

No : TA/TK/2018/89

**PRA RANCANGAN PABRIK DIMETIL ETER (DME)
DARI METANOL DENGAN KAPASITAS
50.000 TON/TAHUN**

PERANCANGAN PABRIK

**Diajukan sebagai Salah Satu Syarat
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia
Konsentrasi Teknik Kimia**



Oleh :

Nama : Uci Utami Nama : Sonia Zen
No. Mahasiswa : 14 521 060 No. Mahasiswa : 14 521 302

**KONSENTRASI TEKNIK KIMIA
PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA
2018**

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL PERANCANGAN PABRIK

Saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama	: Uci Utami	Nama	: Sonia Zen
No. Mahasiswa	: 14 521 060	No. Mahasiswa	: 14 521 302

Yogyakarta, 29 November 2018

Menyatakan bahwa seluruh hasil Perancangan Pabrik ini adalah hasil karya sendiri. Apabila di kemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan hasil karya sendiri, maka saya siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun.

Demikian pernyataan ini kami buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.

Uci Utami

Sonia Zen

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK DIMETIL ETER (DME) DARI METANOL DENGAN KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK



Oleh :

Nama : Uci Utami Nama : Sonia Zen
No. Mahasiswa : 14 521 060 No. Mahasiswa : 14 521 302

Yogyakarta, 2 November 2018

Pembimbing I,

Pembimbing II,

Ir. Asmanto Subagyo, M.Sc.
NIP: 815210103

Ariany Zulkania, S.T., M.Eng
NIP: 055210503

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRARANCANGAN PABRIK DIMETIL ETER (DME) DARI METANOL DENGAN KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama : Uci Utami
No. Mahasiswa : 14 521 060

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat
untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia Konsentrasi Teknik Kimia
Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia

Yogyakarta, 29 November 2018



Tim Penguji,

Ir. Asmanto Subagyo, M.Sc.
Ketua Penguji

.....

Achmad Chafidz Mas Sahid S.T., M.Sc.
Anggota I

.....

Venitalitya Alethea Sari Augustia, S.T., M.Eng.
Anggota II

.....

Mengetahui:

Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia

Dr. Suharno Rusdi
NIP: 845210102

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRARANCANGAN PABRIK DIMETIL ETER (DME) DARI METANOL DENGAN KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama : Sonia Zen
No. Mahasiswa : 14 521 302

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat
untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia Konsentrasi Teknik Kimia
Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia

Yogyakarta, 30 November 2018

Tim Penguji,

Ir. Asmanto Subagyo, M.Sc.

Ketua Penguji

Venitalitya Alethea Sari Augustia, S.T., M.Eng.

Anggota I

Umi Rofiqah, S.T., M.T.

Anggota II

Mengetahui:

Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia

Dr. Suharno Rusdi

NIP: 845210102

KATA PENGANTAR

Assalamu'alaikum Warahmatullahi Wabarakatuh

Puji syukur penulis panjatkan kepada Allah SWT karena atas rahmat, karunia serta hidayah-Nya, yang karenanya penulis dapat menyelesaikan laporan Tugas Akhir Perancangan Pabrik. Tidak lupa shalawat serta salam penulis sampaikan kepada junjungan Nabi Muhammad SAW beserta para sahabat, tabi'in dan keluarganya.

Laporan Tugas Akhir yang berjudul **“Prarancangan Pabrik Dimetil Eter (DME) Dari Metanol dengan Kapasitas 50.000 Ton/Tahun”** disusun sebagai penerapan dari ilmu teknik kimia yang telah didapat di bangku kuliah dan sebagai salah satu syarat untuk memperoleh Gelar Sarjana di Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Atas terselesaikannya laporan Tugas Akhir ini tidak terlepas dari bantuan berbagai pihak. Oleh karena itu pada kesempatan ini penulis mengucapkan terima kasih kepada :

1. Allah SWT atas segala petunjuk dan pertolongan kepada hamba-Mu yang sedang menuntut ilmu ini beserta Rasul-Nya yang membawa kita ke zaman terang benderang.

2. Orang tua dan keluarga tercinta atas semua doa-doa yang tak pernah putus dipanjatkan untuk kesuksesan penulis serta dorongan semangat dan dukungannya selama ini.
3. Bapak Prof. Dr. Ir. Hari Purnomo, M.T. selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
4. Bapak Dr. Suharno Rusdi selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
5. Bapak Ir. Asmanto Subagyo, M.Sc. dan Ibu Ariany Zulkania, S.T., M.Eng. selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
6. Seluruh civitas akademika di lingkungan Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
7. Semua pihak yang telah membantu kami hingga terselesaikannya laporan Tugas Akhir ini.

Kami menyadari masih banyak hal yang perlu diperbaiki dalam penyusunan laporan Tugas Akhir ini. Untuk itu, kritik dan saran yang membangun sangat kami harapkan.

Besar harapan kami semoga laporan Tugas Akhir ini dapat bermanfaat bagi pembaca pada umumnya dan bagi kami pada khususnya.

Wassalamu'alaikum Warahmatullahi Wabarakatuh.

Yogyakarta, 2 November 2018

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL PERANCANGAN PABRIK	i
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	ii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI	iii
KATA PENGANTAR	v
DAFTAR ISI.....	vii
DAFTAR TABEL.....	x
DAFTAR GAMBAR	xii
<i>ABSTRACT</i>	xiii
ABSTRAK	xiv
BAB I PENDAHULUAN.....	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Ketersediaan Bahan Baku	2
1.3 Kapasitas Perancangan	3
1.4 Tinjauan Pustaka	6
1.4.1 Dehidrasi metanol dengan katalis asam sulfat.....	8
1.4.2 Dehidrasi methanol dengan katalis <i>silica alumina</i>	9
1.5 Pemilihan Proses	10
1.6 Tinjauan Proses	11
1.6.1 Sifat Reaksi	11
BAB II PERANCANGAN PRODUK	13
2.1 Spesifikasi Produk.....	13
2.2 Spesifikasi Bahan Utama.....	13
2.3 Spesifikasi Bahan Pembantu (katalis)	14
2.4 Pengendalian Kualitas	14
2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku	14
2.3.2 Pengendalian Proses Produksi	14

2.3.3	Pengendalian Kualitas Produk	18
BAB III PERANCANGAN PROSES.....		19
3.1	Uraian Proses.....	19
3.2	Spesifikasi Alat.....	21
3.3	Perencanaan Produksi.....	41
3.3.1	Analisis Kebutuhan Bahan Baku	41
3.3.2	Analisis Kebutuhan Alat Proses.....	42
BAB IV PERANCANGAN PABRIK		43
4.1	Lokasi Pabrik.....	43
4.1.1	Penyediaan Bahan Baku.....	43
4.1.2	Pemasaran Produk.....	44
4.1.3	Utilitas	44
4.1.4	Transportasi.....	44
4.1.5	Tenaga Kerja	45
4.1.6	Faktor Penunjang Lain	45
4.2	Tata Letak Pabrik	47
4.2.1	Area Administrasi/Perkantoran dan Laboratorium	47
4.2.2	Area Proses dan Ruang Kontrol.....	47
4.2.3	Area Pergudangan, Umum, Bengkel, dan Garasi	47
4.2.4	Area Utilitas dan <i>Power Station</i>	47
4.3	Tata Letak Alat Proses	49
4.3.1	Aliran Bahan Baku dan Produk.....	49
4.3.2	Aliran Udara.....	49
4.3.3	Pencahayaan.....	50
4.3.4	Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan.....	50
4.3.5	Pertimbangan Ekonomi.....	50
4.3.6	Jarak Antar Alat Proses.....	50
4.3.7	Perluasan dan Pengembangan Pabrik	50
4.4	Alir Proses dan Material.....	52
4.4.1	Neraca Massa	52
4.4.2	Neraca Panas	54
4.5	Perawatan (<i>Maintenance</i>).....	58

4.6	Pelayanan Teknik (Utilitas).....	59
4.6.1	Unit Penyediaan Air dan Pengolahan Air (<i>Water Supply Section</i>) .	60
4.6.2	Unit Pembangkit <i>Steam</i> (<i>Steam Generation System</i>).....	70
4.6.3	Unit Pembangkit Listrik.....	71
4.6.4	Unit Penyedia Udara Tekan	74
4.6.5	Unit Penyedia Bahan Bakar	74
4.6.6	Spesifikasi Alat Utilitas	76
4.7	Organisasi Perusahaan.....	89
4.7.1	Bentuk Perusahaan	89
4.7.2	Struktur Organisasi	90
4.7.3	Tugas dan Wewenang	95
4.7.4	Pembagian Jam Kerja.....	100
4.7.5	Sistem Gaji dan Fasilitas Karyawan	102
4.8	Evaluasi Ekonomi.....	105
4.8.1	Penaksiran Harga Alat.....	107
4.8.2	Dasar Perhitungan	110
4.8.3	Perhitungan Biaya	110
4.8.4	Analisis Kelayakan.....	115
BAB V PENUTUP.....		120
5.1	Kesimpulan.....	120
5.2	Saran.....	121
DAFTAR PUSTAKA		123
LAMPIRAN		
LAMPIRAN A PERHITUNGAN REAKTOR		

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Data perkiraan kebutuhan DME beberapa negara tahun 2010	4
Tabel 1.2 Data kapasitas produksi DME beberapa negara tahun 2011-2017	4
Tabel 1.3 Data kebutuhan impor DME Indonesia	4
Tabel 1.4 Perbandingan proses pembuatan DME	8
Tabel 2. 1 Spesifikasi Produk DME	11
Tabel 2. 2 Spesifikasi Bahan Metanol	11
Tabel 2. 3 Spesifikasi Silica Alumina	12
Tabel 2. 4 Sistem kontrol yang digunakan dalam alat-alat proses Pabrik DME...	15
Tabel 3. 1 Spesifikasi Expander (EP-101)	19
Tabel 3. 2 Spesifikasi Cooler (HE-102)	20
Tabel 3. 3 Spesifikasi Reaktor (R-101)	21
Tabel 3. 4 Spesifikasi Condenser	24
Tabel 3. 5 Spesifikasi Pompa	26
Tabel 3. 6 Spesifikasi Menara Distilasi	28
Tabel 3. 7 Spesifikasi Accumulator	29
Tabel 3. 8 Spesifikasi Reboiler (RB-101)	31
Tabel 3. 9 Spesifikasi Reboiler (RB-102)	32
Tabel 3. 10 Spesifikasi Tangki Penyimpanan	34
Tabel 3. 11 Spesifikasi Heater (HE-101)	35
Tabel 3. 12 Spesifikasi Separator (SP-101)	37
Tabel 3. 13 Spesifikasi Vapourizer (HE-102)	38
Tabel 3. 14 Kebutuhan Bahan Baku	39
Tabel 4. 1 Neraca Massa Total	52
Tabel 4. 2 Neraca Massa Reaktor (R-101)	52
Tabel 4. 3 Neraca Massa Menara Distilasi (MD-101)	52
Tabel 4. 4 Neraca Massa Menara Distilasi (MD-102)	53
Tabel 4. 5 Neraca Massa Vaporizer (V-101)	53

Tabel 4. 6 Neraca panas Reaktor (R-101).....	54
Tabel 4. 7 Neraca Panas Menara Distilasi (MD-101).....	54
Tabel 4. 8 Neraca Panas Menara Distilasi (MD-102).....	55
Tabel 4. 9 Kebutuhan air pembangkit steam.....	69
Tabel 4. 10 Kebutuhan air pendingin.....	69
Tabel 4. 11 Kebutuhan chilled water	70
Tabel 4. 12 Kebutuhan air perkantoran dan rumah tangga	70
Tabel 4. 13 Kebutuhan listrik alat proses.....	72
Tabel 4. 14 Kebutuhan listrik utilitas	73
Tabel 4. 15 Total kebutuhan listrik	74
Tabel 4. 16 Jadwal Kerja Karyawan Shift	101
Tabel 4. 17 Daftar gaji karyawan.....	102
Tabel 4. 18 Chemical Engineering Plant Cost Index	108

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Grafik kebutuhan DME Indonesia	5
Gambar 4. 1 Peta rencana lokasi pabrik DME	46
Gambar 4. 2 Layout Pabrik DME	48
Gambar 4. 3 Layout alat proses	51
Gambar 4. 4 Diagram alir kualitatif	56
Gambar 4. 5 Diagram alir kuantitatif	57
Gambar 4. 6 Diagram pengolahan air	88
Gambar 4. 7 Struktur Organisasi.....	94
Gambar 4. 8 Grafik Analisa Kelayakan	119

ABSTRACT

Dimethyl ether (DME) as a clean renewable energy have a very wide application which can be use on solvent, LPG substitute and fuel transportations. Beside that dimethyl ether is used for aerosol propellant in consumer products such as hairspray, insect repellent and air freshner. For sufficient of domestic needs and a chance of export, the chemical plant could be built with capacity of 50.000 tons/year. Regard to several aspects including aspects of raw material supply, transportation, labor, marketing and utilities, location for plant in Bontang, East Kalimantan are chosen with an area of 10,979 m². The factory is planned in the management of the Limited Liability Company with a total of 145 employeeyes led by a president director. Raw materials needed were methanol 99.85% 69,686.525 tons/year.

The process method was dehydration of methanol with silica-alumina catalyst to produce dimethyl ether held in gasses phase in fixed bed multitube reactor at 290 °C and 13 atmosphere. Whereas utility unit needs 61,362.195 kg/hour water, 16,748.248 kg/hour of steam, 1,230.700 kg/hour of fuel oil, 26.400 m³/hour of pressured air and power electricity about 136.932 kWh provided by PLN a generator as reserve. This plant produced dimethyl ether with 99.95% of purity.

This dimethyl ether plant cost were needed Rp 145,565,585,146 as fixed capital and working capital about Rp 178,987,658,461, profit before taxes was Rp 67,954,211,656, profit after taxes was Rp 33,977,105,828. The economic analysis of this chemical factory showed that percentage of Break Even Point (BEP), Shut Down Point (SDP), and Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR) were 50.60%, 37.90%, and 19.04%. Meanwhile Return On Investement (ROI) before taxes was 46.68% while ROI after taxes was 23.34%. Along with Pay Out Time (POT) before taxes was 1.76 years while POT after taxes was 3.00 years in a row. Respectively on the factors, it could be concluded that preliminary plant design of dimethyl ether with capacity 50,000 tons/year was feasible to be built.

Keywords: Dimethyl ether, process, methanol dehydration

ABSTRAK

Dimetil Eter (DME) sebagai sumber energi pengganti yang bersih serta memiliki aplikasi yang sangat luas, seperti pelarut, pengganti LPG dan bahan bakar transportasi. Selain itu DME dapat digunakan sebagai *propellant* dalam bentuk aerosol yang sekarang ini banyak digunakan dalam berbagai produk-produk konsumen seperti *hairspray*, obat pembasmi serangga, pengharum ruangan, dll. Untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri dan adanya peluang untuk ekspor yang masih terbuka, maka dirancang pabrik dimetil eter berkapasitas 50.000 ton/tahun. Dengan memperhatikan beberapa aspek meliputi aspek penyediaan bahan baku, transportasi, tenaga kerja, pemasaran serta utilitas maka dipilih lokasi untuk pabrik yang strategis di daerah Bontang, Kalimantan Timur dengan luas area 10.979 m². Adapun pabrik ini direncanakan dalam manajemen Perseroan Terbatas (PT) dengan jumlah karyawan sebanyak 145 karyawan dengan dipimpin oleh seorang direktur utama. Bahan baku yang digunakan adalah metanol 99,85% sebanyak 69.686,525 ton/tahun.

Proses pembuatan dimetil eter dilakukan dengan metode dehidrasi metanol menggunakan katalis silika-alumina dalam reaktor *fixed bed multitube*, reaksi berlangsung pada fase gas dengan suhu 290 °C dan tekanan 13 atm. Utilitas pendukung meliputi penyediaan air sebesar 61.362,195 kg/jam, kebutuhan steam 16.748,248 kg/jam, kebutuhan bahan bakar sebesar 1.230,700 kg/jam dan 26,400 m³/jam udara tekan dan kebutuhan listrik sebesar 136,932 kWh yang disuplai oleh PLN serta untuk cadangan listrik di suplai oleh generator sebanyak 1 set. Pabrik ini memproduksi dimetil eter dengan kemurnian 99,95% massa.

Investasi modal tetap pabrik ini sebesar Rp 145.565.585.146 dan modal kerja sebesar Rp 178.022.943.957, keuntungan sebelum pajak sebesar Rp 67.954.211.656, keuntungan setelah pajak Rp 33.977.105.828. Berdasarkan hasil evaluasi ekonomi dari pabrik ini diperoleh persentase *Break Even Point* (BEP), *Shut Down Point* (SDP), dan *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) sebesar 50,60%, 37,90% dan 19,04%. Sementara itu, *Return on Investment* (ROI) sebelum pajak sebesar 46,68% dan ROI sesudah pajak sebesar 23,34%, *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak sebesar 1,76 tahun dan POT sesudah pajak sebesar 3,00 tahun. Dari tinjauan ekonomi tersebut, maka dapat disimpulkan pabrik dimetil eter dengan kapasitas 50.000 ton/tahun layak untuk didirikan.

Kata-kata kunci: Dimetil eter, proses, dehidrasi metanol

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Permintaan energi di masa depan terutama di kawasan Asia Pasifik diperkirakan akan sangat besar. Karena itu pasokan energi yang terbatas serta masalah lingkungan yang disebabkan oleh konsumsi bahan kimia akan sangat besar.

Dimetil Eter (DME) yang baru-baru ini diakui sebagai sumber energi pengganti yang bersih memiliki aplikasi yang sangat luas, seperti aplikasi pada pelarut, *propellant*, pengganti LPG dan bahan bakar transportasi. DME adalah suatu senyawa organik dengan rumus kimia CH_3OCH_3 yang dapat dihasilkan dari pengolahan gas bumi, hasil olahan dan hidrokarbon lain. (Ng *et al.*, 1999)

Pemanfaatan DME dapat digunakan juga sebagai *propellant* dalam bentuk aerosol yang sekarang ini banyak digunakan dalam berbagai produk-produk konsumen seperti *hairspray*, obat pembasmi serangga, *foam* (sabun pencukur kumis bagi pria), pengharum ruangan, *colognes*, *personal care mousses*, *antiperspirants*. DME memiliki daya larut yang sangat baik dalam air dibandingkan dengan *propellant* lain seperti hidrokarbon. Hasil *blending* antara DME dengan air menghasilkan suatu campuran yang sangat homogen, lapisan kabut yang tipis, merata dan lebih penting lagi mempunyai kestabilan yang tinggi sehingga kualitas produk tetap terjaga.

DME adalah gas yang bersih dan tidak berwarna yang mudah dicairkan dan diangkut. Sehingga memiliki potensi yang luar biasa untuk meningkatkan penggunaan sebagai bahan bakar otomotif, untuk pembangkit tenaga listrik, dan dalam aplikasi domestik seperti pemanasan dan memasak.

DME telah digunakan selama beberapa tahun dalam industri perawatan pribadi (sebagai propelan aerosol baik), dan sekarang semakin dieksploitasi untuk digunakan sebagai pembakaran bersih untuk LPG (*liquid petroleum gas*), *diesel* dan bensin. Seperti LPG, DME adalah gas pada suhu dan tekanan normal, tetapi berubah menjadi cairan ketika mengalami tekanan atau pendinginan sederhana. Pencairan yang mudah ini membuat DME mudah dibawa dan disimpan. Sifat ini dan lainnya, termasuk kandungan oksigen yang tinggi, kurangnya sulfur atau senyawa berbahaya lainnya, dan pembakaran ultra bersih membuat DME solusi serbaguna dan menjanjikan dalam campuran bahan bakar terbarukan yang bersih dan rendah karbon yang dipertimbangkan di seluruh dunia. (*International DME Association, 2015*)

1.2 Ketersediaan Bahan Baku

Karena pabrik direncanakan didirikan di Indonesia maka diperlukan informasi mengenai ketersediaan bahan baku untuk produksi DME. Produksi metanol di Indonesia saat ini mencapai 660.000 ton/tahun. Sebelumnya Indonesia memiliki kemampuan produksi metanol mencapai 990.000 ton/tahun, diperoleh dari PT. Medco Methanol Bunyu dan PT Kaltim Methanol Industri. Namun PT Medco Methanol Bunyu dihentikan operasionalnya pada bulan Maret 2009, karena kelangkaan suplai gas alam

yang mengakibatkan tidak tercapainya target ekonomis 30% kapasitas produksi. Sehingga Indonesia hanya memiliki produksi metanol tersisa sebesar 660.000 ton/tahun oleh PT Kaltim Methanol Industri dengan produk metanol grade AA. Pemasaran dari produk PT Kaltim Methanol Industri sekitar 70% dialokasikan untuk ekspor ke luar negeri, seperti Jepang, Korea, Malaysia, Amerika, Cina, Bangkok, Singapura, Taiwan, Australia, Filipina dan India.

Produksi DME juga dibantu katalis yaitu silica alumina. *Silica alumina* diimpor dari China karena belum ada pabrik yang membuat *silica alumina* di Indonesia. Beberapa produsen *silica alumina* di China adalah Zibo Yinghe Chemical Co., Ltd, Pingxiang Gophin Chemical Co., Ltd., dan Qingdao Double Dragon Industry Co., Ltd.

Ditinjau dari segi bahan baku, pendirian pabrik dimetil eter dengan bahan baku metanol ini sangat menguntungkan karena harga dimetil eter jauh lebih mahal dari harga metanol sebagai bahan baku.

1.3 Kapasitas Perancangan

Berdasarkan data dari BPPT, di Indonesia sudah ada pabrik DME yang beroperasi yaitu PT. Bumi Tangerang Gas Industri yang berlokasi di Tangerang dengan kapasitas produksi 3.000 ton/tahun.

Penentuan kapasitas perancangan pabrik DME ini berdasarkan kebutuhan DME dalam negeri dan sisanya diekspor ke beberapa negara seperti salah satunya adalah negara China. Berikut adalah tabel data kebutuhan dan kapasitas DME luar negeri.

Tabel 1. 1 Data perkiraan kebutuhan DME beberapa negara tahun 2010-2014

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

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

Kapasitas Produksi DME di beberapa negara dilihat pada Tabel 1. 2.

Tabel 1. 2 Data kapasitas produksi DME beberapa negara tahun 2011-2017

Negara	Kapasitas (ton/tahun)
China	4.840.000
Korea	300.000
Jepang	100.000

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

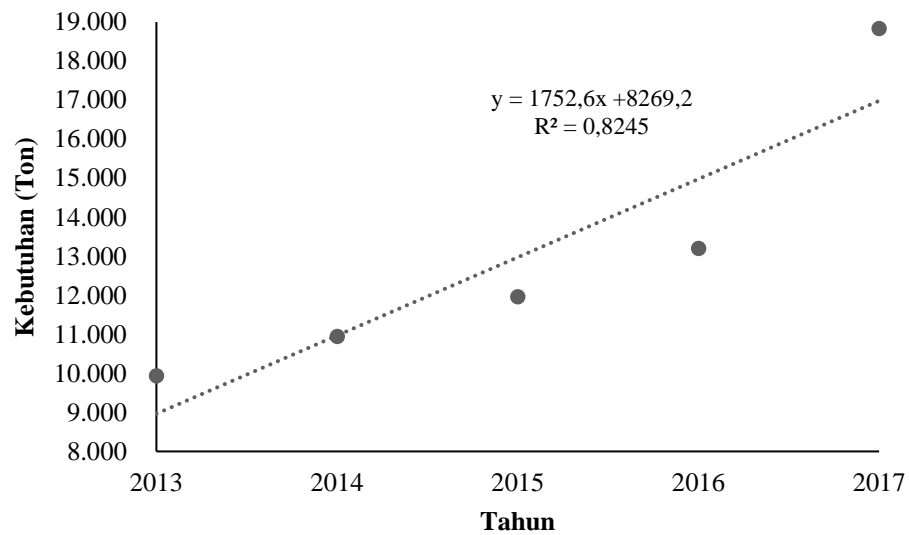
Tabel 1. 3 Data kebutuhan impor DME Indonesia

Tahun	Impor (Ton)
2013	9.939
2014	10.941
2015	11.961
2016	13.199
2017	18.830

(Sumber: Badan Pusat Statistik, 2015)

Berdasarkan data dari Badan Pusat Statistik, kebutuhan impor DME di Indonesia selama lima tahun berturut-turut mengalami kenaikan. Dari data kebutuhan impor Tabel 1. 3 diatas dibuatkan grafik untuk memperoleh nilai regresi linear. Hal tersebut dimaksudkan untuk mendapatkan kecenderungan

naik atau turunnya impor DME untuk beberapa tahun mendatang di Indonesia.



Gambar 1. 1 Grafik kebutuhan DME Indonesia

Dari pemaparan data di atas dapat dilihat bahwa kekurangan pasokan kebutuhan DME yang signifikan di Indonesia pada tahun lalu yaitu ditahun 2017 sebesar 29%. Berdasarkan perhitungan regresi linear kebutuhan DME di Indonesia diperoleh persamaan linear $y = 1752,6x + 8269,2$. Dengan persamaan tersebut dapat dihitung bahwa proyeksi kebutuhan DME di Indonesia pada tahun 2023 mencapai 29.300 ton.

Dengan mempertimbangkan data tersebut di atas maka pemilihan kapasitas produksi yang direncanakan adalah 50.000 ton/tahun untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri sebesar 26.300 ton dan sisanya diekspor ke negara China sebesar 1% dari kebutuhan DME negara tersebut. Jumlah ini masih berada di atas kapasitas minimum pabrik yang masih menguntungkan

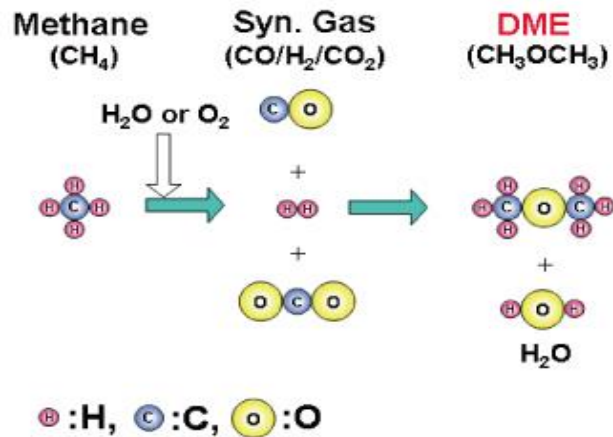
dan mengacu pada pabrik dimetil eter dengan proses sama yang telah beroperasi.

1.4 Tinjauan Pustaka

Hingga saat ini DME dapat diproduksi dengan dengan dua macam proses, yaitu *methanol dehydration process* dan *direct synthesis process*.

Methanol dehydration process atau proses dehidrasi metanol merupakan proses pembuatan DME yang paling umum dan banyak dipakai oleh metanol saat ini. Pembuatan DME dengan proses dehidrasi metanol sendiri terbagi menjadi dua macam, yaitu dehidrasi metanol dengan katalis asam sulfat dan proses dehidrasi metanol dengan katalis *silica alumina*.

Direct synthesis process atau yang dikenal sebagai proses langsung merupakan proses pembentukan *dimethyl ether* (DME) langsung dari gas alam tanpa melalui proses dehidrasi methanol. Gas alam diubah menjadi *syn-gas* bersama O_2 dan produk samping CO_2 di dalam reaktor ATR (*Auto Thermal Reforming*). Kemudian *syn-gas* dikompresi sebelum diumpankan ke dalam reaktor DME. Sintesis metanol dari *syngas* dan dehidrasi metanol pada *direct synthesis process* berlangsung di dalam reaktor yang sama.



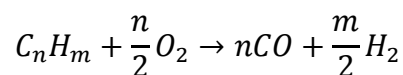
Gambar 1. 1 Proses pembentukan DME dengan proses *direct synthesis*

DME dan hasil produk samping kemudian dipisahkan dari gas-gas sisa yang tidak bereaksi. DME dan produk samping kemudian dipisahkan lebih lanjut melalui unit distilasi. CO₂ hasil pemisahan kemudian *direct recycle* ke dalam ATR *reactor* untuk selanjutnya diubah menjadi *syn-gas*. Proses *direct synthesis* merupakan proses yang ekonomis dan pengembang proses ini adalah *JFE Direct DME Synthesis*.

Berikut adalah reaksi-reaksi yang terjadi di dalam *direct synthesis process* DME:

Auto Thermal Reforming (ATR):

Partial Oxidation:



Steam reforming:



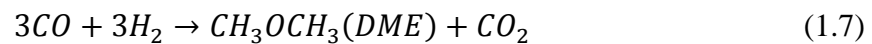
Water Gas Shift Reaction:



DME Reaktor:



Overall:



Karena di Indonesia sudah tersedia bahan baku metanol yang cukup banyak maka proses yang digunakan adalah *methanol dehydration*.

1.4.1 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 °C 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:





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

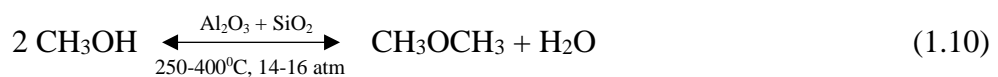
Kerugian :

- 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)

1.4.2 Dehidrasi methanol dengan katalis *silica alumina*

Proses kontak langsung (*direct contact*) metanol dengan katalis silica alumina ($\text{Al}_2\text{O}_3\cdot\text{SiO}_2$) 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 $\text{Al}_2\text{O}_3\cdot\text{SiO}_2$ (padat) dalam *fixed bed reactor* pada suhu tinggi. Berikut adalah reaksi dalam dehidrasi metanol *direct contact* menggunakan katalis padat:



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)

1.5 Pemilihan Proses

Proses pembuatan DME secara umum terbagi menjadi dua, yaitu *Methanol Dehydration Process* dan *Direct Synthesis Process*. Dalam perancangan pabrik DME ini proses yang dipilih adalah metode dehidrasi metanol dengan katalis silika alumina. Alasan utama memilih metode ini karena merupakan proses pembuatan DME yang ekonomis dengan bahan baku yang melimpah dan memiliki konversi yang besar serta tidak memerlukan proses yang panjang.

Tabel 1. 4 Perbandingan proses pembuatan DME

No.	Faktor Pembeding	Proses Pembuatan		
		Dehidrasi Metanol		<i>Direct Synthesis</i>
1	Bahan baku	Metanol		Gas alam, <i>syn-gas</i>
	Proses	Pembentukan DME tanpa proses reaksi lainnya		Pembentukan metanol dan DME terjadi di dalam reaktor yang sama
2	Katalis	Al ₂ O ₃ .SiO ₂	H ₂ SO ₄	CuO, ZnO, Al ₂ O ₃
3	Reaksi	2CH ₃ OH ⇌ CH ₃ OCH ₃ + H ₂ O	CH ₃ OH ⇌ CH ₃ HSO ₄ + H ₂ O CH ₃ OH + CH ₃ HSO ₄ ⇌ CH ₃ OH + H ₂ SO ₄	2CO + 4H ₂ → 2CH ₃ OH 2CH ₃ OH → CH ₃ OCH ₃ + H ₂ O CO + H ₂ O → CO ₂ + H ₂
4	Jenis reaktor	<i>Fixed-bed reactor</i>	<i>CSTR</i>	<i>Slurry-phase reactor, Fixed-bed reactor</i>

5	Konversi CH ₃ OH	80 %	45 %	90 %
6	Kondisi operasi	250-370 °C ; 11-15 atm	125-140 °C ; 2 atm	260 °C ; 30-50 atm
7	Produk samping	Air	H ₂ SO ₄	CO ₂

1.6 Tinjauan Proses

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 :



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.

1.6.1 Sifat Reaksi

1. Tinjauan Termodinamika

Turton (1998) menyebutkan bahwa harga $\Delta H^{\circ}_{\text{reaksi}}$ negatif, maka reaksi pembentukan Dimetil Eter bersifat *eksotermis*, sehingga sistem membebaskan energi.

2. Tinjauan Kinetika

Persamaan konstanta laju reaksi pembentukan Dimetil Eter adalah sebagai berikut :

$$-r_A = k_0 \exp \left[\frac{-E_0}{RT} \right] p_{\text{metanol}}$$

Dengan :

$(-r_A)$: Laju reaksi, kmol/(m³.cat.jam.kPa)

k_0 : 1,21x10⁶ kmol/(m³cat.jam.kPa)

E_0 : 80,48 kJ/kmol

T : Suhu, K

P_{metanol} : Tekanan parsial metanol, kPa

R : Konstanta gas ideal

Persamaan tersebut berlaku untuk kisaran temperatur antara 250-370 °C. Reaksi terjadi pada fase gas dengan menggunakan katalisator Al₂O₃.SiO₂ (*Turton*, 2012).

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk

Tabel 2. 1 Spesifikasi Produk DME

Parameter	Produk
Berat Molekul (kg/kgmol)	46,0688
Densitas (kg/m ³)	1,883
Titik Didih (°C)	-24,8446
Titik Kritis (°C)	126,9417
Tekanan Kritis (atm)	52,9996
Viskositas (cP)	0,008668
Kemurnian (% berat)	99,95

(Sumber: *International DME Association*, 2015)

2.2 Spesifikasi Bahan Utama

Tabel 2. 2 Spesifikasi Bahan Metanol

Parameter	Bahan
Berat Molekul (kg/kgmol)	32,04
Densitas (kg/m ³)	790,8
Titik Didih (°C)	66,3574
Titik Kritis (°C)	246,8831
Tekanan Kritis (atm)	87,9736
Kemurnian (% berat)	99,85

(Sumber: PT Kaltim Methanol Industri, 2015)

2.3 Spesifikasi Bahan Pembantu (katalis)

Tabel 2. 3 Spesifikasi *Silica Alumina*

Parameter	Bahan
Rumus senyawa	$\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot \text{SiO}_2$
Bentuk	<i>sphere</i>
Fase	padat
Porositas	0,35
Diameter (m)	0,005
Bulk density (kg/m^3)	780

2.4 Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas (*Quality Control*) pada pabrik Dimetil Eter ini meliputi pengendalian kualitas bahan baku, pengendalian proses produksi dan pengendalian kualitas produk.

2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas dari bahan baku dimaksudkan untuk mengetahui sejauh mana kualitas bahan baku yang digunakan, apakah sudah sesuai dengan spesifikasi yang ditentukan untuk proses. Oleh karena itu sebelum dilakukan proses produksi, dilakukan pengujian terhadap kualitas bahan baku Metanol dan bahan-bahan lain seperti katalis dengan tujuan agar bahan yang digunakan dapat diproses dengan baik di dalam pabrik.

2.3.2 Pengendalian Proses Produksi

Alat ukur dan instrumentasi merupakan bagian penting dalam mengendalikan proses produksi. Dengan adanya sistem tersebut maka

bagian-bagian penting dari pabrik yang memerlukan pengawasan rutin dapat dikontrol dengan baik. Instrumentasi memiliki 3 fungsi utama, yaitu sebagai alat pengukur, alat analisa, dan alat kendali. Selain digunakan untuk mengetahui kondisi operasi, instrumentasi juga berfungsi untuk mengatur variabel proses, baik secara manual maupun secara otomatis untuk memperingatkan operator akan kondisi yang kritis dan berbahaya. Instrumen harus ada dan harus berfungsi sebagaimana mestinya sesuai dengan kebutuhan dimana instrumen tersebut ditempatkan. Instrumen merupakan salah satu faktor yang sangat menentukan mutu dari suatu hasil produksi. Pengendalian proses produksi pabrik ini meliputi aliran dan alat sistem kontrol.

2.3.2.1 Aliran Sistem Kontrol

1. Aliran *pneumatis* (aliran udara tekan) digunakan untuk *valve* dari *controller* ke *actuator*.
2. Aliran *electric* (aliran listrik) digunakan untuk suhu dari sensor ke *controller*.
3. Aliran mekanik (aliran gerakan/perpindahan level) digunakan untuk *flow* dari sensor ke *controller*.

2.3.2.2 Alat Sistem Kontrol

1. Sensor, digunakan untuk identifikasi variabel-variabel proses. Alat yang digunakan manometer untuk sensor aliran fluida, tekanan dan level, *thermocouple* untuk sensor suhu.

2. *Controller* meliputi *Level Control* (LC), *Temperature Control* (TC), *Pressure Control* (PC), *Flow Control* (FC).

a. *Level Control* (LC)

Level Control berfungsi untuk mengetahui dan mengendalikan tinggi cairan dalam suatu alat sehingga tidak melebihi batas maksimum yang diizinkan. Secara umum LC digunakan dalam suatu alat yang berupa kolom atau *vessel*. LC dihubungkan dengan *control valve* pada aliran keluar kolom atau *vessel*.

b. *Temperature Control* (TC)

Temperature Control berfungsi untuk mengetahui dan mengendalikan suhu operasi suatu alat berdasarkan suhu operasi yang ditetapkan.

c. *Pressure Control* (PC)

Pressure Control berfungsi untuk mengetahui dan mengendalikan tekanan operasi berdasarkan tekanan operasi suatu alat yang ditetapkan. PC sangat dibutuhkan pada sistem yang menggunakan aliran *steam* atau gas. PC dihubungkan dengan *control valve* pada aliran keluaran *steam* atau gas.

d. *Flow Control* (FC)

Flow Control berfungsi untuk mengetahui dan mengendalikan debit aliran dari suatu bahan yang akan masuk ke suatu proses atau alat.

3. *Actuator* digunakan untuk memanipulasi agar variabel *actuator* sama dengan variabel *controller*. Alat yang digunakan *automatic control valve* atau *manual hand valve*.

Alat-alat proses pada pabrik DME ini dipasang sistem kontrol untuk mengendalikan kondisi operasi agar sesuai dengan yang ditetapkan. Sistem kontrol yang digunakan dalam alat-alat proses pabrik DME ini dapat dilihat pada Tabel 2.4 sebagai berikut.

Tabel 2. 4 Sistem kontrol yang digunakan dalam alat-alat proses pabrik DME.

No	Nama alat	Kode alat	Instrumen
1	Expander	EP-101	<i>Pressure Control</i>
2	Reaktor	R-101	<i>Temperature Control</i> <i>Pressure Control</i>
3	Cooler	HE-101	<i>Temperature Control</i>
4	Heater	HE-102	<i>Temperature Control</i>
5	Condenser	CD-101 CD-102 CD-103	<i>Temperature Control</i>
6	Reboiler	RB-102 RB-103	<i>Temperature Control</i> <i>Level Control</i>
7	Accumulator	ACC-101 ACC-102	<i>Level Control</i>
8	Expansion valve	EV-101	<i>Pressure Control</i>
9	Vaporizer	V-101	<i>Temperature Control</i>
10	Distilasi	MD-101 MD-102	<i>Pressure Control</i> <i>Flow Control</i>
11	Pompa	P-101 P-102 P-103 P-104 P-105 P-106	<i>Flow Control</i> <i>Pressure Control</i>

2.3.3 Pengendalian Kualitas Produk

Kualitas dari produk yang dihasilkan sangat dipengaruhi oleh proses-proses sebelumnya. Untuk memperoleh mutu produk standar, maka diperlukan bahan yang berkualitas, pengawasan serta pengendalian yang baik terhadap proses yang ada sehingga didapatkan produk yang berkualitas dan sesuai dengan kebutuhan di pasaran.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1 Uraian Proses

Bahan baku berupa Metanol cair sebanyak 8.785,479 kg/jam 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. *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 $\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot \text{SiO}_2$.

Reaksi dehidrasi yang berlangsung didalam reaktor (R-101) menghasilkan produk DME sebanyak 6319,313 kg/jam, air sebanyak 2485,993 kg/jam dan sisanya metanol yang tidak bereaksi. Reaksi di dalam Reaktor (R-101) ini berlangsung secara *eksotermis non isothermal non-adiabatis*. Panas reaksi yang dihasilkan diserap dengan pendingin *Dowtherm A*.

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% sebanyak 6.313,131 kg/jam yang kemudian disimpan di tangki penyimpanan DME (T-101) pada suhu 30 °C dan tekanan 7 atm.

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).

3.2 Spesifikasi Alat

1. Expander (EP-101)

Tabel 3. 1 Spesifikasi Expander (EP-101)

IDENTIFIKASI	
Nama alat	: Expander
Kode alat	: EP-101
Jumlah	: 1 buah
Fungsi	: Menurunkan tekanan produk keluaran reaktor dari 12,56 atm menjadi 7 atm
DATA DESAIN	
Jenis alat	: <i>turbin (centrifugal)</i>
Tekanan input	: 12,56 atm
Tekanan output	: 7 atm
Suhu input	: 290,45 °C
Suhu output	: 258,60 °C
Daya	: 4,591 kW
Harga	: \$ 18.520,97

2. Cooler (HE-102)

Tabel 3. 2 Spesifikasi Cooler (HE-102)

IDENTIFIKASI	
Nama alat	: Cooler
Kode alat	: HE-102
Jumlah	: 1 buah
Fungsi	: Menurunkan suhu <i>feed</i> MD-102 sebanyak 4.686,900 kg/jam dari suhu 147,24 °C menjadi 84,92 °C.
DATA DESAIN	
Jenis alat	: <i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Beban panas	: 1.047.764 kJ/jam
Luas transfer panas	: 6,556 m ²
Bahan konstruksi	: Carbon Steel
Harga	: \$ 1.795,29
Annulus	
Aliran fluida	: <i>Hot fluid/gas</i>
Jumlah Hairpin	: 1 buah
NPS	: 2 in
Schedule number	: 40
OD	: 0,060 m
ID	: 0,053 m
Panjang	: 3,658 m
ΔP_a	: 0,158 atm

Tabel 3. 2 Spesifikasi Cooler (HE-102) (Lanjutan)

Inner Pipe	
Aliran fluida	: <i>Cold fluid/air</i>
NPS	: 1,25 in
Schedule number	: 40
OD	: 0,042 m
ID	: 0,035 m
Panjang	: 3,658 m
Uc	: 248,626 W/m ² .°C
Ud	: 219,759 W/m ² .°C
Rd _{calculated}	: 0,003
Rd _{required}	: 0,002
ΔP_p	: 0,027 atm

3. Reaktor (R-101)

Tabel 3. 3 Spesifikasi Reaktor (R-101)

IDENTIFIKASI	
Nama alat	: Reaktor
Kode alat	: R-101
Jumlah	: 1 buah
Fungsi	: Mereaksikan metanol sebanyak 11.000,031 kg/jam menjadi DME
DATA DESAIN	

Tabel 3. 3 Spesifikasi Reaktor (R-101) (Lanjutan)

Jenis	: <i>Fixed Bed Multitube Reactor</i>
Fase	: Gas
Tinggi reaktor	: 2,648 m
Volume reaktor	: 3,349 m ³
Bahan konstruksi	: Carbon Steel SA-212 Grade B
Harga	: \$ 13.801,32
Kondisi Operasi	
Suhu umpan masuk	: 290,00 °C
Suhu umpan keluar	: 290,45 °C
Tekanan masuk	: 13 atm
Tekanan keluar	: 12,56 atm
ΔP	: 0,44 atm
Katalis	
Nama katalis	: Al ₂ O ₃ .SiO ₂
Densitas	: 1783,5 kg/m ³
Porositas	: 35 %
Diameter	: 0,005 m
Total berat katalis	: 1.308,546 kg
Shell	
ID _s	: 1,375 m
Tebal shell	: 0,016 m
OD _s	: 1,524 m

Tabel 3. 3 Spesifikasi Reaktor (R-101) (Lanjutan)

Baffle space	: 0,344 m
Tube	
IPS	: 1,500 in
Schedule number	: 40
ID _t	: 0,041 m
OD _t	: 0,048 m
Jumlah tube	: 300 buah
Susunan tube	: <i>Triangular pitch</i>
Pitch	: 0,060 m
Panjang tube	: 1,960 m
Head	
Bentuk head	: <i>Elliptical dished heads</i>
Tebal head	: 0,016 m
Tinggi head	: 0,344 m
Isolator	
Bahan isolasi	: Asbestos
Tebal isolasi	: 0,122 m

4. Condenser

Tabel 3. 4 Spesifikasi Condenser

IDENTIFIKASI			
Kode alat	CD-101	CD-102	CD-103
Nama alat	Kondenser	Kondenser	Kondenser
Jumlah	1 buah	1 buah	1 buah
Fungsi	Mengembunkan gas keluaran reaktor sebanyak 11.000,031 kg/jam	Mengembunkan hasil atas MD- 101 sebanyak 6.313,131 kg/jam	Mengembunkan hasil atas MD- 102 sebanyak 2.201,354 kg/jam
DATA DESAIN			
Jenis alat	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Beban panas	4.561.356 kJ/jam	2.838.557 kJ/jam	5.129.572 kJ/jam
A	88,931 m ²	232,511 m ²	218,427 m ²
Bahan	Carbon Steel	Carbon Steel	Carbon Steel
Harga	\$ 49.931,61	\$ 92.121,02	\$ 88.306,02
Shell			
Aliran fluida	<i>Cold fluid / air</i>	<i>Cold fluid / Chilled water</i>	<i>Cold fluid / air</i>
ID	0,7366 m	0,889 m	0,838 m

Tabel 3. 4 Spesifikasi Condenser (Lanjutan)

B	0,184 m	0,222 m	0,209 m
Passes	1	1	1
ΔP_s	0,04 atm	0,02 atm	0,02 atm
Tube			
Aliran fluida	<i>Hot fluid/ gas</i>	<i>Hot fluid/ gas</i>	<i>Hot fluid/ gas</i>
Nt	553	608	856
L	3,657 m	4,876 m	4,876 m
OD	0,019 m	0,025m	0,019 m
ID	0,016 m	0,022 m	0,016 m
BWG	16	16	16
a''	0,1963 ft ² /ft	0,2618 ft ² /ft	0,1963 ft ² /ft
Pitch	0,001 m ² .pitch	0,001 m ² .pitch	0,001 m ² .pitch
Passes	2	2	2
Uc	1882,632 W/m ² .°C	2.246,914 W/m ² .°C	2.343,340 W/m ² .°C
Ud	166,905 W/m ² .°C	223,201 W/m ² .°C	198,627 W/m ² .°C
Rd _{calculated}	0,031	0,023	0,026
Rd _{required}	0,003	0,003	0,003
ΔP_t	0,01 atm	0,01 atm	0,01 atm

5. Pompa

Tabel 3. 5 Spesifikasi Pompa

IDENTIFIKASI			
Kode alat	P-101	P-102	P-103
Nama alat	Pompa	Pompa	Pompa
Jumlah	1 buah	1 buah	1 buah
Fungsi	Mengalirkan cairan sebanyak 11000,031 kg/jam dari T-101 menuju V-101	Mengalirkan cairan sebanyak 11000,031 kg/jam dari CD-101 menuju MD-101	Mengalirkan cairan sebanyak 6313,131 kg/jam dari ACC-101 menuju T-101
DATA DESAIN			
Jenis alat	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Tipe aliran	Francis flow	Francis flow	Radial flow
Kapasitas	13,802 m ³ /jam	43,967 m ³ /jam	9,754 m ³ /jam
N	3.500 rpm	3.500 rpm	3.500 rpm
N _s	1.647,504 rpm	3.327,188rpm	1.081,249 rpm
Total Head	12,866 m	10,912 m	17,899 m
Daya	6,426 kW	5,543 kW	6,157 kW
Harga	\$ 6.507,94	\$ 8.752,06	\$ 3.927,21

Tabel 3. 5 Spesifikasi Pompa (Lanjutan)

IDENTIFIKASI			
Kode alat	P-104	P-105	P-106
Nama alat	Pompa	Pompa	Pompa
Jumlah	1 buah	1 buah	1 buah
Fungsi	Mengalirkan cairan <i>recycle</i> sebanyak 2.201,354 kg/jam dari ACC-102 menuju V-101	Mengalirkan cairan <i>recycle</i> sebanyak 2.201,354 kg/jam dari ACC-102 menuju V-101	Mengalirkan cairan sebanyak 2,485,546 kg/jam dari MD-102 menuju UPL
DATA DESAIN			
Jenis alat	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Tipe aliran	Radial flow	Radial flow	Francis flow
Kapasitas	2,867 m ³ /jam	2,867 m ³ /jam	19,538 m ³ /jam
N	3.500 rpm	3.500 rpm	3.500 rpm
N _s	559,853 rpm	559,853rpm	1.840,986 rpm
Total Head	19,029 m	10,912 m	13,989 m
Daya	5,706 kW	5,543 kW	1,527 kW
Harga	\$ 3.927,21	\$ 3.927,21	\$ 3.927,21

6. Menara Distilasi

Tabel 3. 6 Spesifikasi Menara Distilasi

IDENTIFIKASI		
Kode alat	MD-101	MD-102
Nama alat	Menara Distilasi	Menara Distilasi
Jumlah	1 buah	1 buah
Fungsi	Memisahkan DME dari Metanol dan air	Memisahkan Metanol dari air
DATA DESAIN		
Jenis alat	<i>Sieve Tray Column</i>	<i>Sieve Tray Column</i>
Fase umpan masuk	Cair jenuh	Cair jenuh
Bahan konstruksi	Carbon Steel SA-283 Grade C	Carbon Steel SA-283 Grade C
Tinggi Menara	13,592 m	13,911 m
Volume	9,692 m ³	15,419 m ³
ID _s	0,953 m	1,188 m
OD _s	1,016 m	1,524 m
Tebal Shell	0,008 m	0,005 m
Jenis Head	<i>Torispherical dished head</i>	<i>Torispherical dished head</i>
Tebal Head	0,010 m	0,005 m
Jumlah Tray	26	27
Feed Tray	Stage ke 13 dari atas	Stage ke 10 dari atas

Tabel 3. 6 Spesifikasi Menara Distilasi (Lanjutan)

Tipe Tray	<i>Sieve and Tray</i>	<i>Sieve and Tray</i>
Tray Spacing	0,400 m	0,400 m
Weir Height	0,048 m	0,048 m
Tebal Tray	0,005 m	0,005 m
Hole Diameter	0,005 m	0,005 m
P feed	7 atm	1,1 atm
T feed	66,73 °C	84,92 °C
P top	6,7 atm	1 atm
T top	30,80 °C	64,86 °C
P bottom	7,2 atm	1,2 atm
T bottom	147,24 °C	105,31 °C
Ratio Reflux	0,074	1,322
Harga	\$ 294.435,12	\$ 301.653,27

7. Accumulator

Tabel 3. 7 Spesifikasi Accumulator

IDENTIFIKASI		
Kode alat	ACC-101	ACC-102
Nama alat	Accumulator	Accumulator
Jumlah	1 buah	1 buah

Tabel 3. 7 Spesifikasi Accumulator (Lanjutan)

Fungsi	Menampung keluaran Condenser (CD-102) untuk menjaga kontinuitas dan kestabilan aliran keluar	Menampung keluaran Condenser (CD-103) untuk menjaga kontinuitas dan kestabilan aliran keluar
DATA DESAIN		
Jenis alat	Tangki silinder horizontal	Tangki silinder horizontal
Bahan konstruksi	Carbon Steel SA-283 Grade C	Carbon Steel SA-283 Grade C
Volume	2,204 m ³	1,189 m ³
Diameter	0,762 m	0,621 m
Panjang	4,574 m	3,723 m
Tebal Shell	0,008 m	0,005 m
Tebal Head	0,008 m	0,005 m
Tinggi Head	0,216 m	0,165 m
Harga	\$ 34.110,58	\$ 28.836,91

8. Reboiler

Tabel 3. 8 Spesifikasi Reboiler (RB-101)

IDENTIFIKASI	
Nama alat	: Reboiler
Kode alat	: RB-101
Jumlah	: 1 buah
Fungsi	: Menguapkan hasil bawah MD-101
DATA DESAIN	
Jenis alat	: <i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Beban panas	: 3.549.526,35 kJ/jam
Luas transfer panas	: 18,149 m ²
Bahan konstruksi	: Carbon Steel
Harga	: \$ 20.197,06
Annulus	
Aliran fluida	: <i>Hot fluid/gas</i>
Jumlah Hairpin	: 16 buah
NPS	: 2 in
Schedule number	: 40
OD	: 0,060 m
ID	: 0,053 m
Panjang	: 3,658 m
ΔP_a	: 0,03 atm
Inner Pipe	
Aliran fluida	: <i>Cold fluid/bottom MD-101</i>

Tabel 3. 8 Spesifikasi Reboiler (RB-101) (Lanjutan)

NPS	: 1,25 in
Schedule number	: 40
OD	: 0,042 m
ID	: 0,035 m
Panjang	: 3,658 m
Uc	: 2.246,29 W/m ² .°C
Ud	: 1.027,21 W/m ² .°C
R _d calculated	: 0,003
R _d required	: 0,002
ΔP _p	: 0,065 atm

Tabel 3. 9 Spesifikasi Reboiler (RB-102)

IDENTIFIKASI	
Nama alat	: Reboiler
Kode alat	: RB-102
Jumlah	: 1 buah
Fungsi	: Menguapkan hasil bawah MD-102
DATA DESAIN	
Jenis alat	: <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Beban panas	: 5.216.995,00 kJ/jam
Luas transfer panas	: 32,196 m ²
Bahan konstruksi	: Carbon Steel
Harga	: \$ 23.675,44

Tabel 3. 9 Spesifikasi Reboiler (RB-102) (Lanjutan)

Shell	
Aliran fluida	: <i>Cold fluid</i> / bottom MD-102
ID	: 0,387 m
B	: 0,097 m
Passes	: 1
Tube	
Aliran fluida	: <i>Hot fluid</i> / gas
Nt	: 137
L	: 4,877 m
OD	: 0,019 m
ID	: 0,016 m
BWG	: 16
a''	: 0,1963 ft ² /ft
Pitch	: 0,001 m ² .pitch
Passes	: 2
Uc	: 1.002,325 W/m ² .°C
Ud	: 685,992 W/m ² .°C
Rd _{calculated}	: 0,003
Rd _{required}	: 0,002
ΔP _t	: 0,05 atm

9. Tangki Penyimpanan

Tabel 3. 10 Spesifikasi Tangki Penyimpanan

IDENTIFIKASI		
Kode alat	T-101	T-101
Nama alat	Tangki Penyimpanan Metanol	Tangki Penyimpanan DME
Jumlah	3 buah	3 buah
Fungsi	Menyimpan metanol kapasitas 15 hari penyimpanan	Menyimpan DME kapasitas 15 hari penyimpanan
DATA DESAIN		
Jenis alat	Tangki silinder tegak dengan <i>Torispherical</i> <i>dished head</i>	Tangki silinder tegak dengan <i>Torispherical</i> <i>dished head</i>
Bahan konstruksi	Carbon Steel SA-283 Grade C	Carbon Steel SA-283 Grade C
Fase	Cair	Cair
Tekanan	1 atm	7 atm
Suhu	30 °C	30 °C
Diameter	12,192 m	12,192 m
Tinggi	14,630 m	14,630 m
Volume	1.572,588 m ³	1.404,633 m ³

Tabel 3. 10 Spesifikasi Tangki Penyimpanan (Lanjutan)

Tebal Shell	Plat 1	0,016 m	0,016 m
	Plat 2	0,016 m	0,016 m
	Plat 3	0,013 m	0,013 m
	Plat 4	0,013 m	0,013 m
	Plat 5	0,010 m	0,010 m
	Plat 6	0,010 m	0,010 m
	Plat 7	0,006 m	0,006 m
	Plat 8	0,006 m	0,006 m
Tebal Head		0,016 m	0,076 m
Tinggi Head		1,437 m	1,497 m
Harga		\$ 54.473,43	\$ 54.473,43

10. Heater (HE-101)

Tabel 3. 11 Spesifikasi Heater (HE-101)

IDENTIFIKASI	
Nama alat	: Heater
Kode alat	: HE-101
Jumlah	: 1 buah
Fungsi	: Memanaskan gas metanol
DATA DESAIN	
Jenis alat	: <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Beban panas	: 2.841.606 kJ/jam

Tabel 3. 11 Spesifikasi Heater (HE-101) (Lanjutan)

Luas transfer panas	: 73,339 m ²
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel</i>
Harga	: \$ 78.656,31
Shell	
Aliran fluida	: <i>Cold fluid/ light organics</i>
ID	: 0,337 m
B	: 0,084 m
Passes	: 1
Tube	
Aliran fluida	: <i>Hot fluid/Steam</i>
Nt	: 413
L	: 3,658 m
OD	: 0,019 m
ID	: 0,016 m
BWG	: 16
a''	: 0,018 m ² /m
Pitch	: 0,019 m ² .pitch
Passes	: 1
Uc	: 12,072 W/m ² .°C
Ud	: 73,339 W/m ² .°C
Rd _{calculated}	: 0,023
Rd _{required}	: 0,0005

Tabel 3. 11 Spesifikasi Heater (HE-101) (Lanjutan)

ΔP_t	: 0,002 atm
--------------	-------------

11. Separator (SP-101)

Tabel 3. 12 Spesifikasi Separator (SP-101)

IDENTIFIKASI	
Nama alat	: Separator
Kode alat	: SP-101
Jumlah	: 1 buah
Fungsi	: Memisahkan uap metanol dan air dengan cairan metanol dan air sebanyak 13.726,510 kg/jam
DATA DESAIN	
Jenis alat	: <i>vertical separator single stage</i>
Bahan material	: <i>Carbon steel</i>
Tekanan	: 13 atm
Suhu	: 148,25 °C
Tebal shell	: 0,013 m
Tebal head	: 0,013 m
Tinggi separator	: 2,365 m
Jenis head	: <i>Elliptical dished heads</i>
Harga	: \$ 11.669,41

12. Vaporizer (V-101)

Tabel 3. 13 Spesifikasi Vaporizer (V-101)

IDENTIFIKASI	
Nama alat	: Vaporizer
Kode alat	: V-101
Jumlah	: 1 buah
Fungsi	: Menguapkan metanol
DATA DESAIN	
Jenis alat	: <i>Kettle Reboiler (Shell and Tube)</i>
Beban panas	: 10.018.441 kJ/jam
Luas transfer panas	: 20,504 m ²
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel</i>
Harga	: \$ 46.789,85
Shell	
Aliran fluida	: <i>Cold fluid/ light organics</i>
ID	: 0,438 m
B	: 0,109 m
Passes	: 1
Tube	
Aliran fluida	: <i>Hot fluid/Steam</i>
Nt	: 177
L	: 0,203 m
OD	: 0,002 m
ID	: 0,001 m

Tabel 3. 13 Spesifikasi Vaporizer (V-101) (Lanjutan)

BWG	: 16
a''	: 0,018 m ² /m
Pitch	: 0,002 m ² .pitch
Passes	: 1
Uc	: 1.483,722 W/m ² .°C
Ud	: 676,301 W/m ² .°C
Rd _{calculated}	: 0,005
Rd _{required}	: 0,003
ΔP _t	: 0,004 atm

3.3 Perencanaan Produksi

3.3.1 Analisis Kebutuhan Bahan Baku

Analisis kebutuhan bahan baku berkaitan dengan ketersediaan bahan baku terhadap kebutuhan kapasitas pabrik. Bahan baku Metanol diperoleh dari pabrik PT Kaltim Methanol Industri di Bontang, Kalimantan Timur.

Tabel 3. 14 Kebutuhan Bahan Baku

Komponen	Kebutuhan bahan baku (ton/tahun)	Rerata ketersediaan bahan baku (ton/tahun)
Metanol	69.686,52	660.000

Dari table 3.14 di atas dapat disimpulkan bahwa ketersediaan bahan baku Metanol dapat memenuhi kebutuhan pabrik, atau dengan kata lain ketersediaan bahan baku aman untuk proses produksi.

3.3.2 Analisis Kebutuhan Alat Proses

Analisis kebutuhan peralatan proses meliputi kemampuan peralatan untuk proses, umur ekonomis peralatan dan perawatannya. Dengan adanya analisis kebutuhan peralatan proses maka akan dapat diketahui anggaran yang diperlukan untuk peralatan proses, baik pembelian maupun perawatannya.

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Ketepatan pemilihan lokasi suatu pabrik harus direncanakan dengan berbagai pertimbangan baik, matang, dan tepat. Kemudahan dalam pengoperasian pabrik dan perencanaan di masa yang akan datang merupakan faktor – faktor yang perlu mendapat perhatian dalam penetapan lokasi suatu pabrik. Hal tersebut menyangkut faktor produksi dan distribusi dari produk yang dihasilkan. Lokasi pabrik harus menjamin biaya transportasi dan produksi yang seminimal mungkin, disamping beberapa faktor lain yang harus diperhatikan diantaranya adalah pengadaan bahan baku, utilitas, dan faktor penunjang lain–lain. Oleh karena itu pemilihan dan penentuan lokasi pabrik yang tepat merupakan salah satu faktor yang sangat penting dalam suatu perencanaan pabrik.

Berdasarkan pertimbangan-pertimbangan di atas, maka ditentukan rencana pendirian pabrik DME ini berlokasi di daerah Bontang, Kalimantan Timur. Faktor–faktor yang menjadi dasar pertimbangan dalam menentukan lokasi pabrik adalah sebagai berikut:

4.1.1 Penyediaan Bahan Baku

Untuk menekan biaya penyediaan bahan baku, maka pabrik DME didirikan di dekat penghasil utama bahan baku Metanol, yaitu pabrik

Metanol milik PT Kaltim Methanol Industri di Bontang, Kalimantan Timur yang beroperasi dengan kapasitas 660.000 ton/tahun.

4.1.2 Pemasaran Produk

Sasaran pemasaran produk DME ini adalah untuk *blending* dengan LPG, bahan *aerosol propellant*. Pemasarannya diharapkan untuk mencukupi kebutuhan dalam negeri dan ekspor sehingga lokasi pabrik dipilih dekat pelabuhan untuk memudahkan pemasaran produk.

4.1.3 Utilitas

Penyediaan air untuk utilitas mudah dan murah karena kawasan ini dekat dengan laut. Kebutuhan air disuplai dari laut. Sarana yang lain seperti bahan bakar dapat diperoleh dengan transportasi darat maupun transportasi air.

4.1.4 Transportasi

Sarana transportasi untuk keperluan bahan baku dapat dilakukan dengan cara pemipaan karena lokasi pabrik DME ini tidak jauh dengan pabrik penghasil bahan baku, sedangkan untuk pemasaran produk dapat ditempuh melalui jalur darat, maupun laut. Dengan tersedianya sarana baik darat maupun air, maka diharapkan kelancaran kegiatan proses produksi, serta kelancaran pemasaran.

4.1.5 Tenaga Kerja

Untuk tenaga kerja dengan kualitas tertentu dapat dengan mudah diperoleh meski tidak dari daerah setempat. Sedangkan untuk tenaga buruh diambil dari daerah setempat atau dari para pendatang pencari kerja.

4.1.6 Faktor Penunjang Lain

Kalimantan Timur merupakan kawasan dengan sumber daya alam yang sangat melimpah, sehingga banyak industri yang didirikan. Faktor-faktor seperti tersedianya bahan baku, air, lahan, kestabilan iklim menjadi pertimbangan bahwa pabrik DME layak didirikan di kawasan ini.



Gambar 4. 1 Peta rencana lokasi pabrik DME

4.2 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik adalah tempat kedudukan dari bagian-bagian pabrik yang meliputi tempat bekerjanya karyawan, tempat peralatan, tempat penyimpanan bahan baku dan produk, dan sarana lain seperti utilitas, taman dan tempat parkir. Secara garis besar *lay out* pabrik dibagi menjadi beberapa daerah utama, yaitu :

4.2.1 Area Administrasi/Perkantoran dan Laboratorium

Area administrasi merupakan pusat kegiatan administrasi pabrik yang mengatur kelancaran operasi. Laboratorium sebagai pusat pengembangan, pengendalian kualitas dan kuantitas bahan yang akan diproses serta produk yang akan yang dijual.

4.2.2 Area Proses dan Ruang Kontrol

Merupakan area tempat alat-alat proses diletakkan dan proses berlangsung. Ruang kontrol sebagai pusat pengendalian berlangsungnya proses.

4.2.3 Area Pergudangan, Umum, Bengkel, dan Garasi

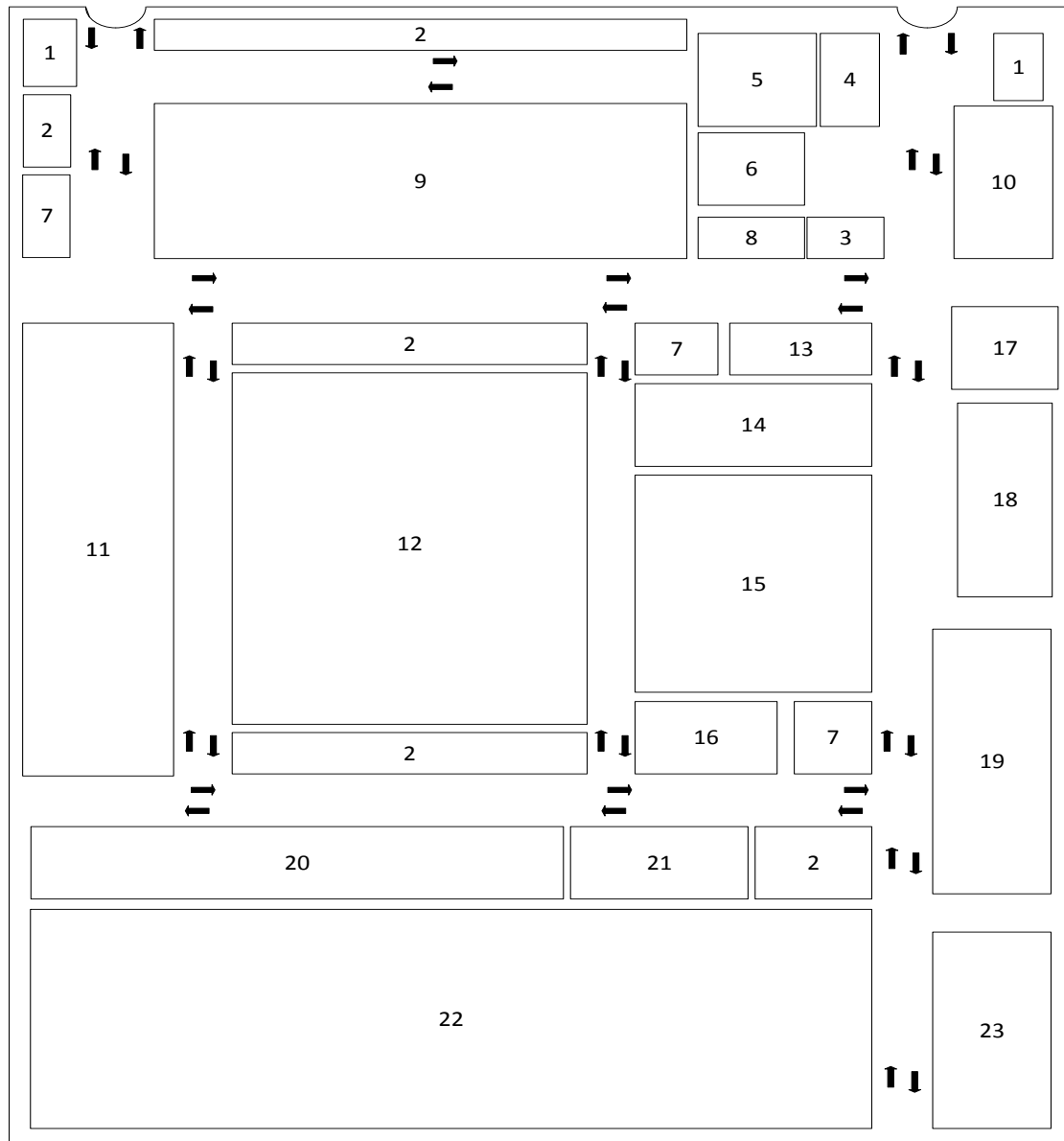
Merupakan area tempat menyimpan alat-alat dan bahan kimia, tempat kegiatan umum, reparasi transportasi, dan parkir kendaraan.

4.2.4 Area Utilitas dan *Power Station*

Merupakan area dimana kegiatan penyediaan air dan tenaga listrik dipusatkan.

Tata letak pabrik dan tata letak alat proses disajikan pada gambar

4.2. sebagai berikut :



Skala 1:1000

Gambar 4. 2 *Layout* Pabrik DME

Keterangan:

- | | |
|-----------------------------------|----------------------------|
| 1. Pos jaga | 13. Ruang kontrol utilitas |
| 2. Taman | 14. Ruang kontrol proses |
| 3. Poliklinik | 15. Area proses |
| 4. Koperasi | 16. Bengkel |
| 5. Aula | 17. Gudang bahan kimia |
| 6. Masjid | 18. Laboratorium |
| 7. Unit pemadam kebakaran | 19. Utilitas |
| 8. Kantin | 20. Kebun binatang mini |
| 9. Kantor utama | 21. Gudang alat |
| 10. Area parkir karyawan dan tamu | 22. Area perluasan |
| 11. Area parkir truk | 23. Unit pengolahan limbah |
| 12. Area penyimpanan produk | |

4.3 Tata Letak Alat Proses

Dalam perancangan tata letak peralatan proses pada pabrik ada beberapa hal yang perlu diperhatikan, yaitu:

4.3.1 Aliran Bahan Baku dan Produk

Jalannya aliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang besar, serta menunjang kelancaran dan keamanan produksi.

4.3.2 Aliran Udara

Aliran udara di dalam dan sekitar area proses perlu diperhatikan kelancarannya. Hal ini bertujuan untuk menghindari terjadinya stagnasi udara pada suatu tempat berupa penumpukan atau akumulasi bahan kimia berbahaya yang dapat membahayakan keselamatan pekerja, selain itu perlu memperhatikan arah hembusan angin.

4.3.3 Pencahayaan

Penerangan seluruh pabrik harus memadai. Pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau beresiko tinggi harus diberi penerangan tambahan untuk keamanan.

4.3.4 Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan

Dalam perancangan *lay out* peralatan, lalu lintas perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah agar apabila terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki, selain itu keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan.

4.3.5 Pertimbangan Ekonomi

Dalam menempatkan alat-alat proses pada pabrik diusahakan agar dapat menekan biaya operasi dan menjamin kelancaran serta keamanan produksi pabrik sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomi.

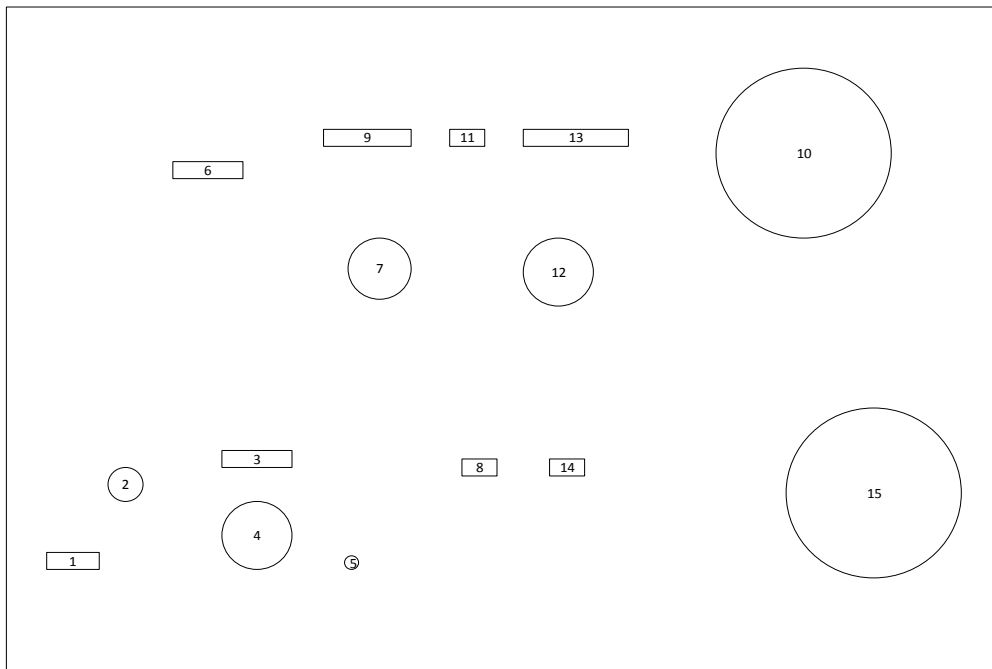
4.3.6 Jarak Antar Alat Proses

Untuk alat proses yang mempunyai suhu dan tekanan operasi tinggi sebaiknya dipisahkan dari alat proses lainnya, sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut, tidak membahayakan alat-alat proses lainnya.

4.3.7 Perluasan dan Pengembangan Pabrik

Setiap pabrik yang didirikan diharapkan dapat berkembang dengan

penambahan unit sehingga diperlukan susunan pabrik yang memungkinkan adanya perluasan (*Vilbrant, 1959*).



Skala 1:600

Gambar 4. 3 Layout alat proses

Keterangan:

- | | |
|---------------------|--------------------------------|
| 1. Vapourizer | 9. Condenser |
| 2. Separator | 10. Tangki Penyimpanan DME |
| 3. Heater | 11. Cooler |
| 4. Reaktor | 12. Menara distilasi |
| 5. Expander | 13. Condenser |
| 6. Condenser | 14. Reboiler |
| 7. Menara distilasi | 15. Tangki penyimpanan Metanol |
| 8. Reboiler | |

4.4 Alir Proses dan Material

4.4.1 Neraca Massa

4.4.1.1 Neraca Massa Total

Tabel 4. 1 Neraca Massa Total

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	1	7	10
Metanol	8.785,479	3,292	3,287
DME	0,000	6.309,834	0,000
Air	13,198	0,005	2.482,259
Total	8.798,677	6.313,131	2.485,546
		8.798,677	

4.4.1.2 Neraca Massa Alat

1. Neraca Massa Reaktor (R-101)

Tabel 4. 2 Neraca Massa Reaktor (R-101)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
	5	6
Metanol	10.973,625	2.194,725
DME	9,479	6.319,313
Air	16,927	2.485,993
Total	11.000,031	11.000,031

2. Neraca Massa Menara Distilasi (MD-101)

Tabel 4. 3 Neraca Massa Menara Distilasi (MD-101)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	6	7	8
Metanol	2.194,725	3,292	2.191,433
DME	6.319,313	6.309,834	9,479

Tabel 4. 3 Neraca Massa Menara Distilasi (Lanjutan)

Air	2.485,993	0,005	2.485,988
Total	11.000,031	6313,131	4.686,900
			11.000,031

3. Neraca Massa Menara Distilasi (MD-102)

Tabel 4. 4 Neraca Massa Menara Distilasi (MD-102)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	8	9	10
Metanol	2.191,433	2.188,146	3,287
DME	9,479	9,479	0,000
Air	2.485,988	3,729	2.482,259
Total	4.686,900	2.201,354	2.485,546
			4.686,900

4. Neraca Massa Vaporizer (V-101)

Tabel 4. 5 Neraca Massa Vaporizer (V-101)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	3	4	5
Metanol	13.717,031	2.743,406	10.973,625
DME	9,479	0,000	9,479
Air	21,159	4,232	16,927
Total	13.747,669	2.747,638	11.000,031
			13.747,669

4.4.2 Neraca Panas

1. Neraca Panas Reaktor (R-101)

Tabel 4. 6 Neraca panas Reaktor (R-101)

Input (kJ/jam)			Output (kJ/jam)		
Komponen		kJ/jam	Komponen		kJ/jam
Q ₄	Metanol	4.905.926,130	Q ₅	Metanol	981.185,226
	DME	4.539,530		DME	3.026.353,138
	Air	8.627,855		Air	1.267.134,513
Q _r	Panas reaksi	2.951.037,325	Q _{DT}	Pendingin	2.595.457,962
Total		7.870.130,840	Total		7.870.130,840

2. Neraca Panas Menara Distilasi (MD-101)

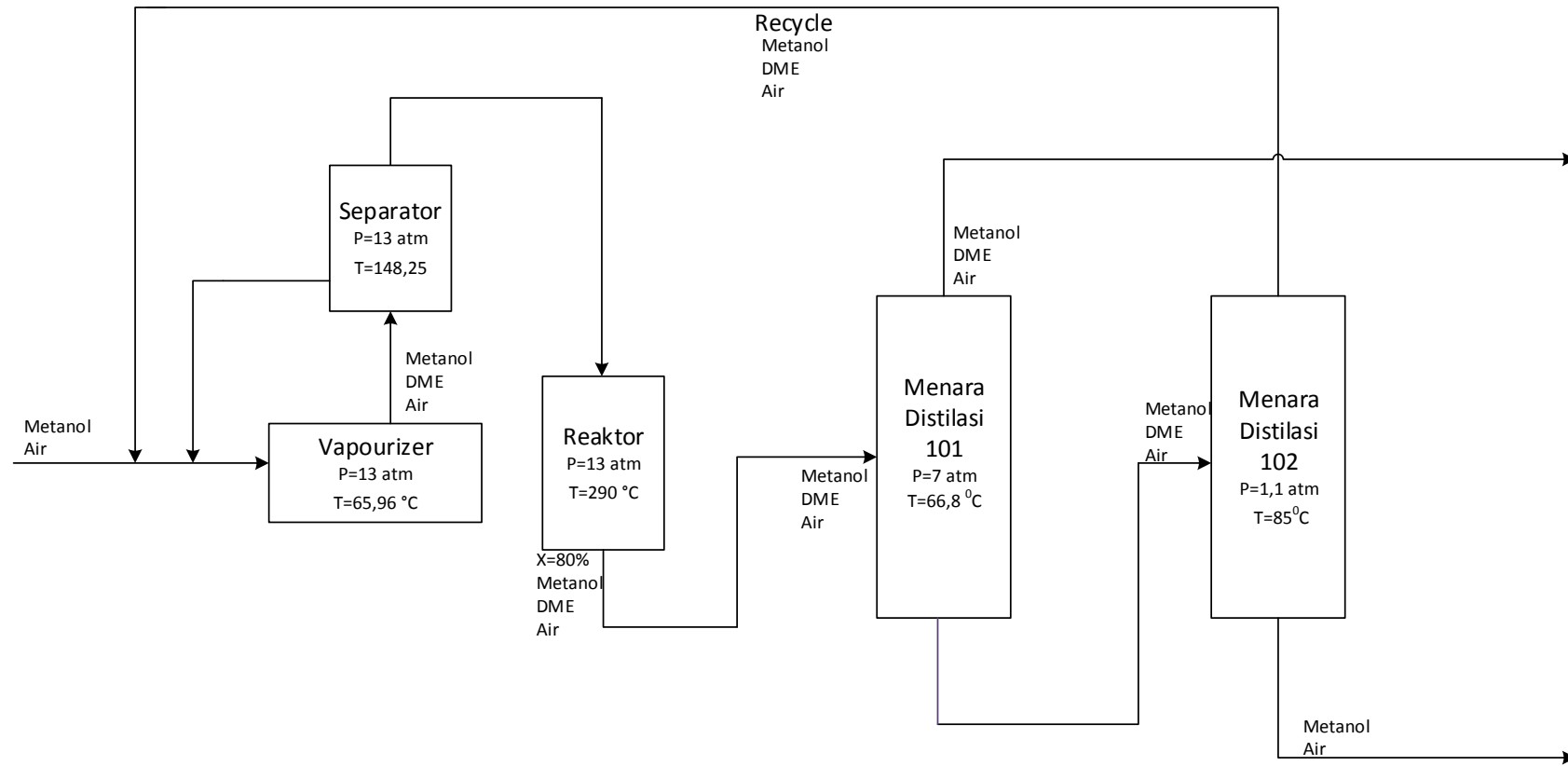
Tabel 4. 7 Neraca Panas Menara Distilasi (MD-101)

Input			Output		
Komponen		kJ/jam	Komponen		kJ/jam
Q ₇	DME	283.945,193	Q ₈	DME _D	78.128,748
	Metanol	46.557,027		Metanol _D	0,030
	Air	173.422,566		Air _D	-
H _F	Total	503.924,786	H _D	Total	78.128,778
Pemanas		3.506.821,484	Q ₉	DME _B	3,675
				Metanol _B	241.494,029
				Air _B	852.562,288
			H _B	Total	1.094.059,993
Pemanas		3.506.821,484	Pemanas		-
Pendingin		-	Pendingin		2.838.557,499
Total		4.010.746,299	Total		4.010.746,299

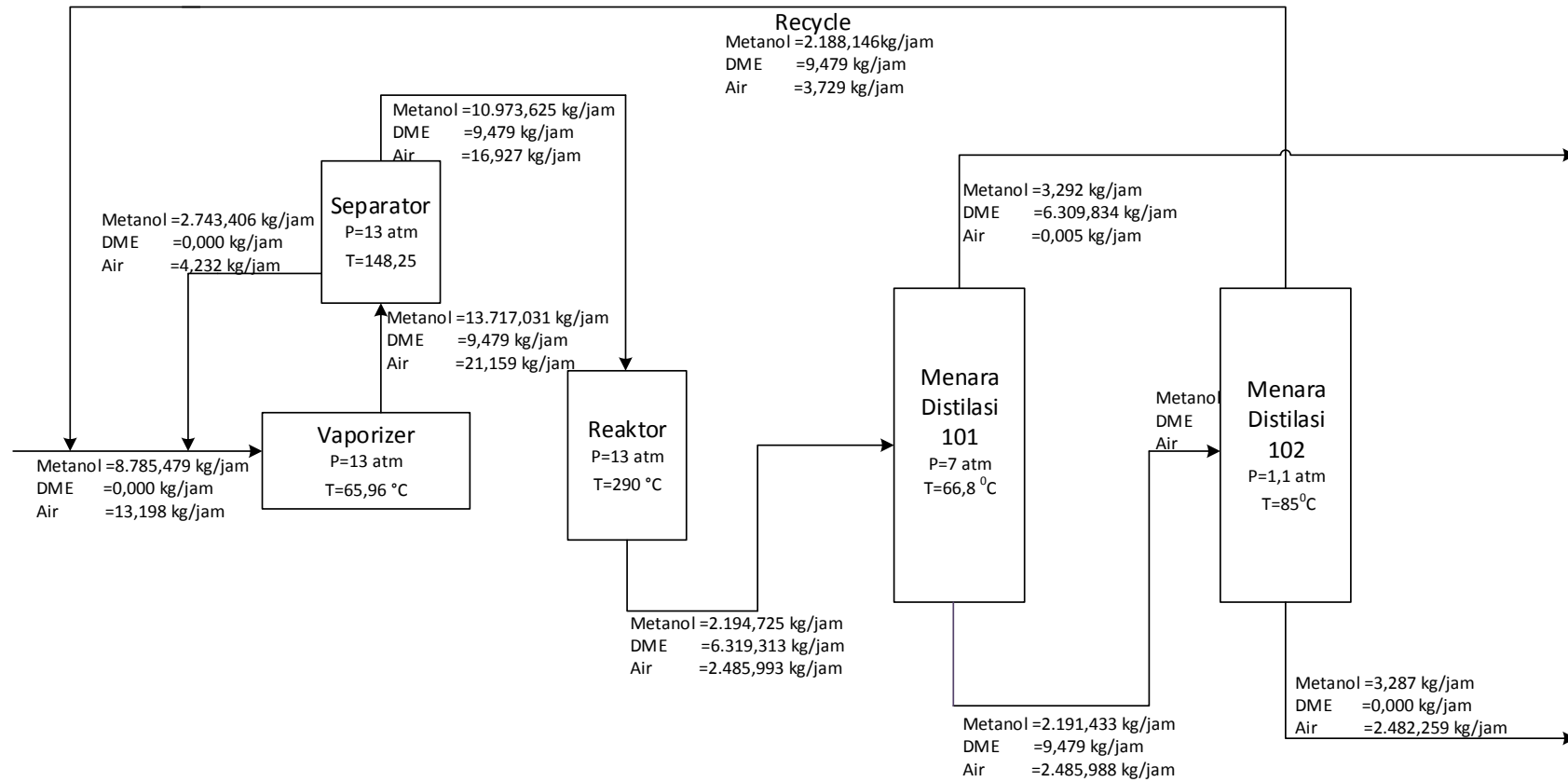
3. Neraca Panas Menara Distilasi (MD-102)

Tabel 4. 8 Neraca Panas Menara Distilasi (MD-102)

Input			Output		
Komponen		kJ/jam	Komponen		kJ/jam
Q ₁₁	DME	1,578	Q ₁₂	DME _D	2,939
	Metanol	112.377,049		Metanol _D	213.613,687
	Air	414.613,667		Air _D	1,805
H _F	Total	526.992,295	H _D	Total	213.618,432
			Q ₁₃	DME _B	-
				Metanol _B	0,516
				Air _B	831.378,299
			H _B	Total	831.378,815
Pemanas		5.647.576,952	Pemanas		-
Pendingin		-	Pendingin		5.129.572,000
Total		6.174.569,247	Total		6.174.569,247



Gambar 4. 4 Diagram alir kualitatif



Gambar 4. 5 Diagram alir kuantitatif

4.5 Perawatan (*Maintenance*)

Maintenance berguna untuk menjaga sarana atau fasilitas peralatan pabrik dengan cara pemeliharaan dan perbaikan alat agar produksi dapat berjalan dengan lancar dan produktivitas menjadi tinggi sehingga akan tercapai target produksi dan spesifikasi produk yang diharapkan.

Perawatan preventif dilakukan setiap hari untuk menjaga dari kerusakan alat dan kebersihan lingkungan alat. Sedangkan perawatan periodik dilakukan secara terjadwal sesuai dengan buku petunjuk yang ada. Penjadwalan tersebut dibuat sedemikian rupa sehingga alat-alat mendapat perawatan khusus secara bergantian. Alat-alat berproduksi secara kontinyu dan akan berhenti jika terjadi kerusakan.

Perawatan alat-alat proses dilakukan dengan prosedur yang tepat. Hal ini dapat dilihat dari penjadwalan yang dilakukan pada setiap alat. Perawatan mesin tiap-tiap alat meliputi :

1. *Over head* 1 x 1 tahun

Merupakan perbaikan dan pengecekan serta *leveling* alat secara keseluruhan meliputi pembongkaran alat, pergantian bagian-bagian alat yang sudah rusak, kemudian kondisi alat dikembalikan seperti kondisi semula.

2. *Repairing*

Merupakan kegiatan *maintenance* yang bersifat memperbaiki bagian-bagian alat. Hal ini biasanya dilakukan setelah pemeriksaan.

Faktor-faktor yang mempengaruhi *maintenance*:

a. Umur alat

Semakin tua umur alat semakin banyak pula perawatan yang harus diberikan yang menyebabkan bertambahnya biaya perawatan.

b. Bahan baku

Penggunaan bahan baku yang kurang berkualitas akan menyebabkan kerusakan alat sehingga alat akan lebih sering dibersihkan.

c. Tenaga manusia

Pemanfaatan tenaga kerja terdidik, terlatih dan berpengalaman akan menghasilkan pekerjaan yang baik pula.

4.6 Pelayanan Teknik (Utilitas)

Utilitas adalah sekumpulan unit-unit atau bagian dari sebuah pabrik kimia yang berfungsi untuk menyediakan kebutuhan penunjang proses produksi. Unit utilitas keberadaannya sangat penting dan harus ada dalam perancangan suatu pabrik. Unit utilitas pabrik tidak semuanya sama. Semua itu tergantung dari beberapa faktor, diantaranya karakteristik proses produksi, kompleksitas proses produksi, proses-proses penunjang yang ada di dalam pabrik dan jenis produk yang dihasilkan.

Unit pendukung proses (unit utilitas) yang tersedia dalam perancangan pabrik dimetil eter ini terdiri dari:

1. Unit pengolahan air

Unit ini berfungsi menyediakan air pendingin, air umpan boiler dan air sanitasi untuk air perkantoran dan air untuk perumahan.

2. Unit penyediaan steam

Unit ini berfungsi menyediakan panas yang digunakan di *Heat Exchanger* dan *Reboiler*.

3. Unit penyediaan listrik

Unit ini berfungsi menyediakan tenaga penggerak untuk peralatan proses, keperluan pengolahan air, peralatan-peralatan elektronik atau listrik AC, dan penerangan. Listrik diperoleh dari PLN dan Generator Set sebagai cadangan apabila PLN mengalami gangguan.

4. Unit penyediaan bahan bakar

Unit ini berfungsi menyediakan bahan bakar untuk *Boiler* dan *Generator*.

5. Unit penyediaan udara tekan

Unit ini berfungsi menyediakan udara tekan untuk menjalankan sistem instrumentasi. Udara tekan diperlukan untuk alat kontrol pneumatik.

4.6.1 Unit Penyediaan Air dan Pengolahan Air (*Water Supply Section*)

4.6.1.1 Unit Penyediaan Air

Unit penyediaan air merupakan salah satu unit utilitas yang bertugas menyediakan air untuk kebutuhan industri maupun rumah tangga. Untuk

memenuhi kebutuhan air dalam industri pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau maupun air laut. Dalam perancangan pabrik DME ini, sumber air yang digunakan berasal dari laut. Adapun pertimbangan dalam menggunakan air laut sebagai sumber untuk mendapatkan air adalah:

1. Air laut dapat diperoleh dalam jumlah yang besar.
2. Mudah dalam pengaturan dan pengolahannya.
3. Lokasi laut berada dekat dengan pabrik.
4. Dapat menyerap jumlah panas per satuan volume yang tinggi.

Air laut yang sudah diolah akan digunakan untuk keperluan dilingkungan pabrik sebagai:

1. Air pendingin

Alasan penggunaan air sebagai fluida pendingin berdasarkan faktor berikut:

- a. Air merupakan bahan yang mudah didapatkan dalam jumlah yang besar dengan biaya yang murah.
- b. Air mudah dikendalikan dan dikerjakan.
- c. Dapat menyerap panas per satuan volume yang tinggi.
- d. Tidak mudah menyusut dengan adanya perubahan temperatur pendingin.
- e. Tidak terdekomposisi.

Air pendingin ini digunakan sebagai fluida pendingin pada *Cooler*. Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam pengolahan air pendingin:

- a. Kesadahan (*hardness*) yang dapat menyebabkan kerak.
- b. Besi yang dapat menimbulkan korosi.
- c. Minyak yang dapat menyebabkan terbentuknya lapisan *film* yang mengakibatkan terganggunya koefisien transfer panas serta menimbulkan endapan.

2. Air Umpan *Boiler*

Berikut adalah syarat air umpan *Boiler* (*Boiler feed water*) :

- a. Tidak berbuih (berbusa)

Busa disebabkan adanya *solid matter*, *suspended matter*, dan kebasaaan yang tinggi. Kesulitan yang dihadapi dengan adanya busa diantaranya adalah kesulitan dalam pembacaan tinggi *liquid* dalam *boiler* dan juga buih ini dapat menyebabkan percikan yang kuat serta dapat mengakibatkan penempelan padatan yang menyebabkan terjadinya korosi apabila terjadi pemanasan lanjut. Untuk mengatasi hal-hal di atas maka diperlukan pengontrolan terhadap kandungan lumpur, kerak, dan alkanitas air umpan *Boiler*.

- b. Tidak membentuk kerak dalam *Boiler*

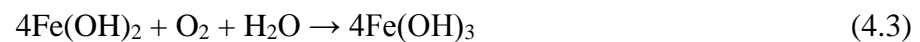
Kerak dalam *Boiler* dapat menyebabkan isolasi terhadap proses perpindahan panas terhambat dan kerak yang terbentuk dapat pecah sehingga dapat menimbulkan kebocoran.

3. Tidak menyebabkan korosi pada pipa

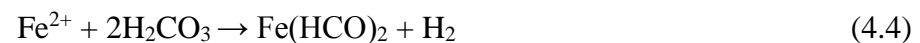
Korosi pada pipa disebabkan oleh pH rendah, minyak dan lemak, bikarbonat, dan bahan organik serta gas-gas H₂S, SO₂, NH₃, CO₂, O₂, yang terlarut dalam air. Reaksi elektro kimia antar besi dan air akan membentuk lapisan pelindung anti korosi pada permukaan baja.



Jika terdapat oksigen dalam air, maka lapisan hidrogen yang terbentuk akan bereaksi dan membentuk air. Akibat hilangnya lapisan pelindung tersebut maka terjadi korosi menurut reaksi berikut :



Bikarbonat dalam air akan membentuk CO₂ yang bereaksi dengan air karena pemanasan dan tekanan. Reaksi tersebut menghasilkan asam karbonat yang dapat bereaksi dengan metal dan besi membentuk garam bikarbonat. Adanya pemanasan garam bikarbonat menyebabkan pembentukan CO₂ kembali. Berikut adalah reaksi yang terjadi :



4. Air Sanitasi

Air sanitasi pada pabrik digunakan sebagai keperluan laboratorium, kantor, konsumsi, mandi, mencuci, taman dan lainnya.

Berikut adalah persyaratan yang harus dipenuhi dalam penggunaan sebagai air sanitasi:

a. Syarat Fisika

Secara sifat fisika air sanitasi tidak boleh berwarna dan berbau, kekeruhan SiO_2 kurang dari 1 ppm dan pH netral.

b. Syarat Kimia

Secara sifat kimia air sanitasi tidak boleh mengandung bahan beracun dan tidak mengandung zat-zat organik maupun anorganik yang tidak larut dalam air seperti PO_4^{3-} , Hg, Cu, dan sebagainya.

c. Syarat Bakteriologis

Secara biologi air sanitasi tidak mengandung bakteri terutama bakteri *pathogen* yang dapat merubah sifat fisis air.

4.6.1.2 Unit Pengolahan Air

Berikut adalah tahapan proses pengolahan air :

1. Penyaringan Awal/*screener* (FU-101)

Air laut diambil secara langsung (*direct intake*) menggunakan pipa. Pipa pengambilan air laut dilengkapi dengan *strainer* (*screener*) untuk mencegah benda-benda seperti sampah, kotoran, serta ikan masuk ke dalam.

2. Premix Tank/*Chemical treatment* (TU-101)

Tahap selanjutnya adalah klorinasi yang dilakukan pada tangki pencampuran, dengan menggunakan *Sodium Hypochlorite* (NaOCl).

Klorinasi dilakukan untuk membunuh bakteri dan mikroorganisme supaya tidak terjadi *biological fouling* pada *membran osmosis*. Air yang masuk di tangki pencampuran juga dimaksudkan untuk menjaga stabilitas debit air yang akan ditreatment.

4. *Membran Reverse Osmosis (SWRO)*

Setelah melalui chemical treatment air dipompakan menuju *Sea Water Reverse Osmosis (SWRO)* sebagai alat utama dalam proses desalinasi air laut ini. Air laut akan dipompa pada tekanan 13 hingga 17 atm melewati membran SWRO. Setelah melewati membran, kadar garam pada air akan berkurang hingga 99,7%. (Watech, 2017) *Recovery SWRO* dapat mencapai 85% tergantung pada kondisi air laut yang digunakan. (Puretec Industrial Water, 2016)

5. *Tangki Desaliansi (TDU)*

Setelah melewati SWRO, air bersih (*permeat*) ditampung dalam Tangki Desalinasi, sedangkan sisa air yang kaya akan garam (*Retentate*) dialirkan kembali menuju ke laut. Dari tangki desalinasi, air didistribusikan untuk memenuhi keperluan umum, air pendingin dan air untuk kebutuhan *steam* yang diproduksi *boiler*.

6. *Tangki Klorinator (TU-102)*

Air dari tangki desalinasi dialirkan ke tangki Klorinator (TU-02). Air harus ditambahkan dengan klor atau kaporit untuk membunuh kuman dan mikroorganisme seperti *amoeba*, ganggang dan lain-lain yang terkandung dalam air sehingga aman untuk dikonsumsi.

7. Kation *Exchanger* (KEU)

Selain untuk keperluan umum (*housing water*), air dari Tangki Desalinasi juga digunakan sebagai air untuk pembangkit *steam*, namun dalam pengumpanan menjadi *steam* diperlukan beberapa tahap seperti demineralisasi yang mana air umpan boiler harus bebas dari garam yang terlarut, maka proses ini berfungsi untuk menghilangkan ion-ion yang terkandung pada air seperti ion Ca^{2+} , Mg^{2+} , K^+ , Fe^{2+} , Al^{3+} , HCO_3^- , SO_4^{2-} , Cl^- .

Air diumpankan ke *cation exchanger* yang berfungsi untuk menukar ion-ion positif/kation yang ada di air umpan seperti Ca^{2+} , Mg^{2+} , K^+ , Fe^{2+} , Al^{3+} . Alat ini sering disebut *softener* yang mengandung resin jenis *Duolite C-3 (Phenolic Resin)* dimana kation-kation dalam umpan akan ditukar dengan ion H^+ yang ada pada resin. Akibat bertukarnya ion H^+ dari kation-kation yang ada dalam air umpan, maka air keluaran *cation exchanger* mempunyai pH rendah dan *Free Acid Material (FMA)* yaitu CaCO_3 sekitar 12 ppm. FMA merupakan salah satu parameter untuk mengukur tingkat kejenuhan resin. Pada operasi normal FMA stabil sekitar 12 ppm, apabila FMA turun berarti resin yang digunakan telah jenuh sehingga perlu diregenerasi dengan H_2SO_4 dengan konsentrasi 5%.

8. Anion *Exchanger* (AEU)

Air keluaran *cation exchanger* kemudian diumpankan ke *anion exchanger*. *Anion exchanger* berfungsi sebagai alat penukar

anion-anion (HCO_3^- , SO_4^{2-} , NO_3^- , CO_3^{3-} , Cl^-) yang terdapat didalam air umpan. Di dalam *anion exchanger* mengandung resin jenis *Nalcite SAR (styrene divinyl benzene)* dimana anion-anion dalam air umpan akan ditukar dengan ion OH^- dari asam-asam yang terkandung dalam umpan menjadi bebas dan berikatan dengan OH^- yang lepas dari resin yang mengakibatkan terjadinya netralisasi sehingga pH air keluar *anion exchanger* kembali normal. Kandungan silika pada air keluaran *anion exchanger* menjadi tolak ukur bahwa resin telah jenuh (12 ppm). Resin yang telah jenuh diregenerasi menggunakan larutan NaOH 5%. Air keluaran dari *cation* dan *anion exchanger* kemudian melalui tahapan proses unit deaerasi.

9. Unit *Deaerator* (DAU)

Deaerasi adalah proses pembebasan air umpan *boiler* dari gas-gas yang dapat menimbulkan korosi pada *boiler* seperti *oksigen* (O_2) dan *karbon dioksida* (CO_2). Air yang telah mengalami demineralisasi (*kation exchanger* dan *anion exchanger*) dipompakan menuju *deaerator*. Pada pengolahan air untuk (terutama) *boiler* tidak boleh mengandung gas terlarut dan padatan terlarut, terutama yang dapat menimbulkan korosi. Unit *deaerator* ini berfungsi menghilangkan gas O_2 dan CO_2 yang dapat menimbulkan korosi. Di dalam *deaerator* diinjeksikan bahan kimia berupa hidrazin (N_2H_4) yang berfungsi untuk mengikat O_2 sehingga dapat mencegah terjadinya korosi pada *tube*

boiler. Air yang keluar dari *deaerator* dialirkan dengan pompa sebagai air umpan *boiler* (*boiler feed water*).

10. Bak Air Pendingin (BU-103)

Pendingin yang digunakan dalam proses sehari-hari berasal dari air yang telah digunakan dalam pabrik kemudian didinginkan dalam *cooling tower*. Kehilangan air karena penguapan, terbawa udara maupun dilakukannya *blowdown* diganti dengan air yang disediakan di bak air bersih. Air pendingin harus mempunyai sifat-sifat yang tidak korosif, tidak menimbulkan kerak, dan tidak mengandung mikroorganisme yang bisa menimbulkan lumut.

Untuk mengatasi hal tersebut diatas, maka kedalam air pendingin diinjeksikan bahan-bahan kimia sebagai berikut:

- a. Fosfat, berguna untuk mencegah timbulnya kerak.
- b. Klorin, untuk membunuh mikroorganisme.
- c. Zat *dispersant*, untuk mencegah timbulnya penggumpalan

11. *Cooling Tower* (CTU)

Air yang telah digunakan pada cooler, temperaturnya akan naik akibat perpindahan panas, Oleh karena itu untuk digunakan kembali perlu didinginkan pada *cooling tower*, Air yang didinginkan pada *cooling tower* adalah air yang telah menjalankan tugasnya pada unit-unit pendingin di pabrik.

4.6.1.3 Kebutuhan Air

1. Kebutuhan Air Pembangkit Steam

Tabel 4. 9 Kebutuhan air pembangkit *steam*

No	Nama alat	Kode alat	Jumlah (kg/jam)
1	vapourizer	V-101	7.041,279
2	heater	HE-101	1.683,841
Total			

Kebutuhan air *make up* sebesar 20%, jadi kebutuhan air umpan *boiler* untuk kebutuhan *make up* yang harus disediakan sebesar 4.019,580 kg/jam.

2. Kebutuhan Air Pendingin

Tabel 4. 10 Kebutuhan air pendingin

No	Nama alat	Kode alat	Jumlah (kg/jam)
1	condenser	CD-101	10.896,308
2	condenser	CD-102	6.739,455
3	condenser	CD-103	10.211,743
4	cooler	HE-102	2.502,930
Total			30.350,436

Kebutuhan air *make up* berdasarkan jumlah air yang menguap (W_e) sebesar 2.418,653 kg/jam, *blowdown* (W_b) sebesar 800,551 kg/jam, dan air yang terbawa aliran keluar tower (W_d) sebesar 5,667 kg/jam. Jadi jumlah air *make up* yang harus disediakan sebesar 3.224,871 kg/jam.

3. Kebutuhan Air Perkantoran dan Rumah Tangga

Tabel 4. 11 Kebutuhan air perkantoran dan rumah tangga

No	Penggunaan	Jumlah (kg/hari)
1	Karyawan	4.260,439
2	Bengkel	200
3	Poliklinik	300
4	Laboratorium	500
5	Pemadam Kebakaran	5.000
6	Kantin, Musholla, dan Kebun	8.000
Total		18.260,439

4.6.2 Unit Pembangkit *Steam* (*Steam Generation System*)

Unit pembangkit *steam* berfungsi untuk memenuhi kebutuhan *steam* pada proses produksi dengan cara menyediakan *steam* untuk *boiler* dengan spesifikasi sebagai berikut:

Kapasitas : 20.097,898 kg/jam

Jenis : *Water Tube Boiler*

Jumlah : 1 buah

Sebelum air dari *water treatment plant* digunakan sebagai umpan *boiler*, mula-mula air umpan boiler dihilangkan dulu kesadahnya dengan cara melewatkan ke dalam *ion exchanger* dan *daerator* terlebih dahulu. Selain dihilangkan kesadahnya, air umpan *boiler* diatur pula pH dari air yaitu sekitar 10,5 – 11,5 untuk mengurangi kadar korosivitas. Air dialirkan

ke dalam *economizer* sebelum dialirkan masuk ke dalam *boiler* yaitu suatu alat penukar panas dengan tujuan pemanfaatan panas dari gas sisa pembakaran residu dari *boiler*. Pada *ecomizer* air dipanaskan hingga suhu 100 °C sebelum dialirkan menuju *boiler*. Api yang keluar dari *burner* berfungsi untuk memanaskan lorong api dari pipa– pipa api. Gas dari sisa pembakaran tersebut dialirkan menuju *economizer* sebelum dibuang melalui cerobong asap. Setelah uap air yang terkumpul mencapai tekanan 10,4138 atm, uap tersebut dialirkan menuju *steam header* untuk didistribusikan menuju alat–alat proses.

Untuk menjalankan operasi *boiler* ini dibutuhkan bahan bakar dengan panas yang harus diberikan sebesar 40.883.416.382 kJ/jam sehingga digunakan bahan bakar berjenis *fuel oil number 6* dengan *heating value* 42.500 kJ/kg. Untuk kebutuhan bahan bakar yang akan digunakan yaitu sebesar 1.217,674 kg/jam. Cara kerja pada bahan bakar *fuel oil* ini adalah pemanasan yang terjadi akibat pembakaran antara percampuran bahan bakar cair (solar, IDO, residu, kerosin) dengan oksigen dan sumber panas.

4.6.3 Unit Pembangkit Listrik

Kebutuhan listrik pada pabrik pembuatan DME diperoleh melalui 2 sumber, yaitu Perusahaan Listrik Negara (PLN) dan generator diesel. Generator diesel berfungsi sebagai tenaga cadangan ketika PLN terjadi gangguan dan untuk menggerakkan alat–alat yang membutuhkan energi listrik seperti kompresor, pompa, dan alat-alat instrumentasi.

Generator diesel menggunakan bahan bakar solar yang dicampur udara dan dikompresi di dalam mesin untuk menghasilkan panas. Panas yang dihasilkan dikonversi menjadi daya untuk memutar poros engkol dan dihubungkan dengan generator sehingga dapat menghasilkan energi listrik. Tenaga listrik PLN digunakan untuk memenuhi keseluruhan kebutuhan listrik pabrik. Energi listrik dari generator diesel digunakan sebagai sumber energi listrik utama untuk penerangan dan menggerakkan alat proses ketika listrik padam.

Berikut adalah spesifikasi generator diesel yang digunakan:

Kapasitas = 200 kW

Jumlah = 1 buah

Berikut adalah rincian kebutuhan listrik:

1. Kebutuhan Listrik Alat Proses

Tabel 4. 12 Kebutuhan listrik alat proses

No	Nama alat	Kode alat	Power (HP)
1	Pompa	P-101	1,5
2	Pompa	P-102	1,5

Tabel 4. 13 Kebutuhan listrik alat proses (Lanjutan)

3	Pompa	P-103	1,5
4	Pompa	P-104	1
5	Pompa	P-105	1
6	Pompa	P-106	1
7	Expander	EP-101	6
Total			13,656

2. Kebutuhan Listrik Utilitas

Tabel 4. 11 Kebutuhan listrik utilitas

No	Nama alat	Kode alat	Power (HP)
1	Pompa Utilitas-01	PU-01	1
2	Pompa Utilitas-02	PU-02	0,5
3	Pompa Utilitas-03	PU-03	0,5
4	Pompa Utilitas-04	PU-04	0,5
5	Pompa Utilitas-05	PU-05	0,5
6	Pompa Utilitas-06	PU-06	1
7	Pompa Utilitas-07	PU-07	0,5
8	Pompa Utilitas-08	PU-08	1,5
9	Pompa Utilitas-09	PU-09	1
10	Pompa Utilitas-10	PU-10	1
11	Pompa Utilitas-11	PU-11	1
12	Pompa Utilitas-12	PU-12	1
13	Premix Tank	TU-01	5
14	Tangki Klorinator	TU-02	100
15	Cooling Tower	CTU	3
16	Kompresor	KU	5
Total			123,000

3. Kebutuhan Listrik Alat Kontrol, Kantor, dan Rumah Tangga

- a. Kebutuhan listrik alat kontrol adalah 5% dari kebutuhan listrik alat proses dan utilitas yaitu sebesar = 6,833 HP
- b. Kebutuhan listrik rumah tangga dan kantor adalah 25% dari kebutuhan listrik alat proses dan utilitas yaitu sebesar = 34,164 HP

Jadi kebutuhan listrik total yang dibutuhkan pada pabrik DME ini adalah sebagai berikut:

Tabel 4. 12 Total kebutuhan listrik

No	Keperluan	Daya (HP)	Daya (kW)
1	Alat Proses	13,656	10,1836
2	Utilitas	123,000	91,7211
3	Alat Kontrol	6,833	5,0952
4	Kantor dan Rumah Tangga	34,164	25,469
Total		222,0096	132,442

Dengan memperkirakan faktor daya generator listrik sebesar 80%, maka beban generator listrik yang harus dipenuhi adalah sebesar 183,629 HP atau 136,932 kW.

4.6.4 Unit Penyedia Udara Tekan

Udara tekan digunakan sebagai penggerak alat-alat kontrol dan bekerja secara *pneumatis*. Jumlah udara tekan yang dibutuhkan diperkirakan 26,400 m³/jam pada tekanan 5,9 atm. Alat pengadaan udara tekan menggunakan kompresor.

4.6.5 Unit Penyedia Bahan Bakar

Bahan bakar digunakan untuk keperluan pembakaran pada *boiler* dan diesel untuk generator pembangkit listrik. Bahan bakar *boiler* menggunakan *fuel oil* sebanyak 1.217,674 kg/jam, sedangkan bahan bakar diesel menggunakan solar sebanyak 13,026 kg/jam.

4.6.6 Unit Penyedia Dowtherm A

Untuk unit penyediaan *Dowtherm A*, setelah digunakan untuk proses pendinginan, *dowtherm* ditampung pada Tangki Penyimpanan *Dowtherm* sebelum dilakukan proses pendinginan pada *Cooling Tower*. *Dowtherm* keluaran *Cooling Tower* akan dialirkan kembali ke alat proses yang membutuhkan untuk digunakan kembali sebagai fluida pendingin. Namun, dikarenakan selama proses pendinginan pada *Cooling Tower* terjadi penguapan, maka keluaran *Cooling Tower* dicampur dengan *make-up dowtherm* terlebih dahulu.

4.6.7 Spesifikasi Alat Utilitas

1. *Screening filter*/saringan (FU-101)

Fungsi : Menyaring kotoran-kotoran yang berukuran besar, seperti daun, ranting, dan sampah-sampah lainnya.

Bahan : Aluminium

Dimensi : Diameter filter = 0,01 m

Panjang = 3,048 m

Lebar = 2,438 m

2. Bak Pengendapan Awal (BU-101)

Fungsi : Mengendapkan kotoran dan lumpur yang terbawa dari air sungai, yang tidak tersaring oleh *screening*.

Jenis : Bak persegi terbuka dengan rangka beton

Kapasitas : 14,192 m³/jam

Dimensi : Tinggi = 2,771 m

Lebar = 5,543 m

Panjang = 11,086 m

3. *Premix Tank* (TU – 101)

Fungsi : Mencampur air dengan Alum 5% dan Ca(OH)₂ 5%

Jenis : Tangki silinder berpengaduk
 Kapasitas : 11,304 m³/jam
 Dimensi : Tinggi = 2,052 m
 Diameter = 2,052 m

4. Clarifier (CLU)

Fungsi : Menggumpalkan dan mengendapkan kotoran yang ada pada air dari TU-101
 Jenis : *Circular Clarifiers*
 Kapasitas : 11,304 m³/jam
 Waktu tinggal : 4 jam
 Dimensi : Tinggi = 3,684 m
 Diameter = 4,912 m
 Kedalaman = 2,456 m

5. Sand Filter (SFU)

Fungsi : Menyaring sisa-sisa kotoran yang masih terdapat dalam air terutama kotoran berukuran kecil yang tidak mengendap dalam clarifier
 Jenis : 2 buah kolam dengan saringan pasir
 Kapasitas : 12,209 m³/jam
 Dimensi : Luas tampang kolom = 1,487 m²
 Tinggi tumpukan pasir = 0,053 m
 Diameter = 1,376 m

6. Bak Penampung Sementara (BU-102)

Fungsi : Menampung sementara air dari *sand filter*

Jenis : Bak persegi terbuka dengan rangka beton

Kapasitas : 10,174 m³/jam

Dimensi : Tinggi = 0,914 m

Lebar = 3,655 m

Panjang = 3,655 m

7. Tangki Klorinator (TU-102)

Fungsi : Mencampurkan klorin dalam bentuk kaporit ke dalam air untuk kebutuhan air minum dan air rumah tangga

Jenis : Tangki silinder berpengaduk

Kapasitas : 4,735 m³/jam

Dimensi : Tinggi = 5,435 m

Diameter = 3,623 m

8. Bak Penampung Sementara (BU-103)

Fungsi : menampung sementara air dari BU-102 dan *recycle* air proses untuk pendingin

Jenis : Bak persegi terbuka dengan rangka beton

Kapasitas : 35,601 m³/jam

Dimensi : Tinggi = 1,387 m

Lebar = 5,549 m

Panjang = 5,549 m

9. *Cooling Tower* (CTU)

Fungsi : Mendinginkan kembali air pendingin yang telah dipergunakan untuk disirkulasi (didinginkan) kembali.

Jenis : *Deck Tower*

Kapasitas : 42,721 m³/jam

Dimensi : Luas area = 8,755 m²

Tinggi = 11,000 m

10. *Boiler Feed Water Tank* (TU-103)

Fungsi : Mencampurkan kondensat sirkulasi dan *make up* air umpan *boiler* sebelum diumpankan

Jenis : Tangki silinder tegak

Kapasitas : 19,645 m³/jam

Dimensi : Tinggi = 2,926 m

Diameter = 2,926 m

11. *Kation Exchanger* (KEU)

Fungsi : Menurunkan kesadahan air umpan *boiler*

Jenis : *Down Flow Cation Exchanger*

Kapasitas : 23,575 m³/jam

Dimensi : Tinggi = 1,016 m

Diameter = 1,829 m

12. *Anion Exchanger* (AEU)

Fungsi : Menghilangkan Anion dari air keluaran KEU

Jenis : *Down Flow Anion Exchanger*

Kapasitas : 23,575 m³/jam

Dimensi : Tinggi = 1,016 m

Diameter = 1,524 m

13. Deaerator (DAU)

Fungsi : Menghilangkan kandungan gas dalam air terutama
O₂, CO₂, NH₃, dan H₂S

Jenis : *Cold Water Vacuum Deaerator*

Kapasitas : 23,575 m³/jam
Dimensi : Tinggi = 2,945 m
Diameter = 3,505 m

14. Boiler (BLU)

Fungsi : Membuat Steam Jenuh pada Tekanan 10,4138 atm
Jenis : *Water Tube Boiler*
Beban panas : 40.883.416,256 kJ/jam
Kapasitas : 20.097,898 kg/jam

15. Condenser (CDU)

Fungsi : Mencairkan *steam* dari alat-alat proses
Jenis : *Shell and Tube Exchanger*
Beban panas : 35.365.289,606 kJ/jam
Kapasitas : 16.078,318 kg/jam

16. Pompa Utilitas-01 (PU-101)

Tugas : Mengalirkan air sungai menuju ke BU-01
Jenis : *Centrifugal Pump*
Kapasitas : 11,816 m³/jam
Head pompa : 4,599 m
Tenaga Pompa : 0,261 kW

Power motor	: 0,745 kW
Kecepatan spesifik	: 3.297,306 rpm
Efisiensi motor	: 0,80

17. Pompa Utilitas-02 (PU-102)

Tugas	: Mengalirkan air dari BU-101 ke TU-101
Jenis	: <i>Centrifugal Pump</i>
Kapasitas	: 11,816 m ³ /jam
<i>Head</i> pompa	: 3,099 m
Tenaga Pompa	: 0,176 kW
Power motor	: 0,372 kW
Kecepatan spesifik	: 4.433,280 rpm
Efisiensi motor	: 0,80

18. Pompa Utilitas-03 (PU-103)

Tugas	: Mengalirkan air dari TU-101 ke CLU
Jenis	: <i>Centrifugal Pump</i>
Kapasitas	: 11,843 m ³ /jam
<i>Head</i> pompa	: 3,106 m
Tenaga Pompa	: 0,177 kW
Power motor	: 0,373 kW
Kecepatan spesifik	: 4.430,485 rpm
Efisiensi motor	: 0,80

19. Pompa Utilitas-04 (PU-104)

Tugas	: Mengalirkan air dari CLU ke SFU
Jenis	: <i>Centrifugal Pump</i>
Kapasitas	: 10,659 m ³ /jam
<i>Head</i> pompa	: 3,902 m
Tenaga Pompa	: 0,203 kW
Power motor	: 0,373 kW
Kecepatan spesifik	: 3.543,100 rpm
Efisiensi motor	: 0,80

20. Pompa Utilitas-05 (PU-105)

Tugas	: Mengalirkan air dari SFU ke BU-102
Jenis	: <i>Centrifugal Pump</i>
Kapasitas	: 10,659 m ³ /jam
<i>Head</i> pompa	: 2,215 m
Tenaga Pompa	: 0,115 kW
Power motor	: 0,373 kW
Kecepatan spesifik	: 5.416,675 rpm
Efisiensi motor	: 0,80

21. Pompa Utilitas-06 (PU-106)

Tugas	: Mengalirkan air dari BU-102
-------	-------------------------------

Jenis	: <i>Centrifugal Pump</i>
Kapasitas	: 10,659 m ³ /jam
<i>Head</i> pompa	: 6,737 m
Tenaga Pompa	: 0,351 kW
Power motor	: 0,746 kW
Kecepatan spesifik	: 2.352,177 rpm
Efisiensi motor	: 0,80

22. Pompa Utilitas-07 (PU-107)

Tugas	: Mengalirkan air dari TU-102 untuk keperluan domestik
Jenis	: <i>Centrifugal Pump</i>
Kapasitas	: 4,735 m ³ /jam
<i>Head</i> pompa	: 8,455 m
Tenaga Pompa	: 0,266 kW
Power motor	: 0,373 kW
Kecepatan spesifik	: 1.322,104 rpm
Efisiensi motor	: 0,80

23. Pompa Utilitas-08 (PU-108)

Tugas	: Mengalirkan air dari BU-103 ke alat-alat proses
Jenis	: <i>Centrifugal Pump</i>

Kapasitas	: 35,601 m ³ /jam
<i>Head</i> pompa	: 6,021 m
Tenaga Pompa	: 0,853 kW
Power motor	: 1,119 kW
Kecepatan spesifik	: 4.676,798 rpm
Efisiensi motor	: 0,80

24. Pompa Utilitas-09 (PU-109)

Tugas	: Mengalirkan air dari KEU ke AEU
Jenis	: <i>Centrifugal Pump</i>
Kapasitas	: 19,646 m ³ /jam
<i>Head</i> pompa	: 3,729 m
Tenaga Pompa	: 0,329 kW
Power motor	: 0,746 kW
Kecepatan spesifik	: 4.975,881 rpm
Efisiensi motor	: 0,80

25. Pompa Utilitas-10 (PU-110)

Tugas	: Mengalirkan air dari AEU ke DAU
Jenis	: <i>Centrifugal Pump</i>
Kapasitas	: 19,646 m ³ /jam
<i>Head</i> pompa	: 5,658 m
Tenaga Pompa	: 0,443 kW

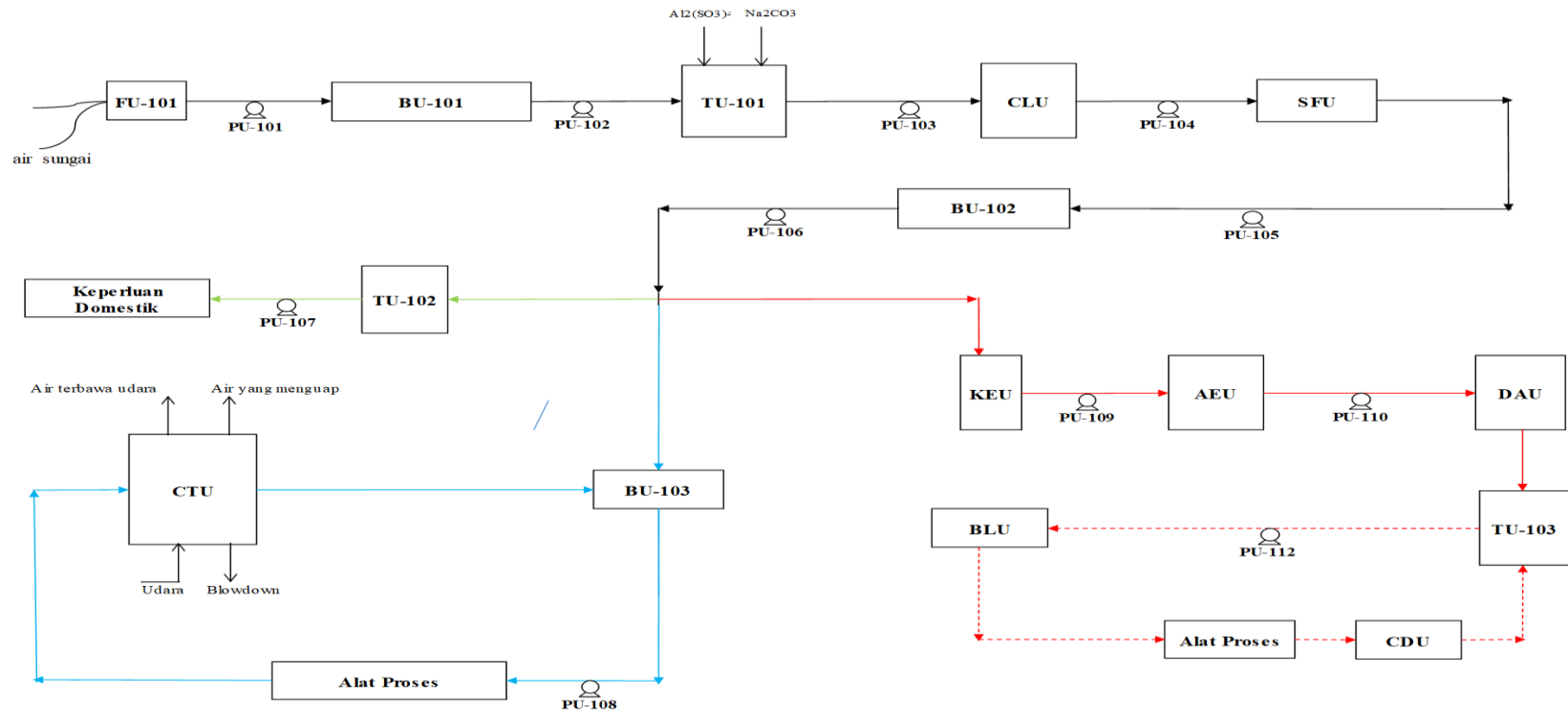
Power motor	: 0,746 kW
Kecepatan spesifik	: 3.639,886 rpm
Efisiensi motor	: 0,80

26. Pompa Utilitas-11 (PU-111)

Tugas	: Mengalirkan air dari DAU ke TU-103
Jenis	: <i>Centrifugal Pump</i>
Kapasitas	: 19,646 m ³ /jam
<i>Head</i> pompa	: 5,639 m
Tenaga Pompa	: 0,498 kW
Power motor	: 0,746 kW
Kecepatan spesifik	: 3.649,178 rpm
Efisiensi motor	: 0,80

27. Pompa Utilitas-12 (PU-112)

Tugas	: Mengalirkan air dari TU-103 ke BLU
Jenis	: <i>Centrifugal Pump</i>
Kapasitas	: 19,646 m ³ /jam
<i>Head</i> pompa	: 4,213 m
Tenaga Pompa	: 0,372 kW
Power motor	: 0,746 kW
Kecepatan spesifik	: 4.540,700 rpm
Efisiensi motor	: 0,80



Gambar 4. 6 Diagram pengolahan air

Keterangan:

- | | | | |
|----------------------|-----------------------------|-----------------|-----------------------|
| BU : Bak Utilitas | SFU : Sand Filter | DAU : Deaerator | CTU : Cooling Tower |
| TU : Tangki Utilitas | KEU : Kation Exchanger Unit | BLU : Boiler | PU : Pompa Utilitas |
| CLU : Clarifier | AEU : Anion Exchanger Unit | CDU : Condenser | FU : Screening Filter |

4.7 Organisasi Perusahaan

4.7.1 Bentuk Perusahaan

Ditinjau dari badan hukum, bentuk perusahaan dapat dibedakan menjadi empat bagian, yaitu:

1. Perusahaan perseorangan, modal hanya dimiliki oleh satu orang yang bertanggung jawab penuh terhadap keberhasilan perusahaan.
2. Persekutuan firma, modal dapat dikumpulkan dari dua orang bahkan lebih, tanggung jawab perusahaan didasari dengan perjanjian yang pendiriannya berdasarkan dengan akte notaris.
3. Persekutuan Komanditer (*Commanditaire Venootshaps*) yang biasa disingkat dengan CV terdiri dari dua orang atau lebih yang masing-masingnya memiliki peran sebagai sekutu aktif (orang yang menjalankan perusahaan) dan sekutu pasif (orang yang hanya memasukkan modalnya dan bertanggung jawab sebatas dengan modal yang dimasukan saja).
4. Perseroan Terbatas (PT), modal diperoleh dari penjualan saham untuk mendirikan perusahaan, pemegang saham bertanggung jawab sebesar modal yang dimiliki.

Dengan pertimbangan diatas maka bentuk perusahaan yang direncanakan pada perancangan pabrik DME ini adalah Perseroan Terbatas (PT). Perseroan terbatas merupakan bentuk perusahaan yang mendapatkan modalnya dari penjualan saham dimana tiap sekutu turut mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Saham adalah surat berharga yang

dikeluarkan oleh perusahaan atau PT tersebut dan orang yang memiliki saham berarti telah menyetorkan modal keperusahaan, yang berarti pula ikut memiliki perusahaan. Dalam perseroan terbatas pemegang saham hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah yang disebutkan dalam tiap-tiap saham.

Ciri-ciri Perseroan Terbatas (PT) adalah:

1. Perusahaan didirikan dengan akta notaris berdasarkan kitab undang-undang hukum dagang.
2. Pemilik perusahaan adalah pemilik pemegang saham.
3. Biasanya modal ditentukan dalam akta pendirian dan terdiri dari saham-saham.
4. Perusahaan dipimpin oleh direksi yang dipilih oleh para pemegang saham.
5. Pembinaan personalia sepenuhnya diserahkan kepada direksi dengan memperhatikan undang-undang pemburuhan.

4.7.2 Struktur Organisasi

Dalam rangka menjalankan suatu proses pabrik dengan baik dalam hal ini di suatu perusahaan, diperlukan suatu manajemen atau organisasi yang memiliki pembagian tugas dan wewenang yang baik. Struktur organisasi dari suatu perusahaan dapat bermacam-macam sesuai dengan bentuk dan kebutuhan dari masing-masing perusahaan. Ada beberapa macam struktur organisasi antara lain:

1. Struktur Organisasi *Line*

Di dalam struktur organisasi ini biasanya paling sedikit mempunyai tiga fungsi dasar yaitu, produksi, pemasaran dan keuangan. Fungsi ini tersusun dalam suatu organisasi dimana rantai perintah jelas dan mengalir ke bawah melalui tingkatan-tingkatan manajerial. Individu-individu dalam departemen-departemen melaksanakan kegiatan utama perusahaan. Setiap orang mempunyai hubungan pelaporan hanya ke satu atasan, sehingga ada kesatuan perintah.

2. Struktur Organisasi Fungsional

Staf fungsional memiliki hubungan terkuat dengan saluran-saluran line. Jika dilimpahkan wewenang fungsional oleh manajemen puncak, maka seorang staf fungsional mempunyai hak untuk memerintah saluran line sesuai kegiatan fungsional.

3. Struktur Organisasi *Line and Staff*

Staf merupakan individu maupun kelompok dalam struktur organisasi yang fungsi utamanya adalah memberikan saran dan pelayanan kepada fungsi line. Pada umumnya, staf tidak secara langsung terlibat dalam kegiatan utama organisasi, posisi staf untuk memberikan saran dan pelayanan departemen line dan membantu agar tercapainya tujuan organisasi yang lebih efektif.

Untuk mendapatkan suatu sistem organisasi yang terbaik maka perlu diperhatikan beberapa azas yang dapat dijadikan pedoman antara lain (Zamani, 1998):

1. Perumusan tujuan perusahaan dengan jelas,

2. Tujuan organisasi harus dipahami oleh setiap orang dalam organisasi,
3. Tujuan organisasi harus diterima oleh setiap orang dalam organisasi,
4. Adanya kesatuan arah (*unity of direction*),
5. Adanya kesatuan perintah (*unity of command*)
6. Adanya keseimbangan antara wewenang dan tanggung jawab
7. Adanya pembagian tugas (*distribution of work*)
8. Adanya koordinasi
9. Struktur organisasi disusun sederhana
10. Pola dasar organisasi harus relatif permanen
11. Adanya jaminan batas (*unity of tenure*)
12. Balas jasa yang diberikan kepada setiap orang harus setimpal dengan jasanya.
13. Penempatan orang harus sesuai keahliannya.

Berdasarkan macam-macam struktur organisasi dan pedomannya, maka diperoleh bentuk struktur organisasi yang baik adalah sistem line and staf. Pada sistem ini, garis kekuasaan sederhana dan praktis. Ada dua kelompok orang-orang yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi sistem line dan staff ini yaitu:

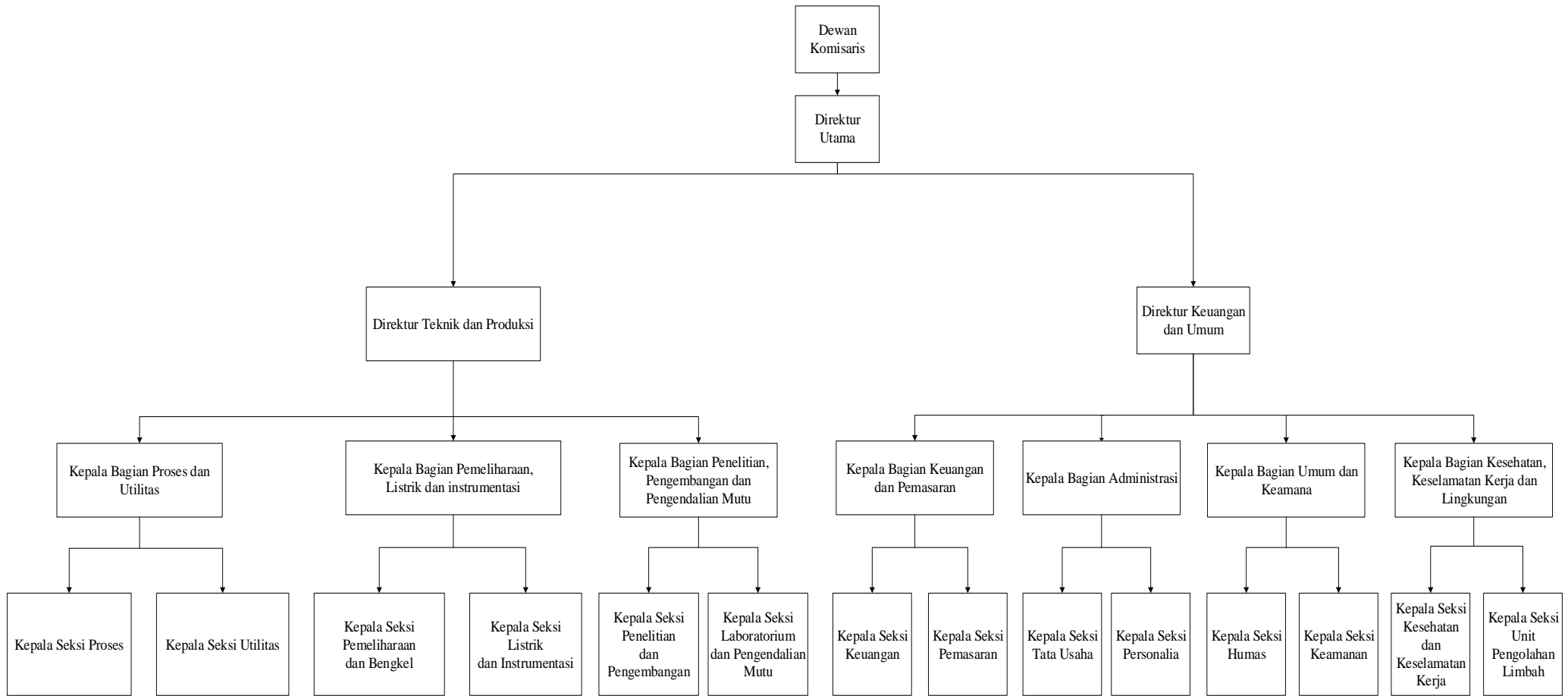
1. Sebagai garis atau *line* yaitu orang-orang yang melaksanakan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan.
2. Sebagai *staff* yaitu orang-orang yang melaksanakan tugasnya dengan keahlian yang dimilikinya. Dalam hal ini berfungsi untuk memberikan saran-saran kepada unit operasional.

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya diwakili oleh Dewan Komisaris, sedangkan tugas untuk menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang Direktur Utama yang dibantu oleh Direktur Teknik dan Produksi serta Direktur Keuangan dan Umum. Direktur membawahi beberapa Kepala Bagian dan Kepala Bagian ini akan membawahi para karyawan perusahaan.

Dengan adanya struktur organisasi pada perusahaan maka akan didapatkan beberapa keuntungan, antara lain:

1. Menjelaskan dan menjernihkan persoalan mengenai pembatasan tugas, tanggung jawab, wewenang, dan lain-lain.
2. Penempatan pegawai yang lebih tepat.
3. Penyusunan program pengembangan manajemen akan lebih terarah.
4. Ikut menentukan pelatihan yang diperlukan untuk pejabat yang sudah ada.
5. Sebagai bahan orientasi untuk pejabat.
6. Dapat mengatur kembali langkah kerja dan prosedur kerja yang berlaku

Berikut bagan dan struktur organisasi dapat dilihat pada gambar 4.7.



Gambar 4. 7 Struktur Organisasi

4.7.3 Tugas dan Wewenang

4.7.3.1 Pemegang Saham

Pemegang saham (pemilik perusahaan) adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk perseroan terbatas adalah rapat umum pemegang saham. Pada rapat umum tersebut para pemegang saham:

1. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris.
2. Mengangkat dan memberhentikan direktur.
3. Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan.

4.7.3.2 Dewan Komisaris

Dewan komisaris merupakan pelaksana dari para pemilik saham, sehingga dewan komisaris akan bertanggung jawab terhadap pemilik saham.

Tugas-tugas Dewan Komisaris meliputi :

1. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijaksanaan umum, target laba perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahan pemasaran.
2. Mengawasi tugas-tugas direktur utama.
3. Membantu direktur utama dalam hal-hal penting.

4.7.3.3 Direktur Utama

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya dalam hal maju mundurnya perusahaan. Direktur Utama bertanggung jawab pada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur Utama membawahi Direktur Produksi dan Teknik, serta Direktur Keuangan dan Umum.

Direktur utama membawahi :

a. Direktur Teknik dan Produksi

Tugas Direktur Teknik dan Produksi adalah memimpin pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang produksi dan operasi, teknik, pengembangan, pemeliharaan peralatan, pengadaan, dan laboratorium.

b. Direktur Keuangan dan Umum

Tugas Direktur Keuangan dan Umum adalah bertanggung jawab terhadap masalah-masalah yang berhubungan dengan administrasi, personalia, keuangan, pemasaran, humas, keamanan, dan keselamatan kerja.

4.7.3.4 Kepala Bagian

Secara umum tugas Kepala Bagian adalah mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Kepala bagian

dapat juga bertindak sebagai staff direktur. Kepala bagian ini bertanggung jawab kepada direktur masing-masing. Kepala bagian terdiri dari :

4.7.3.4.1 Kepala Bagian Proses dan Utilitas

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan pabrik dalam bidang proses dan penyediaan utilitas.

4.7.3.4.2 Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi

Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan pemeliharaan dan fasilitas penunjang kegiatan produksi.

4.7.3.4.3 Kepala Bagian Penelitian, Pengembangan, dan Pengendalian Mutu

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan penelitian, pengembangan perusahaan, dan pengawasan mutu.

4.7.3.4.4 Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran, pengadaan barang, serta pembukuan keuangan.

4.7.3.4.5 Kepala Bagian Administrasi

Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan tata usaha, personalia dan rumah tangga perusahaan.

4.7.3.4.6 Kepala Bagian Humas dan Keamanan

Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan antara perusahaan dan masyarakat serta menjaga keamanan perusahaan.

4.7.3.4.7 Kepala Bagian Kesehatan Keselamatan Kerja dan Lingkungan

Tugas : Bertanggung jawab terhadap keamanan pabrik dan kesehatan dan keselamatan kerja karyawan.

4.7.3.5 Kepala Seksi

Kepala seksi adalah pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh para Kepala Bagian masing-masing. Setiap kepala seksi bertanggung jawab terhadap kepala bagian masing-masing sesuai dengan seksinya.

4.7.3.5.1 Kepala Seksi Proses

Tugas : Memimpin langsung serta memantau kelancaran proses produksi.

4.7.3.5.2 Kepala Seksi Utilitas

Tugas : Bertanggung jawab terhadap penyediaan air, steam, bahan bakar, dan udara tekan baik untuk proses maupun instrumentasi.

4.7.3.5.3 Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel

Tugas : Bertanggung jawab atas kegiatan perawatan dan penggantian alat-alat serta fasilitas pendukungnya.

4.7.3.5.4 Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi

Tugas : Bertanggung jawab terhadap penyediaan listrik serta kelancaran alat-alat instrumentasi.

4.7.3.5.5 Kepala Seksi Bagian Penelitian dan Pengembangan

Tugas : Mengkoordinasi kegiatan-kegiatan yang berhubungan dengan peningkatan produksi dan efisiensi proses secara keseluruhan.

4.7.3.5.6 Kepala Seksi Laboratorium dan Pengendalian Mutu

Tugas : Menyelenggarakan pengendalian mutu untuk bahan baku, bahan pembantu, produk dan limbah.

4.7.3.5.7 Kepala Seksi Keuangan

Tugas : Bertanggung jawab terhadap pembukuan serta hal-hal yang berkaitan dengan keuangan perusahaan.

4.7.3.5.8 Kepala Seksi Pemasaran

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran produk dan pengadaan bahan baku pabrik.

4.7.3.5.9 Kepala Seksi Tata Usaha

Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan rumah tangga perusahaan serta tata usaha kantor.

4.7.3.5.10 Kepala Seksi Personalia

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian.

4.7.3.5.11 Kepala Seksi Humas

Tugas : Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan relasi perusahaan, pemerintah, dan masyarakat

4.7.3.5.12 Kepala Seksi Keamanan

Tugas : Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan mengawasi langsung masalah keamanan perusahaan.

4.7.3.5.13 Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja

Tugas : Mengurus masalah kesehatan karyawan dan keluarga, serta menangani masalah keselamatan kerja di perusahaan.

4.7.3.5.14 Kepala Seksi Unit Pengolahan Limbah

Tugas : Bertanggung jawab terhadap limbah pabrik agar sesuai dengan baku mutu limbah.

4.7.4 Pembagian Jam Kerja

Pabrik DME dari metanol ini akan beroperasi 330 hari selama satu tahun dalam 24 jam per hari. Sisa hari yang bukan merupakan hari libur digunakan untuk perbaikan, perawatan atau *turn around*. Pembagian jam kerja karyawan digolongkan menjadi dua golongan, yaitu:

- a. Pegawai *non shift* yang bekerja selama 6 jam dalam seminggu dengan total kerja 40 jam per minggu. Sedangkan hari minggu dan hari besar libur. Pegawai non shift termasuk karyawan tidak langsung menangani operasi pabrik yaitu direktur, kepala departemen, kepala divisi, karyawan kantor atau administrasi, dan divisi-divisi di bawah tanggung jawaan non teknik atau yang bekerja di pabrik dengan jenis pekerjaan tidak kontinu. Berikut adalah ketentuan jam kerja pegawai *non shift*:
 Senin- Kamis : 07.00 - 16.00 (istirahat 12.00 – 13.00)

Jum'at : 07:00 – 16:00 (istirahat 11:00 – 13:00)
 Sabtu : 07:00 – 12:00
 Minggu : Libur, termasuk hari libur nasional

- b. Pegawai *shift* bekerja 24 jam perhari yang terbagi dalam 3 *shift*. Karyawan shift adalah karyawan yang langsung menangani proses operasi pabrik yaitu kepala *shift*, operator, karyawan-karyawan *shift*, gudang serta keamanan dan keselamatan kerja. Berikut adalah ketentuan jam kerja pegawai shift sebagai berikut:

Shift I : 08.00 - 16.00

Shift II : 16.00 - 24.00

Shift III : 24.00- 08.00

Jadwal kerja terbagi menjadi empat minggu dan empat kelompok. Setiap kelompok kerja mendapatkan libur satu kali dari tiga kali shift. Berikut adalah jadwal kerja karyawan *shift*:

Tabel 4. 13 Jadwal Kerja Karyawan *Shift*

Regu	Hari											
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
A	III	III	III	-	I	I	I	II	II	II	-	-
B	-	I	I	I	II	II	II	-	-	III	III	III
C	I	II	II	II	-	-	III	III	III	-	I	I
D	II	-	-	III	III	III	-	I	I	I	II	II

4.7.5 Sistem Gaji dan Fasilitas Karyawan

4.7.5.1 Sistem Gaji Karyawan

Sistem pembagian gaji pada perusahaan terbagi menjadi 3 jenis yaitu:

a. Gaji Bulanan

Gaji yang diberikan kepada pegawai tetap dengan jumlah sesuai peraturan perusahaan mengacu UUD pasal 14 ayat (1, 2) PP nomor 78 Tahun 2015 dan peraturan menteri No 1 Tahun 2017 tentang struktur dan skala upah setiap golongan jabatan.

b. Gaji Harian

Gaji yang diberikan kepada karyawan tidak tetap atau buruh harian sesuai peraturan dirjen pajak nomor 31/PJ/2009.

c. Gaji Lembur

Gaji yang diberikan kepada karyawan yang bekerja melebihi jam kerja pokok sesuai pasal 10 kep.234/Men/2003 dimana untuk jam kerja lembur pertama dibayar sebesar 1,5 kali upah sejam dan untuk jam lembur berikutnya dibayar 2 kali upah sejam.

Berikut adalah perincian jumlah dan gaji karyawan sesuai dengan jabatan:

Tabel 4. 14 Daftar gaji karyawan

Jabatan	Jumlah	Gaji per Bulan (Rp)	Total Gaji (Rp)
Direktur Utama	1	80.000.000,00	80.000.000,00
Direktur Teknik dan Produksi	1	65.000.000,00	65.000.000,00
Direktur Keuangan dan Umum	1	65.000.000,00	65.000.000,00
Staff Ahli	1	15.000.000,00	15.000.000,00

Tabel 4. 17 Daftar gaji karyawan (Lanjutan)

Ka. Bag Umum	1	18.000.000,00	18.000.000,00
Ka. Bag. Pemasaran	1	18.000.000,00	18.000.000,00
Ka. Bag. Keuangan	1	18.000.000,00	18.000.000,00
Ka. Bag. Teknik	1	18.000.000,00	18.000.000,00
Ka. Bag. Produksi	1	18.000.000,00	18.000.000,00
Ka. Bag. Litbang	1	18.000.000,00	18.000.000,00
Ka. Sek. Personalia	1	15.000.000,00	15.000.000,00
Ka. Sek. Humas	1	15.000.000,00	15.000.000,00
Ka. Sek. Keamanan	1	15.000.000,00	15.000.000,00
Ka. Sek. Pembelian	1	15.000.000,00	15.000.000,00
Ka. Sek. Pemasaran	1	15.000.000,00	15.000.000,00
Ka. Sek. Administrasi	1	15.000.000,00	15.000.000,00
Ka. Sek. Kas/Anggaran	1	15.000.000,00	15.000.000,00
Ka. Sek. Proses	1	15.000.000,00	15.000.000,00
Ka. Sek. Pengendalian	1	15.000.000,00	15.000.000,00
Ka. Sek. Laboratorium	1	15.000.000,00	15.000.000,00
Ka. Sek. Utilitas	1	15.000.000,00	15.000.000,00
Ka. Sek. Pengembangan	1	15.000.000,00	15.000.000,00
Ka. Sek. Penelitian	1	15.000.000,00	24.000.000,00
Karyawan Personalia	3	8.000.000,00	24.000.000,00
Karyawan Humas	3	8.000.000,00	24.000.000,00
Karyawan Keamanan	6	5.000.000,00	30.000.000,00
Karyawan Pembelian	4	8.000.000,00	32.000.000,00
Karyawan Pemasaran	4	8.000.000,00	32.000.000,00
Karyawan Administrasi	3	8.000.000,00	24.000.000,00
Karyawan Kas/Anggaran	3	8.000.000,00	24.000.000,00

Tabel 4. 17 Daftar gaji karyawan (Lanjutan)

Karyawan Proses	8	8.000.000,00	64.000.000,00
Karyawan Pengendalian	5	8.000.000,00	40.000.000,00
Karyawan Laboratorium	4	8.000.000,00	32.000.000,00
Karyawan Pemeliharaan	7	8.000.000,00	56.000.000,00
Karyawan Utilitas	10	8.000.000,00	80.000.000,00
Karyawan KKK	6	8.000.000,00	48.000.000,00
Karyawan Litbang	3	8.000.000,00	24.000.000,00
Operator	32	6.500.000,00	208.000.000,00
Sekretaris	5	8.000.000,00	40.000.000,00
Dokter	2	8.000.000,00	16.000.000,00
Paramedis	3	5.000.000,00	15.000.000,00
Sopir	6	3.500.000,00	21.000.000,00
<i>Cleaning Service</i>	5	2.700.000,00	13.500.000,00
Total	145		1.375.500.000,00

4.7.5.2 Kesejahteraan Karyawan

Peningkatan efektifitas kerja pada perusahaan dilakukan dengan cara pemberian fasilitas untuk kesejahteraan karyawan. Upaya yang dilakukan selain memberikan upah resmi adalah memberikan beberapa fasilitas lain kepada setiap tenaga kerja berupa:

1. Fasilitas cuti tahunan selama 12 hari.
2. Fasilitas cuti sakit berdasarkan surat keterangan dokter.
3. Tunjangan hari raya dan bonus berdasarkan jabatan.
4. Pemberian *reward* bagi karyawan yang berprestasi.

5. Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja lebih dari jumlah jam kerja pokok.
6. Fasilitas asuransi tenaga kerja, meliputi tunjangan kecelakaan kerja dan tunjangan kematian bagi keluarga tenaga kerja yang meninggal dunia baik karena kecelakaan sewaktu bekerja.
7. Pelayanan kesehatan berupa biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit akibat kecelakaan kerja.
8. Penyediaan kantin, tempat ibadah, dan sarana olah raga.
9. Penyediaan seragam dan alat-alat pengaman (sepatu dan sarung tangan).
10. *Family Gathering Party* (acara berkumpul semua karyawan dan keluarga) setiap satu tahun sekali.

4.8 Evaluasi Ekonomi

Analisa ekonomi berfungsi untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat menguntungkan atau tidak dan layak atau tidak layak jika didirikan.

Perhitungan evaluasi ekonomi meliputi:

1. Modal (*Capital Investment*)
 - a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
 - b. Modal kerja (*Working Capital Investment*)
2. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)
 - a. Biaya produksi langsung (*Direct Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya produksi tak langsung (*Indirect Manufacturing Cost*)

- c. Biaya tetap (*Fixed Manufacturing Cost*)
- 3. Pengeluaran Umum (*General Cost*)
- 4. Analisa Kelayakan Ekonomi
 - a. *Percent Return on invesment* (ROI)
 - b. *Pay out time* (POT)
 - c. *Break event point* (BEP)
 - d. *Shut down point* (SDP)
 - e. *Discounted cash flow* (DCF)

Untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial didirikan atau tidak maka dilakukan analisis kelayakan.

Beberapa analisis untuk menyatakan kelayakan:

- a. *Percent Return on Investment* (ROI)

Percent Return on Investment merupakan perkiraan laju keuntungan tiap tahun yang dapat mengembalikan modal yang diinvestasikan.

- b. *Pay Out Time* (POT)

Pay Out Time adalah jumlah tahun yang telah berselang sebelum didapatkan sesuatu penerimaan melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya capital investment dengan profit sebelum dikurangi depresiasi.

- c. *Break Even Point* (BEP)

Break Even Point adalah titik impas dimana tidak mempunyai suatu keuntungan/kerugian.

d. *Shut Down Point* (SDP)

Suatu titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi dihentikan. Penyebabnya antara lain *Variable Cost* yang terlalu tinggi, atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan keuntungan).

e. *Discounted Cash Flow*

Analisis kelayakan ekonomi dengan menggunakan “*Discounted Cash Flow*” merupakan perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun didasarkan pada jumlah investasi yang tidak kembali pada setiap tahun selama umur ekonomi. *Rated of return based on discounted cash flow* adalah laju bunga maksimal di mana suatu pabrik atau proyek dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.

4.8.1 Penaksiran Harga Alat

Harga peralatan proses selalu mengalami perubahan setiap tahun tergantung pada kondisi ekonomi yang ada. Untuk mengetahui harga peralatan yang ada sekarang, dapat ditaksir dari harga tahun lalu berdasarkan indeks harga. Berikut adalah indeks harga yang di dalam teknik kimia disebut CEP indeks atau *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI).

Tabel 4. 15 *Chemical Engineering Plant Cost Index*

No	Tahun (Xi)	Indeks (Yi)
1	1990	356
2	1991	361,3
3	1992	358,2
4	1993	359,2
5	1994	368,1
6	1995	381,1
7	1996	381,7
8	1997	386,5
9	1998	389,5
10	1999	390,6
11	2000	394,1
12	2001	394,3
13	2002	395,6
14	2003	402
15	2004	444,2
16	2005	468,2
17	2006	499,6
18	2007	525,4
19	2008	575,4
20	2009	521,9
21	2010	550,8
22	2011	585,7
23	2012	584,6
24	2013	567,3
25	2014	576,1
26	2015	556,8
27	2016	541,7
28	2017	567,5

Untuk memperkirakan harga alat, ada dua persamaan pendekatan yang dapat digunakan. Harga alat pada tahun pabrik didirikan dapat ditentukan berdasarkan harga pada tahun referensi dikalikan dengan rasio index harga. (*Aries & Newton, 1955*) dan (*Chemical engineering progress, 2017*)

$$E_x = E_y \frac{N_x}{N_y}$$

Dimana :

- E_x : Harga alat pada tahun x
- E_y : Harga alat pada tahun y
- N_x : Index harga pada tahun x
- N_y : Index harga pada tahun y

Apabila suatu alat dengan kapasitas tertentu ternyata tidak ada spesifikasi di referensi, maka harga alat dapat diperkirakan dengan persamaan: (*Peters & Timmerhaus, 1980*)

$$E_b = E_a \left[\frac{C_b}{C_a} \right]^{0.6}$$

Dimana:

- E_a : Harga alat a
- E_b : Harga alat b
- C_a : Kapasitas alat a
- C_b : Kapasitas alat b

Untuk menentukan nilai indeks CEP berdasarkan dari harga yang sudah ada seperti yang dikemukakan oleh *Peters* dan *Timmerhaus* tahun 1980 serta data-data yang diperoleh dari www.matche.com/equipcost. Berdasarkan data nilai CEP indeks yang ada kemudian dilakukan

perhitungan menggunakan metode regresi linear untuk mengetahui nilai CEP index pada tahun referensi dan tahun pembelian. Nilai CEP index pada tahun referensi yaitu tahun 2014 adalah 576,1. Sementara nilai CEP indeks pada tahun pembelian yaitu tahun 2022 adalah 646,42.

4.8.2 Dasar Perhitungan

- a. Kapasitas produksi : 50.000 ton/tahun
- b. Pabrik beroperasi : 330 hari kerja
- c. Umur alat : 10 tahun
- d. Kurs mata uang : \$ 1= Rp. 14.476,00 (7 Agustus 2018)
- e. Tahun pabrik didirikan : 2022

4.8.3 Perhitungan Biaya

4.8.3.1 Modal (*Capital investment*)

Capital investment adalah biaya untuk pengadaan fasilitas-fasilitas pabrik beserta kelengkapannya dan biaya untuk mengoperasikan pabrik.

Capital investment terdiri dari :

a. *Fixed Capital Investment*

Fixed Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik.

Tabel 4. 19 *Physichal Plant Cost* (PPC)

No	<i>Type of Capital Investment</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Purchased Equipment Cost</i>	Rp 32.874.205.641	\$ 2.270.945
2	<i>Delivered Equipment Cost</i>	Rp 8.218.551.410	\$ 832.694
3	<i>Installation Cost</i>	Rp 5.522.884.715	\$ 607.188

Tabel 4. 19 *Physichal Plant Cost (PPC)* (Lanjutan)

4	<i>Piping Cost</i>	Rp 18.313.008.186	\$ 1.910.509
5	<i>Instrumentation Cost</i>	Rp 8.247.319.747	\$ 844.537
6	<i>Insulation Cost</i>	Rp 1.284.151.497	\$ 137.549
7	<i>Electrical Cost</i>	Rp 4.496.548.096	\$ 333.078
8	<i>Land & Yard Improvement</i>	Rp 5.489.500.000	\$ 379.214
9	<i>Building Cost</i>	Rp 21.958.000.000	\$ 1.516.855
<i>Physical Plan Cost (PPC)</i>		Rp 101.087.211.907	\$ 6.983.090

Tabel 4. 20 *Direct Plant Cost (DPC)*

No	<i>Type of Capital Investment</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Engineering & Contruction</i>	Rp 20.217.442.381	\$ 1.453.372
<i>Total (DPC + PPC)</i>		Rp 126.234.050.113	\$ 8.720.230

Tabel 4. 21 *Fixed Capital Investment (FCI)*

No	<i>Type of Capital Investment</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Direct Plan Cost</i>	Rp 121.304.654.288	\$ 8.379.708
2	<i>Cotractor's fee</i>	Rp 12.130.465.429	\$ 837.971
3	<i>Contingency</i>	Rp 12.130.465.429	\$ 837.971
<i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>		Rp 145.565.585.146	\$ 10.055.650

b. Working Capital Investment

Working Capital investment adalah biaya yang diperlukan untuk menjalankan/mengoperasikan suatu pabrik selama waktu tertentu.

Tabel 4. 22 *Total Working Capital Investment (TWCI)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	Rp 40.356.905.952	\$ 2.787.849
2	<i>In Process Inventory</i>	Rp 1.075.352.066	\$ 74.285
3	<i>Product Inventory</i>	Rp 32.260.561.980	\$ 2.228.555
4	<i>Extended Credit</i>	Rp 39.809.000.000	\$ 2.750.000

Tabel 4. 22 *Total Working Capital Investment (TWCI)* (Lanjutan)

5	<i>Available Cash</i>	Rp 64.521.123.959	\$ 4.457.110
<i>Working Capital Investment</i>		Rp 178.022.943.957	\$ 12.297.799

4.8.3.2 Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)

Manufacturing cost merupakan jumlah *direct*, *indirect* dan *fixed manufacturing cost*, yang bersangkutan dalam pembuatan produk.

a. *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

Direct Manufacturing Cost adalah pengeluaran langsung dalam pembuatan suatu produk.

b. *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

Indirect Manufacturing Cost adalah pengeluaran tidak langsung akibat dari pembuatan suatu produk.

c. *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

Fixed Manufacturing Cost adalah pengeluaran tetap yang tidak bergantung waktu dan tingkat produksi.

Tabel 4. 23 *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material</i>	Rp 443.925.965.468	\$ 30.666.342
2	<i>Labor</i>	Rp 17.340.000.000	\$ 1.197.845
3	<i>Supervision</i>	Rp 3.468.000.000	\$ 239.569
4	<i>Maintenance</i>	Rp 36.391.396.286	\$ 2.513.912
5	<i>Plant Supplies</i>	Rp 5.458.709.443	\$ 377.087
6	<i>Royalty and Patents</i>	Rp 8.757.980.000	\$ 605.000
7	<i>Utilities</i>	Rp 76.337.642.139	\$ 5.273.393
<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>		Rp 591.679.693.336	\$ 40.873.148

Tabel 4. 24 *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Payroll Overhead</i>	Rp 2.601.000.000	\$ 179.677
2	<i>Laboratory</i>	Rp 1.734.000.000	\$ 119.784
3	<i>Plant Overhead</i>	Rp 8.670.000.000	\$ 598.922
4	<i>Packaging and Shipping</i>	Rp 87.579.800.000	\$ 6.050.000
<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>		Rp 100.584.800.000	\$ 6.948.384

Tabel 4. 25 *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Depreciation</i>	Rp 14.556.558.515	\$ 1.005.565
2	<i>Property taxes</i>	Rp 1.455.655.851	\$ 100.556
3	<i>Insurance</i>	Rp 1.455.655.851	\$ 100.556
<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>		Rp 17.467.870.218	\$ 1.206.678

Tabel 4. 26 *Total Manufacturing Cost (TMC)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Direct Manufacturing Cost</i>	Rp 591.679.693.336	\$ 40.873.148
2	<i>Indirect Manufacturing Cost</i>	Rp 100.584.800.000	\$ 6.948.384
3	<i>Fixed Manufacturing Cost</i>	Rp 17.467.870.218	\$ 1.206.678
<i>Manufacturing Cost</i>		Rp 709.732.363.554	\$ 49.028.210

4.8.3.3 Pengeluaran Umum (*General Expense*)

General expense atau pengeluaran umum meliputi pengeluaran-pengeluaran yang bersangkutan dengan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk *manufacturing cost*.

Tabel 4. 27 *General Expense (GE)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Administration</i>	Rp 21.291.970.907	\$ 1.470.846
2	<i>Sales expense</i>	Rp 35.486.618.178	\$ 2.451.410
3	<i>Research</i>	Rp 28.389.294.542	\$ 1.961.128
4	<i>Finance</i>	Rp 12.943.541.164	\$ 894.138
<i>General Expense (GE)</i>		Rp 98.111.424.791	\$ 6.777.523

Tabel 4. 28 *Total Production Cost (TPC)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	Rp 709.732.363.554	\$ 49.028.210
2	<i>General Expense (GE)</i>	Rp 98.111.424.791	\$ 6.777.523
<i>Total Production Cost (TPC)</i>		Rp 807.843.788.344	\$ 55.805.733

4.8.3.4 Analisis Keuntungan

a. Keuntungan Sebelum Pajak

Total penjualan : Rp 875.798.000.000

Total biaya produksi : Rp 807.843.788.344

Keuntungan : Total penjualan - Total biaya produksi

: Rp 67.954.211.656

b. Keuntungan Sesudah Pajak

Pajak keuntungan sebesar 50-52% (*Aries & Newton, 1955*).

Pajak : 50 % x Rp 67.954.211.656

: Rp 33.977.105.828

Keuntungan : Keuntungan sebelum pajak – pajak

: Rp 33.977.105.828

4.8.4 Analisis Kelayakan

1. *Return on Investment (ROI)*

Return on investment adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang telah dikeluarkan

$$\text{ROI} = \frac{\text{Profit (Keuntungan)}}{\text{Fixed Capital Investment (FCI)}} \times 100\%$$

a. ROI sebelum pajak (ROI_b)

Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan risiko tinggi minimum adalah 44%. (*Aries & Newton, 1955*).

$$\text{ROI}_b = 46,68 \% \quad (\text{pabrik memenuhi kelayakan})$$

b. ROI setelah pajak (ROI_a)

$$\text{ROI}_a = 23,34 \%$$

2. *Pay Out Time (POT)*

Pay out time adalah lama waktu pengembalian modal yang berdasarkan keuntungan yang dicapai.

$$\text{POT} = \frac{\text{Fixed Capital Investment (FCI)}}{\text{Keuntungan+Depresiasi}}$$

a. POT sebelum pajak (POT_b)

Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan risiko tinggi maksimum adalah 2 tahun. (*Aries & Newton, 1955*).

$$\text{POT}_b = 1,76 \text{ tahun} \quad (\text{pabrik memenuhi kelayakan})$$

b. POT setelah pajak (POT_a)

$$\text{POT}_a = 3,00 \text{ tahun}$$

3. Break Even Point (BEP)

Break even point adalah titik yang menunjukkan pada suatu tingkat dimana biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Dengan *break even point* kita dapat menentukan tingkat harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga perunit yang dijual agar mendapatkan keuntungan. Nilai BEP pabrik kimia pada umumnya adalah 40 – 60 %.

$$\text{BEP} = \frac{Fa + 0.3Ra}{Sa - Va - 0.7Ra} \times 100\%$$

Tabel 4. 29 Annual Fixed Cost (Fa)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Depreciation	Rp 14.556.558.515	\$ 1.005.565
2	Property taxes	Rp 1.455.655.851	\$ 100.556
3	Insurance	Rp 1.455.655.851	\$ 100.556
Fixed Cost (Fa)		Rp 17.467.870.218	\$ 1.206.678

Tabel 4. 30 Annual Variable Cost (Va)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Raw material	Rp 443.925.965.468	\$ 30.666.342
2	Packaging & shipping	Rp 87.579.800.000	\$ 6.050.000
3	Utilities	Rp 76.337.642.139	\$ 5.273.393
4	Royalties and Patents	Rp 8.757.980.000	\$ 605.000
Variable Cost (Va)		Rp 616.601.387.607	\$ 42.594.735

Tabel 4. 31 *Annual Regulated Cost (Ra)*

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Labor cost	Rp 17.340.000.000	\$ 1.197.845
2	Plant overhead	Rp 8.670.000.000	\$ 598.922
3	Payroll overhead	Rp 2.601.000.000	\$ 179.677
4	Supervision	Rp 3.468.000.000	\$ 239.569
5	Laboratory	Rp 1.734.000.000	\$ 119.784
6	Administration	Rp 21.291.970.907	\$ 1.470.846
7	Finance	Rp 12.943.541.164	\$ 894.138
8	Sales expense	Rp 35.486.618.178	\$ 2.451.410
9	Research	Rp 28.389.294.542	\$ 1.961.128
10	Maintenance	Rp 36.391.396.286	\$ 2.513.912
11	Plant supplies	Rp 5.458.709.443	\$ 377.087
Regulated Cost (Ra)		Rp 173.774.530.520	\$ 12.004.320

Tabel 4. 32 *Annual Sales Cost (Sa)*

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Annual Sales Cost	Rp 875.798.000.000	\$ 60.500.000
Annual Sales Cost (Sa)		Rp 875.798.000.000	\$ 60.500.000

BEP = 50,60 % (pabrik memenuhi kelayakan)

4. Shut Down Point (SDP)

Shut down point adalah titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi harus dihentikan. Karena biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal dari pada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *fixed cost*.

$$SDP = \frac{0.3Ra}{Sa - Va - 0.7Ra} \times 100\%$$

SDP = 37,90 %

5. *Discounted Cash Flow Rate (DCFR)*

Discounted cash flow rate of return adalah laju bunga maksimum dimana pabrik dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.

Umur pabrik (n)	: 10 tahun
<i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>	: Rp 145.565.585.146
<i>Working Capital Investment (WCI)</i>	: Rp 178.022.943.957
<i>Salvage value (SV) = Depresiasi</i>	: Rp 14.556.558.515
<i>Cash flow (CF)</i>	: Rp 61.477.205.507

Discounted cash flow dihitung secara *trial & error*

Persamaan untuk menentukan DCFR:

$$\frac{(WC + FCI) \times (1 + i)^{10}}{CF} = \left[(1 + i)^9 + (1 + i)^8 + \dots + (1 + i) + 1 \right] + \frac{(WC + SV)}{CF}$$

$$R = S$$

Dengan *trial & error* diperoleh nilai i : 0,2118

DCFR : 19,04 %

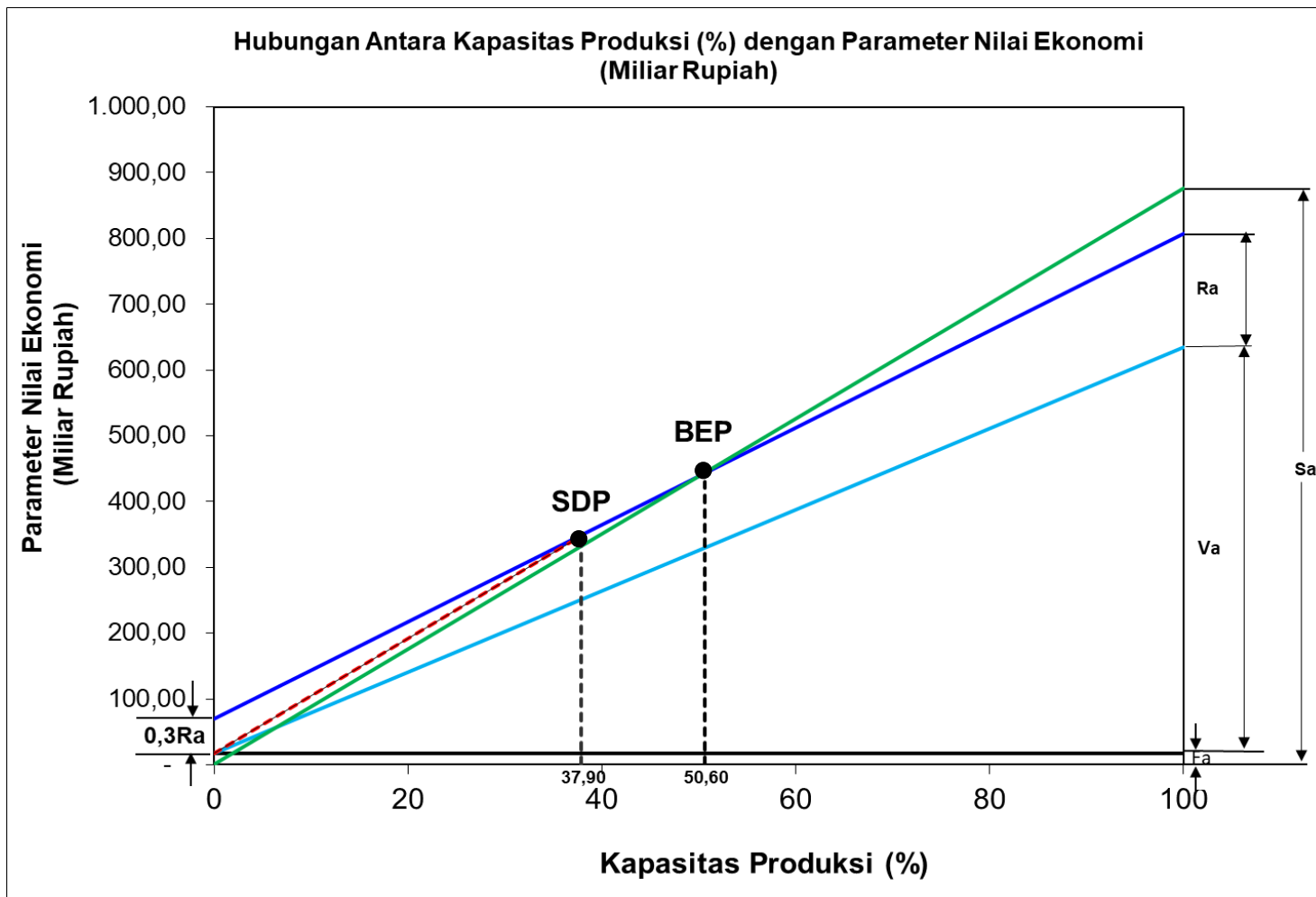
Minimum nilai DCFR : 1,5 x bunga pinjaman bank (*Aries Newton*)

Bunga bank : 5,75 %

Kesimpulan : Memenuhi syarat ($1,5 \times 5,75\% = 8,63\%$)

(Didasarkan pada suku bunga pinjaman di bank saat ini adalah 5,75%
,www.bi.go.id, berlaku mulai September 2018)

Syarat minimum DCFR adalah di atas suku bunga pinjaman bank yaitu sekitar 1.5 x suku bunga pinjaman bank ($1.5 \times 5,75\% = 8,63\%$).



Gambar 4. 8 Grafik Analisa Kelayakan

BAB V

PENUTUP

5.1 Kesimpulan

Pra rancangan pabrik DME dari Metanol dengan kapasitas 50.000 ton/tahun, dapat disimpulkan bahwa :

1. Pabrik DME digolongkan sebagai pabrik yang berisiko tinggi (*High Risk*) karena prosesnya berlangsung pada kondisi operasi (suhu dan tekanan) tinggi, selain itu bahan baku katalis belum cukup tersedia sehingga dibutuhkan impor dan produk (DME) mempunyai sifat mudah terbakar.
2. Berdasarkan hasil analisis ekonomi adalah sebagai berikut :
 - a. Keuntungan yang diperoleh :

Keuntungan sebelum pajak Rp 67.954.211.656/tahun, dan keuntungan setelah pajak sebesar Rp 33.977.105.828/tahun.
 - b. *Return On Investment* (ROI) :

Presentase ROI sebelum pajak sebesar 46,68%, dan ROI setelah pajak sebesar 23,34%. Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan risiko tinggi minimum adalah 44% (*Aries & Newton, 1955*).
 - c. *Pay Out Time* (POT) :

POT sebelum pajak selama 1,76 tahun dan POT setelah pajak selama 3,00 tahun. Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan risiko tinggi maksimum adalah 2 tahun (*Aries & Newton, 1955*).

- d. *Break Event Point* (BEP) pada 50,60%, dan *Shut Down Point* (SDP) pada 37,90%. BEP untuk pabrik kimia pada umumnya adalah 40–60%.
- e. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) sebesar 19,04%. Suku bunga pinjaman di bank saat ini adalah 5,75% (www.bi.go.id, September 2018). Syarat minimum DCFR adalah di atas suku bunga pinjaman bank yaitu sekitar 1,5 x suku bunga pinjaman bank ($1,5 \times 5,75\% = 8,63\%$).

Dari hasil analisis ekonomi di atas dapat disimpulkan bahwa pabrik DME dari metanol dengan kapasitas 50.000 ton/tahun ini layak dan menarik untuk dikaji lebih lanjut.

5.2 Saran

Perancangan suatu pabrik kimia diperlukan pemahaman konsep-konsep dasar yang dapat meningkatkan kelayakan pendirian suatu pabrik kimia diantaranya sebagai berikut:

1. Optimasi pemilihan seperti alat proses atau alat penunjang dan bahan baku perlu diperhatikan sehingga akan lebih mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh.

2. Perancangan pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah, sehingga diharapkan berkembangnya pabrik-pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan.
3. Produk DME dapat direalisasikan sebagai sarana untuk memenuhi kebutuhan di masa mendatang yang jumlahnya semakin meningkat.

DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S., and Newton, R.D. 1955. "Chemical Engineerin Cost estimation", McGraw Hill Book Company, New York
- Agra, S. W., 1985, Ringkasan Reaktor Kimia, Universitas Gadjah Mada, Yogyakarta
- Badan Pengkajian dan Penerapan Teknologi (BPPT). 2011. "Asian DME", <https://www.bppt.go.id>. Diakses pada 8 April 2018 pukul 13.11 WIB
- Badan Pertanahan Nasional (BPN). 2018. <http://peta.bpn.go.id/>. Diakses pada 5 Oktober 2018 pukul 13.16 WIB
- Badan Pusat Statistik (BPS). 2017. www.bps.go.id. Diakses pada 28 Maret 2018 pukul 16.02 WIB
- Bank Indonesia (BI). 2013. <https://www.bi.go.id/id/moneter/bi-7day-RR/data/Contents/Default.aspx>. Diakses pada 6 Oktober 2018 pukul 19.16 WIB
- Bandiera, J and C. Naccache. 1991, "Kinetics of Methanol Dehydration on Dealuminated H-modernite: model with acid basic active centres", *Applied Catalysis*, 69, 139-148
- Branan, Carl R. 2005. "Rules of Thumb for Chemical Engineers", 4th ed, Elsevier, UK
- Brown, G.G. 1963. "Unit Operation ", 2nd ed, Modern Asia Edition, John Wiley and Sons. Inc, New York
- Brownell, L.E., and Young, E.H. 1959. "Process Equipment Design", John Wiley and Sons. Inc, New York
- Cengel A. Yunus, 2002. "HeatTransfer" New York: McGraw-Hill Book Company, Singapore.

- Corporation, Toyo Engineering., “DME (Dimethyl Ether)”, <http://www.toyo-eng.com/jp/en/products/energy/dme/>. Diakses pada 31 Mei 2018 pukul 16.10 WIB
- Coulson, J.M., and Richardson, J.F. 2005. “Chemical Engineering”, 4th ed, vol. 6, Pergamon Press, Oxford
- ENN Group. 2010. “International DME Conference Hilton”, Stockholm
- Fogler, H. Scott. 2004. “Elements of Chemical Reaction Engineering”, 3rd ed, Prentice-Hall of India, New Delhi
- Fuel DME Production Co. Ltd. 2018. “DME Promotion Plant by the Indirect method”, Japan
- Hill, Charles G. 1977. “An Introduction to Chemical Engineering Kinetics and Reactor Design”, Wiley, United States
- Holman, J.P. 2010. “Heat Transfer”, ed 10th, Mc GrawHill Book Co. Ltd., New York
- International DME Association (IDA). 2012. “IBC Gas to Liquid Conference”, Italy
- International DME Association (IDA). 2015. <https://www.aboutdme.org/>. Diakses pada 5 April 2018 Pukul 21.15 WIB
- Kern, D.Q. 1965. “Process Heat Transfer”, International Student Edition, McGraw Hill International Book Company, Tokyo
- Korea Gas Corporation (KOGAS), R&D Division. 2010. “Introduction of KOGAS’s Activities on DME”, DME Project, Sweden
- Ludwig, E.E. 2010. “Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants”, 4th ed, vol. 1, 2, 3., Gulf Publishing Company.
- Mathematics and chemistry. 2014. “Equipment Cost Index”, www.matche.com. Diakses pada 5 Oktober 2018 pukul 21.20 WIB

- Ng, K. L., D. Chadwick, and B. A. Toseland. 1999. "Kinetics and Modeling of Dimethyl Ether Synthesis from Synthesis Gas," *Chemical Engineering Science*, 54, 3587-3592.
- Ogawa, Takashi. Et al, "Direct Dimethyl Ether Synthesis", *Journal of Natural Gas Chemistry*, Science Press, 2003
- 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
- Rase, H.F. 1990. "Fixed Bed Reactor Design and Diagnostics, Gas-Phase Reactions", Wiley and Sons, Inc, New York
- Seader, J.D., and Henley, Ernest J. 2005. "Separation Process Principle second edition", John Wiley and Sons, Inc, New York
- Smith, J.M and Van Ness, H.C, "Introduction to Chemical Engineering Thermodynamic'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
- Sularso dan Haruo T. 2000. "Pompa dan Kompresor, Pemilihan, Pemakaian dan Pemeliharaan", Jakarta: PT Pradnya Paramita

- Treyball, R.E. 1979. "Mass Transfer Operation's", 3rd ed, Mc Graw Hill Book Kogakusha, Tokyo
- Turton, Richard., et al. 2012. "Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Process Fourth Edition", Printice Hall, United States
- Ulrich, G.D, 1984, "A Guide to Chemical engineering Process Design and Economic's ", John Wiley and Sons. Inc, New York
- US Patent, Guo et al. 2013. "Process for Producing Dimethyl Ether From Methanol", Patent No: 8541630B2, United States
- Vilbrant, F.C., and Dryden, C.E., 1959, Chemical Engineering Plant Design, Mc Graw Hill Book Company, Japan
- Wallas, Stenley, M. 1991. "Chemical Process Equiment Selection and Design", Mc GrawHill Book Co., Tokyo
- Wankat, Philip C. 2011. "Separation Process Engineering Third edition", Prentice Hall, United States
- Yaws, C.L. 1999. "Chemical Properties Handbook", Mc Graw Hill Handbooks, New York
- Zamani, H.S. 1998. "Manajemen Sumber Daya Manusia", Badan Penerbit IPWI, Jakarta

LAMPIRAN

REAKTOR FIXED BED MULTITUBE

Kode : R-101

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi dehidrasi metanol menjadi dimetil eter

Jenis : *fixed bed multitube*

Kondisi Operasi : T = 290 °C
P = 13 atm
Reaksi = Eksotermis

(Turton, 2012)

- Tujuan :
- a. Menentukan jenis reaktor
 - b. Menyusun persamaan laju Reaksi *Overall*
 - c. Persamaan-persamaan matematis reaktor
 - d. Spesifikasi katalis
 - e. Menentukan media pendingin
 - f. Data-data fisis bahan
 - g. Menentukan dimensi reaktor
 - h. Menentukan jumlah pendingin yang dibutuhkan
 - i. Menghitung bilangan *reynold* di *shell* dan *tube*
 - j. Menghitung koefisien perpindahan panas

- k. Menghitung *pressure drop* di *shell* dan *tube*
- l. Menghitung berat katalis
- m. Menghitung tebal *shell*
- n. Menghitung tebal dan tinggi *head*
- o. Menghitung tinggi dan volume reaktor
- p. Menghitung diameter pipa pemasukan dan pengeluaran reaktor dan pipa pendingin
- q. Menentukan tebal isolator
- r. Neraca panas reaktor

A. Menentukan Jenis Reaktor

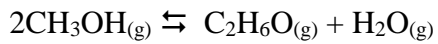
Reaktor yang dipilih adalah jenis *fixed bed multi tube* dengan pertimbangan sebagai berikut:

- 1. Zat pereaksi berupa fase gas dengan katalis padat
- 2. Reaksi sangat eksotermis sehingga memerlukan luas perpindahan panas yang besar agar kontak dengan pendingin optimal
- 3. Tidak diperlukan pemisahan katalis dari gas keluaran reaktor
- 4. Umur katalis panjang 12-15 bulan
- 5. Membutuhkan sedikit perlengkapan bantu
- 6. Konstruksi reaktor *fixed bed multi tube* lebih sederhana jika dibandingkan dengan reaktor *fluidized bed* sehingga biaya pembuatan, operasional, dan perawatannya relatif murah.
- 7. Pengendalian suhu relatif mudah karena menggunakan tipe *shell and tube*

(Hill, 1977)

B. Menyusun Persamaan Laju Reaksi Overall

Reaksi yang terjadi didalam reaktor:



$$-r_A = k_0 \exp \left[\frac{-E_0}{RT} \right] p_{\text{metanol}}$$

Keterangan:

$(-r_A)$: Laju reaksi, $\text{kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{cat} \cdot \text{jam})$

k_0 : $1,23 \times 10^8 \text{ kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{cat} \cdot \text{jam} \cdot \text{atm})$

E_0 : 80480 kJ/kmol

T : Suhu, K

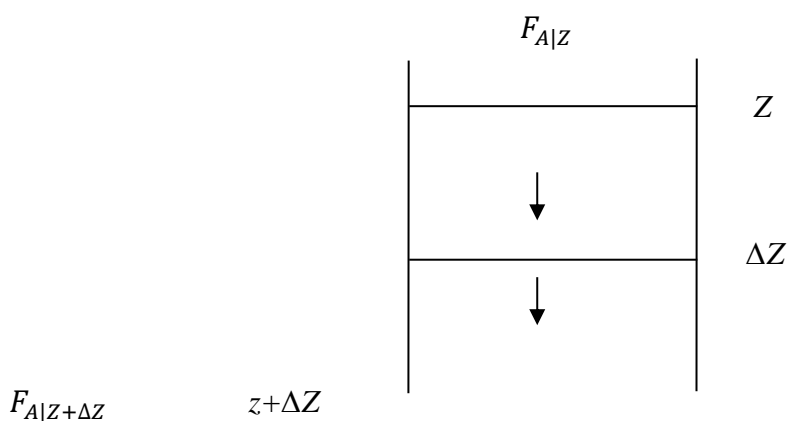
P_{metanol} : Tekanan parsial metanol, atm

R : Konstanta gas ideal = $0,08206 \text{ atm} \cdot \text{m}^3/\text{kmol} \cdot \text{K}$

(Turton, 2012)

C. Persamaan-persamaan Matematis Reaktor

1. Neraca Massa gas pada elemen volume setebal ΔZ pada kondisi *steady*:



Rate of input – rate of output – rate of reaction = rate of accumulation

$$F_{A|Z} - F_{A|Z+\Delta Z} - (-r_A) \cdot V = 0$$

$$F_{A|Z} - F_{A|Z+\Delta Z} = (-r_A) \cdot V$$

$$F_{A|Z} - F_{A|Z+\Delta Z} = (-r_A) \frac{\pi \cdot ID^2}{4} \Delta Z \cdot Nt$$

$$\lim_{\Delta Z \rightarrow 0} \frac{F_{A|Z} - F_{A|Z+\Delta Z}}{\Delta Z} = (-r_A) \frac{\pi \cdot ID^2}{4} Nt$$

$$-\frac{dF_A}{dZ} = (-r_A) \frac{\pi \cdot ID^2}{4} Nt$$

Dimana : $F_A = F_{A0} (1-x)$

$$dF_A = -F_{A0} \cdot dx$$

Sehingga diperoleh :

$$\frac{F_{A0} dx}{dZ} = (-r_A) \frac{\pi \cdot ID^2}{4} Nt$$

$$\frac{dx}{dZ} = (-r_A) \frac{\pi \cdot ID^2}{4 F_{A0}} Nt$$

Tekanan parsial metanol ($P_{metanol}$) :

$$P_{metanol} = y_{metanol} \cdot P$$

Komponen	Mula – mula	Bereaksi	Sisa
Metanol (A)	F_{A0}	$-F_{A0} \cdot X$	$F_{A0} - F_{A0} \cdot X$
DME (B)	$F_{B0=0}$	$\frac{1}{2} F_{A0} \cdot X$	$F_{B0} + \frac{1}{2} F_{A0} \cdot X$
Air (C)	$F_{C0=0}$	$\frac{1}{2} F_{A0} \cdot X$	$F_{C0} + \frac{1}{2} F_{A0} \cdot X$

$$\text{Total } (F_{T0}) = F_{A0} + F_{B0} + F_{C0}$$

$$y_{metanol} = \frac{F_{A0} - F_{A0} X}{F_{A0} + F_{B0} + F_{C0}}$$

$$y_{metanol} = \frac{F_{A0} - F_{A0} X}{F_{T0}}$$

Jadi :

$$P_{metanol} = \frac{F_{A0}(1 - X)}{F_{T0}} P$$

Sehingga laju reaksi ($-r_A$) menjadi :

$$-r_A = k_0 \exp\left[\frac{-E_0}{RT}\right] \frac{F_{A0}(1-X)}{F_{T0}} P$$

Dari penjabaran diatas didapat :

$$\frac{dx}{dZ} = (-r_A) \frac{\pi \cdot ID^2}{4F_{A0}} Nt$$

$$\frac{dx}{dZ} = k_0 \exp\left[\frac{-E_0}{RT}\right] \frac{F_{A0}(1-X)}{F_{T0}} P \frac{\pi \cdot ID^2}{4F_{A0}} Nt \quad (1)$$

Kondisi Batas:

Pada saat, $Z = 0$ $X_A = X_0 = 0$

$Z = H$ $X_A = X = 0,8$

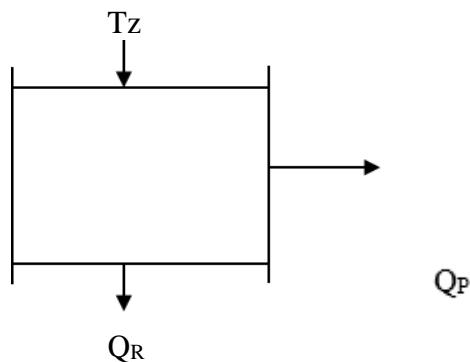
$\frac{dx}{dZ}$: perubahan konversi metanol tiap *increment* panjang reaktor

$-r_A$: laju reaksi, kmol/(m³.jam)

F_{A0} : laju alir mol mula-mula metanol, kmol/jam

2. Neraca Panas pada elemen volume (sisi *tube*) setebal ΔZ pada kondisi

steady:



Q_R = panas reaksi

Q_P = panas yang dibuang, ada pendinginan

Heat of input – Heat of output + Heat of generation – Heat transfer = Acc

$$H|_z - H|_{z+\Delta z} + (-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot V - U d \cdot N_t \cdot \Delta z \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_P) = 0$$

$$H|_z - H|_{z+\Delta z} + (-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi}{4} \cdot ID^2 \cdot \Delta z \cdot N_t - U d \cdot N_t \cdot \Delta z \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_P) = 0$$

$$H|_z - H|_{z+\Delta z} = -(-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi}{4} \cdot ID^2 \cdot \Delta z \cdot N_t + U d \cdot N_t \cdot \Delta z \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_P)$$

$$\frac{H|_z - H|_{z+\Delta z}}{\Delta z} = -(-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi}{4} \cdot ID^2 \cdot N_t + U d \cdot N_t \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_P)$$

$$\lim_{\Delta z \rightarrow 0} \frac{H|_z - H|_{z+\Delta z}}{\Delta z} = -(-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi}{4} \cdot ID^2 \cdot N_t + U d \cdot N_t \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_P)$$

$$-\frac{dH}{dz} = -(-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi}{4} \cdot ID^2 \cdot N_t + U d \cdot N_t \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_P)$$

$$\frac{dH}{dz} = -(-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi}{4} \cdot ID^2 \cdot N_t - U d \cdot N_t \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_P)$$

Dimana :

$$H = Q = \sum F_i \cdot C_{p_i} \cdot (T - T_{ref})$$

$$dH = \sum F_i \cdot C_{p_i} \cdot dT$$

$$\sum F_i \cdot C_{p_i} \cdot \frac{dT}{dz} = -(-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi}{4} \cdot ID^2 \cdot N_t - U d \cdot N_t \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_P)$$

$$\frac{dT}{dZ} = \frac{F_{A0} \cdot (\Delta H_R) \frac{dx}{dZ} - U d \cdot N_t \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_P)}{\sum F_i \cdot C_{p_i}} \quad (2)$$

Kondisi batas:

Pada saat, $Z = 0$ $T = T_{in} = 290^\circ\text{C}$

$Z = H$ $T = T_{out}$

$\frac{dT}{dZ}$: perubahan temperatur tiap *increment* panjang reaktor

ΔH_R : panas reaksi pada suhu reaksi, kJ/kmol

T_P : suhu pendingin, K

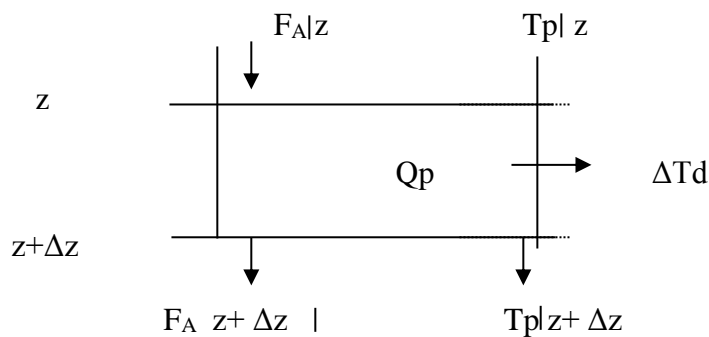
F_i : mol masing-masing komponen, kmol/jam

C_{pi} : kapasitas panas tiap komponen, kJ/kg.K

Tabel 1 Komposisi Dengan Perhitungan Kapasitas Reaktor

Input	Massa, kg/jam	Output	Massa, kg/jam
CH ₃ OH	10973,625	CH ₃ OH	2194,725
C ₂ H ₆ O	9,479	C ₂ H ₆ O	6319,313
H ₂ O	16,927	H ₂ O	2485,993
Total	11000,031	Total	11000,031

3. Neraca panas pendingin pada elemen volume (sisi *shell*) setebal ΔZ pada kondisi *steady*:



Aliran pendingin dalam reaktor searah dengan aliran gas.

Rate of in – out + panas yang diserap pendingin = acc

$$W_p \cdot C_{pp} \cdot T_{pz+\Delta Z} - W_p \cdot C_{pp} \cdot T_{pz} + U_D \cdot A \cdot (T - T_p) = 0$$

$$W_p \cdot C_{pp} \cdot (T_{pz+\Delta Z} - T_{pz}) = -U_D \cdot \pi \cdot ODT \cdot \Delta Z \cdot (T - T_p)$$

$$T_{pz+\Delta Z} - T_{pz} = -\frac{U_D \cdot \pi \cdot ODT \cdot \Delta Z \cdot (T - T_p)}{W_p \cdot C_{pp}}$$

$$\lim_{\Delta Z \rightarrow 0} \frac{T_{pz+\Delta Z} - T_{pz}}{\Delta Z} = -\frac{U_D \cdot \pi \cdot ODT \cdot (T - T_p)}{W_p \cdot C_{pp}}$$

$$\frac{dT_p}{dZ} = -\frac{U_D \cdot \pi \cdot ODT \cdot (T - T_p)}{W_p \cdot C_{pp}}$$

Untuk N_T buah *tube*:

$$\frac{dT_p}{dZ} = - \frac{U_D \cdot \pi \cdot ODT \cdot (T - T_p)}{W_p \cdot C_{pp}} \cdot N_T \quad (3)$$

Kondisi batas:

Pada saat, $Z = 0$ $T_p = T_{pout}$

$Z = H$ $T_p = T_{pin}$

$\frac{dT_p}{dZ}$: perubahan suhu pendingin tiap increment panjang reaktor

W_p : laju alir massa pendingin, kg/jam

C_{pp} : kapasitas panas pendingin, kJ/kmol.K

4. Pressure Drop

Dalam pipa = penurunan tekanan dalam pipa berisi katalisator (Fixed bed) digunakan persamaan Ergun 11.6 (Fogler chapter 11 hal 492 “Chemical Reactor Design For Process Plants”.)

$$\frac{dP}{dz} = - \frac{Gt}{\rho_g \cdot g \cdot D_p} \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^3} \left[\frac{150(1 - \varepsilon)\mu}{D_p} + 1,75 \cdot Gt \right] \quad (4)$$

Dimana :

G = Kecepatan aliran massa gas dalam pipa, gr/cm³

ρ = Densitas gas, gr/cm³

D_p = Densitas pertikel katalisator, cm

G = Gaya Gravitasi, cm/det²

ε = Porosity tumpukan katalisator

μ = Viskositas gas, gr/cm jam

D. Spesifikasi Katalis

Katalis yang digunakan adalah *Alumunium sillica* (Al₂O₃-SiO₂), dengan spesifikasi:

- Wujud : padat
- Bentuk : *sphere*
- Diameter : 0,05 cm
- *Bulk Density* (ρ_b) : 0,78 gr/cm³
- *Porosity* (ϵ) : 0,35

E. Menentukan Jenis Pendingin

Pendingin yang dipakai adalah Dowtherm A yang stabil pada suhu 155–255 °C.

Komposisi Dowtherm A :
 - 73,5 % Diphenyl Oxyde
 - 26,5 % Diphenyl

Sifat-sifat fisis Dowtherm A (T dalam K) dari Hydrocarbon Processing.

$$C_p = 0.1152 + 0.0003402 T. \text{cal/gr.K}$$

$$\rho = 1.3644 - 9.7073 \cdot 10^{-4} T. \text{g/cm}^3$$

$$\mu = 35.5898 - 6.04212 T. \text{(g/cm.J)}$$

$$k = 1.512 - 0.0010387 T. \text{cal/g.cm.K}$$

F. Data-data Fisis Bahan

Kondisi campuran gas yang bereaksi di dalam reaktor mengalami perubahan untuk tiap *increment* panjang reaktor. Persamaan yang digunakan untuk menghitung kondisi campuran gas adalah:

1. Menghitung Berat Molekul (BM)

$$\text{BM campuran} = \sum(\text{BM}_i \cdot y_i)$$

BM_i : berat molekul komponen i, kg/kmol

y_i : fraksi mol komponen i

Tabel 2 Data Berat Molekul Tiap Komponen

Komponen	BM
DME	46
MeOH	32
H ₂ O	18

(Yaws, 1999)

2. Menghitung Kapasitas Panas (Cp)

Kapasitas panas gas dihitung dengan menggunakan persamaan dari Yaws (1999), sebagai berikut:

$$C_{p_i} = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

$$C_p \text{ campuran} = \sum(C_{p_i} \cdot y_i)$$

A,B,C,D,E : konstanta (Yaws, 1999)

T : temperatur, K

C_{p_i} : kapasitas panas komponen i, kJ/kmol K

y_i : fraksi mol komponen i

Tabel 3 Data Konstanta Kapasitas Panas Tiap Komponen

Komponen	A	B	C	D	E
Metanol	40,046	-0,03828700	0,00024529	-2,1679 x 10 ⁻⁷	5,9909 x 10 ⁻¹¹
DME	34,668	-0,07029300	0,0001653	-1,7675 x 10 ⁻⁷	4,9313 x 10 ⁻¹¹
Air	33,9330	-0,00841860	0,000029906	-1,7825 x 10 ⁻⁸	3,6934 x 10 ⁻¹²

(Yaws, 1999)

3. Menghitung Viskositas (μ)

Viskositas gas juga dihitung dari persamaan Yaws (1999), yaitu:

$$\mu_i = A + BT + CT^2$$

$$\mu \text{ campuran} = \frac{1}{\sum \left(\frac{x_i}{\mu_i} \right)}$$

A,B,C : konstanta (*Yaws*, 1999)

T : temperatur, K

μ_i : viskositas komponen i, micropoise

x_i : fraksi massa komponen i

Tabel 4 Data Konstanta Viskositas Tiap Komponen

Komponen	A	B	C
Metanol	-14,236	0,38935	-0,000062762
DME	-4,276	0,3026200	0,000063528
Air	-36,826	$4,2900 \times 10^{-1}$	$-1,6200 \times 10^{-5}$

(*Yaws*, 1999)

4. Menghitung Konduktivitas Panas (k)

Konduktivitas panas gas dihitung dari persamaan di *Yaws* (1999), yaitu:

$$k_i = A + BT + CT^2$$

$$k \text{ campuran} = \sum(k_i \cdot x_i)$$

A,B,C : konstanta (*Yaws*, 1999)

T : temperatur, K

k_i : konduktivitas panas komponen i, W/m/K

x_i : fraksi massa komponen i

Tabel 5 Data Konstanta Konduktivitas Panas Tiap Komponen

Komponen	A	B	C
Metanol	0,002340	$5,434 \times 10^{-6}$	$1,3154 \times 10^{-7}$
Dimetil Eter	-0,031500	0,00015032	$1,3879 \times 10^{-9}$
Air	0,00053	$4,7093 \times 10^{-5}$	$4,9551 \times 10^{-8}$

(*Yaws*, 1999)

G. Dimensi Reaktor

1. Menentukan Jenis, Ukuran dan Susunan Tube

Diameter pipa reaktor dipilih berdasarkan pertimbangan agar perpindahan panas berjalan dengan baik. Mengingat reaksi yang terjadi eksotermis, untuk itu dipilih aliran gas dalam pipa turbulen agar koefisien perpindahan panas lebih besar.

Pengaruh ratio D_p / D_t terhadap koefisien perpindahan panas dalam pipa yang berisi butir-butir katalisator dibandingkan dengan pipa kosong yaitu h_w/h telah diteliti oleh Colburn's (Smith hal 571) yaitu :

D_p/D_t	0,05	0,10	0,15	0,20	0,25	0,30
h_w/h	5,50	7,00	7,80	7,50	7,00	6,60

(Smith, *Chem Kinetik Eng*, P.571)

dipilih $D_p/D_t = 0,15$

Dimana :

h_w = koefisien perpindahan panas dalam pipa berisi katalis

h = koefisien perpindahan panas dalam pipa kosong

D_p = diameter katalisator

D_t = diameter tube

Sehingga :

$$D_p/D_t = 0,15$$

$$D_p = 0,2 \text{ in}$$

$$D_t = 0,2 / 0,15 = 1,31 \text{ in}$$

Dari hasil perhitungan tersebut, maka diambil ukuran pipa standar agar koefisien perpindahan panasnya baik.

Dari table 11 *Kern* dipilih pipa dengan spesifikasi sebagai berikut :

- Nominal pipe size (NPS) = 1,5 in
- Diameter dalam *tube* (IDt) = 1,61 in
- Diameter luar *tube* (ODT) = 1,90 in
- *Flow area* per pipa (a't) = 2,04 in²
- Jumlah *tube pass* (Ntb) = 1
- Susunan *tube* = *triangular pitch*

$$P_T (\text{Pitch}) : 1,25 \cdot \text{ODt} \quad (\text{Kern, 1965})$$

$$C (\text{Clearance}) : P_T - \text{ODt} \quad (\text{Kern, 1965})$$

Susunan *tube* yang dipilih adalah *triangular pitch*, dengan alasan:

- Turbulensi yang terjadi pada susunan *tube* segitiga sama sisi lebih besar dibandingkan dengan susunan persegi, karena fluida yang mengalir di antara pipa yang letaknya berdekatan akan langsung menumbuk pipa yang terletak pada deretan berikutnya.
- Koefisien perpindahan panas konveksi (h) pada susunan segitiga 25% lebih tinggi dibandingkan dengan fluida yang mengalir dalam *shell* pada susunan persegi.

(Agra, 1988)

2. Menentukan Dimensi Shell

$$\text{IDs} = \sqrt{\frac{2 \cdot N_T \cdot 0,5 \cdot \sin 60 \cdot P_T^2}{\pi/4}}$$

$$= 54,12 \text{ in} = 1,375 \text{ m}$$

$$B = (0,2 \sim 1) \cdot \text{IDs} \quad (\text{Kern, 1965})$$

$$= 0,25 \cdot \text{IDs}$$

$$= 13,53 \text{ in} = 0,344 \text{ m}$$

$$De = \frac{4.(P_T^2 \cdot 0,5 \cdot 0,86 - 1/8 \cdot \pi \cdot ODT^2)}{0,5 \cdot \pi \cdot ODT} \quad (\text{Kern, 1965})$$

$$= 1,72 \text{ in} = 0,043 \text{ m}$$

$$a_s = \frac{IDS \cdot C \cdot B}{P_T} \quad (\text{Kern, 1965})$$

$$= 1,02 \text{ in}^2 = 0,0007 \text{ m}^2$$

Dimana :

ID_S : diameter dalam *shell*, m

B : jarak *baffle*, m

De : diameter efektif *shell*, m

a_s : *flow area shell*, m^2

H. Menentukan Jumlah Pendingin yang Dibutuhkan (W_p)

W_p : 24.906 kg/jam

W_p ditentukan dengan cara trial-error supaya $\Delta T_p \leq 20^\circ\text{C}$

I. Menghitung Bilangan Reynold (Re) di Shell dan Tube

Bilangan Reynold di *Shell* (Re_s)

$$G_s = \frac{W_p}{a_s} \\ = 37.955.278,094 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{jam}$$

$$Re_s = \frac{G_s \cdot De}{\mu_p} \quad (\text{Kern, 1965})$$

$$= 872.707,987$$

Re_s : bilangan Reynold *shell*

W_p : laju alir massa pendingin, kg/jam

μ_p : viskositas pendingin, kg/m.jam

Bilangan Reynold di *Tube* (Re_t)

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

$$= 5.089.576,855 \text{ kg/m}^2.\text{jam}$$

W_T diperoleh dari perhitungan Neraca Massa

$$Re_t = \frac{D_p \cdot G_t}{\mu_{camp}} \quad (\text{Hill, 1977})$$

$$= 13.364,253$$

Re_t : bilangan Reynold *tube*

D_p : diameter partikel katalis, m

W_T : laju alir massa gas total, kg/jam

μ_{camp} : viskositas gas campuran, kg/m.jam

J. Menghitung Koefisien Perpindahan Panas

Shell side

$$h_o = jH \left(\frac{k_p}{Des} \right) \left(\frac{C_{pp} \cdot \mu_p}{k_p} \right)^{1/3} \quad (\text{Kern, 1965})$$

$$h_o = 102.404,771 \text{ W/m}^2.\text{°C}$$

Tube side

$$h_i = jH \left(\frac{k_{camp}}{IDT} \right) \left(\frac{C_{p\text{ camp}} \cdot \mu_{camp}}{k_{camp}} \right)^{1/3} \quad (\text{Kern, 1965})$$

$$h_i = 7,023 \text{ W/m}^2.\text{°C}$$

$$h_{io} = h_i \frac{IDT}{ODT} \quad (\text{Kern, 1965})$$

$$h_{io} = 6,099 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

$$U_C = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} \quad (\text{Kern, 1965})$$

$$U_C = 6,099 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

$$U_D = \frac{U_C}{1 + R_D \cdot U_C} \quad (\text{Kern, 1965})$$

$$U_D = 6,089 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

h_o : koefisien perpindahan panas di *shell*, $\text{W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$

ks : konduktivitas panas pendingin, $\text{W/m} \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{C}$

C_{pp} : kapasitas panas pendingin, $\text{W/lb} \cdot ^\circ\text{C}$

h_i : koefisien perpindahan panas di *tube*, $\text{W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$

U_C : koefisien perpindahan panas overall saat bersih, $\text{W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$

U_D : koefisien perpindahan panas overall saat kotor, $\text{W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$

R_D : *Dirt factor* : $0,0015 \text{ jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/Btu}$

Keempat persamaan diferensial diselesaikan secara simultan menggunakan metode *Euler*. Perhitungan reaktor *fixed bed multutibe* ini diselesaikan dengan menggunakan bantuan Ms. Excel.

Tabel 6 Hasil Perhitungan Bed Metode *Euler*

z (m)	X	T (K)	Tp (K)	P (atm)
0,000	0,000	563,150	393,150	13,000
0,010	0,001	563,154	393,232	12,998
0,020	0,002	563,155	393,313	12,995
0,030	0,003	563,155	393,395	12,993
0,040	0,004	563,156	393,477	12,991
0,050	0,005	563,156	393,558	12,988
0,060	0,006	563,157	393,640	12,986

0,070	0,007	563,157	393,722	12,983
0,080	0,008	563,158	393,803	12,981
0,090	0,009	563,158	393,884	12,979
0,100	0,010	563,158	393,966	12,976
0,110	0,011	563,159	394,047	12,974
0,120	0,012	563,159	394,129	12,972
0,130	0,013	563,160	394,210	12,969
0,140	0,014	563,160	394,291	12,967
0,150	0,015	563,161	394,372	12,965
0,160	0,017	563,161	394,454	12,962
0,170	0,018	563,162	394,535	12,960
0,180	0,019	563,162	394,616	12,957
0,190	0,020	563,163	394,697	12,955
0,200	0,021	563,163	394,778	12,953
0,210	0,022	563,163	394,859	12,950
0,220	0,023	563,164	394,940	12,948
0,230	0,024	563,164	395,021	12,946
0,240	0,025	563,165	395,102	12,943
0,250	0,026	563,165	395,182	12,941
0,260	0,027	563,166	395,263	12,938
0,270	0,028	563,166	395,344	12,936
0,280	0,029	563,167	395,425	12,934
0,290	0,030	563,167	395,505	12,931
0,300	0,031	563,168	395,586	12,929
0,310	0,032	563,168	395,667	12,927
0,320	0,033	563,169	395,747	12,924
0,330	0,035	563,169	395,828	12,922
0,340	0,036	563,169	395,908	12,919
0,350	0,037	563,170	395,989	12,917
0,360	0,038	563,170	396,069	12,915
0,370	0,039	563,171	396,149	12,912
0,380	0,040	563,171	396,230	12,910
0,390	0,041	563,172	396,310	12,908
0,400	0,042	563,172	396,390	12,905
0,410	0,043	563,173	396,470	12,903
0,420	0,044	563,173	396,551	12,900
0,430	0,046	563,174	396,631	12,898
0,440	0,047	563,174	396,711	12,896
0,450	0,048	563,175	396,791	12,893

0,460	0,049	563,175	396,871	12,891
0,470	0,050	563,176	396,951	12,889
0,480	0,051	563,176	397,031	12,886
0,490	0,052	563,177	397,111	12,884
0,500	0,054	563,177	397,191	12,881
0,510	0,055	563,178	397,270	12,879
0,520	0,056	563,178	397,350	12,877
0,530	0,057	563,179	397,430	12,874
0,540	0,058	563,179	397,510	12,872
0,550	0,060	563,180	397,589	12,869
0,560	0,061	563,180	397,669	12,867
0,570	0,062	563,181	397,749	12,865
0,580	0,063	563,181	397,828	12,862
0,590	0,064	563,182	397,908	12,860
0,600	0,066	563,182	397,987	12,858
0,610	0,067	563,183	398,067	12,855
0,620	0,068	563,183	398,146	12,853
0,630	0,069	563,184	398,225	12,850
0,640	0,071	563,185	398,305	12,848
0,650	0,072	563,185	398,384	12,846
0,660	0,073	563,186	398,463	12,843
0,670	0,074	563,186	398,543	12,841
0,680	0,076	563,187	398,622	12,838
0,690	0,077	563,187	398,701	12,836
0,700	0,078	563,188	398,780	12,834
0,710	0,080	563,188	398,859	12,831
0,720	0,081	563,189	398,938	12,829
0,730	0,082	563,190	399,017	12,826
0,740	0,084	563,190	399,096	12,824
0,750	0,085	563,191	399,175	12,822
0,760	0,087	563,191	399,254	12,819
0,770	0,088	563,192	399,333	12,817
0,780	0,089	563,193	399,411	12,814
0,790	0,091	563,193	399,490	12,812
0,800	0,092	563,194	399,569	12,810
0,810	0,094	563,194	399,648	12,807
0,820	0,095	563,195	399,726	12,805
0,830	0,097	563,196	399,805	12,803
0,840	0,098	563,196	399,884	12,800

0,850	0,100	563,197	399,962	12,798
0,860	0,101	563,198	400,041	12,795
0,870	0,103	563,198	400,119	12,793
0,880	0,104	563,199	400,198	12,791
0,890	0,106	563,200	400,276	12,788
0,900	0,107	563,200	400,354	12,786
0,910	0,109	563,201	400,433	12,783
0,920	0,110	563,202	400,511	12,781
0,930	0,112	563,202	400,589	12,779
0,940	0,114	563,203	400,667	12,776
0,950	0,115	563,204	400,745	12,774
0,960	0,117	563,205	400,824	12,771
0,970	0,119	563,205	400,902	12,769
0,980	0,121	563,206	400,980	12,766
0,990	0,122	563,207	401,058	12,764
1,000	0,124	563,208	401,136	12,762
1,010	0,126	563,208	401,214	12,759
1,020	0,128	563,209	401,292	12,757
1,030	0,129	563,210	401,370	12,754
1,040	0,131	563,211	401,447	12,752
1,050	0,133	563,212	401,525	12,750
1,060	0,135	563,212	401,603	12,747
1,070	0,137	563,213	401,681	12,745
1,080	0,139	563,214	401,758	12,742
1,090	0,141	563,215	401,836	12,740
1,100	0,143	563,216	401,914	12,738
1,110	0,145	563,217	401,991	12,735
1,120	0,147	563,217	402,069	12,733
1,130	0,149	563,218	402,146	12,730
1,140	0,151	563,219	402,224	12,728
1,150	0,154	563,220	402,301	12,726
1,160	0,156	563,221	402,379	12,723
1,170	0,158	563,222	402,456	12,721
1,180	0,160	563,223	402,533	12,718
1,190	0,163	563,224	402,610	12,716
1,200	0,165	563,225	402,688	12,713
1,210	0,167	563,226	402,765	12,711
1,220	0,170	563,227	402,842	12,709
1,230	0,172	563,228	402,919	12,706

1,240	0,175	563,229	402,996	12,704
1,250	0,177	563,230	403,073	12,701
1,260	0,180	563,231	403,150	12,699
1,270	0,182	563,233	403,227	12,697
1,280	0,185	563,234	403,304	12,694
1,290	0,188	563,235	403,381	12,692
1,300	0,191	563,236	403,458	12,689
1,310	0,194	563,237	403,535	12,687
1,320	0,196	563,239	403,612	12,684
1,330	0,199	563,240	403,689	12,682
1,340	0,202	563,241	403,765	12,680
1,350	0,205	563,242	403,842	12,677
1,360	0,209	563,244	403,919	12,675
1,370	0,212	563,245	403,995	12,672
1,380	0,215	563,246	404,072	12,670
1,390	0,218	563,248	404,148	12,668
1,400	0,222	563,249	404,225	12,665
1,410	0,225	563,251	404,301	12,663
1,420	0,229	563,252	404,378	12,660
1,430	0,233	563,254	404,454	12,658
1,440	0,236	563,255	404,531	12,655
1,450	0,240	563,257	404,607	12,653
1,460	0,244	563,259	404,683	12,651
1,470	0,248	563,260	404,760	12,648
1,480	0,252	563,262	404,836	12,646
1,490	0,256	563,264	404,912	12,643
1,500	0,261	563,266	404,988	12,641
1,510	0,265	563,268	405,064	12,638
1,520	0,270	563,270	405,140	12,636
1,530	0,274	563,272	405,216	12,634
1,540	0,279	563,274	405,292	12,631
1,550	0,284	563,276	405,368	12,629
1,560	0,289	563,278	405,444	12,626
1,570	0,295	563,280	405,520	12,624
1,580	0,300	563,282	405,596	12,621
1,590	0,306	563,285	405,672	12,619
1,600	0,311	563,287	405,748	12,617
1,610	0,317	563,290	405,824	12,614
1,620	0,323	563,292	405,899	12,612

1,630	0,330	563,295	405,975	12,609
1,640	0,336	563,297	406,051	12,607
1,650	0,343	563,300	406,126	12,604
1,660	0,350	563,303	406,202	12,602
1,670	0,357	563,306	406,277	12,599
1,680	0,364	563,309	406,353	12,597
1,690	0,372	563,313	406,428	12,595
1,700	0,380	563,316	406,504	12,592
1,710	0,389	563,319	406,579	12,590
1,720	0,397	563,323	406,655	12,587
1,730	0,406	563,327	406,730	12,585
1,740	0,416	563,331	406,805	12,582
1,750	0,425	563,335	406,881	12,580
1,760	0,436	563,339	406,956	12,578
1,770	0,446	563,343	407,031	12,575
1,780	0,457	563,348	407,106	12,573
1,790	0,469	563,352	407,181	12,570
1,800	0,481	563,357	407,257	12,568
1,810	0,494	563,363	407,332	12,565
1,820	0,507	563,368	407,407	12,563
1,830	0,522	563,374	407,482	12,560
1,840	0,536	563,380	407,557	12,558
1,850	0,552	563,386	407,632	12,556
1,860	0,568	563,393	407,706	12,553
1,870	0,586	563,400	407,781	12,551
1,880	0,604	563,407	407,856	12,548
1,890	0,624	563,415	407,931	12,546
1,900	0,645	563,407	408,006	12,543
1,910	0,667	563,415	408,081	12,541
1,920	0,690	563,425	408,155	12,538
1,930	0,715	563,415	408,230	12,536
1,940	0,742	563,425	408,305	12,533
1,950	0,771	563,436	408,379	12,531
1,960	0,802	563,448	408,454	12,529

Dari hasil perhitungan menggunakan Ms. Excel diperoleh:

$$ID_s = 1,375 \text{ m}$$

Pada saat $Z = H = 1,960 \text{ m}$

Maka : $X = 0,802$

$T = 563,448 \text{ K}$

$T_{pin} = 393,150 \text{ K}$

K. Menghitung Berat Katalis yang diperlukan (W)

$$\begin{aligned} W &= V \cdot \rho_b \cdot N_T \\ &= \frac{\pi}{4} \cdot IDT^2 \cdot H \cdot \rho_b \cdot N_T \\ &= 1248,681 \text{ kg} \end{aligned}$$

L. Menghitung Waktu Tinggal (t)

$$\begin{aligned} T &= \frac{H \cdot A_T}{W_T / \rho_{camp}} \cdot 3600 \\ &= 0,00542 \text{ detik} \end{aligned}$$

$$\text{dengan } \rho_{camp} = \frac{P \cdot BM_{camp}}{R \cdot T} = 9,364 \text{ kg/m}^3$$

t : waktu tinggal, detik

ρ_{camp} : densitas gas campuran

R : konstanta gas ideal : $0,082 \text{ m}^3 \cdot \text{atm/kmol/K}$

P : tekanan gas saat $Z = H$, atm

T : temperatur gas saat $Z = H$, K

M. Menghitung Tebal Shell (ts)

Tebal *shell* dihitung dengan persamaan berikut:

$$ts = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + C \quad (\text{Brownell, pers.13.1})$$

ts : tebal *shell* minimum, in

- P : *design pressure*, psig
 r_i : jari-jari dalam *shell* (0,5 · ID_s), in
 f : *maximum allowable stress* (Tabel 13.1 Brownell), psig
 E : efisiensi pengelasan (Tabel 13.2 Brownell)
 C : *corrosion allowance*, in

Direncanakan bahan yang digunakan untuk *shell* terbuat dari *carbon steel* SA 212 grade B, dengan spesifikasi:

- f = 17500 psi
 E = 0,85 (*single-welded*)
 C = 0,125 in
 P = 13 atm, over design 20%
 P = 229,257 psi
 r_i = 27,061 in
 t_s = 0,55 in

Digunakan t_s standar = 0,625 in

$$OD_s = ID_s + 2t_s = 55,373 \text{ in}$$

N. Menghitung Tinggi dan Tebal Head

Bahan yang digunakan untuk *head* sama dengan bahan *shell* yaitu *carbon steel* SA 212 grade B, dan *head* yang dipilih berbentuk *Elliptical dished heads/Ellipsoidal* karena cocok digunakan untuk tekanan lebih dari 200 psi. (Brownell, 1959)

Tebal head dihitung dengan persamaan:

$$t_h = \frac{P \cdot ID_s}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 \cdot P} + C \quad (\text{Brownell, pers. 13.10})$$

- t_h : tebal head, in

$$th = 0,543 \text{ in}$$

Digunakan th standar = 0,625 in

Berdasarkan *tabel 5.8 Brownell*, didapatlan sf = 3 ~ 3,5 (diambil 3,5 in)

Tinggi head (OA) dihitung dengan cara sebagai berikut:

$$a = \frac{IDS}{2} = 27,061 \text{ in}$$

$$AB = a - icr = 23,436 \text{ in}$$

$$BC = rc - icr = 50,375 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{(BC^2 - AB^2)} = 44,591 \text{ in}$$

$$b = rc - AC = 9,409 \text{ in}$$

$$OA = th + b + sf = 13,534 \text{ in} = 0,344 \text{ m}$$

O. Menghitung Tinggi Reaktor Total (Hr) dan Volume Reaktor

$$\text{Tinggi reaktor (H)} = 1,960 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi reaktor total (Hr)} = H + 2 \cdot OA = 2,648 \text{ m}$$

Volume reaktor diperoleh dari volume shell ditambah 2 kali volume head.

$$\begin{aligned} \text{Volume head} &= 0,000076 \cdot IDS^3 && (\text{Brownell, pers.5.11}) \\ &= 0,341 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume shell} &= \frac{\pi}{4} \cdot IDS^2 \cdot H \\ &= 2,909 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume reaktor} &= \text{volume shell} + 2 \text{ volume head} \\ &= 3,592 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

P. Menghitung Diameter Pipa Pemasukan dan Pengeluaran Reaktor dan Pipa Pendingin

1. Diameter pipa pemasukan gas

$$\text{Flowrate gas masuk reaktor} = \frac{W_T}{\rho_0} = 11000,0312 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas gas umpan} = 9,364 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter optimum (Dopt)} &= 293G^{0,53} \cdot P^{-0,37} && (\text{Coulson, pers. 5.14}) \\ &= 0,231 \text{ m} \\ &= 9,114 \text{ in} \end{aligned}$$

Digunakan diameter pipa standar (*Appendix K, Brownell*) dengan spesifikasi:

$$\text{OD} = 10,75 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 10,02 \text{ in}$$

$$\text{Sch} = 40$$

2. Diameter pipa pengeluaran gas

$$\text{Flowrate gas keluar reaktor} = \frac{W_T}{\rho} = 11000,031 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas gas keluar} = 9,271 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter optimum (Dopt)} &= 293G^{0,53} \cdot P^{-0,37} && (\text{Coulson, pers. 5.14}) \\ &= 0,232 \text{ m} \\ &= 9,147 \text{ in} \end{aligned}$$

Digunakan diameter pipa standar (*Appendix K, Brownell*) dengan spesifikasi:

$$\text{OD} = 10,75 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 10,02 \text{ in}$$

$$\text{Sch} = 40$$

3. Diameter pipa pemasukan dan pengeluaran pendingin

Direncanakan pipa pemasukan dan pengeluaran pendingin berukuran sama, karena debit dan densitas dianggap tetap.

$$\text{Flowrate pendingin masuk} = \frac{Wp}{\rho_p} = 24.905,960 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas pendingin} = 984,758 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter optimum (Dopt)} &= 293G^{0,53} \cdot P^{-0,37} && (\text{Coulson, pers. 5.14}) \\ &= 4,883 \text{ m} \\ &= 192,226 \text{ in} \end{aligned}$$

Digunakan diameter pipa standar (*Appendix K, Brownell*) dengan spesifikasi:

$$\text{OD} = 2,88 \text{ in}$$

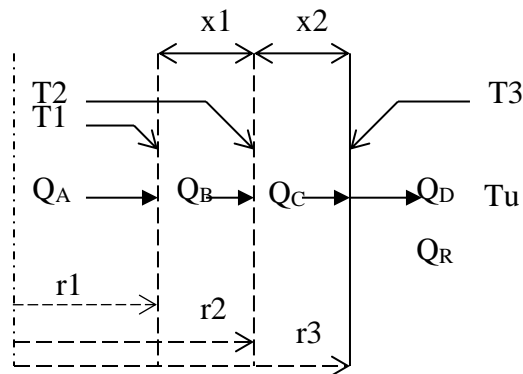
$$\text{ID} = 2,46 \text{ in}$$

$$\text{Sch} = 40$$

Q. Menentukan Tebal Isolator

Asumsi:

- a. Kedaan steady state
- b. Suhu dinding luar isolator = 60 °C
- c. Suhu udara luar = 35 °C



Keterangan :

r_1 = jari-jari dalam shell

r_2 = jari-jari luar shell

r_3 = jari-jari isolator luar

x_1 = tebal plat dinding shell

x_2 = tebal isolator

T_1 = suhu dinding dalam reaktor

T_2 = suhu dinding luar reaktor

T_3 = suhu isolator luar

T_u = suhu udara luar

Data lain yang diperlukan :

- Diameter shell, $D = 1,406$ m
- Tebal plat dinding shell, $x_1 = 0,02$ m
- Suhu dinding dalam shell, $T_1 = 290^{\circ}\text{C} = 554^{\circ}\text{F}$
- Suhu isolator dalam, $T_3 = 60^{\circ}\text{C} = 140^{\circ}\text{F}$
- Suhu isolator luar, $T_4 = 35^{\circ}\text{C} = 95^{\circ}\text{F}$
- Bahan dinding shell = carbon steel dengan $k = 40,1970$ W/m. $^{\circ}\text{C}$

Perpindahan panas dari reaktor ke sekeliling melalui dinding reaktor dan isolator terjadi melalui beberapa langkah, yaitu:

- Perpindahan konveksi dari gas ke dinding dalam reaktor (Q_A)
- Perpindahan konduksi dari dinding shell dalam ke dinding shell luar reaktor (Q_B)

- Perpindahan konduksi dari dinding shell luar ke permukaan luar isolator (Q_C)
- Perpindahan konveksi (Q_D) dan radiasi (Q_R) dari permukaan luar isolator ke udara bebas

- sifat-sifat fisis bahan

* bahan isolasi : asbestos, dengan sifat-sifat fisis (kern) :

$$K_{is} = 0,158 \text{ W/m.}^\circ\text{C}$$

$$\varepsilon = 0,96$$

* carbon steel : $k_s = 40,197 \text{ W/m.}^\circ\text{C}$

* sifat-sifat fisis udara pada suhu T_f (*Holman*,1988. Daftar A-5)

$$T_f = 320 \text{ K}$$

$$\nu = 0,000018 \text{ m}^2/\text{s}$$

$$k = 0,028 \text{ W/m.}^\circ\text{C}$$

$$Pr = 0,7035$$

$$\beta = 0,0032 \text{ K}^{-1}$$

$$\mu = 0,00001906 \text{ kg/m.s}$$

$$g = 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$r_3 = r_2 + x$$

$$r_1 = 0,69 \text{ m}$$

$$r_2 = 0,70 \text{ m}$$

$$L = 1,96 \text{ m}$$

a. Perpindahan panas konduksi

$$Q_B = \frac{2 \cdot \pi \cdot k_s \cdot L \cdot (T_1 - T_2)}{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)} \quad \dots\dots(a)$$

$$Q_C = \frac{2 \cdot \pi \cdot k_{is} \cdot L \cdot (T_2 - T_3)}{\ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right)} \quad \dots\dots(b)$$

b. Perpindahan panas konveksi

$$Q_D = hc \cdot A \cdot (T_3 - T_4)$$

$$Q_D = hc \cdot 2 \cdot \pi \cdot r_3 \cdot L \cdot (T_3 - T_4) \quad \dots\dots(c)$$

Karena $Gr_L \cdot Pr > 10^9$, sehingga :

$$hc = 1,31 \cdot (\Delta T)^{1/3}$$

$$Gr_L = \frac{g \cdot \beta \cdot (T_3 - T_u) \cdot L^3}{\nu^2}$$

c. Panas radiasi

$$Q_R = \varepsilon \cdot \sigma \cdot A \cdot (T_3^4 - T_4^4)$$

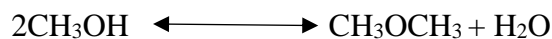
$$Q_R = \varepsilon \cdot \sigma \cdot 2 \cdot \pi \cdot r_3 \cdot L \cdot (T_3^4 - T_4^4) \quad \dots\dots(d)$$

kemudian persamaan a, b, c dan d ditrial menggunakan excel dan didapat:

$$T_2 = 563,0002 \text{ K}$$

$$\text{Tebal isolasi (x)} = 12,258 \text{ cm}$$

R. Perhitungan (ΔH)reaksi



$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

Tabel 7 Tetapan kapasitas panas fase gas (J/mol.K)

KOMPONEN	A	B	C	D	E
DME	34,668	0,07029300	0,0001653	-1,7675x10 ⁻⁷	4,9313x10 ⁻¹¹
MeOH	40,046	-0,03828700	0,00024529	-2,1679x10 ⁻⁷	5,9909x10 ⁻¹¹
Air	33,9330	-0,00841860	2,9906x10 ⁻⁵	-1,7825x10 ⁻⁸	3,6934x10 ⁻¹²

$$\text{Suhu masuk reaktor (TR)} = 290^\circ\text{C}$$

$$= 563 \text{ K}$$

$$\begin{aligned} \text{Suhu referensi (Tref)} &= 25^{\circ}\text{C} \\ &= 298 \text{ K} \end{aligned}$$

Tabel 8 Perhitungan Panas Reaksi Reaktor

Komponen	Qinput (kJ/jam)	Qoutput (kJ/jam)	Qreaksi, kJ/jam	
			Reaktan	Produk
CH ₃ OH	4905926,166	981185,233	-68895397,509	-13779079,502
C ₂ H ₆ O	4539,530	3026353,161	-37935,871	-25290580,470
H ₂ O	8627,855	1267134,523	-227403,202	-33397693,321
Total	4919093,551	5274672,916	-69160736,581	-72467353,293
$\Delta H_{rx} 298 =$			-3306616,712	

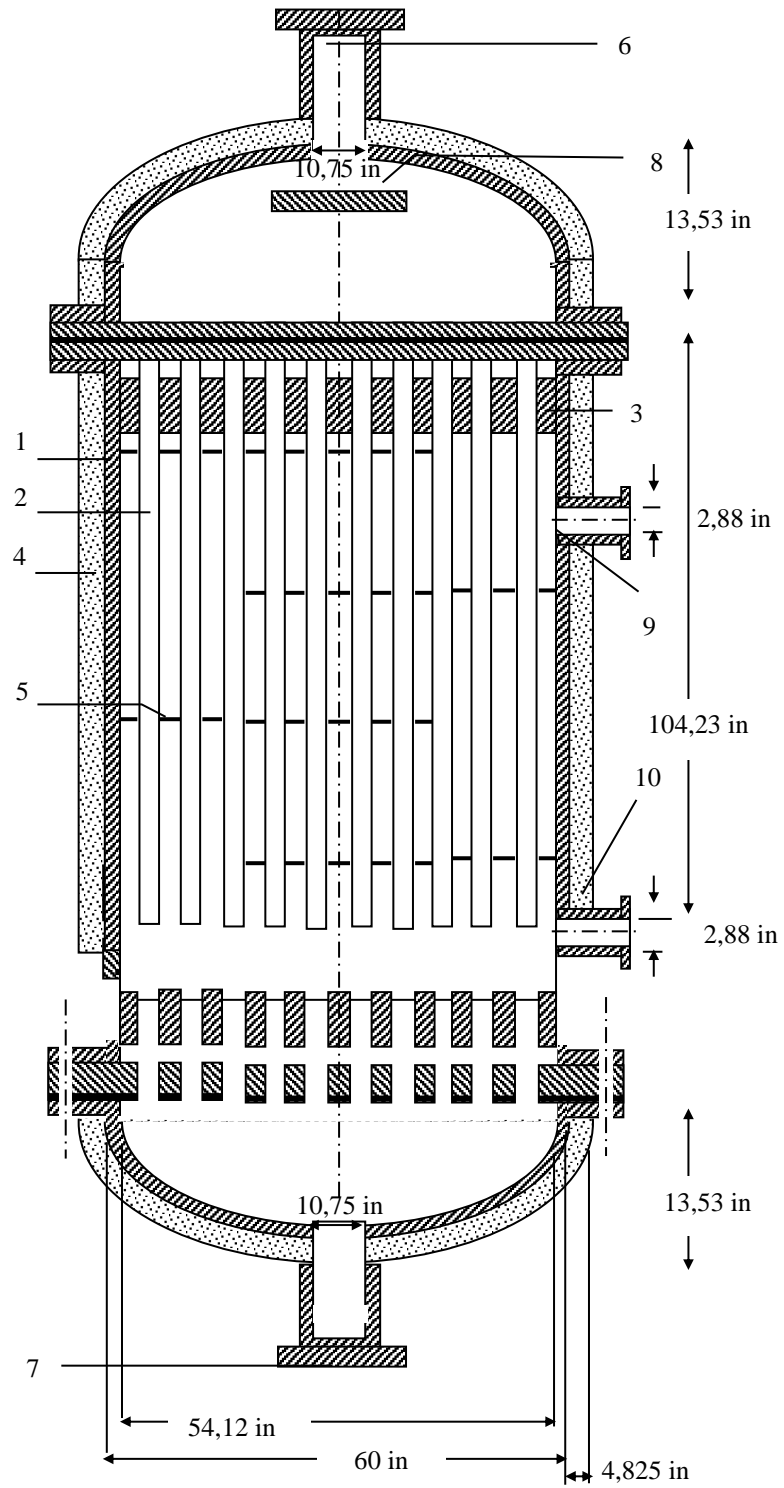
Dari data didapat: ΔH reaksi

$$\begin{aligned} \Delta H_{R} 298 &= \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan} \\ &= -3306616,712 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\Delta H_r = 4919093,551 \text{ kJ/jam}$$

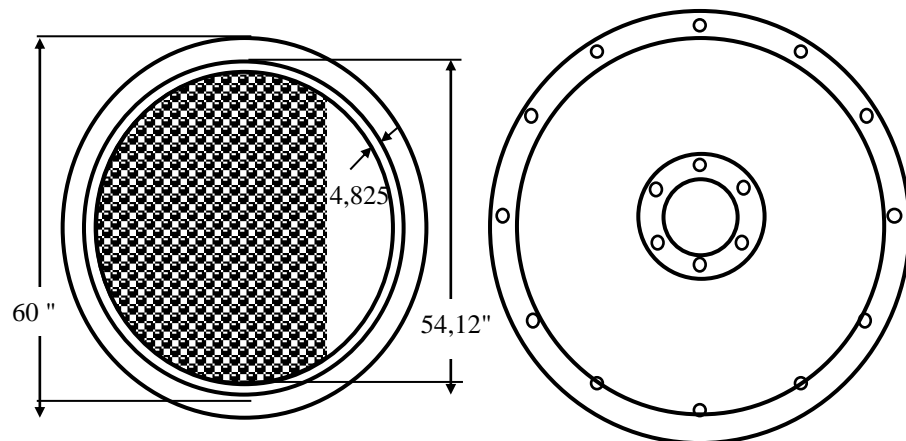
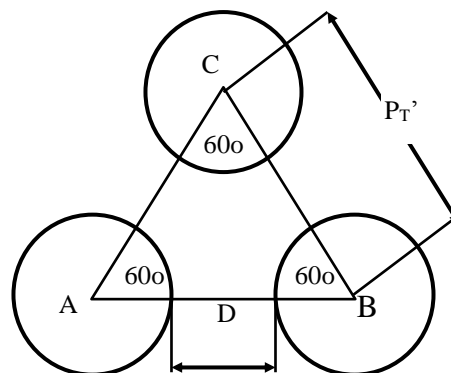
$$\Delta H_p = 5274672,916 \text{ kJ/jam}$$

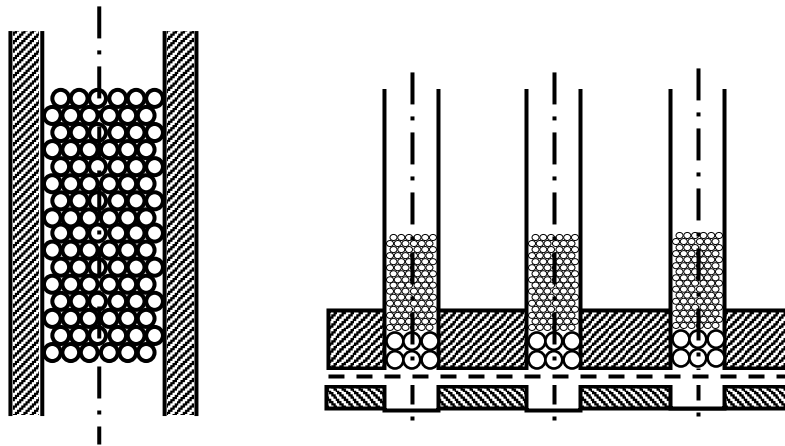
$$\Delta H_R = -2951037,347 \text{ kJ/kmol}$$

Gb.A-1 Reaktor *Fixed Bed Multitube*

Keterangan :

- | | |
|-------------------|----------------------------------|
| 1. <i>Shell</i> | 6. Lubang pemasukan produk |
| 2. <i>Tube</i> | 7. Lubang pengeluaran reaktan |
| 3. Pemegang pipa | 8. Distributor |
| 4. <i>Isolasi</i> | 9. Lubang pemasukan pendingin |
| 5. <i>Baffle</i> | 10. Lubang pengeluaran pendingin |

Bagian-bagian ReaktorPenampang ReaktorSusunan Pipa dalam Reaktor



Gb.A-2 Penampang Pipa dan Katalis