ...71.....; Huruf A / A⁻ / B+/ B / B⁻ /C+/ C / D
10.	Prediket Lulus	:	……

TEAM PENGUJI :

No.	Nama	Jabatan	Tanda Tangan
1.	Dr. Pasymi, ST. MT.	Ketua	1.
2.	Dr. Firdaus, ST. MT.	Anggota	2.
3.	Dr. Maria Ulfah, ST. MT.	Anggota	3.

Demikianlah Berita Acara ini dikeluarkan agar dipergunakan seperlunya.

Dikeluarkan : Di Padang
Tanggal : 11 Agustus 2021
Jurusan Teknik Kimia
Ketua,

Dr. Firdaus, ST., MT.

Mengetahui
Dekan Fakultas Teknologi Industri

Prof. Dr. Eng. Reni Desmiarti, ST. MT.

Abstrak

Pabrik Dimethyl Ether dari Methanol dirancang dengan kapasitas produksi 100.000 ton/tahun. Pendirian pabrik Dimethyl Ether ini akan di dirikan di kelurahan guntung, Kec. Bontang Utara, Provinsi Kalimantan Timur. Dasar dari pemilihan lokasi ini adalah dari analisa Strength, Weakness Opportunities, and Threat (SWOT) dari berbagai aspek, yaitu ketersediaan bahan baku, pemasaran, transportasi, tenaga kerja, utilitas, dan iklim. Pabrik ini beroperasi selama 300 hari per tahun. Proses pembuatan Dimethyl Ether dari Methanol dilakukan dengan satu tahap reaksi yaitu reaksi dehidrasi methanol. Reaksi dehidrasi yaitu reaksi kimia yang menghilangkan menghilangkan air dari suatu senyawa pada suhu 250 C dengan tekanan 12 atm. Hasil analisa ekonomi menunjukan bahwa pabrik ini layak untuk didirikan dengan jumlah investasi sebesar US$ 21.578.424 yang diperoleh dari pinjaman bank 50% dan modal sendiri 50%. Laju Pengembalian Modal (ROR) sebesar 92 %, waktu pengembalian modal (POT) adalah 1 tahun 3 bulan dan Titik Impas (BEP) sebesar 24,1 %.

Kata kunci : *Dimetyl Ether, Methanol, Dehidrasi Methanol*

KATA PENGANTAR

Assalamualaikum Wr. Wb.

Puji dan syukur penulis ucapkan kehadirat Allah SWT, karena telah memberikan kesempatan kepada kita untuk dapat menuntut ilmu, sehingga pada kesempatan ini berkat keridha'an dan bantuan-Nya penulis telah menyelesaikan Proposal Tugas Akhir yang berjudul Pra Rancangan Pabrik *Dimethyl ether* dari *Methanol* dengan Kapasitas Produksi 100.000 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,S.T.,M.T., selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Bung Hatta Padang.
2. Bapak Dr. Firdaus S.T., M.T., selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Universitas Bung Hatta Padang.
3. Bapak Dr. Pasymi, S.T., M.T., selaku Pembimbing 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 dan keluarga besar penulis yang telah memberi dukungan moral dan material, serta selalu membimbing penulis baik secara lisan maupun tindakan, yang selalu menasihati penulis dan memberikan arahan – arahan semenjak masa kanak – kanak, hingga saat ini.
6. Rekan-rekan di Teknik Kimia 17 sekalian yang telah mendukung dan menyemangati penulis hingga saat ini, serta telah memberikan pelajaran – pelajaran hidup besar lainnya.

7. Rekan-rekan di Teknik Kimia sekalian yang tidak dapat penulis sebutkan satu per satu yang telah meluangkan waktunya untuk berdiskusi dan bertukar pendapat atau hanya sekedar membagi canda dan tawa.
8. Serta penulis berterimakasih kepada teman – teman yang tidak dapat penulis sebutkan satu per satu.

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. Aamiin.

Wassalamualaikum Wr. Wb.

Padang, 10 Agutus 2021

Penulis

DAFTAR ISI

KATA PENGANTAR …..... i
DAFTAR ISI …..... iii
DAFTAR TABEL v
DAFTAR GAMBAR viii
BAB I PENDAHULUAN
1.1Latar Belakang 1
1.2 Kapasitas Rancangan 2
1.2.1 Analisa Pasar 2
1.2.2 Kapasitas Pabrik Yang Sudah Ada 3
1.2.3 Ketersediaan Bahan Baku 4
1.2.4 Kebutuhan Dimetil Eter di Indonesia 4
1.2.5 Peluang Ekspor Dimetil Eter di Dunia 5
1.3 Lokasi Pabrik Dimetil Eter 6
BAB II TINJAUAN PUSTAKA
2.1 Tinjauan Umum 14
2.1.1 Dimetil Eter 14
2.1.2 Bahan Baku Dimetil Eter 14
2.2 Tinjauan Proses 15
2.2.1 Dehidrasi metanol dengan katalis asam sulfat 15
2.2.2 Dehidrasi methanol dengan katalis silica alumina 16
2.3 Sifat Fisik dan Kimia 17
2.4 Spesifikasi Bahan Baku , Bahan Penunjang dan Produk 19
2.4.1 Bahan baku (Metanol) 19
2.4.2 Bahan Penunjang 19
2.4.3 Produk 19
BAB III TAHAPAN DAN DESKRIPSI PROSES
3.1 Tahapan proses dan Blog diagram 21
3.1.1 Tahapan Proses 21

3.1.2 Diagram Alir Proses 22
3.2 Deskripsi Proses 23
3.2.1 Deskripsi Proses 23
3.2.1.1 Proses Persiapan Bahan Baku 23
3.2.1.2 Tahap Pembentukan DME 24
3.2.1.3 Tahap Pemurnian 24
3.2.2 Flowshit 24
BAB IV NERACA MASSA DAN NERACA ENERGI
4.1 Neraca Massa 26
4.1.1 PSA 1 (Pressure Swing Adsorbtion) 26
4.1.2 Flash Drum 27
4.1.3 PSA 2(Pressure Swing Adsorbtion) 28
4.1.4 Reaktor 29
4.1.5 Vaporizer 30
4.2 Neraca Energi 30
4.2.1 Vaporizer 30
4.2.2 Heat Excanger 31
4.2.3 Reaktor 32
4.2.4 Kondensor 33
BAB V Utilitas
5.1 Unit Penyediaan Air 34
5.1.1 Air Sanitasi 34
5.1.2 Air Umpan Boiler 38
5.1.3 Air Pendingin 42
5.2 Unit Pengolahan Limbah 42
BAB VI Spesifikasi Peralatan
6.1 Spesifikasi Peralatan Utama 44
6.1.1 Tangki Penyimpanan Metanol 44
6.1.2 Tangki Dimethyl Ether 45
6.1.3Vaporizer..... 45
6.1.4 Heat Exchanger 45

6.1.5 Reaktor 46
6.1.6 Flashdrum 47
6.1.7 PSA 1 48
6.1.8 PSA 2 49
6.2 Spesifikasi Peralatan Utilitas 50
6.1.1 Pompa Air Sungai 50
6.1.2 Pompa Peralatan Utilitas 50
6.1.3 Bak Penampung Air sungai 51
6.1.4 Tangki Pelarutan Alum 51
6.1.5 Tangki Pelarutan Kapur Tohor 52
6.1.6 Tangki Pelarutan Kaporit 53
6.1.7 Unit Pengolahan Raw Water 54
6.1.8 Sand Filter 55
6.1.9 Bak Penampungan Air Bersih 56
6.1.10 Demineralisasi Tank 56
6.1.11 Tangki Air Demin 56
6.1.12 Cooling Tower 57
6.1.13 Deaerator 58
6.1.14 Boiler 59
BAB VII TATA LETAK DAN K3LH (KESEHATAN, KESELAMATAN KERJA DAN LINGKUNGAN HIDUP)
7.1 Tata Letak Pabrik 60
7.2 Kesehatan dan Keselamatan Kerja Lingkungan Hidup 75
7.2.1 Sebab dan Akibat terjadinya Kecelakaan 77
7.2.2 Peningkatan Usaha Keselamatan Kerja 79
7.2.3 Alat Pelindung Diri (APD) 79
7.2.4 Daftar Peraturan tentang Keselamatan dan Kesehatan Kerja..... 85
BAB VIII Organisasi Perusahaan
8.1 Struktur Organisasi 87
8.1.1 Bentuk Organisasi 87

8.1.2 Tugas dan Wewenang 89
8.1.3 Jumlah dan Karyawan 95
8.1.4 Sistem Kerja 95
8.1.4.1Waktu kerja Karyawan Non Shift 95
BAB IX Analisa Ekonomi
9.1 Total Capital Investment (TCI) 96
9.2 Biaya Produksi (Total Production Cost) 98
9.3 Harga Jual (Total Sales) 98
9.4 Tinjauan Kelayakan Pabrik 98
9.4.1 Laba Kotor dan Laba Bersih 98
9.4.2 Laju Pengembalian Modal (Rate of Return) 99
9.4.3 Waktu Pengembalian Modal 99
9.4.4 Titik Impas 99
BAB X TUGAS KHUSUS
10.1 Pendahuluan 101
10.2 Ruang Lingkup Rancangan .....,..... 101
10.3 Rancangan 101
BAB XI KESIMPULAN
11.1 Kesimpulan 123
11.2 Saran .....,..... 123

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Analisa kebutuhan Hasil Reaksi pada Pembutan DME konversi 80% 2
Tabel 1.2 Analisa Ekonomi Pembuatan DME 2
Tabel 1.3 Data Kapasitas Pabrik DME di Dunia 3
Tabel 1.4 Data Kebutuhan DME Beberapa Negara 4
Tabel 1.5 data pabrik metanol di indonesia 4
Tabel 1.6 Data kebutuhan DME di Indonesia 5
Tabel 1.7 Analisa SWOT daerah Kelurahan Guntung, Kecamatan Bontang utara, Kota Bontang, Provinsi Kalimantan Timur 6
Tabel 1.8 Analisa SWOT dikecamatan Bunyu, Kabupaten Bulungan, Kalimantan Utara 10
Tabel 1.9 Analisa SWOT dikecamatan Cibinong, Kabupaten Bogor, Jawa Barat 12
Tabel 2.1 Sifat Fisik dan Sifat Kimia Methanol 17
Tabel 2.2 Sifat Fisik Dimethil Ether 18
Tabel 2.3 Spesifikasi Bahan Baku 19
Tabel 2.4 Spesifikasi Bahan Penunjang 19
Tabel 2.5 Spesifikasi Produk (Dimetil Eter) 19

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Peta Lokasi Pabrik Dimetil Eter di Bontang Kalimantan Timur 8
Gambar 1.2 Analisa SWOT dikecamatan Bunyu, Kabupaten Bulungan, Kalimantan Utara 9
Gambar 1.3 Analisa SWOT dikecamatan Cibinong, Kabupaten Bogor, Jawa Barat 10
Gambar 3.1 Diagram Alir Proses Pembuatan DME 21

BAB I
PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Perkembangan industry bahan-bahan kimia belakanganini semakin marak. Masyarakat modern sekarang cenderung lebih memilih produk industri yang sederhana, mudah dalam penggunaan, handal, dan tidak berbahaya (aman dan tidak mengganggu kesehatan dalam pemakaiannya). Sejalan dengan tuntutan masyarakat tersebut, industri-industri bahan kimia terus mengembangkan produk yang diminati masyarakat.

Dalam kehidupan sehari-hari kita tidak lepas dari penggunaan bahan-bahan kimia jenis semprot atau spray. Parfum yang kita pakai, obat pembasmi nyamuk, foam (sabun cukur kumis bagi pria), pengharum ruangan, tidak terlepas dari bahan pendorong (aerosol propellant) yang ada dalam produk tersebut. Di China dan Jepang, sebagian produk dimetil eter digunakan sebagai campuran (blended) dengan LPG untuk bahan bakar rumah tangga (Pertamina, 2008).

Bahan kimia yang dipakai sebagai bahan pendorong dalam dasawarsa sebelum 1990-an adalah propane dan LPG. Karena sifat kimianya yang tidak berbau dan mudah menguap ini, maka dalam industry parfum dimetil eter atau metil eter paling banyak dipakai sebagai gas pendorong. Selain dipakai sebagai gas pendorong, dimetil eter juga dipakai sebagai refrigerant pengganti CFC dan sebagai solven.

Di Indonesia, dimetil eter masih diimpor dari Negara Jepang, China, Taiwan dan sebagian Eropa untuk memenuhi kebutuhan industry dalam negeri. Karena kegunaan dimetil eter, maka sudah saatnya pabrik dimetil eter diperlukan di dalam negeri. Selain pangsa pasarnya dekat, bahan baku dan bahan pembantunya dapat diperoleh di negeri sendiri, sehingga ketergantungan produk impor lebih dapat dikurangi.

1.2 Kapasitas Rancangan

1.2.1 Analisa Pasar

Pemasaran produk dimetil eter untuk memenuhi kebutuhan industri dalam negeri di seluruh Indonesia. Jika kebutuhan dalam negeri dapat dipenuhi maka pemasaran diarahkan ke luar Indonesia. Untuk mengetahui analisa pasar perlu untuk mengetahui potensi produk terhadap pasar.

Reaksi :

$$2CH_3OH_{(l)} \frac{Silica\ Alumina}{konversi\ 80\%} > CH_3OCH_{3\ (g)} + H_2O_{\ (l)}$$

Daftar Bahan Baku dan Produk: (alibaba.com)

1. Methanol $500/ton
2. Dimetil eter $1500/ton

Tabel 1.1 Analisa kebutuhan Hasil Reaksi pada Pembutan DME konversi 80%

No	Komponen		
	$CH_3OH_{(l)}$	$CH_3OCH_{3\ (g)}$	$H_2O_{\ (l)}$
1	-2	1	1
Jumlah	-2	1	1

Tabel 1.2 Analisa Ekonomi Pembuatan DME

No	Bahan	BM	Harga($/ton)	Hasil ($)
1	Methanol	32,042	500	16000
2	Dimetil Eter	46,0688	1500	69000

Maka, perhitungan ekonomi pasarnya adalah:

HargaMetanol = 500 USD/ ton

Harga DME = 1500 USD/ ton

BM Metanol = 32,042

BM DME = 46.0688

2CH3OH→CH3OCH3 + H2O

*Metanol

Konversi DME 80%

$\frac{Koefisien\ \ bahan\ baku}{Konversi}$ X $\frac{2}{0,8}$ X = 2,5 kmol

= 2,5 x Bm (32)

= 80 x HargaMetanol/ kg (0,5)

= 40

*DME

$\frac{Koefisien\ \ bahan\ baku}{1}$ = $\frac{1}{1}$= 1 kmol

= 1 x Bm(46)

= 46 x harga DME/ kg (1,5 USD)

= 69

Jadi GPM DME / kg adalah

= 69 – 40

= 29 USD

= 29 x Rp. 14.718

= Rp 426.822

Berdasarkan hasil analisis diatas maka disimpulkan bahwa pabrik dimetil eter dari metanol dapat memperoleh keuntungan Rp 426.822 / kmol DME.

1.2.2 Kapasitas Pabrik yang sudah ada

Data-data kapasitas pabrik yang telah beroperasi penghasil dimetil eter di dunia dapat dilihat pada Table 1.3 berikut

Tabel 1.3 Data Kapasitas Pabrik DME di Dunia

Lokasi	Kapasitas (ton /tahun)
China	4.840.000
Korea	300.000
Jepang	100.000
Indonesia	12.000

(Sumber : ENN Group, fuel DME Production Co.Ltd)

Dari berbagai macam proses produksi dimetil eter diperoleh data bahwa kapasitas minimum yang sudah ada untuk pendirian pabrik dimetil eter adalah 12.000 ton/tahun olehPT. Bumi Tangerang Gas Industri di Indonesia, sedangkan kapasitas terbesar sampai saat ini untuk pabrik tersebut adalah4.840.000 ton/ tahun di China .

Data perkiraan kebutuhan DME beberapa Negara tahun 2010-2014 di luar negeri

Tabel 1.4 Data Kebutuhan DME Beberapa Negara

Negara	Kebutuhan (ton/tahun)
China	8.000.000
Korea	10.000
Jepang	100.000

(Sumber :*KOGAS R&D Division, IDA Conference*)

1.2.3 Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku utama pembuatan dimetil eter adalah metanol. Data pabrik metanol di indonesia dapat dilihat pada tabel 1.2

Tabel 1.5 data pabrik metanol di indonesia

Nama Pabrik	Lokasi	Kapasitas (ton /tahun)
PT. Kalimantan Methanol Indonesia	Kecamatan Bontang utara, Kota Bontang, Provinsi Kalimantan Timur	660.000
PT. Medco Methanol Bunyu	Kecamatan Bunyu Kabupaten Bulungan	330.000

1.2.4 Kebutuhan Impor Dimetil Eter di Indonesia

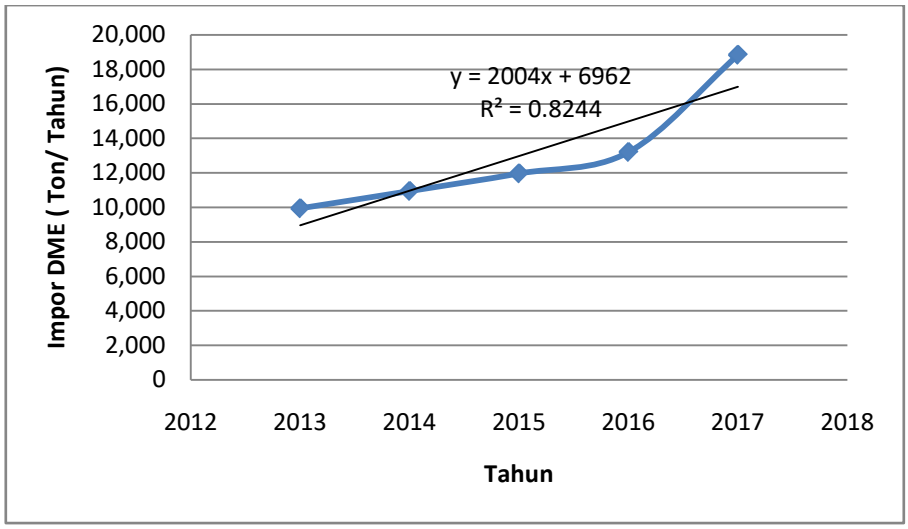
Di indonesia umumnya dimetil eter digunakan dalam industri kimia seperti sebagai bahan pendorong (propellant) untuk produk aerosol, sebagai bahan bakar pembangkit listrik, sebagai bahan bakar sektor rumah tangga, sebagai bahan baku industri, sebagai bahan bakar transportasi dan sebagai bahan baku kimia (Japan DME

Association). Berikut merupakan data kebutuhan impor dimetil eter di Indonesia dari tahun 2013 – 2017.

Tabel 1.6 Data kebutuhan DME di Indonesia

Tahun	Impor (ton/tahun)
2013	9.939
2014	10.941
2015	11.961
2016	13.199
2017	18.830

Sumber : badan Pusat Statistik 2018



Gambar 1.1 Grafik Kebutuhan impor DME di Indonesia

Dari gambar 1.1 dengan menggunakan data kebutuhan impordimetil eter di indonesia setiap tahuna dapat diperoleh persamaan regeresi yaitu y= 2004 x + 6962 dengan nilai x tahun dan y = kebutuhan impor sehingga dengan persamaan regeresi tersebut dapat dihitung dimetil eter pada tahun 2026 adalah sbeesar 33.014ton/ tahun.

Dengan mempertimbangkan data tersebut maka pemilihan kapasitas produksi yang direncanakan adalah 100.000 ton/ tahun.Untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri sebesar 33.014 ton dan sisanya di ekspor ke negara china sebesar 2% kebutuhan DME negara tersebut. Jumlah ini masih berada di atas kapasitas minimum

pabrik yang masih menguntungkan dan mengacu kepada pabrik DME dengan proses sama yang beroperasi.

1.2.5 Peluang Ekspor Dimetil Eter Di Dunia

Selain untuk memenuhi kebutuhan di indonesia pabrik dimetil eter yang akan didirikan ini juga ertujuan untuk memenuhi kebutuhan luar negeri . Berdasarkan ihs markit 2017 ,China adalah produsen utama lainnya yaitu india . Menurut data pbb kebutuhan impor dietil eter antar benua

1.3 Lokasi Pabrik Dimetil Eter

Pemilihan lokasi suatu pabrik sangat menentukan kelangsungan dan perkembangan pabrik di masa yang akan datang. Lokasi pabrik yang tepat, ekonomis dan menguntungkan akan menentukan harga jual produk yang dapat memberikan keuntungan dalam jangka panjang. Terdapat dua faktor yang harus dipertimbangkan dalam menentukan lokasi pabrik, yaitu faktor khusus dan umum.

Dengan mempertimbangkan faktor-faktor tersebut maka rencana pembangunan lokasi pabrik dimetil eter akan didirikan di Kelurahan Guntung, Kecamatan Bontang utara, Provinsi Kalimantan Timur. Pemilihan lokasi ini bertujuan agar mendapat keuntungan dari segi teknis maupun ekonomis.

Berikut kedua faktor pemilihan lokasi pabrik meliputi :

a. Faktor utama

- Bahan baku

Bahan baku utama berupa metanol dapat diperoleh dengan mudah karena lokasi pabrik dekat dengan sumber bahan baku yaitu dari PT. Kaltim Metanol Industri (KMI) yang berlokasi di Bontang. Methanol yang diproduksi oleh PT.KMI merupakan methanol grade AA dimana kualitas kemurnian mencapai 99,98% dan minimum kemurnian 99,85%. Selain itu bahan katalisator berupa zeolit dapat diperoleh dari PT. Dwijaya Perkasa Abadi yang berlokasi di Surabaya, Jawa Timur dengan menggunakan sarana transportasi laut.

- Pemasaran

Pemasaran merupakan salah satu faktor yang penting dalam suatu industri. Daerah bontang adalah daerah industri kimia yang besar dan terus berkembang

dengan pesat sehingga menjadikan bontang sebagai tempat pemasaran yang baik bagi dimetil eter.

- Utilitas

Pada suatu pabrik unit utilitas sangatlah penting, dimana unit utilitas merupakan sarana kelancaran untuk proses produksi. Unit utilitas terbagi atas air, listrik dan bahan bakar. Air merupakan salah satu kebutuhan yang penting bagi suatu industri. Dimana air digunakan untuk kebutuhan proses, media pendingin, air sanitasi, dan kebutuhan lainnya. Listrik dan bahan bakar dapat dengan mudah terpenuhi karena Bontang merupakan kawasan industri.

- Tenaga kerja

Kebutuhan tenaga kerja dapat terpenuhi dari daerah sekitar lokasi pabrik ataupun didatangkan dari pulau Jawa.

b. Faktor Khusus

- Transportasi

Transportasi merupakan hal yang sangat perlu diperhatikan, dimana akan mempengaruhi kelancaran supply bahan baku dan penyaluran produk yang terjamin biayanya serta dalam waktu singkat bahan baku atau produk dapat secepat mungkin tersalurkan. Sarana transportasi darat dan laut sudah tidak menjadi masalah, karena di Bontang fasilitas jalan raya dan pelabuhan sudah memadai.

- Limbah pabrik

Limbah pabrik yang berupa air akan diolah terlebih dahulu di pengolahan air, sebelum digunakan sebagai bahan utilitas dalam pabrik.

- Faktor Penunjang Lain

Bontang merupakan daerah kawasan industri yang telah ditetapkan oleh pemerintah, sehingga faktor-faktor seperti iklim, karakter lingkungan, dan kebijaksanaan pemerintah bukan merupakan suatu kendala karena semua telah dipertimbangkan pada penempatan kawasan tersebut sebagai kawasan industri.

1.3.1 AlternatifLokasi I (Bontang Utara, Kota Bontang, Kalimantan Timur)

Kota Bontang merupakan kawasan yang terletak di Kalimantan Timur, yang dapat dilihat pada gambar 1.2

Gambar 1.1 Peta Lokasi Pabrik Dimetil Eter di Bontang Kalimantan Timur

Tabel 1.7 Analisa SWOT daerah Kelurahan Guntung, Kecamatan Bontang utara, Kota Bontang, Provinsi Kalimantan Timur

Alternatif Lokasi Pabrik	**Variabel**	**Internal**		**Eksternal**	
		Strength	***Weakness***	***Opportunities***	***Threat***
		(Kekuatan)	**(Kelemahan)**	**(Peluang)**	**(Tantangan)**
Lokasi 1 (Kelurahan Guntung, Kecamatan Bontang utara, Kota Bontang, Provinsi Kalimantan Timur)	Bahan baku	Dekat dengan penyedia bahan baku : Dekat dengan bahan baku Methanol PT. Kalimantan Methanol Indonesia dengan produksi 660.000 ton/tahun	Jarak pabrik dari pensuplai bahan bakuKatalis Silica Alumina cukup jauh karena harus import dari China	Bahan baku mayoritas berasal dari PT. Kalimantan Methanol Indonesia	Mempertahankan kualitas Methanol Bekerja sama dengan pihak ketiga

Alternatif Lokasi Pabrik	Variabel	Internal		Eksternal	
		Strength	***Weakness***	***Opportunities***	***Threat***
		(Kekuatan)	**(Kelemahan)**	**(Peluang)**	**(Tantangan)**
	Pemasaran	Transportasi pemasaran melalui darat, dan laut. a. Dekat dengan pelabuhan Loktuan	Pemasaran DME dalam kota tidak terlalu menguntungkan, dikarenakan jumlah pabrik pengguna bahan DME yang tidak ada	Kesempatan untuk memasarkan produk di pulau Jawa jadi lebih mudah	Peningkatan pemasaran untuk eskpor maupun dalam negeri
	Utilitas	Dekat dengan Laut	Dapat mempercepat korosi	Listrik dapat diperoleh dengan menggunakan tenaga turbin	Pengolahan air sebagai sumber Utilitas
	Tenaga Kerja	Dapat diperoleh dari penduduk sekitar dan dari provinsi sekitar.	Ketersediaan tenaga kerja dalam negeri yang sedikit (untuk tenaga ahli)	Tersedia rekomendasi tenaga kerja dari lembaga yang terdidik.	Perusahaan yang lebih mapan bisa menawarkan gaji yang lebih tinggi.
	Kondisi Daerah	Tempat bangun pabrik tersedia luas.	Curah hujan yang tinggi	Jauh dari keramaian kota	Persaingan dengan pabrik yang lain

1.3.2 AlternatifLokasi II (Bontang Utara, Kota Bontang, Kalimantan Timur)

Bunyumerupakankawasan yang terletak diKabupatenBulungan, Kalimantan Utara, yang dapatdilihatpadagambar 1.2

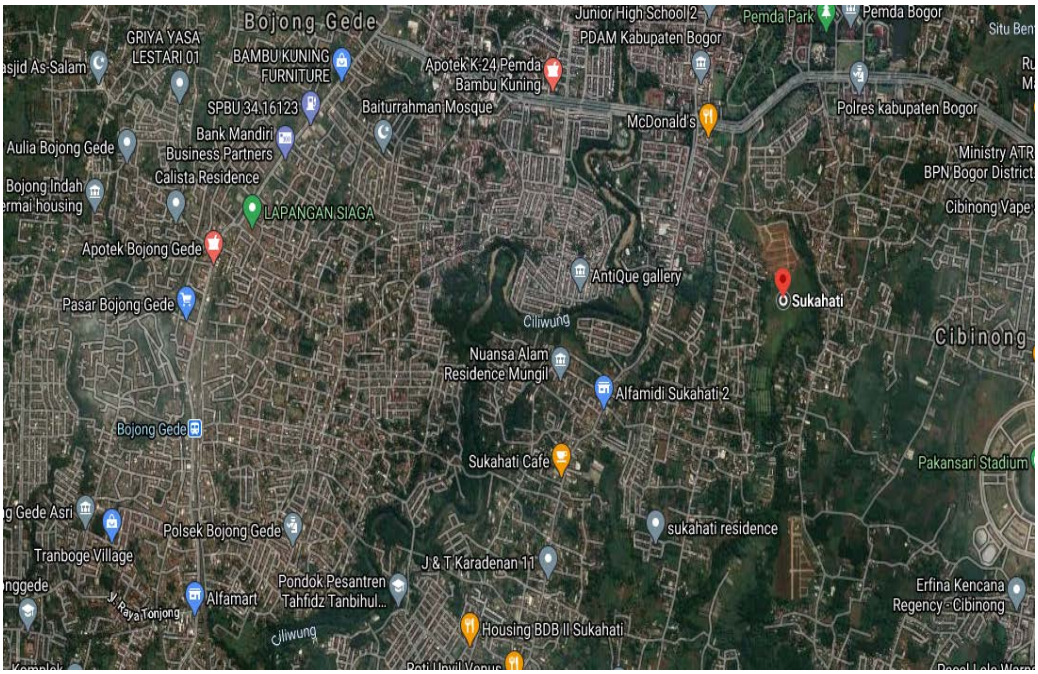
Tabel 1.8 Analisa SWOT di kecamatan Bunyu, Kabupaten Bulungan, Kalimantan Utara

Alternatif Lokasi Pabrik	**Variabel**	**Internal**		**Eksternal**	
		Strength	***Weakness***	***Opportunities***	***Threat***
		(Kekuatan)	**(Kelemahan)**	**(Peluang)**	**(Tantangan)**
Lokasi 2 (Kecamatan Bunyu, Kabupaten Bulungan, Kalimantan Utara)	Bahan baku	Dekat dengan penyedia bahan baku : Dekat dengan bahan baku Methanol PT. Medco Methanol Bunyu 330.000ton/tahun	Jarak pabrik dari pensuplai bahan bakuKatalis Silica Alumina cukup jauh karena harus import dari China Serta jarak dengan bahan baku utama cukup jauh	Lebih dekat ke Pulau Jawa untuk pemasaran produk	Bekerja sama dengan pihak ke tiga Menjaga kualitas Methanol
	Pemasaran	Transportasi pemasaran melalui darat, dan laut.	Pemasaran DME dalam kota tidak terlalu menguntungkan,	Dapat memfokuskan pemsaran pada tingkatan	Peningkatan pemasaran untuk eskpor maupun

Alternatif Lokasi Pabrik	Variabel	Internal		Eksternal	
		Strength	***Weakness***	***Opportunities***	***Threat***
		(Kekuatan)	**(Kelemahan)**	**(Peluang)**	**(Tantangan)**
		Transportasi laut bisa melalui Pelabuha AL Tarakan	dikarenakan jumlah pabrik pengguna bahan DME yang tidak ada	ekspor	dalam negeri
	Utilitas	Dekat dengan Laut	Dapat mempercepat korosi	Listrik dapat diperoleh dengan menggunakan tenaga turbin	Pengolahan air sebagai sumber Utilitas
	Tenaga Kerja	Dapat diperoleh dari penduduk sekitar dan dari provinsi sekitar.	Kualitas masyarakat sekitar sebagai tenaga kerja dengan *grade* mumpuni masih minim	Tersedia rekomendasi tenaga kerja dari lembaga yang terdidik.	Menarik perhatian calon pegawai yang cenderung mendaftar ke perusahaan BUMN
	Kondisi Daerah	Tempat bangun pabrik tersedia luas.	Curah hujan tinggi	Jauh dari keramaian kota	Persaingan dengan pabrik yang lain

1.3.3 Alternatif Lokasi III (Sukahati, Kec Cibinong, Kab, Bogor, Jawa Barat)

Cibinong merupakan kawasan yang terletak di Kabupaten Bogor,Jawa Barat, yang dapat dilihat pada gambar 1.3



Tabel 1.9 Analisa SWOT dikecamatan Cibinong, Kabupaten Bogor, Jawa Barat

Alternatif Lokasi Pabrik	**Variabel**	**Internal**		**Eksternal**	
		Strength	***Weakness***	***Opportunities***	***Threat***
		(Kekuatan)	**(Kelemahan)**	**(Peluang)**	**(Tantangan)**
Lokasi III(Sukahati, Kec. Cibinong, kab. Bogor, Jawa Barat)	Bahan baku	Dekat dengan bahan baku Aerosol propellent	Jauh dari sumber utama pembuatan DME yaitu Methanol	Lebih murah untuk transportasi antara pabrik DME dan Aerosol Propellent	Mempertahankan kualitas DME Bekerjasama dengan pihak ketiga
	Pemasaran	Transportasi pemasaran melalui darat. b. Dekat dengan jalan lintas	Pemasaran DME dalamkotatidakterlalumenguntungkankarenamasihdalamkapasitaskecilsedangkankapasitasprodukpabrikcukupbesar.	Kesempatan untuk memasarkan produk jadi lebih mudah	Peningkatan pemasaran untuk dalam negeri
	Utilitas	Dekat dengan Air	Harus dilakukan pre	Listrik dapat	Pengolahan air

Alternatif Lokasi Pabrik	Variabel	Internal		Eksternal	
		Strength	***Weakness***	***Opportunities***	***Threat***
		(Kekuatan)	**(Kelemahan)**	**(Peluang)**	**(Tantangan)**
		Sungai	treatment karena airnya keruh	diperoleh dengan menggunakan tenaga turbin	sebagai sumber Utilitas
	Tenaga Kerja	Dapat diperoleh dari penduduk sekitar dan dari provinsi sekitar.	Ketersediaan tenaga kerja dalam negeri yang sedikit (untuk tenaga ahli)	Tersedia rekomendasi tenaga kerja dari lembaga yang terdidik.	Perusahaan yang lebih mapan biasa menawarkan gaji yang lebih tinggi.
	Kondisi Daerah	Tempat bangun pabrik tersedia luas.	Iklim daerah tersebut sering berubah	Jauh dari keramaian kota	Persaingan,dengan pabrik yang lain

BAB II TINJAUAN PUSTAKA

2.1 Tinjauan Umum

2.1.1 Dimetil Eter

Dimetil eter (DME) sebagai bahan bakar adalah suatu senyawa organik dengan rumus kimia CH30CH3 yang dapat dihasilkan dari pengoahan gas bumi hasil olahan dan hidrokarbon lain yang pemanfaatannya untuk bahan bakar. Penyediaan DME untuk pemanfaatan secara langsung hanya dapat dilakukan oleh badan usaha pemegang izin usaha pengolahan DME sebagai bahan bakar. Sedangkan penyediaan DME sebagai campuran hanya dapat dilakukan badan usaha pemegang izin usaha niaga LPG sesuai dengan spesifikasi yang di tetapkan oleh dirjen migas.

Dimethyl Ether, disingkat DME, memiliki monostruktur kimia yang sederhana (CH3-OCH3), berbentuk gas yang tidak berwarna pada suhu ambien, zat kimia yang stabil, dengan titik didih -25,1^{o}C (Tabel 10). Tekanan uap DME sekitar 0,6 MPa pada 25°C dan dapat dicairkan seperti halnya LPG. Viskositas DME 0,12 - 0,15 kg/ms, setara dengan viskositas propana dan butana (konstituen utama LPG), sehingga infrastruktur untuk LPG dapat juga digunakan untuk DME. DME dapat digunakan seperti LPG. DME terbakar dengan nyala biru terang. Sebuah studi tentang kandungan racun dalam DME menegaskan bahwa kandungan racunnya sangat rendah, sama dengan kandungan racun di LPG, dan jauh di bawah kandungan racun methanol. DME memiliki rasio nilai kalor dengan resistasi aliran bahan bakar gas (Number of Wob Iindex) 52 – 54 atau setara dengan gas alam. Kompor untuk gas alam atau LPG bisa digunakan untuk DME tanpa modifikasi.

2.1.2 Bahan Baku Pembuatan Dimetil Eter

1. Metanol

Metanol, juga dikenal sebagai metil alkohol, wood alkohol atau spiritus, adalah senyawa kimia dengan rumus kimia CH3OH. Methanol merupakan bentuk alkohol paling sederhana. Pada keadaan 1 atmosfer Metanol berbentuk cairan yang ringan, mudah menguap, tidak berwarna, mudah terbakar, dan beracun dengan bau yang khas (berbau lebih ringan daripada etanol). Metanol digunakan sebagai bahan pendingin anti beku, pelarut, bahan bakar dan sebagai bahan aditif bagi etanol industri.

Metanol diproduksi secara alami oleh metabolisme anaerobik oleh bakteri. Hasil proses tersebut adalah uap metanol (dalam jumlah kecil) di udara. Setelah beberapa hari, uap metanol teroksidasi oleh oksigen dengan bantuan sinar matahari menjadi karbon dioksida dan air.

Reaksi kimia metanol yang terbakar di udara dan membentuk karbon dioksida serta uap air adalah sebagai berikut:

$$2CH_3OH + 3\ O_2 \rightarrow 2\ CO_2 + 4\ H_2O$$

Api dari metanol biasanya tidak berwarna, Oleh karena itu harus berhati-hati bila berada dekat metanol yang terbakar, untuk mencegah cedera akibat api yang tak terlihat.Karena sifatnya yang beracun, metanol sering digunakan sebagai bahan additif bagi pembuatan alkohol untuk penggunaan industri; Penambahan "racun" akan menghindarkan industri pajak yang dapat dikenakan karena kalau etanol merupakan bahan utama untuk minuman keras (minuman beralkohol). Metanol kadang juga disebut sebagai wood alkohol karena Metanol dahulu merupakan produk samping dari distilasi kayu. Saat ini metanol dihasilkan melului proses multi tahap. Secara singkat gas alam dan uap air dibakar dalam tungku untuk membentuk gas hidrogen dan karbon monoksida kemudian, gas hidrogen dan karbon monoksida bereaksi dalam tekanan tinggi dengan bantuan katalis untuk menghasilkan metanol. Tahap pembentukannya adalah endotermik dan tahap sintesisnya adalah eksotermik(Perry’s, 2007).

2.2 tinjauan Proses

Untuk memproduksi dimetil eter dari metanol secara umum dapat dibagi menjadi tiga yaitu sebagai berikut

2.2.1 Dehidrasi metanol dengan katalis asam sulfat

Proses pembuatan DME dari metanol dengan katalisator asam sulfat H_2SO_4 yang berada dalam reactor pada suhu 125-140 ^oC dan tekanan 2 atm. Campuran produk keluar reaktor yang terdiri dari dimetil eter, air dan metanol dilewatkan ke scrubber, campuran produk keluar reaktor yang terdiri dari dimetil eter, asam sulfat, metanol dan air kemudian dimurnikan dengan proses distilasi. Reaksi yang terjadi dalam proses ini adalah sebagai berikut:

$$CH_3OH \rightarrow CH_3HSO_4 + H_2O$$

$$CH_3OH + CH_3HSO_4 \rightarrow CH_3OH + H_2SO_4$$

Keuntungan dari proses ini adalah suhu dan tekanan operasi metanol rendah.

Kerugian :

- Peralatan yang digunakan lebih banyak.
- Menggunakan asam sulfat yang bersifat korosif sehingga diperlukan peralatan dengan bahan konstruksi yang tahan terhadap korosi yang harganya lebih mahal.
- Konversinya rendah, yaitu: 45%. (Ogawa et al, 2003)

2.2.2 Dehidrasi methanol dengan katalis silica alumina

Proses kontak langsung (direct contact) metanol dengan katalis silica alumina (Al2O3.SiO2) disebut juga dengan metode Sendereus. Reaksi dilakukan pada suhu 250-400°C dalam fase vapour atau gas. Dengan demikian secara teoritis gas metanol dikontakkan secara langsung dengan katalis Al2O3.SiO2 (padat) dalam fixed bed reactor pada suhu tinggi. Berikut adalah reaksi dalam dehidrasi metanol direct contact menggunakan katalis padat:

$$2CH_3OH \rightarrow CH_3OCH_3 + H2O$$

Konversi yang diperoleh dari reaksi ini sebesar 80%. Pada reaksi ini tidak ada reaksi samping dan reaksi yang terjadi adalah reversible.

Keuntungan :

- Prosesnya sangat sederhana, peralatan yang dipergunakan sedikit.
- Biaya investasi untuk peralatan yang dipergunakan sedikit.
- Konversinya tinggi, yaitu mencapai 80%.

Kerugian :

- Suhu operasi reaktor tinggi (Turton, 2012)

Proses produksi dimetil eter dilakukan dengan proses dehidrasi metanol yang merupakan proses penghilangan air dari suatu senyawa. Dimana proses dehidrasi ini pada umumnya dilakukan pada alkohol untuk membentuk eter. Pembentukan dimetil eter dengan metode dehidrasi metanol dilakukan dengan reaksi berkatalis alumina (Al2O3) dan silika (SiO2) yang disusun dalam reaktor fixed bed dengan suhu 290 °C

dan tekanan 13 atm. Dan metode dehidrasi metanol merupakan reaksi yang tidak menghasilkan reaksi samping dan berlangsung sesuai reaksi sebagai berikut :

$$2CH_3OH \rightarrow CH_3OCH_3 + H2O$$

Metanol yang dialirkan ke reaktor kemudian masuk kedalam distillation column Dimetil Eter. Adapun hasil atas distillation column dialirkan kedalam tangki penyimpanan produk yaitu Dimetil Eter, dan hasil bawah yang terdiri dari sisa metanol, air dan sedikit Dimetil Eter dialirkan ke metanol distillation column. Hasil atas metanol distillation column berupa metanol dan sedikit Dimetil Eter yang kemudian direcycle ke vaporizer, dan hasil bawah metanol distillation column berupa air dan sedikit metanol dialirkan menuju UPL.

2.3 Sifat Fisik dan Kimia

1. Bahan baku (metanol)

Metanol (methyl alcohol) dengan rumus molekul CH3OH adalah zat kimia yang tidak berwarna, berbentuk cair pada suhu kamar, mudah menguap dan sedikit berbau ringan. Metanol merupakan zat kimia yang toksin (beracun) dan menyebabkan efek berbahaya bila dihirup atau tertelan. Secara sintesis metanol dibuat dari hidrogen dan karbon dioksida. Berikut merupakan sifat fisik methanol pada tabel 2.1

Tabel 2.1 Sifat Fisik dan Sifat Kimia Methanol

Titik beku	-97,8°C
Titik didih (pada 760 mmHg)	64,7°C
Densitas (pada 760 mmHg)	0,782 g/ml
Indeks bias, pada 40°C	1,3287
Viskositas, pada 30°C	0,5142 Cp
Temperatur kritis	240°C
Tekanan kritis	78,5 atm
Panas spesifik, liquid (pada suhu 25-30°C)	0,605-0,609 kal/g
Panas spesifik uap (pada suhu 100-200°C)	12,2-14,04 kal/g.mol

Panas penguapan (pada suhu 64,7°C)	8430 kal/mol
Flash point(°C)	16:11 (wadah terbuka: wadah tertutup)
Kelarutan dalam air	Miscible

Sumber :(Othmer, 1998)

2. Produk (dimetil eter)

Dimetil eter adalah suatu senyawa eter paling sederhana dengan rumus molekul CH3OCH3. Pada awalnya senyawa ini dihasilkan sebagai salah satu hasil samping dari suatu proses pembuatan metanol yang bertekanan tinggi. Dimetil eter dibuat secara sintesis dengan prosesdehidrasi metanol dengan katalisator asam sulfat atau silika alumina.Berikut ini merupakan sifat fisik Dimetil Ether yang dapat dilihat pada tabel 2.2

Tabel 2.2 Sifat Fisik Dimethil Ether

Rumus molekul	CH3OCH3
Berat molekul	56,069 kg/kmol
Titik beku	-138,5°C
Titik didih (pada 760 mmHg)	-24,7°C
Densitas (pada 20°C)	677 kg/mol
Indeks bias, pada (-42,5°C)	1,3441
Spesifik gravity cairan	0,661 (pada 20°C)
Flash point (pada wadah tertutup)	-42°F
Panas pembakaran	347,6 kkal/mol
Panas spesifik (pada -27,68°C)	0,5351 kkal/mol
Panas pembentukan (gas)	-44,3 kal/g
Panas laten (gas), (pada -24,68°C)	111,64 kal/g
Kelarutan dalam air (pada 1atm)	34 %berat
Kelarutan air dalam DME (1 atm)	7 %berat
Fase, 25°C, 1 atm	Gas
Temperatur kritis	400 K
Tekanan kritis	53,7 bar abs

2.4 Spesifikasi Bahan Baku , Bahan Penunjang dan Produk

2.4.1 Bahan baku (Metanol)

Tabel 2.3 Spesifikasi Bahan Baku

Parameter	Bahan
Berat Molekul (Kg/kgmol)	32.04
Densitas (kg/m3)	790.8
Titik Didih (°C)	66.357
Titik Kritis (°C)	246,8831
Tekanan Kritis (atm)	87.9736
Kemurnian (%berat)	99.85

(Sumber: PT Kaltim Methanol Industri, 2016)

2.4.2 Bahan Penunjang

Spesifikasi bahan penunjang (katalis)

Tabel 2.4 Spesifikasi Bahan Penunjang

Parameter	Bahan
Rumus senyawa	Al2O3.SiO2
Bentuk	Sphere
Fasa	Padat
Porositas	0.35
Diameter (m)	0.005
Bulk density (kg/m3)	780

2.4.3 Produk

Tabel 2.5 Spesifikasi Produk (Dimetil Eter)

Parameter	Bahan
Berat molekul (kg/kgmol)	46.0688
Densitas (kg/m3)	1.883

Titik didih (°C)	-24.8446
Titik kritis (°C)	126.9417
Tekanan kritis (atm)	52.99996
Viskositas (cP)	0.008668
Kemurnian (%berat)	99.95

(Sumber: International DME Association, 2016)

BAB III TAHAPAN DAN DESKRIPSI PROSES

3.1 Tahapan proses dan Blog diagram

3.1.1 Tahapan Proses

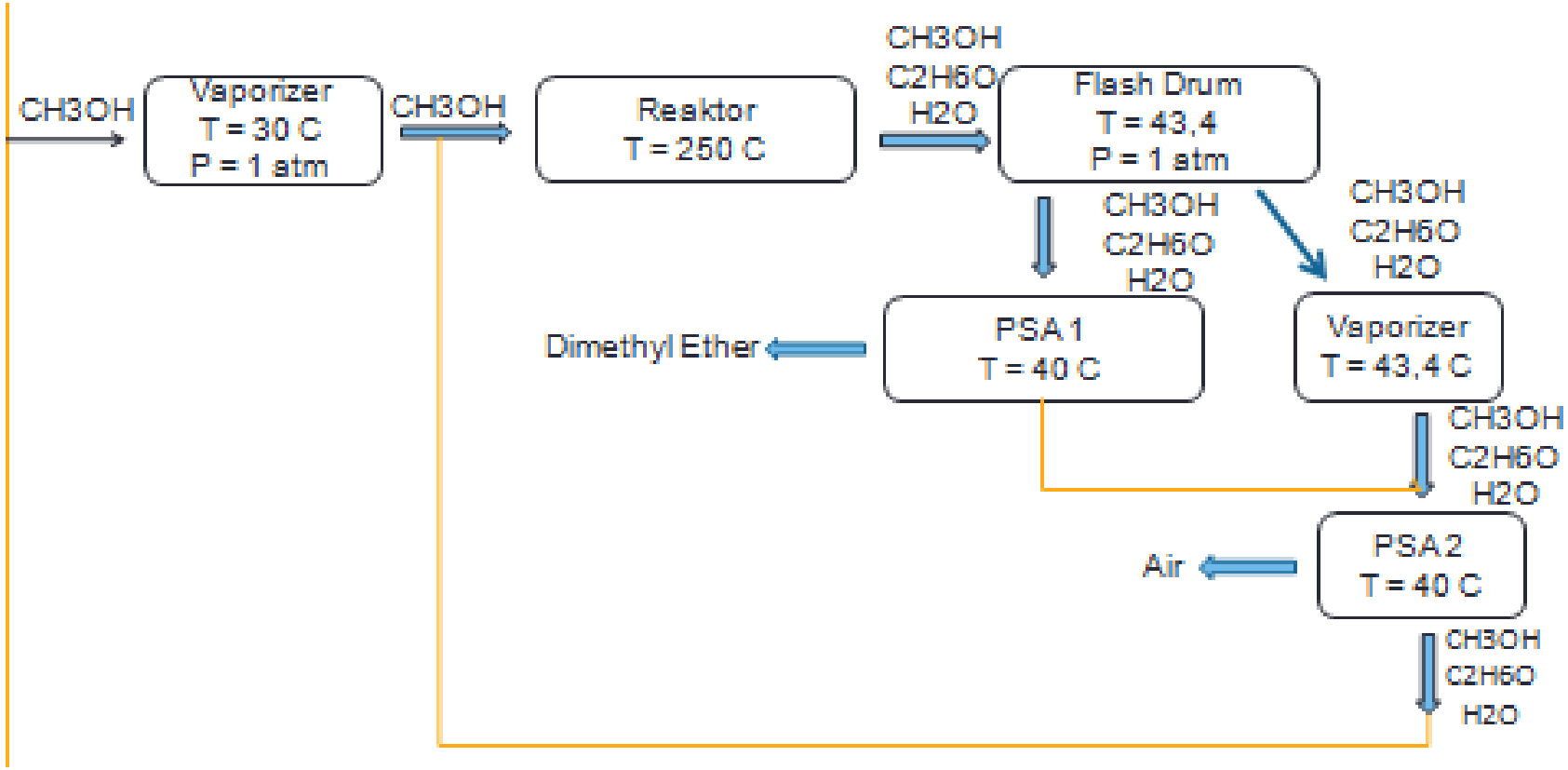
Pembuatan dimetil eter dari metanol ini mengggunakan proses dehidrasi dengan reaksi katalitik. Produksi DME secara konvensional melalui dua tahap proses yaitu:

1. Tahap penyiapan bahan baku
2. Tahap Dehidrasi Metanol
3. Tahap Pemurnian DME

3.1.2 Diagram Alir Proses

Diagram alir proses pembuatan dimetil eter dari metanol dapat dilihat pada gambar 3.1

BLOK DIAGRAM PEMBUATAN DIMETHYL ETHER DARI *METHANOL* DENGAN KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN



Gambar 3.1 Diagram alir pembuatan *dimethyl ether* dari *methanol*

3.2 Deskripsi Proses

3.2.1 Deskripsi Proses

3.2.1.1 Proses Persiapan Bahan Baku

Bahan baku berupa Metanol cair dengan kemurnian sekitar 99.85% (grade AA) berat pada kondisi 30°C, 1 atm dari tangki penyimpanan (T-101) dialirkan untuk dicampur dengan arus recycle dari menara distilasi metanol (MD-102). Selanjutnya campuran metanol kondisi 38,9 °C, 1 atm dinaikkan tekanannya sampai 13 atm dengan pompa (P-101) untuk dicampur dengan arus recycle separator (SP-101), sehingga suhunya menjadi 68,9°C yang kemudian dialirkan menuju vaporizer (V-101) untuk diuapkan. Metanol yang sudah menguap dipanaskan dengan heater (HE-101) sampai suhu 290 °C

3.2.1.2 Tahap Pembentukan DME

Campuran metanol setelah dipanaskan hingga suhu 290°C,kemudian masuk kedalam reaktor terjadi proses dehidrasi methanol menjadi Dimetyl Eter dan air. Feed yang telah mencapai kondisi operasi untuk terjadinya sintesis dimasukkan ke dalam Reaktor Fixed Bed Multitube (R-101). Reaksi di dalam tube reaktor (R-101) dibantu dengan adanya katalis Al2O3.SiO2. Reaksi dehidrasi yang berlangsung didalam reaktor (R-101) mengahsilkan produk DME , air sisanya metanol yang tidak bereaksi. Reaksi di dalam Reaktor (R-101) ini berlangsung secara eksotermis non isotermal non-adiabatis. Panas reaksi yang dihasilkan diserap dengan pendingin Dowtherm A. Reaktor beroperasi pada suhu 250°C-400°C dengan tekanan 13 atm. Jika reaksi berjalan pada suhu dibawah 250°C, maka reaksi akan berjalan lambat. Pada suhu diatas 400°Cmaka akan terjadi kerusakan pada katalis. Konversi yang diperoleh dalam reaktor sebesar 80%.

3.2.1.3 Tahap Pemurnian

1. Pemisahan DME

Gas hasil reaksi dari reaktor (R-101) keluar dengan suhu 290,49 °C dan tekanan 12,56 atm diekspansi dengan expander (EP-101) hingga tekanan 7 atm yang kemudian panasnya dimanfaatkan pada reboiler (RB-101) dan (RB-102) sebagai media pemanas untuk menguapkan cairan hasil bawah (MD-101) dan (MD-102). Pemanfaatan panas dari campuran gas hasil reaktor pada reboiler menyebabkan gas mengalami penurunan suhu menjadi 138,80 °C. Selanjutnya gas

campuran dikondensasi di kondensor (CD-101) sebelum masuk ke menara distilasi DME (MD-101) hingga suhunya menjadi 66,73 °C

Campuran produk yang telah dicairkan diumpankan ke (MD-101) dengan pompa (P-102) untuk memisahkan DME sebagai produk utama dari Metanol dan air. Hasil atas menara distilasi (MD-101) ini berupa DME dengan kemurnian 99,95% yang kemudian disimpan di tangki penyimpanan DME (T-101) pada suhu 30 °C dan tekanan 7 atm.

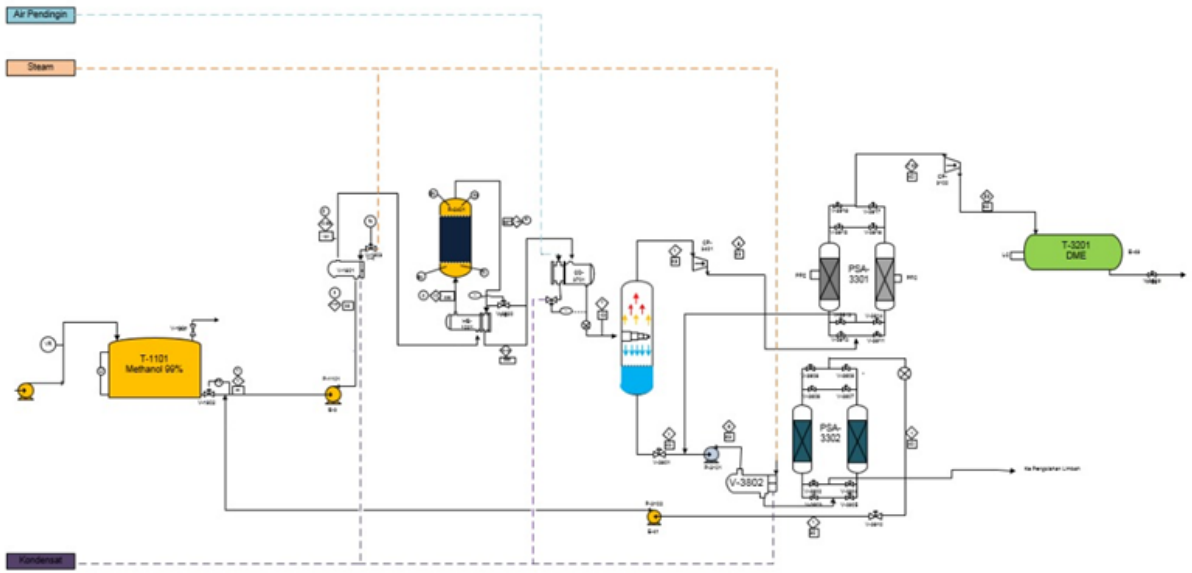
2. Tahap Pemisahan Methanol dan Air

Hasil bawah menara distilasi (MD-101) yang mengandung Metanol, air, dan sangat sedikit DME didinginkan suhunya dari 147,24 °C menjadi 84,92 °C menggunakan cooler (HE-102) lalu diekspansi (EV-101) untuk diturunkan tekanannya dari 7,2 atm menjadi 1,1 atm. Selanjutnya dialirkan menuju menara distilasi metanol (MD-102).

Di dalam menara distilasi (MD-102) ini terjadi pemisahan antara Metanol dan air. Hasil atas menara distilasi (MD-102) yang banyak mengandung metanol dengan kemurnian 99,40% di recycle dengan pompa (P-104) untuk dicampur dengan metanol fresh feed. Hasil bawah menara distilasi MD-102 berupa air dan sedikit metanol dikirim ke Unit Pengolahan Limbah (UPL).

3.3 Flowshett Proses Pembuatan *Dimethyl Ether*

FLOWSHEET PRA RANCANGAN PABRIK DIMETHYL ETHER DARI METANOL DENGAN KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN



Komponen	Aliran 1	Aliran 2	Aliran 3	Aliran 4	Aliran 5	Aliran 6	Aliran 7	Aliran 8
DME		12536,13	12607,32	0,053	0,053			12607,32
Metanol	18322,86	881,28	252,52	621,878	857,73	4,05	239,89	12,63
Air	68,56	4974,01	63,13	4846,51	3,43	4899,89	56,82	6,3

KodeAlat	Keterangan
T-1101	TangkiMetanol
T-3101	Tangki DME
V-1801	Vaporizer
V-1901	Valve
HE-1001	Heat Excenger
R-2401	Reaktor
CD-3701	Condensor
FD-3201	Flash Drum
PSA-3301	Pressure Swing Absorber
CP-3401	Compessor

Activate Wind
Go to Settings to a

BAB IV
NERACA MASSA DAN 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. Kapasitas produksi Urea Formaldehid didasarkan pada ketersediaan bahan baku yaitu Urea.

Kapasitas produksi = 100.000 ton/tahun

Operasi pabrik = 330 hari kerja/ tahun

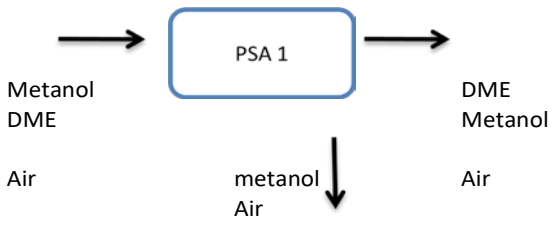
$$\text{Kapasitas produksi/jam} = 100.000 \frac{\text{ton}}{\text{tahun}} \text{x} \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \text{x} \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \text{x} \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}}$$

= 12626.26 kg/jam

Maka untuk memproduksi Methanol 100.000 ton/tahun dibutuhkan kapasitas produksi 12626.26 kg/jam.

4.1.1 PSA (PRESSURE SWING ADSORBTION)

Fungsi : untuk menguapkan metanol



Gambar 4.1 Blok diagram PSA `1

Kondisi operasi :

Temperatur : 40 °C

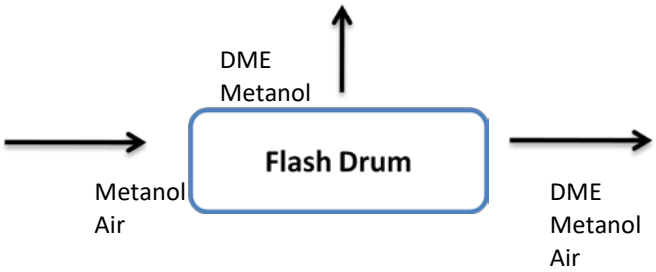
Tekanan : 8 atm

Tabel 4.1 Neraca Massa PSA 1

Komponen	Input	Output	
	F3	F2	F3
DME	12607.32	0	12607.32
Metanol	252.5253	239.899	12.62626
Air	63.13131	56.81818	6.313131
Sub		296.7172	12626.26
Total	12922.98	12922.98	

4.1.2 FLASH DRUM

Fungsi : untuk memisahkan produk dengan produk samping



Gambar 4.2 Blok diagram Flashdrum

Kondisi Operasi :

Temperatur : 43.4 ℃

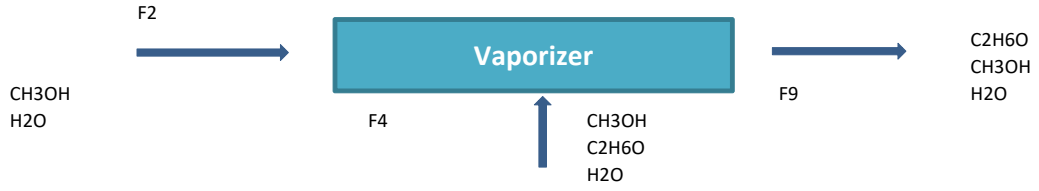
Tekanan : 1 atm

Tabel 4.2 Neraca massa flash drum

komponen	Input	Output	
	Feed	Top	Bottom
Metanol	881.2815359	252.525253	621.878324
DME	12536.1311	12607.3232	0.052838063
Air	4974.007101	63.1313131	4846.508758
sub	18391.41969	12922.9798	5468.43992
Total	18391.41969	18391.4197	

4.1.3 Vaporizer

Fungsi : Untuk menguapkan keluaran Flashdrum



Gambar 4.3 Blok diagram Vaporizer

Kondisi Operasi :

T in = 43,4 ^{0}C

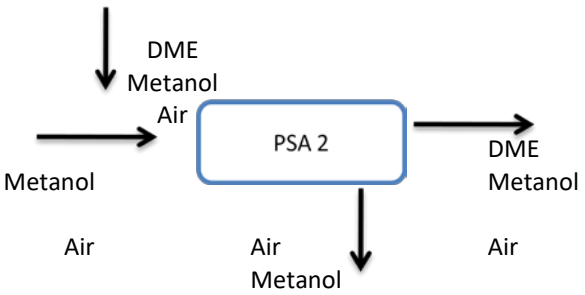
P = 8 Atm

Tabel 4.3 Neraca Massa Vaporizer

Komponen	Masuk		Keluar
	F2	F4	F9
C2H6O	0	0.05283806	0.052838063
CH3OH	239.89899	621.878324	861.7773139
H2O	56.8181818	4846.50876	4903.326939
Sub	296.717172	5468.43992	5765.157091
Total	5765.157091		5765.157091

4.1.4 PSA 2 (Pressure Swing Adsorbtion)

Fungsi : untuk memisahkan Metanol dengan DME



Gambar 4.4 Blok diagram PSA 2

Kondisi Operasi :

Temperatur : 40 ℃

Tekanan : 8 atm

Tabel 4.4 Neraca massa PSA 2

Komponen	Input	Output	
	C	D	E
DME	0.052838	0.052838	
Metanol	861.7773	857.727	4.050353
Air	4903.327	3.432329	4899.895
sub	5765.157	861.2121	4903.945
Total	5765.157	5765.157	

4.1. 4 Reaktor

Untuk mereaksikan metanol menjadi DME

Gambar 4.5 Blok diagram Reaktor

Kondisi Operasi :

Temperatur : 250 °C

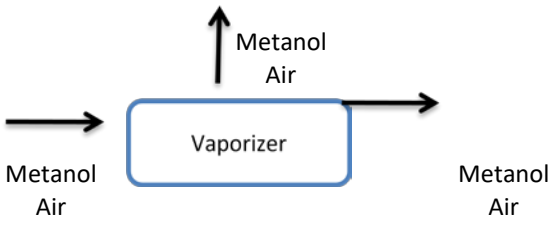
Tekanan : 12 atm

Tabel 4.5 Neraca massa Reaktor

Komponen	Input	Output
	massa	massa
DME	0	12536.13
Metanol	18322.86	881.2815
Air	68.56451	4974.007
Total	18391.42	18391.42

4.1.5 Vaporizer

Untuk menguapkan metanol



Gambar 4.6 Blok diagram Vaporizer

Kondisi Operasi :

Temperatur : 145 °C

Tekanan 12 atm

Tabel 4.6 Neraca massa Vaporizer

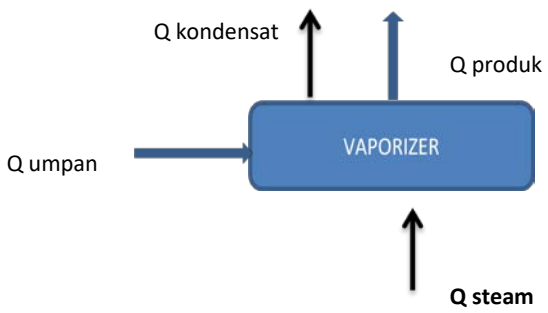
komponen	Masuk	Keluar	
	F1	F2	F3
CH3OH (l)	22529.48913		4505.898
H2O (l)	459.7854924		91.9571
CH3OH (g)		18322.86	
H2O (g)		68.56451	
Sub	22989.27462	18391.42	4597.855
Total	22989.27462	22989.27462	

4.2 Neraca Energi

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

4. 2.1 Vaporizer

Berikut ini blok diagram neraca energi vaporizer yang dapat diliha pada gambar 4.7 berikut:



Gambar 4.7 Blok diagram Neraca energi *Vaporizer*

Fungsi : Untuk menguapkan *metanol*

Kondisi operasi :

T in : 30 ºC

T out : 151 °C

P : 1 atm

Berikut ini adalah neraca energi *vaporizer* yang dapat dilihat pada tabel 4.7 berikut

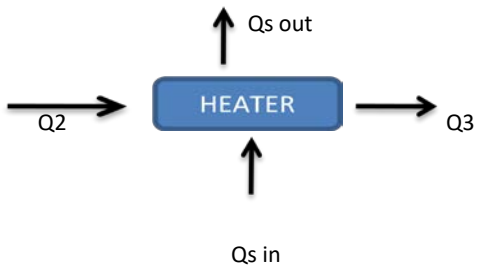
Tabel 4.7 Neraca Energi *Vaporizer*

Komponen	Masuk	keluar
Q Umpan	121073.3397	
Q Produk		8551200.574

Q Steam	**13384642.17**	
Q Kondensat		**4954514.94**
Total	**13505715.51**	**13505715.51**

4.2.2 *Heat Exchanger*

Berikut ini adalah blok diagram neraca energi *heat exchanger* dapat dilihat pada gambar 4.8 Berikut



Gambar 4.8 Blok diagram Heat Exchanger

Fungsi : Untuk memanaskan *metanol* dari suhu 151 °C ke 250 °C

Kondisi operasi :

T in : 151 °C

T out : 250 °C

P : 1 atm

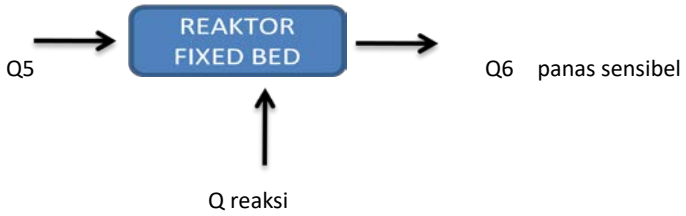
Berikut ini adalah neraca energi *heat Exchanger* yang dapat dilihat pada tabel 4.8 Berikut

Tabel 4.8 Neraca Energi *Heat Exchanger*

Komponen	**Masuk**	**Keluar**
Q3	**2807867.542**	
Q4		**5379445.362**
Qs in	**5031944.366**	
Qs out		**2460366.545**
Total	**7839811.91**	**7839811.91**

4.2.3 *Reaktor*

Berikut ini adalah neraca energi *reaktor* yang dapat dilihat pada gambar4.9 berikut :



Gambar 4.9 Blok diagram Reaktor

Fungsi : Untuk mereaksikan *metanol* menjadi *dimetil ether*

Kondisi operasi :

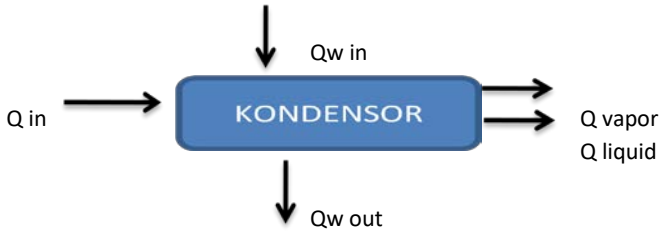
T in : 250 ℃
T out : 367 ℃
P : 12 atm
Berikut ini adalah neraca energi *reaktor* yang dapat dilihat pada tabel 4.9 berikut

Tabel 4.9 Neraca Energi *Reaktor*

komponen	Masuk	Keluar
Q5	5379445.362	
Q6		10330574.1
QR		4387613.394
Q	9338742.137	
Total	14718187.5	14718187.5

4.2.4 *Kondensor*

Berikut ini adalah blokdiagram neraca energi *kondensor* yang dapat dilihat dari gambar 4.10 berikut :



Gambar 4.10 Blok diagram kondensor

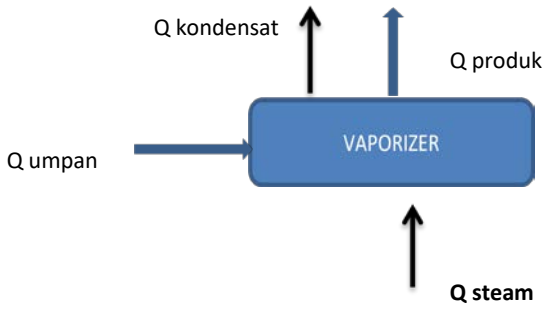
Fungsi : Untuk mendinginkan keluaran *kondensor*
Kondisi operasi :
T in : 266 ℃
T out : 43.4 ℃
P : 12 atm
Berikut ini adalah neraca energi *kondensor* yang dapat dilihat pada tabel 4.10 berikut

Tabel 4.10 Neraca Energi *Kondensor*

Komponen	Masuk (kj/jam	Keluar (kj/jam)
Q umpan	6373467.78	
Q gas		188505.881
Q liquid		474534.47
Q pengembunan	10967425.15	
Q win	4181739.783	
Q wout		20859592.37
Total	21522632.72	21522632.72

4. 2.5 Vaporizer

Berikut ini blok diagram neraca energi vaporizer yang dapat diliha pada gambar 4.11 berikut:



Gambar 4.11 Blok diagram Neraca energi *Vaporizer*

Fungsi : Untuk menguapkan *metanol*

Kondisi operasi :

T in : 43,4 ℃

T out : 170 ℃

P : 1 atm

Berikut ini adalah neraca energi *vaporizer* yang dapat dilihat pada tabel 4.11 berikut

Tabel 4.11 Neraca Energi *Vaporizer*

Komponen	Masuk	keluar
Q Umpan	408724.5176	
Q Produk		4752112.121
Q Steam	6896063.047	
Q Kondensat		2552675.444
total	**7304787.565**	**7304787.565**

BAB V. UTILITAS

Unit Utilitas merupakan unit penunjang utama dalam memperlancar jalannya proses produksi. Utilitas yang diperlukan pada Pra Rancangan Pabrik Dimetil Eter dari Metanol dengan kapasitas produksi 100.000 ton/tahun ini meliputi :

1. Air digunakan untuk pembuatan *steam*, air pendingin serta air sanitasi. Uraian penggunaan air pada pabrik dimetil eter yaitu sebagai berikut :
   - Air sanitasidigunakan untuk para karyawan dilingkungan pabrik Kebutuhan air sanitasi dapat dilihat pada Tabel 5.1

Tabel 5.1. Kebutuhan Air Sanitasi

Total Kebutuhan air sanitasi	Kg/jam
1. Perumahan	416.3954
2. perkantoran	416.3954
3. laboratorium	30.00
4. poliklinik	30.00
5. pemadam kebakaran	50.00
6. masjid dan kantin	50.00
Total	**992.7908**

   - Kebutuhan air pendingin dapat dilihat pada Tabel 5.2

Tabel 5.2. Kebutuhan Air Pendingin

Air Pendingin	kg/jam
Condensor	11077,37

   - Kebutuhan *steam* dapat dilihat pada Tabel 5.3.

Tabel 5.3. Kebutuhan *Steam*

Kebutuhan steam	Kg/jam
Vaporizer	**13120.55**
TOTAL	**13120,55**

Total Kebutuhan Air

Kebutuhan air per jam :

- Air sanitasi = 992.7908 kg/jam
- Air umpan boiler = 13120,554 kg/jam
- Air pendingin = 11077,37 kg/jam

Total = 25190,72 kg/jam

Pada saat operasi kontinu sejumlah air akan disirkulasikan dengan asumsi kehilangan air sebesar ± 20%.

Air *umpan boiler* = *11808,5* Kg/jam

Jumah air pada saat start up = total kebutuhan air

= 30030,31 kg/jam

Jumlah air yang hilang = air sanitasi + air *yang hilang di cooling tower*

= 992.79 kg/jam + 4839,59 kg/jam

= 4822,38 kg/jam

Maka jumlah air yang dibutuhkan pada saat operasi kontinu adalah

Air Kontinu = air make up

= 5038.14 kg/jam

= 5038.14 kg/jam

2. Listrik adalah energi yang paling banyak dibutuhkan, hampir semua instalasi membutuhkan listrik.Kebutuhan listrik dapat dilihat pada Tabel 5.4.

Tabel 5.4. Kebutuhan Listrik

Nama alat	**Unit**	**Daya (HP)**
Pompa	3	62.3249724
Kompressore	1	113.635205
Centrifugal pump	15	11.0307029
Chiller	1	118.008
fan cooling tower	1	5
Total		309.9989

5.1 Unit Penyediaan Air

Untuk memenuhi kebutuhan air di Pabrik Dimetil Ether digunakan sumber air yang berasal dari sungai guntung yang ditampung di dalam bak penampung

sementara, sebelum digunakan sebagai air sanitasi, air untuk umpan boiler dan air pendingin. Kualitas air sungai guntung dapat dilihat pada Tabel 5.1

Tabel 5.5 Kualitas air Sungai Guntung

Parameter	Satuan	kandungan Air	Standar Baku mutu
Ph	-	6,55	6,5-8,5
Suhu	0C	28	
TSS(padatan tersuspensi)	mg/l	37	<50
TDS (zat padat terlarut)	mg/l	71	1000
DO (Oksigen terlarut)	mg/l	6,78	>4
BOD	mg/l	4,2	<3
COD	mg/l	11,63	<25
NO3	mg/l	1,9	<10
NO2	mg/l	0,023	<0,06
Total coli	jmlh/1	24.000	<50
Fecal coli	jmlh/1	24.000	<50

Sumber:Status Lingkungan Hidup Kalimantan Timur, 2018

5.1.1 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. Syarat air sanitasi (Permenkes, 2010) meliputi sebagai berikut :

1. Syarat fisika, yaitu:
   - Warna : Jernih
   - Rasa : Tidak berasa
   - Bau : Tidak berbau
   - Total zat padat terlarut : 500 mg/l
2. Syarat kimia, meliputi:
   - Tidak mengandung zat–zat organik maupun anorganik yang terlarut dalam air, seperti PO_4^{3-}, Hg^{2+}, Cu^{2+} dan logam-logam berat lainnya yang beracun.

- Syarat bakteriologis

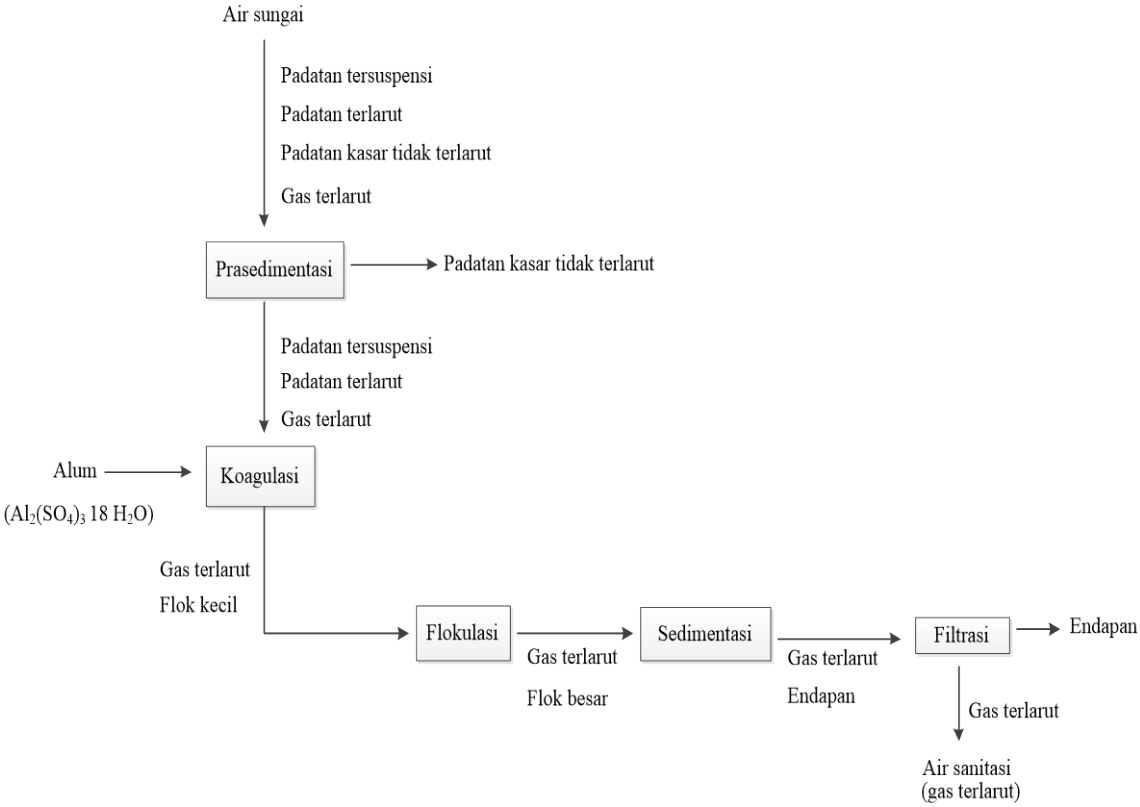
  Air sanitasi tidak mengandung kuman maupun bakteri terutama bakteri *E.Coli* dan *Koliform*. Untuk memenuhi persyaratan ini, setelah proses penjernihan harus diberi tambahan desinfektan seperti khlor cair atau kaporit.Pada Tabel 5.6 menyajikan ambang batas kandungan unsur atau senyawa kimia dalam air bagi kesehatan manusia.

Tabel 5.6 Ambang Batas Kandungan Senyawa Kimia dalam Air

Karakteristik	**Ambang Batas Alamiah (ppm)**	**Ambang Batas yang Disarankan (ppm)**
Timbal	0,1	0,05
Fluorida	1,5	0,7 – 1,20
Arsenik	0,05	0,01
Selenium	0,05	-
Kromium	0,05	-
Tembaga		1,0
Besi		0,3
Magnesium		125
Seng		5
Klorida		250
Sulfat		250
Senyawa fenol		0,001
Padatan total		
Desirable		500
Permitted		1000
Karbonat normal ($CaCO_3$)		120
Alkalinitas		35
Kesadahan Berlebih		
pH (25°C)		10,6
Akil Benzen Sulfonat		0,5
Ekstrak Karbon		0,2
Kloroform		0,01
Mangan		0,05
		45

Sumber : Kegiatan Industri dan Dampaknya Bagi Lingkungan

Pengolahan air sanitasi dapat dilihat pada Gambar 5.1 dibawah ini.



Gambar 5.1 Blok Diagram Proses Pengolahan Air Sanitasi

a. Proses Prasedimentasi

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-1001), lalu dipompakan dan dialirkan ke bak penampung (BP-1101).

b. Proses Pengolahan *Raw Water*

Air dari Bak Penampungan (BP-1101) dialirkan ke bak pengolahan *Raw Water* (BPR-2102) yang terdiri dari bak kaporit .

1. Larutan *Calsium Hypochlorite*($Ca(OCl)_2$)

Penambahan $Ca(OCl)_2$ berfungsi sebagai :

1) Desinfektan berfungsi membunuh bakteri yang terdapat dalam air.
2) Menghilangkan senyawa nitrogen dalam air, terutama amoniak.
3) Mengontrol rasa, bau, dan warna.
4) Meminimalkan H_2S.
5) Meminimalkan Mn & Fe.

6) Mengontrol alga & lumut.
7) Sebagai bahan pendukung koagulasi

5.1.2 Air Umpan Boiler

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

Tabel 5.7 Persyaratan Air Umpan *Boiler*

Parameter	Satuan	Pengendalian Batas
pH	Unit	10.5 – 11.5
Konduktivitas	µmhos/cm	5000, max
TDS	Ppm	3500, max
P – Alkalinity	Ppm	-
M – Alkalinity	Ppm	800, max
O – Alkalinity	Ppm	2.5 x SiO_2, min
Total Hardness	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 Fe^{2+}/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.

$$2\ HCO_3^- + \text{heat} \rightarrow CO_3^{2-} + CO_2\ (\text{gas}) + H_2O$$

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

$$Ca^{2+} + CO_3^{2-} \rightarrow CaCO_3\ (\text{endapan})$$

$$Ca^{2+} + 2HCO_3^- \rightarrow CaCO_3\ (\text{endapan}) + CO_2\ (\text{gas}) + H_2O$$

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 flokulasi ini dapat dilihat pada Gambar 5.2 dibawah ini.

Gambar 5.2 Lapisan Kerak pada Pipa

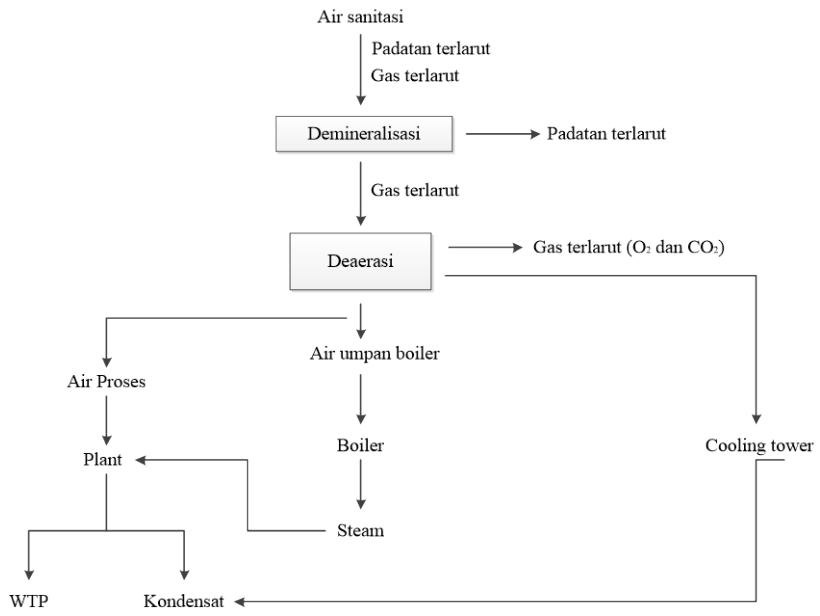
Selain itu, *boiler* dengan permukaan yang dilapisi oleh kerak juga akan mengalami penurunan efisiensi panas seperti yang ditunjukkan oleh Tabel 5.8

Tabel 5.8 Kehilangan Efisiensi Termal Akibat Lapisan Kerak pada *Boiler*

Ketebalan Lapisan Kerak (in)	Kehilangan Efisiensi Termal (%)
1/16	15
1/8	25
¼	39

3/8	55
½	70

Sumber : Peairs, 2004



Gambar 5.3 Blok Diagram Proses Pengolahan Air proses dan Umpan Boiler

- **Demineralisasi (*Water Softener*)**

Untuk menanggulangi hal diatas maka diperlukan *pretreatment* atau pengolahan awal terhadap air umpan *boiler* berupa pelunakan air (*water softening*). Alat yang digunakan untuk menghilangkan kesadahan ini disebut dengan *water softener*. *Water softener* menggunakan prinsip kerja pertukaran ion. Pada proses ini, air dialirkan melalui unggun resin yang telah dijenuhkan terlebih dahulu dengan mengalirkan larutan *brine* (mengandung ion natrium) melewati unggun. Proses pertukaran ion terjaadi ketika ion penyebab kesadahan seperti Ca^{2+} dan Mg^{2+} terikat pada resin dan melepaskan ion Na^{+} ke dalam air menurut persamaan reaksi di bawah ini.

$$Ca^{2+}(aq) + Na_2R(resin) \longleftrightarrow CaR(resin) + 2Na^{+}(aq)$$

Kation lainnya, seperti ion Cu^{2+}, Zn^{2+}, Mn^{2+} dan Fe^{2+}/Fe^{3+}, juga akan dihilangkan dari dalam air melalui proses ini. Air yang keluar selanjutnya ditampung pada *demin water storage tank* (TDW-4201) dan dapat digunakan untuk air proses, air umpan *boiler* serta air pendingin.

- ***Deaerator* (D-3701)**

Selain bebas dari ion-ion penyebab kesadahan, air umpan boiler juga harus bebas dari kandungan gas terlarut, seperti oksigen dan karbon dioksida. Keberadaan oksigen dan karbon dioksida terlarut di dalam air umpan boiler akan memicu terjadinya korosi pada perpipaan, boiler, dan peralatan lainnya.

Pemisahan gas terlarut dari air umpan boiler ini dapat dilakukan dalam suatu alat *Deaerator*. Penghilangan oksigen terlarut di dalam air dilakukan dengan penambahan hidrazin (N_2H_4). Hidrazin akan bereaksi dengan oksigen membentuk air dan gas nitrogen, sehingga kandungan oksigen terlarut dalam air berkurang. Reaksi hidrazin dengan oksigen adalah sebagai berikut.

$$N_2H_{4(l)} + O_{2(g)} \rightarrow N_{2(g)} + 2H_2O_{(l)}$$

Air umpan boiler disemprotkan melalui *nozzle* dari bagian atas kolom yang terdiri atas *tray-tray*. Dari bagian bawah dialirkan steam dengan arah yang berlawanan dengan arah air umpan (*counterflow*). Kontak antara steam dengan air umpan pada *tray-tray* ini akan menaikkan temperatur air sehingga gas terlarut akan terpisah dan keluar melalui *gas vent*. Sementara itu, air yang bebas dari kandungan gas terlarut akan turun dan masuk ke dalam *storage tank* yang terletak di bagian bawah *Deaerator* untuk kemudian dialirkan ke dalam boiler. Temperatur air keluar dari alat ini berkisar antara 102-104 ºC. Air keluaran daerator dialirkan ke *Boiler* (B-3801) untuk menghasilkan uap atau steam yang dibutuhkan pada proses pabrik.

- **Boiler (B-3801)**

Air umpan boiler yang telah bebas dari kesadahan dan gas terlarut kemudian dialirkan ke dalam *steam boiler*. Jenis boiler yang digunakan adalah *fire tube boiler*. Gas yang telah dipanaskan akan melewati *tube-tube* dan memanaskan air yang ada di sekitar *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 ini kemudian dikirim ke *plant* untuk digunakan pada alat *heat exchanger*. Kondensat yang dihasilkan kemudian dialirkan ke *Deaerator* (D-3701) kembali. *Steam* yang dihasilkan bersuhu 242˚C.

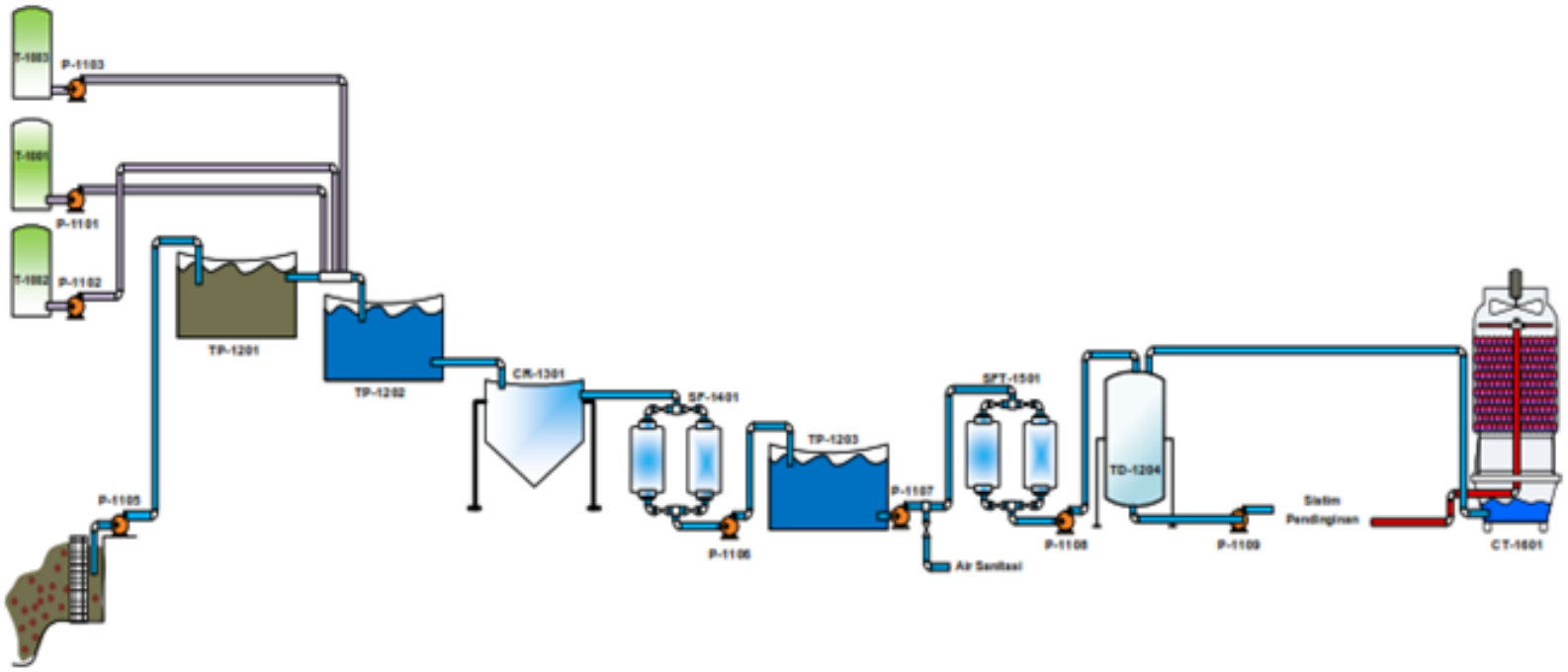
5.1.3 Air Pendingin

Cooling tower atau menara pendingin fungsi utamanya sebagai alat untuk mendinginkan air.panas dari kondensor dengan cara dikontakkan langsung dengan udara secara konveksi paksa menggunakan *fan*/kipas.

Kondensor pada *chiller* biasanya berbentuk *water-cooled condenser* yang menggunakan air untuk proses pendinginan refrigeran. Secara umum bentuk konstruksinya berupa *shell & tube* dimana air mengalir memasuki *shell*/ tabung dan uap refrigeran superheat mengalir dalam pipa yang berada di dalam tabung sehingga terjadi proses pertukaran kalor. Uap refrigeran superheat berubah fasa menjadi cair yang memiliki tekanan tinggi mengalir menuju alat ekspansi, sementara air yang keluar memiliki temperatur yang lebih tinggi. Karena air ini akan digunakan lagi untuk proses pendinginan kondensor maka tentu saja temperaturnya harus diturunkan kembali atau didinginkan pada *cooling tower*.

Langkah pertama adalah memompa air panas tersebut menuju *coolingtower* melewati *system* pemipaan yang pada ujungnya memiliki banyak *nozzle* untuk tahap *spraying* atau semburan.Air panas yang keluar dari *nozzle* secara langsung sementara itu udara atmosfer dialirkan melalui atau berlawanan dengan arah jatuhnya air panas karena pengaruh .*fan/blower* yang terpasang pada *coolingtower*. Sistem ini sangat efektif dalam proses pendinginan air karena suhu kondensasinya sangat rendah mendekati suhu *wet-bulb* udara. Air yang sudah mengalami penurunan temperature ditampung dalam bak/basin untuk kemudian dipompa kembali menuju kondensor yang berada di dalam *chiller*. Pada *coolingtower* juga dipasang katup *make up water* yang dihubungkan ke sumber air terdekat untuk menambah kapasitas air pendingin jika terjadi kehilangan air ketika proses *evaporative cooling* tersebut.

FLOWSHEET PENGOLAHAN AIR DIMETHYL ETHER



Keterangan

Alat	Kode Alat
Tangki Alum	T-1001
Tangki Kaporit	T-1002
Tangki Kapus Tohor	T-1003
Bak air sungai	TP-1201
Bak Flokulan	TP-1202
Clarifier	CR-1301
Sand Filter	SF-1401
Bak Air Sanitasi	TP-1203
Softener	SFT-1501
Tangki air Demin	TD-1204
Cooling Tower	CT-1601

BAB VI

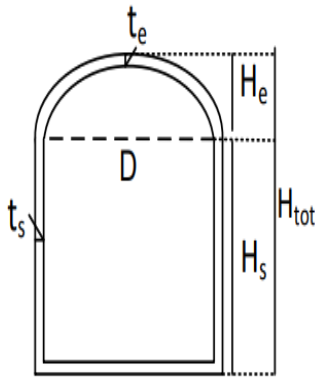
SPESIFIKASI PERALATAN

Berdasarkan perhitungan diperoleh spesifikasi peralatan pada prarancangan pabrik bioetanol dari jerami padi seperti diuraikan di bawah ini :

6.1 Spesifikasi Peralatan Utama

6.1.1 Tangki Penyimpanan Metanol

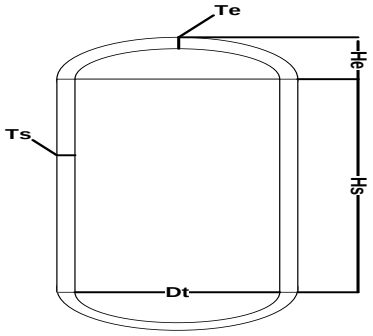
Tabel 6.1 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Metanol

SPESIFIKASI	
Nama	Tangki Penyimpanan Metanol
Kode	T-1101
Jumlah	2 unit
Fungsi	Sebagai tempat penyimpanan metanol
Sifat bahan	Volatil,korosif
Fasa bahan yang disimpan	Cair
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	Silinder vertikal dengan alas datar dan tutup ellipsoidal
Konstruksi	*High alloy steels* SA-240 304
Temperatur	30°C
Kapasitas	2431,961549 m^3
Diameter (D)	13,7184 m
Tinggi tangki (H)	20,5775 m
Tekanan desain	2,4765 atm

6.1.2 Tangki Penyimpanan

Tabel 6.2 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Dimethyl Ether

SPESIFIKASI	
Nama	Tangki Penyimpanan Dimethyl Ether
Kode	T-3101
Jumlah	1 unit
Fungsi	Sebagai tempat penyimpanan dimethyl Ether
Sifat bahan	Korosif

Fasa bahan yang disimpan	Cair
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	Silinder vertikal dengan alasdan tutup ellipsoidal
Konstruksi	*Low alloy steels* SA-387 grade 12C1.1
Temperatur	30°C
Kapasitas	2868,182 m^3
Diameter (D)	12,533 m
Tinggi tangki (H)	25,105 m
Tekanan desain	22,118atm 1,992atm

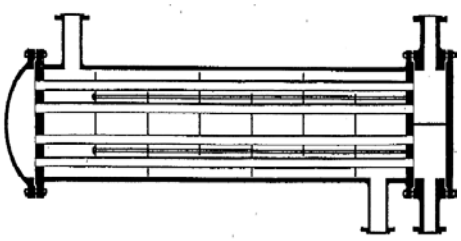
6.1.3 *Vaporizer* (V-131)

Tabel 6.3 Spesifikasi *Vaporizer*

SPESIFIKASI	
Nama	*Vaporizer*
Kode	V-1801
Jumlah	1 unit
Fungsi	Tempat merubah fasa cair menjadi gas
DATA DESIGN	
Bahan kontruksi	*Carbon Steel* (SA-515), Grade 55 C-Si
Gambar	
Tipe	Shell and tube
Temperatur	30 °C
Luas area perpindahan panas	181,068 m^2

6.1.4 Heat Exchanger

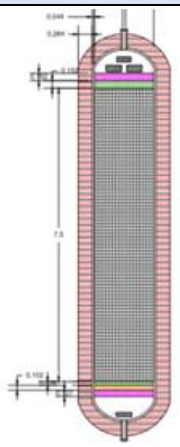
Tabel 6.4 Spesifiksi Heat Exchanger

SPESIFIKASI	
Nama	Heat Exchanger
Kode	HE-1001
Jumlah	1 unit
Fungsi	Memanaskan Metanol
Fasa bahan yang panaskan	Cair
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	1-2 *Shell and Tube*
Jenis Bahan Konstruksi	*Carbon Steel* (SA-214) Grade 316
Temperatur	151°C
Luas area (A)	1607,99 ft^2
Clean overall coefficient U_C	80,5392398 btu/hr ft^2 F
Overaldesgn coefficient U_D	30 btu/hr ft^2 F
Dirty factor R_D	0,020917 btu/hr.ft^{20}F
Shell	
ID Shell	15,25 in
Flow area shell	0,1981 ft^2
Mass Velocity shell	204663,925 lb/hr ft^2
Bilangan reynold shell	35852,004
Faktor perpindahan shell	35
Pressure drop shell	0,4095228 psi
Tube	
OD tube	0,65 in
ID tube	3/4 in
Jumlah tube	317 buah
Flow area tube	0,70334375 ft^2
Mass velocity tube	7223,4998 lb/hr ft^2
Bilangan Reynold tube	327,29789
Faktor perpindahan panas tube	98
Pressure drop tube	0,224 psi

6.1.5 Reaktor Hidrogenasi

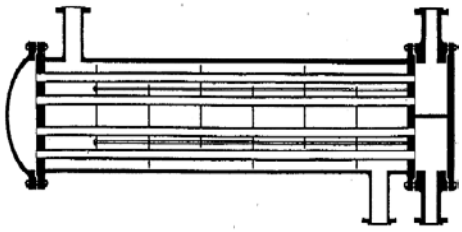
Tabel 6.5 Spesifikasi Reaktor Hidrogenasi

SPESIFIKASI	
Nama	Reaktor Fixed Bed
Kode	R-2401
Jumlah	1 unit

Fungsi Sifat bahan Fasa bahan yang diesterifikasi	Mengubah Methanol menjadi DME korosif Cair dan Uap
DATA DESIGN	
Gambar Tipe Konstruksi Temperatur Kapasitas Diameter (D) Tinggi silinder (H_s) Tinggi elipsoidal (H_e) Tinggi total (H_{tot}) Tebal dinding silinder (t_s) Tebal alas dan tutup (t_e)	 Silinder vertikal dengan alas dan tutup elipsoidal *High alloy steels* SA-240 304 250°C 58,946858 m^3 3,4 m 5,169 m 0,8615 m 6,89 m 31,708 mm 31,42 m

6.1.6 Kondensor

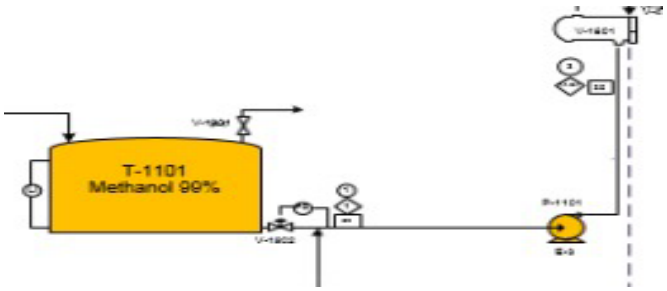
Tabel 6.6 Spesifiksi Kondensor

SPESIFIKASI	
Nama Kode Jumlah Fungsi Fasa bahan yang didinginkan	Kondensor CD-3701 1 unit Mencairkan Dimethyl Ether Gas
DATA DESIGN	
Gambar Tipe Jenis Bahan Konstruksi	 *Shell and Tube* *Carbon Steel* (SA-214) Grade 316

Temperatur	43,3°C
Luas area (A)	3015,9227 ft^2
Clean overall coefficient U_C	142,07 btu/hr ft^2 F
Overaldesgn coefficient U_D	110 btu/hr ft^2 F
Dirty factor R_D	0,01834
Shell	
ID Shell	19,25 in
Flow area shell	0,3157 ft^2
Mass Velocity shell	61384,2325 lb/hr ft^2
Bilangan reynold shell	266,97
Faktor perpindahan shell	29
Pressure drop shell	0.00052 psi
Tube	1 in
OD tube	0,75
ID tube	165 buah
Jumlah tube	0,498 ft^2
Flow area tube	81345,653 lb/hr ft^2
Mass velocity tube	2100,897
Bilangan Reynold tube	30
Faktor perpindahan panas tube	0,236 psi
Pressure drop tube	

6.1.7 PompaPeralatan Proses

Tabel 6.7 Spesifiksi Pompa Bahan Baku

SPESIFIKASI	
Nama	Pompa Bahan Baku
Kode	P-1001
Jumlah	1 unit
Fungsi	Mengalirkan Metanol dari Storage ke Vaporizer
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	*Centrifugal pump*
Kapasitas	22989,27 kg/jam
Diameter Optimum	3,85 in
Ukuran pipa	3 in sch 40
Diameter luar, OD	3,8 in
Diameter dalam, ID	4,4 in
Daya	3,48 HP

Tabel 6.8 Daya Pompa pada Peralatan Proses

Dari	Ke	Kode Pompa	daya (hP)
FD-3201	PSA-3301	PM-102	0,24413946
PSA-3301	V-1801	PM-103	0,02683145

6.1.8 Kompressor

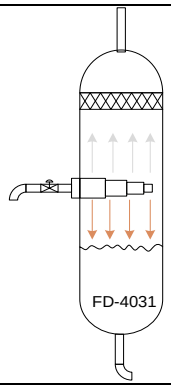
Tabel 6.9 Spesifikasi Kompressor

SPESIFIKASI	
Nama	Kompressor
Kode	CP-3401
Jumlah	1unit
Fungsi	Menaikan tekanan Dimethyl Ether
Fasa bahan yang dialirkan	Gas
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	*Centrifugal compressor*
Kontruksi	Carbon steel
Daya	22,459254 HP

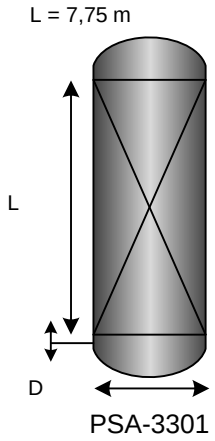
6.1.9 *Flash Drum* (FD-371)

Tabel 6.10 Spesifikasi *Flash Drum*

SPESIFIKASI	
Nama	Flash Drum
Kode	FD-371
Jumlah	1 unit
Fungsi	Tempat memisahkan gas dengan cairan.
DATA DESIGN	
Tipe	Silinder vertikal dengan alas dan tutup *ellipsoidal*
Bahan Konstruksi	*Carbon Steel* (SA-515), Grade 55 C-Si
Temperatur	43,4 °C
Tekanan	1 atm
Diameter silinder (D)	1,04 m
Tinggi total (H)	3,123 m
Gambar	

6.1.10 *PSA (Pressure Swing Adsorption)* (PSA-3301)

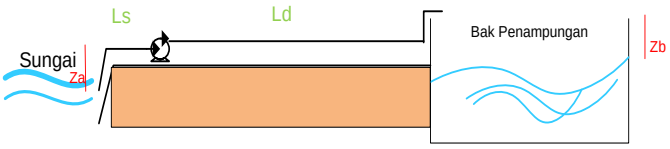
SPESIFIKASI	
Nama	Pressure Swing Adsorption
Kode	FSA-3301
Jumlah	2 unit
Fungsi	Memurnikan Produk Gas Dimethyl Ether
DATA DESIGN	
Tipe	Vertikal Vessel
Bahan Konstruksi	*Carbon Steel* (SA-515), Grade 55 C-Si
Temperatur	43,4°C
Tekanan	8 atm
Diameter silinder (D)	1,68 m
Tinggi total (H)	3,87 m
	7,75 m
Gambar	

6.2 SpesifikasiPeralatanUtilitas

6.2.1 Pompa Air Sungai (P-1001)

Tabel 6.11 SpesifikasiPompa Air Sungai (P-1001)

SPESIFIKASI	
Nama	Pompa Air Sungai
Kode	P-1001
Jumlah	1 unit
Fungsi	Mengalirkan air sungai ke bak penampung

DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	*Centrifugal pump*
Kapasitas	137227,71 kg/jam
Diameter Optimum	4,4482 in
Ukuran pipa	12 in sch 40
Diameter luar, OD	4,5 in
Diameter dalam, ID	4,026 in
Daya	0,4550 HP

6.2.2 Pompa Peralatan Utilitas

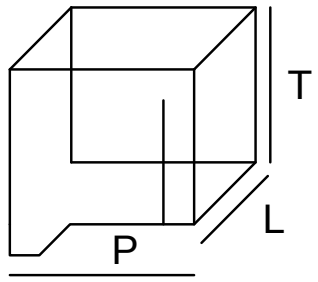
Tabel 6.17 Daya Pompa pada Peralatan Utilitas

Pompa	Jumlah	Kode Alat	Daya (hP)	kW
Sungai ke Bak Penampungan	1	P-1001	0,455	7,74
Bak Penampungan ke Unit Raw	1	P-1002	0,1521	2,27
Bak Pelarut Kaporit	1	P-1003	0,0068	0,37
Bak Pelarut Kapur tohor	1	P-1004	0,1734	0,37
Bak Pelarut alum	1	P-1006	0,1819	0,37
Unit Raw ke Sand Filter	1	P-1007	0,1521	1,25
Sand Filter ke Bak Penampungan	1	P-1008	0,5688	4,50
Bak Penampungan ke Softener Tank	1	P-1009	1,2316	2,01
Softener Tank ke Tangki Demin	1	P-10010	0,0650	3,76
Tangki Demin ke Plant	1	P-1010 A	3,4891	0,95
Plant ke Cooling Tower	1	P-1011	1,0418	9,42
Cooling tower ke Chiller	1	P-1012	0,3442	9,34
Plant ke Deaerator	1	P-1014	1,0418	0,001
Dearator ke Boiler	1	P-1015	1,3811	0,02

6.2.3 BakPenampung Air Sungai (BP-1101)

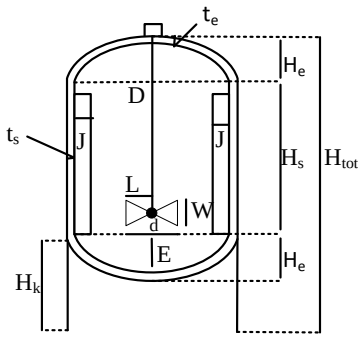
Tabel 6.18 SpesifikasiBakPenampung Air Sungai (BP-1101)

SPESIFIKASI	
Nama	BakPenampung Air Sungai
Kode	BP-1101
Jumlah	1 unit
Fungsi	Menampung air sungai sebelum diolah menjadi air bersih
DATA DESIGN	

Gambar	
Tipe	PersegiPanjang
BahanKonstruksi	Beton bertulang
Kapasitas	37227,71 kg/jam
Panjang	13,0719 m
Lebar	8,71461 m
Tinggi	4,3573 m

6.2.4 Tangki Pelarutan Alum (TP-1201)

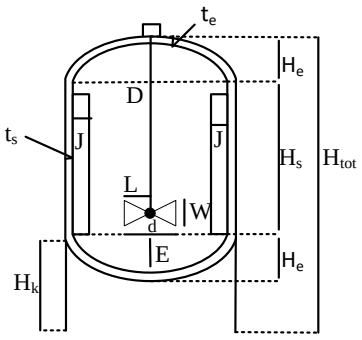
Tabel6.19 SpesifikasiTangki Pelarutan Alum (TP-1201)

SPESIFIKASI	
Nama	Tangki Pelarutan Alum
Kode	TP-1201
Jumlah	1 unit
Fungsi	Tempat melarutkan alum ($Al_2(SO_4)_3$)
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	Silinder vertical dengan alas dan tutup ellipsoidal
Kapasitas	0,25 m^3
Diameter	0,651608 m
Tinggi total	2,81 m
Tebal dinding tangki	0,000967 m
Jenis pengaduk	Propeler berdaun tiga
Diameter pengaduk (d)	0,217 m
Panjang daun pengaduk (L)	0,0543 m
Lebar daun pengaduk (W)	0,04 m

Tinggi pengaduk dari dasar tangki (E)	0,217 m
Lebar Baffle (J)	0,05 m
Kecepatan putar (N)	3,58 rps
Daya motor	0,052455 HP

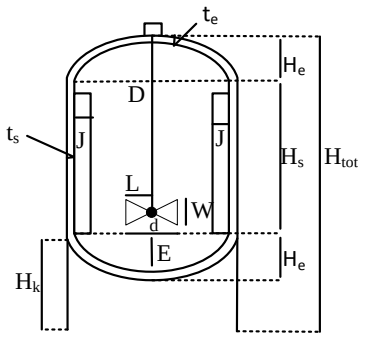
6.2.5 Tangki Pelarutan KapurTohor (TP-1202)

Tabel6.20 SpesifikasiTangkiPelarutanKapurTohor (TP-1202)

SPESIFIKASI	
Nama	Tangki Pelarutan Kapur Tohor
Kode	TP-1202
Jumlah	1 unit
Fungsi	Tempat melarutkan kapur tohor $Ca(OH)_2$
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	Silinder vertical dengan alas dan tutup ellipsoidal
Kapasitas	0,00933 m^3
Diameter	0,7113 m
Tinggi total	2,89 mm
Tebal dinding tangki	0,99 mm
Jenis pengaduk	Propeler berdaun tiga
Diameter pengaduk (d)	0,237 m
Panjang daun pengaduk (L)	0,05928 m
Lebar daun pengaduk (W)	0,047 m
Tinggi pengaduk dari dasar tangki (E)	0,237 m
Lebar Baffle (J)	0,059 m
Kecepatanputar (N)	3,447 rps
Daya motor	0,04997 HP

6.2.6 Tangki Pelarutan Kaporit (TP-1203)

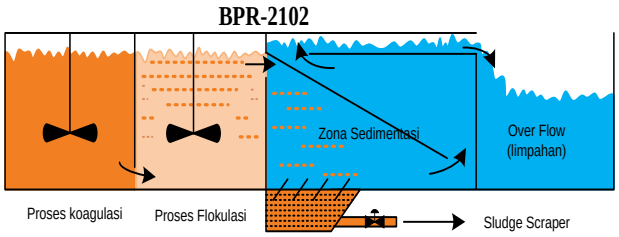
Tabel 6.21 Spesifikasi Tangki Pelarutan Kaporit (TP-1203)

SPESIFIKASI	
Nama	TangkiPelarutanKaporit
Kode	T-1203
Jumlah	1 unit
Fungsi	Tempatmelarutkankaporit
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	Silindervertikaldengan alas dantutup ellipsoidal
Kapasitas	0,52 m^3
Diameter	0,826 m
Tinggi total	3,03 m
Tebal dinding tangki	1,079 mm
Jenis pengaduk	Propeler berdaun tiga
Diameter pengaduk (d)	0,27 m
Panjang daun pengaduk (L)	0,07 m
Lebar daun pengaduk (W)	0,05 m
Lebar Baffle (J)	0,07 m
Kecepatanputar (N)	1,55 rps
Daya motor	0,0026 HP

6.2.7 Unit Pengolahan *Raw Water* (BPR-2102)

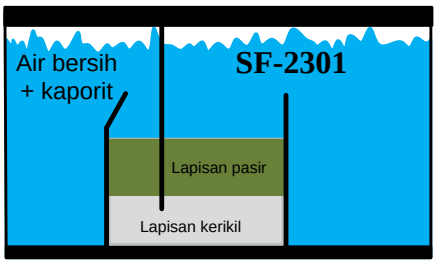
Tabel6.22 Spesifikasi Unit Pengolahan*Raw Water* (BPR-2102)

SPESIFIKASI	
Nama	Unit Pengolahan*Raw Water*
Kode	BPR-2102
Jumlah	1 unit
Fungsi	Tempat pencampuran, pembentukan dan pengendapan flok- flok yang terkandung dalam air
DATA DESIGN	

Gambar	
Tipe	Persegi panjang
Bahan Konstruksi	Beton bertulang
Kapasitas	46,74 m^3
Panjang total	1,815 m
Lebar	2,269 m
Tinggi	2,27 m
Panjang bak pencampur	1,815 m
Panjang bak flokulasi	1,815 m
Panjang bak sedimentasi	2,72 m
Panjang bak *float chamber*	2,72 m

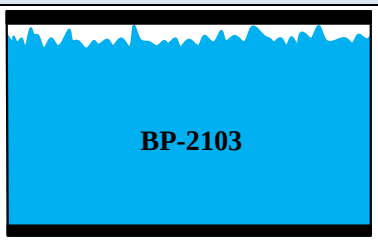
6.2.8 *Sand Filter* (SF-2301)

Tabel 6.23 Spesifikasi*Sand Filter* (SF-2310)

SPESIFIKASI	
Nama	*Sand Filter*
Kode	SF-2301
Jumlah	2 unit
Fungsi	Menyaring sisa-sisa flok dalam air dari bak penampung berpelampung
DATA DESIGN	
Gambar	
Isian	Pasir, kerikil
Bahan Konstruksi	Beton bertulang
Kapasitas	7,79 m^3
Volume bak	12,464 m^3
Tipe	Persegi panjang
Panjang	64,9019 m
Lebar	3,2679 m
Tinggi	1,63397 m

6.2.9 Bak Penampungan Air Bersih (BP-2103)

Tabel 6.24 Spesifikasi Bak Penampungan Air Bersih (BP-2103)

SPESIFIKASI	
Nama	Bak Penampungan Air Bersih
Kode	BP-2103
Jumlah	2 unit
Fungsi	Menampung air bersihhasilpenyaringandari*sand filter*
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	Persegi panjang
Kapasitas	498,56 m^3
Panjang	13,09 m
Lebar	8,73 m
Tinggi	4,36 m
Bahan Konstruksi	Beton bertulang

6.2.10 *Demineralisasi Tank* (DT-3401)

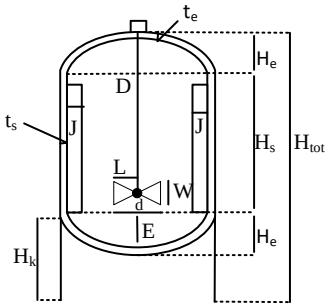
Tabel6.25 Spesifikasi *Demineralisasi Tank*(ST-3401)

SPESIFIKASI	
Nama	*Softener Tank*
Kode	ST-3401
Jumlah	2 unit
Fungsi	Tempat pertukaran kation dan anion dalam air dengan ion-ion dari resin
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	MHC-5400-6
Kapasitas	200,343 gal/min
Ukuran pipa aliran antar tangki	3 in
Ukuran pipa aliran keluar tangki	2 in
Volume resin	40 ft^3
Diameter	54 in

Tinggi Bahan Konstruksi	98 in *Carbon Steel* (SA-515), Grade 55 C-Si

6.2.11 Tangki Air Demin (TDW-3501)

Tabel6.26 SpesifikasiTangki Air Demin (TDW-3501)

SPESIFIKASI	
Nama Kode Jumlah Fungsi	Tangki Air Demin TDW-3501 1 unit Tempat penyimpanan air bersih bebas mineral
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	Silinder vertical dengan alas datardan tutup *dished*
BahanKonstruksi	*Carbon Steel* (SA-515), Grade 55 C-Si
Kapasitas	6,07 m^3
Diameter	2,0238 m
Tinggi total	2,5298 m
Tebaldinding	0,002 m

6.2.12 *Cooling Tower* (CT-3601)

Tabel 6.27 Spesifikasi*Cooling Tower* (CT-3601)

SPESIFIKASI	
Nama Kode Jumlah Fungsi	*Cooling Tower* CT-3601 1 unit Mendinginkan air sirkulasi yang telahdipakaiuntukpendinginan
DATA DESIGN	

Gambar	
Tipe	*Induced draft cooling tower*
Diameter *tower*	7,9 m
Tinggi*tower*	19,63 m
Luas*tower*	36,12756 ft^2

6.2.13 *Deaerator* (DE-3701)

Tabel 6.30 Spesifikasi*Deaerator* (DE-3701)

SPESIFIKASI	
Nama	*Daerator*
Kode	DE-3701
Jumlah	1 unit
Fungsi	Menghilangkan gas terlarutdalam air umpan boiler
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	*Duo-tank deaerator*(SM7 D)
Panjang tangki	4,575 m
Diameter	1,37 m

6.2.14 *Boiler* (B-3801)

Tabel 6.31 Spesifikasi*Boiler* (B-3801)

SPESIFIKASI

Nama Kode Jumlah Fungsi	*Boiler* B-3801 1 unit Menghasilkan steam
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe Panjang Lebar Tinggi Tekananoperasi Daya BahanKonstruksi	TW-I 45- NTE 35 3,98 m 1,85 m 2,453 m 10 bar 23kW *Carbon Steel* (SA-515), Grade 55 C-Si

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

Susunan peralatan dan fasilitas dalam suatu rancangan alir proses merupakan syarat terpenting dalam memperkirakan biaya secara akurat sebelum mendirikan pabrik atau desain secara terperinci.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 pengorganisasian fasilitas fisik perusahaan untuk meningkatkan fisiensi penggunaan peralatan, bahan, orang, dan energi (Fred, 1993). Tata Pengaturan fasilitas fisik perusahaan yang terdiri dari susunan departemen, pusat kerja, dan peralatan. Tata letak suatu pabrik memainkan peranan yang penting dalam menentukan efisiensi dan keselamatan kerja. Oleh karena itu tata letak pabrik harus disusun secara cermat untuk menghindari kesulitan dikemudian hari.

Tujuan dasar dalam tata letak pabrik, yaitu sebagai berikut (Wignjosoebroto, 2009):

- Integrasi secara menyeluruh dari semua faktor yang mempengaruhi proses-proses produksi
- Pemindahan jarak yang seminimal mungkin
- Aliran kerja berlangsung secara lancar melalui pabrik
- Semua area yang ada dimanfaatkan secara efektif dan efisien
- Kepuasan kerja dan rasa aman dari pekerja dijaga sebaik-baiknya
- Pengaturan tata letak harus cukup fleksibel.

Suatu rancangan pabrik yang rasional mencakup penyusunan area proses, *storage* (persediaan) dan area pemindahan/ area *alternative* (area *handling*) pada

posisi yang efisien dan dengan melihat faktor-faktor sebagai berikut (*Timmerlaus*, 2004) :

a. Urutan proses produksi dan kemudahan aksebilitas 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), bengkel untuk pemeliharaan/ perbaikan alat serta peralatan pendukung lainnya.
d. Bangunan menyangkut luas bangunan, kondisi bangunan dan konstruksinya yang memenuhi syarat.
e. Pertimbangan kesehatan, keamanan dan keselamatan seperti kemungkinan kebakaran/ peledakan.
f. Masalah pembuangan limbah.
g. Alat-alat yang dibersihkan/dilepas pada saat *shut down* harus disediakan ruang yang cukup sehingga tidak mengganggu peralatan lainnya.
h. Pemeliharaan dan perbaikan.
i. Fleksibilitas dalam perencanaan tata letak pabrik harus dipertimbangkan dengan kemungkinan dari perubahan proses/ mesin, sehingga perubahan-perubahan yang dilakukan tidak memerlukan biaya yang tinggi.
j. *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, efesiensi kerja dan keselamatan kerja.Pengaturan tata letak pabrik yang baik akan memberikan beberapa keuntungan, seperti :

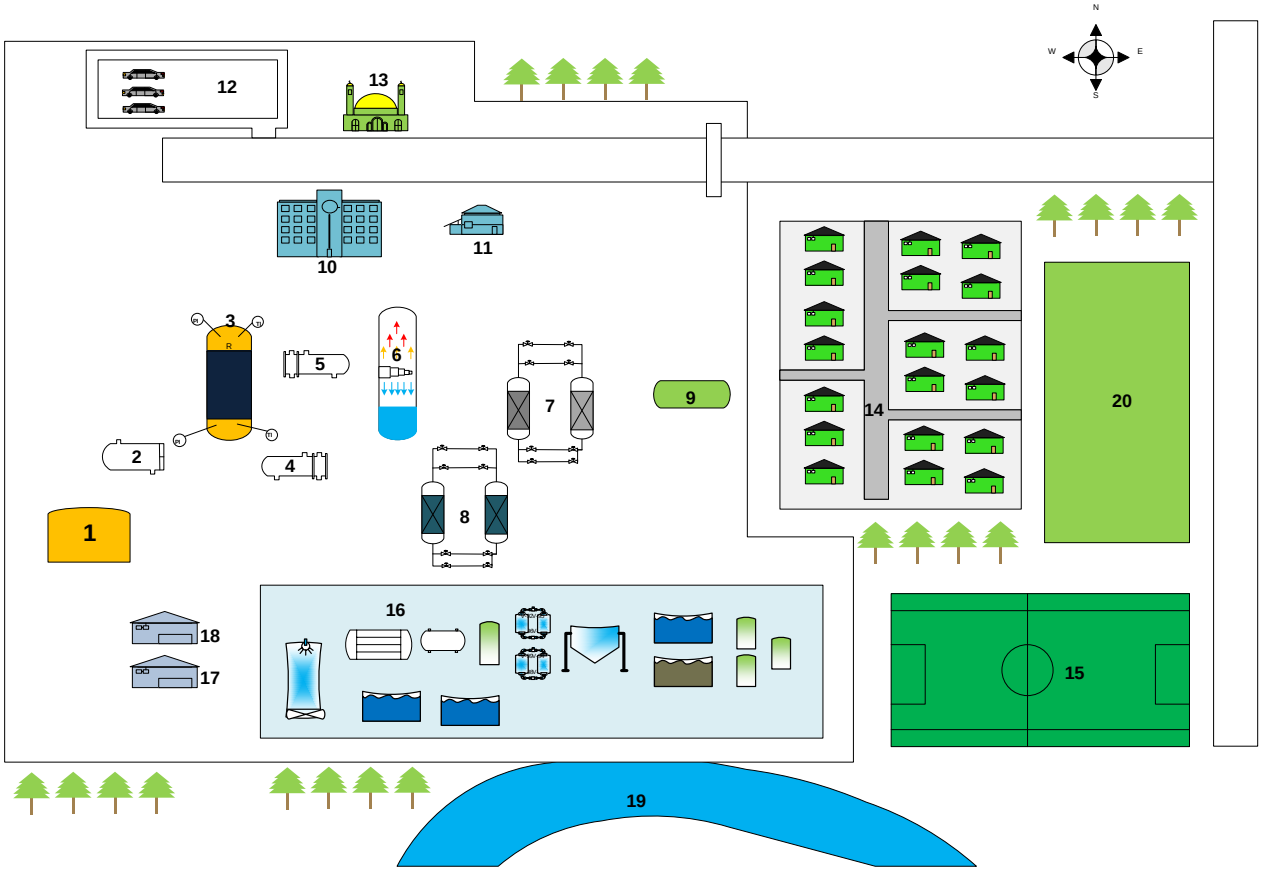
a. Mengurangi jarak transportasi bahan baku dan produk sehingga memudahkan proses *material handling*.

b. Mengurangi waktu tunggu untuk mengatur keseimbangn antara waktu operasi dan beban dari mesin-mesin departemen. Pengaturan tata letak yang terkoordinir dan terencana baik akan dapat mengurangi waktu tunggu yang berlebihan.
c. Memberikan ruang gerak yang lebih leluasa sehingga mempermudah perbaikan mesin dan peralatan yang rusak.
d. Menurunkan ongkos produksi.
e. Meningkatkan keselamatan kerja dan mengefesiensikan kerja semaksimal mungkin.
f. Mengurangi faktor yang bisa merugikan dan mempengaruhi kualitas dari baha baku ataupun produk jadi.
g. Meningkatkan pengawasan operasi dan proses agar lebih baik.

Pabrik *Dimetil Ether* dari Metanol ini direncanakan berdiri di Bukit Batu, Bengkalis, Riau dengan luas area 4,5 Ha, dan perincian sebagai berikut:

a. Area Pabrik : 1 Ha
b. Area Perumahan : 1,5 Ha
c. Area Perkantoran : 0,5 Ha
d. Area Perluasan : 1,5 Ha

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



Keterangan

1. Methanol Tank
2. Vaporizer
3. Reactor
4. Cooler
5. Condensor
6. Flash Drum
7. PSA
8. PSA
9. DME Tank
10. Office
11. Laboratory
12. Parking Area
13. Masjid
14. Housing
15. Soccer Field
16. Water Treatment
17. Workshop
18. Warehouse
19. River
20. Garden

Gambar 7.1 Layout Pabrik Dimethil Ether

7.2. Kesehatan dan Keselamatan Kerja Lingkungan Hidup

Keselamatan kerja diartikan sebagai bidang kegiatan yang ditujukan untuk mencegah semua jenis kecelakaan yang ada kaitannya dengan lingkungan dan situasi kerja (Sugeng, 2003).

Kesehatan kerja meliputi segala upaya untuk mencegah penyakit akibat kerja dan penyakit lainnya pada tenaga kerja. Tujuannya ialah agar tenaga kerja ditempatkan pada pekerjaan yang sesuai dengan kemampuan fisik dan kondisi mentalnya sehingga setiap tenaga kerja berada dalam keadaan sehat dan sejahtera pada saat ia mulai bekerja sampai selesai masa baktinya (Syukri, 2001).

Occupational Safety and Health Administration, suatu badan yang berwenang mengawasi keselamatan dan kesehatan kerja sebagai berikut: (1) Kemauan (*commitment*) manajemen dan keterlibatan pekerja, (2) Analisis resiko tempat kerja, (3) Pencegahan dan pengendalian bahaya, (4) Pelatihan pekerja, penyedia, dan manajer (Depnaker RI, 1996).

Dalam UU No. 1 tahun 1970 Pasal 3 ayat 1 tentang Keselamatan Kerja,disebutkan bahwa tujuan pemerintah membuat aturan keselamatan dan kesehatan kerja adalah sebagai berikut:

1. Mencegah dan mengurangi kecelakaan
2. Memberi pertolongan pada kecelakaan
3. Memberi alat-alat perlindungan diri pada para pekerja
4. Mencegah dan mengendalikan timbul atau menyebar luasnya suhu, kelembapan, debu, kotoran, asap, uap, gas, hembusan angin, cuaca, sinar atau radiasi, suara, dan getaran.
5. Memperoleh penerangan yang cukup dan sesuai
6. Menyelenggarakan suhu dan kelembapan udara yang baik
7. Menyelenggrakan penyegaran udara yang cukup
8. Memelihara kebersihan, kesehatan, dan ketertiban
9. Memperoleh keserasian antara tenaga kerja, alat kerja, lingkungan, cara dan proses kerjanya
10. Mengamankan dan memelihara segala jenis bangunan

11. Mencegah terkena aliran listrik yang berbahaya
12. Menyesuaikan dan menyempurnakan pengamanan pada pekerja yang bahaya kecelakaannya menjadi bertambah tinggi.

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.
10. Memberi pemberitahuan atau peringatan untuk setiap alat, lokasi dan kondisi yang berbahaya.

7.2.1. Sebab dan Akibat Terjadinya Kecelakaan

Suatu pabriksangat tidak menginginkan terjadinya suatu kecelakaan, karena dapat menimbulkan kerugian pabrik. Kecelakaan dapat terjadi yang disebabkan oleh pekerja atau keadaan lingkungan kerja yang tidak tertata atau teratur. 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.
   - Ketidak cocokan karyawan dengan peralatan proses atau lingkungankerja.
   - Kurangnya motivasi kerja dan kesadaran karyawan akan keselamatan kerja.
   - Ketidak mampuan fisik, mental serta faktor bakat lainnya.
3. Sistem manajemen

   Adapun kecelakaan yang disebabkan oleh system 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.

Kecelakaan yang terjadi di suatu industri atu pabrik dapat menimbulkan berbagai macam kerugian, Heinrich (1959) dalam ILO (1989) menyusun daftar kerugian akibat kecelakaan sebgai berikut:

1. Kerugia akibat hilangnya waktu karywan yang luka
2. Kerugian akibat hilangnya waktu karywan yang lain yang terhenti bekerja karena rasa ingin tahu, rasa simpati, membantu menolong karyawan yang terluka
3. Kerugian akibat hilangnya waktu bagi para mandor, peneylia, atau para pemimpin lainnya karena membantu karyawan yang terluka, menyelidiki penyebab kecelakaan, mengatur agar proses produksi di tempat karyawan yang terluka tetap dapat dilanjutkan oleh karywan lainnya dengan memilih dan melatih ataupun menerima karyawan baru
4. Kerugian akibat pengguna waktu dari petugas pemberi pertolongan pertama dan staf departemen rumah sakit
5. Kerugian akibat rusaknya mesin, perkakas, atau peralatan lainnya atau oleh karena tercemarnya baha-bahan baku
6. Kerugian insidental akibat terganggunya produksi, kegagalan memenuhi pesanan pada waktunya, kehilangan bonus, dan pembayara denda
7. Kerugian akibat pelaksanaan sistem kesejahteraan dan maslihat bagi karyawan
8. Keruigan akibat keharusan untuk meneruskan pembayaran upah penuh bagi karyawan yang duluterluka setelah mereka kembali bekerja, walaupun mereka (mungkin belum penuh sepenuhnya) hanya menghasilkan separuh dari kemampuan normal
9. Kerugian akibat hilangnya kesempatan memperoleh laba dari produktivitas karyawan yang luka dan akibat dari mesin yang mengganggur
10. Kerugian yang timbul akibat ketegangan ataupun menurunnya moral kerja karena kecelakaan tersebut
11. Kerugian biaya umum per-karyawan yang luka.

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 *Dimethil Ether* 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 :

   a. 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.

   b. Kebisingan

   Dapat terjadi pada peralatan seperti generator, kompressor, dan boiler. Pencegahannya dapat dilakukan dengan mewajibkan setiap karyawan yang bertugas pada peralatan tersebut agar memakai penutup telinga.

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 dan keselamatan kerja dan lingkungan hidup (K3LH). 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.

Macam-Macam Alat Pelindung Diri

1. *Safety Helmet*

Safety helmet merupakan alat pelindung kepala yang melindungi kepala dari benturan, terantuk, kejatuhan atau terpukul benda tajam dan benda lain atau benda kera yang melayang atau meluncur di udara, terpapar oleh radiasi panas, api, percikan bahan-bahan kimia, jasad renik dan suhu ekstrim.

Gambar 7.2 Safety Helmet

(Sumber : nationaltender.com)

2. Tali Keselamatan (*Safety Belt*)

Safety belt berfungsi untuk membatasi gerak pekerja agar tidak masuk ke tempat yang mempunyai potensi jatuh atau menjaga pekerja berada pada posisi kerja yang diinginkan dalam keadaan miring maupun tergantung dan menahan serta membatasi pekerja jatuh sehingga tidak membentur lantai dasar.

Gambar 7.3 Tali Keselamatan

(Sumber : Teknikmart.com)

3. Sepatu Karet (Sepatu *Boot*)

Berfungsi sebagai alat pengaman saat bekerja di tempat yang becek ataupun berlumpur.Kebanyakan dilapisidengan metal untukmelindungi kaki dari benda tajam atau berat, benda panas, dan cairan kimia.

Gambar 7.4 Sepatu Karet

(Sumber : lazada.co.id)

4. Sepatu Pelindung (*Safety Shoes*)

Seperti sepatu biasa, tapi dari bahan kulit dilapisi metal dengan sol dari karet tebal dan kuat. Berfungsi untuk melindungi kaki dari tertimpa atau berbenturan dengan benda-benda berat, tertusuk benda tajam, terkena cairan panas atau dingin, uap panas, terpajan suhu ekstrim, tergelincir, terkena bahan kimia berbahaya dan jasad renik.

Gambar 7.5 Sepatu Pelindung

(Sumber : alimutikasari.com)

5. SarungTangan

Sarung tangan adalah alat pelindung yang berfungsiuntuk melindungi tangan dan jari-jari tangan dari api, suhu panas, suhu dingin, radiasi elektromagnetik, arus listrik, bahan kimia, benturan, pukulan dan tergores, terinfeksi zat patogen (virus, bakteri) dan jasad renik. Bahan dan bentuk sarung tangan disesuaikan dengan fungsi masing-masingpekerjaan.

Gambar 7.6 Sarung Tangan

(Sumber : tokopedia.com)

6. **PenutupTelinga (*Ear Plug / Ear Muff*)**

Penutu telinga berfungsisebagaipelindungtelingapadasaatbekerja di tempatyang bising. Sumbat telinga yang baik adalah menahan frekuensi tertentu saja, sedangkan frekuensi untuk bicara biasanya (komunikasi) tak terganggu.

Gambar 7.7 Penutup Telinga

(Sumber : Shopee.co.id)

7. **Kaca Mata Pengaman (*Safety Glasses*)**

Kaca mata pengaman berfungsiuntuk melindungi mata dari paparan bahan kimia berbahaya, paparan partikel-partikel yang melayang di udara, percikan benda-benda kecil, panas atau uap panas, pancaran cahaya, benturan, atau pukulan benda keras atau benda tajam.

Gambar 7.8 Kaca Mata Pangaman

(Sumber : olx.co.id)

8. **Masker (Respirator)**

Masker adalah alat pelindung pernapasan yang berfungsi untuk melindungi organ pernapasan dengan cara menyalurkan udara bersih dan sehat dan/atau menyaring cemaran bahan kimia, mikroorganisme, partikel yang berupa debu, kabut, uap, asap, dan gas.

Gambar 7.9 Masker

(Sumber : inkuiri.com)

9. **Pelindung Wajah (*Face Shield*)**

   Berfungsisebagaipelindungwajahdaripercikanbendaasingsaatbekerja (missal pekerjaanmenggerinda).

Gambar 7.10 Pelindung Wajah

(Sumber : klikglodok.com)

10. **Jas Hujan (*Rain Coat*)**

    Berfungsi melindungi dari percikan air saat bekerja (missal bekerja pada waktu hujan atausedang mencucialat).

Gambar 7.11 Jas Hujan

(Sumber : indonetwork.com)

11. **Pakaian pelindung (*Vest*)**

Pakaian pelindung berfungsi untuk melindungi badan sebagian tau seluruh bagian badan dari bahaya temperatur panas atau dingin yang ekstrim, pajanan api dan benda-benda panas, percikan bahan-bahan kimia, cairan dan logam panas, uap panas, benturan dengan mesin dan peralatan.

Gambar 7.12 Pakaian pelindung

(Sumber : isibangunan.com)

7.2.4. Daftar Peraturan Pemerintah tentang Keselamatan dan Kesehatan Kerja

1. Peraturan Pemerintah Tahun 1930 : Tentang Peraturan Uap
2. Peraturan Pemerintah No. 7 Tahun 1973: Tentang Pengawasanatas Peredaran, Penyimpanan dan Penggunaan Pestisida
3. Peraturan Pemerintah No. 19 Tahun 1973: Tentang Pengaturan dan Pengawasan Keselamatan Kerja di Bidang Pertambangan
4. Peraturan Pemerintah No. 11 Tahun 1979: Tentang Keselamatan Kerja pada Pemurnian dan Pengolahan Minyak dan Gas Bumi
5. Peraturan Pemerintah No. 14 Tahun 1993: Tentang Penyelenggaraan Program Jaminan Sosial Tenaga Kerja
6. Peraturan Pemerintah No. 22 Tahun 2004: Tentang Pengelolaan Dan Investasi Dana Program Jamsostek
7. Peraturan Pemerintah No. 01 Tahun 2005: Tentang Penangguhan Mulai Berlakunya Undang-Undang Nomor 2 Tahun 2004 tentang Penyelesaian Perselisihan Hubungan Industrial.

8. Peraturan Pemerintah No. 64 th. 2005: Tentang Perubahan Keempat Atas Peraturan Pemerintah Nomor 14 Tahun 1993 Tentang Penyelenggaraan Program Jaminan Sosial Tenaga Kerja
9. Peraturan Pemerintah No. 15 Tahun. 2007: Tentang Tata Cara Memperoleh Informasi Ketenagakerjaan Dan Penyusunan Serta Pelaksanaan Perencanaan Tenaga Kerja
10. Peraturan Pemerintah No.76 Tahun 2007: Tentang Perubahan Kelima Atas Peraturan Pemerintah Nomor 14 Tahun 1993 Tentang Penyelenggaraan Program Jaminan Sosial Tenaga Kerja
11. Peraturan Pemerintah No. 84 Tahun 2010 tentang Perubahan Ketujuh atas Peraturan Pemerintah No. 14 Tahun 1993 tentang Penyelenggaraan Program Jaminan Sosial Tenaga Kerja
12. Peraturan Pemerintah Republik Indonesia No. 50 Tahun 2012 Tentang Penerapan Sistem Manajemen Keselamatan dan Kesehatan Kerja
13. Peraturan Pemerintah Republik indonesia No. 53 Tahun 2012 Tentang Perubahan Kedelapan Atas Peraturan Pemerintah No. 14 Tahun 1993 Tentang Penyelenggaraan Program Jaminan Sosial Tenaga Kerja.

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 akan menentukan kelancaran aktivitas perusahaan sehari-hari dalam memperoleh peningkatan kualitas dan kuantitas produk yang maksimal sehingga tercipta produktivitas kerja yang optimal.

8.1.1 Bentuk Organisasi

Pada Pra Rancangan Pabrik Dimetil Eter dari Metanol dengan Kapasitas Produksi 100.000 ton/tahun ini, bentuk perusahaan yang dipilih adalah Perseroan Terbatas (PT). Pemilihan ini didasarkan atas 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. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak berpengaruh dengan berhentinya salah satu pemegang saham, direksi beserta stafnya serta karyawan perusahaan.

f. 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 :

- Pembagian tugas dan wewenang yang jelas.
- Sistem *control* atas kerja yang telah dilaksanakan.
- Kesatuan perintah dan tanggung jawab.

Pada sistem ini garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis, dimana :

- Pimpinan yang terpusat pada satu tangan tidak akan menyebabkan timbulnya kesimpangsiuran dalam menjalankan tugas (adanya kesatuan komando).
- Kepala bagian merupakan orang yang ahli di bidangnya.
- 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.

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 dapat dilihat pada Gambar 8.1:

1. Pemegang Saham

Pemegang saham adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Para pemilik saham sebagai pemilik perusahaan mempunyai kekuasaan tertinggi. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk perseroan terbatas adalah Rapat Umum Pemegang Saham (RUSP). Rapat umum tersebut mempunyai wewenang :

a. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris
b. Menentukan gaji dari Dewan Komisaris
c. Menyerahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan.
d. Evaluasi kinerja perusahaan

2. 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.

3. Direktur Utama

Direktur utama membawahi kepala bagian.Tugas dan wewenang direktur utama, yaitu:

- Melaksanakan kebijakan dewan komisaris
- 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.
- Memberikan laporan kegiatan kepada dewan komisaris

4. 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 :

- Melaksanakan tugas khusus yang diberikan oleh pimpinan dan melakukan pengawasan terhadap tugas-tugas yang diberikan kepada bawahan sesuai dengan bidang masing-masing.
- Bertanggung jawab terhadap pimpinan atas tugas yang diberikan kepadanya serta menerima laporan dari bawahan.
- Mengawasi pelaksanaan rencana yang diberikan oleh pimpinan dan memberikan saran-saran terhadap persoalan yang timbul

5. Kepala Bagian

Tugas dan wewenang kepala bagian adalah sebagai berikut :

- Bertanggung jawab kepada direktur atas tugas yang diberikan untuk mencapai target yang telah direncanakan.
- Mengawasi kualitas dan kuantitas barang-barang dan peralatan yang menjadi tanggung jawabnya.
- 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 :

a. 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.

b. Bagian Logistik

Bagian logistik mempunyai tugas dan wewenang sebagai berikut :

- Mengatur penerimaan, pergudangan dan suplai 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 mendristribusikan barang-barang jadi, suku cadang, bahan-bahan kimia dan lain-lain.

c. 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.

d. 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.

e. 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.

f. Bagian Penelitian dan Pengembangan

Bagian ini dalam pengoperasiannya terbagi atas dua bagian, yaitu:

1. Bagian pengendalian mutu

   Mempunyai tugas :

   - Membuat program dan melaksanakan suatu penelitian guna meningkatkan mutu produksi dan efesiensi 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 Pra Rancangan pabrikasap cair *grade* 1 dari kulit durian ini dapat dilihatpada Tabel 8.1 dan Tabel 8.2.

Tabel 8.1 Karyawan *Non Shift*

No	Jabatan	Jumlah
1.	Dewan Komisaris	1
2.	Direktur Utama	1
3.	Direktur	3
4.	Kepala Bagian	7
5.	Kepala seksi	12
6.	Karyawan	15
7.	Sekretaris	1
8.	Kepala satpam	1
9.	Sopir	6
Jumlah		**48**

Tabel 8.2 Karyawan *Shift*

No	Jabatan	Operator
1.	Karyawan Produksi	36
2.	Karyawan Utilitas	20
3.	Karyawan Mesin (teknisi)	20
4.	Karyawan Laboratorium dan Pengendali Mutu	14
5.	Karyawan Instrumentasi dan Elektrikal	16
6.	Supervisor	4
7.	Dokter dan Perawat	8
8.	Satpam	8
9.	*Office boy*	6
Jumlah		**132**

8.1.4 Sistem Kerja

Pabrik asap cair ini beroperasi selama 330 hari setahun secara kontinyu dengan waktu kerja 24 jam sehari. Untuk menjaga kelancaran produksi serta mekanisme administrasi dan pemasaran, masa waktu kerja dibagi dengan *shift* dan *non shift*.

8.1.4.1 Waktu Kerja Karyawan *Non Shift*

Waktu kerja untuk karywan *non shift* dapat dilihat pada Tabel 8.3.

Tabel 8.3 Waktu Kerja Karyawan *Non Shift*

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

8.1.4.2 Waktu Kerja Karyawan *Shift*

Pembagian jam kerja terdiri dari 2*shift* Pengaturan jam kerja *shift* ini adalah sebagai berikut :

- *Shift 1* (Pagi) : jam 08.00 – 16.00
- *Shift 2* (Sore) : jam 16.00 – 00.00
- *Shift 3* (malam) :jam 00.00 - 08.00

8.2 Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji

Pada pabrik asap cair dari kulit durian ini sistem gaji karyawan ditentukan berdasarkan tanggung jawab serta keahlian karyawan tersebut. Pembagian karyawan pabrik ini dibagi menjadi tiga golongan, yaitu :

1. 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.

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 Even Point*).

9.1 *Total Capital Investment (TCI)*

Total Capital investment adalah sejumlah modal yang ditanamkan / diresikokan untuk mendirikan pabrik sampai pabrik siap beroperasi. *TotalCapital investment* terbagi 2 yaitu :

a. *Fixed Capital Investment (FCI)*

   Fixed Capital Investment/ Investasi biaya tetap adalah modal yang dikeluarkan untuk pembelian dan pemasangan peralatan pabrik serta alat penunjang lainnya sehingga pabrik dapat beroperasi.

b. *Working Capital Investment (WCI)*

   Working Capital Investment/ 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 *Total Capital Investment* seperti pada Tabel 9.1.

Tabel 9.1 Biaya Komponen *Total Capital Investment*

No	Komponen *Total Capital Investment*	Biaya (US$)	Biaya (Rp)
1	*Fixed Capital Investment*	18.299.567	262.049.804.861
2	*Work Capital Investment*	3.278.857	46.953.233.801
3	*Total Capital Investment*	21.578.424	309.003.038.662

9.2 Biaya Produksi (*Total Production Cost*)

Biaya Produksi (*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 (*Fixed Charge)* dan *Plant Overhead Cost.* Berdasarkan perhitungan Lampiran D, didapatkan harga *manufacturing cost* seperti pada Tabel 9.2 berikut.

Tabel 9.2 Biaya Komponen *Manufacturing Cost*

tgf gg hN o	Komponen *Manufacturing Cost*	Biaya (US$)
1	*Direct Production Cost*	88.565.910
2	*Fixed Charge*	2.456.817
3	*Plant Overhead Cost*	8.702.893

b. General Expenses (GE)

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 US$ 21.757.231 atau Rp 312.374.009.337.

Jadi harga yang didapat untuk *Total Production Cost* adalah US$ Rp 88.594.201 atau Rp 1.271.969.099.412,41

9.3 Harga Jual (*Total Sales*)

Produk utama yang dihasilkan pada pabrik *dimethyl ether* dari *methanol* ini berupa *dimethil ehter* . Harga jual *dimethyl ether* US$ 1.5 /kg sehingga didapatkan harga penjualan sesuai dengan produk yang dihasilkan sebesar US$ 150.000.000.

9.4 Tinjauan Kelayakan Pabrik

Tinjauan kelayakan pabrik *dimethyl ether* dari *methanol* dengan kapasitas bahan produksi 100.000 ton/tahun ini dapat dilihat dari 4 bagian berikut ini.

9.4.1 Laba Kotor dan Laba Bersih

Laba adalah hasil yang diperoleh dari total penjualan dikurangi total biaya produksi. Laba kotor adalah laba sebelum dikeluarkan pajak sedangkan laba

bersih adalah laba yang diperoleh setelah dikeluarkan pajak. Berdasarkan perhitungan Lampiran D, diperoleh laba seperti pada Tabel 9.3 berikut.

Tabel 9.3 Perhitungan Laba Kotor dan Laba Bersih

No	Komponen	Nominal (US$)	Nominal (Rp)
1	Laba Kotor	41.831.771	600.589.187.591,09
2	Laba Bersih	27.608.969	396.589.863.810,12

9.4.2 Laju Pengembalian Modal (*Rate of Return*)

Laju Pengembalian Modal (*Rate of Return /ROR)* merupakan perbandingan antara laba yang diperoleh tiap tahun terhadap modal yang ditanamkan. Berdasarkan perhitungan Lampiran D, didapatkan nilai ROR sebesar 92%. Hal ini menandakan bahwa pabrik dimethyl eher dari methanol dengan kapasitas produksi 100.000 ton/tahun layak untuk didirikan.

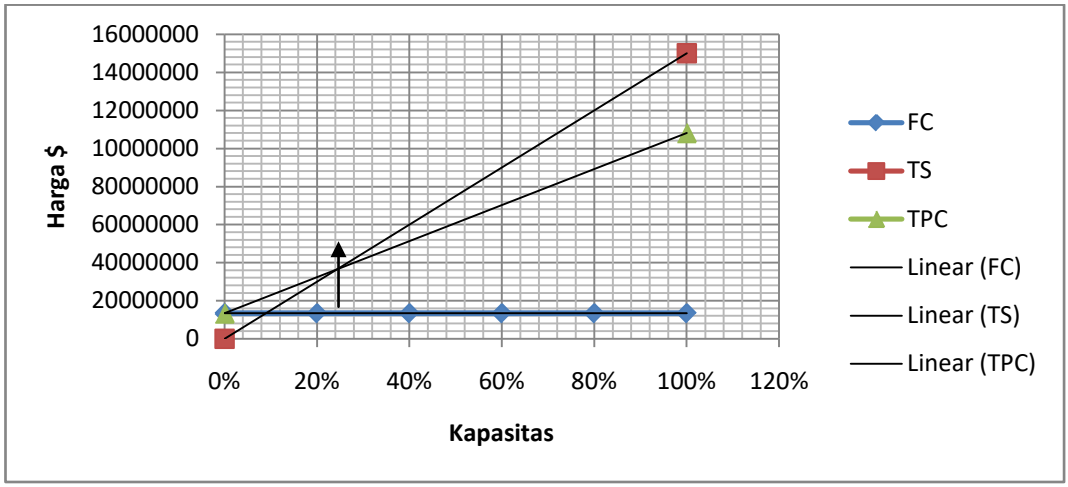
9.4.3 Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time*)

Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time/POT)* merupakan lamanya waktu yang diperlukan untuk mengembalikan modal yang dipinjam. Berdasarkan perhitungan Lampiran D, POT yang didapatkan adalah 1,32 tahun

9.4.4 Titik Impas (*Break Even Point*)

Titik Impas*(Break Event Point / BEP)* atau yang lebih dikenal dengan sebutan titik impas merupakan suatu kondisi dimana hasil penjualan produk sama dengan biaya produksi. Berdasarkan perhitungan Lampiran D didapatkan BEP sebesar 24 %. Hal ini menunjukkan bahwa pada 24 % dari kapasitas produksi yang terjual di pasaran pabrik sudah bisa menutupi biaya produksi atau pabrik dinyatakan baru balik modal. Kurva BEP ini dapat dilihat pada Gambar 9.1.

Gambar 9.1 Grafik *Break Even Point* (BEP)



BAB X. TUGAS KHUSUS

10.1 Pendahuluan

Industri kimia merupakan industri yang mengolah bahan baku menjadi produk dengan memanfaatkan proses-proses kimia. *Dimethyl ether* merupakan salah satu produk yang dihasilkan dari proses kimia. *Dimethyl ether* dapat dibuat melalui tiga tahapan proses yaitu persiapan bahan baku, tahapan pe reaksi, dan tahapan pemurnian produk.

Proses pembuatan *dimethyl ether* dari *methanol* dilakukan dengan satu tahap reaksi, yaitu reaksi dehidrasi. Reaksi esterifikasi yaitu proses mereaksikan *mehtanol* dengan katalis silica alumina sehingga membentuk *dimethyl ether* pada suhu 250^0C dengan tekan 12 atm. Reaksi yang terjadi sebagai berikut :

- **Reaksi Dehidarasi**

$$2CH_3OH_{(l)} \Leftrightarrow CH_3OCH_{3\,(g)} + H_2O_{(g)}$$

(Metanol) (*Dimethyl ether*) (Air)

Perancangan pabrik dimethyl ether harus mempertimbangkan kebutuhan metanol di Indonesia, ketersediaan bahan baku, lahan, pemilihan proses, peralatan yang digunakan, serta pemasaran hasil produksi. Sebelum proses produksi berjalan, langkah awal yang terlebih dahulu dilakukanya itu membuat rancangan peralatan proses yang digunakan.

10.2 Ruang Lingkup Rancangan

Perancangan peralatan proses yang digunakan dalam produksi *dimethyl ether* terdiri dari perancangan reaktor, alat transportasi, alat perpindahan panas, dan alat pemisah. Reaktor merupakan tempat terjadinya reaksi kimia methanol dengan katalis silica alumina, sehingga menghasilkan dimethyl ether dengan air. Alat transportasi yang digunakan berupa pompa sedangkan alat transportasi fluida gas berupa kompressor. Adapun alat perpindahan panas meliputi heater, cooler dan kondensor. Rancangan alat pemisah meliputi vaporizer dan PSA(Pressure Swing Adsorbtion). Perancangan lengkap peralatan proses dilihat pada sub bab rancangan.

10.3 Rancangan

1 . Tangki Penyimpanan *Metanol*

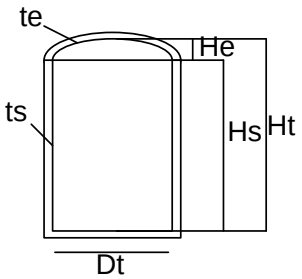
Fungsi : Untuk menyimpan bahan baku*metanol*

Tipe : Silinder vertikal dengan alas datar dan tutup *ellipsoidal*

Bahan : *High alloy steels*SA-240 304

Jumlah : 1 unit

Gambar :



Data :

- Laju alir : 11494.63731 kg/jam
- Densitas Campuran : 794.051 kg/m^3
- Temperatur : 30°C = 86 F
- Tekanan : 1 atm

Kapasitas Tangki, V_t

Lama penyimpanan = 7 hari = 168 jam

$$V_c = \frac{m}{\rho} \text{x t}$$

$$= \frac{11494.63731 kg / jam}{794.05 kg / m^3} \text{ x 168 jam}$$

= 2431.961549 m^3

Faktor keamanan 20 % (rule of thumb)

Maka,

$$Vt = \frac{Vc}{0,8}$$

$$= \frac{2431.961549 m^3}{0,8}$$

= 3039.951936 m^3

= 803070.183 gal

VESSEL (TANGKI PENYIMPANAN)

1. Untuk yang kurang dari 1000 gal, gunakan tangki vertikal dengan kaki-kaki.
2. Antara 1000 dan 10,000 gal, gunakan tangki horisontal dengan *support* beton.
3. Diatas 10,000 gal, gunakan tangki vertikal dengan pondasi beton.
4. Cairan mengacu ke *breathing losses* dapat disimpan dalam tangki dengan atap mengapung atau mengembang untuk konservasi.
5. *Freeboard* adalah 15% dibawah kapasitas 500 gal dan 10% diatas kapasitas 500 gal.

Dimensi Tangki,

- **Volume silinder, V_s**

$$V_s = \frac{\pi}{4}\ x\ D_t^2\ x\ H_s \qquad H_s = 1{,}5\ D_t$$

Maka,

$$V_s = \frac{\pi}{4}\ x\ \ 1{,}5\ D_t^3$$

- **Volume ellipsoidal, V_e**

$$V_e = 0{,}1308\ x\ D_t^3 \qquad H_e = 1/4\ D_t$$

- **Diameter tangki, D_t**

$$V_t = V_s + V_e$$

$$V_t = \left(\frac{\pi}{4}\ x\ \ 1{,}5D_t^3\right) + (0{,}1308\ x\ D_t^3)$$

$$V_t = 1{,}1775\ x\ D_t^3$$

$$Dt^3 = \frac{Vt}{1{,}1775}$$

$$Dt = \sqrt[3]{\frac{Vt}{1{,}1775}}$$

$$= \sqrt[3]{\frac{3039.951936}{1{,}1775}} = \mathbf{13.7184\ M}$$

Tinggi tangki, H_t

- Tinggi silinder, H_s

  $H_s = 1{,}5\ D_t = 20{,}5775$ m

- Tinggi *ellipsoidal*, H_e

  $H_e = 1/4 D_t = 3{,}4296$ m

- Tinggi tangki, H_t

  $H_t = H_s + H_e$

  = 20,5775 m + 3,4296 m = **24,0071 m**

- **Tinggi Cairan, H_c**

  $$H_c = \frac{Volume\ Cairan}{Volume\ Tangki}\ x\ H_t$$

  Hc = 19,2057 m

- **Tekanan Cairan, P_c**

  $P_c = \rho\ .\ g\ .\ h_c$

  Pc =794,05$\frac{Kg}{M3}$ x 9,8 $\frac{M}{s^2}$ x 19,2057 m

  Pc = 149605,2475 $\frac{kg}{m.s^2}$

  = 1,4765 atm

- **Tekanan Disain, P_d**

  Pd = Pop + Pc

  =1 atm + 1,4765 atm

  = 2,4765 atm

  =36,3942 psi

- **Tebal dinding tangki, t_d**

  $$t_d = \frac{PR}{SE - 0.6P} + C \qquad (Walas, Tabel\ 18.3, hal\ 625)$$

- Tekanan desain, P : 36,3942psi
- Jari-jari tangki, R : 270,0464 in
- *Allowable stress*, S : 13700 psi (Peter, Tabel 4 Hal 538)
- Efisiensi pengelasan, E : 0,85 (Peter, Tabel 4 Hal 538)
- Faktor korosi yang diizinkan: 0,02 in/thn (Peter, Hal 542)
- Tahun digunakan : 10 tahun
- $t_d = \frac{36,3942\ Psi\ x\ 270,0464\ in}{(13700\ psi\ x\ 0,85)-(0.6\ x\ 36,3942\ psi)} + 0,02\frac{in}{tahun}\ x\ 10\ tahun$
- t_d = 1,0456 in = 0,0266 m

- **Tebal tutup *ellpsoidal*, t_e**

  $$t_e = \frac{0,885\,PD_t}{SE-0,6\,P} + C \qquad \text{(Wallas, Tabel 18.4, Hal 537)}$$

$$t_e = \frac{0{,}885\ x\ 36{,}3942\ psi\ x\ 270{,}0464\ in}{(13700\ psi\ x\ 0{,}85) - (0{,}6\ x\ 36{,}3942\ psi)} + 0{,}02\frac{in}{tahun} x\ 10\ tahun$$

= 1,0442 in = 0,0265 m

2. Pompa

Fungsi : Mengalirkan *methanol* menuju vaporizer

Tipe : *Centrifugal pump*

Gambar :

Gambar 10.1 Aliranpompa (PM-101)

Data :

$$\frac{P_a}{\rho} + \frac{gZ_a}{g_c} + \frac{\alpha_a V_a^2}{2g_c} + \eta W_p = \frac{P_b}{\rho} + \frac{gZ_b}{g_c} + \frac{\alpha_b V_b^2}{2g_c} + h_f$$

- Laju alir massa, m : 10939,050kg/jam = 6,697lb/s
- Densitas , ρ : 878,091 kg/m^3 = 54,820lb/ft^3
- Viskositas , μ : 7,633cP = 18,465 lb/ft.hr
- Tinggi pompa terhadap cairan masuk, Z_a : 0 m = 0ft
- Tinggi pompa terhadap cairan keluar, Z_b : 7,91 m = 225,95ft
- Panjang pipa hisap, L_s : 3 m = 9,84ft
- Panjang pipa buang, L_d : 8 m = 26,24ft
- Faktor keamanan 10% (Peter's, Tabel 6)

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

Laju alir volumetrik, Q_v

$$Q_p = \frac{m}{0,9}$$

$$= \frac{6,697 \text{ lb/s}}{0,9}$$

$$= 7,441 \text{lb/s}$$

$$Q_v = \frac{Qp}{\rho}$$

$$= \frac{7,441 \text{ lb/s}}{54,819 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 0,136 \text{ ft}^3\text{/s} = 60,929 \text{ gal/min}$$

Diameter optimum, D_{opt}

Asumsi aliran turbulen

$$D_{opt} = 3,9 * Qv^{0,45} * \rho^{0,13}$$ (Peter, Pers 14.15)

making design estimates:

For turbulent flow ($N_{Re} > 2100$) in steel pipes

$$D_{i,opt} = 3.9 q_f^{0.45} \rho^{0.13} \quad (15)$$

For viscous flow ($N_{Re} < 2100$) in steel pipes

$$D_{i,opt} = 3.0 q_f^{0.36} \mu_c^{0.18} \quad (16)$$

Peter, Hal 496

$$D_{opt} = 3,9 \, x 0,136^{0,45} \, x \, 54,820^{0,13}$$

$$= 2,672 \text{ in}$$

Berdasarkan Tabel 11 Kern, diperoleh pipa baja dengan ukuran sebagai berikut :

	Suction (a)			Discharge (b)		
IPS	3 in Sch 40					
	in	ft	m	in	ft	m
ID	3,500	0,292	0,089	3,500	0,292	0,089
OD	3,068	0,256	0,078	3,068	0,256	3,068
a”			0,0513	ft^2		

Kecepatan aliran, V

Va = Vb, karena ukuran pipa hisap dan pipa buang sama

$$V = \frac{Qv}{a''}$$

$$= \frac{0{,}136\ ft^3/s}{0{,}0513\ ft^2}$$

= 2,646 ft/s = 9525,73ft/jam

$$\frac{V^2}{2gc} = \frac{7{,}0015\ ft/s}{2\ x32{,}17\ lbmft/s^2\ Ibf}$$

= 0,1088 ft-lb_f/lb

Bilangan Reynolds, N_{Re}

$$N_{Re} = \frac{\rho \times V \times D}{\mu}$$

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 $\pi D_a n$,

$$\boxed{N_{Re} = \frac{nD_a^2\rho}{\mu}} = \frac{(nD_a)D_a\rho}{\mu} \propto \frac{u_2 D_a \rho}{\mu} \qquad (9.17)$$

and this group is proportional to a Reynolds number calculated from the diameter and peripheral speed of the impeller. This is the reason for the name of the group.

Mc,Cabe Hal 249

$$N_{Re} = \frac{54{,}820\ lb/ft^3 \times 9525{,}731\ ft/jam \times 0{,}256\ ft}{18{,}465\ lb/ft.jam}$$

= 7230,289 (>4000 aliran turbulen)

Rugi Gesek

- **Pipa hisap (*suction*)**

- **Rugi gesek akibat gesekan dengan kulit pipa**

$$h_{fsa} = f\frac{\Delta L}{r_H}\frac{V^2}{2gc}$$ (McCabe, Pers 5.56)

where D_i and D_o are the inside and outside diameters of the annulus, respectively. The equivalent diameter of an annulus is therefore the difference of the diameters. Also, the equivalent diameter of a square duct with a width of side b is $4(b^2/4b) = b$.

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:

$$h_{fs} = \frac{\tau_w}{\rho r_H}\Delta L = \frac{\Delta p_s}{\rho} = f\frac{\Delta L}{r_H}\frac{\bar{V}^2}{2g_c} \qquad (5.56)$$

$$N_{Re} = \frac{4r_H\bar{V}\rho}{\mu} \qquad (5.57)$$

Mc.Cabe

$$r_H = \frac{ID}{4}$$

McCabe, Hal 103

Thus, for the special case of a circular tube, the hydraulic radius is

$$r_H = \frac{\pi D^2/4}{\pi D} = \frac{D}{4}$$

Mc.Cabe Hal 103

r_H $= \frac{0{,}256\ \text{ft}}{4} = 0{,}064\text{ft}$

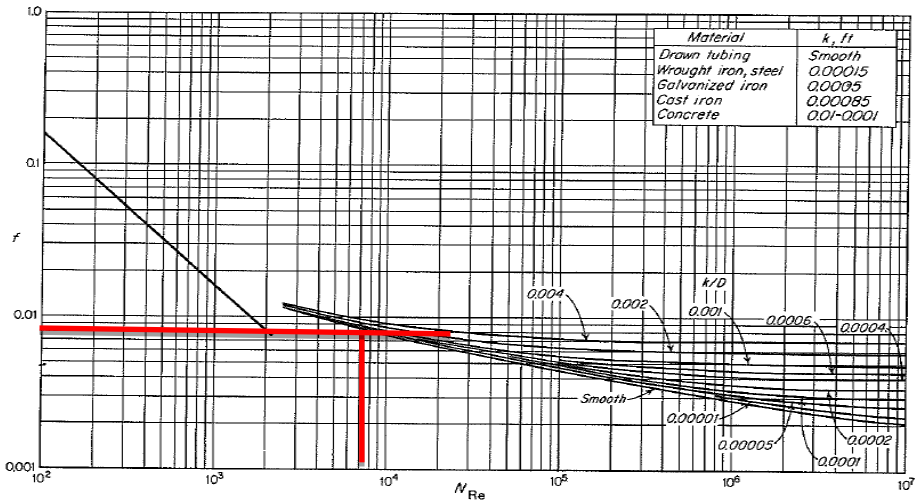
Nre = 7230,289

Material pipa yang digunakan adalah *wrought iron steel* :

k = 0,00015 ft Mc.Cabe Fig 5.9

k/D = 0,00587

f = 0,0089 Mc.Cabe Fig. 5.9



$$h_{fsa} = \frac{0{,}0089\text{x } 9{,}84\text{ ft x } 0{,}109\text{ft - lb}_f\text{/lb}}{0{,}064\ ft}$$

$= 0{,}149$ ft-lb$_f$/lb

- **Rugi gesek akibat *fitting* (hff)**

h_{ffa} $= Kf \dfrac{V^2}{2gc}$ Mc.CabePers 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):

$$h_{ff} = K_f \frac{\bar{V}_a^2}{2g_c} \quad (5.67)$$

Mc.Cabe Hal 107

where K_f = loss factor for fitting
$\bar{V}_a$ = average velocity in pipe leading to fitting

Kf *gate valve* = 0,2 x 1 = 0,2 Mc.Cabe, Tabel 5.1

Kf = 0,2

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.

h_{ffa} $= 0{,}2 \times 0{,}109 \text{ft-lb}_f/\text{lb}$

= 0,0218 ft.lbf/lb

- **Pipa buang (*discharge*)**

- **Rugi gesek akibat gesekan dengan kulit pipa**

H_{fsb} $= f \dfrac{\Delta L}{r_H} \dfrac{V^2}{2gc}$ (McCabe, Pers 5.56)

r_H $= \dfrac{ID}{4}$ (McCabe, Hal 103)

r_H $= \dfrac{0{,}256 \text{ ft}}{4} = 0{,}064\text{ft}$

Nre = 7230,289

Material pipa yang digunakan adalah *wrought iron steel* :

k = 0,00015 ft Mc.Cabe Fig 5.9

k/D = 0,00587

f = 0,0089 Mc.Cabe Fig. 5.9

h_{fsb} $= \dfrac{0{,}0089 \text{ x } 26{,}24 \text{ ft x } 0{,}109 \text{ft - lb}_f/\text{lb}}{0{,}064\, ft}$

$= 0{,}3976 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}$

- **Rugi gesek akibat *fitting*(hff)**

H_{ffb} $= Kf \dfrac{V^2}{2gc}$ Mc.CabePers 5.67

Kf elbow = 0,9 x 2 = 1,8 Mc.Cabe, Tabel 5.1

Kf Globe valve = 10

Kf = 11,8

H_{ffb} = 11,8 x 0,109 $\text{ft.lb}_f/\text{lb}$

= 1,284$\text{ft.lb}_f/\text{lb}$

Sehingga, rugi gesek total (hf_{total}) :

hf_{total} = hf suction + hf dischage

= 1,853 $\text{ft.lb}_f/\text{lb}$

Daya Pompa (BHP)

Daya pompa dapat dihitung dengan menggunakan Persamaan Bernoulli (McCabe, Pers. 4.32):

$$\frac{P_a}{\rho} + \frac{gZ_a}{g_c} + \frac{\alpha_a V_a^2}{2g_c} + \eta W_p = \frac{P_b}{\rho} + \frac{gZ_b}{g_c} + \frac{\alpha_b V_b^2}{2g_c} + h_f$$

Atau

$$\eta W_p = \left(\frac{P_b}{\rho} + \frac{gZ_b}{g_c} + \frac{\alpha_b V_b^2}{2g_c}\right) - \left(\frac{P_a}{\rho} + \frac{gZ_a}{g_c} + \frac{\alpha_a V_a^2}{2g_c}\right) + h_f$$

The mechanical energy delivered to the fluid is, then, ηW_p, where $\eta < 1$. Equation (4.29) corrected for pump work is

$$\frac{P_a}{\rho} + \frac{gZ_a}{g_c} + \frac{\alpha_a \bar{V}_a^2}{2g_c} + \eta W_p = \frac{P_b}{\rho} + \frac{gZ_b}{g_c} + \frac{\alpha_b \bar{V}_b^2}{2g_c} + h_f \qquad (4.32)$$

Equation (4.32) is a final working equation for problems on the flow of incompressible fluids. Mc.Cabe

Dimana

P_a = P_b

V_a = V_b

ρ_a = ρ_b

g/g_c = 1

α_a = α_b

Q = 60,944 gal/min

η = 50 %

(Peters, Fig. 14.37)

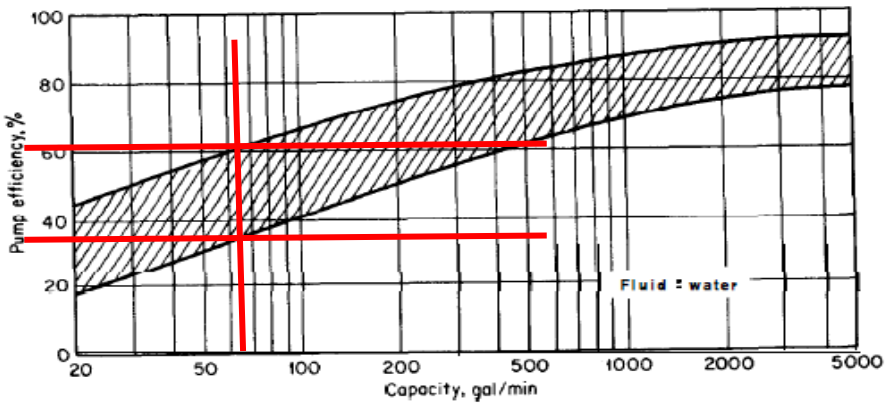


FIGURE 1437
Efficiencies of centrifugal pumps.

Sehingga persamaan di atas dapat disederhanakan menjadi :

$$\eta W_p = (Zb - Za) + hf$$

$$Wp = \frac{(Zb - Za) + hf}{\eta}$$

= 55,594 ft.lb_f/lb

$$BHP = \frac{Wp \times m}{550}$$

$$= \frac{55{,}594 \text{ ft.lbf/lb} \times 7{,}411 \text{ lb/s}}{550}$$

= 0,7522 HP

Daya motor (MHP)

$$MPH = \frac{BHP}{\eta}$$

η = 80 % (Peters, Fig 14.38)

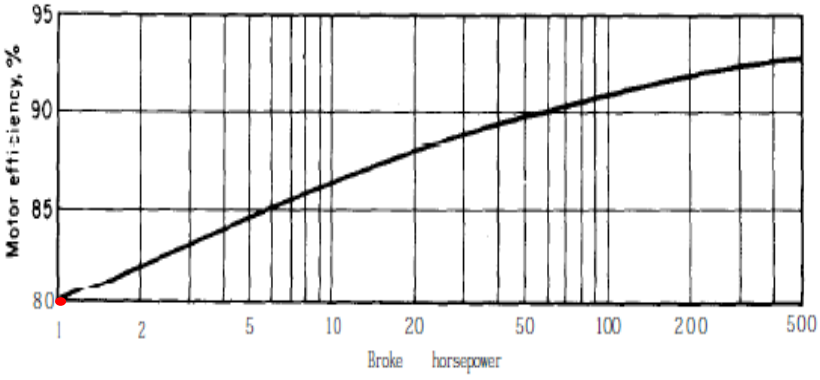


FIGURE 1438
Efficiencies of three-phase motors.

$$MPH = \frac{0{,}752\ HP}{80\%}$$

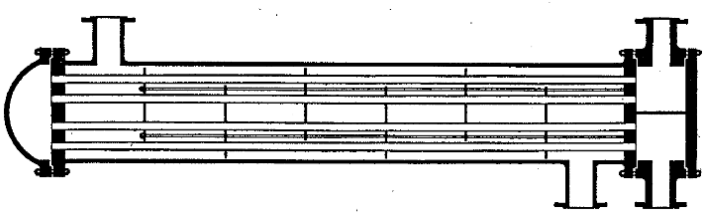
$$= 0{,}9402\ HP$$

3. *Heater*

Fungsi : Memanaskan *fatty acid*yang di alirkan ke reaktor

Tipe :1-2 *Sheel and Tube Heat Exchanger*

Jumlah : 1



Gambar 10.2*Sheel and Tube Heat Exchanger*

1. Data dan Kondisi Operasi

A. Beban Panas (Q) = 3.081.148,7169 kj/jam = 2.920.365,1334 btu/jam

B. Fluida Panas = Steam

Laju Alir (W_t) = 1.755,8404kg/jam = 3.870,9608lb/jam

T_1 = 242 ºC = 467,6 ºF

T_2 = 242 ºC = 467,6 ºF

C. Fluida Dingin = ***Fatty Acid***

Laju Alir (W_s) = 10.939,050kg/jam = 24.116,4484lb/jam

t1 = 30 ºC = 86 ºF

t2 = 120 ºC = 248 ºF

2. Δt & LMTD

Fluida Panas (F)	Temperatur	Fluida Dingin (F)	Selisih	
467,6	Tinggi	248	219,6	ΔT1
467,6	Rendah	86	381,6	ΔT2

$$\text{LMTD} = \frac{(\Delta T_2 - \Delta T_1)}{In\dfrac{\Delta T_2}{\Delta T_1}}$$

$$= \frac{(381{,}6 - 219{,}6\ )}{In\dfrac{381{,}6}{219{,}6}} = 293{,}18\ °F$$

Faktor koreksi LMTD

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$$ (D.Q Kern: Pers. 5.14hal. 828)

$$= \frac{(467{,}6 - 467{,}6)°F}{(248 - 86)°F} = 0$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

$$= \frac{(248 - 86)°F}{(467{,}6 - 86)°F} = 0{,}424$$

Diasumsikan *Heat ExchangerHeater*(He-101) merupakan HE dengan 4 *Shell Pass* dan 8 *Tube Pass.* Dari nilai R dan S, maka Faktor Koreksi dapat diperoleh dari gambar 21 D.K. QERN adalah sebagai berikut:

F_T = 0,98

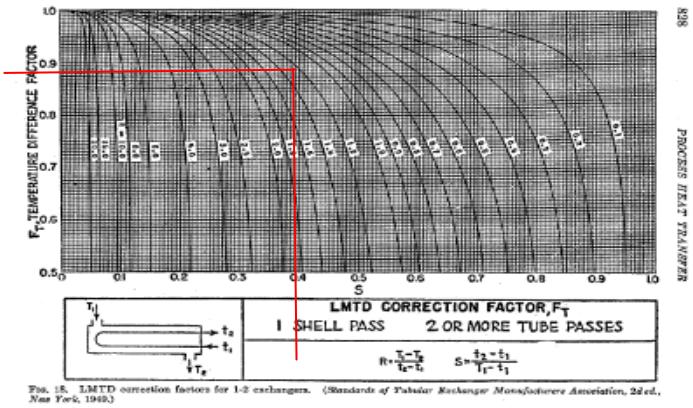


Fig. 18. LMTD correction factors for 1-2 exchangers. (Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association, 2d ed., New York, 1949.)

Sehingga :

ΔT_{LMTD} = LMTD x F_T (D.Q Kern: Pers. 7.42hal. 828)

= 293,18°F x 0,98 = 287,314°F

3. Luas Area Perpindahan Panas, A

$$A = \frac{Q}{U_D \ x \ \Delta T_{LMTD}}$$ (D.Q Kern, pers. 7.6 hal 140)

Berdasarkan Tabel 8, D.Q Kern Hal 840, diperoleh :

Ud = 33 Btu/jam.ft^2.F

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¶

* *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.

$$A = \frac{}{33 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.F} \ x \ 293{,}18°\text{F}}$$

= 301,850 ft^2

Nilai A >200 ft^2 maka digunakan tipe perpindahan panas jenis *shell and tube.*

Dalam Perancangan ini digunakan *heater* dengan spesifikasi :

Diameter luar tube (OD)	= ¾ in	
Jenis tube	= 18 BWG	
Pitch (Pt)	= 15/16 in Triangular Pitch	
Panjang tube (L)	= 12 ft	
a”	= 0,1963 ft^2/ft	(Tabel 10, DQ. Kern)

4. Menentukan Jumlah Tube

Jumlah tube :

$$N_t = \frac{A}{L\ x\ a''}$$

$$= \frac{301{,}850\ ft^2}{12\ ftx\ 0{,}1963 \frac{ft^2}{ft}} = 128{,}142 \approx 129 \text{ buah}$$

Koreksi :

$$A = Nt\ x\ L\ x\ a''$$

= 129 x 12 x 0,1963

= 301,8504 ft^2

$$U_d = \frac{Q}{A\ x\ \Delta t\ LMTD}$$ (D.Q Kern, pers. 7.6 hal 140)

$$= \frac{2.920.365{,}1334\ \text{Btu/jam}}{301{,}850 ft^2\ x\ 293{,}18°F}$$

=33 Btu/jam.ft^2.F

3. Spesifikasi *Heat Exchanger*

Berdasarkan Tabel 10 dan 9 D.Q Kern, diperoleh spesifikasi perancangan *Heat Exchanger* tipe *Shell and Tube* dengan :

Shell side		***Tube side (Tabel.10 DQ kern)***	
Diameter dalam (ID)	15,25	Diameter dalam (OD) in	0.75
Baffle space (B)=0,2xID	3,05	Diameter luar(iD) in	0,652
Passes (n)	1	BWG	18
		Pitch (Pt)	0,9375
		Passes (n)	2
		Panjang (ft)	12
		Jumlah Tube (N)	129

Shell, Fluida Panas	**Tube, Fluida Dingin**
*4. **Flow Area*** $a_s = \frac{IDxC'xB}{144P_T}$ (D.Q Kern: pers. 7.1, hal 138)	***6. Flow Area*** at' = 0,3340 in (D.Q Kern, Table 10 hal 843) $a_t = \frac{N_t\ x\ at'}{144\ n}$ (D.Q Kern: pers 7.48, hal 111)

$= \frac{15{,}25 \text{ in x } 0{,}1875 \text{ in x } 3{,}050 \text{ in}}{144 \text{ x } 0{,}9375}$ = 0,0646 ft^2	$= \frac{129 \ x \ 0{,}334 in^2}{144 x 2}$ = 0,149 ft^2
7. Mass Velocity $G_s = \frac{Ws}{a_s}$ (D.Q Kern: pers 7.2, hal 138) $= \frac{3.870{,}9608 \text{ lb/h}}{0{,}0646 \text{ ft}^2}$ = 59.921,4 lb/hr ft^2	*5.* ***Mass Velocity*** $Gt = \frac{Wt}{a_t}$ (D.Q Kern: pers 7.2, hal 138) $= \frac{24.116{,}4484 \text{ lb/h}}{0{,}149 \text{ ft}^2}$ = 161.201,716 lb/hr ft^2
6. ***Reynold Number*** $D_e = 0{,}55 \ in$ = 0,04583 ft μ = 0,12 Cp = 0,2904 lb/ft.h(Fig. 14) $Re_s = \frac{De \text{ x } Gs}{\mu}$ $= \frac{0{,}04583 \text{ ft x } 59.921{,}4 \text{ lb/hr ft}^2}{0{,}2904 lb/h.ft}$ = 9.457,284	**8.*Reynold Number*** μ = 0,131 Cp = 0,317 lb/ft.h ID = 0,652 in =0,0543 ft $Re_t = \frac{D \text{ x } Gt}{\mu}$ $= \frac{0{,}0543 \text{ ft x } 161.201{,}716 \text{ lb/hr ft}^2}{0{,}317 lb/h.ft}$ = 27.672,049
7. Faktor Perpindahan Panas(J_{Hs}) Dari gambar 28 D.Q.KERN maka didapatkan nilai Jh sebagai berikut: Jh = 35	**9.Faktor Perpindahan Panas(J_{Ht})** L = 12 ft D = 0,0543 ft L/D = 220,859 Dengan memplotkan NRe dengan L/D ke gambar 24 D.Q.KERN maka didapatkan nilai Jh sebagai berikut: Jh = 50
8. Koefisien Perpindahan Panas Pada T_c = 305,6 °F c = 0,45 Btu/lb°F (D.Q Kern, Fig. 2 Hal 804) k = 0,0163 Btu/ft.hr.°F (D.Q Kern, Tabel 4) = 1,99	**10. Koefisien Perpindahan Panas** Pada Tc= 167 °F C = 0,43 Btu/lb°F (Perrys, Tabel 2-197) k = 0,0925 Btu/ft.hr.°F (D.Q Kern, Tabel 5) $\left(c.\frac{\mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} = \left(0{,}43 \text{ x } \frac{0{,}317 lb/ft.h}{0{,}0925 \text{Btu/ft.hr.}^0\text{F}}\right)^1$ = 1,137
9. *Inside Film Coefficient* (h_o)	**11. *Inside Film Coefficient* (h_{io})**

Karna di *shell*adalah fluida steam, maka nilai h_o= 1500	$\frac{h_i}{\phi_s} = jH.\frac{k}{D_e}.\left(\frac{C.\mu}{k}\right)^{1/3}$ $= 1\ x\ \frac{0{,}0925 \text{Btu/ft.hr.}^o\text{F}}{0{,}0543\ ft} 1{,}137$ $= 96{,}857 \text{Btu/hr.ft2.}^o\text{F}$ **Koreksi H_{io} ke permukaan OD** $h_{i0} = hi.\frac{ID}{OD}.$ $= 96{,}857 \text{Btu/hr.ft2.}^o\text{F}\ x\ \frac{0{,}652}{0{,}75}$ $= 80{,}714 \text{Btu/hr.ft2.}^o\text{F}$

10. Clean overall coefficient U_c

$$U_C = \frac{h_{io}\,x\,h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$= \frac{80{,}714 x\ 1500}{80{,}714 + 1500}$$

$$= 76{,}593\ btu/hr.ft^{2.}\,°F$$

11. Dirty Factor, R_d

$$Rd = \frac{U_C - U_D}{U_C\ x U_D} = \frac{76{,}593\ btu/hr.ft^2\,°F - 33\ btu/hr.ft^2\,°F}{76{,}593\ btu/hr.ft^2\,°F\ x\ 33\ btu/hr.ft^2\,°F}$$

$$= 0{,}01725\ btu/hr.ft^2\,°F$$

12. Pressure Drop, ΔP	
Re_s = 9.457,283 f = 0,0024ft^2/in^2 (Kern: *fig.* 29, hal 839) s = 1 (engineertoolbox.com) $(N+1) = Nx\frac{L}{B}$ (D.Q Kern, pers. 7.43 hal 147) $= 12x\frac{12}{3{,}050} = 47{,}213$ $Ø_s$ = 1 lb/ft h $\Delta P_s = \frac{f\ x G_s^{\ 2} x D_s\ x N+1}{5{,}22\ x10^{10}\ D_s x \phi_s}$ $= \frac{0{,}0024\ x 3870{,}961^2\ x 1{,}271\ x\ 47{,}213}{5{,}22\ x10^{10}\ x1{,}271 x1}$	Re_t = 27.672,049 f = 0,0018ft^2/in^2 (Kern: *fig.* 29, hal 836) s =0,9264 $Ø_s$ = 1 lb/ft h $\Delta P_t = \frac{f\ x G_t^{\ 2} x\ Lx\ n}{5{,}22\ x10^{10}\ Dt\ x\ s\ x\ \phi_t}$ $= \frac{0{,}0018\ x 161.201{,}716^2\ x 12\ x\ 2}{5{,}22\ x10^{10}\ x0{,}0543 x1 x1}$ = 0,0543 psi • ΔP total Gt = 5071,956 lb/hr ft^2

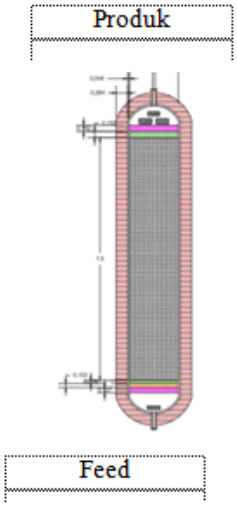
= 0,0009 psi	$\Delta P_r = \frac{4\,x\,n}{s}\,x\,\frac{V^2}{2g}$ $\frac{V^2}{2g} = 0{,}0033$ (Kern: *fig.* 27, hal 837) $\Delta P_r = \frac{4\,x2x0{,}0033}{1} = 0{,}0285\,psi$ $\Delta P_t = \Delta P_t + \Delta P_r =$ 0,456 psi

4. Reaktor (RC-201)

Fungsi : MereaksikanFame dengan hidrogen menjadi fatty alcohol

Tipe : Reaktor Fixed Bed

Gambar :



Gambar 10.3 Reaktor Hidrogenasi

Data :

Data :

- Lajualirumpan, m = 18391.41969 kg/jam
- Lajualir molar, F_{AO} = 576.398364kmol/jam
- Densitas Katalis = 780 kg/m^3
- Temperatur, T = 250°C
- Tekanan, P = 12atm
- Waktu operasi,τ = 1 jam

1. Volume Katalis

Perbandingan umpan dan katalis (2:1)
X =2/1 x 18391,41969
X = 36782,83939 Kg
Volume Katalis = X/densitas
Volume Katalis = 36782,83939 Kg/780 kg/m^3
Volume katalis = 47,15749 m^3
Volume Katalis = Volume Reaktor = 47,15749 m^3

2. Perancanganreaktor

Faktor keamanan reaktor 20%

Tujuan factor keamanan dalam merancang tangki adalah menyediakan ruang atau space untuk mengantisipasi pengaruh udara dengan bahan didalamnya

Maka V_R= 80% x Vt

Vt= 47,15749m^3 / 0,8

Vt= 58,946858 m^3

a) Dimensireaktor

- **Diameter Tangki**

- **Volume silinder (Vs)**

$$Vs = \frac{\pi}{4} \times D_r^2 \times Hs$$
$$Vs = \frac{\pi}{4} \times D_r^2 \times 1{,}5Dr$$
$$Vs = \frac{\pi}{4} \times 1{,}5D_r^3$$

DimanaHs=1,5Dr

- **Volume ellipsoidal (Ve)**

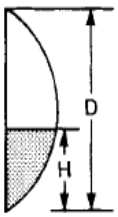
Ve=0,1309 x Dr^3 He= ¼ Dr

Hemispherical head

$S = 1.571D^2$
$V = (\pi/3)H^2(1.5D - H)$
$V_0 = (\pi/12)D^3$
$V/V_0 = 2(H/D)^2(1.5 - H/D)$

Ellipsoidal head ($h = D/4$)

$S = 1.09D^2$
$V_0 = 0.1309D^3$
$V/V_0 = 2(H/D)^2(1.5 - H/D)$



WallasTabel 18.5, hal650

- **Diameter reaktor, D_r**

$$Vr = Vs + 2Ve$$
$$Vr = (\frac{\pi}{4} \times 1{,}5D_r^3) + 2(0{,}1309D_r^3)$$
$$Vr = (1{,}4404D_r^3)$$
$$Dr = \sqrt[3]{Vr/1{,}4404}$$
$$= \sqrt{58{,}946858}$$

-

-

- **TinggiSilinder(Hs)**

  Hs=1,5Dr

  Hs=1,5 x 3,446 m

  Hs= 5,169126 m

- **TinggiElipsoidal (He)**

  He= ¼ Dr

  He= ¼ x 3,446 m

  He= 0,86152 m

- **TinggiReaktor (Hr)**

  Hr=Hs+2He

  Hr= 5,169m + (2 x 0,8615m)

  Hr= 6,892168 m

Reaktor direncanakan diletakkandiatas kaki penyangga yang terbuatdaribetondengantinggi 3 meter sehingga tinggi total (Ht)

Ht= 6,892168m+3m

Ht= 9,892168 m

- **TekananDesain (Pd)**

  Pd= 12,15896442 bar = 176,3508 psia

- **TebalDindingTangki (Td)**

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	$\frac{PR}{SE-0.6P}$	$\frac{SEt}{R+0.6t}$	$\frac{P(R+0.6t)}{t}$	$t \le 0.25D$, $P \le 0.385SE$
Flat flanged head (a)	$D\sqrt{0.3P/S}$	$t^2S/0.3D^2$	$0.3D^2P/t^2$	
Torispherical head (b)	$\frac{0.885PL}{SE-0.1P}$	$\frac{SEt}{0.885L+0.1t}$	$\frac{P(0.885L+0.1t)}{t}$	$r/L=0.06$, $L \le D+2t$
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)	$\frac{PDK}{2SE-0.2P}$	$\frac{2SEt}{DK+0.2t}$	$\frac{P(DK+0.2t)}{2Et}$	$K=[2+(D/2h)^2]/6$, $2 \le D/h \le 6$
Hemispherical head (d) or shell	$\frac{PR}{2SE-0.2P}$	$\frac{2SEt}{R+0.2t}$	$\frac{P(R+0.2t)}{2t}$	$t \le 0.178D$, $P \le 0.665SE$
Toriconical head (e)	$\frac{PD}{2(SE-0.6P)\cos\alpha}$	$\frac{2SEt\cos\alpha}{D+1.2t\cos\alpha}$	$\frac{P(D+1.2t\cos\alpha)}{2t\cos\alpha}$	$\alpha \le 30°$

[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.

$(Wallas, tabel\ 18.3\ hal\ 649)$

(b) High Alloy Steels

A.S.M.E. Specification No.	Grade	Nominal composition	Specified minimum tensile strength	For temperatures not exceeding °F.										
				−20 to 100	200	400	700	900	1000	1100	1200	1300	1400	1500
SA-240	304	18 Cr-8 Ni	75,000	18,700	15,600	12,900	11,000	10,100	9,700	8,800	6,000	3,700	2,300	1,400
SA-240	304L†	18 Cr-8 Ni	70,000	15,600	13,300	10,000	9,300							
SA-240	310S	25 Cr-20 Ni	75,000	18,700	16,900	14,900	12,700	11,600	9,800	5,000	2,500	700	300	200
SA-240	316	16 Cr-12 Ni-2 Mo	75,000	18,700	16,100	13,300	11,300	10,800	10,600	10,300	7,400	4,100	2,200	1,700
SA-240	410	13 Cr	65,000	16,200	15,400	14,400	13,100	10,400	6,400	2,900	1,000			

$(Wallas, tabel\ 18.4\ hal\ 650)$

TekananDesain, P = 176,3508psi

Jari-JariTangki, R= 1,723m= 67,8363in

Allowable Stress, S = 13.700 psi (Walas, Tabel 18.4)

EfisiensiPengelasan, E = 0.85 (Petter, Tabel 4 hal 538)

Faktorkorosi, C = 0.002in/tahun (Perry's tabel 23-2)

$$t_d = \frac{PR}{SE - 0.6P} + C \qquad (Walas, Tabel\ 18.3)$$

$$t_d = \frac{176{,}3508\ \text{psi} \times 67{,}8363\ \text{in}}{(13.700\ \text{psi} \times 0.85) - (0.6 \times 176{,}3508\ \text{psi})} + 0.002\ \text{in/tahun} \times 10\ \text{tahun}$$

$$= 1.24836\ \text{in}$$

$$= 31{,}7083\ \text{m}$$

- **TebalDindingEllipsoidal (Te)**

$$t_e = \frac{PD_t}{2SE - 0.2P} + C$$

$$t_e = \frac{176{,}3508 \text{ psi} \times 67{,}8363 \text{ in}}{(2 \times 13.700 \text{ psi} \times 0.85) - (0.2 \times 176{,}3508 \text{ psi})} + 0.002 \text{ in/tahun} \times 10 \text{ tahun}$$

$$= 1.237 \text{ in}$$

$$= 31{,}42 \text{ mm}$$

BAB XI
KESIMPULAN DAN SARAN

11.1 Kesimpulan

Berdasarkan uraian dan hasil perhitungan dari bab-bab sebelumnya padaprarancangan pabrik *Dimethyl Ether* dari *Methanol*,dapat disimpulkan sebagai berikut:

1. Pra Rancangan Pabrik*Fatty Dimethyl Ether* dari *Methanol* dengan kapasitas 100.000 ton/tahun direncanakan untuk memenuhi kebutuhan dalam dan luar negeri.
2. Dari analisa teknis dan ekonomi yang dilakukan, maka Pabrik *Dimethyl Ether* dari *Methanol* dengan kapasitas 100.000 ton/tahun,layak didirikan di kecamatan Bontang Utara Kota Bontang Provinsi Kalimantan Timur.
3. Pra Rancangan *Dimethyl Ether* dari *Methanol* merupakan perusahaan berbentuk Perseroan Terbatas (PT) dengan struktur organisasi *line and staff* dengan jumlah tenaga kerja 263 orang yang terdiri dari 205 karyawan *shift* dan 58 orang karyawan *non shift*.
4. Dari perhitungan analisa ekonomi, maka Pabrik*Fatty alcohol* dari*Fatty acid*ini layak didirikan dengan :
   - *Fixed Capital Investment (FCI)* = US$ 24.484.911
     = Rp 350.623.932.061
   - *Working Capital Investment (WCI)* = US$ 4.320.866,73
     = Rp 61.874.811.540,18
   - *Total Capital Investment (TCI)* = US$ 28.805.778
     = Rp 412.498.743.601,21
   - *Total Sales (TS)* = US$ 150.000.000
     = Rp 2.153.587.500.000
   - *Total Production Cost*(TPC) = US$ 108.168.229
     = Rp 1.552.998.312.408,91

- *Rate of Return (ROR)* = 92%
- *Pay of Time (POT)* = 1 tahun 32 bulan
- *Break Event Point (BEP)* = 24%

11.2 Saran

Berdasarkan pertimbangan dari analisa ekonomi yang telah dilakukan Pabrik *Dimethyl Ether* dari *Methanol* ini layak untuk dilanjutkan ke tahap rancangan. Untuk itu disarankan kepada pengurus dan pemilik modal untuk dapat mempertimbangkan dan mengkaji ulang tentang pendirian Pabrik *Dimethyl Ether* dari *Methanol*.

DAFTAR PUSTAKA

Badan Pertanahan Nasional (BPN). 2018. http://peta.bpn.go.id/. Diakses pada 5 Oktober 2020

Badan Pusat Statistik (BPS). 2017. www.bps.go.id. Diakses pada 28 Oktober 2020

Corporation, Toyo Engineering., "DME (Dimethyl Ether)", http://www.toyo-eng.com/jp/en/products/energy/dme/. Diakses pada 30 November 2020

Fuel DME Production Co. Ltd. 2018. "DME Promotion Plant by the Indirect method", Japan

Holman, J.P. 2010. "Heat Transfer", ed 10th, Mc GrawHill Book Co. Ltd., New York International DME Association (IDA). 2015. https://www.aboutdme.org/.

Mathematics and chemistry. 2014. "Equipment Cost Index", www.matche.com. Diakses pada 5 Oktober 2020

Outlook Energi Indonesia 2016, Pusat Teknologi Sumber Daya Energi dan Industri Kimia, Jakarta

Perry, R.H and Grens, D.W. 2008. "Chemical engineering's Hand Book", 8th ed, Mc GrawHill Book Kogakusha, Tokyo

Peter, M.S., and Timmerhaus. 1991. "Plant Design Economic for Chemical Engineering", 4th edition, Mc. Graw Hill Kogokusha Ltd, Tokyo

Powell, R.E. 1954. "Water Conditioning for Industry", McGraw-Hill Book Company, New York

PT Kaltim Methanol Industri. 2015. http://kaltimmethanol.com/product.html. Diakses pada 30 Maret 2018 Pukul 17.15 WIB

Seader, J.D., and Henley, Ernest J. 2005. "Separation Process Principle second edtition", John Wiley and Sons, Inc, New York

Smith, J.M and Van Ness, H.C, "Introduction to Chemical Engineering Thermodinamic's", 2nd ed, Mc GrawHill Book Co. Ltd., New York

Song, Daesung., et al. 2008. "Numerical Analysis of a Pilot-Scale Fixed-Bed Reactor for Dimethyl Ether (DME) Synthesis", American Chemical Society

US Patent, Guo et al. 2013. "Process for Producing Dimethyl Ether From Methanol", Patent No: 8541630B2, United States

LAMPIRAN A. NERACA MASSA

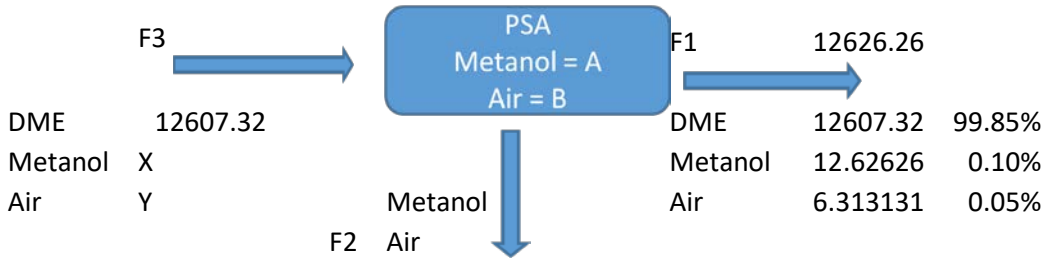
Kapasitas produksi = 100.000 ton/tahun

$$= 100.000 \ \frac{\cancel{\text{ton}}}{\cancel{\text{tahun}}} \times \frac{1 \ \cancel{\text{tahun}}}{330 \ \cancel{\text{hari}}} \times \frac{1 \ \cancel{\text{hari}}}{24 \ \text{jam}} \ \frac{1.000 \ \text{kg}}{1 \ \cancel{\text{ton}}}$$

= 12626.2626 kg/jam

Produk yang dihasilkan = 12626.2626 kg/jam

1. ***PSA (Pressure Swing Adsorbtion)***



Kondisi Operasi :

- Temperatur : 40 ^{0}C
- Efesiensi : 98 % (Walas, Tabel 9.2)

Spesifikasi produk yang diinginkan 99.85 %

➢ Output

Komposisi Produk :

- DME = 12607.32 Kg/Jam
- Metanol = 12.6262 Kg/Jam
- Air = 6.313131 Kg/Jam

Komposisi :

- Metanol

  X= A+ Metanol

  A= 95%X

  X= A + 12.6262

  X= 0.95X + 12.6262

0.05X = 12.6262

X= 252.5253

Metanol F1 = 252.5253 Kg/jam

Metanol F2 = 239.899 Kg/jam

- Air

Y = B + Air

Y = B + 6.313131

B = 0.9Y

Y = 0.9Y + 6.313131

0.1 Y = 6.313131

Y = 63.13131

Air F1 = 63.313131 Kg/jam

Air F2 = 56.81818 Kg/jam

Tabel LA.1 Neraca Massa *PSA*

Komponen	Input	Output	
	F3	F2	F3
C2H6O	12607.32	0	12607.32
CH3OH	252.5253	239.899	12.62626
H2O	63.13131	56.81818	6.313131
Sub		296.7172	12626.26
Total	12922.98	12922.98	

2. **Flash Drum**

Fungsi : Untuk memisahkan DME dengan air dan metanol

➢ Output

Komposisi Produk :

- DME = 12607.32 Kg/Jam
- Metanol = 252.525 Kg/Jam
- Air = 63.1313 Kg/Jam

Antoine Constans :

Komponen	a	B	c
C2H6O	6.976	889.3	242
H2O	3.55959	643.748	-198.043
CH3OH	5.20409	1581.341	-33.5

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

Kondisi Operasi :

Tekanan (P) : 1 atm = 1.0333 bar

Temperatur (T) : 43.4 °C = 316.4 °K

Komponen	massa Top (Kmol)	Yi	Log Pi	Pi	Ki	Zi	Feed	Xi	Bottom
C2H6OH	274.07	0.96	5.383	241776.474	238603.05	0.476	272.52	4E-06	0.001
H2O	3.5073	0.01	-1.879	0.01319939	0.013026	0.482	276.33	0.94	269.25
CH3OH	7.8914	0.03	-0.386	0.4114693	0.406069	0.048	27.54	0.068	19.43
Total	285.47	1				1.006	576.398	1.011	288.685

Tabel LA.3 Neraca Massa

Komponen	Input	Output	
	Feed	Top	Bottom
CH3OH	881.2815359	252.525253	621.878324
C2H6OH	12536.1311	12607.3232	0.052838063
H2O	4974.007101	63.1313131	4846.508758
Sub	18391.41969	12922.9798	5468.43992
Total	18391.41969	18391.4197	

3. Vaporizer

Fungsi : untuk menguapkan keluar Flash drum

Kondisi Operasi :

T in =

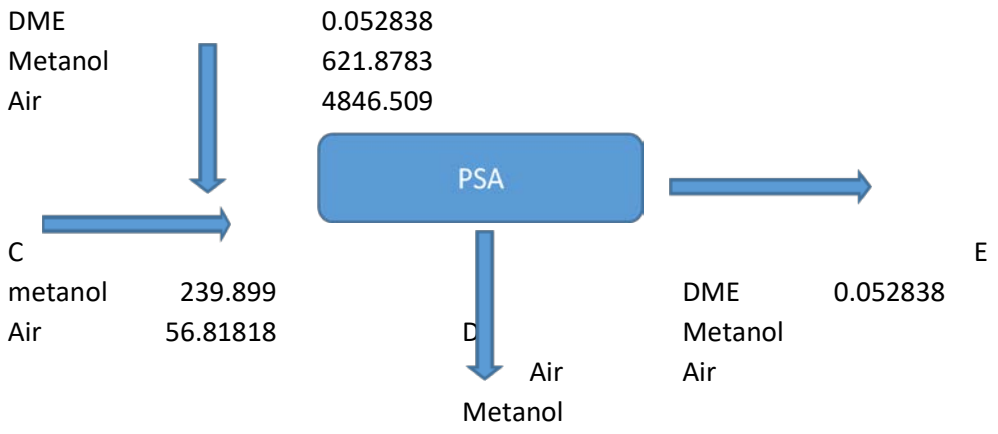
Komponen	Masuk		Keluar
	F2	F4	F9
C2H6O	0	0.05283806	0.052838063
CH3OH	239.89899	621.878324	861.7773139
H2O	56.8181818	4846.50876	4903.326939
Sub	296.717172	5468.43992	5765.157091
Total	5765.157091		5765.157091

4. PSA 2 (Pressure Swing Adsorbtion)

Fungsi : Pemisahan antara Air dan metanol

Kondisi Operasi :

- Temperatur : 40 ˚C
- Tekanan : 8 atm

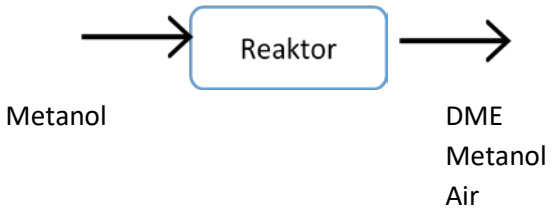


Tabel LA.3 PSA 2

Komponen	Input	Output	
	C	D	E
C2H6O	0.052838	0.052838	
CH3OH	861.7773	857.727	4.050353
H2O	4903.327	3.432329	4899.895
Sub	5765.157	861.2121	4903.945
Total	5765.157	5765.157	

5. Reaktor

Fungsi : Mereaksikan metanol dengan katalis Silica Alumina



Kondisi Operasi :

Temperatur (P) :

Tekanan (T) :

Komposisi umpan keluar :

DME = 12536.13 Kg/jam

Metanol = 881.2815 Kg/jam

Air = 4974.007 Kg/jam

Reaksi :

$$2CH_3OH \rightarrow CH_3OCH_3 + H_2O$$

Mula[2] : 18322.8552

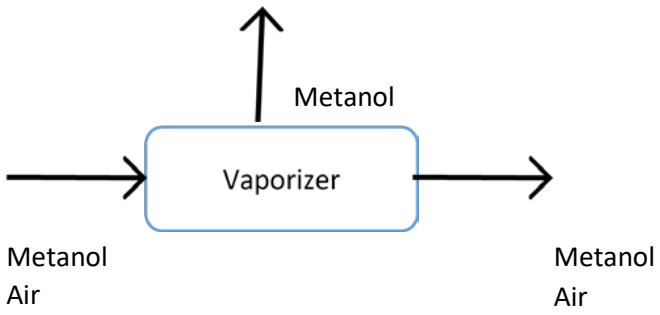
Bereaksi:	17441.5736	12536.131	4905.443
Sisa :	881.281536	12536.131	4905.443

Tabel LA.9 Neraca Massa Reaktor

Komponen	Input	Output
	Massa	Massa
C2H6O	0	12536.13
CH3OH	18322.86	881.2815
H2O	68.56451	4974.007
Total	18391.42	18391.42

6. Vaporizer

Fungsi : Menguapkan Metanol



Kondisi Operasi:

- Temperatur : 145 ˚C
- Tekanan : 12 atm
- Efisiensi Alat : 80%

Komposisi Keluar :

Metanol : 18322.85518 Kg/jam

Air : 68.56451314 Kg/jam

Neraca Massa Komponen :

F1 = 100/80 x F2

F1 = 1.25 x 18391.42

F1 = 22989.27 Kg/jam

Metanol = 98% x F1

Metanol = 0.98 x 22989.27

Metanol = 22529.48913 Kg/jam

Air = 2% x F1

Air = 0.02 x 22989.27

Air = 459.7855 Kg/jam

*F3

F3 = F1-F2

F3 = 22989.27 – 459.7855

F3 = 4597.855 Kg/jam

Metanol = 98% x F3

Metanol = 0.98 x 4597.855

Metanol = 4505.898 Kg/jam

Air = 2% x F3

Air = 0.02 x 4597.855

Air = 91.9571 Kg/jam

Tabel LA.11 Neraca massa Vaporizer

komponen	Masuk	keluar	
	F1	F2	F3
CH3OH (l)	22529.48913		4505.898
H2O (l)	459.7854924		91.9571
CH3OH (g)		18322.86	
H2O (g)		68.56451	
Sub	22989.27462	18391.42	4597.855
Total	22989.27462	22989.27462	

LAMPIRAN B

NERACA ENERGI

Basis Perhitungan : 1 jam operasi

Satuan Operasi : kJ/jam

Temperatur Referensi : 25 ^{0}C = 298,15 K

Kapasitas Produksi : 100.000 ton/tahun

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

- Menggunakan data Cp yang dipengaruhi temperatur.

  Data Cp yang dipengaruhi oleh temperatur dapat diperoleh dari buku Carl L. Yaws *Chemical properties handbook* tahun1999 hal 30

  $Q = m \int C_p \Delta T$ (Himmelblau, Pers. 23.12, Hal. 693)

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

- Menggunakan data Cp dalam bentuk konstanta

  $Q = m \, Cp \, \Delta T$ (Himmelblau, Pers. 23.12, Hal. 693)

  Data Cp konstanta dapat diperoleh dari Perry's *Chemichal Handbook* Vol.7 hal 354. Sedangkan data Cp konstanta untuk bahan yang dihitung berdasarkan gugus fungsi dapat dilihat pada buku Perry's *Chemical Handbook* Vol.7 hal 354.

- Persamaan yang digunakan untuk menghitung panas reaksi (Qr)

  $Q_R = -\Delta H_R$ (Himmelblau, Pers. 25.1, Hal.770)

  - $\Delta H_R = \Delta H_R^o + (\Delta H \text{ produk} - \Delta H \text{ reaktan})$
  - $\Delta H_R^o = \Delta H_f^o \text{ produk} - \Delta H_f^o \text{ reaktan}$
  - $\Delta H \text{ produk} = \sum(m \,.\, C_p \,.\, \Delta T) \text{ produk}$
  - $\Delta H \text{ reaktan} = \sum(m \,.\, C_p \,.\, \Delta T) \text{ reaktan}$

Nilai data ΔH_f dapat diperoleh dari Carl L. Yaws *Chemical properties handbook* tahun1999 hal 288, sedangkan ΔH_f berdasarkan gugus fungsi dapat dilihat Perry's *Chemical Engineers'* Ed. 8th Tabel 2-388

Tabel B.1 Nilai Kapasitas Panas Komponen Liquid

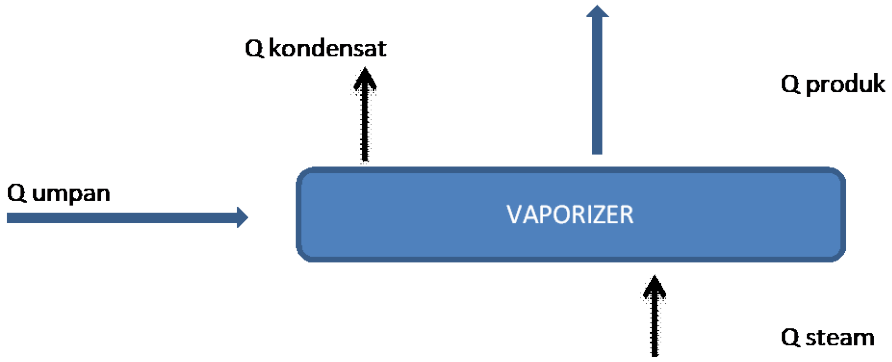
komponen	A	B	C	D
Air	92.053	-0.03995	-2.11E-04	5.35E-07
metanol	40.152	3.10E-01	-1.03E-03	1.46E-06
Carl L Yaws ,1999				

Sumber : Yaws, 1999

Tabel B.2 Nilai Kapasitas Panas Komponen Gas

komponen	A	B	C	D	E
Air	33.933	-8.42E-03	2.99E-05	-1.78E-08	3.69E-12
metanol	40.046	-3.83E-02	2.45E-04	-2.17E-07	5.99E-11
DME	34.668	7.03E-02	1.65E-04	-1.77E-07	4.93E-11
(Carl L. Yaws 1999)					

1. Vaporizer



T in = 30 C
T out = 151 C
P = 12 atm

a. Panas Masuk

komponen	Massa (Kmol/Jam)	∫ Cp dt (Kj/Kmol.K)	Q (kJ/Jam)
CH3OH	572.5892244	400.6492105	229407.4207
H2O	3.809139619	377.5027992	1437.960869
Total			230845.3815

b. Panas Sensibel

T = 145 C

komponen	Massa (Kmol/Jam)	∫ Cp dt (Kj/Kmol.K)	Q (kJ/Jam)
CH3OH	572.5892244	10443.4993	5979835.163
H2O	3.809139619	9080.67322	34589.55213
Total			6014424.715

c. Panas Laten

T = 145 C

komponen	massa (kmol)	Lamda (Kj/kmol)	Q (Kj)
CH3OH	572.5892244	2129.47626	1219315.16
H2O	3.809139619	2008.71034	7651.458139
Total			**1226966.618**

d. Panas Sensibel

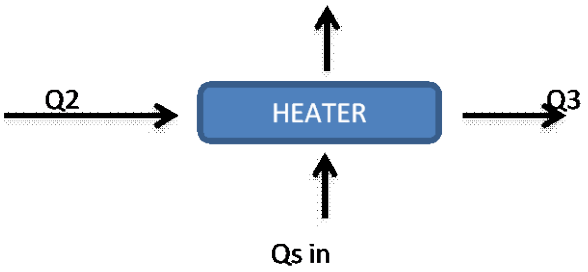
T = 151 C

komponen	Massa (Kmol/Jam)	∫ Cp dt (Kj/Kmol.K)	Q (kJ/Jam)
CH3OH	572.5892244	6184.746128	3541318.989
H2O	3.809139619	4288.190473	16334.31622
Total			3557653.305

Neraca Energi Vaporizer

Komponen	Masuk	keluar
Q Umpan	230845.3815	
Q Produk		10799044.64
Q Steam	16779291.88	
Q Kondensat		6211092.628
Total	**17010137.27**	**17010137.27**

2. Heat Exchanger



T in = 151 C

T out = 250 C

P = 12 atm

a. Panas Sensibel

T = 151 C

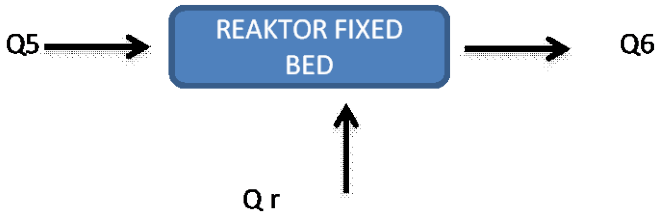
Komponen	Massa (Kmol/Jam)	∫ Cp dt (Kj/Kmol.K)	Q (kJ/Jam)
CH3OH	572.5892244	6.18E+03	3.54E+06
H2O	3.809139619	4288.190473	16334.31622
Total			3.56E+06

b. Panas sensibel

T = 250 C

Komponen	Massa (Kmol/Jam)	∫ Cp dt (Kj/Kmol.K)	Q (kJ/Jam)
CH3OH	572.5892244	1.18E+04	6.77E+06
H2O	3.809139619	7.75E+03	2.95E+04
Total			6.80E+06

3. Reaktor



T in = 250 C

T out = 311 C

P = 12 atm

a. Panas sensibel

T = 250 C

Komponen	Massa (Kmol/Jam)	∫ Cp dt (Kj/Kmol.K)	Q (kJ/Jam)
CH3OH	572.5892244	1.18E+04	6768100.131
H2O	3.809139619	7.75E+03	29515.24225
Total			6797615.373

b. Panas sensibel

T = 311 C

Komponen	Massa (Kmol/Jam)	∫ Cp dt (Kj/Kmol.K)	Q (kJ/Jam)
CH3OH	27.540048	1.57E+04	4.31E+05
H2O	276.3337278	9.93E+03	2.74E+06
CH3OCH3	272.5245882	2.42E+04	6.58E+06
Total			9757334.639

c. Panas Reaksi

ΔHr 298 = Dh produk - Dh reaktan

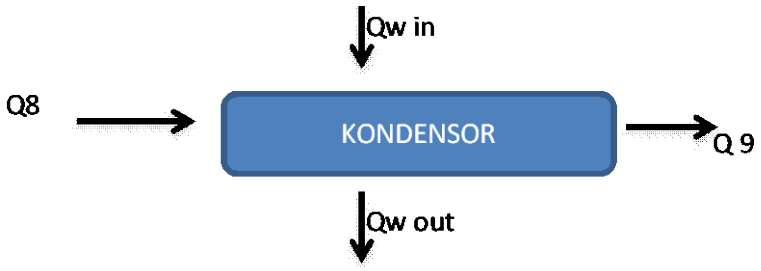
DHr 298 = -116975.6458 - -230375.5486

DHr 298 = 113399.9027 Kj

Neraca Energi Reaktor

komponen	Masuk	Keluar
Q5	6797615.373	
Q6		9.76E+06
QR	2415187.068	
Q		-544532.1972
Total	9212802.442	9212802.442

4. Kondensor



T in= 303 C

T out = 43.4 C

a. Panas Sensibel

T = 303 C

Komponen	Massa (Kmol/Jam)	∫ Cp dt (Kj/Kmol.K)	Q (kJ/Jam)
C2H6O	272.5245882	23340.95668	6360984.61
CH3OH	27.540048	15138.95758	416927.618
H2O	276.3337278	9641.940866	2664393.46
Total	576.398364		9442305.69

b. Panas Sensibel

T = 43,4 C

Komponen	Massa (Kmol/Jam)	∫ Cp dt (Kj/Kmol.K)	Q (kJ/Jam)
C2H6O	272.5234396	1236.418889	336953.128
CH3OH	7.891414141	840.7370026	6634.60387
H2O	3.507295174	619.8308436	2173.92973
Total	283.9221489		345761.662

c. Panas Keluar

T = 43,4 C

Komponen	Massa (Kmol/Jam)	∫ Cp dt (Kj/Kmol.K)	Q (kJ/Jam)

C2H6O	0.001148654	2.29E+03	2.63E+00
CH3OH	19.64863386	1.49E+03	2.92E+04
H2O	272.8264327	1.39E+03	3.78E+05
Total	292.4762152		4.08E+05

Neraca Energi Kondensor

Tabel Neraca Energi		
Komponen	Masuk (kj/jam	Keluar (kj/jam)
Qumpan	9442305.69	
Qgas		345761.662
Qliquid		4.08E+05
Qpengembunan		-10967425.15
Qcwin	4928572.016	
Qcwout		24584983.41
Total	14370877.71	14370877.71

LAMPIRAN C

SPESIFIKASI PERALATAN

A. Spesifikasi Alat Proses

1. Tangki Penyimpanan *Metanol*

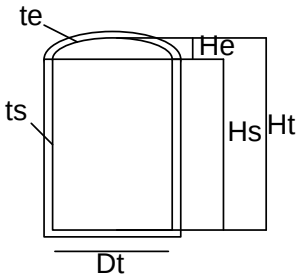
Fungsi : Untuk menyimpan bahan baku*metanol*

Tipe : Silinder vertikal dengan alas datar dan tutup *ellipsoidal*

Bahan : *High alloy steels*SA-240 304

Jumlah : 1 unit

Gambar :



Data :

- Laju alir : 11494.63731 kg/jam
- Densitas Campuran : 794.051 kg/m^3
- Temperatur : 30°C = 86 F
- Tekanan : 1 atm

Kapasitas Tangki, V_t

Lama penyimpanan = 7 hari = 168 jam

$$V_c = \frac{m}{\rho} \text{x t}$$

$$= \frac{11494.63731 kg/jam}{794.05 kg/m^3} \text{ x 168 jam}$$

= 2431.961549 m^3

Faktor keamanan 20 % (rule of thumb)

Maka,

$$Vt = \frac{Vc}{0,8}$$

$$= \frac{2431.961549 m^3}{0,8}$$

= 3039.951936 m^3

= 803070.183 gal

VESSEL **(TANGKI PENYIMPANAN)**

1. Untuk yang kurang dari 1000 gal, gunakan tangki vertikal dengan kaki-kaki.
2. Antara 1000 dan 10,000 gal, gunakan tangki horisontal dengan *support* beton.
3. Diatas 10,000 gal, gunakan tangki vertikal dengan pondasi beton.
4. Cairan mengacu ke *breathing losses* dapat disimpan dalam tangki dengan atap mengapung atau mengembang untuk konservasi.
5. *Freeboard* adalah 15% dibawah kapasitas 500 gal dan 10% diatas kapasitas 500 gal.

Dimensi Tangki,

- **Volume silinder, V_s**

$$V_s = \frac{\pi}{4}\ x\ D_t^2\ x\ H_s \qquad H_s = 1{,}5\ D_t$$

Maka,

$$V_s = \frac{\pi}{4}\ x\ \ 1{,}5\ D_t^3$$

- **Volume ellipsoidal, V_e**

$$V_e = 0{,}1308\ x\ D_t^3 \qquad H_e = 1/4\ D_t$$

- **Diameter tangki, D_t**

$$V_t = V_s + V_e$$

$$V_t = \left(\frac{\pi}{4}\ x\ \ 1{,}5D_t^3\right) + (0{,}1308\ x\ D_t^3)$$

$$V_t = 1{,}1775\ x\ D_t^3$$

$$Dt^3 = \frac{Vt}{1{,}1775}$$

$$Dt = \sqrt[3]{\frac{Vt}{1{,}1775}}$$

$$= \sqrt[3]{\frac{3039.951936}{1{,}1775}} = \mathbf{13.7184\ M}$$

Tinggi tangki, H_t

- Tinggi silinder, H_s

H_s = 1,5 D_t = 20,5775 m

- Tinggi *ellipsoidal*, H_e

  H_e=1/4D_t = 3,4296 m

- Tinggi tangki, H_t

  $H_t = H_s + H_e$

  = 20,5775 m + 3,4296 m = **24,0071 m**

- **Tinggi Cairan, H_c**

  $$H_c = \frac{Volume\ Cairan}{Volume\ Tangki}\ x\ H_t$$

  Hc = 19,2057 m

- **Tekanan Cairan, P_c**

  $$P_c = \rho\ .\ g\ .\ h_c$$

  Pc =$794{,}05\frac{Kg}{M3}\ x\ 9{,}8\ \frac{M}{s^2}\ x\ 19{,}2057\ m$

  Pc = $149605{,}2475\ \frac{kg}{m.s^2}$

  = 1,4765 atm

- **Tekanan Disain, P_d**

  Pd = Pop + Pc

  =1 atm + 1,4765 atm

  = 2,4765 atm

  $=36{,}3942\ psi$

- **Tebal dinding tangki, t_d**

  $$t_d = \frac{PR}{SE - 0.6P} + C \qquad (Walas, Tabel\ 18.3, hal\ 625)$$

- Tekanan desain, P : 36,3942psi
- Jari-jari tangki, R : 270,0464 in
- *Allowable stress*, S : 13700 psi (Peter, Tabel 4 Hal 538)
- Efisiensi pengelasan, E : 0,85 (Peter, Tabel 4 Hal 538)
- Faktor korosi yang diizinkan: 0,02 in/thn (Peter, Hal 542)
- Tahun digunakan : 10 tahun
- $t_d = \frac{36{,}3942\ Psi\ x\ 270{,}0464\ in}{(13700\ psi\ x\ 0{,}85)-(0.6\ x\ 36{,}3942\ psi)} + 0{,}02\frac{in}{tahun}\ x\ 10\ tahun$
- t_d = 1,0456 in = 0,0266 m

- **Tebal tutup *ellpsoidal*, t_e**

$t_e = \frac{0,885 PD_t}{SE - 0,6\,P} + C$ (Wallas, Tabel 18.4, Hal 537)

$$t_e = \frac{0,885\ x\ 36,3942\ psi\ x\ 270,0464\ in}{(13700\ psi\ x\ 0,85) - (0,6\ x\ 36,3942\ psi)} + 0,02\frac{in}{tahun}\ x\ 10\ tahun$$

= 1,0442 in = 0,0265 m

2. Tangki Penyimpanan

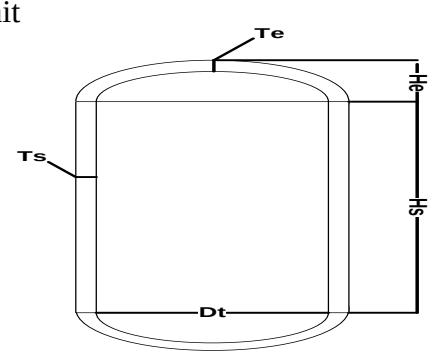
Fungsi : Untuk menyimpan bahan produkDimethyl ether

Tipe : Silinder vertikal dengan alas datar dan tutup elipsoidal

Bahan : *Low Alloy Steel* SA-387 grade 12C1.1

Jumlah : 1 unit

Gambar :



Data :

- Laju alir : 7839,697 kg/jam
- Densitas Umpan : 82 kg/m^3
- Temperatur : 30°C
- Tekanan : 22 atm

Kapasitas Tangki, V_t

Lama penyimpanan = 1 hari = 24 jam

$V_c = \frac{m}{\rho}$x t

$= \frac{7839,697 kg/jam}{82 kg/m^3}$ x 24 jam

= 2294,545 m^3

Faktor keamanan20 % (rule of thumb)

Maka,

$$Vt = \frac{Vc}{0,8}$$

$$= \frac{2294,545 m^3}{0,8}$$

$$= 2868,182 \text{ m}^3$$

$$= 757693,330 \text{ gal}$$

***VESSEL* (TANGKI PENYIMPANAN)**

1. Untuk yang kurang dari 1000 gal, gunakan tangki vertikal dengan kaki-kaki.
2. Antara 1000 dan 10,000 gal, gunakan tangki horisontal dengan *support* beton.
3. Diatas 10,000 gal, gunakan tangki vertikal dengan pondasi beton.
4. Cairan mengacu ke *breathing losses* dapat disimpan dalam tangki dengan atap mengapung atau mengembang untuk konservasi.
5. *Freeboard* adalah 15% dibawah kapasitas 500 gal dan 10% diatas kapasitas 500 gal.

Dimensi Tangki,

- **Volume silinder, V_s**

$$V_s = \frac{\pi}{4} \; x \; D_t^2 \; x \; H_s \qquad\qquad H_s = 1,5 \; D_t$$

Maka,

$$V_s = \frac{\pi}{4} \; x \; 1,5 \; D_t^3$$

- **Volume ellipsoidal, V_e**

$$V_e = \frac{\pi}{6} \; x \; D_t^2 \; x \; H_e \qquad\qquad H_e = \frac{1}{4} \; D_t$$

Maka,

$$V_e = 0,1308 \; x \; D_t^3$$

- **Diameter tangki, D_t**

$$V_t = V_s + 2V_e$$

$$V_t = \left(\frac{\pi}{4} \; x \; 1,5 D_t^3\right) + 2(0,1308 \; x \; D_t^3)$$

$$V_t = 1,4391 \; x \; D_t^3$$

$$Dt^3 = \frac{Vt}{1,4391}$$

$$Dt = \sqrt[3]{\frac{Vt}{1,4391}}$$

$$= \sqrt[3]{\frac{2868,182}{1,4391}} = \mathbf{12,553\ M}$$

Tinggi tangki, H_t

- Tinggi silinder, H_s

  H_s = 1,5 D_t = 18,829 m

- Tinggi *ellipsoidal*, H_e

  H_e= ¼ D_t = 6,276 m

- Tinggi tangki, H_t

  $H_t = H_s + H_e$

  = 18,829 m + 6,276 m = **25,105 m**

- **Tinggi Cairan, H_c**

  $$H_c = \frac{Volume\ Cairan}{Volume\ Tangki}\ x\ H_t$$

  Hc = 15,063 m

- **Tekanan Cairan, P_c**

  $P_c = \rho\ .\ g\ .\ h_c$

  Pc =82$\frac{Kg}{M3}$ x 9,8 $\frac{M}{s^2}$ x 15,063 m

  Pc = 12117,216 $\frac{kg}{m.s^2}$

  = 0,118 atm

- **Tekanan Disain, P_d**

  Pd = Pop + Pc

  =22 atm + 0,118 atm

  = 22,118 atm

  =325,128 psi

- **Tebal dinding tangki, t_d**

  $$t_d = \frac{PR}{SE - 0.6P} + C \qquad (Walas, Tabel\ 18.3, hal\ 625)$$

- Tekanan desain, P : 325,128psi

- Jari-jari tangki, R : 247,101 in
- *Allowable stress*, S : 13700 psi (Peter, Tabel 4 Hal 538)
- Efisiensi pengelasan, E : 0,85 (Peter, Tabel 4 Hal 538)
- Faktor korosi yang diizinkan: 0,015 in/thn (Peter, Hal 542)
- Tahun digunakan : 10 tahun
- $t_d = \frac{325{,}128\ Psi\ x\ 247{,}101\ in}{(13700\ psi\ x\ 0{,}85)-(0.6\ x\ 325{,}128\ psi)} + 0{,}015\frac{in}{tahun}\ x\ 10\ tahun$
- t_d = 7,167 in = 0,182 m

- **Tebal tutup *ellpsoidal*, t_e**

$t_e = \frac{PD_t}{2SE-0{,}2\ P} + C$ (Wallas, Tabel 18.4, Hal 537)

$$t_e = \frac{325{,}128\ psi\ x\ 494{,}202\ in}{(2\ x\ 13700\ psi\ x\ 0{,}85) - (0{,}2\ x\ 325{,}128\ psi)} + 0{,}15\frac{in}{tahun}\ x\ 10\ tahun$$

= 7,068 in = 0,180 m

3. Pompa

Fungsi : Mengalirkan *metanol* menuju vaporizer

Tipe : *Centrifugal pump*

ambar:

Gambar C.5 Aliran pompa (PM-101)

Data :

$$\frac{P_a}{\rho} + \frac{gZ_a}{g_c} + \frac{\alpha_a V_a^2}{2g_c} + \eta W_p = \frac{P_b}{\rho} + \frac{gZ_b}{g_c} + \frac{\alpha_b V_b^2}{2g_c} + h_f$$

- Laju alir massa, m : 22989,27462 kg/jam = 14,07837634lb/s
- Densitas , ρ : 796,1 kg/m^3 = 49,7 lb/ft^3

- Viskositas , μ : 1,429 cP = 3.456751 lb/ft.hr
- Tinggi pompa terhadap cairan masuk, Z_a : 0 m = 0 ft
- Tinggi pompa terhadap cairan keluar, Z_b : 2 m = 6.56 ft
- Panjang pipa hisap, L_s : 2 m = 6.56 ft
- Panjang pipa buang, L_d : 5 m = 16.4 ft
- Faktor keamanan 10% (Peter's, Tabel 6)

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

Laju alir volumetrik, Q_v

$$Q_p = \frac{m}{0,9}$$

$$= \frac{14,078 \text{ lb/s}}{0,9}$$

$$= 15,64 \text{lb/s}$$

$$Q_v = \frac{Qp}{\rho}$$

$$= \frac{15,64 \text{ lb/s}}{49,7 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 0,3147 \text{ ft}^3\text{/s} = 141,264 \text{ gal/min}$$

Diameter optimum, D_{opt}

Asumsi aliran turbulen

$$D_{opt} = 3,9 * Qv^{0,45} * \rho^{0,13}$$ (Peter, Pers 14.15)

making design estimates:

For turbulent flow ($N_{Re} > 2100$) in steel pipes

$$D_{i,opt} = 3.9 q_f^{0.45} \rho^{0.13} \quad (15)$$

For viscous flow ($N_{Re} < 2100$) in steel pipes

$$D_{i,opt} = 3.0 q_f^{0.36} \mu_c^{0.18} \quad (16)$$

Peter, Hal 496

D_{opt} $= 3{,}9\ x 0{,}3147^{0,45}\ x\ 49{,}7^{0,13}$

$= 3{,}85$ in

Berdasarkan Tabel 11 Kern, diperoleh pipa baja dengan ukuran sebagai berikut :

	Suction (a)			Discharge (b)		
IPS	3 in Sch 40					
	In	Ft	M	in	ft	m
ID	4,500	0,37485	0,1143	4,500	0,37485	0,114
OD	3,826	0,3187	0,0972	3,826	0,3187	0.0971
a"	0,020943			ft^2		

Kecepatan aliran, V

Va = Vb, karena ukuran pipa hisap dan pipa buang sama

$$V = \frac{Qv}{a''}$$

$$= \frac{0{,}3147\ ft^3/s}{0{,}020943\ ft^2}$$

= 15,028 ft/s =54101,655 ft/jam

$$\frac{V^2}{2gc} = \frac{(15{,}028^2)\ ft/s}{2\ x 32{,}17\ lbmft/s^2\ lbf}$$

$= 3{,}5069$ ft-lb_f/lb

Bilangan Reynolds, N_{Re}

$$N_{Re} = \frac{\rho\ x\ V\ x\ D}{\mu}$$

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 $\pi D_a n$,

$$\boxed{N_{Re} = \frac{nD_a^2\rho}{\mu}} = \frac{(nD_a)D_a\rho}{\mu} \propto \frac{u_2 D_a \rho}{\mu} \qquad (9.17)$$

and this group is proportional to a Reynolds number calculated from the diameter and peripheral speed of the impeller. This is the reason for the name of the group.

Mc,Cabe Hal 249

$$N_{Re} = \frac{49{,}7\ lb/ft^3\ x\ 54101{,}655\ ft/jam\ x\ 0{,}3187\ ft}{3{,}4567\ lb/ft.jam}$$

= 247909,62 (>2100 aliran turbulen)

Rugi Gesek

- **Pipa hisap (*suction*)**

- **Rugi gesek akibat gesekan dengan kulit pipa**

$$h_{fsa} = f \frac{\Delta L}{r_H} \frac{V^2}{2gc}$$ (Mc Cabe, Pers 5.56)

104 FLUID MECHANICS

where D_i and D_o are the inside and outside diameters of the annulus, respectively. The equivalent diameter of an annulus is therefore the difference of the diameters. Also, the equivalent diameter of a square duct with a width of side b is $4(b^2/4b) = b$.

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:

$$h_{fs} = \frac{\tau_w}{\rho r_H} \Delta L = \frac{\Delta p_s}{\rho} = f \frac{\Delta L}{r_H} \frac{\bar{V}^2}{2g_c} \quad (5.56)$$

$$N_{Re} = \frac{4r_H \bar{V} \rho}{\mu} \quad (5.57)$$

Mc.Cabe

$$r_H = \frac{ID}{4}$$ McCabe, Hal 103

Thus, for the special case of a circular tube, the hydraulic radius is

$$r_H = \frac{\pi D^2/4}{\pi D} = \frac{D}{4}$$

Mc.Cabe Hal 103

r_H $= \frac{0{,}3187 \text{ ft}}{4} = 0{,}07967$ ft

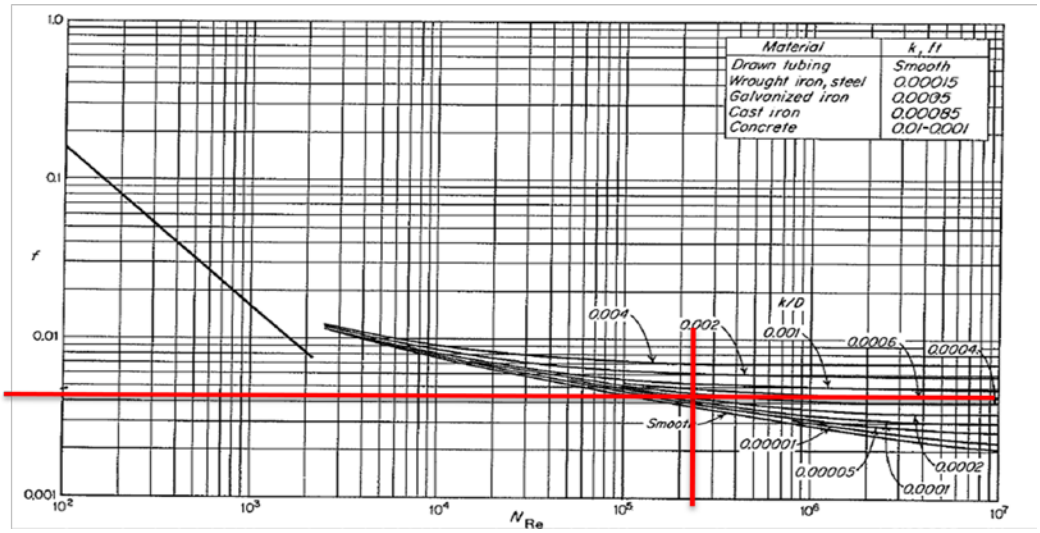
Nre = 247909,62

Material pipa yang digunakan adalah *wrought iron steel* :

k = 0,00015 ft Mc.Cabe Fig 5.9

k/D = 0,00047

f = 0,005 Mc.Cabe Fig. 5.9



$$h_{fsa} = \frac{0{,}005 \text{x } 6{,}56 \text{ ft x } 3{,}5069 \text{ ft - lb}_f/\text{lb}}{0{,}07967\ ft}$$

$= 1{,}44369$ ft-lb_f/lb

- **Rugi gesek akibat *fitting* (hff)**

$$h_{ffa} = Kf \frac{V^2}{2gc}$$ 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):

$$h_{ff} = K_f \frac{\bar{V}_a^2}{2g_c} \quad (5.67)$$

Mc.Cabe Hal 107

where K_f = loss factor for fitting
$\bar{V}_a$ = average velocity in pipe leading to fitting

Kf *gate valve* = 0,2 x 1 = 0,2 Mc.Cabe, Tabel 5.1

Kf = 0,9 x 1 = 0.9

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.

h_{ffa} = 1,1 x 3,5069 ft - lb_f/lb

= 3,85765 ft.lbf/lb

- **Pipa buang (*discharge*)**

- **Rugi gesek akibat gesekan dengan kulit pipa**

$$H_{fsb} = f \frac{\Delta L}{r_H} \frac{V^2}{2gc}$$ (Mc Cabe, Pers 5.56)

$$r_H = \frac{ID}{4}$$ (McCabe, Hal 103)

$$r_H = \frac{0{,}3187 \text{ ft}}{4} = 0{,}079676 \text{ ft}$$

Nre = 247909,6216

Material pipa yang digunakan adalah *wrought iron steel* :

k = 0,00015 ft Mc.Cabe Fig 5.9

k/D = 0,00047

f = 0,005 Mc.Cabe Fig. 5.9

$$h_{fsb} = \frac{0{,}005 \text{ x } 16{,}4 \text{ ft x } 3{,}5069 \text{ft - lb}_f/\text{lb}}{0{,}079676\, ft}$$

$= 3{,}6092$ ft.lb_f/lb

- **Rugi gesek akibat *fitting*(hff)**

$$H_{ffb} = Kf \frac{V^2}{2gc}$$ Mc.Cabe Pers 5.67

Kf elbow = 0,9 x 2 = 1,8 Mc.Cabe, Tabel 5.1

Kf Globe valve = 10

Kf Tee = 1,8

Kf = 13,6

H_{ffb} = 13,6 x 3,506ft.lb_f/lb

= 47,69459ft.lb_f/lb

Sehingga, rugi gesek total (hf $_{total}$) :

hf $_{total}$ = hf suction + hf dischage

=51,66 ft.lb_f/lb

Daya Pompa (BHP)

Daya pompa dapat dihitung dengan menggunakan Persamaan Bernoulli (McCabe, Pers. 4.32):

$$\frac{P_a}{\rho} + \frac{gZ_a}{g_c} + \frac{\alpha_a V_a^2}{2g_c} + \eta W_p = \frac{P_b}{\rho} + \frac{gZ_b}{g_c} + \frac{\alpha_b V_b^2}{2g_c} + h_f$$

Atau

$$\eta W_p = \left(\frac{P_b}{\rho} + \frac{gZ_b}{g_c} + \frac{\alpha_b V_b^2}{2g_c}\right) - \left(\frac{P_a}{\rho} + \frac{gZ_a}{g_c} + \frac{\alpha_a V_a^2}{2g_c}\right) + h_f$$

The mechanical energy delivered to the fluid is, then, ηW_p, where $\eta < 1$. Equation (4.29) corrected for pump work is

$$\frac{P_a}{\rho} + \frac{gZ_a}{g_c} + \frac{\alpha_a V_a^2}{2g_c} + \eta W_p = \frac{P_b}{\rho} + \frac{gZ_b}{g_c} + \frac{\alpha_b V_b^2}{2g_c} + h_f \qquad (4.32)$$

Equation (4.32) is a final working equation for problems on the flow of incompressible fluids. Mc.Cabe

Dimana

P_a = P_b

V_a = V_b

ρ_a = ρ_b

g/g_c = 1

α_a = α_b

Q = 141,264 gal/min

η = 57,5 % (Peters, Fig. 14.37)

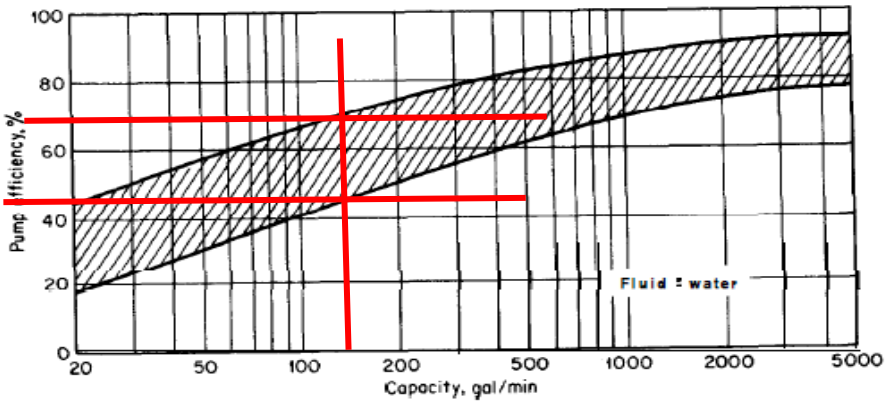


FIGURE 1437
Efficiencies of centrifugal pumps.

$$BHP = \frac{Wp \times m}{550}$$

$$= \frac{112{,}888 \text{ ft.lbf/lb} \times 14{,}07 \text{ lb/s}}{550}$$

= 2,889599 HP

Daya motor (MHP)

$$MPH = \frac{BHP}{\eta}$$

η = 83 % (Peters, Fig 14.38)

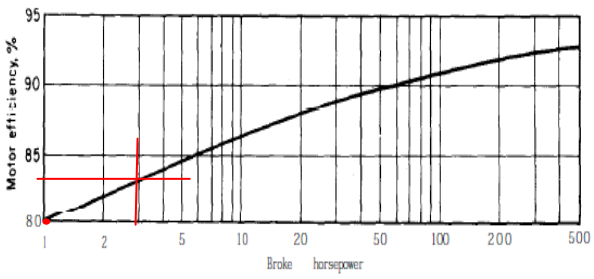


FIGURE 1438
Efficiencies of three-phase motors.

$$MPH = \frac{2{,}889599\ HP}{83\%}$$

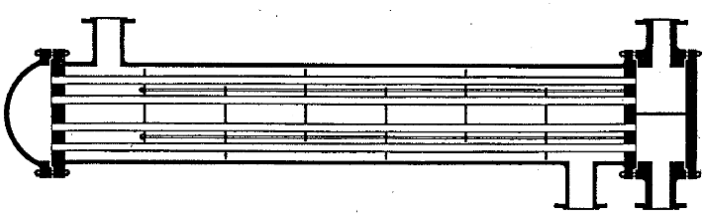
= 3,481445 HP

4. *Heate exchanger*

Fungsi : Memanaskan *metanol* yang di alirkan ke reaktor

Tipe :1-2 *Sheel and Tube Heat Exchanger*

Jumlah : 1



Gambar C.3 *Sheel and Tube Heat Exchanger*

1. Data dan Kondisi Operasi

A. Beban Panas (Q) = 8430127.23 kj/jam = 7991761 btu/jam

B. Fluida Panas

Laju Alir (W_t)	= 1829.1kg/jam	= 4032.51lb/jam
T_1	= 311 ºC	= 586.2 ºF
T_2	= 303 ºC	= 578.2 ºF

C. Fluida Dingin

Laju Alir (W_s)	= 22989.27kg/jam	= 50682.2lb/jam
t1	= 151 ºC	= 303.8 ºF
t2	= 250 ºC	= 482 ºF

2. Δt & LMTD

Fluida Panas (F)	Temperatur	Fluida Dingin (F)	Selisih	
579.2	Tinggi	482	97.2	ΔT2
579.2	Rendah	303.8	275.4	ΔT1

$$LMTD = \frac{(\Delta T_2 - \Delta T_1)}{In\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}}$$

$$= \frac{(275.4 \quad - 97.2 \quad)}{In \frac{275.4}{97.2}} \quad = 171.1 \text{ °F}$$

Faktorkoreksi LMTD

R $= \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$ (D.Q Kern: Pers. 5.14hal. 828)

$= \quad 0$

S $= \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$

$= \quad 0.647$

Diasumsikan *Heat Exchanger Heater* (HE-101) merupakan HE dengan 1*Shell Pass* dan 2*Tube Pass.* Dari nilai R dan S, maka Faktor Koreksi dapat diperoleh dari Gambar 21 D.K. Qern adalah sebagai berikut:

$F_T = 0.88$

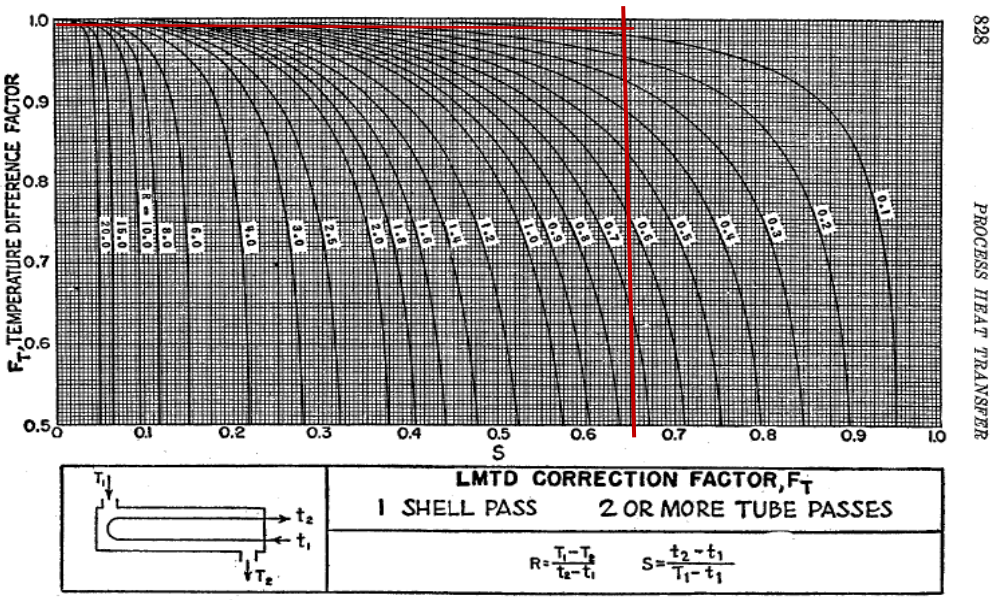


FIG. 18. LMTD correction factors for 1-2 exchangers. (*Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association, 2d ed., New York*, 1949.)

Sehingga :

ΔT_{LMTD} = LMTD x F_T (D.Q Kern: Pers. 7.42hal. 828)

= 171.1°F x 0.99= 167.68°F

3. Luas Area Perpindahan Panas, A

$$A = \frac{Q}{U_D \ x \ \Delta T_{LMTD}}$$ (D.Q Kern, pers. 7.6 hal 140)

Berdasarkan Tabel 8 D.Q Kern Hal 840, diperoleh :

Ud = 30 Btu/jam.ft^2.F

Hot fluid	Cold fluid	Overall U_D
Water	Water	250–500§
Aqueous solutions	Aqueous solutions	250–500§
Light organics	Light organics	40–75
Medium organics	Medium organics	20–60
Heavy organics	Heavy organics	10–40
Heavy organics	Light organics	30–60
Light organics	Heavy organics	10–40

$$A = \frac{7991761\ \text{Btu/jam}}{30\text{Btu/jam.ft}^2\text{.F}\ x\ 167°\text{F}}$$

= 1588.647 ft^2

Nilai A> 200 ft^2 maka digunakan tipe perpindahan panas jenis *shell and tube.*

Dalam Perancangan ini digunakan *heater* dengan spesifikasi :

Diameter luar tube (OD) = 1.9 in

Jenis tube = 18 BWG

Pitch (Pt) = 0.9375 in Triangular Pitch

Panjang tube (L) = 12 ft

a" = 0.422 ft^2 (Tabel 10, DQ. Kern)

4. Menentukan Jumlah Tube

Jumlahtube :

$$N_t = \frac{A}{L\ x\ a''}$$

$$= \frac{1588.647\ ft^2}{12\ ft x\ 0.422\ ft^2} = 313.7 \approx 314 \text{ buah}$$

Koreksi :

$$A = Nt\ x\ L\ x\ a''$$

=314 x 12 x 0.42

= 1582.56 ft^2

$$U_d = \frac{Q}{A \ x \ \Delta t \ LMTD}$$ (D.Q Kern, pers. 7.6 hal 140)

$$= \frac{7991761 \ \text{Btu/jam}}{1582.56 \text{ft}^2 x \ 167°\text{F}}$$

=30.23 Btu/jam.ft^2.F

5. **Spesifikasi *Shell and Tube***

Berdasarkan Tabel 10 dan 9 D.Q Kern, diperoleh spesifikasi perancangan *Heat Exchanger* tipe *Shell and Tube* dengan :

Shell side		***Tube side (Tabel.10 DQ kern)***	
Diameter dalam (ID)	21	Diameter dalam (ID) in	0.75
Baffle space (B)=0,4xID	8 ½	Baffle Spacing	0.65
Passes (n)	3	BWG	18
		Pitch (Pt)	0.9375
		Passes (n)	3
		Panjang (ft)	12
		Jumlah Tube (N)	314

Shell, Fluida Dingin	**Tube, Fluida Panas**
6. Flow Area $a_s = \frac{IDxC' \ xB}{144P_T}$ (D.Q Kern: pers. 7.1, hal 138) $= \frac{21 \text{in x } 0.2875 \text{ in x } 8.25 \text{ in}}{144 \text{ x } 0.9375}$ = 0.384664352 ft^2	***6. Flow Area*** at' = 0.639 in2 (D.Q Kern, Table 10 hal 843) $a_t = \frac{N_t \ x \ at'}{144n}$ (D.Q Kern: pers 7.48, hal 111) $= \frac{30 \ x \ 0.639 in^2}{144 x 3}$ = 0.696687 ft^2
7. Mass Velocity $G_s = \frac{Ws}{a_s}$ (D.Q Kern: pers 7.2, hal 138) $= \frac{50682.1548 \text{ lb/h}}{0.385 \text{ ft}^2}$ = 131756.8279 lb/hr ft^2	***7. Mass Velocity*** $Gt = \frac{Wt}{a_t}$ (D.Q Kern: pers 7.2, hal 138) $= \frac{4032.506197 \text{ lb/h}}{0.6967 \text{ ft}^2}$ = 5788.1133 lb/hr ft^2

8. Reynold Number $D_e = 1.0725in$ = 0,08934 ft μ = 0.51Cp = 1.234 lb/ft.h (Fig. 9) $Re_s = \frac{De \times Gs}{\mu}$ $= \frac{0.08934\ ft \times 131756.8279 lb/hr\ ft^2}{1.234 lb/h.ft}$ = 23080.5287	**8.*Reynold Number*** μ = 0,052 Cp= 1.25788 lb/ft.h D = 0.75 in =0.062475 ft $Re_t = \frac{D \times Gt}{\mu}$ $= \frac{0{,}062475\ ft \times 5788.1133\ lb/hr\ ft^2}{1.25788 lb/h.ft}$ = 287.4776
9. Faktor Perpindahan Dingin (J_{Hs}) Dari gambar 28 D.Q.KERN maka didapatkan nilai Jh sebagai berikut: Jh = 30	**9.Faktor Perpindahan Panas(J_{Ht})** L = 12 ft D = 0.062475 ft L/D = 192.0768 Dengan memplotkan NRe dengan L/D ke gambar 24 D.Q.KERN maka didapatkan nilai Jh sebagai berikut: Jh = 2.2
10. Koefisien Perpindahan Pada T_c= 392.9 °F c = 0.51 Btu/lb°F (Perry Tabel 2-197) k = -2.906 Btu/ft.hr.°F (D.Q Kern, Tabel4) $\left(c.\frac{\mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} = \left(0.51 x \frac{1.234 lb/ft.h}{-2.906 Btu/ft.hr.^0F}\right)$ = -0.07216465	**10. Koefisien Perpindahan Panas** Pada Tc= 579.2 °F C = 0,52 Btu/lb°F(Perrys, Tabel 2-197) k = 0,089 Btu/ft.hr.°F (D.Q Kern, Tabel 5) $\left(c.\frac{\mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} = \left(0{,}52\ x \frac{1.2578 lb/ft.h}{0.0089 Btu/ft.hr.^0F}\right)^{1/3}$ = 10.224
11.*Inside Film Coefficient* (h_o) $\frac{h_o}{\phi_s} = jH.\frac{k}{D_e}.\left(\frac{C.\mu}{k}\right)^{1/3}$ (D.Q Kern: Pers 6.15 $= 30\ x \frac{-2.906 Btu/ft.hr.oF}{0{,}089\ ft} - 0.07$ = 70.42606485Btu/hr.ft2.°F	**11. *Inside Film Coefficient* (h_{io})** $\frac{h_i}{\phi_s} = jH.\frac{k}{D_e}.\left(\frac{C.\mu}{k}\right)^{1/3}$ $= 2.2x \frac{0{,}021325 Btu/ft.hr.oF}{0{,}062\ ft} 10.22$ = 7.6778Btu/hr.ft2.°F **KoreksiH_{io}kepermukaan OD** $h_{i0} = hi.\frac{ID}{OD}.$

	$= 7.6778 \text{Btu/hr.ft2.}^{o}\text{F}\ x\ \frac{0.65}{0.75}$ $= 251 \text{Btu/hr.ft2.}^{o}\text{F}$

12. Clean overall coefficient U_c

$$U_C = \frac{h_{io} x h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$= \frac{251 x\ 70.43}{251 + 70.43}$$

$$= 54.9956 btu/hr.ft^{2.}°F$$

13. Dirty Factor, R_d

$$Rd = \frac{U_C - U_D}{U_C\ x U_D} = \frac{54.99\ btu/hr.ft^2°F - 30\ btu/hr.ft^2°F}{54.99\ btu/hr.ft^2°F\ x 30 btu/hr.ft^2°F}$$

$$= 0.01515\ btu/hr.ft^2°F$$

14. Pressure Drop, ΔP	
Re_s = 23080 f = 0,0016 ft^2/in^2 (Kern: *fig.* 29, hal 839) s = 0.89(engineertoolbox.com) $(N+1) = N + \frac{L}{B}$ (D.Q Kern, pers. 7.43 hal 147) $= 314 + \frac{12}{8,25} = 315.41$ $Ø_s$= 1 lb/ft h $\Delta P_s = \frac{f\ x G_s^{\ 2} x D_s\ x N + 1}{5,22\ x 10^{10}\ D_s x \phi_s}$ = 0,16783 psi	Re_t = 287.4776 f = 0,0019 ft^2/in^2 (Kern: *fig.* 29, hal 836) s = 0.83 $Ø_s$= 1 lb/ft h $\Delta P_t = \frac{f\ x G_t^{\ 2} x Lx n}{5,22\ x 10^{10}\ Dt\ x\ s\ x \phi_t}$ = 0,000564 psi • ΔP total Gt = 5788.1133lb/hr ft^2 $\Delta P_r = \frac{4\ x\ n}{s} x \frac{V^2}{2g}$ $\frac{V^2}{2g} = 0,045$ (Kern: *fig.* 27, hal 837) $\Delta P_r = \frac{4x3/0.83}{0.045} = 0,6506\ psi$ $\Delta P_t = \Delta P_t + \Delta P_r =$ 0.6525psi

5. Reaktor (RC-101)

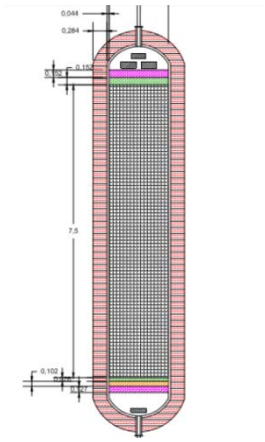
Fungsi :Tempat terjadinyareaksi metanol

Tipe : Vertical dengan alas dan tutup ellipsoidal

Bahan : Stainless Steel 316 Type SA- 240

Jumlah : 1 Unit

Produk



Feed

Data :

- Lajualirumpan, m = 18391.41969 kg/jam
- Lajualir molar, F_{AO} = 576.398364kmol/jam
- Densitas Katalis = 780 kg/m^3
- Temperatur, T = 250°C
- Tekanan, P = 12atm
- Waktu operasi,τ = 1 jam

1. Volume Katalis

Perbandingan umpan dan katalis (2:1)
X =2/1 x 18391,41969
X = 36782,83939 Kg
Volume Katalis = X/densitas
Volume Katalis = 36782,83939 Kg/780 kg/m^3
Volume katalis = 47,15749 m^3
Volume Katalis = Volume Reaktor = 47,15749 m^3

2. Perancanganreaktor

Faktor keamanan reaktor 20%

Tujuan factor keamanan dalam merancang tangki adalah menyediakan ruang atau space untuk mengantisipasi pengaruh udara dengan bahan didalamnya

Maka V_R= 80% x Vt

Vt= 47,15749m^3 / 0,8

Vt= 58,946858 m^3

a) Dimensireaktor

- **Diameter Tangki**

- **Volume silinder (Vs)**

$$Vs = \frac{\pi}{4} \times D_r^2 \times Hs$$

$$Vs = \frac{\pi}{4} \times D_r^2 \times 1{,}5Dr$$

$$Vs = \frac{\pi}{4} \times 1{,}5D_r^3$$

DimanaHs=1,5Dr

- **Volume ellipsoidal (Ve)**

Ve=0,1309 x Dr^3 He= ¼ Dr

Hemispherical head

$S = 1.571D^2$

$V = (\pi/3)H^2(1.5D - H)$

$V_0 = (\pi/12)D^3$

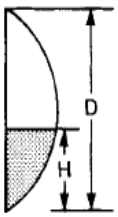
$V/V_0 = 2(H/D)^2(1.5 - H/D)$

Ellipsoidal head ($h = D/4$)

$S = 1.09D^2$

$V_0 = 0.1309D^3$

$V/V_0 = 2(H/D)^2(1.5 - H/D)$



WallasTabel 18.5, hal650

- **Diameter reaktor, D_r**

$$Vr = Vs + 2Ve$$

$$Vr = (\frac{\pi}{4} \times 1{,}5D_r^3) + 2(0{,}1309D_r^3)$$

$$Vr = (1{,}4404D_r^3)$$

$$Dr = \sqrt[3]{Vr / 1{,}4404}$$

- $$Dr = \sqrt[3]{\frac{58{,}946858}{1{,}4404}}$$

- $$Dr = 3{,}446 \text{ m}$$

- **TinggiSilinder(Hs)**

  Hs=1,5Dr

  Hs=1,5 x 3,446 m

  Hs= 5,169126 m

- **TinggiElipsoidal (He)**

  He= ¼ Dr

  He= ¼ x 3,446 m

  He= 0,86152 m

- **TinggiReaktor (Hr)**

  Hr=Hs+2He

  Hr= 5,169m + (2 x 0,8615m)

  Hr= 6,892168 m

Reaktor direncanakan diletakkandiatas kaki penyangga yang terbuatdaribetondengantinggi 3 meter sehingga tinggi total (Ht)

Ht= 6,892168m+3m

Ht= 9,892168 m

- **TekananDesain (Pd)**

  Pd= 12,15896442 bar = 176,3508 psia

- **TebalDindingTangki (Td)**

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	$\frac{PR}{SE-0.6P}$	$\frac{SEt}{R+0.6t}$	$\frac{P(R+0.6t)}{t}$	$t \le 0.25D$, $P \le 0.385SE$
Flat flanged head (a)	$D\sqrt{0.3P/S}$	$t^2S/0.3D^2$	$0.3D^2P/t^2$	
Torispherical head (b)	$\frac{0.885PL}{SE-0.1P}$	$\frac{SEt}{0.885L+0.1t}$	$\frac{P(0.885L+0.1t)}{t}$	$r/L=0.06$, $L \le D+2t$
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)	$\frac{PDK}{2SE-0.2P}$	$\frac{2SEt}{DK+0.2t}$	$\frac{P(DK+0.2t)}{2Et}$	$K=[2+(D/2h)^2]/6$, $2 \le D/h \le 6$
Hemispherical head (d) or shell	$\frac{PR}{2SE-0.2P}$	$\frac{2SEt}{R+0.2t}$	$\frac{P(R+0.2t)}{2t}$	$t \le 0.178D$, $P \le 0.685SE$
Toriconical head (e)	$\frac{PD}{2(SE-0.6P)\cos\alpha}$	$\frac{2SEt\cos\alpha}{D+1.2t\cos\alpha}$	$\frac{P(D+1.2t\cos\alpha)}{2t\cos\alpha}$	$\alpha \le 30°$

[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.

(*Wallas, tabel* 18.3 *hal* 649)

(b) High Alloy Steels

A.S.M.E. Specification No.	Grade	Nominal composition	Specified minimum tensile strength	For temperatures not exceeding °F.										
				−20 to 100	200	400	700	900	1000	1100	1200	1300	1400	1500
SA-240	304	18 Cr-8 Ni	75,000	18,700	15,600	12,900	11,000	10,100	9,700	8,800	6,000	3,700	2,300	1,400
SA-240	304L†	18 Cr-8 Ni	70,000	15,600	13,300	10,000	9,300							
SA-240	310S	25 Cr-20 Ni	75,000	18,700	16,900	14,900	12,700	11,600	9,800	5,000	2,500	700	300	200
SA-240	316	16 Cr-12 Ni-2 Mo	75,000	18,700	16,100	13,300	11,300	10,800	10,600	10,300	7,400	4,100	2,200	1,700
SA-240	410	13 Cr	65,000	16,200	15,400	14,400	13,100	10,400	6,400	2,900	1,000			

$(Wallas, tabel\ 18.4\ hal\ 650)$

TekananDesain, P = 176,3508psi

Jari-JariTangki, R= 1,723m= 67,8363in

Allowable Stress, S = 13.700 psi (Walas, Tabel 18.4)

EfisiensiPengelasan, E = 0.85 (Petter, Tabel 4 hal 538)

Faktorkorosi, C = 0.002in/tahun (Perry's tabel 23-2)

$$t_d = \frac{PR}{SE - 0.6P} + C \qquad (Walas, Tabel\ 18.3)$$

$$t_d = \frac{176{,}3508\ \text{psi} \times 67{,}8363\ \text{in}}{(13.700\ \text{psi} \times 0.85) - (0.6 \times 176{,}3508\ \text{psi})} + 0.002\ \text{in/tahun} \times 10\ \text{tahun}$$

$$= 1.24836\ \text{in}$$

$$= 31{,}7083\ \text{m}$$

- **TebalDindingEllipsoidal (Te)**

$$t_e = \frac{PD_t}{2SE - 0.2P} + C$$

$$t_e = \frac{176{,}3508\ \text{psi} \times 67{,}8363\ \text{in}}{(2 \times 13.700\ \text{psi} \times 0.85) - (0.2 \times 176{,}3508\ \text{psi})} + 0.002\ \text{in/tahun} \times 10\ \text{tahun}$$

$$= 1.237\ \text{in}$$

$$= 31{,}42\ \text{mm}$$

6. Flash drum

Fungsi : Untuk memisahkan fasa gas didalam liquid

Tipe : Silinder vertikal dengan alas tutup ellipsoidal

Bahan konstruksi : carbon steel (SA-285)

Komposisi umpan (F) yang masuk Flash drum yaitu :

T = 43,4°C = 316,4°C

P = 760 mmHg = 1 atm

Komponen	Masuk			Densitas	Xi / p (kg/m3)	Densitas Mix
	Kg/jam	lb/s	%			
DME	12607.32	7.7207	97.557	410	0.002379449	415.1063131
Metanol	252.5253	0.1546	1.954	792	2.46727E-05	
Air	63.13131	0.0387	0.488	997	4.8999E-06	
Total	12922.98				0.002409021	

Diketahui

Feed (F) : 12923 kg/jam

Laju alir gas : 3157 kg/jam

Laju alir liquid : 74 kg/jam

Densitas gas : 410,3187 kg/m^3 25,6162 lb/ft^3

Densitas liquid : 824,4619 kg/m^3 51,4712 lb/ft^3

Temperatur : 43,4 °C

Tekanan : 1 atm 101,325 Kpa

- Kecepatan maksimum gas (Vt)

$$V_t = 0{,}3\frac{ft}{s}\sqrt{\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g}}$$

$$Vt = 0{,}3\frac{ft}{s}\sqrt{\frac{51{,}4712 - 25{,}6162}{25{,}6162}}$$

$$Vt = 0{,}3014\frac{ft}{s}$$

- Laju alir volumetrik fasa gas (Qv)

$$Q_v = \frac{m_{gas}}{\rho_{gas}}$$

$$Q_v = \frac{3157 kg/jam}{410{,}3187 kg/m^3}$$

$$Q_v = 7{,}6930\, ft/s$$

$$A_t = \frac{Q_v}{V_t}$$

$$A_t = \frac{0{,}00214 m^3/s}{0{,}09187 m/s}$$

$$A_t = 0{,}02326 m^2$$

- Diameter Vessel (D)

$$\boxed{D = \pi r^2 = \left(\pi \frac{1}{2} D\right)^2 = \sqrt{\frac{4A}{\pi}}}$$

$$D = \sqrt{\frac{4x0{,}02326}{3{,}14}}$$

$$D = 0{,}17214 m$$

$$D = 6{,}77716 in$$

- Laju alir volumetrik fasa liquid (Ql)

$$Q_l = \frac{m_{liquid}}{\rho_{liquid}}$$

$$Q_l = \frac{74 kg/jam}{824{,}4619 kg/m^3}$$

$$Q_l = 0{,}09 m^3/jam$$

$$Q_; = 000025 m^3/s$$

Waktu tinggal : 5 menit = 300 detik

$$\boxed{V_l = \frac{Qlxt}{1440}}$$

$$V_l = \frac{0.000025 m^3/s * 300 s}{1440}$$

$$V_l = 0{,}00000521 m^3$$

- Tinggi Vessel

H = 3 x D

H = 3*0,172140327

H=0,51642m

Diketahui :

Diameter (D)= 0,172140327m = 0,00437 in

Tekanan operasi (P) = 1 atm 101,325 kPa

Allowable stress(S) = 13700 psi 93197,3 kPa

Efisiensi (E) = 0,85

Corrosion Allowence (C) = 0,015 in/tahun

Corrosion Allowwence untuk 10 tahun = 0,15 in/tahun

Jari-jari(R) = 0,08607 m

- Volume vessel (Hv)

Vv= 0,25 x Π x D^2 x H

Vv= 0,25 x 3,14 x 017214^2 x 0,5164

Vv=0,012012649 m^3

- Volume ellipsoidal (He)

H e= ½ D

H e= 0,08607 m

V ellipsoidal = He x Dt^2

V ellipsoidal = 0,002550456 m^3

- Tebal vessel

$$t_v = \frac{PR}{(SE)-(0,6xP)} + C$$

Tv = 0,15 in 0,003810078 m

- Tebal ellipsoidal

$$t = \frac{PD}{2SE - 0,2P} + C$$

t= 0,15 in 0,00381 m

7. Kompressor

   Fungsi : Menaikkan teakanan keluaran Flashdrum

   Jenis : Compressore Sentrifugas

   Jumlah : 1

   Data :

   Laju alir = 12922,98 Kg/jam = 28490 lb/jam

   Densitas Campuran = 2,16269 Kg/m^3

   Tekanan masuk (P1) = 1 atm = 101325 N/m^2

Tekanan keluar (P2) = 6,5 atm = 658612,5 N/m^2

a. Kapasitas Kompressor (Qs)

Qs = m/ρ

$$Qs = \frac{12922{,}98 kg / jam}{2{,}16269 kg / m^3}$$

$$Qs = 5975{,}4168 m^3 / jam$$

Faktor keamanan 20%

Qs= 80% x 5975,4168 m^3/jam

Qs= 4780,33 m^3/jam

Qs= 1,3278

b. Rasio Kompressor (Rc)

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

c_d = kecepatan udara masuk kompresor (m/s)

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

C= 5,974877

c. Daya yang dibutuhkan (P)

Daya yang diperlukan kompresor tidak hanya untuk proses kompresi gas, tetapi juga untuk mengatasi kendala-kendala mekanis, gesekan-gesekan, kendala tahanan aerodinamik aliran udara pada katup dan saluran saluran pipa, kebocoran-kebocoran gas, proses pendinginan, dan lain-lain. Kendala-kendala tersebut akan mengurangi daya poros kompresor. Namun untuk menentukan seberapa besar pengaruh masing-masing kendala tersebut adalah sangat sulit. Secara teori perhitungan daya yang dibutuhkan untuk proses pemampatan kompresi bertingkat adalah sebagai berikut:

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

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

dimana:
Pad = daya untuk proses kompresi adiabatis (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) adiabatis
= 1 isoterma l

P= 13,3983 kW

P= 17,9674 Hp

Efisiensi kompressor = 80%

= 13,3983/ 80%

= 16,74788 kW

= 22,459 Hp

= 16747,88 Watt

8. PSA 1 (PSA-2031)

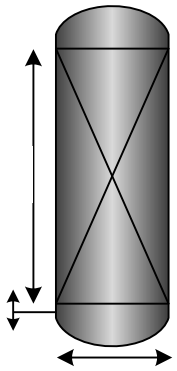
Fungsi : Untuk memisahkan gas DME dan Air dari impurities

Tipe : Vertikal Vessel

Bahan : *Carbon Steel* (SS515- Garde 55)

Jumlah : 2 unit

Gambar :



Data :

- Temperatur : 43,4 ºC = 110,12 F
- Tekanan : 8 atm = 8,104 bar
- Laju Alir Massa : 12922,98 kg/jam
- Bulk Density Zeolite : 0,65 Kg/L = 650 Kg/m^3
- Densitas Gas : 22,4053 Kg/m^3
- Waktu : 1 jam
- Jumlah Gas yang diserap : 239,899 Kg/jam
- Faktor Keamanan : 20%
- Kapasitas Zeolit : 3842,3 Ib/ton = 1742,54 kg
- π : 3,14
- Jumlah Zeolit : 2497,5 Ib= 1133,86 kg

Menentukan jumlah adsorber ziolit yang dibutuhkan

$$Wp = Wa / (1-Fa)$$

(Perry's 16-5)

Wp = 3121,87 Ib

Wp = 6876,36 Kg

Menentukan jumlah adsorber arang aktif yang dibutuhkan
Volume packing

$$Vp = \frac{Wp}{\rho zeolit}$$

Vp = 10,579 m^3

kapasitas kolom, Vk

$$V = \frac{laju\ \ alir\ \ massa\ \ x\ t}{Densitas}$$

V = 86,2 m^3

Vk = (1 x f)/V

Vk = 103,8

Volume total

VT = Vk + Vpziolit + Vparang aktif

VT= 190,34 m^3

Diameter

Volume Silinder

$$Vs = \frac{\pi\left(\frac{D}{2}\right)2 * L}{2}$$

$$Vs = \pi D^3$$

L =4D (trayball,p. 397 th 1981)

Diameter Adsorber

$$D = \left(\frac{Vt}{\pi}\right)1/3$$

D = 3,87 m

Tebal dinding, t

Data :

- Tekanan : 8 atm
- Diameter : 3,87 m
- S (working stress allowable) :18700 (tabel 4, peter hal.538)
- E(Welding Joint Efisiensi) : 0,85 (tabel 4, peter hal.538)
- C (korosi yang diizinkan) : 0,0032 m (tabel 4, peter hal.538)

Recommended design equations for vessels under internal pressure	Limiting conditions
For cylindrical shells	
$t = \frac{Pr_i}{SE_j - 0.6P} + C_c$	$\begin{cases} \text{or} & t \le r_i/2 \\ & P \le 0.385SE_j \end{cases}$
$t = r_i\left(\frac{SE_j + P}{SE_j - P}\right) - r_i + C_c$	$\begin{cases} \text{or} & t > r_i/2 \\ & P > 0.385E_j \end{cases}$
For spherical shells	
$t = \frac{Pr_i}{2SE_j - 0.2P} + C_c$	$\begin{cases} \text{or} & t \le 0.356r_i \\ & P \le 0.665SE_j \end{cases}$
$t = r_i\left(\frac{2SE_j + 2P}{2SE_j - P}\right)^{1/3} - r_i + C_c$	$\begin{cases} \text{or} & t > 0.356r_i \\ & P > 0.665SE_j \end{cases}$
For ellipsoidal head	
$t = \frac{PD_a}{2SE_j - 0.2P} + C_c$	0.5 (minor axis) = 0.250.
For torispherical (spherically dished) head	
$t = \frac{0.885\ PL_a}{SE_j - 0.1P} + C_c$	r = knuckle radius = 6% of inside crown radius and is not less than $3t$
For hemispherical head	
Same as for spherical shells with $r_i = L_a$	

(Continued

Perrys hal 537 hal 4

$$t = \frac{P.D}{2.SE - 0{,}2.P} + C$$

$$t = \frac{30{,}9989}{31788{,}4} + 0{,}0032$$

t= 0,0042 m

t= 4,17 mm

Tinggi kolom

L = 3D

L= 7,7 m

Volme Tutup Ellipsoidal

538 PLANT DESIGN AND ECONOMICS FOR CHEMICAL ENGINEERS

TABLE 4
Design equations and data for pressure vessels (Continued)

Properties of vessel heads (Include corrosion allowance in variables)	2: 1 Ellipsoidal	Hemi-spherical	Standard ASME torispherical
Capacity as volume in head, in?	$\frac{\pi D_a^3}{24}$	$\frac{2}{3}\pi L_a^3$	$0.9\left[\frac{2\pi L_a^2}{3}(IDD)\right]$
IDD = inside depth of dish, in.	$\frac{D_a}{4}$	L_a	$L_a - [(L_a - r)^2 - (L_a - t - r)^2]^{1/2}$
Approximate weight of dished portion of head, lbm	$\rho_m\left[\frac{\pi(nD_a + t)^2 t}{4}\right]$	$\rho_m[2\pi L_a^2 t]$	$\rho_m\left[\frac{\pi(OD + OD/24 + at)^2 t}{4}\right]$

Petters Hal 538 Tabel 4

$$Ve = \frac{\pi.\ D\text{^}3}{24}$$

$$Ve = \frac{182{,}68}{24}$$

$= 7{,}6\ m^3$

B. SPESIFIKASI PERALATAN UTILITAS

Dalam suatu pabrik, unit utilitas merupakan bagian yang penting agar proses utama dapat berlangsung sesuai dengan fungsinya. Unit utilitas disediakan berdasarkan kebutuhan operasional pabrik, yaitu :

a. Kebutuhan tenaga listrik
b. Kebutuhan *steam*
c. Kebutuhan air

1. Kebutuhan Listrik

a. Kebutuhan listrik pada peralatan proses

Tabel LC.4 Kebutuhan Listrik pada Peralatan Proses

Nama Alat	Daya (HP)
Pompa	62,3249724
Kompressor	114,738407
TOTAL	**177,063379**

Kebutuhan listrik pada peralatan proses

= (177,063379 Hp× 0,746 kW/Hp) = 132,0893 Kw

b. Kebutuhan listrik pada peralatan utilitas

Tabel LC.5 Kebutuhan Listrik pada Peralatan Utilitas

Nama Alat	Daya (HP)
Pompa	10,0028203
Tamgki pelarut	0,049313
Bak pencampur	0,003745
Bak flokulasi	0.1754
Cooling tower	5
Boiler	100,0000
TOTAL	**115,2313**

Kebutuhan listrik pada peralatan utilitas

= (115,2313Hp× 0,746 kW/Hp) = 85,96253 Kw

c. Kebutuhan energi listrik untuk peralatan instrumentasi diperkirakan 50 kwh.
Seperti : Alat – alat pengendali

d. Kebutuhan energi listrik untuk bengkel diperkirakan 100 kwh.
Seperti : Alat pemotong, mesin las, dll

e. Kebutuhan energi listrik untuk penerangan

- ✓ Luas area pabrik utama dan utilitas = 10.000 m^2

  Penerangan rata-rata Indoor = 10 watt/m^2

Total penerangan untuk pabrik = 7.500 m^2 x 10 watt/m^2

= 75.000 watt

= 75 kWh

Penerangan rata-rata Outdoor = 15 watt/m^2

Total penerangan untuk pabrik = 2.500 m^2 x 15watt/m^2

= 37.500 watt

= 37,5 kWh

- ✓ Luas perumahan = 20.000 m^2

  >Indoor

  Asumsi : 1 rumah karyawan memiliki daya listrik 900 watt

  Total penerangan untuk pabrik = 900 watt x 25 unit rumah

  = 22.500 watt

  = 22,5 kWh

  >Outdoor

  Penerangan rata-rata = 10 watt/m^2

- ✓ Luas area kantor dan fasilitas lain = 3.000 m^2

  Total penerangan untuk pabrik = 3.000 m^2 x 10 watt/m^2

  = 30.000 watt

  = 30 kWh

f. Kebutuhan energi listrik untuk peralatan kantor dan komunikasi

Seperti :

- 20 unit komputer (@ 300 watt) = 6.000 watt
- 5 unit TV (@ 50 watt) = 250 watt
- 10 unit AC (@ 300 watt) = 3.000 watt
- 12 unit dispenser (@ 300 watt) = 3.600 watt
- 5 unit kulkas (@ 110 watt) = 550 watt
- 2 unit mesin photo kopi (@ 800 watt) = 1.600 watt
- Dan lain-lain = 800 watt

Jumlah = 15.800 watt = 15,8 Kwh

Total kebutuhan listrik :

= (132,089 + 85,693+ 50 + 100 + 120 + 195 + 15,8)Kwh

= 698,582Kwh

Faktor keamanan 20% ……(*Peters, hal 37*)

Kebutuhan listrik sebenarnya = 1,2 x 698,582 Kwh

= 838,2984 Kwh

2. Kebutuhan Steam

a. *Steam*

Tabel LC.6 Kebutuhan *Steam* untuk Proses

Nama Alat	Massa (Kg/jam)
VP-101	13120,55
TOTAL	**13120,55**

3. Kebutuhan Air

a. Air pendingin

Tabel LC.7 Kebutuha Air Pendingin

Nama Alat	Massa (Kg/jam)
CD-101	11077,37424
TOTAL	**11077,3742**

b. Air sanitasi

Air sanitasi digunakan untuk:

a. Perumahan

Diperkirakan kebutuhan air perorangan ± 100 L/hari atau setara dengan 26,4 gallon/hari. Pabrikasam asetat ini memiliki 25 unit rumah yang disediakan untuk golongan tertentu. Asumsi 1 orang karyawan memiliki 4 orang anggota keluarga, sehingga jumlahnya menjadi 100 orang, maka kebutuhan air setiap jam:

$$= \frac{100\ liter}{hari} \times 100 \times \frac{0{,}997\ Kg}{liter} \times \frac{hari}{24\ jam} = 416{,}3954 \text{ kg/jam}$$

b. Perkantoran

Kebutuhan air perorangan ± 100 L/hari atau 26,4 gallon/hari, dengan jumlah karyawan 100 orang, kebutuhan air setiap jam adalah :

$$= 100 \times \frac{100\ liter}{hari} \times \frac{0{,}997\ Kg}{liter} \times \frac{hari}{24\ jam} = 416{,}40 \text{kg/jam}$$

c. Laboraturium diperkirakan sebanyak = 30 kg/jam

d. Poliklinik diperkirakan sebanyak = 30 kg/jam

e. Pemadam kebakaran diperkirakan sebanyak = 50 kg/jam

f. Masjid dan kantin diperkirakan sebanyak = 50 kg/jam +

Total kebutuhan air untuk sanitasi =992,7908kg/jam

1. Total Kebutuhan Air

Kebutuhan air per jam

- Air umpan *boiler* = 13120,554kg/jam
- Air *cooling tower* = 11077,37kg/jam
- Air sanitasi = 992,7908 kg/jam +

Total = 25190,7148 kg/jam

Pada saat operasi kontinyu sejumlah air akan disirkulasikan dengan asumsi kehilangan air sebesar ± 10%

Air make up = sejumlah air *make up*

= 10%(umpan *boiler*+ *cooling tower*)

= 4839,5857 kg/jam

Jumlah air saat *start up* = total air + air *make up*

= 25190,7148 kg/jam+ 4839,5857 kg/jam

= 30030,31kg/jam

Jumlah air yang hilang = air sanitasi + air *make up*

= 992,7908 kg/jam+ 4839,5857 kg/jam

= 31023 kg/jam

Jumlah air yang dibutuhkan pada saat operasi kontinyu adalah

= 37227,71492 kg/jam

SPESIFIKASI PERALATAN UTILITAS

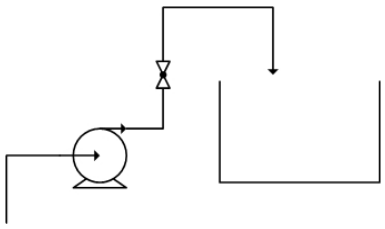
1. Pompa

Fungsi : Mengalirkan air dari sungai ke bak penampungan

Tipe : *Centriugal pump*

Bahan : *Carbon steel*

Gambar :



Data :

$$\frac{P_a}{\rho} + \frac{gZ_a}{g_c} + \frac{\alpha_a V_a^2}{2g_c} + \eta W_p = \frac{P_b}{\rho} + \frac{gZ_b}{g_c} + \frac{\alpha_b V_b^2}{2g_c} + h_f$$

- Laju alir massa, m :33932,84kg/jam= 74821,907 lb/s
- Densitas , ρ : 1000 kg/m^3 = 62,4468989 lb/ft^3
- Viskositas , μ : 0,815 cP = 0,0005lb/ft s
- Tinggi pompa terhadap cairan masuk, Za : 3 m = 9,8425 ft
- Tinggi pompa terhadap cairan keluar, Zb : 4,2 m = 13,86 ft
- Panjang pompa hisap, Ls : 8 m = 26,25 ft
- Panjang pomp buang, Ld : 10 m = 32,8 ft
- Faktor keamanan 10% (Peter's, Tabel 6)

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

(Peter's, Tabel 6)

Laju alir volumetrik, Q_v

$$Q_p = \frac{m}{0,9}$$

$$= \frac{74821,90744 \text{ Ib/s}}{0,9}$$

= 23,0932lb/s

$$Q_v = \frac{Qp}{\rho}$$

=0,3698 ft^3/s

= 165,9907 gal / min

Diameter optimum, D_{opt}

Asumsi aliran turbulen

D_{opt} = $3{,}9 * Qv^{0,45} * \rho^{0,13}$ (Peter, Pers 14.15)

making design estimates:

For turbulent flow ($N_{Re} > 2100$) in steel pipes

$$D_{i,opt} = 3.9 q_f^{0.45} \rho^{0.13} \quad (15)$$

For viscous flow ($N_{Re} < 2100$) in steel pipes

$$D_{i,opt} = 3.0 q_f^{0.36} \mu_c^{0.18} \quad (16)$$

(Peter, Pers 14.15 Hal 496)

D_{opt} =3,9 x $(0{,}3698)^{0,45}$ x $(62{,}244)^{0,13}$

= 3,9 x 0,639 x 1,7117

= 4,2665 in

Dari Appendix 5 Mc. Cabe , hal 1087, diperoleh data sebagai berikut :

APPENDIX 5 DIMENSIONS, CAPACITIES, AND WEIGHTS OF STANDARD STEEL PIPE **1087**

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, ft²	Circumference, ft or surface, ft²/ft of length: Outside	Circumference, ft or surface, ft²/ft of length: Inside	Capacity at 1 ft/s velocity: U.S. gal/min	Capacity at 1 ft/s velocity: Water, lb/h	Pipe weight lb/ft
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	2.254	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.

(Appendix 5 Mc. Cabe, Hal 1087)

	Suction (a)				Discharge (b)			
IPS	6 in sch 40							
ID	4,026	in	0,3355	ft	4,026	in	0,3355	ft
OD	4,500	in	0,375	ft	4,500	in	0,375	ft
a"	3,17 ft^2							

Kecepatan aliran, V

Va = Vb, karena ukuran pipa hisap dan pipa buang sama

Qv = 0,3698 ft^3/s

a'' = 3,17 ft^2

$$V = \frac{Qv}{a''}$$

= 0,1167 ft/s

$$\frac{V^2}{2gc} = 0{,}0002 \text{ ft-lb}_f\text{/lb}$$

Bilangan Reynolds, N_{Re}

$$N_{Re} = \frac{\rho \times V \times D}{\mu}$$

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 $\pi D_a n$,

$$\boxed{N_{Re} = \frac{nD_a^2\rho}{\mu}} = \frac{(nD_a)D_a\rho}{\mu} \propto \frac{u_2 D_a \rho}{\mu} \qquad (9.17)$$

and this group is proportional to a Reynolds number calculated from the diameter and peripheral speed of the impeller. This is the reason for the name of the group.

Mc,Cabe Hal 249

(Mc. Cabe, Hal 249)

$$N_{Re} = \frac{62{,}4469 x 0{,}1167 x 0{,}3355}{0{,}0005}$$

= 4463

Rugi Gesek

Pipa hisap (*suction*)

- **Rugi gesek akibat gesekan dengan kulit pipa**

$$h_{fs} = f \frac{\Delta L}{r_H} \frac{V^2}{2gc}$$ (Mc. Cabe, Pers 5.56)

104 FLUID MECHANICS

where D_i and D_o are the inside and outside diameters of the annulus, respectively. The equivalent diameter of an annulus is therefore the difference of the diameters. Also, the equivalent diameter of a square duct with a width of side b is $4(b^2/4b) = b$.

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:

$$h_{fs} = \frac{\tau_w}{\rho r_H}\Delta L = \frac{\Delta p_s}{\rho} = f\frac{\Delta L}{r_H}\frac{\bar{V}^2}{2g_c} \qquad (5.56)$$

$$N_{Re} = \frac{4r_H\bar{V}\rho}{\mu} \qquad (5.57)$$

Mc.Cabe

(Mc Cabe, Pers 5.56)

$$r_H = \frac{ID}{4}$$ (Mc. Cabe, Hal 103)

Thus, for the special case of a circular tube, the hydraulic radius is

$$r_H = \frac{\pi D^2/4}{\pi D} = \frac{D}{4}$$

(Mc. Cabe, Hal 103)

r_H $= \frac{0{,}3355\ ft}{4}$ = 0,0839ft

Nre = 4462,8217

Material pipa yang digunakan adalah*wrought iron steel*:

k = 0,00015 ft (Mc.Cabe, Fig 5.9)

k/ID = 0,00015 ft/ 0,3355 ft

= 0,0004

Dari Fig 5.9 Mc. Cabe didapat f = 0,01

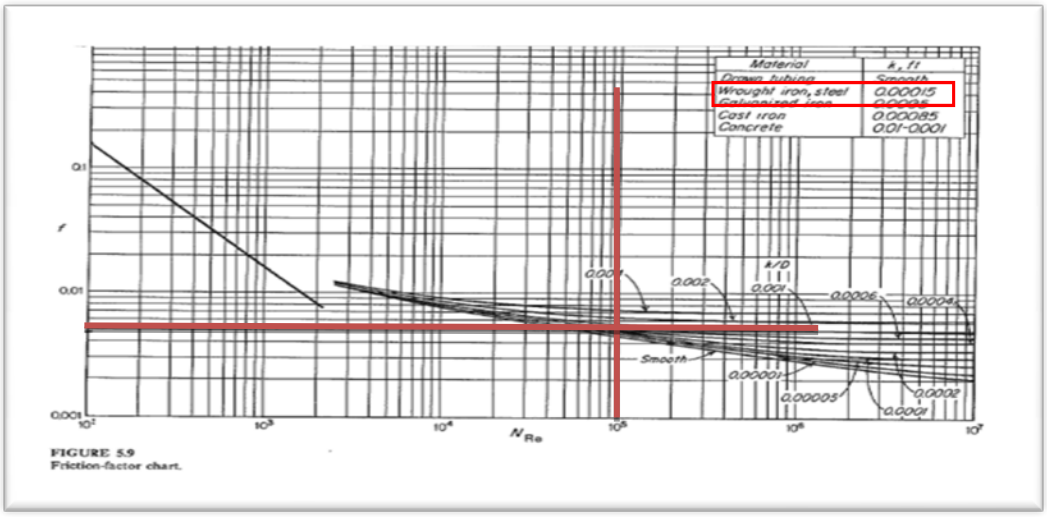


FIGURE 5.9
Friction-factor chart.

$$h_{fsa} = f \frac{\Delta L}{r_H} \frac{V^2}{2gc}$$

$$h_{fsa} = \frac{0{,}01x26{,}2467\ ftx0{,}0002\ ft - ibf\ /\ ib}{0{,}0839\ ft}$$

$= 0{,}0007$ ft-lb_f/lb

- **Rugi gesek akibat *fitting* (hff)**

$$h_{ff} = Kf \frac{V^2}{2gc}$$ (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

(Mc.Cabe, Pers 5.67)

Jumlah *gate valve* = 1

Kf *gate valve* = 10x 1 (Mc.Cabe, Tabel 5.1)

= 10

Jumlah *elbow* = 3

Kf *elbow* = 0,9x 3 (Mc.Cabe, Tabel 5.1)

= 2,7

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.

(Mc.Cabe, Tabel 5.1)

$h_{ff} = Kf \frac{V^2}{2gc}$

h_{ff} = 12,7 x 0,0002 ft-lb_f/lb

= 0,0027 ft-lb_f/lb

h_f *suction* total = $h_{fs} + h_{ff}$

= 0,0008 ft-lb_f/lb + 0,0027ft-lb_f/lb

= 0,0035 ft-lb_f/lb

Pipa buang (*discharge*)

- **Rugi gesek akibat gesekan dengan kulit pipa**

$h_{fs} = f \frac{\Delta L}{r_H} \frac{V^2}{2gc}$ (Mc. Cabe, Pers 5.56)

$r_H = \frac{ID}{4}$ (Mc. Cabe, Hal 103)

r_H = 0,0839 ft

Nre = 4462,8217

Material pipa yang digunakan adalah *wrought iron steel* :

k = 0,00015 ft (Mc.Cabe, Fig 5.9)

k/ID = 0,00015 ft/ 0,3355 ft

= 0,0004

f = 0,01 (Mc.Cabe, Fig 5.9)

$h_{fsb} = f \frac{\Delta L}{r_H} \frac{V^2}{2gc}$

$h_{fsb} = \frac{0.01x32,8084\,ftx0,0002\,ft - ibf\ /\ ib}{0,0839\,ft}$

= 0,0008ft-lb_f/lb

- **Rugi gesek akibat *fitting* (hff)**

$h_{ff} = Kf \frac{V^2}{2gc}$ (Mc.Cabe, Pers 5.67)

Jumlah *globe valve* = 1

Kf *globe valve* = 10 x 1 (Mc.Cabe, Tabel 5.1)

= 10

Jumlah *elbow* = 3

Kf *elbow* = 0,9x 3 (Mc.Cabe, Tabel 5.1)

= 2,7

h_{ff} = 12,7 x 0,0002 ft-lb_f/lb

= 0,0027 ft-lb_f/lb

h_f *discharge* total = h_{fs} +h_{ff}

= 0.0007 + 0,0027ft-lb_f/lb

= 0,0037ft-lb_f/lb

Sehingga rugi gesek total (h_f) = h_f*suction* + h_f *discharge*

= 0,0008 ft-lb_f/lb + 0,0037 ft-lb_f/lb

=0,0044ft-lb_f/lb

Daya Pompa (BHP)

Daya pompa dapat dihitung dengan menggunakan Persamaan Bernoulli (Mc.Cabe, Pers. 4.32):

$$\frac{P_a}{\rho} + \frac{gZ_a}{g_c} + \frac{\alpha_a V_a^2}{2g_c} + \eta W_p = \frac{P_b}{\rho} + \frac{gZ_b}{g_c} + \frac{\alpha_b V_b^2}{2g_c} + h_f$$

Atau

$$\eta W_p = \left(\frac{P_b}{\rho} + \frac{gZ_b}{g_c} + \frac{\alpha_b V_b^2}{2g_c}\right) - \left(\frac{P_a}{\rho} + \frac{gZ_a}{g_c} + \frac{\alpha_a V_a^2}{2g_c}\right) + h_f$$

The mechanical energy delivered to the fluid is, then, ηW_p, where $\eta < 1$. Equation (4.29) corrected for pump work is

$$\frac{P_a}{\rho} + \frac{gZ_a}{g_c} + \frac{\alpha_a \bar{V}_a^2}{2g_c} + \eta W_p = \frac{P_b}{\rho} + \frac{gZ_b}{g_c} + \frac{\alpha_b \bar{V}_b^2}{2g_c} + h_f \quad (4.32)$$

Equation (4.32) is a final working equation for problems on the flow of incompressible fluids.

(Mc.Cabe, Pers. 4.32)

Dimana

P_a = P_b

V_a = V_b

ρ_a = ρ_b

g/g_c = 1

α_a = α_b

Q = 165,9907144 gal/min

η = 61% (Peters, Fig. 14.37)

FIGURE 1436
Characteristic curves for a typical centrifugal pump showing effect of viscosity.

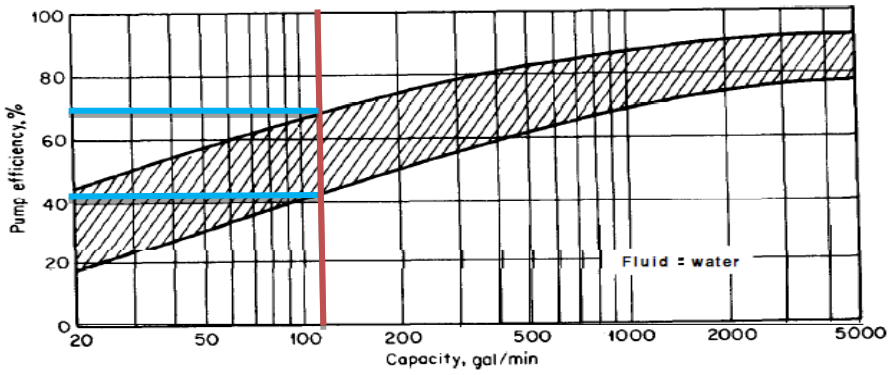


FIGURE 1437
Efficiencies of centrifugal pumps.

(Peters, Fig. 14.37)

Sehingga persamaan di atas dapat disederhanakan menjadi :

$$\eta W_p = (Zb - Za) + hf$$

$$Wp = \frac{13{,}8608 - (9{,}8425) + 0{,}0044}{61\%}$$

= 6,5945 ft.lb_f/lb

$$BHP = \frac{Wp \times m}{550}$$

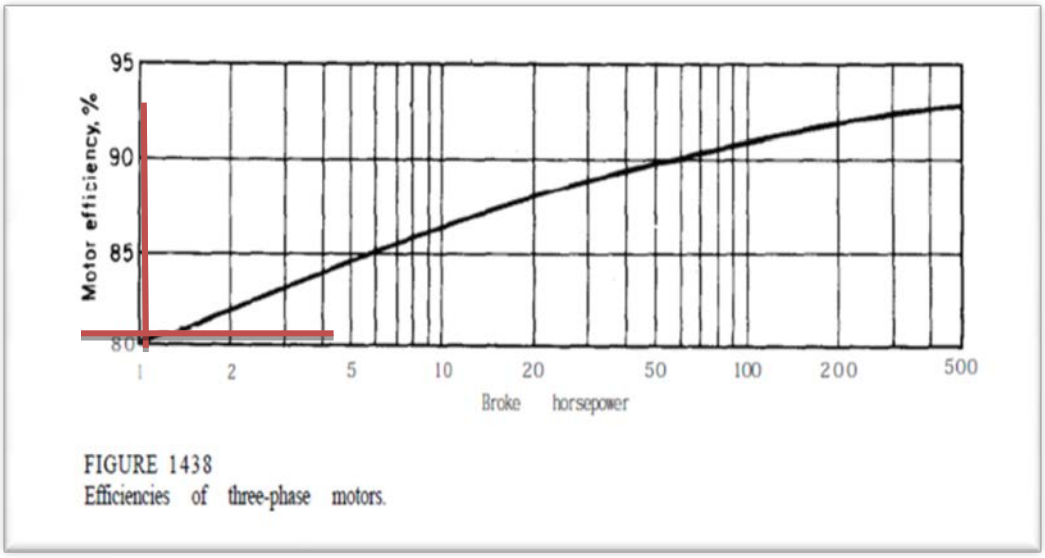
$$= \frac{6{,}5945 x 23{,}0932}{550}$$

= 0,2769HP

Daya motor (MHP)

$$MPH = \frac{BHP}{\eta}$$

η = 74 % (Peters, Fig 14.38)



(Peters, Fig 14.38)

$$MPH = \frac{0,2769}{74\%}$$

= 0,3742 HP

Tabel LC- Daya Pompa pada Peralatan Proses

Kode Alat	Keterangan	Daya (HP)
P-1102	Pompa dari bak penampungan	0,1608
P-1103	Pompa dari tangki pelarutan kaporit	0,1533
P-1106	Pompa dari tangki pelarutan kapur tohor	0,1344
P-1107	Pompa dari tangki pelarutan alum	0,4027
P-1008	Pompa dari unit pengolahan *raw water*	1,1491
P-1009	Pompa dari *sand filter*	0,0756
P-1010	Pompa dari bak penampungan air bersih	3,1962
P-1011	Pompa dari *softener tank*	0,9496
P-1012	Pompa dari tangki air demin	0,3137
P-1013	Pompa kondensat masuk deaerator	1,2588
P-1014	Pompa dari *deaerator*	0,9496
P-1015	Pompa dari *plant* masuk *cooling tower*	0,9496
P-3114	Pompa dari *cooling tower*	35,4733

2. Bak Penampung Air Sungai

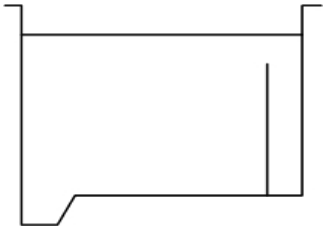
Fungsi : Menampung air sungai sebelum diolah menjadi air bersih

Jenis : Bak berbentuk empat persegi panjang

Jumlah : 1 buah

Konstruksi : Semen

Gambar :



Data :

- Laju alir massa, m : 33932,84 $\frac{kg}{jam}$
- Densitas, ρ : 1000 kg/m^3
- Waktu tinggal : 24 jam

Laju alir volumetrik, Q

$$Q = \frac{m}{\rho}$$

$$= \frac{33932{,}84 \frac{kg}{jam}}{1000\ kg/m^3} = 33{,}9328\ m^3/jam$$

Dimensi bak

V = 33,9328 m^3/jam x 24 jam

=814,388 m^3≈ 814m^3

Direncanakan akan digunakan 2 unit bak penampungan sehingga kapasitas masing-masing bak adalah 407,194 m^3

Faktor keamanan 10%

Volume bak $= \frac{407{,}194 m^3}{0{,}9} = 452{,}438\ m^3$

Perbandingan dimensi bak penampung yaitu P : L : T = 3 : 2 : 1

Volume bak = panjang x lebar x tinggi

452,438 m^3 = 3T x 2T x T

6T^3 = 452,438 m^3

T = 4,22476 m

Sehingga diperoleh dimensi bak :

Panjang = 3T = 12,6743m

Lebar = 2T = 8,44953 m

Tinggi = T = 4,22476 m

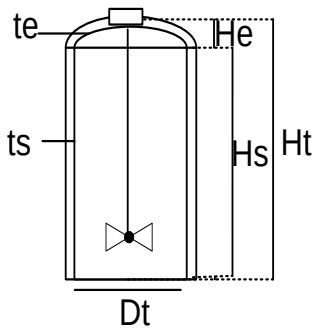
3. Tangki Pelarutan Alum

Fungsi : Tempat melarutkan alum ($Al_2(SO_4)_3$)

Jenis : Silinder vertikal dengan alas dan tutup *torispherical*

Konstruksi : *Carbon Steel*

Gambar :



Data :

- Laju alir volumetrik, Q = 33,93283784m^3/jam = 33932,84 ltr/jam
- Densitas campuran, ρ = 1620 kg/m^3=101,164 lb/ft^3
- Viskositas campuran, μ = 0,000452 lb/ft.s
- Faktor keamanan 20%
- Waktu tinggal =1 hari = 24jam
- Laju alir masa =33932,83784kg/jam

Kebutuhan alum

Kekeruhan air Sungai Noer Piter adalah sebesar 27 NTU

Berdasarkan jurnal teknik lingkungan vol 10 no 3 hal 265-270, untuk kekeruhan 22,5-30 NTU penggunaan alum yaitu sebesar 0,0000148 mg/ltr.

Kebutuhan alum = 0,0000148 kg/ltr air x 33932,84 ltr/jam

= 12,026 kg/jam = 26,517 kg/hari

Alum yang digunakan berupa larutan alum dengan konsentrasi 25% berat.

Berat larutan alum $= \frac{12{,}0258 kg/hari}{0{,}25}$ = 48,1032 kg/hari

Volume alum 25% $= \frac{48{,}1032 kg/hari}{1620 kg/m3}$ = 0,029693m^3/hari

Kapasitas tangki

Kebutuhan alum direncanakan untuk pemakaian selama 7 hari

Volume tangki = 0,0065358m^3/hari

Faktor keamanan 10%

Volume tangki $= \frac{0{,}0065358}{0{,}9}$

= 0,007262 m^3

Dimensi tangki,

- **Volume silinder, V_s**

$$V_s = \frac{\pi}{4}\ x\ D_t^2\ x\ H_s \qquad H_s = D_t$$

Maka,

$$V_s = \frac{\pi}{4}\ x\ D_t^3$$

- **Volume *torispherical*, V_e**

$V_e = 0{,}0778\ D_t^3$ $\qquad H_e = 1/4\ D_t$ (Wallas Tabel 18.5, hal 650)

- **Diameter Tangki, D_t**

$$V_r = V_s + V_e$$

$$V_r = \left(\frac{\pi}{4}\ x\ D_t^3\right) + (0{,}0778\ D_t^3)$$

$$= 0{,}8628\ D_t^3$$

$$D_t^3 = \frac{V_t}{0{,}8628}$$

$$= \frac{0{,}1653}{0{,}8628}$$

=0,1916

Dt =0,5768 m

= 22,7096 in

= 1,8920 ft

- **Tinggi *tangki*, H_r**

  Tinggi silinder,

  Hs = Dt = 0,5768 m

  Tinggi *Torispherical*,

  Hto $= \frac{1}{4} 0{,}5768 = 0{,}1630$

  Tinggi total (Ht)= Hs + Hto

  =0,5768+0,1630

  = 0,7398 m

- **Tinggi Cairan, H_c**

$$H_c = \frac{Volume\ Cairan}{Volume\ Tangki}\ x\ H_t$$

$= 0{,}6658$ m

- **Tekanan Cairan, P_c**

  $P_c = \rho\ .\ g\ .\ h$

  = 1620kg/m^{3}x10m/s^{2}x0,6658 m

  = 10786,5393 kg / ms^2

  = 1,5646 psi

  Tekanan Operasi = 14,7 psi

- **Tekanan Disain, P_d**

  $P_d = P_{operasi}\ x\ P_c$

  = 14,7 + 1,5646

  = 16,2645 psi

- **Tebal dinding tangki, t_d**

$$t_d = \frac{PR}{SE - 0.6P} + C \qquad (Walas, Tabel\ 18.3)$$

- Tekanan desain, P : 16,2645psi
- Jari-jari tangki, r : 11,3548 in
- *Allowable stress*, S : 13700 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 = 0,0359 in

t_d = 0,0009 m

- **Tebal dinding alas torispherical, t_e**

$$t_e = \frac{0{,}885\ PD_t}{(SE - 0.1P)} + C \qquad (Walas, Tabel\ 18.3)$$

- Tekanan desain, P : 11,4 psi
- Diameter tangki, D : 22,7096 in
- *Allowable stress*, S : 13700 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

$t_{e=}$ 0,0396 in

$t_{e=}$0,0010 m

Desain pengaduk

Untuk umpan dengan viskositas ≤ 4.000 cP, maka dipilih pengaduk jenis *propeller* berdaun 3 (Walas, hal 288)

Untuk mencegah *vortex*, maka pada *dissolved* tangki dipasang *buffle*

$$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3} \qquad \frac{H}{D_t} = 1 \qquad \frac{J}{D_t} = \frac{1}{12}$$

$$\frac{E}{D_t} = \frac{1}{3} \qquad \frac{W}{D_a} = \frac{1}{5} \qquad \frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}$$

(Mc. Cabe, hal 264)

- **Diameter pengaduk, d**

$$D_a = {}^{D_t}/_{3}$$

$$\frac{0{,}5768}{3} \text{ m} = 0{,}19 \text{ m} = 0{,}6307$$

- **Panjang daun pengaduk, L**

$$L = {}^{D_a}/_{4}$$

=0,1923/4

=0,05 m = 0,1261 ft

- **Lebar daun pengaduk, W**

$$W = {}^{D_a}/_{5}$$

= 0,1923/5

=0,04 m = 0,1261 ft

- **Tinggi pengaduk dari dasar tangki, E**

E = Dt/3

= 0,5768/3

=0,19 m = 0,6307 ft

- **Lebar *baffle*, J**

$$J = {}^{D_t}/_{12}$$

= 0,5768/12

=0,05 m = 0,1557

- **Kecepatan putar pengaduk, N**

$$\frac{N \times d}{\left(\frac{\sigma\ g_c}{\rho}\right)^{0.25}} = 1{,}22 + 1{,}25\left(\frac{Dt}{Da}\right)$$ (Robert E-Trybal, pers 6.18, hal 171)

$\sigma = 5{,}35\ \times 10^{-6}\ lb/ft$

$g_c =\ 32.17\ ft/dt^2$

Maka,

$$N = \frac{\left(1{,}22 + 1{,}25\left(\frac{D_t}{Da}\right) x\ \left(\frac{\sigma g_c}{\rho}\right)^{0{,}25}\right)}{Da}$$

= 2,1493 rps

- **Daya pengadukan, P**

$$N_{Re} = \frac{\rho \times N \times Da^2}{\mu}$$

$$= \frac{101{,}1366 x 2{,}1493 x 0{,}398}{0{,}0007}$$ (MC. Cabe Per 19.17, hal 270)

$= 128653$

Karena N_{Re}> 10000, maka

$$P = \frac{K_T N^3 Da^5 \rho}{g_c}$$ (Mc Cabe, Pers 9.24, hal 274)

$K_T = 0{,}32$ (Mc Cabe, Tabel 9.23, hal 275)

$$p = \frac{0{,}32 x (2{,}1493 rps)^3 x (0{,}18)^5 x 101{,}1366}{32{,}17} \text{ x } \frac{1 hp}{550\ ftibf\ /\ s}$$

=0, 03945

$Efisiensi\ motor = 80\ \%$

$$\text{Daya motor} = \frac{0{,}03945}{0{,}8}$$

= 0,049313 HP

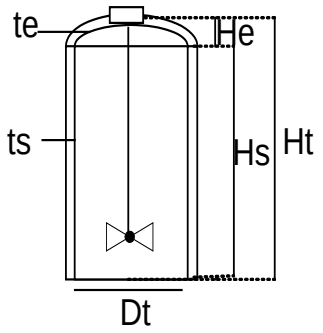
4. Tangki Pelarutan Kapur Tohor

Fungsi : Tempat melarutkan kapur tohor ($Ca(OH)_2$)

Jenis : Silinder vertikal dengan alas datar dan tutup *torispherical*

Konstruksi : *Carbon Steel*

Gambar :



Data :

- Laju alir volumetrik, Q = 33932,8 m^3/jam
- Densitas campuran, ρ = 73,7149 lb/ft^3 = 1182,56 kg/m^3
- Viskositas campuran, μ = 0,0005 lb/ft.s

Kebutuhan kapur tohor

Berdasarkan jurnal teknologi mineral vol 5 no 1, 2007, maka penggunaan kapur tohor yaitu sebesar1,88x10^{-5} kg/ltr air

Kebutuhan kapur tohor = 1,88x10^{-5} kg/ltr air x 33932kg/jam

= 0,63941 kg/jam

= 15,34584 kg/hari

Kapur tohor yang digunakan berupa larutan kapur tohor dengan konsentrasi 40% berat.

Berat larutan kapur tohor = $\frac{15{,}34584 kg/hari}{0{,}4}$ = 38,3646kg/hari

Volume kapur tohor 40% = $\frac{38{,}3646 kg/hari}{1117{,}187 kg/m^3}$ = 0,03434 m^3/hari

Kapasitas tangki

Kebutuhan kapur tohor direncanakan untuk pemakaian selama 7 hari

Volume tangki = $\frac{0{,}042925 \frac{kg}{hari} x7}{1117187 kg/m^3}$

= 0,0085 m^3

Faktor keamanan 10%

Volume tangki = $\frac{0{,}00085 m^3}{0{,}9}$

= 0,000944 m^3

Dimensi tangki

- Diameter Tangki = 2,723ft
- Tinggi Silinder = 0,906 ft
- Tinggi *torispherical* = 0,0756 m
- Tebal silinder = 0,0007 m

- Tebal tutup = 0,0009 m

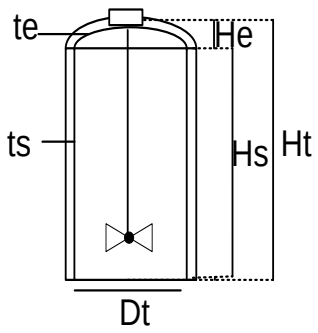
5. Tangki Pelarutan Kaporit

Fungsi : Tempat melarutkan kaporit ($Ca(OCl)_2$)

Jenis : Silinder vertikal dengan alas datar dan tutup *torispherical*

Konstruksi : *Carbon Steel*

Gambar :



Data :

- Laju alir volumetrik, Q = 33,932,8 m^3/jam
- Densitas campuran, ρ = 73,7149 lb/ft^3
- Viskositas campuran, μ = 0,0005 lb/ft.dtk
- Faktor keamanan 20%

Kebutuhan kaporit

Jumlah bakteri coliform 2266 MPN

Berdasarkan penelitian, untuk jumlah bakteri coliform 2266 MPN maka digunakan kaporit sebanyak 155 mg/liter

Untuk jumlah bakteri 3500MPN digunakan kaporit sebanyak 239,41 mg/liter.

Kebutuhan kaporit = $2,39 \times 10^{-4}$ kg/ltr air x 33378,88804 ltr/jam

= 7,99 kg/jam

= 191,79 kg/hari

Kaporit yang digunakan berupa larutan kaporit dengan konsentrasi 40% berat.

Berat larutan kaporit $= \dfrac{191{,}79 kg/hari}{0{,}4}$ = 479,47 kg/hari

Volume kaporit 40% $= \dfrac{479{,}47 kg/hari}{1180 kg/m^3}$ = 0,41 m^3/hari

Kapasitas tangki

Kebutuhan kaporit direncanakan untuk pemakaian selama 1 hari

Volume tangki $= \dfrac{479{,}47 \dfrac{kg}{hari} x 1 hari}{1180 kg/m^3}$

= 0,4063 m^3

Dimensi tangki

- Diameter Tangki = 0,8060 m
- Tinggi Silinder = 0,8060 m
- Tinggi *torispherical* = 0,2015 m
- Tebal silinder = 0,0011 m
- Tebal tutup = 0,0015 m

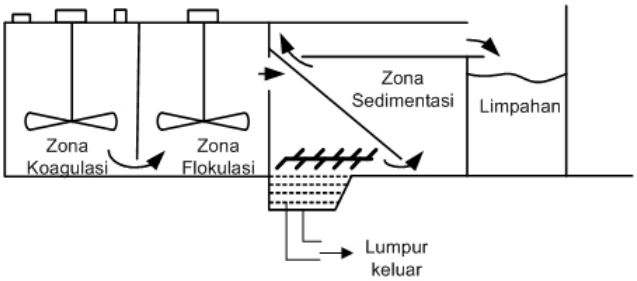
6. Unit Pengolahan *Raw Water*

Fungsi : Tempat pencampuran, pembentukan dan pengendapan flok-flok yang terkandung dalam air

Bentuk : Persegi panjang

Konstruksi : beton bertulang dengan ketebalan 15 cm

Gambar :



Data :

- Laju alir massa, m = 39.387,09 kg/jam
- Densitas, ρ = 997 kg/m^3 = 62,24271 lb/ft^3
- Viskositas, μ = 1 cP = 0,0007 lb/ft.dtk
- Waktu tinggal = 2 jam

Kapasitas bak

$$Q = \frac{m}{\rho}$$

$$= \frac{39387{,}09 kg \ / \ jam}{997 kg / m^3} = 39{,}5056047 m^3/jam$$

$$V = Q \times t$$

= 39,5056047m^3/jam x 2 jam

= 79,0012 m^3

Faktor keamanan 10%

$$V = \frac{79{,}00112 m^3}{0{,}9}$$

= 87,79023266 m^3

Dimensi bak

Perbandingan dimensi bak penampung yaitu P : L : T = 3 : 2 : 1

Volume bak = panjang x lebar x tinggi

71,3442 m^3 = 3T x 2T x1T

6T^3 = 87,79023266 m^3

T = 2,443673719 m

Sehingga diperoleh dimensi bak :

Panjang = 3T = 7,3310 m

Lebar = 2T = 4,8873 m

Tinggi = T = 2,4437 m

7. Bak Pencampur

Volume bak pencampur

Direncanakan panjang bak pencampur adalah 20% dari panjang bak unit pengolahan *raw water*.

Panjang bak pencampur = 20% x 7,3310 m = 1,4462 m

Sehingga ukuran bak pencampur adalah

Panjang = 1,4462 m

Lebar = 4,8873 m

Tinggi = 2,4437 m

Volume bak pencampur = P x L x T

= 17,5110 m^3

Perencanaan sistem pengaduk

Dimensi Pengaduk

- Diameter impeller = 1,63 m
- Panjang daun pengaduk = 0,41 m
- Lebar daun pengaduk = 0,33m
- Tinggi impeler dari dasar tangki = 1,63 m
- Lebar *baffle* = 0,41 m
- Kecapatan pengadukan = 0,2569 rps
- Daya motor = 0,0832 HP

Bak Pembentukan Flok

Volume bak pembentukan flok

Direncanakan panjang bak pembentukan flok adalah 20% dari panjang bak unit pengolahan *raw water*.

Panjang bak flokulasi = 20% x 7,3310 m = 1,4462 m

Sehingga ukuran bak pencampur adalah

Panjang = 1,4462 m

Lebar = 4,8873 m

Tinggi = 2,4437 m

Volume bak pencampur = P x L x T

= 17,5510 m^3

Perencanaan sistem pengaduk

Dimensi Pengaduk

- Diameter *impeller* = 1,63 m
- Panjang daun pengaduk = 0,41 m
- Lebar daun pengaduk = 0,33 m
- Tinggi impeler dari dasar tangki = 1,63 m
- Lebar *baffle* = 0,41 m
- Kecapatan pengadukan = 0,2569 rps
- Daya motor = 0,1040 HP

Bak Sedimentasi

Volume bak sedimentasi

Direncanakan panjang bak sedimentasi adalah 30% dari panjang bak unit pengolahan *raw water*.

Panjang bak sedimentasi = 30% x7,3310 m = 2,1993 m

Sehingga ukuran bak sedimentasi adalah

Panjang = 2,1993 m

Lebar = 4,8873 m

Tinggi = 2,4437 m

Volume bak sedimentasi = P x L x T

= 927,4700 m^3

Bak Penampung Berpelampung (*Float Chamber*)

Direncanakan panjang bak penampung adalah 30% dari panjang bak unit pengolahan *raw water*.

Panjang bak penampung = 30% x 7,3110 m = 2,1993 m

Sehingga ukuran bak penampung adalah

Panjang = 2,1993 m

Lebar = 4,8873 m

Tinggi = 2,4437m

Volume bak sedimentasi = P x L x T

= 927,4700 m^3

8. Sand Filter

Fungsi : Menyaring sisa-sisa flok yang berasal dari bak penampung

berpelampung (*float chamber*)

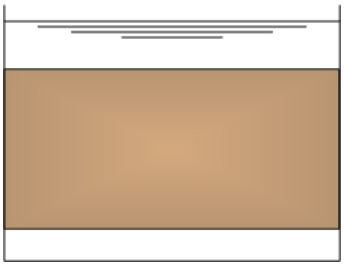
Bentuk : Persegi panjang

Konstruksi : beton bertulang

Isi : pasir silica, karbon dan batu-batu kecil

Jumlah : 1 unit

Gambar :



Data :

- Laju alir massa, m = 39.387,09 kg/jam
- Densitas, ρ = 997 kg/m^3 = 62,2427 lb/ft^3
- Waktu tinggal = 20 menit = 0,333 jam
- Visikositas = 1 cp=0,0007Ib/ft h

Kapasitas bak

$$Q = \frac{m}{\rho}$$

$$= \frac{39387{,}09 \frac{kg}{jam}}{997 kg/m^3} = 39{,}5056047 \text{ m}^3\text{/jam}$$

V = 39,5056047m^3/jam x 0,333 jam= 13,1685 m^3

Faktor keamanan 10%

Kapasitas bak $= \frac{13{,}685 m^3}{0{,}9} = 14{,}6317 \text{ m}^3$

Kondisi filter

Porositas unggun, ε = 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

Air yang mengisi unggun = 80% x 14,6317m^3

= 11,7054m^3

Volume partikel = $\frac{11{,}7053 m^3}{0{,}4}$ = 29,2634m^3

Maka, volume unggun = (9,5125 + 23,7814) m^3 = 33,2939 m^3

Volume air yang tidak mengisi unggun= 20% x volume unggun

= 6,65879 m^3

Sehingga,

Volume unggun = V partikel + V air yang tidak mengisi unggun

= 40,9688m^3

Volume air yang tidak mengisi unggun= 20% x V unggun

= 8,19376 m^3

Volume bak = V unggun + V air yang tidak mengisi unggun

= 49,1625 m^3

Dimensi bak *sand filter*

Perbandingan dimensi bak *sand filter* yaitu P : L : T = 3 : 2 : 1

Volume bak = panjang x lebar x tinggi

49,1625 m^3 = 3T x 2T x T

$6T^3$ = 49,1625 m^3

T = 2,0146 m

Sehingga diperoleh dimensi bak :

Panjang = 3T = 6,0438 m

Lebar = 2T = 4,0292 m

Tinggi = T = 2,0146 m

9. Bak Penampung Air Bersih

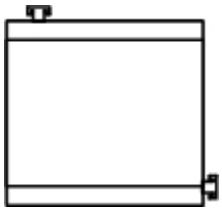
Fungsi : Menampung air bersih hasil penyaringan di *sand filter*

Jenis : Bak berbentuk empat persegi panjang

Jumlah : 2unit

Konstruksi : Beton bertulang dengan ketebalan 15 cm

Gambar :



Data :

- Laju alir massa, m : 39387,09 kg/jam
- Densitas, ρ : 997 kg/m^3
- Waktu tinggal : 24 jam
- Viskositas, μ : 1 cP = 0,0007 lb/ft.dt

Laju alir volumetrik, Q

$$Q = \frac{m}{\rho}$$

$$= \frac{39387{,}09 \frac{kg}{jam}}{997 \frac{kg}{m^3}} = 39{,}5056 \text{ m}^3\text{/jam}$$

Dimensi bak

V = 39,5056 m^3/jam x 24 jam

= 948,134513 m^3

Direncanakan akan digunakan 2 unit bak penampungan sehingga kapasitas masing-masing bak adalah 474,0673 m^3

Faktor keamanan 10%

Volume bak $= \frac{474{,}0673 m^3}{0{,}9} = 526{,}7414 \text{ m}^3$

Perbandingan dimensi bak penampung yaitu P : L : T = 3 : 2 : 1

Volume bak = panjang x lebar x tinggi

526,7414 m^3 = 3T x 2T x T

$6T^3$ = 526,7414 m^3

T = 4,4378 m

Sehingga diperoleh dimensi bak :

Panjang = 3T = 13,3134 m

Lebar = 2T = 8,8756m

Tinggi = T = 4,4378 m

10. *Deminerilasasi*(*Kation + Anion Exchanger*)

Fungsi : Tempat pertukaran kation dan anion dalam air dengan H^+ dan OH^- dari resin

Jenis : Silinder vertikal dengan tutup dan alas *dished*

Jumlah : 1 unit

Konstruksi : *Carbon steel*

Gambar :

Data :

- Laju alir massa, m : 37.704,6504 kg/jam
- Densitas, ρ : 997 kg/m^3

Laju alir volumetrik, Q

$$Q = \frac{m}{\rho}$$

$$= \frac{37.704{,}6504 \frac{kg}{jam}}{997 \frac{m^3}{jam}} = 37{,}8181 \text{ m}^3\text{/jam}$$

Faktor keamanan 10%

Maka,

$$Q = \frac{37{,}8181 m^3 / jam}{0{,}9}$$

= 42,0201 m^3/jam

= 1.483,7303 ft^3/jam

= 185,0090 galon/menit (GPM)

Berdasarkan data kapasitas yang diperoleh, maka dipilih alat *softener tank* tipe MHC-1200-3 dengan spesifikasi sebagai berikut (Marlo-inc.com, 2017)

Laju alir	: 55-190 GPM
Panjang	: 120 in
Lebar	: 64 in
Tinggi	: 98 in

11. Tangki Air Demin

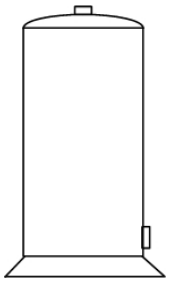
Fungsi : Tempat penyimpanan air bersih bebas mineral

Jenis : Silinder vertikal dengan alas datar dan tutup *torispherical*

Jumlah : 1 unit

Konstruksi : *Stainless steel*

Gambar :



Data :

- Laju alir massa, m : 37.704,65 kg/jam
- Densitas, ρ : 997 kg/m^3 = 62,2427 lb/ft^3

- Waktu tinggal : 15 menit = 0,25 jam
- Visikositas : 1 cp = 0,0007 Ib / ft h

Kapasitas tangki

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

$$= \frac{37704{,}65 \frac{kg}{jam} x 0{,}25\, jam}{997 kg / m^3} = 9{,}4545 m^3$$

Faktor keamanan 10%

Maka,

$$V = \frac{9{,}4545 m^3}{0{,}9} = 10{,}5050\ m^3$$

Dimensi tangki

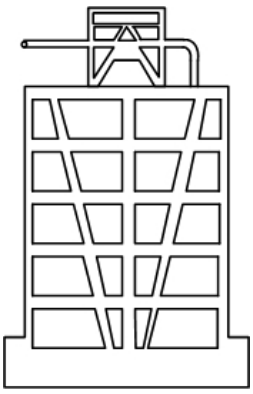
- Diameter Tangki = 2,2986 m
- Tinggi Silinder = 2,2986 m
- Tinggi *torispherical* = 0,5747 m
- Tebal silinder = 0,000512 m
- Tebal tutup = 0,000515 m

12. *Cooling Tower*

Fungsi : Mendinginkan air sirkulasi yang telah dipakai untuk pendinginan

Jenis : *Induced draft cooling tower*

Gambar :



Data :

- Laju alir massa, m : 369028,97kg/jam = 813561,3 lb/jam

- Densitas, ρ : 997 kg/m^3
- Temperatur masuk : 45°C = 113°F
- Temperatur keluar : 25°C = 77°F
- h_{udara} = h_u : 36,5 Btu/lb udara kering
- h_{air} = h_a : 105 Btu/lb udara kering

Berdasarkan Fig. 12.2 dan Fig. 12.3 Perry's, diperoleh data sebagai berikut :

- Temperatur bola basah : 23,89°F
- Temperatur bola kering : 22,5°F
- T_{av} = 95°F

Laju alir volumetrik, Wc

$$Wc = \frac{m}{\rho}$$

$$= \frac{369028{,}97 \frac{kg}{jam}}{997 kg/m^3} = 370{,}139386 m^3/jam$$

= 1.629,67437galon/menit

Cooling tower yang digunakan adalah tipe *induced draft cooling tower* dengan aliran *counter current*.

Cooling range = 113°F - 77°F = 36°F

Luas *tower*, A

Kandungan air, Ca = 1,25 gall/menit.ft^2 (Perry's, Fig 12-14)

$$\text{Luas menara} = \frac{Wc}{Ca}$$

$$= \frac{1629{,}6737 gal/menit}{1{,}25 gall/menit.ft^2} = 1.303{,}73949 \text{ ft}^2$$

Factor keamanan 10%

$$\text{Maka, } A = \frac{1303{,}73949}{0{,}9} = 1.448{,}59944 \text{ ft}^2$$

Daya yang dibutuhkan *fan*

Performa standar menara 100%

Maka, daya yang didapatkan = 0,042 HP/ft^2 (Perry's, Fig 12-15)

Sehingga,

P_{act} = 0,042 HP/ft^2 x 1.448,59944 ft^2

= 60,8411763 HP

Dimensi *tower*

Dt $= \frac{A \times \sqrt{Z_t}}{C_t \times \sqrt{C_t}}$ (Perry's, Pers 12-15)

Dengan, Dt = koefisien bahan menara

A = luas menara

Zt = tinggi menara

Ct = koefisien performa menara = 5 (Perry's, Hal 12-21)

Untuk menghitung Dt digunakan persamaan :

$\frac{W_L}{Dt} = 90{,}85 \left(\frac{\Delta h}{\Delta T}\right) \sqrt{\Delta t + (0{,}3124 \Delta h)}$ (Perry's, Pers 12-16)

Dengan Δh = perubahan panas = $h_a - h_u$ = 68,5 Btu/lb

ΔT = perubahan temperatur melalui menara

= 36°F

W_L = beban air pada menara

= 369028,968 kg/jam = 813561,3lb/jam

Δt = T keluar – T bola kering

= 77°F-75°F

= 2°F

Maka,

Dt = 972,956581 ft

Direncanakan Zt = 1,5 D

$Zt^{0,5} = \frac{Dt\left(Ct\sqrt{Ct}\right)}{A}$

$(1{,}5\ D)^{0,5} = \frac{Dt\left(Ct\sqrt{Ct}\right)}{A}$

$(1{,}5\ D)^{0,5} = \left(\frac{56{,}3997\left(5\sqrt{5}\right)}{1.159{,}7947}\right) = 37{,}5931$ ft

D = 11,4613 m

Sehingga, tinggi menara = 1,5 x 11,4613 m = 17,192 m

13. Unit Pengolahan Air Umpan Boiler

Air umpan boilermerupakan air yang digunakan untuk menghasilkan *steam*. Kebutuhan air umpan *boiler 8017,5356* kg/jam(17670,64856Ib) . Jika kondensat yang dapat diregenerasi 8017,5356 kg/jam dan asumsi 90 % yang dapat disirkulasikan kembali, maka kondensat yang disirkulasikan adalah = 8017,5356 kg/jam x 90% = 7215,782082 kg/jam

Maka air *make-up* yang dibutuhkan oleh *boiler* adalah

= (8017,5356 – 7215,782082) kg/jam

= 801,7536 kg/jam

14. *Deaerator*

Fungsi : Menghilangkan gas terlarut dalam air umpan boiler

Bentuk : Silinder horizontal dengan tutup dan alas *ellipsoidal*

Konstruksi : *Carbon steel*

Jumlah : 1 unit

Gambar :

Data :

- Air umpan boiler : 37704,65kg/jam = 83101 lb/jam

Direncanakan akan didesain *duo-tank deaerator* yang mampu mengolah 83101 lb/jam air umpan *boiler*.

Berdasarkan kapasitas tersebut, diperoleh data sebagai berikut.

- Tipe : SM70 D
- Diameter : 66 in = 1,6764 m
- Panjang tangki : 22 ft = 6,7073 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.

(CleaverBrooks "Operation, maintenance, And Parts Manual Deaerator and Surge Controls)

15. *Boiler*

Fungsi : Menghasilkan *steam*

Tipe : *Water-tube boiler*

Konstruksi : *Carbon steel*

Jumlah : 1 unit

Gambar :

Data-data :

- Jumlah *steam* dibutuhkan = 8017,5356 kg/jam
- Kondensat yang diregenerasi = 7215,78028 kg/jam
- Air *make-up*= 801,753565kg/jam
- Jumlah *steam* yang dihasilkan = 801,753565 kg/jam

Berdasarkan data jumlah *steam* yang dihasilkan, maka dipilih *boiler* tipe THW-I 28-NTE-20 dengan spesifikasi sebagai berikut.

- Daya operasi : 100 HP
- Efisiensi : 93%
- Temperatur *flue gas* : 175°C
- Tekanan operasi : 10 bar

- Panjang : 3,98 m
- Lebar : 1,85 m
- Tinggi : 2,53 m
- Ketebalan insulasi : 0,1 m

LAMPIRAN D

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

Prarancangan pabrik *dimethyl ether* dari *methanol* dengan kapasitas 100.000 ton/tahun. 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 *liquid-solid processing plant* (Peters, 1991).

1.1 Perhitungan Harga Alat

Untuk menghitung harga peralatan pada tahun 2026 ditentukan dengan persamaan :

$$Harga\ Sekarang = Harga\ awal \times \left(\frac{indeks\ \ hargas\ \ ekarang}{indeks\ \ harga\ \ awal}\right)$$(Peters, 1991)

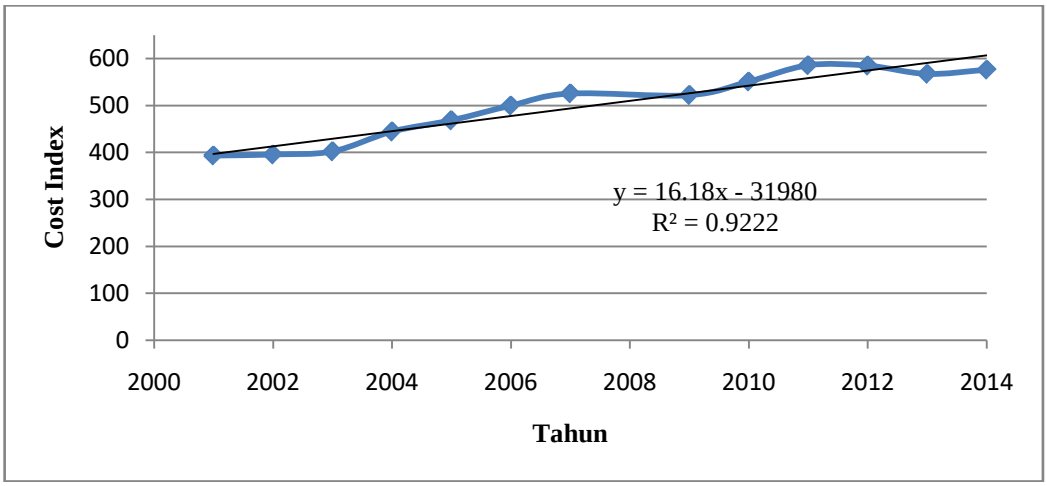
Daftar indeks harga rata-rata tahunan menurut *Engineering Plant Cost* dapat dilihat pada Tabel D.1 dan Gambar D.1 di bawah ini.

Tabel D.1 Daftar Indeks Harga Rata-Rata Tahunan

Tahun	Cost Index
2003	402
2004	444.2
2005	468.2
2006	499.6
2007	525.5
2009	521.9
2010	550.8
2011	585.7
2012	584.6
2013	567.3
2014	576.1
2015	622.7
2016	638.88
2017	655.06
2020	703.6
2026	800.68

(Sumber : Chemical Engineering Plant Cost Index http://www.chemengonline.com/pci-home)

Berdasarkan Tabel D.1 maka diperoleh grafik seperti yang terlihat pada Gambar D.1 sebagai berikut.



Gambar D.1 Grafik Hubungan *Cost Index* terhadap Tahun

Persamaan yang diperoleh sesuai Gambar D.1 adalah :

y = 16,18x – 31980

Dengan menggunakan persamaan di atas dapat dicari harga indeks pada tahun penghitugan dan perancangan pabrik yaitu tahun penghitungan 2020 dan perancangan pabrik tahun 2026 yaitu :

x = 2014

y = 576,1

x = 2026

y = 16,18(2026) – 31980

y = 800.68

Contoh perhitungan harga peralatan :

Harga *vaporizer* pada tahun 2020 adalah US$ 225.000

Nilai indeks harga tahun 2020 : 703.6

Nilai indeks harga tahun 2026: 800.68

Harga satu buah *Vaporizer* tahun 2026 adalah :

$$= 225.000 \times \left(\frac{800,68}{703.6}\right)$$

$$= \ 225.000 \times 1,14$$

$$= US\$\ 256.5 = \text{Rp } 3.673.080$$

Diketahui : 1 Dollar = Rp 14.320 (11 Juli 2021)

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 Daftar Perkiraan Harga Peralatan Proses

No	Nama Alat	Jumlah	Harga Satuan ($)	2020		2026	
				US$	Rp	US$	Rp
1	Tangki Metanol	1	275,000	275,000	3,938,000,000	312,943	4,481,349,972
2	Tangki Dimetil Eter	1	372,000	372,000	5,327,040,000	423,327	6,062,044,325
3	Pompa	3	15,400	46,200	661,584,000	52,574	752,866,795
4	Heat Exchanger	1	17,200	17,200	246,304,000	19,573	280,288,071
6	Kompresor	2	50,000	100,000	1,432,000,000	113,798	1,629,581,808
7	Reaktor	1	324,000	324,000	4,639,680,000	368,704	5,279,845,057
8	Expander	1	64,000	64,000	916,480,000	72,830	1,042,932,357
9	Condensor	2	39,000	78,000	1,116,960,000	88,762	1,271,073,810
10	Flash Drum	1	67,000	67,000	959,440,000	76,244	1,091,819,811
11	Vaporizer	2	225,000	450,000	6,444,000,000	512,089	7,333,118,135
12	PSA	2	79000	158000	2262560000	179800.2274	257473925
TOTAL				**1,951,400**	**27,944,048,000**	**2,220,647**	**31,799,659,398**

Sumber : (Superpro)

Total harga peralatan proses :

-	Harga Dolar (11 Juli 2020)	: US$14.320	
-	Harga peralatan proses, A	: US$ 2.220.647	= Rp 31.799.659.398
-	Biaya transportasi dan asuransi, 12,5%A	: US$ 277.581	= Rp 3.974.957.425
-	PPN 10%	: 222.064,66	= Rp 3.179.965.939,83
-	Pajak bea cukai, 7%A	: US$ 155.455,26	= Rp 2.225.976.158+
	Total	**: US$ 2.875.737**	**= Rp 41.180.558.920,79**

Tabel D.3 Daftar Perkiraan Harga Peralatan Utilitas

No	Alat	Jumlah	2020			2026	
			US$	$	Rp	$	Rp
1	Pompa air sungai ke Bak Penampung	2	15,705	31,410	449,791,200.00	35,744	511,851,645.84
2	Bak penampungan Air Sungai	2	48,853	97,706	1,399,149,920.00	111,187	1,592,199,201.17
3	Pompa bak penampungan ke Raw Water	1	16,976	16,976	243,096,320.00	19,318	276,637,807.70
4	Tangki Pelarutan Alum	1	15,755	15,755	225,611,600.00	17,929	256,740,613.83
5	Pompa Larutan Alum	1	12,320	12,320	176,422,400.00	14,020	200,764,478.73
6	Tangki Pelarutan Kapur Tohor	1	15,755	15,755	225,611,600.00	17,929	256,740,613.83
7	Pompa Larutan Kapur Tohor	1	12,091	12,091	173,143,120.00	13,759	197,032,736.39
8	Tangki Pelarutan kaporit	1	15,755	15,755	225,611,600.00	17,929	256,740,613.83
9	Pompa Larutan Kaporit	1	12,321	12,321	176,436,720.00	14,021	200,780,774.54
10	Unit Pengolahan Raw Water	1	44,711	44,711	640,261,520.00	50,880	728,602,322.11
11	Pompa Raw Water ke Sand filter	1	16,976	16,976	243,096,320.00	19,318	276,637,807.70
12	Sand filter						

		2	44,711	89,422	1,280,523,040.00	101,760	1,457,204,644.21
13	Pompa Sand filter ke Bak Air Bersih	1	15,511	15,511	222,117,520.00	17,651	252,764,434.21
14	Bak penampungan air bersih	2	44,711	89,422	1,280,523,040.00	101,760	1,457,204,644.21
15	Pompa Bak Air Bersih ke Softener Tank	1	15,511	15,511	222,117,520.00	17,651	252,764,434.21
16	Softener tank	2	143,222	286,444	4,101,878,080.00	325,966	4,667,839,313.66
17	Pompa ST ke Tangki Air Demin	2	18,422	36,844	527,606,080.00	41,928	600,403,121.28
18	Tangki air demin	1	143,522	143,522	2,055,235,040.00	163,325	2,338,808,402.26
19	Pompa air demin masuk Deaerator	1	12,091	12,091	173,143,120.00	13,759	197,032,736.39
20	Pompa air Demin menuju Plant	1	16,976	16,976	243,096,320.00	19,318	276,637,807.70
21	Pompa Plant menuju Cooling Tower	1	23,571	23,571	337,536,720.00	26,823	384,108,727.93
22	Cooling tower	1	295,610	295,610	4,233,135,200.00	336,397	4,817,206,782.17
23	Air Handling Unit	1	205,000	205,000	2,935,600,000.00	233,285	3,340,642,706.08
24	Pompa Plant menuju Deaerator	1	12,091	12,091	173,143,120.00	13,759	197,032,736.39
25	Dearator	1	11,082	11,082	158,694,240.00	12,611	180,590,255.95

26	Pompa Dearator menuju Boiler	1	12,081	12,081	172,999,920.00	13,748	196,869,778.21
27	Boiler	1	200,311	200,311	2,868,453,520.00	227,949	3,264,231,615.11
Total		**33.00**		**1,757,265**	**25,164,034,800**	**1,999,726**	**28,636,070,756**

Sumber : (www.alibaba.com/www.matches.com)

Total harga peralatan utilitas :

- Harga peralatan utilitas,(B) : US$ 1.999.726 = Rp 28.636.070.756
- Biaya transportasi dan asuransi, 12,5% B : US$ 249.966 = Rp 3.579.508.844
- PPN 10% B : US$ 199.972,56 = Rp 2.863.607.075,56
- Pajak bea cukai, 7% B : US$ 139.980,79 = Rp 2.004.524.953+

Total : US$ 2.589.645 = Rp 37.083.711.629

Total harga peralatan = harga peralatan proses + harga peralatan utilitas

= US$**$ 2.875.737**+ US$ **2.589.645**

= US$ 5.465.382

Prarancagan pabrik *dimethyl ether* dari *methanol* didasarkan pada kebutuhan *dimethyl ether* untuk industri di Indonesia dan ketersedian bahan baku yang ada. Berdasarkan hal tersebut maka kapasitas dibuat berdasarkan kapasitas produksi.

Kapasitas Produksi : 100.000 ton/tahun

: 12626.2626 kg/jam

Waktu Operasi pabrik : 330 hari

1.2 Perhitungan Komponen-Komponen Investasi

Perkiraan investasi dihitung dengan menggunakan faktor rasio berdasarkan metode *delivered equipment cost* untuk *liquid-solid processing plant* seperti yang dapat dilihat pada Tabel D.4 di bawah ini.

Tabel D.4 Perhitungan *Capital Investment* Pabrik *dimethyl ether* dari kulit durian

Komponen	%	Biaya (US$)	Biaya (Rp)
Direct Cost			
Biaya peralatan	**100%**	5,465,382	78,264,270,549.34
pemasangan alat	**39%**	2,131,498.99	30,523,065,514
instrumentasi dan alat kontrol	**13%**	710,500	10,174,355,171
pemasangan pipa	**66%**	3,607,152	51,654,418,563
Pemasangan instalasi listrik	**10%**	546,538	7,826,427,055
Bangunan	**29%**	1,584,961	22,696,638,459
Pengembangan area	**10%**	546,538	7,826,427,055
Fasilitas pelayanan	**55%**	3,005,960	43,045,348,802
Lahan	**6%**	327,923	4,695,856,233
Total Direct Cost		**17,926,453**	**256,706,807,402**
Indirect Cost			
Engineering and supervision	**32%**	1,748,922	25,044,566,576
Biaya konstruksi	**34%**	1,858,230	26,609,851,987

Total Indirect Cost		**3,607,152**	**51,654,418,563**
Total DC dan IC		**21,533,605**	**308,361,225,964**
Biaya kontraktor	**18%**	983,768.76	14,087,568,699
Biaya tidak terduga	**36%**	1,967,537.53	28,175,137,398
Fixed Capital Investment	**448%DEC**	**24,484,911**	**350,623,932,061**
Work Capital Investment	**74%DEC**	**4,044,383**	**57,915,560,207**
Total Capital Iinvestment	***522%DEC***	**30,168,909**	**432,018,773,432.34**

(Sumber : Peters, Tabel 17 Hal 183)

2. Sumber Investasi

Sumber investasi atau permodalan berasal dari modal sendiri dan modal pinjaman bank dengan persentase 30% - 70%.

- Modal sendiri = US$ 8.641.733,455
- Pinjaman bank = US$ 20.164.044,73

3. Biaya Produksi Total (*Total Production Cost*)

a. Biaya Bahan Baku

1. Methanol

Kebutuhan : 18.322,8 kg/jam

Harga : U$ 0,5/kg

Total Harga = 72.558.288 U$

$= Rp1.039.034.684.160$

2. Alum ($Al_2(SO_4)_3$)

Kebutuhan : 5.9 kg/jam

Harga : $US\$$ 1.30 /kg

$$Total\ harga = 5.9 \frac{kg}{jam} \times \frac{24\ jam}{1\ hari} \times \frac{330\ hari}{1\ tahun} \times US\$\ 1.30/\text{kg}$$

$$= US\$\ 60.177 = Rp\ 861.733.953$$

3. Kaporit ($Ca(ClO)_2$)

Kebutuhan : 5.9 kg/jam

Harga : $US\$$ 0.9 /kg

$$Total\ harga \quad = 5.9 \frac{kg}{jam} \times \frac{24\ jam}{1\ hari} \times \frac{330\ hari}{1\ tahun} \times US\$\ 0.9/\text{kg}$$

$$= US\$\ 41.984 \quad = Rp\ 601.209.734$$

4. Kapur tohor $Ca(OH)_2$

Kebutuhan : 4.4 kg/jam

Harga : $US\$$ 0,1/kg

$$Total\ harga \quad = 4.4 \frac{kg}{jam} \times \frac{24\ jam}{1\ hari} \times \frac{330\ hari}{1\ tahun} \times US\$\ 0,1/\text{kg}$$

$$= US\$\ 3.851$$

$$= Rp\ 55.142.081$$

5. Katalis

Kebutuhan : 13.7 kg/jam

Harga : $US\$$ 1.7/kg

$$Total\ harga \quad = 13.7 \frac{kg}{jam} \times \frac{24\ jam}{1\ hari} \times \frac{330\ hari}{1\ tahun} \times US\$\ 1.7/\text{kg}$$

$$= US\$\ 23.290$$

$$= Rp 333.512.800$$

6. Katalis

Kebutuhan : 11.50 kg/jam

Harga : $US\$$ 1.2/kg

$$Total\ harga \quad = 11.50 \frac{kg}{jam} \times \frac{24\ jam}{1\ hari} \times \frac{330\ hari}{1\ tahun} \times US\$\ 1.2/\text{kg}$$

$$= US\$\ 13.800$$

$$= Rp\ 197.616.000$$

Total biaya untuk pembelian bahan baku = US$ 72.682.844,6

= Rp 1.040.818.334.328,32

b. Gaji Karyawan

Daftar gaji karyawan pra rancangan pabrik asap cair dari kulit durian dapat dilihat pada Tabel D.5 di bawah ini.

Tabel D.5 Daftar Gaji Karyawan

Jabatan	Jumlah	Sistem Gaji	Total/Bulan (US$)	Total/tahun (US$)	Total/tahun (Rp)
Dewan Komisaris	2	5 x UMR	2,528	30,337	434,665,800
Direktur Utama	1	5 x UMR	1,264	15,168.67	217,332,900
Direktur	3	3.5 x UMR	2,655	31,854	456,399,090
Kepala bagian					
-S2 Teknik Kimia	2	2,5 x UMR	1,264	15,169	217,332,900
-S2 Teknik Industri	3	2,5 x UMR	1,896	22,753	325,999,350
-S2 Teknik Manajemen	2	2,5 x UMR	1,264	15,169	217,332,900
-S2 Ekonomi	2	2,5 x UMR	1264.055766	15168.66919	217332900
-S2 Teknik Mesin	2	2,5 x UMR	1264.055766	15168.66919	217332900
-S2 Teknik Akuntansi	2	2,5 x UMR	1,264	15,169	217,332,900
Karyawan					
-S1 Teknik Manajemen	3	1,5 x UMR	1,138	13,652	195,599,610
-S1 Teknik Akuntansi	3	1,5 x UMR	1,138	13,652	195,599,610
-S1 Teknik Lingkungan	3	1,5 x UMR	1,138	13,652	195,599,610
-S1 Teknik Teknik Kimia & Industri	3	1,5 x UMR	1,138	13,652	195,599,610
Sekretaris					
-S1 Teknik Manajemen	1	1,5 x UMR	379	4,551	65,199,870
Kepala satpam					
-D3	1	1,2 x UMR	303	3,640	52,159,896
Sopir					
-SMA Otomotif	2	1 x UMR	506	6,067	86,933,160
Dokter					
-S1 Kedokteran	2	2 x UMR	1,011	12,135	173,866,320
Perawat					
-D3 Keperawatan	2	1 x UMR	506	6,067	86,933,160
Karyawan Produksi					
-D3 Teknik kimia	4	1,2 x UMR	1,213	14,562	208,639,584
-D3 Teknik industri	4	1,2 x UMR	1,213	14,562	208,639,584
-SMA	4	1,2 x UMR	1,213	14,562	208,639,584
Karyawan Utilitas					
-D3 Teknik kimia	6	1,2 x UMR	1,820	21,843	312,959,376
-D3 Teknik lingkungan	6	1,2 x UMR	1,820	21,843	312,959,376
Karyawan Mesin (teknisi)					
-D3 Teknik mesin	8	1,2 x UMR	2,427	29,124	417,279,168
Karyawan laboratorium dan Pengendali Mutu					
a. Laboratorium proses					
-D3 kimia analis	1	1,2 x UMR	303	3,640	52,159,896
-SMK analis	3	1,2 x UMR	910	10,921	156,479,688
a. Laboratorium pengendalian mutu					
-D3 kimia analis	1	1,2 x UMR	303	3,640	52,159,896
-SMK analis	3	1,2 x UMR	910	10,921	156,479,688
Karyawan Instrumentasi dan Elektrikal					
-D3 Teknik elektro	8	1,2 x UMR	2,427	29,124	417,279,168
Satpam					
-SMA	6	1 x UMR	1,517	18,202	260,799,480
Supervisor					
-S1 Teknik kimia	4	2 x UMR	2,022	24,270	347,732,640
Office boy					
-SMA	4	1 x UMR	1,011	12,135	173,866,320
Total	**101**			**492,375**	**7,054,625,934**

Maka, gaji total karyawan selama 1 tahun = Rp 7.054.625.934

= US$ 492.375

c. 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 (US$)	Variable Cost (US$)
Direct Production Cost (DPC)		
Raw Materials		72,682,845
Operating Labor	492,375	
Direct Supervisory (15% OL)		73,856.25
Utilities (15% TPC)		10,816,822.95
Maintenance and Repairs (6% FCI)	1,469,095	
Operating Supplies (0,75% FCI)	183,637	
Laboratory Charges (15% OL)		73,856.25
Patents and Royalties (3 % TPC)	2,163,364.59	
Total DPC	**4,308,471**	**83,647,380**
Fixed Charge		
Depreciation(10% FCI + 2,5% Building)	2,488,115	
Local Taxes (2,55% FCI)	624,365	
Insurance (0,7% FCI)	171,394	
Total FC	**3,283,875**	
Plant Overhead Cost		**5,408,411.47**
General Expenses		
Administrative cost (4% TPC)	2,163,364.59	
Distribution Cost (11% TPC)		5,408,411.47
Research and Development (5% TPC)	2,163,364.59	
Financing (5% TCI)	1,440,288.91	

Total General Expenses	**5,767,018**	
Total Production Cost	**13,359,364**	**94,464,203**

Sehingga :

- *Direct Production Cost* = US$87.955.851
- *General Expenses* = US$ 5.767.018

4. Harga Penjualan Produk (*Total Sales*)

Tabel D.7 Perhitungan Harga Penjualan Produk

Komponen	kg/jam	ton/tahun	Harga ($/kg)	harga Total ($)	harga Total (Rp)
Dimethyl Ether	12626	100.000	1.5	150.000.000	2.153.587.500.000

(Sumber: www.bukalapak.com)

Berdasarkan Tabel D.6 diperoleh harga penjualan (TS) sebesar US$.150.000.000

5. Analisa Kelayakan Investasi

5.1 Laba

- *Total Capital Investment* (TCI) = US$ 30.168.909
- Depresiasi (10%FCI) = US$ 2.448.491
- Total Penjualan Produk (TS) = US$ 150.000.000

  Total Production Cost (TPC) = US$ 108.168.229

Laba Sebelum Pajak (Laba Kotor) = Total Penjualan– TPC

=US$ 150.000.000- US$ 108.168.229

= US$ 41.831.771

= Rp 600.589.187.591,09

Pajak 34% (Dirjen Pajak)

Laba Bersih = Laba Kotor *(1- Laju Pajak)

= US$ 41.831.771* (1- 34%)

= US$ 27.608.969

= Rp 396.388.863.810,12

5.2 Laju Pengembalian Modal (*Rate Of Return*)

$$ROR = \frac{laba\ bersih}{TCI}\ x\ 100\ \%$$

= 255 %

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%

   = total penjualan 70% - [{*fixed cost* + (*variable cost* x 70%)}+ depresiasi]

   = 23.067.202,79 US$

2. Kapasitas 90%

   = total penjualan 90% - [{*fixed cost* + (*variable cost* x 90%)}+ depresiasi]

   = US$ 34.174.362

3. Kapasitas 100%

   = total penjualan 100%-[{*fixed cost* + (*variable cost* x 100%)}+ depresiasi]

   = US$ 39.727.941,90

Jumlah keuntungan selama *start up* adalah= US$ 96.969.507

$$POT = 2 + \frac{TCI - jumlah\ keuntungan\ selama\ startup}{keuntungan\ saat\ kapasitas\ 100\%}$$

= 1,32 tahun

5.4 Titik Impas (*Break Even Point*)

Total Sales = US$ 150.000.000

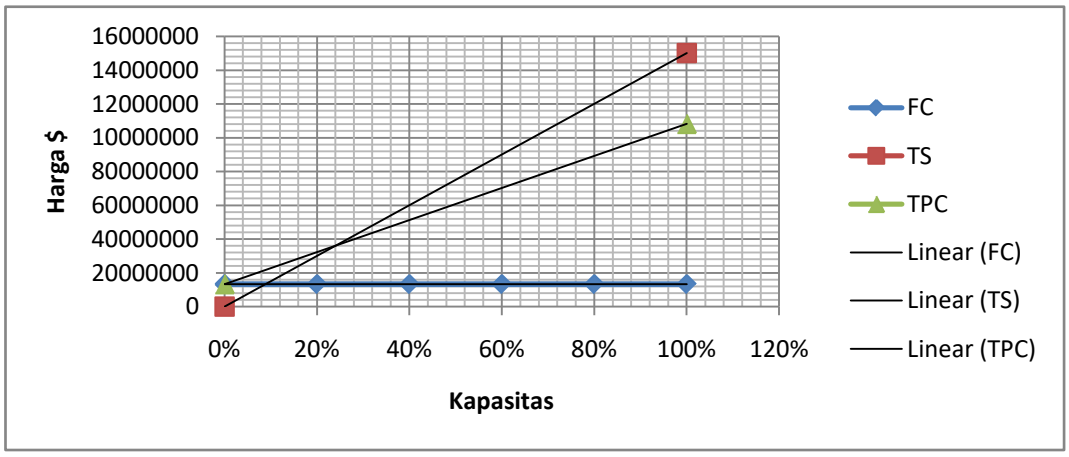
Fixed Cost = US$ 13.359.364

Variabel Cost = US$ 94.464.203

Maka,

$$Break\ Even\ Point\ (BEP) = \frac{Fixed\ Cost}{Total\ Sales - Variabel\ Cost}\ x\ 100\%$$

BEP = 13.259.364/(150.000.000-94.464.203)

BEP = 24,055 %

Gambar D.2 Kurva BEP