PRARANCANGAN PABRIK DIMETIL ETER DARI METANOL KAPASITAS 60.000 TON/TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK

Diajukan sebagai Salah Satu Syarat

Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia



Oleh:

Nama **: Jihan Farah Andira**

No. Mahasiswa **: 18521002**

PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA

FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI

UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA

YOGYAKARTA

2023

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

PRARANCANGAN PABRIK DIMETIL ETER DARI METANOL

KAPASITAS 60.000 TON/TAHUN

Saya yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama	**: Jihan Farah Andira**
No. Mahasiswa	**: 18521002**

Yogyakarta, 8 Agustus 2023

Menyatakan bahwa seluruh hasil Prarancangan 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 surat pernyataan ini saya buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.

Mahasiswa I



Jihan Farah Andira

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRARANCANGAN PABRIK DIMETIL ETER DARI METANOL

KAPASITAS 60.000 TON/TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Jihan Farah Andira

No. Mahasiswa : 18521002

Yogyakarta, 8 Agutsus 2023

Pembimbing I,



Lilis Kistriyani, S.T.,M.Eng.

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRARANCANGAN PABRIK DIMETIL ETER DARI METANOL
KAPASITAS 60.000 TON/TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Jihan Farah Andira

No. Mahasiswa : 18521002

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

Yogyakarta, 4 Oktober 2023

Tim Penguji,

Lilis Kistriyani, S.T.,M.Eng	18 Okt 2023
Ketua	
Umi Rofiqah, S.T.,M.T.	
Anggota I	
Venitalitya Alethea Sari Augustia, S.T.,M.Eng	6/10/23
Anggota II	

Mengetahui:
Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia

Sholeh Ma'mun, S.T.,M.T.,Ph.D.

KATA PENGANTAR

Assalamu'alaikum Warahmatullahi Wabarakatuh

Segala puji penulis panjatkan kepada Allah SWT atas segala limpahan rahmat dan karunia-Nya sehingga penulis dapat menyelesaikan Tugas Akhir dengan judul "Prarancangan Pabrik Dimetil Eter dari Metanol Kapasitas 60.000 ton/tahun" dengan baik. Naskah Tugas Akhir ini dibuat sebagai salah satu syarat kelulusan untuk mendapatkan gelar sarjana jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.

Selama mengerjakan penyusunan naskah Tugas Akhir ini tidak lepas dari berbagai bantuan, bimbingan serta dukungan yang penulis dapatkan sehingga naskah ini dapat terselesaikan. Pada kesempatan kali ini penulis ingin menyampaikan rasa terima kasih yang sebesar-besarnya kepada semua pihak yang turut membantu dan mendukung selama proses penyusunan berlangsung, terutama kepada:

1. Allah SWT atas segala rahmat dan karunia-Nya sehingga penulis dapat menyelesaikan Tugas Akhir ini dengan baik.
2. Orang tua penulis Dwi Rijanto dan Sri Budi Rahayu, serta seluruh keluarga yang telah memberikan dukungan sehingga naskah Tugas Akhir ini dapat terselesaikan dengan baik.

3. Ibu Dr. Ifa Puspasari, S.T.,M.Eng. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia yang telah memberikan izin dan arahan untuk mata kuliah Penelitian Teknik Kimia.
4. Ibu Lilis Kistriyani, S.T.,M.Eng. selaku Dosen Pembimbing yang senantiansa meluangkan waktunya untuk memberikan berbagai masukan demi kelancaran pelaksanaan maupun penyusunan tugas akhir ini.
5. Para dosen dan staff di Program Studi Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia yang telah membantu dalam mempersiapkan diri kami sehingga kami mampu mengerjakan tugas akhir.
6. Seluruh teman-teman Teknik Kimia FTI-UII Angkatan 2018 yang telah memberikan dukungan dan bantuan selama penyusunan naskah.
7. Teman-teman penulis (Diah, Farradilla, Fanisa, Irawati, Nadia, Nabilah, Rahmah, Nanda, Alfina, Septia, Daffa, Lalang)

Kami menyadari bahwa penyusunan naskah ini masih memiliki banyak kekurangan. Oleh karena itu, kami mengharapkan saran dari semua pihak untuk mewujudkan perkembangan yang positif bagi kami. Demikian naskah ini kami susun, semoga dapat bermanfaat untuk pembaca. Akhir kata penulis ucapkan terima kasih.

Yogyakarta, 8 Agustus 2023

Penulis

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL i
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING ii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI iii
KATA PENGANTAR iv
DAFTAR ISI vi
DAFTAR TABEL ix
DAFTAR GAMBAR x
ABSTRAK xi
BAB I PENDAHULUAN 1
1.1 Latar Belakang 1
1.2 Penentuan Kapasitas 2
1.2.1 Kapasitas Produksi Pabrik Komersial yang Sudah Ada 4
1.3 Tinjauan Pustaka 5
1.3.1 Metanol (Bahan Baku) 5
1.3.2 Dimetil Eter (Produk) 5
1.3.3 Pemilihan Proses 6
1.4 Tinjauan Kinetika dan Termodinamika 7
1.4.1 Tinjauan Kinetika 7
1.4.2 Tinjauan Termodinamika 8
BAB II PERANCANGAN PRODUK 10
2.1 Spesifikasi Produk 10
2.2 Pengendalian Kualitas 11
BAB III PERANCANGAN PROSES 14
3.1 Diagram Alir Proses dan Material 14
3.2 Uraian Proses 16
3.3 Spesifikasi Alat 16
3.3.1 Spesifikasi Reaktor 16
3.3.2 Spesifikasi Alat Pendukung dan Pemisah 17
3.3.3 Spesifikasi Tangki Penyimpanan 20

3.3.4 Spesifikasi Alat Transportasi 21
3.3.5 Spesifikasi Alat Penukar Panas 22
3.4 Neraca Massa 25
3.4.1 Neraca Massa 25
3.5 Neraca Panas 26
BAB IV PERANCANGAN PABRIK 28
4.1 Lokasi Pabrik 28
4.1.1 Penyediaan Bahan Baku 29
4.1.2 Utilitas 29
4.1.3 Letak Geografis 29
4.1.4 Transportasi 29
4.1.5 Tenaga Kerja 29
4.1.6 Keadaan Iklim 29
4.1.7 Faktor Penunjang Lain 30
4.2 Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*) 30
4.3 Tata Letak Alat Proses 32
4.4 Organisasi Perusahaan 34
4.4.1 Bentuk Perusahaan 34
4.4.2 Struktur Organisasi 36
4.4.3 Tugas dan Wewenang 39
4.4.4 Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan, dan Gaji 42
4.4.5 Pembagian Jam Kerja Karyawan 44
4.4.6 Kesejahteraan Sosial Karyawan 45
BAB V UTILITAS 47
5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air 47
5.2 Unit Pembangkit Steam 54
5.3 Unit Pembangkit Listrik 54
5.4 Unit Penyedia Udara Tekan 56
5.5 Unit Penyedia Bahan Bakar 56
5.6 Unit Pengolahan Limbah 56
5.7 Spesifikasi Alat Utilitas 57
BAB VI EVALUASI EKONOMI 61

6.1 Penaksiran Harga Alat 61
6.2 Dasar Perhitungan 63
6.3 Komponen Biaya 63
6.4 Analisa Keuntungan 67
6.5 Analisis Kelayakan Ekonomi 67
BAB VII KESIMPULAN DAN SARAN 72
7.1 Kesimpulan 72
7.2 Saran Dalam prarancangan pabrik kimia diperlukan pemahaman dan pengetahuan yang didukung dengan adanya referensi yang berkaitan dengan konsep pendirian suatu pabrik. 73
DAFTAR PUSTAKA 74
LAMPIRAN A 76

DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Data Impor Dimetil Eter 3
Tabel 1. 2 Data Kapasitas Pabrik Dimetil Eter yang Sudah Berdiri 4
Tabel 1. 3 Tabel Perbandingan Proses Pembuatan Dimetil Eter 7
Tabel 1. 4 Data Reaksi 1 8
Tabel 4. 1 Rincian Luas Tanah Bangunan Pabrik 31
Tabel 4. 2 Penggolongan Jabatan 42
Tabel 4. 3 Jumlah Karyawan 43
Tabel 4. 4 Gaji Karyawan 43
Tabel 4. 5 Pembagian Jam Kerja Karyawan 44
Tabel 5. 1 Kebutuhan Air Domestik 47
Tabel 5. 2 Kebutuhan Air Pendingin 48
Tabel 5. 3 Kebutuhan Air untuk Steam 54
Tabel 5. 4 Kebutuhan Listrik Alat Proses 54
Tabel 5. 5 Kebutuhan Listrik Utilitas 55
Tabel 5. 6 Total Kebutuhan Listrik 55
Tabel 5. 7 Spesifikasi Pompa Utilitas 57
Tabel 5. 8 Spesifikasi Bak Utilitas 58
Tabel 5. 9 Spesifikasi Tangki Utilitas 59
Tabel 5. 10 Spesifikasi Screener Utilitas 60
Tabel 5. 11 Spesifikasi Sand Filter Utilitas 60
Tabel 5. 12 Spesifikasi Cooling Tower Utilitas 60
Tabel 6. 1 CEPCI (Chemical Engineering Plant Cost Index) 61
Tabel 6. 2 Harga Alat Proses 62
Tabel 6. 3 Physical Plant Cost (PPC) 63
Tabel 6. 4 Direct Plant Cost (DPC) 64
Tabel 6. 5 Fixed Capital Investment (FCI) 64
Tabel 6. 6 Working Capital Investment (WCI) 64
Tabel 6. 7 Direct Manufacturing Cost (DMC) 65
Tabel 6. 8 Indirect Manufacturing Cost (IMC) 65
Tabel 6. 9 Fixed Manufacturing Cost (FMC) 65
Tabel 6. 10 Total Manufacturing Cost (MC) 66
Tabel 6. 11 General Expenses (GE) 66
Tabel 6. 12 Total Production Cost 66
Tabel 6. 13 Annual Fixed Manufacturing Cost (Fa) 69
Tabel 6. 14 Annual Regulated Expenses (Ra) 69
Tabel 6. 15 Annual Variable Valua (Va) 69
Tabel 6. 16 Annual Sales Value (Sa) 70

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Data Impor Dimetil Eter dari Badan Pusat Statistik.....2
Gambar 1. 2 Grafik Impor Dimetil Eter 3
Gambar 4. 1 Lokasi Pabrik..... 28
Gambar 4.2 Gambar Layout Pabrik 32
Gambar 4.3 Gambar Tata Letak Alat Proses 34
Gambar 4. 4 Struktur Organisasi Perusahaan 38
Gambar 5.1 Diagram Alir Utilitas..... 49
Gambar 6.1 Grafik Evaluasi Ekonomi..... 71

ABSTRAK

Dimetil Eter (DME) merupakan senyawa kimia dengan rumus kimia C_2H_6O digunakan dalam berbagai produk yang kita gunakan sehari-hari seperti parfum, pengharum ruangan, obat pembasmi serangga, *foam* (sabun pencukur kumis bagi pria), dan deodorant. Dimetil eter juga digunakan sebagai campuran pada LPG sebagai bahan bakar gas rumah tangga dan industri. Pabrik Dimetil Eter dengan kapasitas 60.000 ton/tahun ini direncanakan akan didirikan di kawasan industri Cilegon, Banten. Metode pembuatan Dimetil Eter adalah dengan mereaksikan Metanol dengan katalis Alumina Silica pada reaktor *Fixed Bed* pada suhu 250°C dan dengan tekanan 15 bar. Metode ini biasa disebut dengan metode dehidrasi Metanol dengan Alumina Silica. Selanjutnya keluaran dari reaktor dipisahkan menggunakan Menara Distilasi. Produk cair diangkut menuju tangki, dikemas, lalu dipasarkan. Untuk memperoleh kapasitas 60.000 ton/tahun dibutuhkan kurang lebih 103.954 ton/tahun Metanol. Kebutuhan utilitas pada pabrik Dimetil Eter ini antara lain air pendingin sebesar 781790,9031 kg/jam, *steam* 24256,9305 kg/jam, udara tekan 2 m^3/jam, listrik 1170,7681 kW, bahan bakar 40,184 liter/tahun. Berdasarkan hasil perhitungan evaluasi ekonomi pabrik Dimetil Eter didapatkan nilai modal tetap sebesar Rp 175.816.399.956, modal kerja sebesar Rp 396.310.464.000, keuntungan sebelum pajak sebesar Rp 112.386.416.000, juga didapatkan nilai ROI sebelum pajak sebesar 34,77% dan ROI setelah pajak sebesar 26,08%, POT sebelum pajak sebesar 2,23 tahun dan POT setelah pajak sebesar 2,77 tahun, BEP sebesar 47,46%, SDP sebesar 29,06 % dan DCFR sebesar 55,01%. Sehingga dapat disimpulkan bahwa pabrik Dimetil Eter secara ekonomi layak untuk didirikan dan dapat meningkatkan laju ekonomi di Indonesia.

Kata-kata kunci: *Dimetil Eter, Metanol, Dehidrasi, Alumina Silica*.

ABSTRACT

Dimethyl Ether (DME) is a chemical compound with the chemical formula C_2H_6O used in various products that we use every day such as perfume, air freshener, insect repellent, foam (mustache shaving soap for men), and deodorant. Dimethyl ether is also used as a mixture in LPG as household and industrial gas fuel. The Dimethyl Ether factory with a capacity of 60.000 tonnes/year is planned to be established in the Cilegon industrial area, Banten. The method for making Dimethyl Ether is by reacting Methanol with an Alumina Silica catalyst in a Fixed Bed reactor at a temperature of 250°C and with a pressure of 15 bar. This method is usually called the Methanol dehydration method with Alumina Silica. Next, the output from the reactor is separated using a Distillation Tower. Liquid products are transported to tanks, packaged, then marketed. To obtain a capacity of 60.000 tons/year, approximately 103,954 tons/year of methanol are needed. Utility requirements at the Dimethyl Ether factory include cooling water of 781790.9031 kg/hour, steam 24256.9305 kg/hour, compressed air 2 m3/hour, electricity 1170.7681 kW, fuel 40.184 liters/year. Based on the results of economic evaluation calculations for the Dimethyl Ether factory, the fixed capital value is IDR 175.816.399.956, the working capital was IDR 396.310.464.000, the profit before tax was IDR 112.386.416.000, and the ROI before tax is 34,77 % and the ROI after tax was obtained of 26,08%, POT before tax of 2,23 years and POT after tax of 2,77 years, BEP of 47,46%, SDP of 29,06% and DCFR of 55,01%. Based on the results, the Dimethyl Ether factory is economically feasible to establish and can increase the economy in Indonesia.

Keywords: *Dimethyl Ether, Methanol, Dehidrasi, Alumina Silica*.

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Dimetil eter (DME) merupakan senyawa organik dengan rumus kimia (C_2H_6O) yang diproduksi dari pengolahan gas bumi, hasil olahan, dan hidrokarbon lain. Dimetil eter merupakan bahan kimia digunakan dalam berbagai produk yang kita gunakan sehari-hari seperti parfum, pengharum ruangan, obat pembasmi serangga, *foam* (sabun pencukur kumis bagi pria), deodorant.

Dimetil eter juga digunakan sebagai campuran pada LPG sebagai bahan bakar gas rumah tangga dan industri. Dimetil eter bukan senyawa beracun maka bisa digunakan sebagai *aerosol propellant* pada industri kosmetik dan kesehatan (Youvial, 2008). Namun fungsi utama dari Dimetil Eter adalah sebagai gas pendorong (*propellant*), solven, *extraction agen*, *regigerant*. (Nikmah, 2018)

Dimetil eter di Indonesia didapatkan dari negara Jepang, China, Taiwan, dan sebagian Eropa untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri. Oleh karena itu, perlu didirikan pabrik Dimetil eter di dalam negeri, sehingga hal tersebut dapat menekan angka impor.

1.2 Penentuan Kapasitas

Kapasitas pabrik ditentukan berdasarkan faktor penentu kapasitas, antara lain ketersediaan bahan baku, kebutuhan produk, kapasitas produk dari pabrik yang sudah beroperasi. Berikut adalah data yang tersedia:

GERMANY, FED. REP. OF						INDIA	THAILAND	UNITED STATES					Totals
TANJUNG PRIOK						TANJUNG PRIOK	TANJUNG PRIOK	TANJUNG PRIOK					
il	[05] Mei	[07] Juli	[08] Agustus	[11] November	[12] Desember	[05] Mei	[09] September	[01] Januari	[03] Maret	[04] April	[09] September	[10] Oktober	
		17,336.00				35,840.00		10,712.00		2,923.00	11,488.00	9,327.00	**87,626.00**
00	3,917.00				39,810.00		2,273.00					28,010.00	**203,271.00**
				15,380.00				28,173.00					**43,553.00**
			78,764.00						3,768.00				**82,593.00**

	INDIA	JAPAN	THAILAND	UNITED STATES								Totals
	TANJUNG PRIOK	SOEKARNO-HATTA (U)	TANJUNG PRIOK	SOEKARNO-HATTA (U)	TANJUNG PRIOK							
[12] Desember	[01] Januari	[07] Juli	[02] Februari	[11] November	[01] Januari	[02] Februari	[03] Maret	[04] April	[07] Juli	[08] Agustus	[12] Desember	
												25,213.00
	1,356.00	3,092.00			15,405.00						9,900.00	**133,907.00**
				1,491.00		572.00		4,193.00		4,680.00		**136,960.00**
84,694.00			15,503.00				6,554.00		10,748.00			**117,499.00**
					823.00	0.00	0.00					**32,051.00**

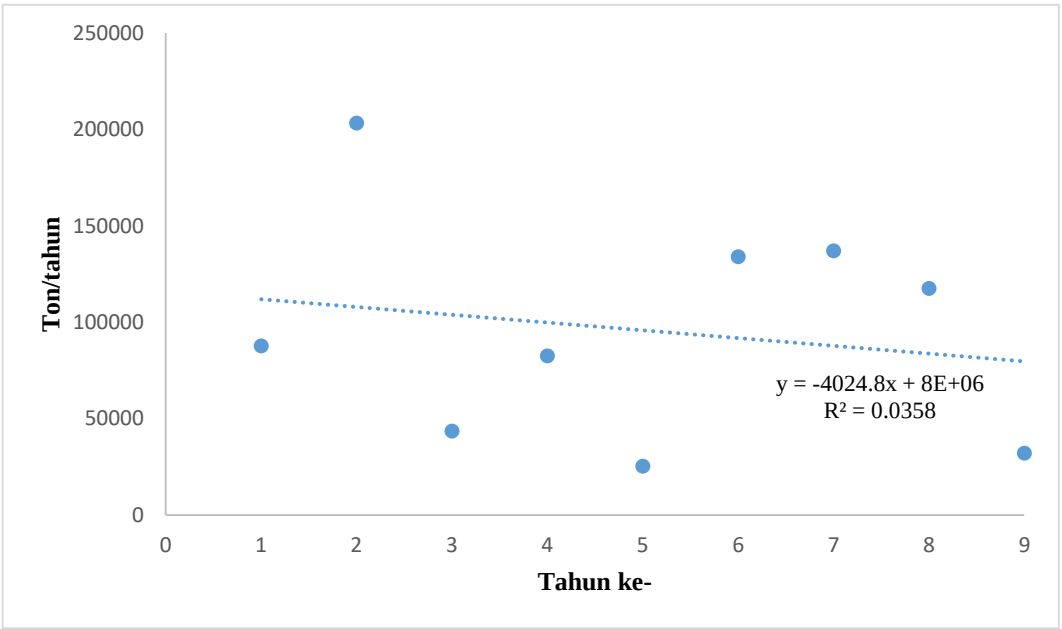
Gambar 1. 1 Data Impor Dimetil Eter dari Badan Pusat Statistik

Tabel 1. 1 Data Impor Dimetil Eter

Tahun	Kapasitas (Ton)
2014	87.626
2015	203.271
2016	43.553
2017	82.593
2018	25.213
2019	133.907
2020	136.907
2021	117.499
2022	32.051

(Badan Pusat Statistik)

Berdasarkan Tabel 1.1, data impor Indonesia terhadap Dimetil Eter mengalami kenaikan. Dari data Tabel 1.1 dilakukan regresi linier dan didapatkan hasil seperti pada Gambar 1.1



Gambar 1. 2 Grafik Impor Dimetil Eter

Sehingga dari hasil regresi linier di atas, apabila pabrik Dimetil Eter didirikan pada tahun 2028 adalah sebagai berikut:

y = -4024,8x + 8E+06

y = 7.979.876 ton/tahun

1.2.1 Kapasitas Produksi Pabrik Komersial yang Sudah Ada

Industri Dimetil Eter di luar negeri ditunjukkan pada Tabel 1.2

Tabel 1. 2 Data Kapasitas Pabrik Dimetil Eter yang Sudah Berdiri

Negara	**Kapasitas (ton/tahun)**
Shell/RWE (Germany)	60.000
Hamburg DME Co, Germany	10.000
Arkosue Co, Holland	10.000
DuPont, West Virginia	15.000
Australia (various)	10.000
Taiwan (various)	15.000
Japan (various)	10.000
China (various)	13.000
Total	**110.000**

(Ogawa, 2003)

Berdasarkan data yang ada, maka penentuan kapasitas Pabrik Dimetil Eter yang direncanakan akan didirikan pada tahun 2028 diambil dari kapasitas pabrik yang sudah berdiri yaitu 60.000 ton/tahun.

1.3 Tinjauan Pustaka

1.3.1 Metanol (Bahan Baku)

Metanol dikenal juga dengan *methyl alcohol* dengan rumus molekul CH_3OH atau CH_4O. Metanol berbentuk cairan bening pada suhu kamar, mudah menguap, dan sedikit berbau ringan. Metanol merupakan zat kimia beracun dan berbahaya jika terhirup atau tertelan. Metanol terbuat dari hidrogen dan karbon dioksida (John & Sons, 2012)

1.3.2 Dimetil Eter (Produk)

Dimetil eter dengan rumus molekul CH_3OCH_3 atau C_2H_6O merupakan senyawa eter paling sederhana. Dimetil eter awalnya merupakan produk samping dari sintetis metanol bertekanan tinggi. Dimetil eter digunakan sebagai bahan bakar rumah tangga dan industri. Dimetil eter bukan merupakan zat kimia beracun, maka dari itu bisa digunakan sebagai *aerosol propellant* pada industri kosmetik dan kesehatan. (Boedoyo, 2016)

1.3.3 Pemilihan Proses

a. Dehidrasi Metanol dengan Katalis Asam Sulfat

Pada proses ini metanol cair diuapkan lalu dimasukkan pada reaktor yang sudah berisi katalisator H_2SO_4 pada suhu 125-140°C dan tekanan 2 atm. Keluaran reaktor yang keluar dari *scrubber* terdiri dari dimetil eter, air, dan metanol. Keluaran reaktor tersebut kemudian dimurnikan dengan cara distilasi.

Reaksi:

$$CH_3OH \xrightarrow{H_2SO_4} CH_3HSO_4 + H_2O \quad (1)$$

$$CH_3OH + CH_3HSO_4 \rightarrow CH_3OCH_3 + H_2SO_4 \quad (2)$$

b. Dehidrasi Metanol secara *direct contact* dengan Katalis Alumina (Al2O3)

Pada proses ini metanol dikontakkan langsung dengan katalis Alumina (Al_2O_3). Reaksi berlangsung pada suhu 250-400°C dengan fase *vapour* atau gas. Proses ini dilakukan dalam *fixed bed reactor* pada suhu tinggi.

Reaksi:

$$2CH_3OH_{(l)} \xrightarrow{Al_2O_3+SiO_2} CH_3OCH_{3(g)} + H_2O_{(g)} \quad (1)$$

Tabel 1. 3 Tabel Perbandingan Proses Pembuatan Dimetil Eter

Jenis Proses: Dehidrasi Metanol		
Katalis	Asam Sulfat (H_2SO_4)	Alumina Silika (Al_2O_3)
Suhu Operasi	125-140°C	250-400°C
Tekanan Operasi	2 atm	11-15 atm
Jenis Reaktor	*Continuous Stirred Tank Reactor*	*Fixed-bed Reactor*
Konversi Reaksi	45%	80%
Kekurangan	Karena asam sulfat bersifat korosif, sehingga memerlukan peralatan dengan bahan konstruksi yang tahan korosi yang harganya lebih mahal.	Suhu operator tinggi
Produk Samping	H_2SO_4	H_2O (Air)

Sehingga berdasarkan perbandingan proses di atas reaksi yang dipilih adalah dehidrasi metanol dengan menggunakan katalis Alumina Silika.

1.4 Tinjauan Kinetika dan Termodinamika

1.4.1 Tinjauan Kinetika

Pada reaksi proses dehidrasi Metanol yang dikontakkan langsung dengan katalis Alumina:

$$2CH_3OH_{(l)} \xrightarrow{Al_2O_3+SiO_2} CH_3OCH_{3(g)} + H_2O_{(g)}$$

$$r = \frac{71.82exp\left[\frac{+7{,}867[kPa.m^3/kmol]}{RT}\right]P_{MeOH}^2}{\left[1+3.9471\times10^4 exp\left(+\frac{37{,}835}{RT}\right)P_{MeOH}^{1/2}+5.6057\times10^{-6}exp\left(+\frac{47{,}468}{RT}\right)P_{H_2O}\right]^4}$$

(Our, 2002)

1.4.2 Tinjauan Termodinamika

Tinjauan termodinamika bertujuan untuk mengetahui sifat reaksi (eksotermis atau endotermis) dan arah reaksi (*reversible or irreversible*) dimana hal ini dapat ditinjau dari ΔH reaksi.

Reaksi 1:

$$2CH_3OH_{(l)} \xrightarrow{Al_2O_3+SiO_2} CH_3OCH_{3(g)} + H_2O_{(g)} \quad (1)$$

Data pada masing-masing komponen pada suhu 298 K ditampilkan pada Tabel 1.3

Tabel 1. 4 Data Reaksi 1

Komponen	**$\Delta H°f$ (kJ/mol)**	**$\Delta G°$ (kJ/mol)**
CH_3OH	-74,85	-32,63
CH_3OCH_3	-193,38	-61,6
H_2O	-241,8	-228,6

(Yaws, 1999)

$\Delta \boldsymbol{H_R}_{(298,15\ K)}$ = $\Delta H°f_{produk}$ - $\Delta H°f_{reaktan}$

= [CH_3OCH_3 + H_2O] – 2[CH_3OH]

= [-193,38+(-241,8)] – 2(-74,85)

= -285,48

Karena $\Delta \boldsymbol{H_R}_{(298,15\ K)}$ negatif, maka reaksi tersebut bersifat eksotermis.

$\Delta \boldsymbol{G}_{(298,15\ K)}$ = ΔG_{produk} - $\Delta G_{reaktan}$

= [CH_3OCH_3 + H_2O] – 2[CH_3OH]

= [-61,6+(-228,6)] – 2(-32,63)

= -224,94

Berdasarkan persamaan 14.11b Van Ness (1997), maka:

$$lnK_{298} = \left(\frac{-\Delta G^{\circ}_{f}}{RT}\right)$$

$$lnK_{298} = \frac{-(224{,}94)kJ/mol}{0{,}00831\frac{kJ}{mol}K.298K}$$

$$lnK_{298} = 90{,}7905$$

$$K_{298} = 2.69 \times 10^{39}$$

Berdasarkan persamaan 15.17 Van Ness (1997), maka pada suhu 250°C (523,15 K) dapat dihitung sebagai berikut:

$$ln\left(\frac{K}{K_{298,15}}\right) = -\frac{\Delta H_{298,15}}{R} \times \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T_{Ref}}\right)$$

$$ln\left(\frac{K}{2{,}69\times10^{39}}\right) = -\frac{-285{,}48}{8{,}314\times10^{-3}} \times \left(\frac{1}{523{,}15} - \frac{1}{298{,}15}\right)$$

$$ln\left(\frac{K}{2{,}69\times10^{39}}\right) = -4{,}953 \times 10^{-5}$$

$$\frac{K}{2{,}69\times10^{39}} = 0.999$$

$$\boldsymbol{K = 2{,}6898 \times 10^{39}}$$

Nilai konstanta kesetimbangan sebesar $2{,}6898 \times 10^{39}$ maka reaksi berlangsung secara i*reversible*.

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk

a. Metanol (Bahan Baku)

Rumus Molekul	: CH_3OH
BM (g/mol)	: 32,04
Titik didih (°C)	: 64,7
Titik beku (°C)	: -97
Kemurnian (%)	: 99,85
Impurities air (%)	: 0,15
Densitas (kg/m^3)	: 790,8
Viskositas (cP)	: 0,541
Fasa	: Cair
Bentuk dan Warna	: Tidak berwarna

(Global Safety Management, 2015)

b. Dimetil Eter (Produk)

Rumus Molekul	: CH_3OCH_3
BM (g/mol)	: 46,07
Titik didih (°C)	: -23,7
Titik beku (°C)	: -138,5
Kemurnian (%)	: 99,5
Impurities air (%)	: 0,5

Densitas (kg/m^3)	: 1,883
Viskositas (cP)	: 0,008668
Kelarutan	: Memiliki kelarutan tinggi dalam air.
	Dapat larut dengan pelarut organik.
Fasa	: Cair
Sifat khusus	: Mudah terbakar

(The OSHA Standard 29, 2012)

c. Silica Alumina (Katalis)

Rumus Molekul	: $Al_2O_3.SiO_2$
Bentuk	: *sphere*
Fase	: Padat
Porositas	: 0,35
Diameter	: 0,005
Bulk density (kg/m^3)	: 780

(Title & Release, 2007)

2.2 Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas (*Quality Control*) merupakan hal yang penting dan perlu untuk diperhatikan dalam sebuah perusahaan atau industri. Pengendalian kualitas dilakukan untuk menjaga kualitas produk yang dihasilkan agar memenuhi standar ketetapan yang telah ditetapkan. Berikut

adalah beberapa hal yang harus diperhatikan dalam menjaga kualitas produk Dimetil eter (DME):

1. Pengendalian Kualitas Bahan Baku

   Pengendalian kualitas bahan baku dilakukan untuk mengetahui dan menjaga kualitas bahan baku yang digunakan saat produksi. Sebelum masuk ke proses produksi, bahan baku dilakukan pengujian untuk mengetahui kualitas bahan baku tersebut. Hal ini dilakukan agar bahan baku terjamin kualitasnya dan memenuhi standar bahan baku yang telah ditetapkan. Jika terdapat bahan baku yang tidak memenuhi standar, maka perlu dilakukan peninjauan ulang pada bahan baku tersebut.

2. Pengendalian Kualitas Proses Produksi

   Pengendalian kualitas proses produksi merupakan hal yang dilakukan untuk mempertahankan proses produksi agar dapat berjalan dengan baik. Hal ini dilakukan agar pabrik dapat menghasilkan produk dengan kualitas yang baik dan sesuai dengan standar yang telah ditentukan. Jika terdapat permasalahan pada alat produksi saat produksi berlangsung, maka harus ada alarm atau sinyal peringatan pada proses tersebut. Adapun faktor yang mempengaruhi permasalahan pada alat produksi antara lain kerusakan pada alat produksi, kebersihan alat produksi, kesalahan pada operasi, dan lain sebagainya.

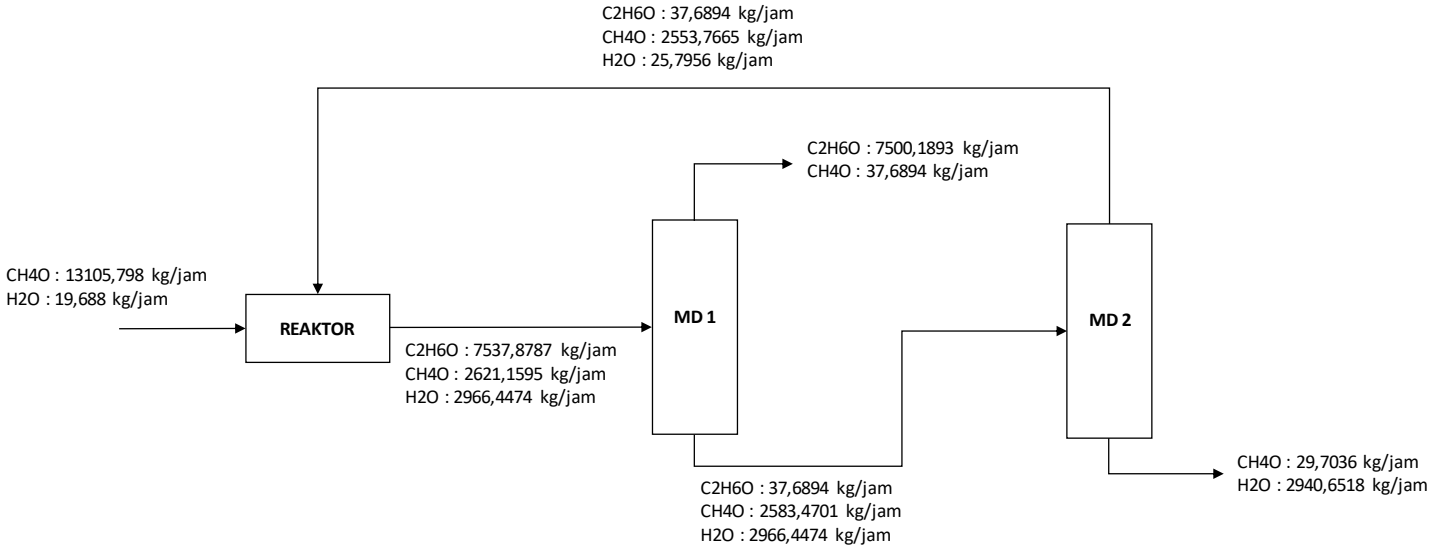
3. Pengendalian Kualitas Produk

Kualitas merupakan faktor yang dapat meningkatkan daya saing suatu produk. Kualitas atau mutu produk dan produktivitas adalah hal yang sangat berpengaruh dalam industri.

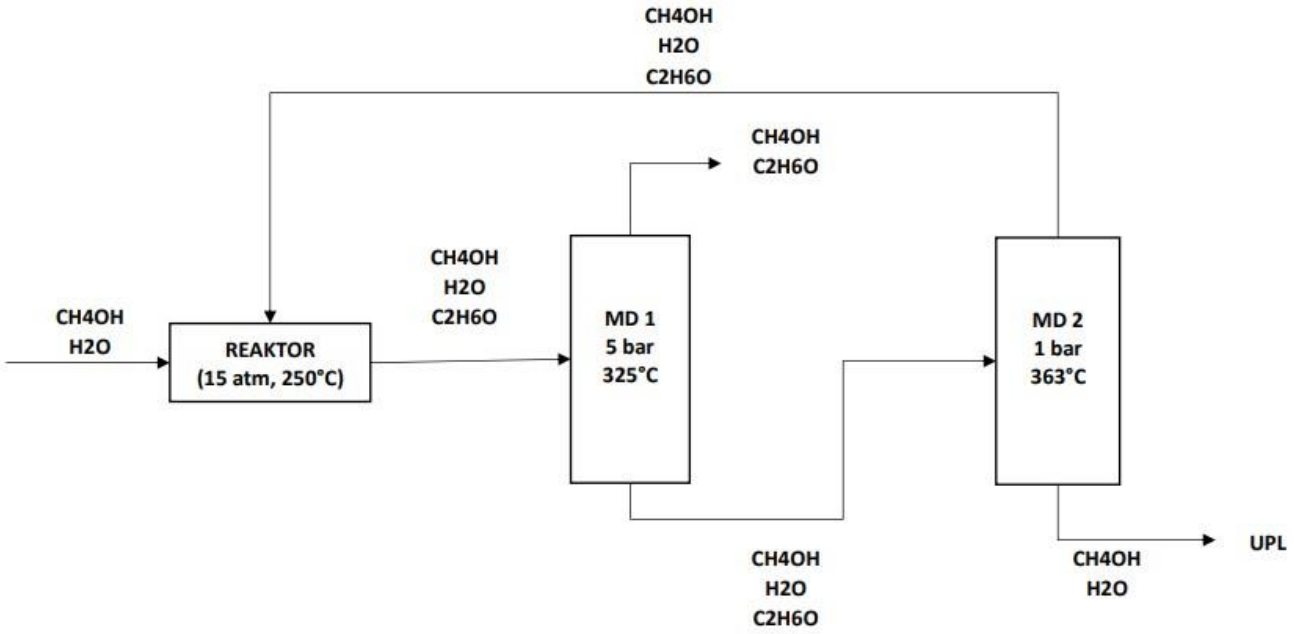
BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1 Diagram Alir Proses dan Material



Gambar 3.1 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 3. 2 Diagram Alir Kualitatif

3.2 Uraian Proses

Dimetil eter dihasilkan dari proses dehidrasi metanol dimana proses ini dilakukan dengan cara menghilangkan kadar air dari suatu senyawa. Proses dehidrasi pada alkohol dilakukan untuk menghasilkan senyawa eter. Pada proses dehidrasi metanol ini dibutuhkan katalis Alumina Silika ($Al_2O_3.SiO_2$). Proses ini dilakukan di dalam *fixed bed reactor* dengan suhu 250-400°C dan dengan tekanan 14-16 atm. Reaksi ini tidak menghasilkan reaksi samping. (Cai et al., 2016)

3.3 Spesifikasi Alat

3.3.1 Spesifikasi Reaktor

a. Reaktor

Spesifikasi Umum

Kode	: R-01
Fungsi	: Mereaksikan Metanol menjadi Dimetil Eter (DME)
Jenis/Tipe	: *Fixed-Bed Multitube Reaktor*
Mode Operasi	: Kontinyu
Jumlah	: 1
Harga	: $ 37.610

Kondisi Operasi

Suhu	: 250 °C
Tekanan	: 15,1 atm

Kondisi Proses : Isothermal

Konstruksi dan Material

Bahan Konstruksi : *Carbon Steel 283*

Diameter (ID) *Shell* : 0,0525 m

Tebal *shell* : 0,0428 m

Tinggi total : 3,8270 m

Jenis *head* : Elipsoidal

3.3.2 Spesifikasi Alat Pendukung dan Pemisah

b. Menara Distilasi 1

Kode : MD-01

Fungsi : Memisahkan C_2H_6O dari CH_4O dan H_2O

Jenis : *Multistage Distilation*

Material : *Carbon Steel 283 Grade C*

Umpan

Suhu Didih : 325,03 C

Tekanan : 5,042 bar

Puncak Menara

Suhu Embun : 300,22 C

Suhu Didih : 292,49 C

Tekanan : 5 bar

Dasar Menara

Suhu Didih : 400,29 C

Tekanan : 5,167 bar

Spesifikasi Shell

Diameter : 1,067 m

Tinggi : 16,964 m

Tebal : 0,163 in

Spesifikasi Head

Jenis : Elipsoidal

Tinggi : 2,29 m

Tebal : 0,1462 in

Spesifikasi Tray

Jenis Tray : *Sieve tray*

Tebal Tray : 0,005 m

Jumlah Plate Aktual : 40 plate

Diameter *hole* : 0,005 m

Jumlah Tray : 1

Tray Spacing : 0,019 m

Harga : $ 204.405

c. Menara Distilasi 2

Kode : MD-02

Fungsi : Memisahkan C_2H_6O dari CH_4O dan H_2O

Jenis : *Multistage Distilation*

Material : *Carbon Steel 283 Grade C*

Umpan

Suhu Didih : 363,14 C

Tekanan : 1,01325 bar

Puncak Menara

Suhu Embun : 339,27 C

Suhu Didih : 339,27 C

Tekanan : 1,01325 bar

Dasar Menara

Suhu Didih : 379,96 C

Tekanan : 1,29 bar

Spesifikasi Shell

Diameter : 1,676 m

Tinggi : 8,361 m

Tebal : 0,153 in

Spesifikasi Head

Jenis : Elipsoidal

Tinggi : 2,17 m

Tebal : 0,1312 in

Spesifikasi Tray

Jenis Tray : *Sieve Tray*

Tebal Tray : 0,005 m

Jumlah Plate Aktual : 13 plate

Diameter *hole* : 0,005 m

Jumlah Tray : 1

Tray Spacing : 0,019 m

Harga : $ 163.524

3.3.3 Spesifikasi Tangki Penyimpanan

Tabel 3. 1 Spesifikasi Tangki Penyimpanan

Tangki	**T-01**	**T-02**
Fungsi	Menyimpan bahan baku CH_4O	Menyimpan produk C_2H_6O
Lama Penyimpanan	15 hari	30 hari
Fase	Cair	Cair
Jumlah Tangki	1 Buah	1 Buah
Kondisi Operasi (C, atm)	30 C, 1 atm	30 C; 4,935 atm
Spesifikasi		
Bahan Konstruksi	Baja Karbon	Baja Karbon
Volume Tangki (m^3)		30,2971
Diameter (m)	24,384	12,876
Tinggi (m)	16,459	12,876
Jumlah *course*	-	-
Tebal *Shell* (in)	0,62 in	3/16 in
Head & Bottom		
Jenis *Head*	*Conical*	*Conical*
Tebal *Head* (in)	0,1875	0,1875
Jenis *Bottom*	*Flat bottom*	*Flat bottom*
Harga (Rp)	10.890.683.600	701.845.600

3.3.4 Spesifikasi Alat Transportasi

Tabel 3. 2 Spesifikasi Alat Transportasi

Pompa	**P-01**	**P-02**	**P-03**	**P-04**	**P-05**	**P-06**	**P-07**
Jumlah	1 buah	1 buah	1 buah	1 buah	1 buah	1 buah	1 buah
Fungsi	Mengalirkan bahan baku Metanol menuju TP-01	Mengalirkan Metanol ke VP	Mengalirkan cairan dari ACC-01 ke MD-01	Mengalirkan cairan dari RB-01 ke MD-02	Mengalirkan cairan dari ACC-02 ke MD-02	Mengalirkan cairan RB-02 ke UPL	Mengalirkan cairan dari TP-02 ke Unit Penjualan
Kondisi Operasi							
Viskositas (cP)	0,0005	0,005	0,0002	0,0003	0,0002	0,0003	0,0002
Kapasitas (m^3/jam)	0,0089	0,0047	0,0696	0,002	0,0034	0,00087	0,0032
Pump Head (m)	28,267	216,88	118,39	(negatif)	72,292	6,609	6,128
Suhu Fluida (°C)	30	30	20	133	62	102	30
Jenis Pompa	*Centrifugal Pump*						
Daya Motor (hP)	5	3	15	-	15	0,50	0,50
Material Construction	*Commercial Steel*						
Harga (Rp)	193.613.600	19.743.200	290.405.600	19.743.200	19.743.200	19.743.200	19.743.200

3.3.5 Spesifikasi Alat Penukar Panas

a. *Condensor 1* (CD-01)

Tabel 3.3 Spesifikasi Condensor (CD-01)

Fungsi	Mengembunkan uap yang keluar dari Reaktor	
Jenis	*Shell and Tube*	
Tipe	Air Pendingin	
Kondisi Operasi		
	Shell	*Tube*
Suhu Masuk (°C)	285,22	30
Suhu Keluar (°C)	52,68	40
Tekanan	14,5 atm	
Beban panas	20143697,66 Btu/jam	
Mechanical Design		
ID (in)	24	0,62
OD (in)		0,75
A (ft^2)	519,0793	
Pressure Drop (Psi)	3,2847	0,0026
Rd (Btu/jam ft^2 F)	176,3357	
Harga (Rp)	411.425.200	

b. *Condensor 2* (CD-02)

Tabel 3.4 Spesifikasi Condensor (CD-02)

Fungsi	Mengembunkan uap yang keluar dari Menara Distilasi 1 (MD-01)	
Jenis	*Shell and Tube*	
Tipe	*Drine*	
Kondisi Operasi		
	Shell	**Tube**
Suhu Masuk (°C)	27,07	30
Suhu Keluar (°C)	19,34	40
Tekanan	5 atm	
Beban panas	3948158,139 Btu/jam	
Mechanical Design		
ID (in)	36	0,62
OD (in)		0,75
A (ft^2)	714,1149	
Pressure Drop (Psi)	0,0014	0,0005
Rd (Btu/jam ft^2 F)	514,5656	

Harga (Rp)	459.836.000

c. *Condensor 3* (CD-03)

Tabel 3.5 Spesifikasi Condensor (CD-03)

Fungsi	Mengembunkan uap yang keluar dari puncak Menara Distilasi 2 (MD-02)	
Jenis	*Shell and Tube*	
Tipe	Air Pendingin	
Kondisi Operasi		
	Shell	**Tube**
Suhu Masuk (°C)	66,2	30
Suhu Keluar (°C)	61,7	40
Tekanan (atm)	1	
Beban panas	6923315,717 Btu/jam	
Mechanical Design		
ID (in)	22	0,62
OD (in)		0,75
A (ft^2)	814,7578	
Pressure Drop (Psi)	1,4436	0,0042
Rd (Btu/jam ft^2 F)	143,4768	
Harga (Rp)	484.034.000	

d. Reboiler 1 (RB-01)

Tabel 3.6 Spesifikasi Reboiler (RB-01)

Fungsi	Menguapkan sebagian cairan dari dasar Menara Distilasi 1 (MD-01)	
Jenis	*Shell and Tube*	
Tipe	Steam Jenuh	
Kondisi Operasi		
	Shell	***Tube***
Suhu Masuk (°C)	123,51	150
Suhu Keluar (°C)	132,75	150
Tekanan	5 atm	
Beban panas	309173,686 Btu/jam	
Mechanical Design		
	Shell	*Tube*
Panjang	10 ft	
ID (in)	24	0,58
OD (in)	-	0,75

A (ft^2)	879,9962	
Pressure Drop (Psi)	0,0789	0,000001
Rd	215,5454 Btu/jam ft^2 F	
Harga (Rp)	484.034.000	

e. Reboiler 2 (RB-02)

Tabel 3.7 Spesifikasi Reboiler (RB-02)

Fungsi	Menguapkan sebagian cairan dari dasar Menara Distilasi 2 (MD-02)	
Jenis	*Shell and Tube*	
Tipe	Steam Jenuh	
Kondisi Operasi		
	Annulus	**Inner Pipe**
Suhu Masuk (°C)	101,80	150
Suhu Keluar (°C)	102,41	150
Tekanan	1 atm	
Beban panas	11429625,94 Btu/jam	
Mechanical Design		
	Shell	*Tube*
Panjang	12 ft	
ID (in)	20	0,58
OD (in)	-	0,75
A (ft^2)	627,8917	
Pressure Drop (Psi)	15,4755	0,00001
Rd	261,4357 Btu/jam ft^2 F	
Harga (Rp)	411.425.200	

f. Heat Exchanger (HE)

Tabel 3.8 Spesifikasi Heat Exchanger (HE)

Fungsi	Memanaskan uap Metanol dari Separator	
Jenis	*Shell and Tube*	
Tipe	Steam Jenuh	
Kondisi Operasi		
	Shell	**Tube**
Suhu Masuk (°C)	153	260
Suhu Keluar (°C)	250	260
Tekanan	15 atm	
Beban panas	4241864,438 Btu/jam	
Mechanical Design		

ID (in)	24	0,58
OD (in)		0,75
A (ft^2)	1112,1238	
Pressure Drop (Psi)	0,1350	0,0007
Rd	0,01613 Btu/jam ft^2 F	
Harga (Rp)	508.232.000	

3.4 Neraca Massa

3.4.1 Neraca Massa

a. Reaktor (R-01)

Tabel 3. 9 Neraca Massa Reaktor

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
	Arus 1	Arus 2
CH_3OCH_3	0	7537,8788
CH_3OH	13105,7975	2621,1595
H_2O	19,6882	2996,4474
Total	**13125,4857**	**13125,4857**

b. Menara Distilasi 1 (MD-01)

Tabel 3. 10 Neraca Massa Menara Distilasi (MD-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 2	Arus 3	Arus 4
CH_3OCH_3	7537,8788	7500,1894	37,6894
CH_3OH	2621,1595	37,6894	2583,4701
H_2O	2966,4474	0	2966,4474
Total	**13125,4857**	**13125,4857**	

c. Menara Distilasi 2 (MD-02)

Tabel 3. 11 Neraca Massa Menara Distilasi (MD-02)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 4	Arus 5	Arus 6
CH_3OCH_3	37,6894	37,6894	0
CH_3OH	2583,4701	2553,7665	29,7035
H_2O	2966,4474	25,7956	2940,6518
Total	**5587,6069**	**5587,6069**	

d. Arus Recycle

Tabel 3. 12 Neraca Massa Arus Recycle

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
	Arus 7	Arus 8
CH_3OCH_3	37, 6894	7575,5682
CH_3OH	13105,7975	2621,1595
H_2O	19,6882	2966,4474
Total	**13163,17512**	**13163,17512**

3.5 Neraca Panas

a. Reaktor (R-01)

Tabel 3. 13 Neraca Panas Reaktor

Komponen Energi	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
C_2H_6O	0	4959737,094
CH_4O	4835925,381	1596892,063
H_2O	8466,147	1983739,120
Q_{reaksi}	3695976,748	-
Total	**8.540.368,277**	**8.540.368,277**

b. Menara Distilasi 1 (MD-01)

Tabel 3. 14 Neraca Panas Menara Distilasi (MD-01)

Komponen Energi	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
$Q_{(umpan)}$	10636137,0878	-
$Q_{(distilat)}$	-	3518940,7640
$Q_{(bottom)}$	-	8456407,788
$Q_{(reboiler)}$	7606650,736	-
$Q_{(condensor)}$	-	4169121,582
Total	**18242787,82**	**16144470,13**
Panas yang hilang	2098317,689	

c. Menara Distilasi 2 (MD-02)

Tabel 3. 15 Neraca Panas Menara Distilasi (MD-02)

Komponen Energi	**Masuk (kJ/jam)**	**Keluar (kJ/jam)**
$Q_{(umpan)}$	7538795,5083	-
$Q_{(distilat)}$	-	3050940,7409
$Q_{(bottom)}$	-	4333454,229
$Q_{(reboiler)}$	12069298,77	-
$Q_{(condensor)}$	-	7310787,452
Total	**19608094,28**	**14695182,42**
Panas yang hilang	4912911,857	

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Lokasi pabrik adalah tempat dimana pabrik akan didirikan. Lokasi suatu pabrik berpengaruh pada sistem produksi yang akan dijalankan. Pemilihan lokasi suatu pabrik harus direncanakan dengan baik dan tepat. Lokasi pabrik harus dekat dengan lokasi penyedia bahan baku dan mudah diakases untuk memudahkan kegiatan produksi pabrik. Faktor yang harus dipertimbangkan adalah pengadaan bahan baku, utilitas, transportasi, dan lain-lain.



Gambar 4. 1 Lokasi Pabrik

Berdasarkan pertimbangan di atas, maka ditentukan rencana pendirian Pabrik Dimetil Eter berlokasi di daerah kawasan Cilegon. Hal yang mendasari penentuan lokasi Pabrik Dimetil Eter adalah sebagai berikut:

4.1.1 Penyediaan Bahan Baku

Bahan baku merupakan bahan utama dalam pembuatan suatu produk. Hal ini menjadi faktor penting dalam pemilihan lokasi Pabrik. Bahan baku utama Metanol didapatkan dari Kaltim Metanol Industri (KMI).

4.1.2 Utilitas

Pemilihan lokasi di Cilegon ini dikarenakan dekat dengan sumber air. Ketersediaan air untuk kebutuhan utilitas mudah dan murah karena dekat dengan sungai dan laut.

4.1.3 Letak Geografis

Pemilihan wilayah Cilegon sebagai pendirian Pabrik Dimetil Eter adalah karena Cilegon merupakan wilayah industri.

4.1.4 Transportasi

Transportasi merupakan hal penting dalam suatu industri. Transportasi berguna untuk memudahkan pengangkutan bahan baku dan pemasaran produk. Sehingga dengan adanya sarana baik darat maupun laut diharapkan dapat memperlancar kegiatan proses produksi.

4.1.5 Tenaga Kerja

Tenaga kerja yang dibutuhkan untuk Pabrik Dimetil Eter ini adalah tenaga kerja terdidik, terampil, dan tenaga kasar.

4.1.6 Keadaan Iklim

Lokasi Pabrik yang dipilih merupakan lokasi yang strategis karena mempunyai iklim yang cukup baik. Bencana alam seperti gempa bumi,

banjir, tanah longsor jarang terjadi, sehingga pabrik dapat beroperasi dengan baik.

4.1.7 Faktor Penunjang Lain

Cilegon merupakan wilayah industri yang dekat dengan berbagai fasilitas. Kebutuhan Pabrik seperti energi listrik, bahan bakar, air, dan lain-lain tidak menjadi kendala dalam pengoperasian Pabrik. Dengan pertimbangan tersebut maka dapat disimpulkan bahwa kawasan Cilegon layak untuk dijadikan Pabrik Dimetil Eter di Indonesia.

4.2 Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*)

Tata letak Pabrik merupakan pengaturan dan penempatan bagian-bagian pabrik yang mencakup lokasi kerja karyawan, tempat peralatan, tempat penyimpanan produk, tempat penyimpanan bahan baku, utilitas, dan tempat parkir. Berikut adalah pembagian tata letak pabrik:

1. Daerah Perkantoran, Laboratorium, dan fasilitas pendukung
   a. Daerah Perkantoran

      Daerah perkantoran merupakan tempat dimana kegiatan administrasi dan keuangan Pabrik yang bertugas mengatur kelancaran pabrik.

   b. Daerah Laboratorium

      Daerah Laboratorium merupakan pusat pengendalian kuantitas dan pengendalian kualitas bahan yang akan diproses dan juga produk yang akan dipasarkan.

   c. Daerah Fasilitas Pendukung

Daerah fasilitas pendukung meliputi kantin, aula, masjid, dan poliklinik.

2. Daerah Proses dan Ruang Kontrol

   Daerah proses dan ruang kontrol merupakan tempat alat-alat proses dan proses berlangsung. Ruang kontrol difungsikan sebagai pusat pengendalian proses.

3. Daerah Pergudangan, Umum, Bengkel, dan Garasi

   Daerah pergudangan umum, bengkel, dan garasi digunakan untuk menyimpan alat dan tempat untuk pemeliharaan alat.

4. Daerah Utilitas dan Pemadam Kebakaran

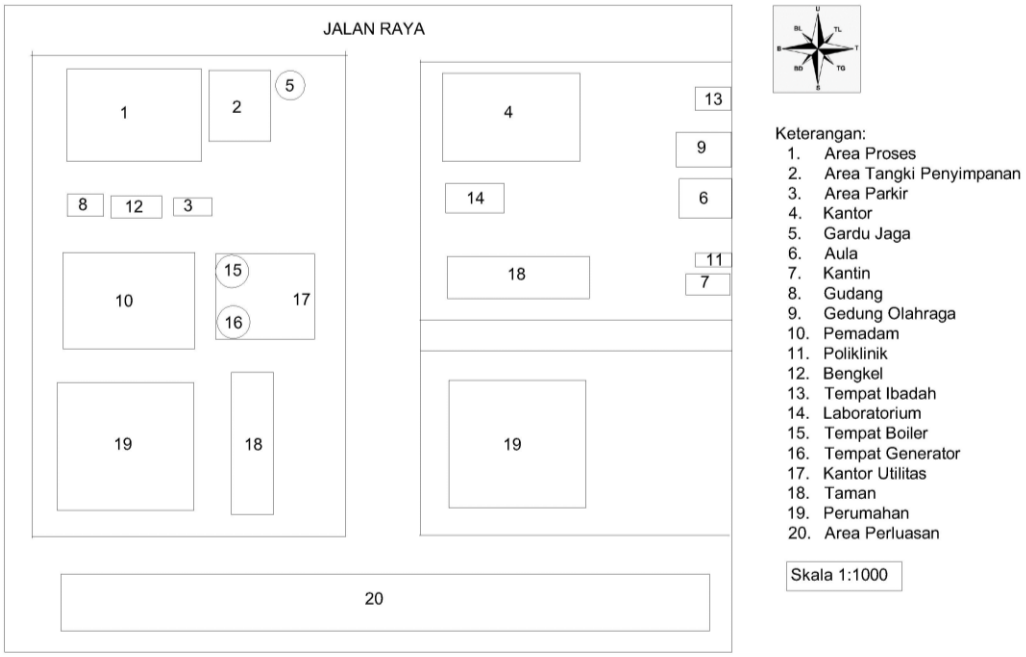
   Daerah utilitas merupakan unit penyedia air, air pendingin, steam, dan tenaga listrik untuk menunjang jalannya proses produksi, sedangkan daerah pemadam kebakaran merupakan unit yang penting jika terjadi kebakaran pada salah satu daerah pabrik.

   Adapun rincian luas area yang akan digunakan di dalam Pabrik Dimetil Eter dapat dilihat pada Tabel 4.1

Tabel 4. 1 Rincian Luas Tanah Bangunan Pabrik

No.	Lokasi	Luas (m^2)
1	Area Proses	940
2	Area Tangki Penyimpanan	1700
3	Area Parkir	130
4	Kantor	500
5	Gardu Jaga	45
6	Aula	150
7	Kantin	250
8	Gudang	210
9	Gedung Olahraga	200
10	Pemadam	500
11	Poliklinik	120
12	Bengkel	300
13	Tempat ibadah	150

14	Laboratorium	200
15	Tempat boiler	150
16	Tempat Generator	150
17	Kantor Utilitas	100
18	Taman	700
19	Perumahan	900
20	Jalan	1.500
21	Area Perluasan	6.000
Luas Bangunan		**14.895**
Luas Tanah		**30.000 m^2**



Gambar 4.2 Gambar Layout Pabrik

4.3 Tata Letak Alat Proses

Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam perancangan tata letak alat proses adalah sebagai berikut:

1. Aliran Bahan Baku dan Produk

Alur aliran bahan baku dan produk yang sesuai akan menghasilkan keuntungan ekonomis yang besar, dan berguna untuk menunjang keamanan dan kelancaran produksi.

2. Aliran udara

   Aliran udara berfungsi sebagai pertukaran udara di pabrik. Hal ini bertujuan supaya tidak terjadi penumpukan udara yang mengandung bahan kimia pada suatu titik yang dapat membahayakan para pekerja.

3. Pencahayaan

   Pencahayaan pada pabrik merupakan hal penting yang harus diperhatikan. Khususnya pada alat proses yang mempunyai risiko bahaya tinggi.

4. Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan

   Lalu lintas manusia dan kendaraan dalam *layout* pabrik perlu diperhatikan supaya tenaga kerja dapat menjalankan pekerjaan dengan nyaman dan aman.

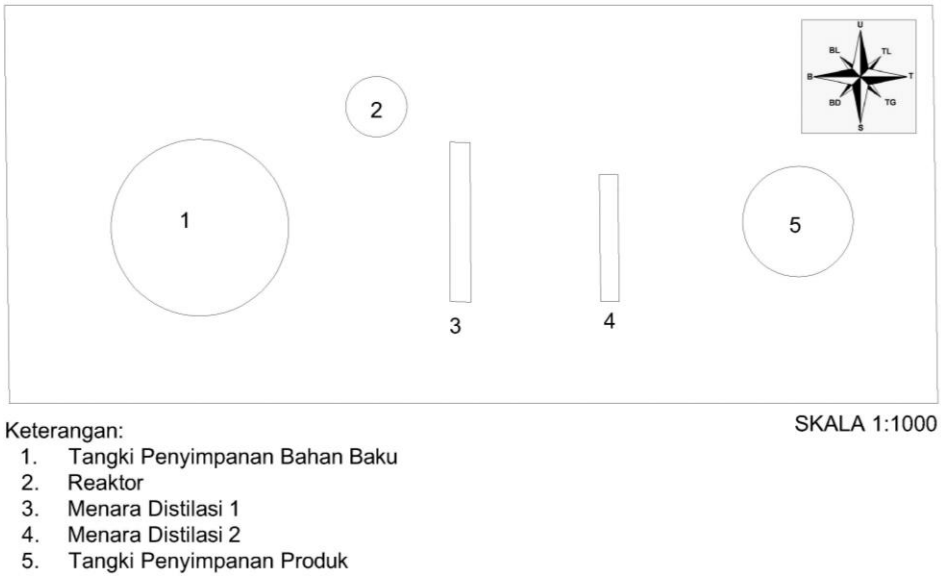
5. Pertimbangan Ekonomi

   Pertimbangan ekonomi saat merancang penempatan alat proses pabrik perlu diperhitungkan dengan baik. Hal ini bertujuan untuk meminimalisir tambahan biaya saat pabrik beroperasi.

6. Jarak antar Alat Proses

   Dalam perancangan *layout* pabrik, selain lalu lintas manusia dan kendaraan yang perlu diperhatikan adalah jarak antar alat proses. Hal ini

bertujuan untuk menghindari kecelakaan kerja ataupun bahaya lain dalam pabrik seperti ledakan, kebakaran, dan lainnya.



Gambar 4.3 Gambar Tata Letak Alat Proses

4.4 Organisasi Perusahaan

4.4.1 Bentuk Perusahaan

Pabrik Dimetil Eter dari Metanol yang akan didirikan direncanakan mempunyai klasifikasi sebagai berikut:

Bentuk Perusahaan : Perseroan Terbatas (PT)

Status Perusahaan : Swasta

Kapasitas Prosuksi : 60.000 ton/tahun

Adapun alasan dipilihnya Perseroan Terbatas pada perusahaan ini dilatarbelakangi atas pertimbangan-pertimbangan antara lain:

1. Mudah mendapatkan modal yaitu dengan menjual saham perusahaan kepada masyarakat.
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas sehinga kelancaran produk hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan.
3. Merupakan badan usaha dengan pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain. Pemilik perusahaan adalah para pemegang saham, sedangkan pengurusan perusahaan adalah Direksi Staff yang diawasi oleh Dewan Komisiaris.
4. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak terpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, Direksi beserta staffnya dan karyawan perusahaan.
5. Efesiensi dan manajemen.

   Para pemegang saham duduk dalam Dewan Komisiaris dan Dewan Komisiaris dapat memilih Dewan Direksi diantaranya Direktur Utama yang berpotensi dan berpengalaman.
6. Lapangan usaha lebih luas karena suatu Perseroan Terbatas dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat, sehingga dengan modal tersebut Perseroan Terbatas dapat memperluas usahanya.

Ciri-ciri perusahaan dengan bentuk Perseroan Terbatas antara lain:

1. Perusahaan didirikan dengan akta dari notaris berdasarkan KUHD (Kitab Undang-Undang Dagang).
2. Besarnya modal ditentukan dalam akta pendirian dan terdiri dari saham-saham.

3. Pemilik perusahaan adalah para pemegang saham.
4. Perusahaan dipimpimpin oleh direksi yang dipilih oleh para pemgang saham.
5. Pembinaan personalia sepenuhnya diserahkan kepada Direksi dengan memperhatikan hukum-hukum perburuhan.

4.4.2 Struktur Organisasi

Struktur organisasi merupakan sistem dalam sebuah perusahaan yang berpengaruh besar terhadap berjalannya suatu perusahaan tersebut.

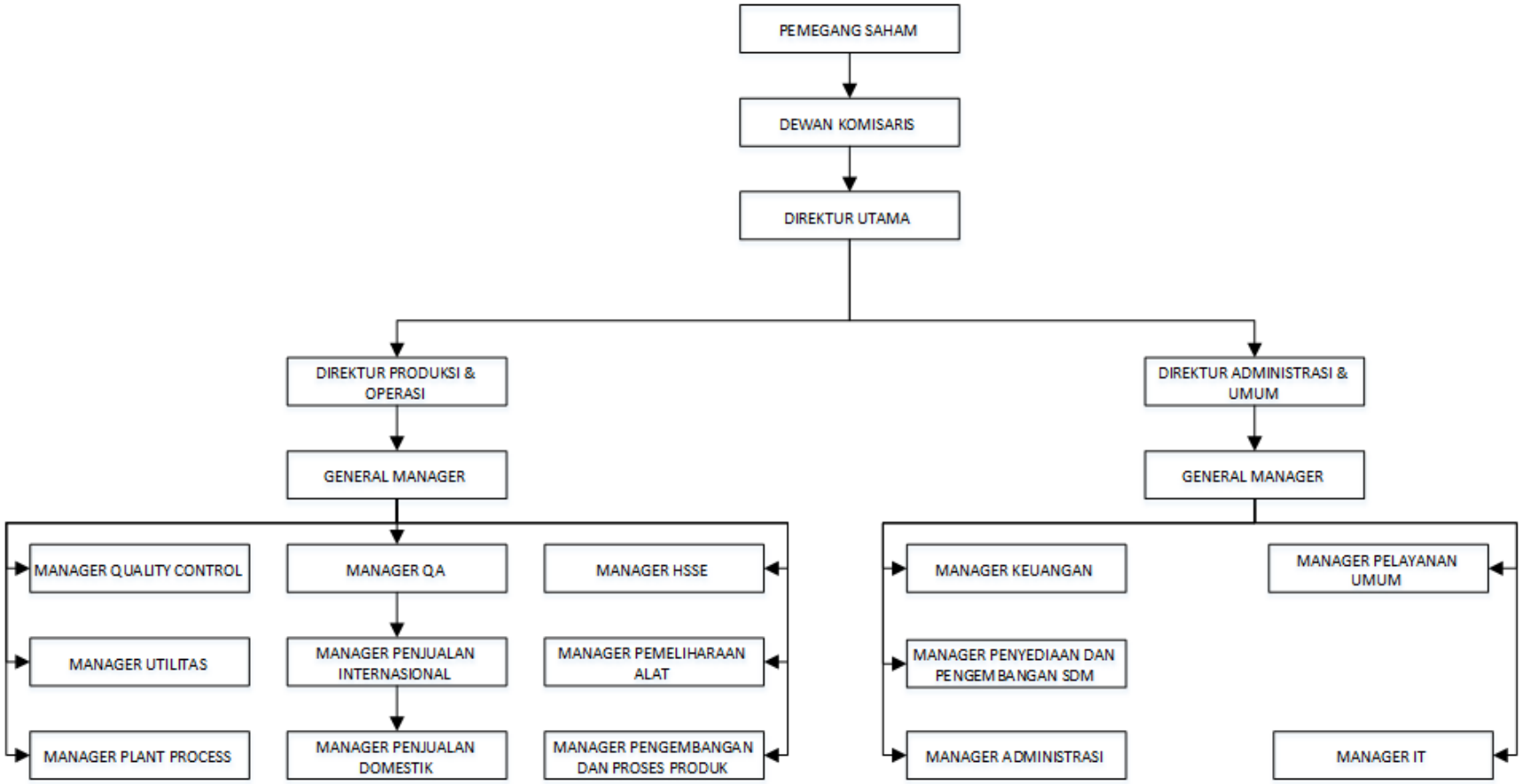
Terdapat 3 sistem struktur organisasi perusahaan yaitu *line*, *line* dan *staff*, dan sistem fungsional. Diantara ketiga sistem tersebut yang paling baik adalah sistem organisasi *line dan staff*, karena strukturnya lebih sederhana. Adapun dua kelompok orang-orang yang berpengaruh dalam menjalankan sistem organisasi *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.

Keuntungan adanya struktur organisasi pada perusahaan, antara lain:

1. Menjelaskan dan menjernihkan persoalan mengenai pembatasan tugas dan 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 bila terbukti kurang lancar.



Gambar 4. 4 Struktur Organisasi Perusahaan

4.4.3 Tugas dan Wewenang

1. Pemegang Saham

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan merupakan beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tesebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang berbentuk Perseroan Terbatas adalah rapat umum pemegang saham. Pada rapat umum pemegang saham, para pemegang saham bertugas untuk:

- Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris.
- Mengangkat dan memberhentikan Direktur.
- Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan.

2. Dewan Komisaris

Dewan Komisiaris merupakan pelaksana dari pemegang saham dan pertanggung jawab terhadap pemegang saham. Tugas Dewan Komisaris meliputi:

- Menilai dan menyetujui direksi tentang kebijaksanaan umum, target laba perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengerahan pemasaran.
- Mengawasi tugas direksi.
- Membantu direksi dalam hal yang penting.

3. Dewan Direksi

Direktur Utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya terhadap 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 Teknik dan Produksi serta Direktur Keuangan dan Umum.

Tugas Direktur Utama antara lain:

- Melakukan kebijaksanaan perusahaan dan mempertanggungjawabkan pekerjaannya pada pemegang saham pada rapat umum pemegang saham.
- Menjaga kestabilan manajemen perusahaan dan membuat kelangsungan hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, dan karyawan.
- Mengangkat dan memberhentikan Kepala Bagian dengan persetujuan rapat umum pemegang saham.
- Mengkoordinasi kerja sama dengan Direktur Teknik dan Produksi, Direktur Keuangan dan Umum, serta Personalia.

Tugas Direktur Teknik dan Produksi antara lain:

- Bertanggung jawab pada Direktur Utama dalam bidang produksi dan teknik.
- Mengkoordinasi, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan Kepala Bagian yang menjadi bawahannya.

Tugas Direktur Keuangan antara lain:

- Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang keuangan, pelayanan umum, litbang, dan pemasaran.
- Mengkoordinasi, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan Kepala Bagian yang menjadi bawahannya.

4. Staff Ahli

Staff ahli terdiri dari tenaga ahli yang bertugas membantu Dewan Direksi dalam menjalankan tugasnya.

5. Kepala Bagian

a. Kepala Bagian Produksi

Tugas kepala bagian produksi adalah mengawasi jalannya proses dan produksi, dan menjalankan tindakan sepenuhnya pada peralatan produksi yang mengalami kerusakan sebelum diperbaiki oleh bagian teknik.

b. Kepala Bagian Laboratorium

Tugas kepala bagian Laboratorium antara lain:

- Mengawasi dan menganalisa mutu bahan baku dan bahan pembantu.
- Mengawasi dan menganalisa mutu produksi.
- Melakukan riset guna meningkatkan mutu suatu produk.
- Membuat Laporan berkala kepada Manager Proses.

c. Kepala Bagian Pengolahan Limbah

Tugas kepala bagian pengolahan limbah adalah melaksanakan pengolahan limbah sisa buangan dari proses produksi.

d. Kepala Bagian Utilitas

Tugas kepala bagian utilitas adalah melaksanakan dan mengatur sarana utilitas untuk memenuhi kebutuhan proses, air, uap air, dan tenaga kerja.

e. Kepala Bagian Pengembangan SDM

Tugas kepala bagian pengembangan SDM (Sumber Daya Manusia) antara lain:

- Mengelola sumber daya manusia dan manajemen.
- Membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja yang baik.
- Menerapkan sistem disiplin kerja dalam menciptakan lingkungan kerja yang dinamis.
- Melaksanakan hal-hal yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan.

4.4.4 Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan, dan Gaji

1. Penggolongan Jabatan

Tabel 4. 2 Penggolongan Jabatan

No.	Jabatan	Pendidikan
1.	Direktur Utama	S-2
2.	Direktur Bagian	S-1
3.	Manajer	S-1
4.	Kepala Seksi	S-1
5.	Kepala Shift	S-1

No.	Jabatan	Pendidikan
6.	Staff	D3/S-1
7.	Security	SLTA
8.	Penerima Tamu	SLTA
9.	Supir	SLTA
10.	Cleaning Service	SLTA
11.	Juru Masak	Keahlian

2. Jumlah Karyawan

Jumlah karyawan disesuaikan dengan jumlah pekerjaan yang ada supaya pekerjaan dapat diselesaikan dengan baik dan efisien. Penentuan jumlah karyawan ditabelkan sebagai berikut:

Tabel 4. 3 Jumlah Karyawan

No.	Jabatan	Jumlah
1.	Direktur Utama	1
2.	Direktur Bagian	6
3.	Manajer	13
4.	Kepala Seksi	12
5.	Kepala Shift	12
6.	Staff	28
7.	Security	15
8.	Penerima Tamu	2
9.	Supir	4
10.	Cleaning Service	15
11.	Juru Masak	3

3. Gaji

Tabel 4. 4 Gaji Karyawan

No.	Jabatan	Gaji/Bulan (Rp)
1.	Direktur Utama	50.000.000
2.	Direktur Bagian	40.000.000
3.	Manajer	13.000.000
4.	Kepala Seksi	10.000.000
5.	Kepala Shift	9.000.000
6.	Staff	7.500.000
7.	Security	5.000.000
8.	Penerima Tamu	5.000.000

No.	Jabatan	Gaji/Bulan (Rp)
9.	Supir	5.000.000
10.	Cleaning Service	5.000.000
11.	Juru Masak	5.000.000

4.4.5 Pembagian Jam Kerja Karyawan

1. Jadwal *Shift*

   Jadwal *shift* ini berlaku bagi karyawan yang berhubungan langsung dengan proses produksi, seperti bagian produksi, Laboratorium, kelistrikan, dan instrumentasi.

   - *Shift* I : 07.00-15.00 WIB
   - *Shift* II : 15.00-23.00 WIB
   - *Shift* III : 23.00-07.00 WIB

   Berikut adalah tabel jadwal kerja karyawan:

Tabel 4. 5 Pembagian Jam Kerja Karyawan

Shift	Hari ke-						
	1	2	3	4	5	6	7
Pagi	I	I	II	II	II	III	III
Siang	II	II	III	III	I	I	I
Malam	III	III	III	I	I	II	II
Libur	I	I	I	II	II	III	III

2. Jadwal *Non-shift*

   Jadwal ini berlaku untuk karyawan kantor yang merupakan karyawan yang tidak berhubungan langsung dengan proses produksi. Dalam satu minggu jam kerja kantor adalah 40 jam dengan pembagian jam kerja sebagai berikut:

   - Senin-Jumat : 08.00-16.00 WIB

- Istirahat : 12.00-13.00 WIB

4.4.6 Kesejahteraan Sosial Karyawan

1. Tunjangan
    a. Tunjangan berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan yang telah ada.
    b. Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja di luar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja (lembur).
2. Cuti
    a. Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam satu (1) tahun.
    b. Cuti sakit diberikan kepada setiap karyawan yang menderita sakit dengan surat keterangan dokter.
3. Pakaian Kerja

    Pakaian kerja diberikan kepada setiap karyawan sejumlah 3 pasang untuk setiap tahunnya.
4. Pengobatan
    a. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit akibat kecelakaan kerja ditanggung oleh perusahaan sesuai dengan undang-undang yang berlaku.

b. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit bukan akibat kecelakaan kerja diatur berdasarkan kebijaksanaan perusahaan.

BAB V

UTILITAS

5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

Unit penyediaan dan pengolahan air (*Water Treatment System*) merupakan salah satu sarana penunjang dalam utilitas untuk mendukung proses produksi pada Pabrik Dimetil Eter. Pada umumnya untuk memenuhi kebutuhan air suatu industri sumber air bisa didapatkan dari air sumur, air sungai, air danau maupun air laut. Dalam perancangan Pabrik Dimetil Eter ini, sumber air yang digunakan didapatkan dari air sungai dengan pertimbangan:

- Air sungai merupakan sumber air terdekat dari lokasi pabrik.
- Pengolahan air sungai tergolong mudah dan sederhana, sehingga biaya yang dibutuhkan juga murah.

5.1.1 Unit Penyediaan Air

Air yang diperlukan pada Pabrik Dimetil Eter, antara lain:

a. Air Domestik

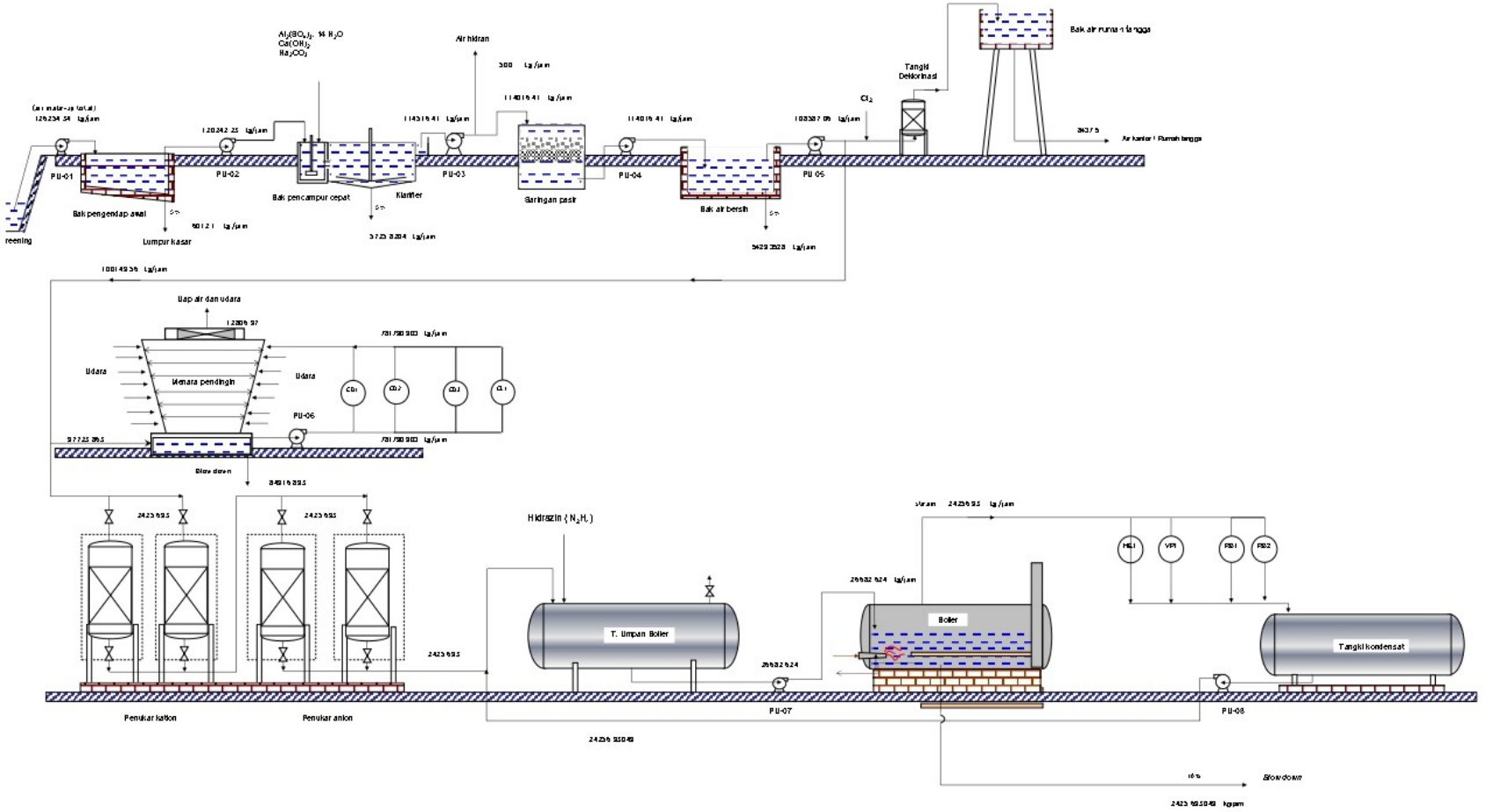
Tabel 5. 1 Kebutuhan Air Domestik

No	Keterangan	Kebutuhan Air (kg/jam)
1	Karyawan	7500
2	Perumahan Karyawan	937,5
3	Layanan Umum	8437,5
Total		**16875**

b. Air Pendingin

Tabel 5. 2 Kebutuhan Air Pendingin

Nama Alat	Jumlah (kg/jam)
Condensor (CD-01)	508412,0983
Condensor (CD-02)	98639,4133
Condensor (CD-03)	174739,9031
Total	**781790,9031**



Gambar 5.1 Diagram Alir Utilitas

5.1.2 Unit Pengolahan Air

Tahapan pengolahan air sungai:

a. Penghisapan

Air sungai dipompa dan dialirkan ke alat penyaringan (*screen*) bertujuan menghilangkan partikel kotoran yang berukuran besar. Setelah tahap *screening* air ditampung ke dalam *reservoir*.

b. Screening

Dalam tahap ini akan dilakukan pemisahan kotoran-kotoran yang berukuran cukup besar seperti ranting, daun, dan sampah-sampah lainnya tanpa menggunakan bahan kimia. Sedangkan partikel kecil yang masih terbawa akan diolah pada tahap berikutnya. Di sisi hisap pompa perlu dipasang saringan (*screen*) dan diberikan fasilitas pembilas agar mengurangi alat penyaring menjadi kotor dan cepat rusak.

c. Penggumpalan

Koagulasi merupakan proses menggumpalnya partikel koloid akibat menambahnya bahan koagulan atau zat kimia sehingga partikel tersebut menjadi bersifat netral dan membentuk endapan yang diakibatkan oleh gravitasi. Koagulan yang digunakan adalah tawas atau alumunium sulfat ($Al_2(SO_4)_3$), merupakan garam yang terbentuk dari asam kuat dan basa lemah, sehingga air yang mempunyai suasana basa akan mudah terhidrolisa. Untuk

membentuk sifat alkalis sehingga proses flokulasi dapat berjalan efektif maka harus ditambah kapur, karena kapur berfungsi untuk mengurangi ataupun menghilangkan kesadahan karbonat pada air untuk membuat suasana basa sehingga mempermudah penggumpalan. Sedangkan proses flokulasi bertujuan menggumpalkan partikel menjadi *flok* dengan ukuran yang memungkinkan untuk dipisahkan dengan sedimentasi dan filtrasi.

d. Pengendapan

Pengendapan dilakukan pada bak pengendapan yang bertujuan mengendapkan *flok* yang terbentuk dari proses koagulasi-flokulasi. Bentuk dari *flok* tadi akan mengendap dan akan dibuang (*blow down).*

e. Sand filter

Air dari bak pengendap yang mengandung padatan tersuspensi akan memasuki alat sand filter untuk di filtrasi. Filtrasi bertujuan menghilangkan mineral-mineral yang terkandung didalam air, seperti Mg^{2+}, Na^{2+}, Ca^{2+} dan lainnya dengan menggunakan resin. Sand Filter dicuci (*back wash, rinse)* ketuka sudah kotor.

f. Penampungan air bersih

Air yang sudah melewati tahap filltrasi dapat disebut dengan air bersih dan ditampung pada bak penampung air bersih. Air itu kemudian didistribusikan untuk keperluan:

- Air domestic

- *Make up cooling tower*
- *Service water*
- Bahan baku *demin plan*

g. Demineralisasi

Demineralisasi bertujuan menghilangkan ion-ion yang terkandung dalam *filtered water* untuk umpan boiler. Proses deminerealisasi ini dibagi menjadi 2, yaitu pelunakan air dan dealkalinasi. Proses pelunakan air terajdi pada *kation exchanger*. Di dalam *kation exchanger,* mineral-mineral sadah seperti Ca2+, Mg2+, Na+ dan mineral lainnya akan dibebaskan dari air bersih. Mineral ini ditangkap oleh resin berjenis *hydrogen-zeolite.* Resin memiliki kapasitas untuk menangkap ion tersebut. Ketika resin sudah tidak mampu untuk menangkap mineral, maka akan disubjekkan dalam proses regenerasi resin. Ini lakukan dengan penambahan asam kuat H_2SO_4. Air keluaran dari *kation exchanger* adalah air bebas mineral yang tendensi untuk membentuk *scalling*-nya sudah diminimalkan.

Air yang sudah melewati *kation exchanger* akan disubjekkan pada *anion exchanger* untuk dilakukan proses dealkalinasi. Proses ini memiliki tujuan menangkap ion negatif seperti HCO^{3-} , CO_3^{2-} , SO_4^{2} , Cl^- dan lainnya. Ion negatif ini wajib ditangkap karena jika air bersifat basa dipanaskan akan berpotensi membentuk gas CO_2 yang bisa menurunkan performa boiler dan alat proses lainnya. Proses penangkapan ion-ion memiliki mekanisme yang mirip pada proses

pelunakan air. Perbedaan pentingnya adalah jenis resin yang digunakan. Yaitu jenis resin *weakly basic anion exchanger*. Dalam proses ini saat resin sudah memenuhi kapasitas untuk menangkap ion, resin akan diregenerasikan dengan menambahkan basa kuat NaOH. Air keluaran dari *anion exchanger* ini dapat digunakan sebagai air proses. Tetapi untuk penggunaan sebagair air umpan *boiler* perlu dilakukan proses lanjutan.

h. Deaerasi

Pada tahap ini air keluaran dari proses demineralisasi yang dijadikan umpan boiler akan disubjekkan ke proses deaerasi untuk menghilangkan gas yang terlarut dalam air, terutama gas O_2 yang berpotensi untuk menyebabkan korosi pada *boiler*. Korosi ini memiliki konsekuensi yang berbahaya, selain perpendekan umur *boiler* juga terjadi pengikisan didalam *boiler*, yang berpotensi menyebabkan ledakan dikarenakan ekspansi tekanan yang tidak sesuai dengan tekanan desain. Untuk menghilangkan gas terlarut, senyawa N_2H_4 (*hidrazin)* ditambahkan untuk mengikat O_2 dan gas terlarut lainnya. Setelah dihilangkan maka air keluaran deaerator dapat diumpankan ke *boiler feed water,* kemudian diumpankan ke *boiler*. Didalamnya akan berlangsung proses pembangkitan air menjadi steam. Namun untuk penjaga konsentrasi *suspended solid* yang diakumulasi didalam *boiler,* dilakukan system *blowdown* pada periode tertentu sehingga menghilangkan sejumlah air. Untuk

mengganti air yang hilang maka ditambah *make up water* sehingga tetap memenuhi kebutuhan proses.

5.2 Unit Pembangkit Steam

Unit pembangkit *steam* berfungsi sebagai penyedia *steam* yang digunakan untuk *boiler*.

Tabel 5. 3 Kebutuhan Air untuk *Steam*

Nama Alat	Jumlah (kg/jam)
Vaporizer (VP-01)	12336,811
Reboiler (RB-01)	3598,6503
Reboiler (RB-02)	5709,8962
Heat Exchanger (HE)	2611,5729
Total	**24256,9305**

5.3 Unit Pembangkit Listrik

Unit pembangkit listrik pada Pabrik Dimetil Eter bertujuan untuk menggerakkan alat pabrik. Kebutuhan listrik pada Pabrik Dimetil Eter ini dipenuhi oleh PLN, namun tersedia generator sebagai cadangan apabila ada pemadaman listrik dari PLN.

a. Kebutuhan Listrik untuk Alat Proses

Tabel 5. 4 Kebutuhan Listrik Alat Proses

Alat	Kode Alat	Daya (Hp)	kW
Pompa	P-01	5	3,7286
Pompa	P-02	3	2,2371
Pompa	P-03	1,5	1,1186
Pompa	P-04	3	2,2371
Pompa	P-05	15	11,1857
Pompa	P-06	50	37,2856
Pompa	P-07	1	0,7457
Total		**78,5**	**58,538**

Power yang dibutuhkan = 58,538 kW

b. Kebutuhan Listrik Utilitas

Tabel 5. 5 Kebutuhan Listrik Utilitas

Alat	Kode Alat	Daya (Hp)	kW
Pompa	PU-1	30	22,3714
Pompa	PU-2	50	37,2856
Pompa	PU-3	1,5	1,1186
Pompa	PU-4	3	2,2371
Pompa	PU-5	15	11,1857
Pompa	PU-6	50	37,2856
Pompa	PU-7	1	0,7457
Total		**150,5**	**112,2297**

Power yang dibutuhkan = 112,2297 kW

Kebutuhan motor penggerak total = 170,7681 kW

c. Kebutuhan Listrik untuk Alat Kontrol, Penerangan, dan Rumah Tangga

Power yang dibutuhkan untuk alat kontrol, penerangan dan rumah tangga dirancang sebesar:

P = 1000 kW

Total kebutuhan listrik pada Pabrik Dimetil eter dapat dilihat pada tabel di bawah ini:

Tabel 5. 6 Total Kebutuhan Listrik

No.	Keperluan	Kebutuhan (kW)
1.	Power Plant	58,538
2.	Utilitas	112,2297
3.	Alat kontrol, penerangan, dan rumah tangga	1000
Total		**1170,7681**

5.4 Unit Penyedia Udara Tekan

Udara tekan diperuntukkan untuk menggerakkan alat-alat di pabrik yang bekerja secara pneumatis. Tekanan udara yang digunakan adalah 4 bar. Proses pembuatan udara tekan adalah udara lingkungan dikompresi sampai dengan 4 bar, kemudian dilewatkan tangki silica untuk menghilangkan uap air yang terbawa oleh udara, lalu ditampung di dalam tangki udara. Total kebutuhan udara tekan diperkirakan sebesar $2m^3$/jam.

5.5 Unit Penyedia Bahan Bakar

Unit ini bertugas sebagai penyedia bahan bakar yang digunakan pada alat-alat yang ada di pabrik. Bahan bakar yang digunakan adalah solar untuk generator dan minyak bakar untuk boiler. Kebutuhan bahan bakar disuplai langsung dari PT. Pertamina (Persero).

5.6 Unit Pengolahan Limbah

Limbah yang dihasilkan dari proses produksi pada Pabrik Dimetil Eter berbentuk air, sehingga limbah dapat langsung dibuang.

5.7 Spesifikasi Alat Utilitas

Tabel 5. 7 Spesifikasi Pompa Utilitas

Pompa	**PU-01**	**PU-02**	**PU-03**	**PU-04**	**PU-05**	**PU-06**	**PU-07**
Jumlah	1	1	1	1	1	1	1
Fungsi	Memompa air sungai ke BU-01	Memompa air sungai ke BU-02	Memompa air dari Clarifier ke Bak saringan pasir	Memompa air dari Bak saringan pasir ke BAK	Memompa air dari BAK ke Tangki Deklorinasi	Memompa air dari menara pendingin.	Memompa air dari Tangki umpan boiler ke boiler
Jenis	*Centrifugal Pump*						
Bahan	*Commercial Steel*						
Kapasitas (gpm)	558,735	532,128	504,576	504,576	480,549	3459,795	118,083
Head Pompa (ft)	152,11	141,255	6,185	15,306	61,275	38,861	15,305
Spesifikasi							
IPS (in)	8	8	8	8	8	20	3
No. Sch	40	40	40	40	40	40	40
OD (in)	4,5	4,5	8,625	8,625	8,625	20	3,5
ID (in)	4,038	4,038	7,981	7.981	7.981	18,812	4,026
Efisiensi Pompa	87%	82%	80%	83%	87%	89%	80%
Tenaga Pompa (HP)	42,747	37,801	0,994	2,459	9,374	41,236	0,733
Tenaga Motor (HP)	30	50	1,5	3	15	50	1

Tabel 5. 8 Spesifikasi Bak Utilitas

Bak	BP	BPC	B.CLR	B.SF	BAB	BAM
Jumlah	1	1	1	1	1	1
Fungsi	Mengendapkan kotoran yang terbawa oleh air sungai.	Mencampur bahan kimia penggumpal dan pengurang kesadahan.	Menggumpalkan dan mengendapkan kotoran koloid yang terbawa oleh air.	Menyaring kotoran yang masih terbawa air dari *clarifier*.	Menampung air bersih dari saringan pasir.	Menampung air untuk kantor pelayanan dan rumah tangga.
Jenis	Bak persegi panjang	Bak silinder tegak	Bak silinder tegak	Bak persegi panjang	Bak persegi panjang	Bak persegi panjang
Bahan	Beton Bertulang	Baja karbon	Beton Bertulang	Beton Bertulang	Beton Bertulang	Beton Bertulang
Spesifikasi						
Panjang (m)	29,418	-	-	4,33	28,724	13,534
Lebar (m)	304,53	-	-	4,33	9,5745	4,511
Tinggi (m)	4	1	4,923		4	4
Diameter (m)	-	1	9,846	-	-	-

Tabel 5. 9 Spesifikasi Tangki Utilitas

Tangki	**TPK**	**TPA**	**T NaCl**	**T NaOH**	**T Boiler**	**T kondensat**
Jumlah	1	1	1	1	1	1
Fungsi	Menghilangkan mineral yang masih terkandung dalam air.	Menghilangkan mineral yang masih terkandung dalam air	Melarutkan NaCl untuk regenerasi penukar kation	Melarutkan NaOH untuk regenerasi penukar anion	Menyimpan air umpan boiler selama 8 jam	Menyimpan air umpan boiler selama 1 jam
Jenis	Tangki silinder tegak	Tangki silinder tegak	Tangki silinder tegak	Tangki silinder tegak	Tangki silinder horizontal	Tangka silinder horizontal
Bahan	Baja karbon	Baja karbon	Baja karbon	Baja karbon	Baja karbon	Baja karbon
Spesifikasi						
Tinggi (m)	0,9304	0,6364	0,6695	0,4579		
Diameter (m)	0,7753	0,5303	0,6695	0,4579	4,781	2,316
Volume (m^3)	0,3661	0,1171	0,2829	0,0905	257,44	29,255

Tabel 5. 10 Spesifikasi *Screener* Utilitas

Screener	
Fungsi	Menyaring kotoran yang berukuran besar seperti ranting, sampah, dan sampah lainnya.
Bahan	Aluminium
Spesifikasi	
Kapasitas (kg/jam)	126254,34
Panjang (ft)	10
Lebar (ft)	8
Diameter (m)	1
Jumlah	1

Tabel 5. 11 Spesifikasi *Sand Filter* Utilitas

Sand Filter	
Fungsi	Menyaring kotoran yang masih terbawa air dari *clarifier*
Jenis	Bak persegi panjang
Spesifikasi	
Panjang (m)	4,33
Lebar (m)	4,33
Tinggi (m)	1,219
Jumlah	1

Tabel 5. 12 Spesifikasi *Cooling Tower* Utilitas

Cooling Tower	
Fungsi	Mendinginkan suhu air pendingin setelah dipakai
Jenis	Menara pendingin jujut tarik
Spesifikasi	
Panjang (m)	13,553
Lebar (m)	13,553
Tinggi (m)	10
Jumlah	1

BAB VI

EVALUASI EKONOMI

6.1 Penaksiran Harga Alat

Penaksiran harga alat dilakukan untuk memperkirakan harga peralatan yang akan dibeli pada tahun tersebut. Harga alat proses tiap tahunnya berbeda-beda, harga dapat mengalami kenaikan atau penurunan tergantung pada kondisi ekonomi yang ada. Untuk memperkirakan harga alat dapat dilakukan dengan cara mengetahui harga indeks alat pada tahun pembelian.

Penaksiran harga alat dilakukan pada tahun 2023 untuk pembelian harga alat pada tahun perancangan pabrik tahun 2028 Dalam analisa ekonomi dibutuhkan informasi indeks harga yang biasa disebut dengan CEPCI (*Chemical Engineering Plant Cost Index*).

Tabel 6. 1 CEPCI (*Chemical Engineering Plant Cost Index*)

Tahun	Indeks
1991	361,3
1992	358,2
1993	359,2
1994	368,1
1995	381,1
1996	381,7
1997	386,5
1998	389,5
1999	390,6
2000	394,1
2001	394,3
2002	395,6
2003	402
2004	444,2
2005	468,2
2006	499,6

Tahun	Indeks
2007	525,4
2008	575,4
2009	521,9
2010	524,1
2011	534,4
2012	544,8
2013	555,1
2014	565,4
2015	575,7
2016	586
2017	596,4
2018	606,7
2019	616,9
2020	627,3
2021	637,6
2022	640,9
2023	642

(Brownstein, 2019)

Tabel 6. 2 Harga Alat Proses

No.	Nama Alat	Kode	Jumlah	Harga (Rp)	Harga ($)
1.	Akumulator	ACC-01	1	242.009.600	16.352
2.	Akumulator	ACC-2	1	242.009.600	16.352
3.	Akumulator	ACC-03	1	242.009.600	16.352
4.	Menara Distilasi	MD-01	1	3.025.194.000	204.405
5.	Menara Distilasi	MD-02	1	2.420.155.200	163.524
6.	Condensor	CD-01	1	411.425.200	27.799
7.	Condensor	CD-02	1	459.836.000	31.070
8.	Condensor	CD-03	1	484.034.000	32.705
9.	Heat Exchanger	HE-01	1	508.232.000	34.340
10.	Pompa	P-01	2	193.613.600	13.082
11.	Pompa	P-02	2	19.743.200	1.334
12.	Pompa	P-03	2	290.405.600	19.622
13.	Pompa	P-04	2	19.743.200	1.334
14.	Pompa	P-05	2	19.743.200	1.334
15	Pompa	P-06	2	19.743.200	1.334
16.	Pompa	P-07	2	19.743.200	1.334
17.	Reaktor	R-01	1	556.628.000	37.610
18.	Reboiler	RB-01	1	484.034.000	32.705
19.	Reboiler	RB-02	1	411.425.000	27.799
20.	Separator	SP-01	1	14.814.800	1.001

No.	Nama Alat	Kode	Jumlah	Harga (Rp)	Harga ($)
21.	Tangki	TP-01	1	10.890.683.600	735.857
22.	Tangki	TP-02	1	701.845.600	47.422
23.	Vaporizer	VP-01	1	798.652.400	53.963
24.	Kompresor	K-01	1	10.360.500	700.000
Total				**22.487.217.000**	**2.218.630**

(Loh et al., 2002)

6.2 Dasar Perhitungan

Kapasitas produk Dimetil Eter = 60.000 ton/tahun

Satu tahun operasi = 330 hari

Umur Pabrik = 10 tahun

Pabrik didirikan pada tahun = 2028

Kurs mata uang pada tahun 2023 = 1$ = Rp 14.800

6.3 Komponen Biaya

6.3.1 Modal (*Capital Investment*)

Capital Investment adalah sejumlah uang yang digunakan untuk pembuatan, konstruksi, dan mengoperasikan pabrik. *Capital Investment* meliputi beberapa hal yaitu:

1. *Fixed Capital Investment* (FCI)

   Biaya yang dikeluarkan untuk pembelian dan pemasangan peralatan pabrik serta alat penunjang lainnya sehingga pabrik dapat beroperasi.

Tabel 6. 3 *Physical Plant Cost (PPC)*

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga ($)
1	Harga alat	656.714.000	2.584.704
2	Instalasi alat	1.405.701.000	251.149
3	Pemipaan	17.714.887.000	8.209

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga ($)
4	Instrumentasi	4.072.056.000	665
5	Isolasi	1.204.753.000	2.219
6	Instalasi listrik	4925.359.000	332.794
7	Bangunan	14.375.000.000	971.283
8	Tanah dan perbaikan	54.000.000.000	3.648.648
9	Utilitas	18.856.462.956	3.791.544
Total		**117.210.932.956**	**11.591.217**

Tabel 6. 4 *Direct Plant Cost (DPC)*

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga ($)
1	*Engineering and Construction*	21.553.142.000	1.148.050
2	*Physical Plant Cost*	107.765.710.904	5.740.250
Total		**129.318.852.904**	**6.888.300**

Tabel 6. 5 *Fixed Capital Investment (FCI)*

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga ($)
1	*Direct Plant Cost*	129.318.852.904	6.888.300
2	*Contractor's Fee*	12.931.885.000	688.830
3	*Contingency*	19.397.828.000	1.033.245
Total		**161.648.565.904**	**8.610.375**

2. *Working Capital Investment* (WCI)

   Biaya yang diperlukan untuk mengoperasikan pabrik sampai dalam batas waktu tertentu. Biaya ini meliputi biaya pembelian bahan baku, biaya penyimpanan produk, biaya gaji karyawan, jasa, dan lainnya.

Tabel 6. 6 *Working Capital Investment (WCI)*

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga ($)
1	*Raw Material Inventory*	59.513.309.000	4.021.169
2	*In Process Inventory*	1.481.431.000	2.485
3	*Product Inventory*	81.478.728.000	158.079
4	*Extended Credit*	162.957.456.000	316.158
5	*Avaiable Cash*	81.478.728.000	158.079
Total		**385.933.898.000**	**4.656.359**

6.3.2 Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)

Manufacturing Cost adalah biaya yang harus dikeluarkan untuk melakukan produksi dalam sebuah pabrik. *Manufacturing Cost* meliputi *Direct Cost, Indirect Cost, dan Fixed Cost.*

1. Direct Manufacturing Cost (DMC)

Tabel 6. 7 *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga ($)
1	*Raw Material*	714.159.706.000	48.254.034
2	*Buruh*	2.520.000.000	170.270
3	*Supervision*	378.000.000	25.540
4	*Maintenance*	12.307.148.000	697.041
5	*Plant supplies*	1.846.072.000	104.556
6	*Royalty and Patent*	12.900.000.000	871.621
7	*Utility*	80.157.856.000	5.416.071
Total		**824.268.782.000**	**55.693.836**

2. Indirect Manufacturing Cost

Tabel 6. 8 *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga ($)
1	*Payroll overhead*	504.000.000	34.054
2	*Laboratory*	504.000.000	34.054
3	*Plant overhead*	896.000.000	60.540
4	*Packaging*	129.000.000.000	8.716.216
5	*Shipping*	240.000	16
Total		**130.904.240.000**	**8.844.881**

3. Fixed Manufacturing Cost (FMC)

Tabel 6. 9 *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga ($)
1	Depreciation	17.581.640.000	995.774
2	Property Taxes	3.231.909.000	218.372
3	Insurance	1.758.164.000	99.577
Total		**22.571.713.000**	**1.313.723**

4. Total *Manufacturing Cost* (MC)

Tabel 6. 10 *Total Manufacturing Cost (MC)*

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga ($)
1	Direct Manufacturing Cost (DMC)	824.268.782.000	801.597
2	Indirect Manufacturing Cost (IMC)	130.904.240.000	8.844.881
3	Fixed Manufacturing Cost (FMC)	22.571.713.000	1.095.351
Total		**977.744.735.000**	**10.741.829**

6.3.3 Pengeluaran Umum (*General Expenses*)

General Expenses merupakan biaya pengeluaran umum yang berkaitan dengan fungsi perusahaan yang tidak termasuk dalam *Manufacturing Cost*.

Tabel 6. 11 *General Expenses (GE)*

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga ($)
1	*Administration*	38.700.000.000	2.614.864
2	*Sales Expense*	25.800.000.000	1.743.243
3	*Research*	32.250.000.000	2.179.054
4	*Finance*	70.340.756.000	4.624.851
Total		**167.090.756.000**	**11.162.014**

6.3.4 Total Production Cost

Tabel 6. 12 *Total Production Cost*

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga ($)
1	Manufacturing Cost (MC)	977.744.735.000	1.896.948
2	General Expenses (GE)	167.090.756.000	317.788
Total		**1.144.835.491.000**	**2.214.736**

6.4 Analisa Keuntungan

1. Keuntungan Sebelum Pajak

Total Penjualan	: 1.290.000.000.000
Total Biaya Produksi	: 1.177.613.584.000
Keuntungan	: Total Penjualan – Total Biaya Produksi
	: Rp 112.386.416.000

2. Keuntungan Setelah Pajak

Pajak	: 25 % x Laba
	: Rp 28.096.604.000
Keuntungan	: Keuntungan Sebelum Pajak - Pajak
	: Rp 84.289.812.000

6.5 Analisis Kelayakan Ekonomi

6.5.1 Percent Return of Investment (ROI)

Return of Investment atau pengembalian investasi merupakan jumlah uang yang diperoleh atau hilang dalam investasi. Nilai ROI dapat dihitung dengan menggunakan rumus:

1. ROI sebelum pajak (ROI b)

$$ROI = \frac{keuntungan\ sebelum\ pajak}{Fixed\ Capital\ Investment\ (FCI)} \times \mathbf{100}\%$$

Didapatkan nilai ROI sebelum pajak sebesar 34,77%

2. ROI setelah pajak (ROI a)

$$ROI = \frac{keuntungan\ setelah\ pajak}{Fixed\ Capital\ Investment\ (FCI)} \times \mathbf{100}\%$$

Didapatkan nilai ROI setelah pajak sebesar 26,08%

6.5.2 Pay Out Time (POT)

Pay Out Time adalah jumlah tahun atau waktu yang diperlukan untuk mengembalikan *Fixed Capital Investment* berdasarkan keuntungan yang diperoleh. Nilai POT dapat dihitung sebagai berikut:

1. POT sebelum pajak (POT b)

$$POT = \frac{Fixed\ Capital\ Investment\ (FCI)}{Keuntungan\ sebelum\ pajak + 0{,}1 \times Fixed\ Capital} \times \mathbf{100}\%$$

Didapatkan nilai POT sebelum pajak sebesar 2,23 tahun.

2. POT setelah pajak (POT a)

$$POT = \frac{Fixed\ Capital\ Investment\ (FCI)}{Keuntungan\ setelah\ pajak + 0{,}1 \times Fixed\ Capital} \times \mathbf{100}\%$$

Didapatkan nilai POT setelah pajak sebesar 2,77 tahun.

6.5.3 Break Even Point (BEP)

Break Even Point adalah titik impas dimana penjualan dan penghasilan berada pada posisi yang sama atau dapat juga diartikan dengan total pendapatan sama dengan total biaya produksi. Nilai BEP pabrik kimia biasanya berkisar pada 40-60%. BEP dapat dihitung dengan persamaan sebagai berikut:

$$BEP = \frac{Fa + 0{,}3Ra}{Sa - Va - (-0{,}7Ra)} \times 100\%$$

Keterangan:

Fa = *Annual Fixed Manufacturing* Cost pada produksi maksimum

Ra = *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum

Va = *Annual Variable Value* pada produksi maksimum

Sa = *Annual Sales Value* pada produksi maksimum

Tabel 6. 13 *Annual Fixed Manufacturing Cost (Fa)*

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga ($)
1	*Depreciation*	17.581.640.000	995.774
2	*Property Taxes*	3.231.909.000	218.372
3	*Insurance*	1.758.164.000	99.577
Total		**22.571.713.000**	**1.313.723**

Tabel 6. 14 *Annual Regulated Expenses (Ra)*

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga ($)
1	Gaji Karyawan	2.520.000.000	170.270
2	*Payroll Overhead*	504.000.000	34.054
3	*Plant Overhead*	2.520.000.000	170.270
4	*Supervision*	378.000.000	25.540
5	*Laboratory*	504.000.000	34.054
6	*General Expenses*	165.090.756.000	317.788
7	*Maintenance*	12.307.148.000	697.041
8	*Plant Supplies*	1.846.072.000	104.556
Total		**184.636.518.000**	**1.402.113**

Tabel 6. 15 *Annual Variable Valua (Va)*

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga ($)
1	*Raw Material*	714.159.706.000	48.254.034
2	*Packaging*	129.000.000.000	8.716.216
3	*Utility*	80.157.856.000	5.416.071
4	*Shipping*	240.000	16
5	*Royalty and Patent*	12.900.000.000	871.621
Total		**936.217.802.000**	**63.257.959**

***Tabel 6. 16** Annual Sales Value (Sa)*

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga ($)
1	*Annual Sales Value*	1.290.000.000.000	87.162.162
Total		**1.290.000.000.000**	**87.162.162**

Berdasarkan data di atas, maka didapatkan nilai BEP sebesar 47,46 %.

6.5.4 Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point adalah titik penentuan dimana operasi suatu pabrik atau proses produksi dihentikan. *Shut Down Point* dapat dihitung dengan persamaan berikut:

$$SDP = \frac{0{,}3Ra}{Sa - Va - (0{,}7Ra)} \times 100\%$$

Keterangan:

Ra = Annual Regulated Expenses pada produksi maksimum

Va = Annual Variable Value pada produksi maksimum

Sa = Annual Sales Value pada produksi maksimum

Berdasarkan data dan perhitungan di atas didapatkan harga SDP = 29,06 %

6.5.5 Discounted Cash Flow Rate (DCFR)

Discounted Cash Flow Rate adalah metode untuk menghitung besarnya perkiraan profit atau keuntungan yang dihasilkan dalam setiap tahun yang didasarkan pada investasi yang tidak kembali selama pabrik beroperasi. Batasan DCFR adalah sebesar 1,5 kali dari bunga bank. Nilai DCFR dapat dihitung menggunakan rumus:

$$\frac{(WC + FCI) \times (1+i)^n}{CF} = (1+i)^{(n-1)} + (1+i)^{(n-2)} + \cdots + (1+i) + 1 + \frac{(WC + SV)}{CF}$$

Keterangan:

FCI = Fixed Capital Investment

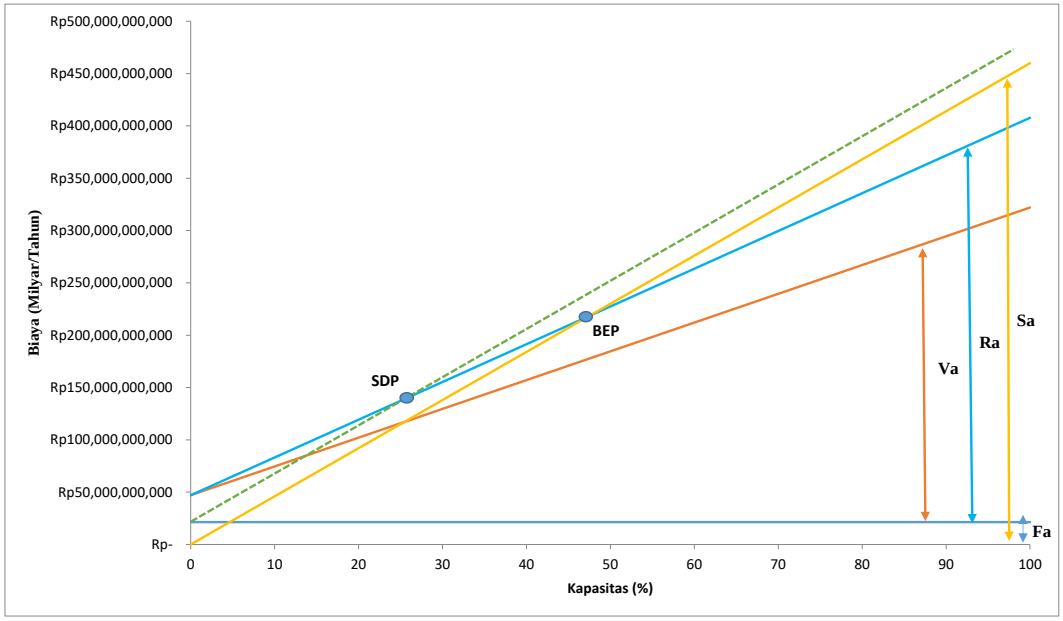
WC = Working Capital Investment

SV = Salvage Value = Depresiasi

N = Usia Pabrik = 10 tahun

i = nilai DCFR

Dari perhitungan didapatkan nilai DCFR sebesar 55,01 %



Gambar 6.1 Grafik Evaluasi Ekonomi

BAB VII

KESIMPULAN DAN SARAN

7.1 Kesimpulan

Berdasarkan hasil perhitungan prarancangan Pabrik Dimetil Eter dengan kapasitas 60.000 ton/tahun ini dapat disimpulkan sebagai berikut:

1. Pabrik Dimetil Eter berbentuk Perseroan Terbatas (PT) didirikan di wilayah industri Cilegon dengan luas tanah 14.895 m^2.
2. Dari hasil perhitungan analisis ekonomi didapatkan hasil:
   a. Return of Investment (ROI)

      ROI sebelum pajak = 34,77 %

      ROI setelah pajak = 26,08 %

   b. Pay Out Time (POT)

      POT sebelum pajak = 2,23 tahun

      POT setelah pajak = 2,77 tahun

   c. Break Even Point (BEP) = 47,46 %

      Nilai BEP untuk pabrik pada umumnya berada pada rentang 40% - 60%.

   d. Shut Down Point (SDP) = 29,06 %

      Nilai SDP pada umumnya berkisar lebih dari 20%.

   e. Discounted Cash Flow Rate (DCFR) = 55,01 %

      Syarat minimum DCFR adalah 1,5 kali diatas suku bunga pinjaman bank.

7.2 Saran

Dalam prarancangan pabrik kimia diperlukan pemahaman dan pengetahuan yang didukung dengan adanya referensi yang berkaitan dengan konsep pendirian suatu pabrik.

DAFTAR PUSTAKA

Boedoyo, M. S. (2016). Pemanfaatan Dimethyl Ether (Dme) Sebagai Substitusi Bahan Bakar Minyak Dan Lpg. *Jurnal Teknologi Lingkungan*, *11*(2), 301. https://doi.org/10.29122/jtl.v11i2.1215

Brownstein, M. (2019). Fingertips. *Highway to the Sky*, *August*, 52–53. https://doi.org/10.7312/brow91410-034

Cai, M., Palčić, A., Subramanian, V., Moldovan, S., Ersen, O., Valtchev, V., Ordomsky, V. V., & Khodakov, A. Y. (2016). Direct dimethyl ether synthesis from syngas on copper-zeolite hybrid catalysts with a wide range of zeolite particle sizes Dedicated to Professor Jean-Pierre Gilson on the occasion of his 60th birthday. *Journal of Catalysis*, *338*, 227–238. https://doi.org/10.1016/j.jcat.2016.02.025

Global Safety Management. (2015). Methanol, Lab Grade, 4L. *Fisher Scientific Education*, 1–8. https://beta-static.fishersci.com/content/dam/fishersci/en_US/documents/programs/education/regulatory-documents/sds/chemicals/chemicals-m/S25426A.pdf

John, W., & Sons. (2012). *Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology*. *Fifth Edition*. *4*(March 2019), 582–602.

Loh, H. P., Lyons, J., & White, C. W. (2002). Process equipment cost estimation. *National Energy Technology Center*, 74. http://web.ist.utl.pt/~ist11061/de/Equipamento/Process Equipment Cost Estimation.pdf

NIKMAH, ISWATUN KHOIRUN, R. O. N. (2018). *Proses Dehidrasi Metanol Dengan Dimethyl Ether (Dme) Factory By Methanol Dehydration Process With*.

Our, I. (2002). *Separations and Reaction Engineering Spring 2002 Design Project Production of Dimethyl Ether and Diethyl Ether*.

The OSHA Standard 29. (2012). Safety Data Sheet . قم سلا تانايب قرشن Safety Data Sheet. *Material Safety Data Sheet*, *4*(2), 1–6. https://shrinkwrapcontainments.com/Images/media/SDS Shrink Film.pdf

Title, C., & Release, F. (2007). Cover Sheet. *Journal of Nuclear Cardiology*, *14*(4), S97–S97. https://doi.org/10.1016/j.nuclcard.2007.06.010

Yaws, C. L. (1999). *Livro - [Handbook] - Chemical Properties Handbook - C.L. Yaws, 1996 .pdf* (pp. 1–772).

Youvial, M. (2008). *Produksi Dimethyl Ether*. *1*(7), 58–66.

LAMPIRAN A

PERANCANGAN REAKTOR

Fungsi	: Mereaksikan C_2H_4O dengan katalis Alumina Silika ($Al_2O_3.SiO_2$)
Jenis	: *Fixed Bed Multitube*
Kondisi Operasi	: Suhu = 250 °C
	Tekanan = 15 bar

Reaksi:

$$2CH_4O \xrightarrow{Al_2O_3+SiO_2} C_2H_6O + H_2O$$

Komponen bahan masuk reaktor:

Komponen	Kg/jam
C_2H_6O	0
C_2H_4O	13105,7975
H_2O	19,6882
Total	**13125,4857**

Massa molekul, suhu didih, suhu kritis, tekanan kritis masing-masing bahan:

Komponen	BM	Tb (K)	Tc (K)	Pc (bar)
C_2H_6O	46,07	248,3	400,1	53,70
C_2H_4O	32,04	337,9	512,58	80,96
H_2O	18,01	373,2	647,13	220,55

(Yaws, 1999)

Heat Capacity

$$Cp = A + BT + CT^2 + DT^3$$

Cp = kapasitas panas ideal, (Joule/mol K)

A, B, and C = koefisien

Komponen	A	B	C
C_2H_6O	-1,51E+00	9,94E-01	4,00E+02
C_2H_4O	-1,1793	6,19E-01	5,13E+02
H_2O	-2,76E-01	4,61E-03	-5,54E-06

(Yaws, 1999)

Thermal Conductivity

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

For water: $k = A + BT + CT^2$

k = *thermal conductivity*

A, B, and C = koefisien

Komponen	A	B	C
C_2H_6O	-1,50990	0,9936	400,10
C_2H_4O	-1,17930	0,61910	512,580
H_2O	2,758E-01	0,00461	-5,53910E-06

(Yaws, 1999)

Asumsi:

1. Reaktor bekerja pada keadaan tunak
2. Perpindahan kalor berlangsung dari dalam pipa ke arah luar

Langkah perhitungan:

1. Pembentukan persamaan matematis
2. Persamaan pendukung
3. Penyelesaian persamaan matematis
4. Perhitungan pelengkap
5. Ringkasan hitungan

1. Pembentukan Neraca Matematis

   a. Neraca massa untuk CH_4O dalam elemen volume Δv

      Kecepatan massa CH_4O masuk – kecepatan massa CH_4O keluar + CH_4O yang terbentuk dalam sistem = Akumulasi

      Pada keadaan tunak, Akumulasi = 0



      Fc: kecepatan mol CH_4O (kmol/s)

      Rc: kecepatan mol CH_4O yang terbentuk dalam sistem (kmol/m^3s)

      Id: diameter dalam pipa (m)

      $Fa|v - Fa|v+\Delta v + (- ra)\Delta v = 0$

      $Fa|v - Fa|v+\Delta v = -(- ra)\ \Delta v$

      $v = \pi.Id^2/4.\ z$

      $dFc = Fa0 \times 1$

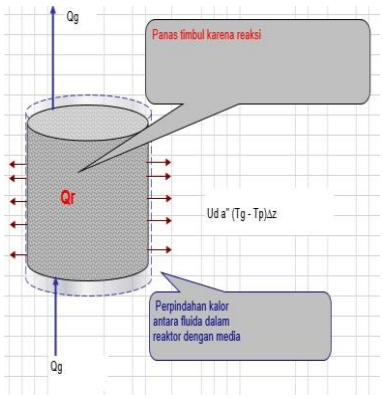
      Fa0: kecepatan mol CH_4O masuk reaktor (kmol/s)

      x1: konversi reaksi CH_4O menjadi C_2H_6O

      Subtitusi persamaan di atas, diperoleh:

      $dx1/dz = -r1(\pi\ ld2\ /4)/Fa0$ …… (1)

b. Neraca Panas dalam Elemen Volume Δv



Keterangan:
Ud: Koefisien transfer panas (kJ/m^{2}sK)
a": Luas permukaan luar tabung (m^2/m)
Tg: Suhu reaktor (K)
Tp: Suhu pendingin (K)
Qg: Panas yang dibawa oleh bahan (kJ/s)

Kecepatan panas masuk – kecepatan panas keluar + panas dalam sistem – perpanjang panas dalam sistem = Akumulasi

$$Qg\Big|_z - Qg\Big|_{z+\Delta z} + Qr - Qpp = 0$$

Qr = (-ra) .Δhra (π .Id2/4) . Δz

(-ra): Kecepatan reaksi CH_4O menjadi C_2H_6O (kmol/kgcat.s)

Δhra: Entalpi reaksi ke 1 (kJ/mol)

Cpg: kapasitas masing-masing komponen pada fase gas (kJ/mol.K)

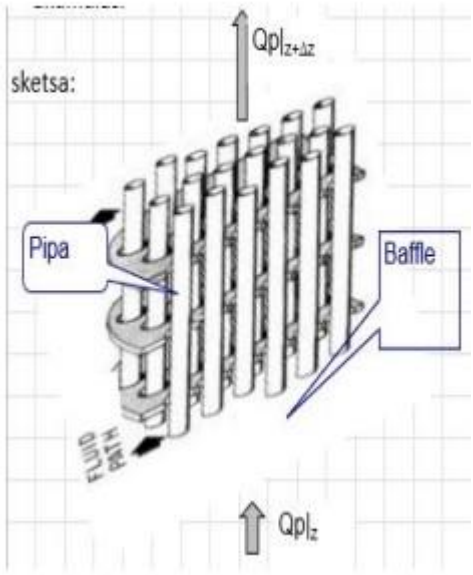
Treff: Suhu referensi (K)

$$\frac{dQg}{dz} = \Sigma Fg.cpg\frac{dTg}{dz} + (Tg - Treff)\frac{d\Sigma Fg.cpg}{dz}$$

c. Neraca Panas untuk Media Pendingin

Kecepatan panas masuk – kecepatan panas keluar + perpindahan kalor dalam sistem = Akumulasi

Keterangan:
ccp: Kapasitas panas media pendingin (kJ/kgK)
Fmassp: Kecepatan massa media pendingin (kg/s)
Npipa: Jumlah pipa
Od: diameter luas pipa (m)



Qp: panas yang dibawa oleh pendingin (kJ/s)
Tl: Suhu liquid (K)
Tp: Suhu pendingin (K)
Treff: Suhu referensi (K)
Ud: Koefisien perpindahan kalor (kJ/m^{2}sK)

Pada keadaan tunak, Akumulasi = 0

$$Qp|_z - Qp|_{z+\Delta z} + Ud\ \pi\ Od\ npipa\ (Tg - Tp)\ \Delta z = 0$$

$$Lim \frac{Qp|_z - Qp|_{z+\Delta z}}{\Delta z} = -Ud\ \pi\ Od\ npipa\ (Tg - Tp)$$

$$-\frac{dQp}{dz} = -Ud\ \pi\ Od\ npipa\ (Tg - Tp)$$

Qp= fmassp cpp (Tp -Treff)

$$\frac{d\ \ fmassp\ cpp\ (Tp - Treff)}{dz} = Ud\ \pi\ Od\ \ npipa\ (Tg - Treff)$$

$$\frac{dTp}{dz} = \frac{Ud\ \pi\ Od\ \ npipa\ (Tg - Tp)}{fmassp\ cpp}$$

Penurunan tekanan:

Persamaan penurunan tekanan dihitung dengan persamaan Tallmagade

(Bird, R.B., "Transport Phenomena", edition 2, halaman 191)

$$\frac{dPt}{dz} = [150(\frac{1-\varepsilon}{\mathrm{Re}\,p}) + 4.2(\frac{1-\varepsilon}{\mathrm{Re}\,p})^{1/6}](\frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3})\frac{Gp^2}{\rho\ Dp}$$

Keterangan:

Dp: Diameter katalis [m]

Gp: Flux massa [kg/m^{2}s]

Rep: Bilangan Reynold

Pt: Tekanan [Pa]

Є: Porositas katalis

ρ: Rapat massa gas [kg/m^3]

Dari pemodelan matematis di atas, diperoleh persamaan:

$$\frac{dxa}{dz} = \frac{-\ ra\ .(\ \pi\ .Id^{\ 2}\ /\ 4}{Fa\ \ 0}$$

$$-\frac{dTg}{dz} = \frac{-\ [(-ra)\ \Delta hr]\ \pi\ \frac{Id^{\ 2}}{4} +\ Ud.\ \ \pi d.\pi.Od\quad g\ -\ Tp)}{\Sigma Fg_{\ i}\ .cpg_{\ i}}$$

$$\frac{dTp}{dz} = \frac{Ud\ \pi\ Od\ npipa\,(Tg - Tp)}{fmassp\ cpp}$$

$$\frac{dPt}{dz} = [\,150(\frac{1-\varepsilon}{\mathrm{Re}\,p}) + 4.2\,(\frac{1-\varepsilon}{\mathrm{Re}\,p})^{1/6}]\,(\frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3})\,\frac{Gp^2}{\rho\ Dp}$$

Merupakan persamaan differensial biasa order 1 yang dapat diselesaikan secara simultan.

2. Persamaan Pendukung

   a. Variabel Perancangan

      Pada perhitungan reaktor fixed bed ini, besaran yang digunakan sebagai variabel perancangan adalah:

      - Suhu reaktan masuk [K]
      - Tekanan reaktor [atm]
      - Suhu media pendingin masuk [K]
      - Bilangan Reynold

- Kecepatan massa media pendingin yang diperlukan

b. Ukuran Pipa

Dipilih berdasarkan Rase,H.F.,"Chemical Reactor Design for Process Plants",(1977),John Wiley and Son,Inc.,N.Y,vol.I, hal.535 ukuran pipa yang digunakan berksiar antara 1in sampai 2in.

c. Jumlah Pipa

Jumlah pipa yang diperlukan dihitung berdasarkan bilangan Reynold yang digunakan

$$\boxed{\mathrm{Re}\ p = \frac{Id\ Gp}{\mu}}$$

Gp : Flux massa aliran dalam pipa [kg/m^2 s]

Id : Diameter dalam pipa [m]

Rep : Bilangan Reynold

Flux massa dihitung dengan persamaan:

$$\boxed{Gp = \frac{fmasst}{npipa\ ap}}$$

ap: Luas aliran dalam pipa [m]

fmasst: kecepatan massa total [kg/s]

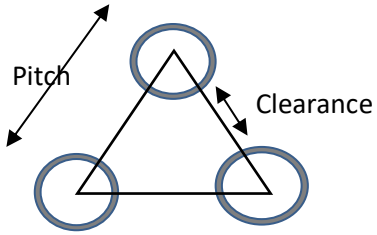
npipa: Jumlah pipa

Dimasukkan ke dalam persamaan bilangan Reynold, diperoleh persamaan:

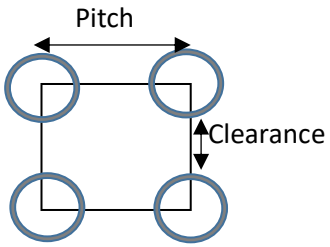
$$\boxed{\mathrm{Re}\ p = \frac{Id\ \ fmasst}{\mu\ npipa\ ap}}$$

$$\boxed{npipa = \frac{Id\ \ fmasst}{\mathrm{Re}\ p\ ap\ \mu}}$$

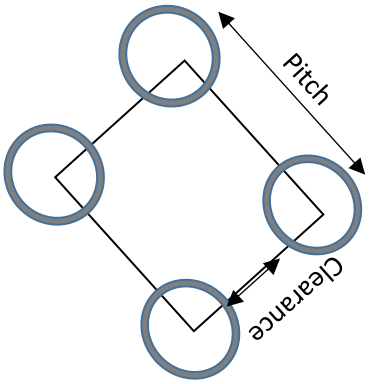
d. Susunan Pipa



Susunan Triangular



Susunan Bujur Sangkar



Susunan Bujur Sangkar yang Dirotasi

Diameter Ekivalen:

Untuk susunan bujur sangkar, diameter ekivalen dihitung dengan persamaan:

$$De = \frac{4\ x\ (Pitch^2 - \pi\ Od^2/4)}{\pi\ x\ Od}$$

(Kern, D.Q., "Process Heat transfer", halaman 138)

De: Diameter ekivalen [m]

Pitch: Jarak antara 2 pusat lingkaran pipa [m]

Od: Diameter luar pipa [m]

Untuk susunan triangular, diameter ekivalen dihitung dengan persamaan:

$$De = \frac{4\ x\ (1/2\ Pitch\ x\ 0.86\ x\ Pitch - 1/2\ \pi\ Od^2\ /4)}{1/2\ \pi\ Od}$$

(Kern, D.Q., "Process Heat transfer", halaman 139)

e. Diameter Selongsong

Untuk susunan bujur sangkar dihitung dengan persamaan:

$$Npipa = \frac{[(Ids - K_1)^2\ \pi\ /4 + K_2\ ]\ \pi\ /4 + K_2\ ] - Pitch\ (Ids - K_1)\ (K_3\ npass + K_4)}{Pitch^2}$$

Nilai konstanta K1, K2, K3, dan K4:

Untuk susunan bujur sangkar:	Untuk susunan triangular:
K1: -1,04	K1: -1,08
K2: -0,1	K2: -0,9
K3: 0,43	K3: -,69
K4: -0,25	K4: -0,8

Persamaan dan data tersebut diperoleh dari Ludwig, E.E., Applied Process Design edition III, vol 3, halaman 36.

f. Koefisien Perpindahan Kalor Gabungan

Dihitung berdasarkan persamaan korelasi:

$$Rd = \frac{1}{Ud} - \frac{1}{Uc}$$

Rd : Resistansi thermal terhadap pengotor [m^2sK/kJ]

Uc : Koefisien perpindahan kalor gabungan bersih [kJ/m^2sK]

Ud : Koefisien perpindahan kalor gabungan design [kJ/m^2sK]

Persamaan Rd disusun kembali menjadi:

$$\frac{1}{Ud} = \frac{Rd\ Uc + 1}{Uc}$$

$$Ud = \frac{Uc}{Rd\ Uc + 1}$$

Koefisien perpindahan kalor dalam tabung dihitung dengan persamaan:

$$hi = 0.021 \frac{kthav}{Id} \mathrm{Re}t^{0.8}\ \mathrm{Pr}t^{1/3}$$

(Toweler, G., Ray Sinnott, "Chemical Engineering Design" Butterworth Heinsemann Elsevier, London (2008) halaman 824)

Id: Diameter pipa [m]

hi: koefisien perpindahan kalor dalam pipa [kJ/m2sK]

kthav: konduktivitas thermal gas [kJ / m s K]

Prt: Bilangan Prandtl

Ret: Bilangan Reynold

Koefisien perpindahan kalor dalam selongsong dihitung dengan persamaan:

$$ho = 0.36 \frac{kth}{De} \mathrm{Re}^{0.55}\ \mathrm{Pr}^{1/3}$$

De: Diameter ekivalen [m]

ho: Koefisien perpindahan kalor pada selongsong [kJ/m2sK]

kth: Konduktivitas thermal [kJ /m2 s K]

Re: Bilangan Reynold

Pr: Bilangan prandtl

g. Komposisi Masing-masing Komponen pada konversi x1, x2, dan x3

Dehidrasi Metanol

Kecepatan mol Dehidrasi Metanol = kecepatan mol Dehidrasi Metanol masuk + Dehidrasi Metanol hasil reaksi

$Fmol_1 = fmolin_1$

Metanol

Kecepatan mol Metanol = kecepatan mol Metanol masuk + karbon Metanol reaksi

$Fmol_2 = fmolin_2 – xa\ fmolin_2$

Air

Kecepatan mol Air = kecepatan mol Air masuk + kecepatan mol Air untuk reaksi

$Fmol_3 = fmolin_3 + xa\ fmolin_3$

Fraksi mol masing-masing komponen dihitung dengan persamaan:

$$y_i = \frac{kecepatan\ mol\ masing\ masing\ komponen}{kecepatan\ mol\ total}$$

Viskositas gas campuran dihitung dengan persamaan:

$$\mu av = \frac{\Sigma y_i\ \mu_i\ \sqrt{Mw_i}}{\Sigma y_i\ \sqrt{Mw_i}}$$

Keterangan:

Mwi : Massa molekul masing masing komponen

yi : Fraksi mol masing masing komponen

μi : viskositas masing masing komponen [kg/m s]

Konduktivitas thermal campuran dihitung dengan persamaan:

$$kthav = \frac{\Sigma y_i \; kth_i \; \sqrt[3]{Mw_i}}{\Sigma y_i \sqrt[3]{Mw_i}}$$

kthi: Konduktivitas thermal masing masing komponen [kJ/m s K]

kthav: Konduktivitas thermal campuran [kJ/m s K]

3. Penyelesaian Persamaan Matematis

Persamaan matematis diselesaikan dengan cara Runge Kutta

$zn+1 = zn + \Delta z$

$xa\ n+1 = xan + (k1 + 2\ k2 + 2\ k3 + k4) / 6$

$Tg\ n+1 = Tgn + (l1 + 2l2 + 2\ l3 + l4) / 6$

$Tp\ n+1 = Tpn + (m1 + 2m2 + 2\ m3 + m4) / 6$

$Pt\ n+1 = Ptn + (n1 + 2\ n2 + 2\ n3 + n4) / 6$

k1, l1, m1, n1: Konstanta Rungge Kutta ke 1

Konstanta Rungge Kutta ke-1

$$k1 = \frac{\Delta xa}{\Delta z} \Delta z$$ dievaluasi pada xan , Tgn , Tpn , Ptn

$$l1 = \frac{\Delta Tg}{\Delta z} \Delta z$$ dievaluasi pada xan , Tgn , Tpn , Ptn

$$m1 = \frac{\Delta Tp}{\Delta z} \Delta z$$ dievaluasi pada xan , Tgn , Tpn , Ptn

$$n1 = \frac{\Delta Pt}{\Delta z} \Delta z$$ dievaluasi pada xan , Tgn , Tpn , Ptn

Konstanta Runge Kutta ke-2

$$k2 = \frac{\Delta xa}{\Delta z}\Delta z$$ dievaluasi pada xan + k1/2, Tgn + l1/2, Tpn + m1 /2, Ptn + n1/2

$$m2 = \frac{\Delta Tp}{\Delta z}\Delta z$$ dievaluasi pada xan + k1/2, Tgn + l1/2, Tpn + m1 /2, Ptn + n1/2

$$l2 = \frac{\Delta Tg}{\Delta z}\Delta z$$ dievaluasi pada xan + k1/2, Tgn + l1/2, Tpn + m1 /2, Ptn + n1/2

$$n2 = \frac{\Delta Pt}{\Delta z}\Delta z$$ dievaluasi pada xan + k1/2, Tgn + l1/2, Tpn + m1 /2, Ptn + n1/2

Konstanta Runge Kutta ke-3

$$k3 = \frac{\Delta xa}{\Delta z}\Delta z$$ dievaluasi pada xan + k2 /2 , Tgn + l2/2, Tpn + m2 /2 , Ptn + n2/2

$$l3 = \frac{\Delta Tg}{\Delta z}\Delta z$$ dievaluasi pada xan + k2 /2 , Tgn + l2/2, Tpn + m2 /2 , Ptn + n2/2

$$m3 = \frac{\Delta Tp}{\Delta z}\Delta z$$ dievaluasi pada xan + k2 /2 , Tgn + l2/2, Tpn + m2 /2 , Ptn + n2/2

$$n3 = \frac{\Delta Pt}{\Delta z}\Delta z$$ dievaluasi pada xan + k2 /2 , Tgn + l2/2, Tpn + m2 /2 , Ptn + n2/2

Konstanta Runge Kutta ke-4

$$k4 = \frac{\Delta xa}{\Delta z}\Delta z$$ dievaluasi pada xan + k3, Tgn + l3, Tpn + m3, Ptn + n3

$$l4 = \frac{\Delta Tg}{\Delta z}\Delta z$$ dievaluasi pada xan + k3, Tgn + l3, Tpn + m3, Ptn + n3

$$m4 = \frac{\Delta Tp}{\Delta z}\Delta z$$ dievaluasi pada xan + k3, Tgn + l3, Tpn + m3, Ptn + n3

$$\boxed{n4 = \frac{\Delta Pt}{\Delta z}\,\Delta z}$$

dievaluasi pada xan + k3, Tgn + l3, Tpn + m3, Ptn + n3

Data Katalis:

Katalis yang dipakai Alumina Silika ($Al_2O_3.Si_2O$)

Bentuk fisik	: *sphere*
Porositas	: 0,35
Diameter	: 0,005
Bulk density (kg/m^3)	: 780

Hasil penyelesaian persamaan di atas diperoleh hasil sebagai berikut:

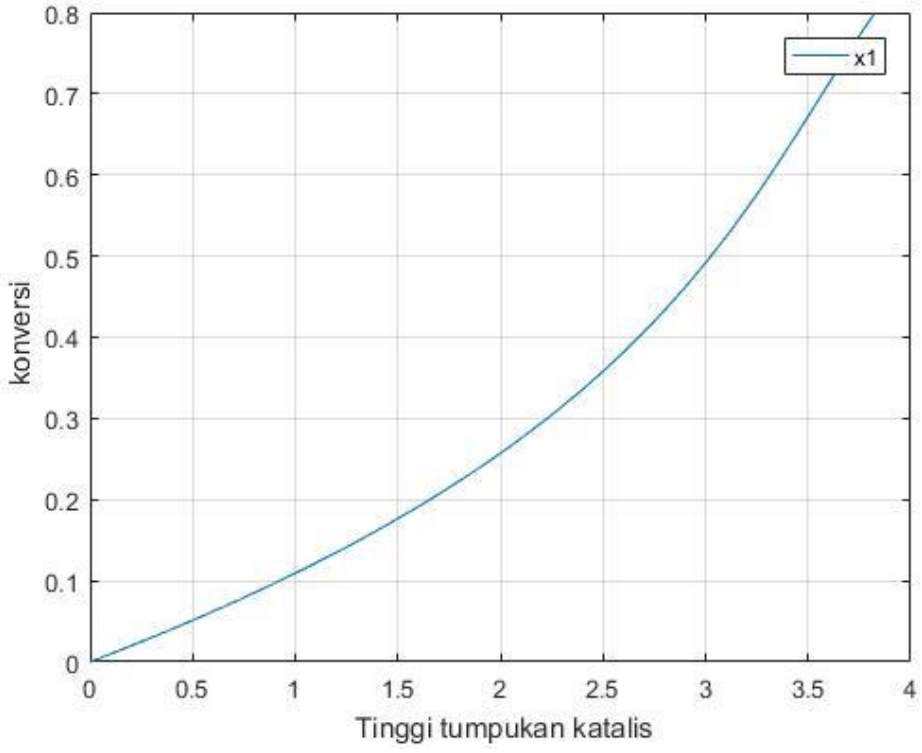
Hubungan antara tinggi, konversi, suhu, dan tekanan.

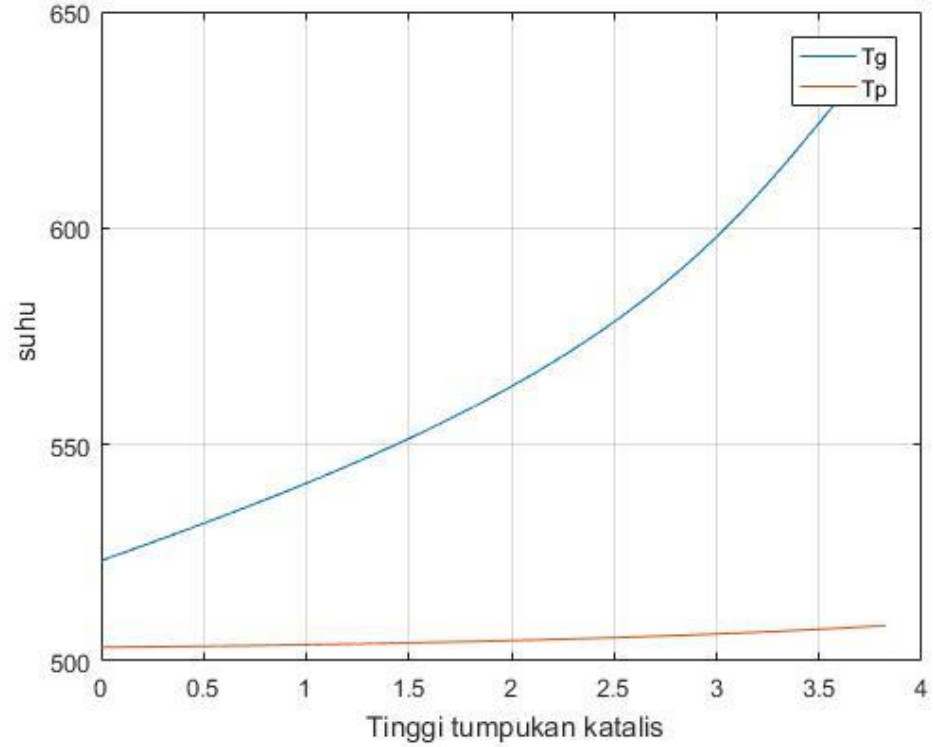
Hubungan antara tinggi tumpukan katalis,konversi,Suhu reaktor
Suhu pendingin ,dan tekanan

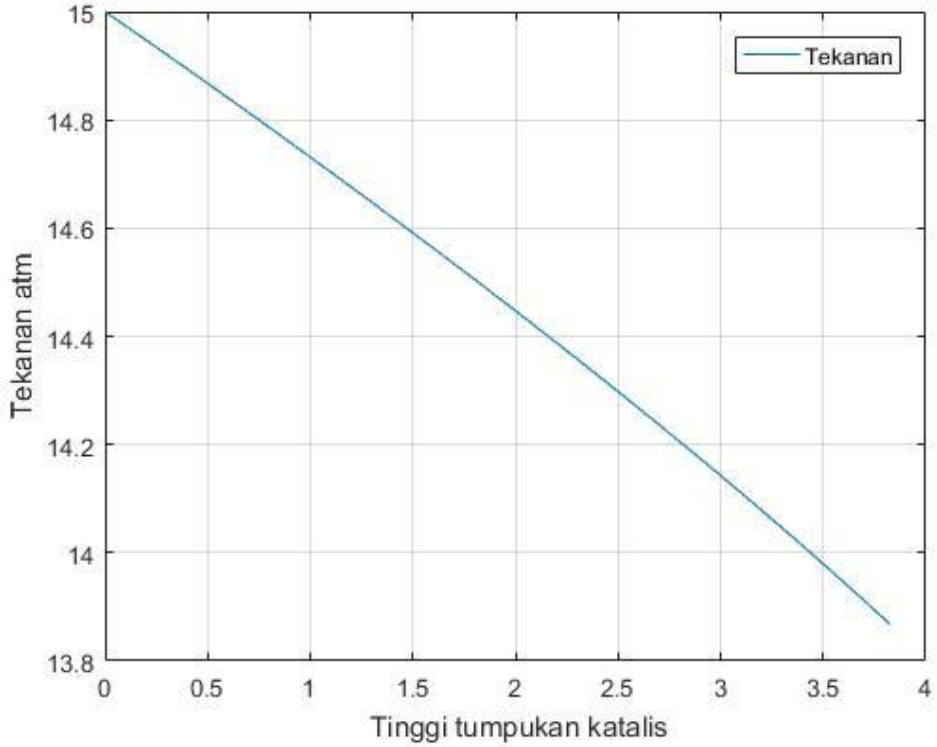
Z (m)	xl	Tg (K)	Tp (K)	Pt(kPa)	
0.0000	0.0000	250.000	230.000	15.000000	
0.0000	0.0000	250.000	230.000	15.000000	
0.1000	0.0098	251.692	230.043	14.973734	-12308.0
0.2000	0.0198	253.399	230.088	14.947337	-12316.0
0.3000	0.0301	255.122	230.138	14.920806	-12323.9
0.4000	0.0406	256.866	230.191	14.894140	-12332.0
0.5000	0.0513	258.631	230.247	14.867336	-12340.1
0.6000	0.0623	260.421	230.307	14.840394	-12348.3
0.7000	0.0736	262.239	230.370	14.813311	-12356.7
0.8000	0.0852	264.088	230.437	14.786085	-12365.1
0.9000	0.0971	265.971	230.508	14.758713	-12373.7
1.0000	0.1093	267.892	230.582	14.731192	-12382.5
1.1000	0.1219	269.855	230.661	14.703520	-12391.3
1.2000	0.1349	271.864	230.743	14.675694	-12400.4
1.3000	0.1483	273.924	230.829	14.647710	-12409.7
1.4000	0.1622	276.040	230.920	14.619564	-12419.2
1.5000	0.1765	278.217	231.015	14.591253	-12429.0
1.6000	0.1914	280.462	231.114	14.562773	-12439.0
1.7000	0.2069	282.782	231.217	14.534117	-12449.3
1.8000	0.2229	285.184	231.326	14.505282	-12459.9

1.8000	0.2229	285.184	231.326	14.505282	-12459.9
1.9000	0.2397	287.678	231.439	14.476262	-12470.9
2.0000	0.2571	290.272	231.557	14.447050	-12482.3
2.1000	0.2754	292.977	231.681	14.417641	-12494.1
2.2000	0.2945	295.806	231.809	14.388025	-12506.4
2.3000	0.3147	298.772	231.944	14.358196	-12519.3
2.4000	0.3358	301.890	232.085	14.328145	-12532.7
2.5000	0.3581	305.177	232.232	14.297860	-12546.8
2.6000	0.3818	308.652	232.386	14.267333	-12561.6
2.7000	0.4068	312.334	232.547	14.236549	-12577.2
2.8000	0.4334	316.245	232.716	14.205497	-12593.6
2.9000	0.4617	320.408	232.893	14.174161	-12611.0
3.0000	0.4919	324.842	233.078	14.142526	-12629.3
3.1000	0.5240	329.565	233.273	14.110574	-12648.7
3.2000	0.5582	334.582	233.477	14.078287	-12669.1
3.3000	0.5945	339.885	233.692	14.045648	-12690.4
3.4000	0.6327	345.435	233.918	14.012639	-12712.5
3.5000	0.6723	351.149	234.155	13.979246	-12735.0
3.6000	0.7126	356.889	234.404	13.945461	-12757.3
3.7000	0.7525	362.454	234.665	13.911285	-12778.7
3.8000	0.7906	367.598	234.936	13.876731	-12798.3
3.8270	0.8003	368.882	235.011	13.867339	

Dipilih konversi 0,8003.




650
600
550
500
suhu
0
0.5
1
1.5
2
2.5
3
3.5
4
Tinggi tumpukan katalis
Tg
Tp


15
14.8
14.6
14.4
14.2
14
13.8
Tekanan atm
0
0.5
1
1.5
2
2.5
3
3.5
4
Tinggi tumpukan katalis
Tekanan

Komponen	BM	Masuk		Keluar	
		Kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam	Kmol/jam
C_2H_6O	46,07	0	0	163,6179	7537,879
CH_4O	32,04	409,0448	13105,7975	81,8089	2621,160
H_2O	18,01	1,0932	19,6882	164,7112	2966,447
Total		**410,1380**	**13125,4857**	**410,1380**	**13125,4857**

Ukuran pipa

Diameter luar pipa	= 0,0605 m
Diameter dalam pipa	= 0,0525m
Jumlah pipa	= 202 pipa
Susunan pipa	= Triangular
Diameter selongsong	= 2,864 m
Jenis baffle	= Segmental
Tebal tumpukan katalis	= 3,264 m
Suhu gas masuk	= 250 °C
Suhu gas keluar	= 285,223 °C
Suhu pendingin masuk	= 230 °C
Suhu pendingin keluar	= 248,626 °C
Massa pendingin	= 80.000 kg/jam
Tekanan masuk	= 15,1 atm
Tekanan keluar	= 15,089 atm
Pressure drop	= 0,011 atm

4. Perhitungan Pelengkap

   a. Tebal dinding selongsong

      Dihitung dengan persamaan 13.42 Sinnot,Chemical Engineering Design Principles,Practice and Economics of Plant and Process Design, (2008), Mc.Graw Hill halaman 986.

$$ts = \frac{Pgauge\ Ids}{4\ f\varepsilon + 0.8\ Pgauge} + C'$$

      Keterangan:

      C': Faktor korosi [m]

      fall: Allowable stress [Pa]

Pgauge: Tekanan perancangan menurut alatukur [Pa]

Ids: Diameter dalam selongsong [m]

ts: tebal dinding selongsong [m]

Ids: Diameter selongsong [m]

Ids = 2,864 m

Tekanan Perancangan:

Dirancang selongsong mampu menahan tekanan sebesar 50% lebih tinggi dari tekanan operasi.

(Meggyessy,"Pressure vessel handbook" Butherfold, London (1999), halaman 17)

Pdesign = 2295011,25 Pa

Pgauge = 2193686,25 Pa

Bahan kontruksi: Baja Karbon A 285

Allowable stress, fall = 12900 psi

(Sinnott, "Chemical Engineering Design Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design" halaman 982)

Fall = 88917857,14 Pa

C’ = 0,003175 m

Efisiensi sambungan (ε) = 90% (Tabel 13.2 Brownell & Young)

ts = 0,0428 m

b. Tutup Reaktor

Dipilih tutup reaktor jenis Elipsoidal

(Sinnott, "Chemical Engineering Design Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design (2008), Butterworth, halaman 987)

Tebal penutup dihitung dengan persamaan:

$$th = \frac{Pgauge\ Ids}{4\ fall - 0.4\ Pgauge} + C'$$

(Sinnott, halaman 990)

C': faktor korosi [m]

fall: tegangan yang diijinkan [Pa]

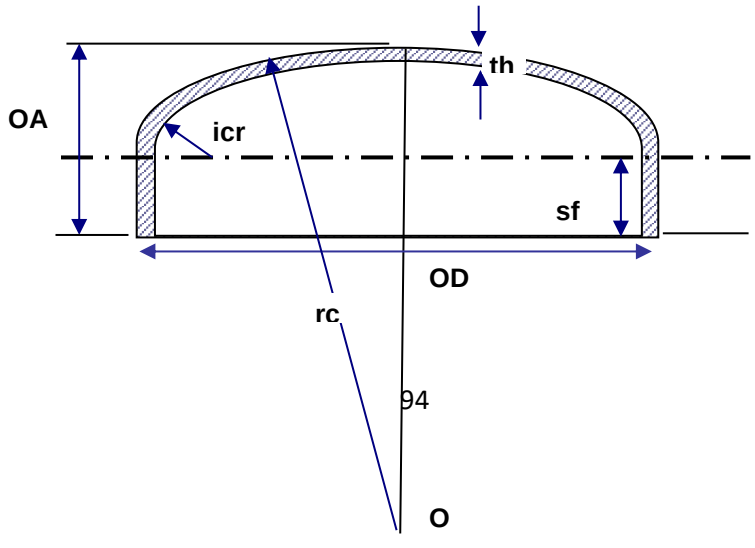
Ids: Diameter dalam selongsong [m]

Pgauge: Tekanan alat ukur [Pa]

th: Tebal penutup [m]

Tekanan Operasi	= 15,10 bar
Tekanan Perancangan	= 18,1 bar
Tekanan Alat Ukur	= 17,106 bar = 1710675 Pa
th	= 0,0308 m

c. Tinggi Penutup



Keterangan:

Icr: Jari-jari sudut internal (m)

Rc: Jari-jari kelengkungan (m)

Sf: Flange lurus (m)

Th: Tebal penutup (m)

OA: Tinggi penutup (m)

Tinggi penutup dihitung dengan persamaan:

OA = th + b + sf

$$b = r - \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

$$BC = r - icr$$

$$AB = \frac{Ids}{2} - icr$$

Nilai sf diperoleh dari Tabel 5.6 Brownell & Young, Process Equipment Design, (1959), John Willey and son, New York.

Nilai sf berkisar antara 1,5 in sampai 3,5 in

Dipilih sf = 0,1143 m

Ids = r = 2,743 m

Icr = 0,1746 m

BC = 2,569 m

AB = 1,197 m

OA = 0,616 m

Isolator

Untuk menjaga keamanan lingkungan, dinding luar diberi isolator.

Suhu udara, Tu = 308,15 K

Dirancang suhu dinding luar isolator, Ti = 323,15 K

Bahan isolator dipilih *Glass Fiber*

Pemilihan bahan isolator berdasarkan:

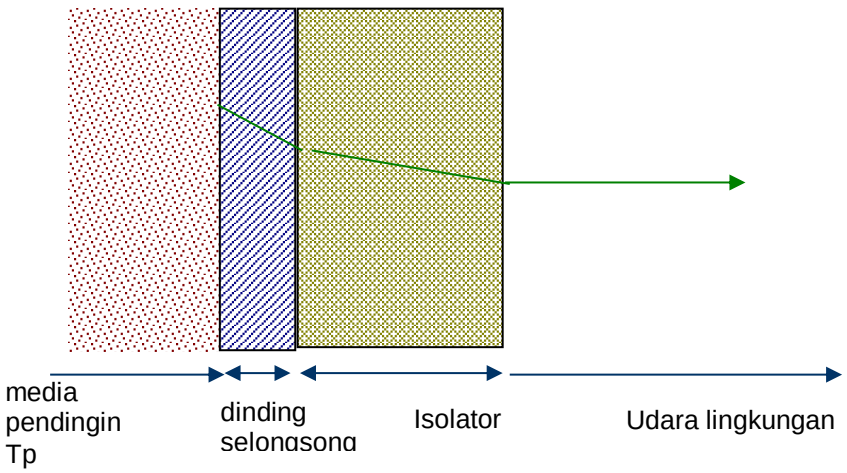
1. Suhu operasi
2. Konduktivitas thermal yang kecil

Kth = 0,043 W/mK

Konduktivitas thermal baja, Kths = 80,2 W/mK

(Cengel,J., Heat Transfer, (2001), Mc Graw Hill, New York halaman 20)

Sketsa perpindahan kalor dari dinding dalam selongsong ke lingkungan



xs: Tebal dinding selongsong [m]

xi: Tebal dinding isolator [m]

Tp: suhu media pendingin [K]

Ts': Suhu permukaan dalam selongsong [K]

Ts'': Suhu permukaan luar selongsong [K]

ti: Suhu dinding luar isolator [K]

tu: Suhu udara lingkungan [K]

Asumsi:

1. Suhu permukaan dinding dalam selongsong = suhu media pendingin
2. Perpindahan kalor terjadi dalam keadaan tunak (steady state)

Perpindahan kalor yang terjadi:

1. Perpindahan kalor secara konduksi dari dinding dalam selongsong ke dinding luar selongsong
2. Perpindahan kalor secara konduksi dari dinding dalam isolator ke dinding luar isolator
3. Perpindahan kalor secara konveksi dan radiasi dari permukaan isolator ke udara lingkungan

Perpindahan kalor secara konveksi dihitung dengan persamaan:

$$\boxed{qc = hc\,(ti - tu)}$$

hc: koefisien perpindahan kalor secara konveksi ke udara lingkungan [kJ/m2sK]

hc = 0,3 x $(ti-tu)^{0,25}$ Btu/jam ft^2 F (Kern)

Suhu isolator dalam, ti = 122 F

Suhu udara lingkungan, tu = 95 F

Hc = 0,00388 kJ/m^2sK

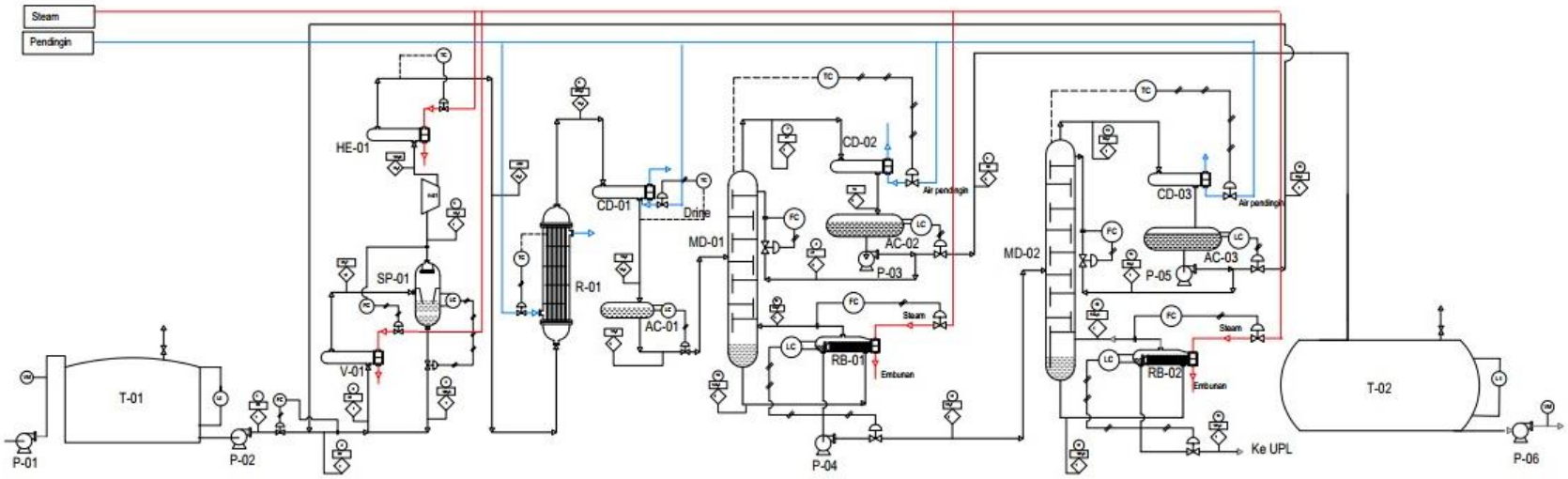
Qc = 0,05817 kJ/m^2s

LAMPIRAN B

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM (PEFD)

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRARANCANGAN PABRIK DIMETHYL ETHER DARI METHANOL

KAPASITAS : 60 000 ton/tahun



NERACA MASSA

KOMPONEN	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18
C2H6O		37,689	37,689	1,723		7537,879	7500,189	7622,975	7500,189	122,786	37,689	6,386	131,502	131,502	37,689	0,000	93,812	0,000
CH4O	13105,798	13105,798	16359,971	2263,650	13105,798	2621,160	37,689	38,306	37,689	0,617	2583,470	96,923	8910,321	8910,321	2553,767	183,433	6356,554	29,704
H2O	19,688	19,688	33,709	14,013	19,688	2966,447	0,000	0,000	0,000	0,000	2966,447	63,373	90,000	90,003	25,796	5046,312	64,208	2940,652
Total	13125,486	13163,175		2279,386	13125,486	13125,486	7537,879	7661,281	7537,879	123,403	5587,607	166,681	9131,826	9131,826	2617,252	5229,746	6514,574	2970,355

KETERANGAN	
AC	Akumulator
CD	Kondensor
CL	Pendingin
FC	Pengendali kecepatan
HE	Pemanas
K	Kompresor
MD	Menara Distilasi
P	Pompa
PC	Pengendali tekanan
R	Reaktor
RB	Reboiler
SP	Separator
T	Tangki
TC	Pengendali suhu
V	Vaporizer
VM	Volume meter

SIMBOL

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA

PROSES ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRARANCANGAN PABRIK DIMETHYL ETHER DARI METANOL
KAPASITAS PRODUKSI : 60.000 ton/tahun

Dikerjakan Oleh :

LAMPIRAN C

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Jihan Farah Andira
   No. MHS : 18521002

Judul Prarancangan *) : PRARANCANGAN PABRIK DIMETIL ETER DARI METANOL KAPASITAS 60.000 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : **02 Juni 2023**

Batas Akhir Bimbingan : **29 November 2023**

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	23 Februari 2023	Bimbingan Penentuan Kapasitas Pabrik dan Jenis Proses Pembuatan	
2	7 Maret 2023	Revisi Kapasitas	
3	22 Maret 2023	Bimbingan Alat Besar dan Revisi Kapasitas	
4	17 Mei 2023	Revisi Kapasitas	
5	6 Juni 2023	Bimbingan Alat Besar	
6	23 Juni 2023	Bimbingan Alat Besar	
7	5 Juli 2023	Bimbingan Alat Kecil-Utilitas	
8	2 Agustus 2023	Bimbingan Naskah	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 8 Agustus 2023

Pembimbing,



Lilis Kistriyani, S.T., M.Eng.