

**PRARANCANGAN PABRIK METIL TERSIER BUTIL
ETER DARI ISOBUTILEN DAN METANOL DENGAN
KAPASITAS 60.000 TON/TAHUN**

PRARANCANGAN PABRIK

Diajukan sebagai Salah Satu Syarat Untuk Memperoleh Gelar Sarjana

Teknik Kimia



Disusun oleh :

Nama : Alfredo Agasta Suseno

NIM : 18521039

Nama : Dery Junika Niarja

NIM : 18521051

PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA

FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI

UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA

YOGYAKARTA

2023

**LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL PRARANCANGAN
PABRIK METIL TERSIER BUTIL ETER DARI ISOBUTILEN DAN
METANOL DENGAN KAPASITAS 60.000 TON/TAHUN**

Saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : Dery Junika Niarja

NIM : 18521051

Yogyakarta, 15 Agustus 2025

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 1



Dery Junika Niarja

18521051

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING
PRARANCANGAN PABRIK METIL TERSIER BUTIL ETER DARI
ISOBUTILEN DAN METANOL DENGAN KAPASITAS 60.000
TON/TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Alfredo Agasta Suseno

Nama : Dery Junika Niarja

NIM : 18521039

NIM : 18521051

Yogyakarta, 20 Oktober 2023

Pembimbing I,



Ajeng Yulianti Dwi Lestari, S.T., M.T.

NIK.155211305

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI
PRARANCANGAN PABRIK METIL TERSIER BUTIL ETER DARI
ISOBUTILEN DAN METANOL DENGAN KAPASITAS 60.000
TON/TAHUN

Oleh :

Nama : Dery Junika Niarja

NIM : 18521051

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, 28 Agustus 2025

Tim Penguji,

Ajeng Yulianti Dwi Lestari, S.T., M.T.

Ketua Penguji



Dr. Dyah Retno Sawitri, S.T., M.Eng.

Penguji I



Dr. Ariany Zulkania, S.T., M.Eng.

Penguji II



29/8/2025

Mengetahui :

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia



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

NIP. 995200445

KATA PENGANTAR

Assalamu'alaikum Warahmatullahi Wabarakatuh

Segala puji kami panjatkan kepada Allah SWT atas segala limpahan rahmat dan karunia-Nya sehingga kami dapat menyelesaikan Tugas Akhir dengan judul “Prarancangan Pabrik Metil Ter Butil Eter dari Isobutilen dan Metanol dengan Kapasitas 60.000 ton/tahun” dengan baik. Naskah Tugas Akhir ini kami buat 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 kami tidak lepas dari berbagai bantuan, bimbingan serta dukungan yang penulis dapatkan sehingga naskah ini dapat terselesaikan. Pada kesempatan kali ini kami 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 kami dapat menyelesaikan Tugas Akhir ini dengan baik.
2. Orang tua, serta seluruh keluarga kami yang telah memberikan dukungan sehingga naskah Tugas Akhir ini dapat terselesaikan dengan baik.
3. Bapak Sholeh Ma'mun, S.T., M.Eng selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
4. Ibu Dr. Ifa Puspasari, S.T., M.Eng. Ph.D. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia yang telah memberikan izin dan arahan untuk mata kuliah Penelitian Teknik Kimia.
5. Ibu Ajeng Yulianti Dwi Lestari, S.T., M.T. selaku Dosen Pembimbing yang

senantiasa meluangkan waktunya untuk memberikan berbagai masukan dan membimbing kami demi kelancaran pelaksanaan maupun penyusunan tugas akhir ini.

6. 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.
7. Seluruh teman-teman Teknik Kimia FTI-UII Angkatan 2018 yang telah memberikan dukungan dan bantuan selama penyusunan naskah.
8. Teman-teman kami (Priyo, Excel, Heru, Farrel, Riska, Agnes, Nabila, Jihan, Sabda, Sakti)

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 kami ucapkan terima kasih.

Yogyakarta, 20 Oktober 2023

Penulis

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL	ii
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI	iv
KATA PENGANTAR.....	v
DAFTAR ISI	vii
DAFTAR TABEL.....	xii
DAFTAR GAMBAR	xvi
ABSTRAK.....	xvii
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik	2
1.2.1 Supply (penawaran).....	2
1.2.2 Demand (Permintaan).....	4
1.2.3 Total Proyeksi Kebutuhan MTBE.....	6
1.2.4 Ketersediaan Bahan Baku.....	6
1.2.5 Daftar Pabrik Komersial.....	7
1.3 Tinjauan Pustaka	9
1.3.1 Macam-Macam Proses	9
1.3.2 Pemilihan Proses	11
1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika	12
1.4.1 Tinjauan Termodinamika	12
1.4.2 Tinjauan Kinetika.....	15
BAB II PERANCANGAN PRODUK	16
2.1 Spesifikasi Produk dan Bahan Baku.....	16
2.2 Sifat Fisis Produk, Bahan Baku dan bahan pendukung	17
2.2.1 MTBE (C ₅ H ₁₂ O)	17
2.2.2 Metanol (CH ₃ OH)	17
2.2.3 Isobutilena (C ₄ H ₈)	17
2.2.4 AmberLyst15 (C ₁₈ H ₁₈ O ₃ S).....	18

2.3 Pengendalian Kualitas.....	18
2.3.1 Pengendalian Kualitas Produk.....	19
2.3.2 Pengendalian Waktu.....	20
2.3.3 Pengendalian Bahan Proses	21
BAB III PERANCANGAN PROSES.....	22
3.1 Diagram Alir Proses dan Material	22
3.1.1 Diagram Alir Kualitatif	22
3.1.2 Diagram Alir Kuantitatif	23
3.2 Uraian Proses.....	24
3.2.1 Proses Persiapan Bahan Baku	24
3.2.2 Proses Reaksi	25
3.2.3 Proses Pemisahan.....	25
3.3 Spesifikasi Alat.....	26
3.3.1 Reaktor (R-01)	26
3.3.2 Menara Distilasi 1 (MD-01)	27
3.3.3 Menara Distilasi 2 (MD-02)	27
3.3.4 Tangki Penyimpanan.....	28
3.3.5 Pompa.....	29
3.3.6 <i>Condensor</i> 1 (CD-01).....	30
3.3.7 <i>Condensor</i> 2 (CD-02).....	30
3.3.8 Reboiler 1 (RB-01).....	31
3.3.9 Reboiler 2 (RB-02).....	31
3.3.10 <i>Heat Exchanger</i> 1 (HE-01).....	32
3.3.11 <i>Heat Exchanger</i> 2 (HE-02).....	32
3.3.12 <i>Heat Exchanger</i> 3 (HE-03).....	33
3.4 Neraca Massa	33
3.4.1 Neraca Massa Total.....	33
3.4.2 Neraca Massa Reaktor (R-01).....	34
3.4.3 Neraca Massa Menara Distilasi 1 (MD-01).....	34
3.4.4 Neraca Massa Menara Distilasi 2 (MD-02).....	34
3.5 Neraca Panas	35
3.5.1 Neraca Panas Reaktor (R-01)	35

3.5.2 Neraca Panas Menara Distilasi 1 (MD-01).....	35
3.5.3 Neraca Panas Menara Distilasi 2 (MD-02).....	35
3.5.4 Neraca Panas Condensor 1 (CD-01)	35
3.5.5 Neraca Panas Condensor 2 (CD-02)	36
3.5.6 Neraca Panas Reboiler1 (RB-01).....	36
3.5.7 Neraca Panas Reboiler 2 (RB-02).....	36
3.5.8 Neraca Panas Heat Exchanger 1 (HE-01)	36
3.5.9 Neraca Panas Heat Exchanger 2 (HE-02)	37
3.5.10 Neraca Panas Heat Exchanger 3 (HE-03).....	37
3.5.11 Neraca Panas Cooler 1 (CL-01).....	37
3.5.12 Neraca Panas Cooler 2 (CL-02).....	37
3.5.13 Neraca Panas Cooler 3 (CL-03).....	38
BAB IV PERANCANGAN PABRIK	39
4.1 Lokasi Pabrik.....	39
4.1.1 Penyediaan Bahan Baku	40
4.1.2 Utilitas	40
4.1.3 Letak Geografis.....	40
4.1.4 Transportasi	40
4.1.5 Tenaga Kerja.....	40
4.1.6 Keadaan Iklim.....	40
4.1.7 Faktor Penunjang Lain	41
4.2 Tata Letak Pabrik.....	41
4.3 Tata Letak Alat Proses.....	44
4.4 Organisasi Perusahaan	46
4.4.1 Bentuk Perusahaan.....	46
4.4.2 Struktur Organisasi.....	47
4.4.3 Tugas dan Wewenang	49
4.4.4 Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji	52
4.4.5 Pembagian Jam Kerja Karyawan	54
4.4.6 Kesejahteraan Sosial Karyawan.....	54
BAB V UTILITAS.....	56
5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air	58

5.1.1 Unit Penyedia Air.....	58
5.1.2 Unit Pengolahan Air.....	59
5.2 Unit Pembangkit Steam	62
5.3 Unit Pembangkit Listrik.....	63
5.3.1 Kebutuhan Listrik untuk Alat Proses	63
5.3.2 Kebutuhan Listrik Utilitas	63
5.3.3 Kebutuhan Listrik Lainnya	63
5.4 Unit Penyedia Udara Tekan	64
5.5 Unit Penyedia Bahan Bakar	64
5.6 Unit Pengolahan Limbah	64
5.7 Spesifikasi Alat Utilitas	65
BAB VI EVALUASI EKONOMI	70
6.1 Penaksiran Harga Alat	70
6.2 Dasar Perhitungan.....	71
6.3 Komponen Biaya	72
6.3.1 Modal (<i>Capital Investment</i>).....	72
6.3.2 Biaya Produksi (<i>Manufacturing Cost</i>)	73
6.3.3 Pengeluaran Umum (<i>General Expenses</i>).....	74
6.3.4 Total <i>Production Cost</i>	75
6.4 Analisa Keuntungan.....	75
6.4.1 Keuntungan Sebelum Pajak	75
6.4.2 Keuntungan Setelah Pajak	75
6.5 Analisis Kelayakan Ekonomi	76
6.5.1 <i>Percent Return of Investment (ROI)</i>	76
6.5.2 <i>Pay Out Time (POT)</i>	76
6.5.3 <i>Break Event Point (BEP)</i>	77
6.5.4 <i>Shut Down Point (SDP)</i>	78
6.5.5 <i>Discounted Cash Flow Rate (DCFR)</i>	78
6.6 Risiko Pabrik	80
BAB VII PENUTUP	81
7.1 Kesimpulan	81
7.2 Saran	82

DAFTAR PUSTAKA	83
LAMPIRAN – LAMPIRAN	86
LAMPIRAN A REAKTOR	86
LAMPIRAN B PEFD	111
LAMPIRAN C KARTU BIMBINGAN	112

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Data Impor MTBE.....	3
Tabel 1.2 Daftar Kapasitas Produksi Perusahaan Minyak di Indonesia	5
Tabel 1.3 Pabrik penyedia metanol	7
Tabel 1.4 Pabrik penyedia isobutilen.....	7
Tabel 1.5 Kapasitas produksi MTBE yang sudah ada.....	8
Tabel 1.6 Perbandingan single stage process dan two stage process	11
Tabel 1.7 Harga ΔH_f° dan ΔG_f°	12
Tabel 2.1 Spesifikasi produk dan bahan baku.....	16
Tabel 2.2 Spesifikasi bahan pendukung	16
Tabel 3.1 Spesifikasi Reaktor	26
Tabel 3.2 Spesifikasi menara distilasi 1	27
Tabel 3.3 Spesifikasi menara distilasi 2	27
Tabel 3.4 Spesifikasi tangki penyimpanan.....	28
Tabel 3.5 Spesifikasi alat transportasi.....	29
Tabel 3.6 Spesifikasi condensor 1	30
Tabel 3.7 Spesifikasi condensor 2	30
Tabel 3.8 Spesifikasi reboiler 1	31
Tabel 3.9 Spesifikasi reboiler 2	31
Tabel 3.10 Spesifikasi heat exchanger 1	32

Tabel 3.11 Spesifikasi heat exchanger 2	32
Tabel 3.12 Spesifikasi heat exchanger 3	33
Tabel 3.13 Neraca massa total	33
Tabel 3.14 Neraca Massa Reaktor	34
Tabel 3.15 Neraca massa menara distilasi 1	34
Tabel 3.16 Neraca massa menara distilasi 2	34
Tabel 3.17 Neraca panas reaktor.....	35
Tabel 3.18 Neraca panas menara distilasi	35
Tabel 3.19 Neraca panas menara distilasi 2	35
Tabel 3.20 Neraca panas <i>Condensor</i> 1	35
Tabel 3.21 Neraca panas <i>condensor</i> 2.....	36
Tabel 3.22 Neraca panas <i>reboiler</i> 1	36
Tabel 3.23 Neraca panas <i>reboiler</i> 2	36
Tabel 3.24 Neraca panas <i>heat exchanger</i> 1	36
Tabel 3.25 Neraca panas <i>heat exchanger</i> 2	37
Tabel 3.26 Neraca panas <i>heat exchanger</i> 3	37
Tabel 3.27 Neraca panas <i>cooler</i> 1	37
Tabel 3.28 Neraca panas <i>cooler</i> 2.....	37
Tabel 3.29 Neraca panas <i>cooler</i> 3.....	38
Tabel 4.1 Rincian luas tanah bangunan pabrik.....	43
Tabel 4.2 Penggolongan jabatan.....	52
Tabel 4.3 Jumlah karyawan	53

Tabel 4.4 Gaji Karyawan.....	53
Tabel 4.5 Pembagian <i>shift</i> jam kerja karyawan	54
Tabel 5.1 Kebutuhan air domestik	58
Tabel 5.2 Kebutuhan air pendingin.....	58
Tabel 5.3 Kebutuhan air untuk <i>steam</i>	62
Tabel 5.4 Kebutuhan listrik alat proses	63
Tabel 5.5 Kebutuhan listrik utilitas.....	63
Tabel 5.6 Spesifikasi pompa utilitas	65
Tabel 5.7 Spesifikasi bak utilitas	66
Tabel 5.8 Spesifikasi tangki utilitas	67
Tabel 5.9 Spesifikasi menara pendingin.....	68
Tabel 5.10 Spesifikasi kompresor udara	68
Tabel 5.11 Spesifikasi tangki silika	68
Tabel 5.12 Spesifikasi tangki udara tekan.....	69
Tabel 5.13 Spesifikasi boiler	69
Tabel 6.1 CEPCI (Chemical Engineering Plant Cost Indeks).....	70
Tabel 6.2 Daftar harga alat proses	71
Tabel 6.3 <i>Physical Plant Cost</i> (PPC)	72
Tabel 6.4 <i>Direct Plant Cost</i> (DPC).....	72
Tabel 6.5 <i>Fixed Capital Investment</i> (FCI).....	72
Tabel 6.6 <i>Working Capital Investment</i> (WCI).....	73

Tabel 6.7 <i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	73
Tabel 6.8 <i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	74
Tabel 6.9 <i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	74
Tabel 6.10 <i>Total Manufacturing Cost (TMC)</i>	74
Tabel 6.11 <i>General Expense (GE)</i>	75
Tabel 6.12 <i>Total Production Cost</i>	75
Tabel 6.13 <i>Annual Fixed Manufacturing (Fa)</i>	77
Tabel 6.14 <i>Annual Regulated Expenses (Ra)</i>	77
Tabel 6.15 <i>Annual Variable Value (Va)</i>	78
Tabel 6.16 <i>Annual Sales Value (Sa)</i>	78
Tabel 6.17 <i>Analisa kelayakan secara ekonomi</i>	80

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Grafik impor MTBE di Indonesia dari tahun 2013 sampau 2021	3
Gambar 4.1 Lokasi pabrik.....	39
Gambar 4.2 Gambar <i>layout</i> pabrik	44
Gambar 4.3 Gambar tata letak alat proses	46
Gambar 4.4 Struktur organisasi perusahaan.....	49
Gambar 5.1 Diagram alir utilitas	57
Gambar 6.1 Grafik evaluasi ekonomi	79

ABSTRAK

Metil Tersier Butil Eter (MTBE) $C_5H_{12}O$ adalah cairan yang mudah menguap, mudah terbakar, tidak berwarna yang digunakan sebagai peningkat kadar oktan dan oksigen dalam bensin untuk mengurangi emisi polusi. MTBE diproduksi melalui reaksi kimia antara senyawa isobutilen dan metanol. Pabrik MTBE dengan kapasitas 60.000 ton/tahun ini direncanakan akan didirikan di kawasan industri Karawang, Jawa Barat. Metode pembuatan MTBE adalah dengan mereaksikan isobutilen dan metanol dengan katalis amberlyst 15 pada reaktor *Fixed Bed* pada suhu $89^{\circ}C$ dan dengan tekanan 30 bar. Metode ini biasa disebut dengan *single stage process* dengan proses Snamprogetti. 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 114.951 ton/tahun isobutilen dan kurang lebih 22.348 ton/tahun. Kebutuhan utilitas pada pabrik MTBE ini antara lain air pendingin sebesar 567.700 kg/jam, steam 13.307 kg/jam, udara tekan $19\ m^3$ /jam, listrik 7.564 kW, bahan bakar 262.187 liter/tahun. Pabrik MTBE ini memiliki tingkat risiko tinggi (*high risk*) yang dianalisis berdasarkan kondisi operasi, *hazard* bahan serta perhitungan ekonomi. Berdasarkan hasil perhitungan evaluasi ekonomi pabrik MTBE didapatkan nilai modal tetap sebesar Rp 380.951.016.000, modal kerja sebesar Rp 478.804.718.000, keuntungan sebelum pajak sebesar Rp 329.364.138.000, keuntungan sesudah pajak sebesar Rp 312.895.931.000 juga didapatkan nilai ROI sebelum pajak sebesar 58,11% dan ROI setelah pajak sebesar 55,21%, POT sebelum pajak sebesar 1,47 tahun dan POT setelah pajak sebesar 1,53 tahun, BEP sebesar 47,43%, SDP sebesar 30,76% dan DCFR sebesar 14,41%. Sehingga dapat disimpulkan bahwa pabrik MTBE secara ekonomi layak untuk didirikan dan dapat meningkatkan laju ekonomi di Indonesia.

Kata kunci: *Amberlyst 15, Isobutilen, Metanol, Metil Ter Butil Eter*

ABSTRACT

Methyl Tertiary Butyl Ether (MTBE) $C_5H_{12}O$ is a volatile, flammable, colorless liquid which is used as an octane and oxygen enhancer in gasoline to reduce pollution emissions. MTBE is produced through a chemical reaction between isobutylene and methanol. The MTBE Factory with a capacity of 60,000 tonnes/year is planned to be established in the Karawang industrial area, West Java. The method for producing MTBE is by reacting isobutylene and methanol with the amberlyst 15 catalyst in a fixed bed reactor at a temperature of $89^{\circ}C$ and with a pressure of 30 bar. This method is usually called a single stage process with the Snamprogetti process. 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 114,951 tons/year of isobutylene and approximately 22,348 tons/year are needed. Utility requirements at the MTBE plant include cooling water of 567,700 kg/hour, steam 13,307 kg/hour, compressed air 19 m^3 /hour, electricity 7,564 kW, fuel 262,187 liters/year. This MTBE plant has a high risk level, which was analyzed based on operating conditions, materials hazard and economic calculations. Based on the results of economic evaluation calculations for the MTBE factory, it was found that the fixed capital value was IDR 380,951,016,000, working capital was IDR 478,804,718,000, profit before tax was IDR 329,364,138,000, after tax profit was IDR 312,895,931,000 and the ROI value before tax is 58.11% and ROI after tax is 55.21%, POT before tax is 1.47 years and POT after tax is 1.53 years, BEP is 47.43%, SDP is 30.76% and DCFR is 14.41%. So it can be concluded that the MTBE factory is economically feasible to establish and can increase the economic speed in Indonesia.

Keywords: *Amberlyst 15, Isobutylene, Methanol, Methyl Tert Butyl Ether*

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Pembangunan di segala sektor harus diperhatikan dengan mempertimbangkan perkembangan teknologi dan kemajuan zaman. Sebagai upaya untuk meningkatkan taraf hidup bangsa, pembangunan ekonomi dan pengembangan industri perlu diperhatikan termasuk diantaranya adalah pembangunan industri kimia (Yuningsih *et al.*, 2011).

Berdasarkan data dari Badan Pusat Statistik (2020) bahwa jumlah kendaraan bermotor di Indonesia mencapai 135,2 juta unit. Dari jumlah tersebut, sekitar 121,2 juta unit merupakan sepeda motor, 12,4 juta unit merupakan mobil penumpang dan 1,6 juta unit merupakan kendaraan barang. Jumlah kendaraan bermotor terus meningkat setiap tahunnya seiring dengan pertumbuhan ekonomi dan kemudahan akses transportasi di Indonesia, sehingga kebutuhan bensin sebagai bahan bakar akan semakin meningkat.

Peningkatan kebutuhan bensin sebagai bahan bakar perlu diikuti dengan perkembangan peningkatan kualitas bensin. Penambahan zat aditif dinilai efektif untuk meningkatkan nilai oktan bahan bakar. Zat aditif yang telah digunakan yaitu Tetra Etil Lead (TEL) dan MTBE. Namun penggunaan TEL sebagai penambah nilai oktan bensin dihapuskan di banyak negara.

Penggunaan utama MTBE adalah untuk meningkatkan nilai oktan pada bensin. MTBE menambahkan oksigen saat dicampur dengan bensin yang memungkinkan pembakaran lebih efisien, lebih sedikit karbon monoksida dan mengurangi

hidrokarbon yang tidak terbakar dalam emisi gas buang. MTBE selain berfungsi sebagai zat aditif juga dapat digunakan sebagai pelarut, anti *knock* pada motor dan lain-lain (Hans, 2007).

1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik

Dalam menentukan pendirian suatu pabrik, maka terdapat beberapa hal yang harus diperhatikan, baik dari segi perhitungan secara teknis, ekonomis, maupun dari segi perancangan pabrik yang akan didirikan. Adapun pertimbangan mendasar yang harus diperhatikan yaitu penentuan kapasitas pabrik yang akan didirikan. Kapasitas pabrik tersebut dapat ditentukan melalui perhitungan proyeksi atau analisa dari faktor *supply* (penawaran) dan juga *demand* (permintaan).

1.2.1 Supply (penawaran)

Supply (penawaran) dapat diartikan sebagai suatu data berupa barang atau jasa yang ditawarkan oleh produsen kepada konsumen pada tingkatan kondisi pasar, periode (tahun), dan/atau harga tertentu. Secara singkat *supply* (penawaran) dapat diartikan sebagai suatu data yang meliputi data proyeksi produksi dalam negeri dan data proyeksi impor dari luar negeri pada suatu periode tertentu (Indri *et al.*, 2008).

1.2.1.1 Produksi Dalam Negeri

Pada September 2020, telah berdiri pabrik MTBE yaitu PT Chandra Asri Petrochemical Tbk. Pabrik ini memproduksi MTBE dengan kapasitas 128.000 ton/tahun sebagai *octane booster*, adanya pabrik ini bertujuan untuk mendukung pemerintah dan industri dalam negeri untuk mengurangi ketergantungan impor, dengan berdirinya pabrik MTBE ini berharap dapat

mengurangi impor MTBE Indonesia sampai 35% (Ciputra, 2020).

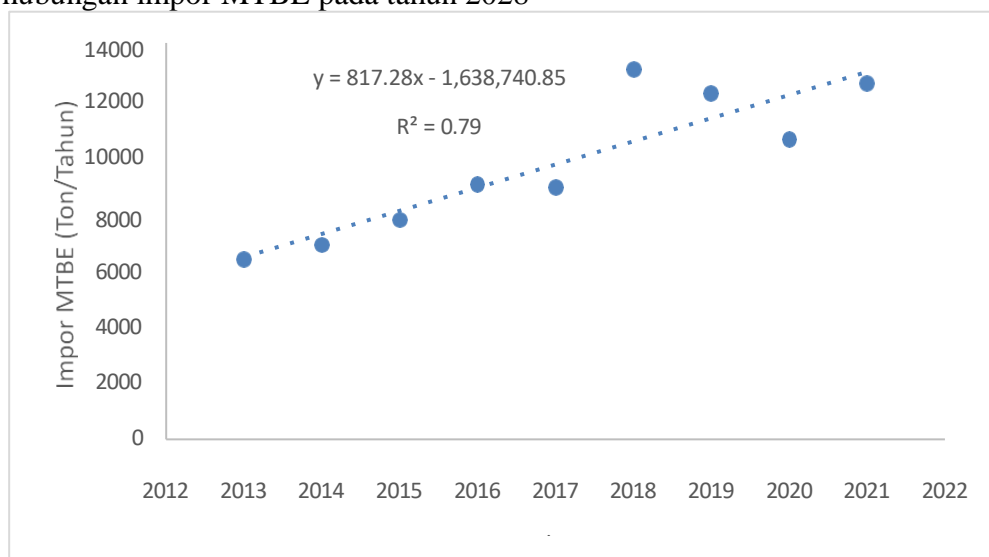
1.2.1.2 Impor

Berdasarkan data dari Kementerian Perindustrian (2018) Selama ini Indonesia mengimpor dari beberapa negara berupa produk kimia metanol termasuk turunannya yaitu MTBE maupun butena senilai Rp 174 Triliun. Perkembangan data impor dari tahun 2013–2021 dapat dilihat pada Tabel 1.1 (UN Data, 2021).

Tabel 1.1 Data Impor MTBE

Tahun	Impor (ton/tahun)
2013	6.369,69
2014	6.865,38
2015	7.754,13
2016	9.003,48
2017	8.914,80
2018	13.073,02
2019	12.207,75
2020	10.602,94
2021	12.581,48

Dari data diatas dengan menggunakan regresi linier dapat dibuat grafik hubungan impor MTBE pada tahun 2028



Gambar 1.1 Grafik impor MTBE di Indonesia dari tahun 2013 sampau 2021

Untuk mengetahui besarnya impor MTBE di tahun 2028, maka dapat dihitung dengan menggunakan grafik persamaan linear yang ada di gambar

1.1.

$$y = 817,28x - 1.638.740,85 \quad x = 2028 \text{ sehingga,}$$

$$y = 817,28(2028) - 1.638.740,85$$

$$y = 18.703 \text{ ton/ tahun}$$

Sehingga diperkirakan kebutuhan impor MTBE di Indonesia sebesar 18.703 ton/tahun.

1.2.1.3 Total Supply

$$\begin{aligned} \text{Total Supply} &= \text{Produksi} + \text{Impor} \\ &= 128.000 \text{ ton/tahun} + 18.703 \text{ ton/tahun} \\ &= 146.703 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

1.2.2 Demand (Permintaan)

Demand (permintaan) dapat diartikan sebagai suatu data berupa barang atau jasa yang diinginkan oleh konsumen kepada produsen pada tingkatan kondisi pasar, periode (tahun), dan/atau harga tertentu. Secara singkat *demand* (permintaan) dapat diartikan sebagai suatu data yang meliputi data proyeksi konsumsi dalam negeri dan data proyeksi ekspor ke luar negeri pada suatu periode tertentu.

1.2.2.1 Ekspor

Pabrik MTBE di Indonesia pertama baru berdiri pada September 2020, yaitu PT Chandra Asri Petrochemical Tbk. Maka ekspor disini dianggap 0 atau tidak ada data ekspor ke luar negeri

1.2.2.2 Konsumsi

Untuk menghitung konsumsi MTBE di Indonesia, digunakan pendekatan % keterlibatan MTBE dalam industri minyak dan gas di Indonesia. Yohanes (2009) mengatakan bahwa dalam pengerjaan kapasitas ini diasumsikan bahwa penggunaan MTBE adalah 5% dari total produksi minyak dan gas di Indonesia. Data Produksi total minyak dan gas di Indonesia diambil dari Satuan Kerja Khusus Pelaksana Kegiatan Usaha Hulu Minyak dan Gas Bumi (SKK MIGAS) yang dapat dilihat pada tabel 1.2 di bawah berikut :

Tabel 1.2 Daftar Kapasitas Produksi Perusahaan Minyak di Indonesia

Nomor	Nama Perusahaan	Kapasitas (ton/tahun)
1	ExxonMobil Indonesia	3.386.813
2	PT Pertamina Hulu Rokan	3.311.582
3	PT Pertamina EP	1.464.651
4	PT Pertamina Hulu Mahakam	550.489
5	Pertamina Hulu Energi ONWJ LTD	539.914
6	PT Pertamina Hulu Energi OSES	355.496
7	Petrochina International Jabung LTD	316.661
8	Medco E&P Natuna	238.623
9	PT Pertamina Hulu Sanga Sanga	211.572
10	PT Pertamina Hulu Kalimantan Timur	197.329
Total		10.573.130

(SKK Migas, 2023)

Dari Tabel 1.2 menunjukkan produksi minyak tahunan di Indonesia pada tahun 2023. Total akumulasi dari semua pabrik yaitu sebesar 10.573.130 ton/tahun.

Dari angka tersebut dikali dengan asumsi yang sudah ditentukan di atas yaitu sebesar 5% kebutuhan MTBE dari total produksi minyak di Indonesia, didapat angka sebesar 528.656 ton/tahun MTBE yang diperlukan di Indonesia.

1.2.2.3 Total Demand

$$\begin{aligned}\text{Total Demand} &= \text{Ekspor} + \text{Konsumsi} \\ &= 0 \text{ ton/tahun} + 528.656 \text{ ton/tahun} \\ &= 528.656 \text{ ton/tahun}\end{aligned}$$

1.2.3 Total Proyeksi Kebutuhan MTBE

Setelah masing-masing data diketahui yaitu Supply & Demand, maka langkah selanjutnya yaitu adalah menghitung total proyeksi kebutuhan MTBE.

$$\begin{aligned}\text{Proyeksi kebutuhan MTBE} &= \text{Demand} - \text{Supply} \\ &= 528.656 \text{ ton/tahun} - 146.703 \text{ ton/tahun} \\ &= 381.953 \text{ ton/tahun}\end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan proyeksi kebutuhan MTBE diatas, diperoleh angka sebesar 381.953 ton/tahun. Angka tersebut merupakan analisa kebutuhan/konsumsi Indonesia terhadap MTBE sebagai peningkat nilai oktan yang digunakan pada industri perminyakan. Analisa proyeksi kebutuhan ini digunakan sebagai salah satu poin pertimbangan untuk menentukan jumlah kapasitas pabrik MTBE yang akan didirikan.

1.2.4 Ketersediaan Bahan Baku

Sebelum mendirikan pabrik tentu perlu ditinjau beberapa aspek, salah satunya yaitu ketersediaan bahan baku. Bahan baku pembuatan MTBE yaitu metanol dan isobutilen, berikut daftar pabrik penyedia bahan baku :

1. Metanol

Tabel 1.3 Pabrik penyedia metanol

Nomor	Nama Perusahaan	Kapasitas (ton/tahun)
1	PT Kaltim Metanol Industri	660.000

2. Isobutilen

Tabel 1.4 Pabrik penyedia isobutilen

Nomor	Nama Perusahaan	Kapasitas (ton/tahun)
1	PT Chandra Asri Petrochemical Tbk.	40.500
2	Linan Euro China Co., Ltd.	8.000
3	Zibo Qixiangtengda Chemical Co., Ltd.	26.000

Karena pabrik yang akan didirikan berada di Indonesia, maka dipilih pabrik penyedia isobutilen terdekat yaitu PT Chandra Asri Petrochemical Tbk. Yang berada di Banten, Indonesia. Alasan dipilih dari PT Chandra Asri Petrochemical Tbk karena berada di Indonesia yang mana dapat menghemat waktu dan biaya pengiriman, selain itu kapasitas produksi dari pabrik ini lebih besar dibanding 2 pabrik lain diatas sehingga pasokan bahan baku isobutilen dari PT Chandra Asri sangat cukup untuk memenuhi kebutuhan bahan baku pabrik.

1.2.5 Daftar Pabrik Komersial

Dalam menentukan kapasitas pabrik yang akan didirikan, maka pabrik yang didirikan haruslah memiliki rentang kapasitas yang didasarkan pada pabrik-pabrik MTBE yang telah berdiri. Sehingga, dalam menentukan kapasitas pabrik yang akan didirikan, dibutuhkan beberapa data pendukung untuk mengetahui rentang kapasitas pabrik yang dapat didirikan.

Tabel 1.5 Kapasitas produksi MTBE yang sudah ada

Pabrik	Lokasi	Kapasitas (ton/tahun)
PT Chandra Asri Petrochemical Tbk	Indonesia	128.000
Enterprise Products Partners L.P.	Amerika	530.000
Saudi Basic Industrial	Arab Saudi	700.000
China Petrochemical Corporation	China	1.200.000
Petro China Company Limited	China	675.000
India's Reliance Industries Limited	India	144.000
Lyondell Basell Industries	Jerman	750.000
LG Chem	Korea Selatan	200.000
Petronas	Malaysia	300.000
Taiwan's Formosa Petrochemical Corp	Taiwan	190.000
Bangkok Synthetics Co., Ltd.	Thailand	55.000

(ICIS, 2021)

Berdasarkan dari perhitungan di atas, maka dapat diusulkan prarancangan pabrik MTBE dari metanol dan isobutilena dengan kapasitas 60.000 ton/tahun dengan dasar :

1. Proyeksi kebutuhan MTBE dalam negeri.
2. Berdasarkan Tabel 1.5 dapat dipertimbangan kapasitas pabrik yang akan didirikan agar tidak mengalami kerugian ada pada rentang kapasitas komersial 55.000 hingga 1.200.000 ton/tahun.
3. Kebutuhan bahan baku yang memadai di dalam negeri untuk kapasitas tersebut, yaitu metanol dari PT Kaltim Methanol Industri dan isobutilena dari PT Chandra Asri Petrochemical Tbk dan PT Pertamina.

Dengan berdirinya pabrik ini diharapkan dapat memenuhi kebutuhan MTBE dalam negeri dan juga dapat diekspor sehingga dapat menambah devisa negara.

1.3 Tinjauan Pustaka

MTBE adalah salah satu bahan aditif untuk meningkatkan bilangan oktan pada bahan bakar kendaraan bermotor. Selain MTBE ada juga zat aditif lain yang dapat meningkatkan nilai oktan yaitu TEL atau tetra etil lead, namun Tel memiliki dampak negatif yang berbahaya karena TEL mengandung timbal (Pb) yang dapat menimbulkan pencemaran udara dan dapat menimbulkan beberapa penyakit seperti jantung koroner dan hipertensi. Maka dari itu zat aditif yang banyak digunakan saat ini adalah MTBE, penggunaan MTBE dapat mengurangi polusi udara karena reaksi pembakarannya terjadi lebih sempurna (Nawaz, 2017).

Pada tahun 2018 telah berdiri pabrik MTBE di Indonesia dengan kapasitas 128.000 ton/tahun yakni PT Chandra Asri Petrochemical yang berlokasi di Banten. Pabrik tersebut hanya akan memenuhi 35% dari kebutuhan impor Indonesia akan MTBE, sehingga perlu dikembangkan pabrik MTBE lainnya untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri.

Dengan didirikannya pabrik MTBE lainnya, akan mengurangi ketergantungan impor, membuka lapangan pekerjaan baru, dan dapat menambah devisa negara yang berasal dari ekspor produk ke negara lain yang membutuhkan. Oleh karena itu, akan dirancang pendirian pabrik MTBE dengan kapasitas 60.000 ton/tahun pada tahun 2028.

1.3.1 Macam-Macam Proses

Sejak tahun 1960, ada tiga macam proses yang digunakan pada pembuatan MTBE dalam skala industri maupun laboratorium, yaitu Proses Phillips, Proses UOP/Hulls, dan Proses Snamprogetti. Berikut masing-masing penjelasan dari

3 proses tersebut :

1. Proses Phillips

Pada proses ini MTBE dibuat dengan cara mereaksikan isobutilena dan metanol di reaktor dengan katalis resin penukar ion pada temperatur 70°C, tekanan 6 atm dan konversi dapat mencapai 92%. Produk hasil reaksi dari reaktor dialirkan menuju kolom distilasi untuk pemurnian MTBE dengan tambahan straight chain butene untuk memisahkan isobutilena dan metanol yang tidak bereaksi. Isobutilena dan metanol yang tidak bereaksi diumpankan kedalam kolom *Pressure Swing Adsorption (PSA)*. *Pressure Swing Adsorption* memiliki dua zona, yaitu adsorpsi dan desorpsi. Isobutilena yang terdapat pada zona adsorpsi terperangkap di dalam pori adsorben sehingga terpisah dari aliran yang selanjutnya akan dialirkan ke unit alkilasi, sedangkan metanol dan sedikit hidrokarbon yang tidak teradsorpsi dialirkan ke zona desorpsi untuk dimanfaatkan kembali ke kolom reaktor.

2. Proses UOP/Hulls

Pada proses ini isobutilena direaksikan dengan metanol di dalam reaktor tubular yang mengandung katalis resin penukar ion. Reaksi ini menghasilkan konversi sebesar 96%. MTBE yang dihasilkan dari reaktor dipisahkan dari isobutilena dan metanol dengan kolom distilasi. Metanol dan uap isobutilena diumpankan ke kolom absorpsi untuk diambil kembali dengan cara mengontakkan umpan tersebut dengan pelarut. Pelarut yang biasa digunakan yaitu etilen glikol. Kemudian, metanol dan pelarut di pisahkan dengan menggunakan stripper agar pelarut dapat di *recycle* ke kolom absorpsi,

sedangkan metanol ditampung kembali ke dalam tangki penampungan.

3. Proses Snamprogetti

Pada proses ini isobutilena direaksikan dengan methanol di dalam reaktor tubular dengan temperature 60-70°C dan tekanan 5-6 atm dan konversi kesetimbangan mencapai 96%. Digunakan katalis Amberlyst-15. Isobutilena dan methanol yang tersisa dan tidak bereaksi dikembalikan ke dalam reactor *packed bed*. Produk MTBE dipisahkan dari isobutilena dengan menggunakan kolom distilasi yang kemudian dimurnikan kembali dengan distilasi untuk menghilangkan metanol yang tersisa.

1.3.2 Pemilihan Proses

Proses yang dipilih pada pabrik ini adalah proses snamprogetti karena diantara ketiga proses tersebut, proses snamprogetti menghasilkan konversi kesetimbangan tertinggi, yaitu mencapai 96% dan prosesnya lebih sederhana. Pada pembuatan MTBE terdapat 2 macam proses yaitu *single stage* dan *two stage process* (Mc Ketta, 1976). Berikut perbandingan antara kedua proses tersebut :

Tabel 1.6 Perbandingan single stage process dan two stage process

	<i>Single stage process</i>	<i>Two stage process</i>
Konversi	Menghasilkan konversi terhadap isobutilena sebesar 90-96%	Menghasilkan konversi maksimum terhadap isobutilena sebesar 99%
Katalis	Menggunakan katalis resin penukar ion	Menggunakan penukar ion
Peralatan	Menggunakan satu reaktor karena isobutilena yang digunakan kemurniannya tinggi (35-50%)	Menggunakan dua reaktor. Reaktor kedua digunakan sebagai tempat bereaksinya metanol berlebih dengan isobutilena (40%)
Ekonomi	Harga pembelian alat lebih murah	Harga pembelian alat lebih

	dan ekonomis karena jumlah alat lebih sedikit, sehingga dapat mengurangi biaya <i>Fixed Capital Investment</i> .	mahal karena jumlah alat lebih banyak, sehingga dapat menambah biaya <i>Fixed Capital Investment</i> .
--	------------------------------------------------------------------------------------------------------------------	--------------------------------------------------------------------------------------------------------

Proses *snamprogetti* dengan *single stage process* dipilih dengan pertimbangan bahwa proses tersebut (*single stage process*) lebih ekonomis dibandingkan dengan *two stage process* karena konversi yang dihasilkan tidak jauh beda dan jumlah peralatan yang digunakan lebih sedikit (Mc. Ketta, 1976).

Pembuatan MTBE mereaksikan antara metanol dan isobutilena pada fase cair-cair dengan katalis padat. Bahan baku metanol dan isobutilena direaksikan di dalam reaktor *fixed bed* dengan katalis *amberlyst15*. Reaksi bersifat eksotermis, sehingga temperature operasi perlu dijaga dengan mengontrol panas reaksi.

1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika

1.4.1 Tinjauan Termodinamika

Tinjauan termodinamika terhadap proses ini dibuat untuk mengetahui sifat reaksi (eksotermis/endotermis) dan arah reaksi (*reversible/irreversible*). Untuk menentukan reaksi eksotermis atau endotermis, panas reaksi dapat dihitung dengan perhitungan panas pembentukan standar (ΔH_f°) pada $P = 1,013$ bar dan $T = 298,15$ K.

Tabel 1.7 Harga ΔH_f° dan ΔG_f°

Komponen	ΔH_f° , kJ/mol	ΔG_f° , kJ/mol
CH ₃ OH	- 201,17	-162,51
C ₄ H ₈	-16,9	58,07
C ₅ H ₁₂ O	- 292,88	-125,44

(Yaws, 1999)

Pada proses pembentukan natrium nitrat terjadi reaksi berikut :



1. Panas reaksi standar (ΔH_r°)

$$\Delta H_r^\circ = \sum \Delta H_f^\circ \text{ produk} - \sum \Delta H_f^\circ \text{ reaktan}$$

$$\Delta H_r^\circ = (\Delta H_f^\circ \text{ C}_5\text{H}_{12}\text{O}) - (\Delta H_f^\circ \text{ CH}_3\text{OH} + \Delta H_f^\circ \text{ C}_4\text{H}_8)$$

$$\Delta H_r^\circ = [-292,88] \text{ kJ/mol} - [(-201,17) + (-16,9)] \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_r^\circ = -74.810 \text{ J/mol}$$

Karena ΔH_r° bernilai negatif maka reaksi bersifat eksotermis.

2. Konstanta kesetimbangan (K) pada keadaan standar

$$\Delta G_f^\circ = -RT \ln K \quad (1.1)$$

Dimana:

ΔG_f° : Energi gibbs pada keadaan standar (T=298 K, P=1,013 atm), J/mol

ΔH_r° : Panas reaksi, J/mol

K : Konstanta kesetimbangan

T : Suhu standar = 298 K

R : Tetapan gas ideal = 8,314 J/mol.K

Sehingga ΔG° dari reaksi tersebut adalah :

$$\Delta G^\circ = \Delta G_f^\circ \text{ produk} - \Delta G_f^\circ \text{ reaktan}$$

$$\Delta G^\circ = (\Delta G_f^\circ \text{ C}_5\text{H}_{12}\text{O}) - (\Delta G_f^\circ \text{ CH}_3\text{OH} + \Delta G_f^\circ \text{ C}_4\text{H}_8)$$

$$\Delta G^\circ = [-125,44] \text{ kJ/mol} - [(-162,51) + (58,07)] \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G^\circ = -21.000 \text{ J/mol}$$

Didapat $\Delta G^\circ < 0$ sehingga reaksi dapat berjalan secara spontan. Dari (Smith Van Ness, 2005), menggunakan persamaan :

$$\ln K_{298} = -\frac{\Delta G^\circ}{RT} \quad (1.2)$$

$$\ln K_{298} = -\frac{\Delta G^\circ}{RT}$$

$$\ln K_{298} = -\frac{-21.000 \frac{J}{mol}}{8,314 \frac{J}{mol \cdot K} \times 298,15}$$

$$\ln K_{298} = -8,47$$

$$K_{298} = 4.777,99$$

3. Konstanta kesetimbangan (K) pada T = 362,15 K

$$\ln \frac{K_2}{K_1} = \frac{-\Delta H_r^\circ}{R} \left(\frac{1}{T_2} + \frac{1}{T_1} \right) \quad (1.3)$$

Dengan :

K_1 = Konstanta kesetimbangan pada 298,15 K

K_2 = Konstanta kesetimbangan pada suhu operasi

T_1 = Suhu standar (25°C = 298,15 K)

T_2 = Suhu operasi (89°C = 362,15 K)

R = Tetapan gas ideal (8,314 J/mol.K)

ΔH_r° = Panas reaksi standar pada 298,15 K

$$\ln \frac{K_2}{4.777,99} = \frac{-74.810 \frac{J}{mol}}{8,314 \frac{J}{mol \cdot K}} \left(\frac{1}{362,15 K} + \frac{1}{298,15 K} \right)$$

$$K_2 = 23,07$$

Karena harga konstanta kesetimbangan relatif besar, maka reaksi berlangsung searah yaitu ke kanan (*irreversible*).

1.4.2 Tinjauan Kinetika

Berdasarkan *project* Ricard Turton didapatkan persamaan kecepatan reaksi esterifikasi MTBE sebagai berikut :

$$-r = k_f \frac{C_{isobutilena}}{C_{metanol}} - k_r \frac{C_{MTBE}}{C_{metanol}^2} \quad 1.4$$

Dimana :

$$k_f = 6,05 \times 10^{16} \exp\left(\frac{-85.400}{RT}\right) \quad 1.5$$

$$k_r = 1,464 \times 10^{22} \exp\left(\frac{-129.600}{RT}\right) \quad 1.6$$

Satuan laju reaksi r adalah mol/m³h dan energi aktivasi adalah J/mol.

Nilai kinetika ini hanya berlaku jika ada *excess* metanol.

BAB II PERANCANGAN PRODUK

Untuk memenuhi kualitas produk sesuai target pada perancangan ini, maka mekanisme pembuatan MTBE dirancang berdasarkan 3 variabel utama yaitu : spesifikasi produk, spesifikasi bahan baku, dan pengendalian kualitas.

2.1 Spesifikasi Produk dan Bahan Baku

Tabel 2.1 Spesifikasi produk dan bahan baku

Sifat Fisis	Produk	Bahan Baku	
	MTBE	Metanol	Isobutilen
Rumus Kimia	$C_5H_{12}O$	CH_3OH	C_4H_8
Berat Molekul (g/mol)	88,15	32,04	56,12
Fase	cair	cair	cair
Warna	Tidak berwarna	Tidak berwarna	Tidak berwarna
Densitas (g/cm^3)	0,74	0,792	0,1496
Titik Lebur ($^{\circ}C$)	-108,6	-98	-140,7
Titik Didih ($^{\circ}C$)	55	64,5	-6,9
Kelarutan, g/ml ($20^{\circ}C$)	42	larut	26
Kermunian, %	98,83	99,85	35

(PT. Smartlab Indonesia, Airgas Air Liquide Company)

Tabel 2.2 Spesifikasi bahan pendukung

Sifat Fisis	Bahan Pendukung
	Katalis AmberLyst 15
Rumus Kimia	$C_{18}H_{18}O_3S$
Fase	Padat
Densitas	610 g/L
Diameter Pori-pori	300 Å
Suhu Operasi Maksimum	120 $^{\circ}C$
<i>Pressure Drop</i> Maksimum	1 bar

(DuPont, 2023)

2.2 Sifat Fisis Produk, Bahan Baku dan bahan pendukung

2.2.1 MTBE (C₅H₁₂O)

MTBE merupakan salah satu senyawa aditif bensin yang berguna untuk meningkatkan nilai oktan (Nawaz, 2017). MTBE selain berfungsi sebagai zat aditif juga dapat digunakan sebagai pelarut, anti *knock* pada motor dan lain-lain.

MTBE dibuat dengan mereaksikan methanol dengan isobutilena. MTBE memiliki sifat mudah menguap, mudah terbakar, dan berwarna jernih serta mudah larut dalam air.

2.2.2 Metanol (CH₃OH)

Metanol atau metil alcohol, *wood alcohol* atau spiritus, yang merupakan senyawa kimia dengan rumus kimia CH₃OH. Pada atmosfer, metanol berbentuk cairan yang ringan, mudah menguap, tidak berwarna, mudah terbakar, dan beracun. Metanol dikenal juga sebagai alkohol kayu karena pertama kali dibuat dari pirolisis asam yang diperoleh dari proses distilasi kayu (N. Lange, 1934).

2.2.3 Isobutilena (C₄H₈)

Isobutilena (C₄H₈) merupakan senyawa alkena yang didapat dari ekstraksi pemotongan C₄ dari pemecahan uap atau pemecahan katalitik (Monica dan Said, 2021). Senyawa ini berbentuk gas tak berwarna, berfungsi sebagai bahan baku pembuatan MTBE yang bermanfaat untuk meningkatkan angka oktan bahan bakar. Isobutilena yang diperoleh dari PT. Chandra Asri Petrochemical yang diproduksi dalam bentuk *raffinate* dengan tingkat kemurnian isobutilena sebesar 35% dan terdapat impuritis berupa 1-*butene* dan 2-*butene* dengan rasio

sebesar 1,5.

2.2.4 AmberLyst15 (C₁₈H₁₈O₃S)

AmberLyst 15, adalah salah satu jenis katalis resin penukar ion, yang merupakan katalis asam padat banyak digunakan pada reaksi esterifikasi karena aktivitas katalitiknya cukup tinggi. Katalis AmberLyst 15 dapat memutuskan ikatan rangkap pada gugus karboksil isobutilen serta ikatan hidrogen, sehingga ion H⁺ akan mengisi rantai kosong yang dimiliki oleh atom C dan O pada isobutilen dan kemudian menjadi MTBE. Namun, katalis ini mudah mengalami deaktivasi akibat kontaminasi air pada permukaannya yang berpori. AmberLyst 15 juga dapat mempercepat laju reaksi. AmberLyst 15 dapat menyebabkan luka serius pada mata, iritasi kulit, sesak jika terhirup (DuPont, 2023).

2.3 Pengendalian Kualitas

Sebelum proses produksi dilakukan, perlu diadakan pengujian terhadap kualitas bahan baku. Tujuannya adalah untuk mengetahui seberapa baik kualitas bahan baku yang digunakan, apakah bahan baku sudah sesuai spesifikasi yang ditentukan untuk proses atau belum. Maka dari itu, pengujian bahan baku ini sangatlah penting agar bahan yang digunakan dapat diproses dalam pabrik dan menghasilkan kualitas produk yang baik. Pengendalian kualitas dari bahan baku dimaksudkan untuk mengetahui sejauh mana kualitas bahan baku yang digunakan, apakah sudah sesuai dengan spesifikasi yang ditentukan untuk proses.

Proses produksi diharapkan dapat menghasilkan produk yang sesuai dengan standar dan jumlah produksi yang sesuai dengan rencana serta waktu yang tepat sesuai jadwal. Penyimpangan kualitas dapat terjadi karena mutu bahan baku tidak

baik, kesalahan operasi dan kerusakan alat. Penyimpangan dapat diketahui dari hasil monitoring atau analisis pada bagian laboratorium pemeriksaan. Pengendalian kualitas (*quality control*) pada pabrik natrium nitrat ini meliputi:

a. Pengendalian kualitas bahan baku

Pengendalian kualitas dari bahan baku yang dimaksud adalah untuk mengetahui sejauh mana kualitas bahan baku yang digunakan, apakah sudah sesuai dengan spesifikasi yang ditentukan untuk proses atau belum.

b. Pengendalian kualitas produk

Pengendalian kualitas produk dilakukan terhadap produksi MTBE.

c. Pengendalian kualitas produk pada waktu pemindahan (dari satu tempat ke tempat lain).

2.3.1 Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian produksi dilakukan sebagai upaya untuk menjaga kualitas produk yang akan dihasilkan/diperoleh. Dilakukan pengendalian setiap tahapan proses mulai dari bahan baku hingga menjadi produk. Pengendalian ini meliputi pengawasan terhadap mutu bahan baku, bahan pembantu, produk setengah jadi maupun produk penunjang mutu proses.

Pengawasan mutu dilakukan dengan analisis bahan di laboratorium maupun dengan penggunaan alat kontrol. Pengendalian dan pengawasan terhadap proses produksi dilakukan dengan alat pengendalian yang berpusat di *control room*, dengan fitur otomatis yang menjaga semua proses berjalan dengan baik dan kualitas produk dapat diseragamkan.

Alat control yang harus diatur pada kondisi tertentu antara lain:

- *Level Control*

Merupakan sebuah alat yang memerintahkan *control valve* agar membuka atau menutup. Alat ini dipasang di bagian atas alat, jika belum memenuhi atau melebihi batas yang dikehendaki, maka ia akan menimbulkan isyarat berupa suara dan lampu yang menyala.

- *Flow Control*

Merupakan alat yang bertugas untuk mengontrol aliran bahan baku, aliran masuk, dan aliran keluar proses.

- *Temperature Control*

Merupakan alat yang berguna untuk mengontrol suhu pada setiap alat proses. Jika ada penyimpangan pada set suhu yang diinginkan, akan timbul isyarat berupa suara dan nyala lampu.

- *Level Indicator*

Merupakan alat yang memiliki peran mengontrol ketinggian dari larutan pada tangki alat proses

- *Pressure Control*

Merupakan kontroler yang dipasang pada alat yang memerlukan tekanan diatas tekanan atmosfer. Alat ini juga menjaga agar tekanan tidak melebihi batas tekanan suatu alat yang diatur. Biasanya dipakai pada alat dengan fase gas.

2.3.2 Pengendalian Waktu

Pengendalian waktu dilakukan sebagai upaya untuk memaksimalkan waktu yang akan digunakan selama proses produksi berlangsung, sehingga dapat

dihasilkan kualitas produk MTBE sesuai yang diinginkan.

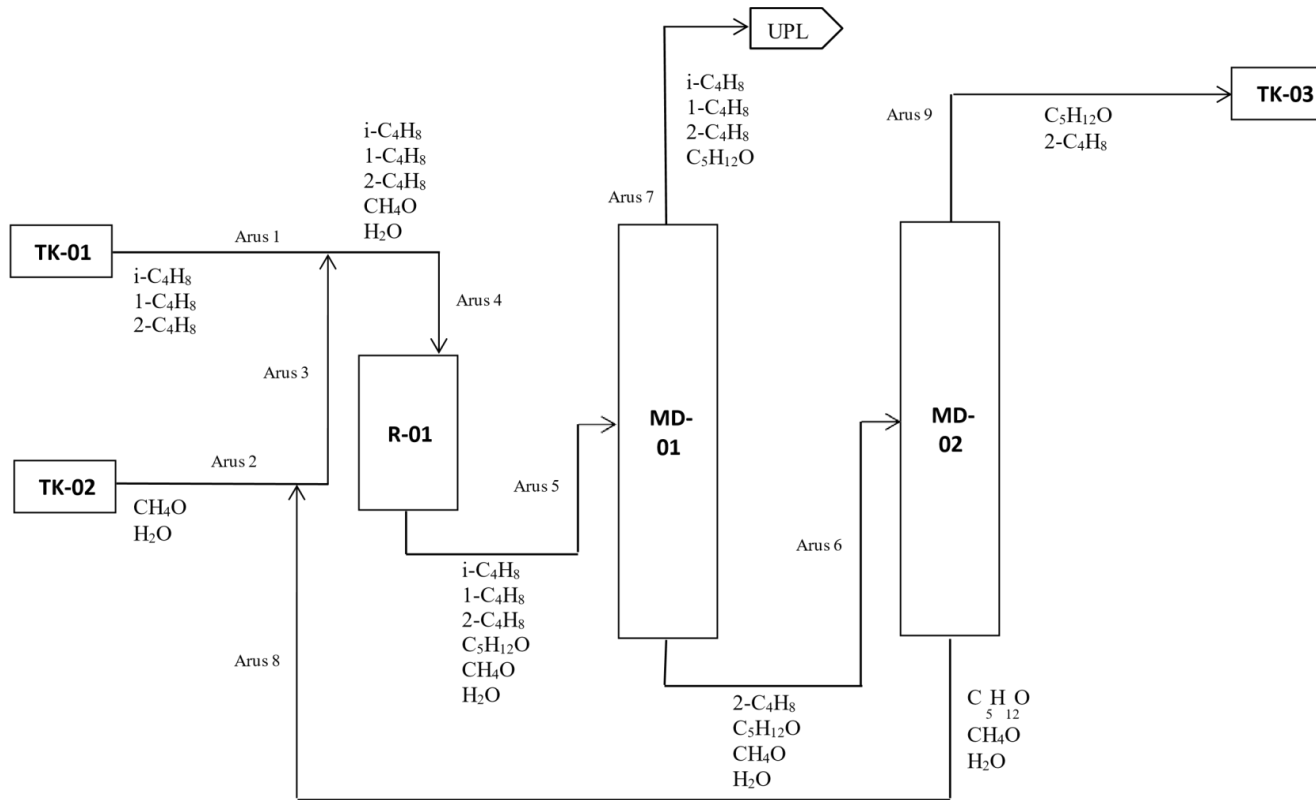
2.3.3 Pengendalian Bahan Proses

Pengendalian bahan proses dilakukan untuk mengendalikan ketersediaan pada bahan baku agar tidak terjadi kekurangan bahan baku atau sebagai upaya untuk mencegah kekurangan bahan baku, sehingga pabrik dapat memproduksi MTBE dengan kapasitas yang diinginkan.

BAB III PERANCANGAN PROSES

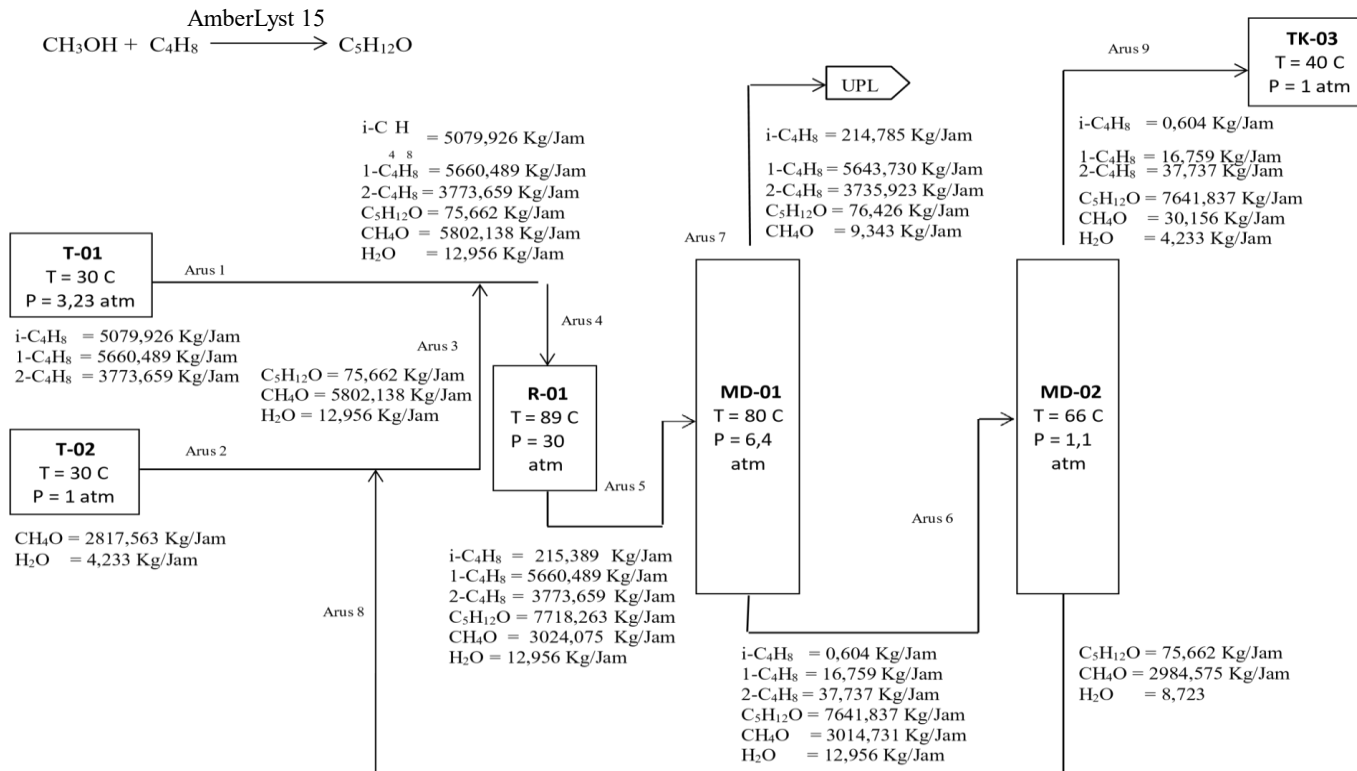
3.1 Diagram Alir Proses dan Material

3.1.1 Diagram Alir Kualitatif



3.1.2 Diagram Alir Kuantitatif

Persamaan Reaksi :



3.2 Uraian Proses

Pada Perancangan pabrik MTBE ini, dipilih proses Snamprogetti yaitu mereaksikan isobutilen dan metanol dengan katalis Amberlyst 15. Secara umum proses pembuatan MTBE terdiri dari beberapa tahapan sebagai berikut :

3.2.1 Proses Persiapan Bahan Baku

a. Isobutilen (C_4H_8)

Bahan Baku Isobutilen (C_4H_8) dengan kemurnian 35% disimpan dalam tangki horizontal (T-01) dalam fase cair pada suhu $30^\circ C$ dan tekanan 3,23 atm dengan kapasitas penyimpanan selama 15 hari. Bahan baku isobutilen (C_4H_8) diperoleh dari PT. Chandra Asri yang berlokasi di Cilegon, Banten. Isobutilen diumpankan menuju reaktor (R-01) dengan sebelumnya dinaikkan tekanannya menggunakan pompa sentrifugal (P-02) menjadi 30 bar, lalu dinaikkan suhunya menjadi $89^\circ C$ menggunakan *heat exchanger* (HE-01) tipe *shell and tube*.

b. Metanol (CH_3OH)

Metanol (CH_3OH) dengan kemurnian 99,85% disimpan dalam tangki penyimpanan (T-02) berbentuk silinder tegak dengan alas datar dan tutup berbentuk *ellipsoidal* dalam fase cair pada suhu $30^\circ C$ dan tekanan 1 atm dengan kapasitas penyimpanan selama 15 hari. Metanol (CH_3OH) diperoleh dari pabrik PT. Kaltim Metanol Industri yang berlokasi di Bontang, Kalimantan Timur. Metanol diumpankan menuju reaktor (R-01) dengan sebelumnya dinaikkan tekanannya menggunakan pompa sentrifugal (P-04) menjadi 30 bar, lalu dinaikkan suhunya menjadi $89^\circ C$ menggunakan *heat exchanger* (HE-01) tipe *double pipe*.

3.2.2 Proses Reaksi

Pada (R-01) terjadi reaksi pembentukan eter dimana, isobutilen (C_4H_8) direaksikan dengan metanol (CH_3OH) menggunakan katalis resin penukar ion yaitu Amberlyst-15 sehingga terbentuk senyawa metil tersier butil eter. Reaksi terjadi pada fase cair dengan suhu $89^\circ C$, tekanan 30 bar dan berlangsung secara eksotermis. Reaksi yang terjadi dalam reaktor (R-01) adalah sebagai berikut :



Pada reaktor (R-01) ini diperoleh konversi sebesar 95,76%. Jenis reaktor yang digunakan adalah reaktor *fixed bed multitubular*. Reaktor ini dilengkapi dengan media pendingin. Sebelum diumpankan ke menara distilasi, produk keluaran reaktor (R-01) dinaikkan suhunya menjadi $80^\circ C$ dengan menggunakan *heat exchanger* (HE-03) tipe *double pipe* lalu diturunkan tekanannya menjadi 6,4 atm dengan menggunakan penurun tekanan.

3.2.3 Proses Pemisahan

Pada menara distilasi 1 (MD-01) diumpankan produk hasil keluaran reaktor (R-01) dengan tujuan memisahkan isobutilen sebagai distilat dari metanol dan MTBE. Hasil atas menara distilasi 1 bersuhu $56^\circ C$ yang mengandung isobutilen, *impurities* berupa 1-butana dan 2-butana, serta sedikit MTBE dan metanol yang akan dialirkan menuju unit pengolahan limbah. Hasil bawah menara distilasi 1 berupa MTBE, metanol, air, isobutilena, 1-butana dan 2-butana dialirkan ke menara distilasi 2 (MD-02) untuk menjalani tahap pemisahan selanjutnya.

Produk hasil bawah menara distilasi 1 diturunkan tekanannya terlebih dahulu lalu didinginkan menggunakan *cooler* (CL-03) agar sesuai dengan kondisi operasi

menara distilasi 2 (MD-02) yaitu suhu 66°C dan tekanan 1,1 atm. Menara distilasi 2 bertujuan untuk memisahkan MTBE dari sisa metanol. Hasil bawah (MD-02) berupa metanol dengan sedikit mengandung MTBE dan air akan *direcycle* untuk direaksikan kembali di reaktor (R-01). Sedangkan hasil atas menara distilasi 2 bersuhu 56,6°C yang mengandung MTBE dengan kemurnian 98,83% didinginkan menggunakan *cooler* (CL-03) hingga bersuhu 40°C dan dialirkan menuju tangki penyimpanan produk metil tersier butil eter (T-03).

3.3 Spesifikasi Alat

3.3.1 Reaktor (R-01)

Tabel 3.1 Spesifikasi Reaktor

Reaktor (R-01)	
Kode	R-01
Fungsi	Mereaksikan metanol dan isobutilena menjadi MTBE dengan katalis amberlyst 15
Tipe	<i>Fixed Bed Multitube Reaktor</i>
Mode Operasi	Kontinyu
Jumlah	1 unit
Harga	\$ 321.038
Kondisi Operasi	
Suhu	89 °C
Tekanan	29,6077 atm
Kondisi Proses	Non adiabatik
Konstruksi dan Material	
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>
Diameter (ID) Shell	8,7116 m
Tebal Shell	8.7236 in
Tinggi Total	13,1007 m
Jenis Head	<i>Ellipsoidal</i>

3.3.2 Menara Distilasi 1 (MD-01)

Tabel 3.2 Spesifikasi menara distilasi 1

Menara Distilasi 1 (MD-01)		
Kode	MD-01	
Fungsi	Memisahkan isobutilen (C_4H_8) dari MTBE ($C_5H_{12}O$) (Produk), metanol (CH_3OH) dan air (H_2O)	
Jenis	<i>Plate Tower/ Sieve Tray</i> berbentuk <i>Torispherical Head</i>	
Material	<i>Carbon Steel</i>	
Kondisi Operasi		
Umpan	Puncak Menara	Dasar Menara
Suhu : 80,03°C	Suhu : 58,024 °C	Suhu : 122,31 °C
Tekanan : 6,3198 atm	Tekanan : 6,3158 atm	Tekanan : 6,3568 atm
Shell		
Diameter : 2,1336 m	Tinggi : 11,797 m	Tebal : 0,01507 m
Head		
Jenis : <i>Torispherical</i>	Tinggi : 0,3969 m	Tebal : 0,0113 m
Tipe Tray		
Jenis Tray	<i>Sieve Tray</i>	
Tebal Tray	5 mm	
Jumlah Plate Aktual	27	
Diameter Hole	0,00476 m	
Tray Spacing	0,3 m	
Harga (\$)	246.111	

3.3.3 Menara Distilasi 2 (MD-02)

Tabel 3.3 Spesifikasi menara distilasi 2

Menara Distilasi (MD-02)		
Kode	MD-02	
Fungsi	Memisahkan MTBE ($C_5H_{12}O$) (Produk) dari metanol (CH_3OH) dan air (H_2O)	
Jenis	<i>Plate Tower/ Sieve Tray</i> berbentuk <i>Torispherical Head</i>	
Material	<i>Carbon Steel</i>	
Kondisi Operasi		
Umpan	Puncak Menara	Umpan
Suhu : 64,79 °C	Suhu : 58,31 °C	Suhu : 64,79 °C
Tekanan : 1,1972 atm	Tekanan : 1,1 atm	Tekanan : 1,1972 atm
Shell		
Diameter : 2,1336 m	Tinggi : 24,741 m	Tebal : 0,0041 m
Head		
Jenis : <i>Torispherical</i>	Tinggi : 0,3449 m	Tebal : 0,0035 m
Tipe Tray		

Jenis Tray	<i>Sieve</i>
Tebal Tray	5 mm
Jumlah Plate Aktual	70
Diameter Hole	0,00476 m
Tray Spacing	0,3 m
Harga (\$)	634.418

3.3.4 Tangki Penyimpanan

Tabel 3.4 Spesifikasi tangki penyimpanan

Tangki	T-01	T-02	T-03
Fungsi	Menyimpan bahan baku isobutilen C_4H_8	Menyimpan bahan baku metanol CH_3OH	Menyimpan produk MTBE $(C_5H_{12}O)$
Lama Penyimpanan	15 hari	15 hari	15 hari
Fase	Cair	Cair	Cair
Jumlah Tangki	1 Buah	1 Buah	1 Buah
Kondisi Operasi (C; atm)	30 C; 3,23 atm	30 C; 1 atm	40 C; 1 atm
Spesifikasi			
Bahan Konstruksi	Baja Karbon	Baja Karbon	Baja Karbon
Volume Tangki (m^3)	10722	1556,96	4537
Diameter (m)	16,571	13,716	24,384
Tinggi/ panjang (m)	49,714	10,973	10,973
Jumlah <i>course</i>	-	6	6
Tebal <i>Shell</i> (in)	1,7409	0,23	0,41
Head & Bottom			
Jenis <i>Head</i>	<i>Ellipsoidal</i>	<i>Ellipsoidal</i>	<i>Conical</i>
Tebal <i>Head</i> (in)	1,2076	-	-
Jenis <i>Bottom</i>	-	<i>Flat bottom</i>	<i>Flat bottom</i>
Harga (\$)	640.106	239.219	412.810

3.3.5 Pompa

Tabel 3.5 Spesifikasi alat transportasi

Pompa	P-01	P-02	P-03	P-04	P-05	P-06	P-07	P-08
Jumlah	1 buah	1 buah	1 buah	1 buah	1 buah	1 buah	1 buah	1 buah
Fungsi	Mengalirkan bahan baku isobutilen menuju T-01 dari tangki unit pembelian	Mengalirkan bahan baku isobutilen menuju R-01 dari T-01	Mengalirkan bahan baku metanol menuju T-02 dari tangki unit pembelian	Mengalirkan bahan baku metanol menuju R-01 dari T-02	Mengalirkan cairan dari ACC-01 ke puncak MD-01	Mengalirkan cairan dari ACC-02 ke tangki produk T-03	Mengalirkan cairan dari TP-03 ke unit tangki penjualan	Mengalirkan cairan yang berasal dari hasil bawah MD-02 ke reaktor
Kondisi Operasi								
Viskositas (cP)	0,0002	0,0002	0,0005	0,0005	0,0001	0,0003	0,0003	0,0003
Kapasitas (m ³ /jam)	47,88	24,821	47,88	3,6041	25,177	65,945	47,88	23,638
Pump Head (m)	18,733	3,3643	11,8	6,551	10,088	22,904	4,5504	344,25
Suhu Fluida (°C)	30	30	30	30	56,25	56,61	30	78,97
Jenis Pompa	<i>Centrifugal Pump</i>							
Daya Motor (hP)	0,75	0,5	3	0,5	1	7,5	1,5	40
Material Construction	<i>Carbon Steel</i>							
Harga (\$)	7.985	7.985	7.985	2.625	7.985	9.079	9.079	7.985

3.3.6 Condensor 1 (CD-01)

Tabel 3.6 Spesifikasi *condensor* 1

Fungsi	Mengembunkan uap yang keluar dari puncak Menara Distilasi 1 (MD-01)	
Jenis	<i>Shell and Tube</i>	
Tipe	Air Pendingin	
Kondisi Operasi		
	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>
Suhu Masuk (°C)	58,02	30
Suhu Keluar (°C)	56,25	40
Tekanan	6,4 atm	
Beban panas	4.349.684,48 Btu/jam	
Mechanical Design		
ID (in)	26	0,58
OD (in)		0,75
A (ft ²)	801	
Pressure Drop (Psi)	0,00052	0,7067
Rd (Btu/jam ft ² F)	192,1439	
Harga (\$)	47.691	

3.3.7 Condensor 2 (CD-02)

Tabel 3.7 Spesifikasi *condensor* 2

Fungsi	Mengembunkan uap yang keluar dari puncak Menara Distilasi 2 (MD-02)	
Jenis	<i>Shell and Tube</i>	
Tipe	Air Pendingin	
Kondisi Operasi		
	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>
Suhu Masuk (°C)	58,31	30
Suhu Keluar (°C)	56,60	40
Tekanan	1,1 atm	
Beban panas	14.074.974,96 Btu/jam	
Mechanical Design		
ID (in)	32	0,58
OD (in)		0,75
A (ft ²)	2670	
Pressure Drop (Psi)	0,0036	0,6677
Rd (Btu/jam ft ² F)	201,5036	
Harga (\$)	93.741	

3.3.8 Reboiler 1 (RB-01)

Tabel 3.8 Spesifikasi reboiler 1

Fungsi	Menguapkan sebagian cairan dari dasar Menara Distilasi 1 (MD-01)	
Jenis	<i>Shell and Tube</i>	
Tipe	Steam Jenuh	
Kondisi Operasi		
	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>
Suhu Masuk (°C)	121,01	150
Suhu Keluar (°C)	122,30	150
Tekanan	6,4 atm	
Beban panas	79.462,6408 Btu/jam	
Mechanical Design		
	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>
ID (in)	24	0,58
OD (in)	-	0,75
A (ft ²)	741	
Pressure Drop (Psi)	-	0,0093
Rd (Btu/jam ft ² F)	155,9836	
Harga (\$)	46.706	

3.3.9 Reboiler 2 (RB-02)

Tabel 3.9 Spesifikasi reboiler 2

Fungsi	Menguapkan sebagian cairan dari dasar Menara Distilasi 2 (MD-02)	
Jenis	<i>Shell and Tube</i>	
Tipe	Steam Jenuh	
Kondisi Operasi		
	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>
Suhu Masuk (°C)	67,45	150
Suhu Keluar (°C)	78,96	150
Tekanan	6,4 atm	
Beban panas	17.633.569,82 Btu/jam	
Mechanical Design		
	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>
ID (in)	18	0,58
OD (in)	-	0,75
A (ft ²)	757	
Pressure Drop (Psi)	-	0,4067
Rd (Btu/jam ft ² F)	160,48	
Harga (\$)	47.691	

3.3.10 Heat Exchanger 1 (HE-01)

Tabel 3.10 Spesifikasi *heat exchanger* 1

Fungsi	Memanaskan isobutilen dari tangki (T-01)	
Jenis	<i>Shell and Tube</i>	
Tipe	Steam Jenuh	
Kondisi Operasi		
	Shell	Tube
Suhu Masuk (°C)	30	150
Suhu Keluar (°C)	89	150
Tekanan	30 atm	
Beban panas	2.077.452,63 Btu/jam	
Mechanical Design		
ID (in)	14	0,58
OD (in)		0,75
A (ft ²)	153	
Pressure Drop (Psi)	0,0033	0,0169
Rd (Btu/jam ft ² F)	323,78	
Harga (\$)	7.766	

3.3.11 Heat Exchanger 2 (HE-02)

Tabel 3.11 Spesifikasi *heat exchanger* 2

Fungsi	Memanaskan metanol dari tangki (T-02) dan komponen <i>recycle</i> dari menara distilasi 2 (MD-02)	
Jenis	<i>Double Pipe</i>	
Tipe	Steam Jenuh	
Kondisi Operasi		
	Annulus	Inner
Suhu Masuk (°C)	49,747	150
Suhu Keluar (°C)	89	150
Tekanan	30 atm	
Beban panas	576.944,7286 Btu/jam	
Mechanical Design		
ID (in)	2,067	1,38
OD (in)	2,38	1,66
A (ft ²)	46	
Pressure Drop (Psi)	0.1309	7,8032
Rd (Btu/jam ft ² F)	314,0372	
Harga (\$)	1.750	

3.3.12 Heat Exchanger 3 (HE-03)

Tabel 3.12 Spesifikasi heat exchanger 3

Fungsi	Memanaskan produk keluaran reaktor (R-01) ke menara distilasi 1 (MD-01)	
Jenis	<i>Double Pipe</i>	
Tipe	Steam Jenuh	
Kondisi Operasi		
	Annulus	Inner
Suhu Masuk (°C)	74,75	150
Suhu Keluar (°C)	80	150
Tekanan	30 atm	
Beban panas	78.020,39812 Btu/jam	
Mechanical Design		
ID (in)	2,067	1,38
OD (in)	2,38	1,66
A (ft ²)	6,78	
Pressure Drop (Psi)	0.1309	7,8032
Rd (Btu/jam ft ² F)	245,2679 Btu/jam ft ² F	
Harga (\$)	307	

3.4 Neraca Massa

3.4.1 Neraca Massa Total

Tabel 3.13 Neraca massa total

Komponen	Input (Kg/jam)		Output (Kg/jam)	
	Isobutilen	Metanol	Produk	Limbah
i-C ₄ H ₈	5079,9259	0	0,6035	214,7853
1-C ₄ H ₈	5660,4888	0	16,7589	5.643,7300
2-C ₄ H ₈	3773,6592	0	37,7366	3.735,9226
C ₅ H ₁₂ O	0	0	7.566,1748	76,4261
CH ₄ O	0	2817,5633	30,1563	9,3432
H ₂ O	0	4,2327	4,2327	0
Sub Total	14514,0739	2821,7960	7.655,6628	9680,2071
Total	17335,8699		17335,8699	

3.4.2 Neraca Massa Reaktor (R-01)

Tabel 3.14 Neraca Massa Reaktor

Komponen	Input (Kg/jam)			Output (Kg/jam)
	Arus 1	Arus 2	Arus 8	Arus 5
i-C ₄ H ₈	5079,9259	0	0	215,3889
1-C ₄ H ₈	5660,4888	0	0	5660,4888
2-C ₄ H ₈	3773,6592	0	0	3773,6592
C ₅ H ₁₂ O	0	0	75,6618	7718,2627
CH ₄ O	0	2817,5633	2.984,5751	3024,0745
H ₂ O	0	4,2327	8,7230	12,9557
Sub Total	14514,0739	2821,7960	3068,9599	20404,8298
Total	20404,8298			20404,8298

3.4.3 Neraca Massa Menara Distilasi 1 (MD-01)

Tabel 3.15 Neraca massa menara distilasi 1

Komponen	Input (Kg/jam)	Output (Kg/jam)	
	Arus 5	Arus 6	Arus 7
i-C ₄ H ₈	215,3889	0,6035	214,7853
1-C ₄ H ₈	5660,4888	16,7589	5.643,7300
2-C ₄ H ₈	3773,6592	37,7366	3.735,9226
C ₅ H ₁₂ O	7718,2627	7.641,8366	76,4261
CH ₄ O	3024,0745	3.014,7314	9,3432
H ₂ O	12,9557	12,9557	0
Sub Total	20404,8298	10724,6227	9680,2071
Total	20404,8298	20404,8298	

3.4.4 Neraca Massa Menara Distilasi 2 (MD-02)

Tabel 3.16 Neraca massa menara distilasi 2

Komponen	Input (Kg/jam)	Output (Kg/jam)	
	Arus 6	Arus 8	Arus 9
i-C ₄ H ₈	0,6035	0	0,6035
1-C ₄ H ₈	16,7589	0	16,7589
2-C ₄ H ₈	37,7366	0	37,7366
C ₅ H ₁₂ O	7.641,8366	75,6618	7.566,1748
CH ₄ O	3.014,7314	2.984,5751	30,1563
H ₂ O	12,9557	8,7230	4,2327
Sub Total	10724,6227	3068,9599	7.655,6628
Total	10724,6227	10724,6227	

3.5 Neraca Panas

3.5.1 Neraca Panas Reaktor (R-01)

Tabel 3.17 Neraca panas reaktor

Panas Masuk	kJ/jam	Panas Keluar	kJ/jam
Q panas in	3.342.024,2384	Q panas out	2.452.536,7768
Q dingin in	2.092.000	Q dingin out	20.814.730,56
Q reaksi	-3.232.301,303	-	-
Total	2.201.722,9356	Total	23.267.267,3368

3.5.2 Neraca Panas Menara Distilasi 1 (MD-01)

Tabel 3.18 Neraca panas menara distilasi

Panas Masuk	kJ/jam	Panas Keluar	kJ/jam
Q Umpan	2.683.332,647	Q Distilat	1.288.443,942
Q Reboiler	6.622.423,771	Q Bottom	1.404.158,573
Q Hilang	3.276.245,526	□H Condensor	4.625.352,319
Sub Total	9.305.756,418	Total	6.029.510,892

3.5.3 Neraca Panas Menara Distilasi 2 (MD-02)

Tabel 3.19 Neraca panas menara distilasi 2

Panas Masuk	kJ/jam	Panas Keluar	kJ/jam
Q Umpan	1.001.818,82	Q Distilat	674.138,6021
Q Reboiler	18.620.453,88	Q Bottom	322.721,0541
Q Hilang	4.436.853,692	□H Condensor	14.862.697,95
Sub Total	19.622.272,7	Total	15.185.419

3.5.4 Neraca Panas Condensor 1 (CD-01)

Tabel 3.20 Neraca panas *Condensor* 1

Panas Masuk	kJ/jam	Panas Keluar	kJ/jam
Q panas in	6.659.169,0929	Q panas out	1.971.555,8591
Q dingin in	13.876.056,96	Q dingin out	18.501.409,28
Total	20.535.226,0492	Total	20.535.226,0492

3.5.5 Neraca Panas Condensor 2 (CD-02)

Tabel 3.21 Neraca panas *condensor 2*

Panas Masuk	kJ/jam	Panas Keluar	kJ/jam
Q panas in	20.764.305,74	Q panas out	5.901.607,7940
Q dingin in	44.588.093,85	Q dingin out	59.450.791,8
Total	65.352.399,59	Total	65.352.399,59

3.5.6 Neraca Panas Reboiler1 (RB-01)

Tabel 3.22 Neraca panas *reboiler 1*

Panas Masuk	kJ/jam	Panas Keluar	kJ/jam
Q dingin in	7.884.637,8803	Q dingin out	7.968.882,884
Q panas in	8.603.053,1	Q panas out	1.980.629,33
-	-	Q uap	6.538.178,7672
Total	16.487.690,9867	Total	16.487.690,9867

3.5.7 Neraca Panas Reboiler 2 (RB-02)

Tabel 3.23 Neraca panas *reboiler 2*

Panas Masuk	kJ/jam	Panas Keluar	kJ/jam
Q dingin in	3.632.856,7166	Q dingin out	4.253.213,5543
Q panas in	24.189.445	Q panas out	5.568.990,818
-	-	Q uap	18.000.097,0384
Total	27.822.301,4109	Total	27.822.301,4109

3.5.8 Neraca Panas Heat Exchanger 1 (HE-01)

Tabel 3.24 Neraca panas *heat exchanger 1*

Panas Masuk	kJ/jam	Panas Keluar	kJ/jam
Q dingin in	1.115.450,7349	Q dingin out	3.309.170,5136
Q panas in	2.849.815,779	Q panas out	656.096
Total	3.965.266,5135	Total	3.965.266,5135

3.5.9 Neraca Panas Heat Exchanger 2 (HE-02)

Tabel 3.25 Neraca panas *heat exchanger 2*

Panas Masuk	kJ/jam	Panas Keluar	kJ/jam
Q dingin in	772.100,0132	Q dingin out	1.381.334,1511
Q panas in	791.443,4086	Q panas out	182.209,27
Total	1.563.543,4086	Total	1.563.543,4086

3.5.10 Neraca Panas Heat Exchanger 3 (HE-03)

Tabel 3.26 Neraca panas *heat exchanger 3*

Panas Masuk	kJ/jam	Panas Keluar	kJ/jam
Q dingin in	1.172.865,2191	Q dingin out	1.255.252,1231
Q panas in	107.027,115	Q panas out	24.640,211
Total	1.279.892,3341	Total	1.279.892,3341

3.5.11 Neraca Panas Cooler 1 (CL-01)

Tabel 3.27 Neraca panas *cooler 1*

Panas Masuk	kJ/jam	Panas Keluar	kJ/jam
Q panas in	1.340.960,2372	Q panas out	953.605,6081
Q dingin in	2.324.127,775	Q dingin out	2.711.482,4
Total	3.665.088,0117	Total	3.665.088,0117

3.5.12 Neraca Panas Cooler 2 (CL-02)

Tabel 3.28 Neraca panas *cooler 2*

Panas Masuk	kJ/jam	Panas Keluar	kJ/jam
Q panas in	3.219.211,3238	Q panas out	1.746.244,8077
Q dingin in	8.837.799,097	Q dingin out	10.310.766
Total	12.057.010,4208	Total	12.057.010,4208

3.5.13 Neraca Panas Cooler 3 (CL-03)

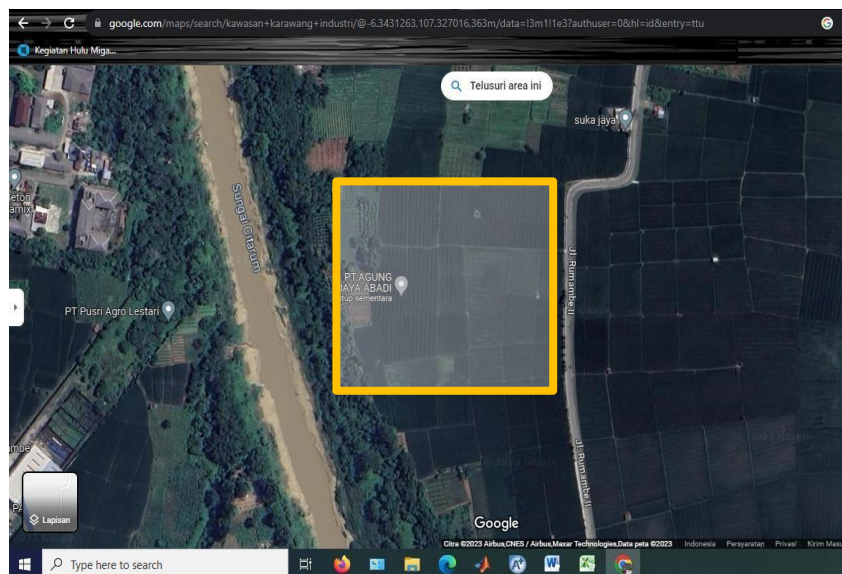
Tabel 3.29 Neraca panas cooler 3

Panas Masuk	kJ/jam	Panas Keluar	kJ/jam
Q panas in	928.866,0261	Q panas out	656.372,5347
Q dingin in	1.634.960	Q dingin out	1.907.454,4
Total	2.563.826,9741	Total	2.563.826,9741

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. Banyak pertimbangan dalam penentuan lokasi pabrik sehingga dapat menguntungkan perusahaan baik dari segi operasional maupun ekonomi. Faktor yang harus dipertimbangkan adalah pengadaan bahan baku, transportasi, utilitas, dan lain-lain



Gambar 4.1 Lokasi pabrik

Berdasarkan beberapa pertimbangan di atas, maka ditentukan rencana pendirian Pabrik MTBE berlokasi di daerah kawasan industri Karawang. Hal yang mendasari penentuan lokasi Pabrik MTBE:

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), dan bahan baku isobutilen dari Chandra Asri.

4.1.2 Utilitas

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

4.1.3 Letak Geografis

Pemilihan wilayah Karawang sebagai pendirian Pabrik MTBE adalah karena Karawang 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 MTBE 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

Karawang 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 Karawang layak untuk dijadikan Pabrik MTBE di Indonesia.

4.2 Tata Letak Pabrik

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, parkir utama dan fasilitas pendukung

- a. Daerah perkantoran

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

- b. Daerah parkir utama

Daerah parkir utama merupakan tempat dimana seluruh kendaraan umum baik tamu, dan pekerja. Diposisikan didepan agar teratur dan diharapkan tidak mengganggu aktivitas kegiatan pabrik, sudah dirancang luas untuk volume banyak.

- c. Daerah fasilitas pendukung

Daerah fasilitas pendukung meliputi aula, perpustakaan, kantin.

d. Keamanan

Daerah keamanan dalam rangka mengantisipasi dan meminimalisir segala hal tidak diinginkan yang dapat mengganggu aktivitas pabrik.

2. Daerah proses dan ruang kontrol

Daerah proses dan ruang kontrol merupakan tempat alat-alat proses dan proses berlangsungnya proses produksi. Terdiri dari alat-alat proses, tangki penyimpanan bahan baku, tangki produk, laboratorium, dan tempat parkir truk/ kendaraan besar. Ruang kontrol difungsikan sebagai pusat pengendalian proses.

3. Daerah perumahan, poliklinik dan fasilitas pendukung

Daerah perumahan merupakan tempat tinggal pekerja yang mendapatkan fasilitas tempat tinggal dari perusahaan, biasanya karyawan produksi/ insinyur. Poliklinik merupakan hal yang penting guna menjamin kesehatan, keselamatan kerja (K3). Fasilitas pendukung lainnya seperti tempat ibadah, dan taman.

4. Daerah pergudangan dan bengkel

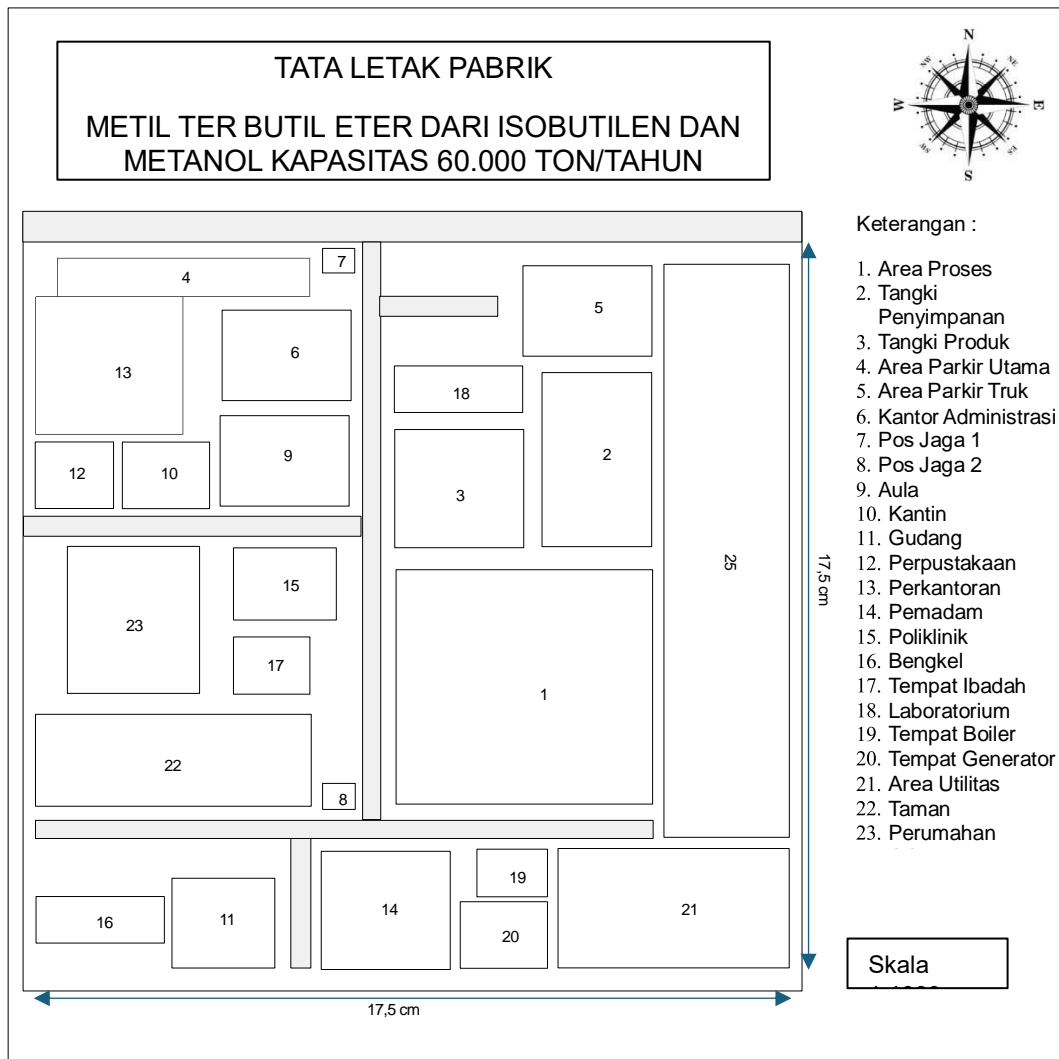
Daerah pergudangan, dan bengkel digunakan untuk menyimpan alat dan tempat untuk pemeliharaan alat.

5. 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.

Tabel 4.1 Rincian luas tanah bangunan pabrik

No.	Lokasi	Luas (m²)
1	Area Proses	4.000
2	Area Tangki Bahan Baku	1.000
3	Area Tangki Produk	800
4	Area Parkir Utama	400
5	Area Parkir Truk	600
6	Kantor Administrasi	500
7	Pos Jaga 1	45
8	Pos Jaga 2	45
9	Aula	500
10	Kantin	250
11	Gudang	400
12	Perpustakaan	200
13	Perkantoran	1.000
14	Pemadam	800
15	Poliklinik	400
16	Bengkel	300
17	Tempat Ibadah	200
18	Laboratorium	300
19	Rumah Boiler	150
20	Rumah Generator	250
21	Area Utilitas	2.000
22	Taman	1.200
23	Perumahan	1.000
24	Jalan	1.500
25	Area Perluasan	5.000
Luas Bangunan		22.840
Luas Tanah		30.000 m²



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

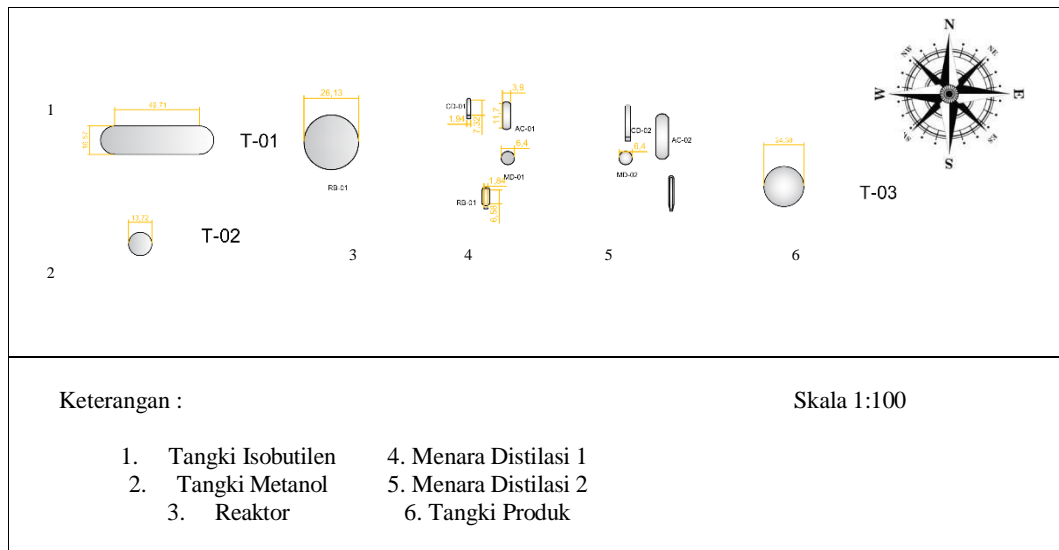
Lalu lintas manusia dan kendaraan dalam *layout* pabrik perlu diperhatikan supaya tenaga kerja dapat menjalankan pekerjaan dengan nyaman dan aman.

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 MTBE dari isobutilen dan metanol yang akan didirikan direncanakan mempunyai klasifikasi sebagai berikut :

Bentuk Perusahaan : Perseroan Terbatas (PT)

Status Perusahaan : Swasta

Kapasitas Produksi : 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 sehingga kelancaran produkhnya 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 Komisaris.

4. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak terpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, Direksi beserta staffnya dan karyawan perusahaan.
5. Efisiensi dan manajemen.

Para pemegang saham duduk dalam Dewan Komisaris dan Dewan Komisaris 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 dipimpin oleh direksi yang dipilih oleh para pemegang 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

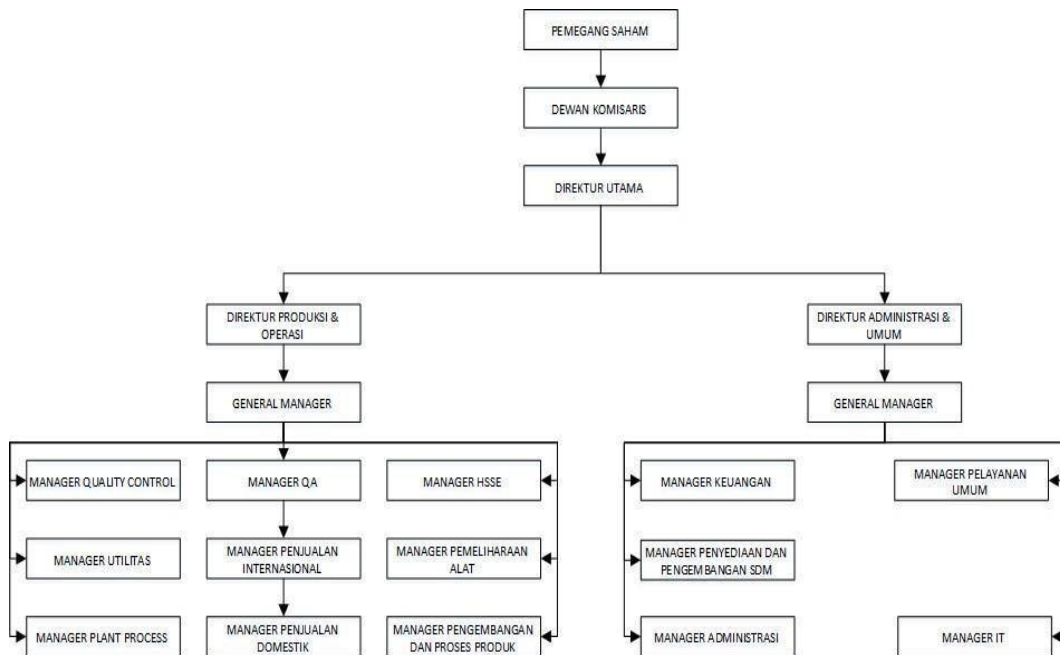
berpengaruh besar terhadap berjalannya suatu perusahaan tersebut.

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:

- a. Sebagai garis atau *line* yaitu orang-orang yang melaksanakan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan.
- b. 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 pembatasantugas 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

4.4.3.1 Pemegang Saham

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan merupakan beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. 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.

4.4.3.2 Dewan Komisaris

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

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

4.4.3.3 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 :

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

Tugas Direktur Teknik dan Produksi antara lain:

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

Tugas Direktur Keuangan antara lain:

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

4.4.3.4 Staff Ahli

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

4.4.3.5 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

4.4.4.1 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
6.	Staff	D3/S-1
7.	Security	SLTA
8.	Penerima Tamu	SLTA

9.	Supir	SLTA
10.	Cleaning Service	SLTA
11.	Juru Masak	Keahlian

4.4.4.2 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	4
9.	Supir	4
10.	Cleaning Service	15
11.	Juru Masak	6

4.4.4.3 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
9.	Supir	5.000.000
10.	Cleaning Service	5.000.000
11.	Juru Masak	5.000.000

4.4.5 Pembagian Jam Kerja Karyawan

4.4.5.1 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 *shift* 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

4.4.5.2 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

4.4.6.1 Tunjangan

- a. Tunjangan berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan yang telah ada.

- b. Tunjangan lembur lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja di luar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja (lembur)

4.4.6.2 Cuti

- a. Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan selama 12hari kerja dalam satu (1) tahun.
- b. Cuti sakit diberikan kepada karyawan yang menderita sakit dengan surat keterangan dokter.

4.4.6.3 Pakaian Kerja

Pakaian kerja diberikan kepada setiap karyawan sejumlah 3 pasang untuk setiap tahunnya.

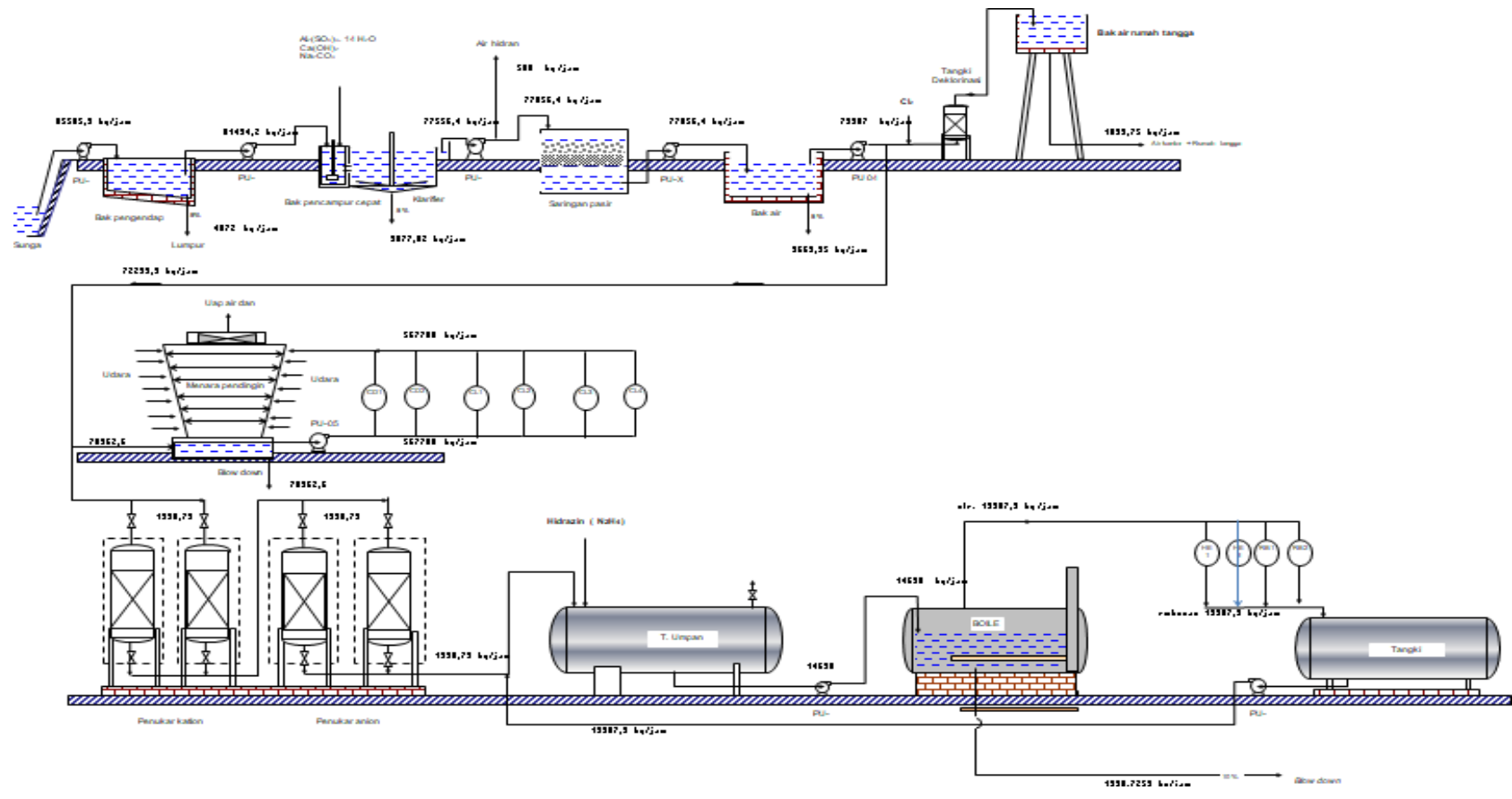
4.4.6.4 Pengobatan

- 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

Unit utilitas merupakan sarana penunjang yang penting demi kelancaran jalannya proses produksi. Sarana penunjang adalah sarana lain yang diperlukan selain bahan baku dan bahan pembantu agar proses produksi dapat berjalan sesuai dengan yang diinginkan. Beberapa utilitas yang diperlukan dalam perancangan pabrik MTBE dari isobutilen dan metanol meliputi:

1. Diagram Alir Utilitas
2. Unit penyediaan dan Pengolahan Air (Water Treatment System)
3. Unit Pembangkit Steam
4. Unit Pembangkit Listrik (Power Plant System)
5. Unit Penyediaan Udara Tekan (Instrument Air System)
6. Unit Penyedia Bahan Bakar
7. Unit Pengolahan Limbah



Gambar 5.1 Diagram alir 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 MTBE. 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 MTBE 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 Penyedia Air

Air yang diperlukan pada pabrik MTBE antara lain :

- a. Air Domestik

Tabel 5.1 Kebutuhan air domestik

No	Keterangan	Kebutuhan Air (kg/jam)
1	Perumahan Karyawan	375
2	Kantor	1.093,75
3	Layanan Umum	1.468,75
Total		2.938,5

- b. Air Pendingin

Tabel 5.2 Kebutuhan air pendingin

Nama Alat	Jumlah (kg/jam)
Condensor (CD-01)	110.548,574
Condensor (CD-02)	355.227,006
Cooler (CL-01)	18.511,0552
Cooler (CL-02)	70.391,7967
Cooler (CL-03)	13.022,026
Total	567.700,458

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 aluminium sulfat ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$), 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*) ketika sudah kotor.

f. Penampungan air bersih

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

- Air domestik
- *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 demineralisasi ini dibagi menjadi 2, yaitu pelunakan air dan dealkalinasi. Proses pelunakan air terjadi pada *kation exchanger*. Di dalam *kation exchanger*, mineral-mineral sadah seperti Ca^{2+} , Mg^{2+} , 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 dilakukan 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 sebagai 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 O₂ 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 N₂H₄ (*hidrazin*) ditambahkan untuk mengikat O₂ 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 menjaga 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)
Heat Exchanger (HE-01)	1037,833
Heat Exchanger (HE-02)	288,224
Heat Exchanger (HE-03)	38,977
Reboiler (RB-01)	3133,020
Reboiler (RB-02)	8809,199
Total	13307,253

5.3 Unit Pembangkit Listrik

Unit pembangkit listrik pada Pabrik MTBE bertujuan untuk menggerakkan alat pabrik. Kebutuhan listrik dipenuhi oleh PLN, namun tersedia generator sebagai cadangan apabila adapemadaman listrik dari PLN.

5.3.1 Kebutuhan Listrik untuk Alat Proses

Tabel 5.4 Kebutuhan listrik alat proses

Alat	Kode Alat	Daya (Hp)	kW
Pompa	P-01	0,75	0,559
Pompa	P-02	0,5	0,373
Pompa	P-03	3	2,237
Pompa	P-04	0,5	0,373
Pompa	P-05	1	0,746
Pompa	P-06	7,5	5,593
Pompa	P-07	1,5	1,119
Pompa	P-08	40	29,828
Total		54,75	40,828

Power yang dibutuhkan = 40,828 kW

5.3.2 Kebutuhan Listrik Utilitas

Tabel 5.5 Kebutuhan listrik utilitas

Alat	Kode Alat	Daya (Hp)	kW
Pompa	PU-1	7,5	5,593
Pompa	PU-2	10	7,457
Pompa	PU-3	3	2,237
Pompa	PU-4	15	11,186
Pompa	PU-5	50	37,286
Pompa	PU-6	5	3,729
Total		90,5	67,487

Power yang dibutuhkan = 67,487 kW

Kebutuhan motor penggerak total = 154,922 kW

5.3.3 Kebutuhan Listrik Lainnya

Kebutuhan listrik untuk alat kontrol, penerangan, kantor dan rumah tangga

dirancang powernya sebesar :

$$P = 7.500 \text{ kW}$$

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 sampaidengan 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 17 m³/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). Dari perhitungan dibutuhkan sebanyak 262.187,6 liter/tahun.

5.6 Unit Pengolahan Limbah

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

5.7 Spesifikasi Alat Utilitas

1. Pompa Utilitas

Tabel 5.6 Spesifikasi pompa utilitas

Pompa	PU-01	PU-02	PU-03	PU-04	PU-05	PU-06
Jumlah	1	1	1	1	1	1
Fungsi	Memompa air sungai ke BP-01	Memompa air sungai ke BP-02	Memompa air dari Klari ke Bak saringan pasir	Memompa air dari Bak air bersih ke tangki Bak rumah tangga	Memompa air dari menara pendingin ke alat kecil	Memompa air dari tangki umpan boiler ke boiler
Jenis	<i>Centrifuge</i>					
Bahan	<i>Commercial Steel</i>					
Kapasitas (m ³ /jam)	85,936	81,8434	77,5564	73,7558	570,553	14,7115
Head Pompa (m)	11,343	21,882	4,7184	24,7575	18,4721	47,4322
IPS (in)	8	6	6	6	16	3
OD (in)	8,625	6,6	6,625	6,625	16	3,5
ID (in)	6,813	6,4	6,357	6,357	15,5	3,068
Efisiensi Pompa	84%	86%	82%	87%	88%	84%
Tenaga Pompa (HP)	5,2065	8,3397	2,0241	9,8992	40,2962	4,0880
Tenaga Motor (HP)	7,5	10	3	15	50	5

2. Bak Utilitas

Tabel 5.7 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 <i>clarifier</i> .	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)	43,0837	-	-	3,559	23,,613	4,873
Lebar (m)	14,36	-	-	3,559	7,87	1,62
Tinggi (m)	4	1,5	4,918		4	4
Diameter (m)	-	1,277	9,837	-	-	-

3. Tangki Utilitas

Tabel 5.8 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)	0,753	0,515	0,541	0,370		
Diameter (m)	0,627	0,429	0,542	0,370	1,759	1,9
Volume (m ³)	0,194	0,062	0,149	0,048	12,8392	16,048

4. Menara Pendingin

Tabel 5.9 Spesifikasi menara pendingin

Menara Pendingin	
Fungsi	Mendinginkan suhu air dari 50°C sampai 30°C
Jenis	Menara Pendingin
Spesifikasi	
Panjang (m)	11,5488
Lebar (m)	11,5488
Luas Penampang (A)	133,3739
Daya Motor (hp)	60
Jumlah	1

5. Kompresor Udara

Tabel 5.10 Spesifikasi kompresor udara

Kompresor Udara	
Fungsi	Menekan Udara
Jenis	Kompresor Sentrifugal
Spesifikasi	
Tekanan P1 (bar)	1
Tekanan P2 (bar)	4
Jumlah Stage	1
Daya Motor (hp)	0,5
Jumlah	1

6. Tangki Silika

Tabel 5.11 Spesifikasi tangki silika

Tangki Silika	
Fungsi	Menghilangkan uap air yang masih terkandung dalam udara
Jenis	Tangki silinder tegak
Spesifikasi	
Massa air terserap (kg)	66,0585
Massa Silika (kg)	3.302,9240
Volume Silika (m ³)	2,7524
Diameter (m)	1,6141
Tinggi (m)	1,6141
Jumlah	1

7. Tangki Udara Tekan

Tabel 5.12 Spesifikasi tangki udara tekan

Tangki Udara Tekan	
Fungsi	Menampung udara tekan selama 120 menit
Jenis	Tangki silinder horizontal
Spesifikasi	
Tekanan (bar)	4
Volume Tangki (m ³)	9,5585
Diameter (m)	1
Lebar (m)	3
Jumlah	1

8. Boiler

Tabel 5.13 Spesifikasi boiler

Boiler	
Fungsi	Menguapkan air menjadi steam
Jenis	Boiler Api
Spesifikasi	
Suhu (°C)	30
Tekanan (bar)	12,55
Jumlah Pipa	23.688
Diameter Dalam (Id)	0,0627
Diameter Luar (Od)	0,073
Bahan Bakar (liter/jam)	3.408,629
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 Indeks)

Tahun	Indeks
2013	361,3
2014	358,2
2015	359,2
2016	368,1
2017	525,4
2018	575,4
2019	521,9
2020	524,1
2021	534,4
2022	544,8
2023	555,1
2024	565,4
2025	575,7

(Chemengonline, 2022)

Tabel 6.2 Daftar harga alat proses

No.	Nama Alat	Kode	Jumlah	Harga Satuan (\$)	Harga (\$)
1.	Akumulator	ACC-01	1	9.516	9.516
2.	Akumulator	ACC-02	1	16.407	16.407
3.	Kondensor	CD-01	1	47.691	47.691
4.	Kondensor	CD-02	1	93.741	204.405
5.	Reboiler	RB-01	1	46.706	46.706
6.	Reboiler	RB-02	1	47.691	47.691
7.	Heat Exchanger	HE-01	1	7.985	7.985
8.	Heat Exchanger	HE-02	1	1.641	1.641
9.	Heat Exchanger	HE-03	1	984	984
10.	Cooler	CL-01	1	14.657	14.657
11.	Cooler	CL-02	1	21.658	21.658
12.	Cooler	CL-03	1	9.188	9.188
13.	Pompa	P-01	2	7.985	15.970
14.	Pompa	P-02	2	7.985	15.970
15.	Pompa	P-03	2	7.985	15.970
16.	Pompa	P-04	2	2.625	5.250
17.	Pompa	P-05	2	7.985	15.970
18.	Pompa	P-06	2	9.079	18.158
19.	Pompa	P-07	2	9.079	18.158
20.	Pompa	P-08	2	7.985	15.970
21.	Tangki	T-01	1	640.106	640.106
22.	Tangki	T-02	1	239.219	239.219
23.	Tangki	T-03	1	412.810	412.810
24.	Menara Distilasi	MD-01	1	246.111	246.111
25.	Menara Distilasi	MD-02	1	634.418	634.418
26.	Reaktor	R-01	1	321.038	321.038
Total					2.932.983

(Matches, 2014)

6.2 Dasar Perhitungan

Kapasitas produk MTBE = 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 15.724

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:

6.3.1.1 *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	46.118.224.692	2.932.983
2	Instalasi alat	1.858.329.000	332.013
3	Pemipaan	24.746.626.000	10.852
4	Instrumentasi	174.141.000	352.836
5	Isolasi	290.268.000	89.455
6	Instalasi listrik	6.917.734.000	439.947
7	Bangunan	53.910.000.000	3.428.517
8	Tanah dan perbaikan	150.000.000.000	9.539.557
9	Utilitas	15.147.882.000	4.029.006
Total		299.233.204.692	21.155.166

Tabel 6.4 *Direct Plant Cost (DPC)*

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Engineering and Construction</i>	50.793.469.000	1.575.650
2	<i>Physical Plant Cost</i>	253.967.344.000	7.878.251
Total		304.760.813.000	9.453.901

Tabel 6.5 *Fixed Capital Investment (FCI)*

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Direct Plant Cost</i>	304.760.813.000	9.453.901
2	<i>Contractor's Fee</i>	30.476.081.000	945.390
3	<i>Contingency</i>	45.714.122.000	1.418.085
Total		380.951.016.000	11.817.376

6.3.1.2 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	<i>Raw Material Inventory</i>	68.696.753.000	4.021.169
2	<i>In Process Inventory</i>	1.855.692.000	3.411
3	<i>Product Inventory</i>	102.063.068.000	187.601
4	<i>Extended Credit</i>	204.126.137.000	375.202
5	<i>Avaiable Cash</i>	102.063.068.000	187.601
Total		478.804.718.000	753.815

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*.

6.3.2.1 Direct Manufacturing Cost (DMC)

Tabel 6.7 Direct Manufacturing Cost (DMC)

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material</i>	824.361.035.000	54.426.929
2	<i>Buruh</i>	3.120.000.000	198.422.793
3	<i>Supervision</i>	468.000.000	29.763
4	<i>Maintenance</i>	26.666.571.000	1.695.915
5	<i>Plant supplies</i>	3.999.986.000	254.387
6	<i>Royalty and Patent</i>	19.507.653.000	1.240.629
7	<i>Utility</i>	91.739.432.000	5.834.357
Total		968.862.677.000	54.634.407

6.3.2.2 Indirect Manufacturing Cost (IMC)

Tabel 6.8 Indirect Manufacturing Cost (IMC)

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Payroll overhead</i>	624.000.000	39.684
2	<i>Laboratory</i>	624.000.000	39.684
3	<i>Plant overhead</i>	3.120.000.000	198.422
4	<i>Packaging</i>	195.076.532.000	12.406.291
5	<i>Shipping</i>	7.877.326.000	500.974
Total		207.321.858.000	13.185.058

6.3.2.3 Fixed Manufacturing Cost (FMC)

Tabel 6.9 Fixed Manufacturing Cost (FMC)

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Depreciation	38.095.102.000	1.181.738
2	Property Taxes	5.667.674.000	360.447
3	Insurance	3.809.510.000	118.174
Total		47.572.286.000	1.660.359

6.3.2.4 Total Manufacturing Cost (TMC)

Tabel 6.10 Total Manufacturing Cost (TMC)

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Direct Manufacturing Cost (DMC)	969.862.677.000	951.298
2	Indirect Manufacturing Cost (IMC)	207.321.858.000	13.185.058
3	Fixed Manufacturing Cost (FMC)	47.572.286.000	1.299.912
Total		977.744.735.000	15.436.268

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 Expense (GE)*

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Administration</i>	58.522.960.000	3.721.887
2	<i>Sales Expense</i>	39.015.306.000	2.481.258
3	<i>Research</i>	48.769.133.000	3.101.572
4	<i>Finance</i>	107.469.467.000	6.834.740
Total		253.776.866.000	16.139.459

6.3.4 Total Production Cost

Tabel 6.12 *Total Production Cost*

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Manufacturing Cost (MC)	1.224.756.821.000	2.251.210
2	General Expenses (GE)	253.776.866.000	6.834.740
Total		1.478.533.687.000	9.085.950

6.4 Analisa Keuntungan

6.4.1 Keuntungan Sebelum Pajak

Total Penjualan	: 1.950.765.318.000
Total Biaya Produksi	: 1.621.401.180.000
Keuntungan	: Total Penjualan – Total Biaya Produksi
	: Rp 329.364.138.000

6.4.2 Keuntungan Setelah Pajak

Pajak	: 25% x Laba
	: Rp 82.341.035.000
Keuntungan	: Keuntungan Sebelum Pajak – Pajak
	: Rp 247.023.103.000

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:

6.5.1.1 ROI sebelum pajak (ROIb)

$$ROIb = \frac{\text{Keuntungan sebelum pajak}}{\text{Fixed Capital Investment (FCI)}} \times 100\% \quad (6.1)$$

Didapatkan nilai ROI sebelum pajak sebesar 58,11%

6.5.1.2 ROI setelah pajak (ROIa)

$$ROIa = \frac{\text{Keuntungan setelah pajak}}{\text{Fixed Capital Investment (FCI)}} \times 100\% \quad (6.2)$$

Didapatkan nilai ROI setelah pajak sebesar 55,21%

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:

6.5.2.1 POT sebelum pajak (POTb)

$$POTb = \frac{\text{Fixed Capital Investment (FCI)}}{\text{Keuntungan sebelum pajak} + 0,1 \times \text{Fixed Capital}} \times 100\% \quad (6.3)$$

Didapatkan nilai POT sebelum pajak sebesar 1,47 tahun.

6.5.2.2 POT setelah pajak (POTa)

$$POTa = \frac{\text{Fixed Capital Investment (FCI)}}{\text{Keuntungan setelah pajak} + 0,1 \times \text{Fixed Capital}} \times 100\% \quad (6.4)$$

Didapatkan nilai POT setelah pajak sebesar 1,53 tahun.

6.5.3 Break Event 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 :

$$BEP = \frac{Fa + 0,3Ra}{Sa - Va - (-0,7Ra)} \times 100\% \quad (6.5)$$

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 (Fa)*

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Depreciation</i>	38.095.102.000	1.181.738
2	<i>Property Taxes</i>	16.468.207.000	1.047.329
3	<i>Insurance</i>	3.809.510.000	118.174
Total		58.372.819.000	2.347.241

Tabel 6.14 *Annual Regulated Expenses (Ra)*

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Gaji Karyawan	3.120.000.000	198.422
2	<i>Payroll Overhead</i>	3.120.000.000	198.422
3	<i>Plant Overhead</i>	624.000.000	39.684
4	<i>Supervision</i>	468.000.000	29.763
5	<i>Laboratory</i>	624.000.000	39.684
6	<i>General Expenses</i>	253.776.866.000	16.139.459
7	<i>Maintenance</i>	26.666.571.000	1.695.915
8	<i>Plant Supplies</i>	3.999.986.000	254.387
Total		292.399.423.000	18.595.740

Tabel 6.15 *Annual Variable Value (Va)*

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material</i>	824.361.035.000	52.426.929
2	<i>Packaging</i>	195.076.532.000	12.406.291
3	<i>Utility</i>	91.739.432.000	5.834.357
4	<i>Shipping</i>	7.877.262.000	500.974
5	<i>Royalty and Patent</i>	19.507.653.000	1.240.629
Total		1.138.561.978.000	77.409.182

Tabel 6.16 *Annual Sales Value (Sa)*

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Annual Sales Value</i>	1.950.765.318.000	124.062.917
Total		1.950.765.318.000	124.062.917

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 :

$$SDP = \frac{0,3Ra}{Sa - Va - (-0,7Ra)} \times 100\% \quad (6.6)$$

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 nilai $SDP = 29,06\%$.

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 :

$$(FC + WC)(1 + i)^N = C \sum_{n=0}^{n=N-1} (1 + i)^N + WC + SV \quad (6.7)$$

Dimana :

FC = *Fixed Capital Investment*

WC = *Working Capital Investment*

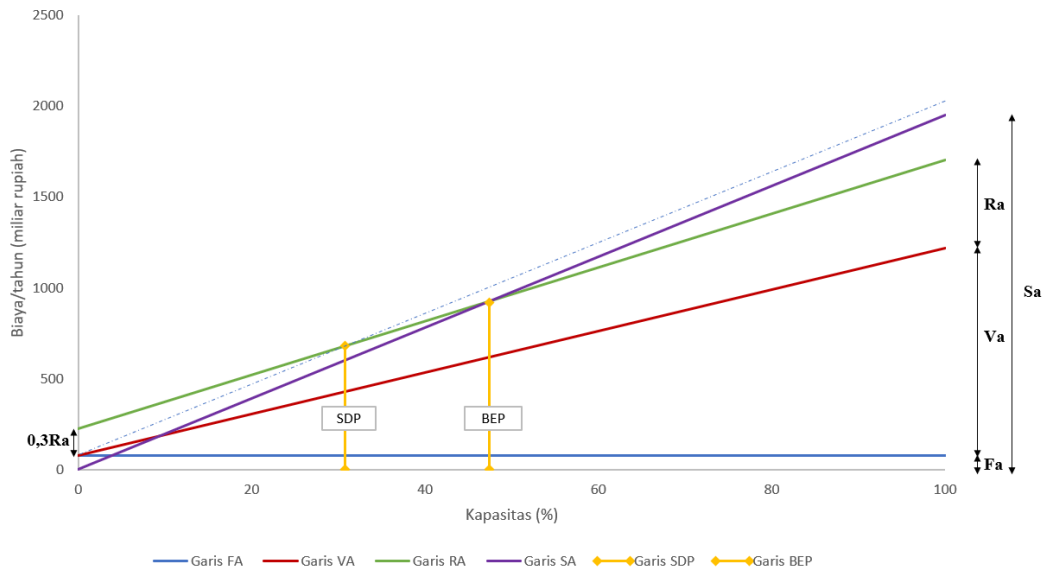
SV = *Salvage Value* = depresiasi

C = *Cash flow* = *profit after taxes* + depresiasi + *finance*

n = umur pabrik

i = nilai DCFR

Dari perhitungan didapatkan nilai DCFR sebesar 11,4%



Gambar 6.1 Grafik evaluasi ekonomi

Tabel 6.17 Analisa kelayakan secara ekonomi

Parameter	Terhitung	Pernyataan	Kriteria
ROI sebelum pajak	58,11%	Pabrik <i>High Risk</i> Minimal 44% Pabrik <i>Low Risk</i> Minimal 11%	Memenuhi (Karena pabrik yang didirikan termasuk <i>High Risk</i> , ditinjau juga dari kondisi operasi yang digunakan)
ROI setelah pajak	55,21%		
POT sebelum pajak	1,47 tahun	Pabrik <i>High Risk</i> Maximal 2 tahun <i>Parik Low</i> minimal 5 tahun	Memenuhi (Karena pabrik yang didirikan termasuk <i>High Risk</i> , ditinjau juga dari kondisi operasi yang digunakan)
POT setelah pajak	1,5 tahun		
BEP	47,43 %	40 - 60 %	Memenuhi
SDP	30,76 %	20 - 30 %	Memenuhi
DCFR	14,41 %	<i>Interest</i> = 1,5 x bunga simpanan bank 5,37%)	Memenuhi

6.6 Risiko Pabrik

No	Parameter Risiko	Deskripsi	Risk	
			Low	High
1.	Kondisi Operasi	Suhu : 89°C	✓	
		Tekanan : 29,61 atm		✓
2.	Bahan baku yang digunakan			
	Isobutilen	Toksisitas : rendah-sedang	✓	
		<i>Flammability</i> : sangat mudah terbakar (4)		✓
		Stabilitas : stabil	✓	
	Metanol	Toksisitas : tinggi		✓
		<i>Flammability</i> : sangat mudah terbakar (3)		✓
Stabilitas : stabil		✓		
3.	Produk yang dihasilkan			
	MTBE	Toksisitas : sedang	✓	
		<i>Flammability</i> : sangat mudah terbakar (3)		✓
		Stabilitas : stabil	✓	
4.	Ketersediaan Bahan Baku	Bahan baku yang digunakan yaitu isobutilen dan metanol didapatkan dari dalam negeri	✓	

BAB VII PENUTUP

7.1 Kesimpulan

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

1. Pabrik MTBE berbentuk Perseroan Terbatas (PT) didirikan di wilayah industri Karawang dengan luas tanah 30.000 m².
2. Dari hasil perhitungan analisis ekonomi didapatkan hasil:
 - a. Return of Investment (ROI)
ROI sebelum pajak = 58,11 %
ROI setelah pajak = 55,21 %
 - b. Pay Out Time (POT)
POT sebelum pajak = 1,46 tahun
POT setelah pajak = 1,53 tahun
 - c. Break Even Point (BEP) = 47,43 %
Nilai BEP untuk pabrik pada umumnya berada pada rentang 40% - 60%.
 - d. Shut Down Point (SDP) = 30,76 %
Nilai SDP pada umumnya berkisar lebih dari 20%.
 - e. Discounted Cash Flow Rate (DCFR) = 14,41 %
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

- Aries, R.S., and Newton, R.D., 1955, Chemical Engineering Cost Estimation, Mc Graw Hill Handbook Co., Inc., New York
- Badan Pusat Statistik. (2021). Statistic Indonesia. Indonesia: www.bps.go.id.
- Brown, G.G., Donal Katz, Foust, A.S., and Schneidewind, R., 1978, Unit Operation, Modern Asia Edition, John Wiley and Sons, Inc., New York
- Brownell, L.E., and Young, E.H., 1959, Process Equipment Design, John Wiley and Sons, Inc., New York
- Coulson, J.M., and Richardson, J.F., 1983, Chemical Engineering, Vol 1 \$ 6, Pergamon Internasional Library, New York
- Fromment, F.G., and Bischoff, B.K., 1979, Chemical Reactor Analysis and Design, John Wiley and Sons, Inc., New York
- Holman, J., 1981, Heat Transfer, Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York
- Himmelblau, D. M. and Riggs J. B., 2004, Basic Principles and Calculation in Chemical Engineering, (7th ed), Prentice Hall, New Jersey.
- ICIS. (2021). Data Produksi MTBE di dunia. Sumber : <https://icis2021.org>
- Kern, D.Q., 1983, Process Heat Transfer, Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York
- Levenspiel, O., 1972, Chemical Reaction Engineering, 2nd ed., John Wiely and Sons, Inc., New York
- Ludwig, E.E., 1964, Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, Gulf Publishing, Co., Houston
- Mc Cabe, Smith, J.C., and Harriot, 1985, Unit Operation of Chemical Engineering, 4 th ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York
- Mc Ketta, J.J. and Cunningham, D.F., 1976, Encyclopedia of Chemical Processing

- and Design, vol.11, Marcel Pekker, New York, p. 350-370.
- Nawaz. (2017), 'MTBE Sebagai zat aditif, menambah nilai oktan, dan anti *knock* pada kendaraan bermotor'. Karya Ilmiah Remaja.
- Perry, R.H., and Green, D.W., 1986, Perry's Chemical Engineer's Handbook, 6th ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York
- Peters, M.S., and Timmerhaus, K.D., 1990, Plant Design and Economics for Chemical Engineers, 3rd Ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York
- Peters, M.S., Klaus D. Timmerhaus and Ronald E. West., 2004, Plant Design and Economics for Chemical Engineer, 5th Ed., Mc.Graw-Hill., Singapore
- Rase, H.F., and Barrow, H.W., 1957, Project Engineering of Process Plant., John Wiley and Sons., Inc., New York
- Smith, J.M., Ness, Van H.C., Abbott, M.M., 2001, Introduction to Chemical
- Shafiq, U., 2016, Thesis: Production of 20,000 MTPD of Methyl Tertiary Butyl Ether (MTBE) from Methanol and Butylene by Catalytic Conversion, Faisal Abad, Pakistan.
- Turton, R., Bailie, R.C., Whiting, W.B., 2009, Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes, 3rd Ed., Prentice-Hall Inc., New Jersey.
- UN Data. (2021). Data Impor MTBE. Indonesia: data.un.org
- Ulrich, G. D., 1984, A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics., John Wiley and Sons., Inc., New York.
- Wijaya, Hans. (2007), 'Pembuatan Aditif Untuk Bahan Bakar Bensin Dari Metil Ester Melalui Reaksi Perengkahan Katalitik Pada Sistem Semi- Kontinyu Dan Reaksi Nitration'. Skripsi, Departemen Teknik Kimia Fakultas Teknik

Universitas Indonesia.

Yaws, C.L., 1999, Chemical Properties Handbook., Mc.Graw Hill., New York.

Yohanes, A. (2009). Penambahan methyl tertiary buthyl ether (MTBE) sebagai *octane booster* untuk menurunkan emisi gas karbon monoksida. (Tugas Akhir, Universitas Negeri Malang, ditulis pada 2009) Diakses dari <https://repository.um.ac.id/30171/>

Yuningsih, I., dan Utami, M. D. (2011). Perancangan Pabrik Natrium Nitrat dari Natrium Klorida dan Asam Nitrat dengan Kapasitas 30.000 ton/tahun. Skripsi. Surakarta: Universitas Sebelas Maret.

Website :

https://www.chandraasri.com/files/attachments/press_releases/2020/Press%20ReleaseChandra%20Asri%20Operasikan%20Pabrik%20MTBE%20B1.pdf

<https://www.dupont.com/content/dam/dupont/amer/us/en/watersolutions/public/documents/en/IER-AmberLyst-15DRY-PDS-45-D00927-en.pdf>

<https://www.chemengonline.com/site/plant-cost-index/>

<https://www.researchgate.net/publication/312299309>

<https://www.skkmigas.go.id/>

LAMPIRAN – LAMPIRAN

LAMPIRAN A REAKTOR

Fungsi : Mereaksikan metanol dan isobutilena menjadi metil tersier
butil eter dengan katalis amberlyst 15

Jenis : *Fixed Bed Multitube*

Kondisi Operasi : Suhu = 89 °C
Tekanan = 30 bar

Reaksi :



Komponen bahan masuk reaktor :

Komponen	Kg/jam
i-C ₄ H ₈	5079,9259
1-C ₄ H ₈	5660,4888
2-C ₄ H ₈	3773,6592
C ₅ H ₁₂ O	75,6618
CH ₄ O	5802,1317
H ₂ O	12,9557
Total	20404,8231

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

:

Komponen	Mw	Tf (K)	Tb (K)	Tc(K)	Pc (bar)
i-C ₄ H ₈	56,10752	132,81	266,25	417,9	39,9
1-C ₄ H ₈	56,10752	87,8	266,9	419,59	40,2
2-C ₄ H ₈	56,10752	167,62	274,03	428,63	41,02
C ₅ H ₁₂ O	88,14968	164,55	328,35	497,1	34,3
CH ₄ O	32,04216	175,47	337,85	512,58	80,96
H ₂ O	18,01528	273,15	373,15	647,13	220,55

(Yaws, 1999)

Kapasitas panas :

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

C_p = kapasitas panas, (kJ/kmol K)

A, B, C dan D = koefisien

T = suhu operasi

Komponen	A	B	C	D
i-C ₄ H ₈	5,76E+01	5,63E-01	-2,30E-03	4,18E-06
1-C ₄ H ₈	7,46E+01	3,34E-01	-1,39E-03	3,02E-06
2-C ₄ H ₈	3,62E+01	7,97E-01	-3,07E-03	4,89E-06
C ₅ H ₁₂ O	8,37E+01	7,66E-01	-2,61E-03	3,92E-06
CH ₄ O	4,02E+01	3,10E-01	-1,03E-03	1,46E-06
H ₂ O	9,21E+01	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07

(Yaws, 1999)

Konduktivitas termal :

$$\text{Log}_{10} k_{liq} = A + B (1-T/C)^{2/7}$$

$$\text{For water, } k = A + B/T + CT^2$$

k = konduktivitas termal (W/m K)

A, B, dan C = koefisien

T = suhu operasi

Komponen	A	B	C
i-C ₄ H ₈	-1,49020	0,84910	417,90000
1-C ₄ H ₈	-1,65390	0,97860	419,59000
2-C ₄ H ₈	-1,67360	0,99900	428,63000
C ₅ H ₁₂ O	-1,35540	0,54750	497,10000
CH ₄ O	-1,17930	0,61910	512,58000
H ₂ O	-0,27580	0,00461	-0,00001

(Yaws, 1999)

Viskositas

$$\text{Log}_{10} \mu_{liq} = A + B/T + CT + DT^2$$

μ = viskositas (centipoise)

A, B, C dan D = koefisien

T = suhu operasi

Komponen	A	B	C	D
i-C ₄ H ₈	-5,12E+00	3,41E+02	1,99E-02	-3,11E-05
1-C ₄ H ₈	-4,92E+00	4,95E+02	1,44E-02	-2,09E-05
2-C ₄ H ₈	-7,95E+00	8,13E+02	2,46E-02	-3,20E-05
C ₅ H ₁₂ O	-9,79E+00	1,20E+03	2,62E-02	-2,83E-05
CH ₄ O	-9,06E+00	1,25E+03	2,24E-02	-2,35E-05
H ₂ O	-1,02E+01	1,79E+03	1,77E-02	-1,26E-05

(Yaws, 1999)

Asumsi :

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

Langkah perhitungan :

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

1. Pembentukan persamaan matematis

- a. Neraca massa untuk isobutilena dalam elemen volume (Δv)

Kecepatan massa CH₄O masuk – kecepatan massa CH₄O keluar +
CH₄O yang terbentuk dalam sistem = akumulasi



$$F_c|_v - F_c|_{v+\Delta v} + (-rc)\Delta v = 0$$

$$F_c|_v - F_c|_{v+\Delta v} = -(-rc)\Delta v$$

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

$$-dc/dv = -(-rc)$$

$$dF_c = F_{a0} \cdot x$$

Keterangan :

F_c : kecepatan mol i-C₄H₈ (kmol/m³ s)

rc : kecepatan mol C₅H₁₂O yang terbentuk dalam system (kmol/m³ s)

Id : diameter dalam pipa (m)

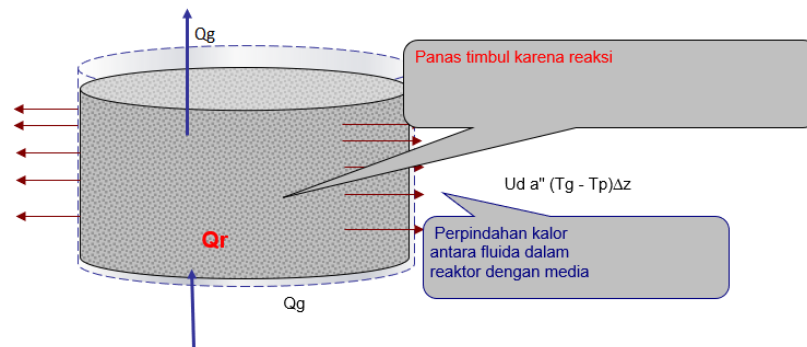
F_{a0} : kecepatan mol i-C₄H₈ masuk reactor (kmol/s)

x : konversi reaksi i-C₄H₈ menjadi C₅H₁₂O

substitusi persamaan di atas, diperoleh :

$$\frac{dx}{dz} = \frac{-rc \times (\pi \times Id^2 / 4)}{F_{a0}} \quad (1)$$

b. Neraca panas dalam elemen volume (Δv)



Keterangan :

U_d : koefisien transfer panas ($\text{kJ/m}^2 \text{ s K}$)

a'' : luas permukaan luar tabung (m^2/m)

T_l : suhu reaktor (K)

T_p : suhu pendingin (K)

Q_g : panas yang dibawa oleh bahan (kJ/s)

Kecepatan panas masuk – kecepatan panas keluar + panas dalam sistem –
perpindahan panas dalam sistem = akumulasi

$$Q_g|_z - Q_g|_{z+\Delta z} + Q_r - Q_{pp} = 0$$

$$Q_r = (-rc) \cdot \Delta H_r \cdot (\pi \cdot Id^2/4) \cdot \Delta z$$

$(-rc)$ = kecepatan reaksi i- C_4H_8 menjadi $\text{C}_5\text{H}_{12}\text{O}$ (kmol/kgcat s)

ΔH_r = entalpi reaksi (kJ/mol)

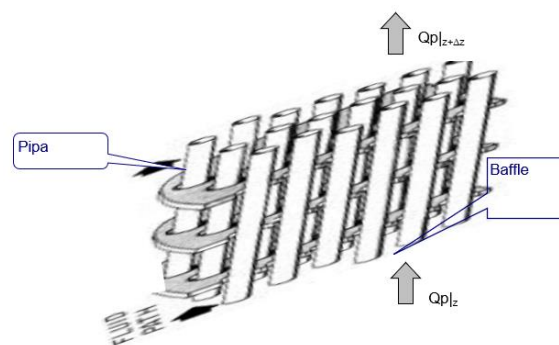
C_p = kapasitas panas, (kJ/kmol K)

T_{reff} = suhu referensi (K)

$$\frac{dTg}{dz} = \frac{(-rc \times \Delta Hr) \times \frac{\pi \times Id^2}{4} - Ud \times (\pi \times Od) \times (Tl - Tp)}{fi \times Cpi} \quad (2)$$

c. Neraca massa untuk media pendingin

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



Keterangan :

C_{pp} : kapasitas panas media pendingin (kJ/kg K)

f_{massp} : kecepatan massa media pendingin (kg/s)

n_{pipa} : jumlah pipa

O_d : diameter luar pipa (m)

Q_p : panas yang dibawa oleh pendingin (kJ/s)

T_l : suhu reaktor (K)

T_p : suhu pendingin (K)

T_{reff} : suhu referensi (K)

U_d : koefisien perpindahan kalor (kJ/m² s K)

$$Qg|_z - Qg|_{z+\Delta z} + U_d \cdot \pi \cdot O_d \cdot n_{pipa} \cdot (T_l - T_p) = 0$$

$$- dQ_p/dz = - U_d \cdot \pi \cdot O_d \cdot n_{pipa} \cdot (T_l - T_p)$$

$$Q_p = f_{massp} \cdot C_{pp} \cdot (T_p - T_{reff})$$

$$\frac{dT_p}{dz} = \frac{Ud \times \pi \times Od \times n_{pipa} \times (T_l - T_p)}{f_{massp} \times C_{pp}} \quad (3)$$

d. Penurunan tekanan

Persamaan penurunan tekanan dihitung dengan persamaan Tallmagade dari buku “*Transport Phenomena 2 Ed*” halaman 191 (Bird *et al.*, 2002) :

$$\frac{dP_t}{dz} = \left[150 \left(\frac{1 - \varepsilon}{Re_p} \right) + 4,2 \left(\frac{1 - \varepsilon}{Re_p} \right)^{1/6} \right] \left(\frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^3} \right) \left(\frac{G_p^2}{\rho D_p} \right) \quad (4)$$

Keterangan :

D_p : diameter katalis (m)

G_p : flux massa ($\text{kg/m}^2 \text{ s}$)

Re_p : bilangan Reynold

P_t : tekanan (Pa)

ε : porositas katalis

ρ : rapat massa (kg/m^3)

Dari pemodelan matematis diatas diperoleh 4 persamaan yang merupakan persamaan diferensial biasa order 1 yang dapat diselesaikan secara simultan.

2. Persamaan pendukung

a. Variable prarancangan

Pada perhitungan reactor fixed bed ini, besaran yang digunakan sebagai variable perancangan adalah :

- Suhu reaktan masuk (K)
- Tekanan reactor (atm)
- Suhu media pendingin masuk (K)
- Bilangan Reynold
- Kecepatan massa media pendingin yang diperlukan (kg/s)

b. Ukuran pipa

Berdasarkan “Chemical Reactor Design for Process Plants” halaman 535, ukuran pipa yang digunakan berkisar antara 1 *inch* sampai 2 *inch* (Rase *et al.*, 1997).

- Jumlah pipa

Jumlah pipa yang diperlukan dihitung berdasarkan bilangan Reynold yang digunakan, dengan persamaan sebagai berikut :

$$Re \times \rho = \frac{Id \times Gp}{\mu} \quad (5)$$

Gp : flux massa aliran dalam pipa ($\text{kg}/\text{m}^2 \text{ s}$)

Id : diameter dalam pipa (m)

Rep : bilangan Reynold

- Flux massa dihitung dengan persamaan :

$$Gp = \frac{fmasst}{npipa \times ap} \quad (6)$$

ap : luas aliran dalam pipa (m)

$fmasst$: kecepatan massa total (kg/s)

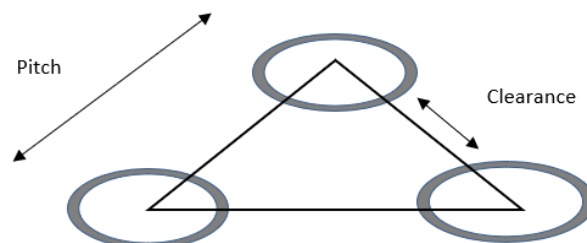
$npipa$: jumlah pipa

Masukkan ke dalam persamaan bilangan Reynold, diperoleh :

$$npipa = \frac{Id \times fmasst}{Re \times \rho \times ap \times \mu} \quad (7)$$

c. Susunan pipa

Pipa dalam reaktor disusun secara triangular dengan alasan jumlah pipa yang lebih banyak.



Diameter ekivalen untuk susunan triangular berdasarkan “*Process Heat Transfer*” halaman 139 (Kern, 1965) :

$$De = \frac{4 \times \left(\frac{1}{2} \times pitch \times 0,86 \times pitch - \frac{1}{2} \times \pi \times \frac{Od^2}{4} \right)}{1/2 \times \pi \times Od} \quad (8)$$

d. Diameter selongsong (*shell*)

Untuk susunan triangular :

npipa

$$= \frac{\left[(Ids - K_1)^2 \times \frac{\pi}{4} + K_2 \right] - pitch \times (Ids - K_2) \times [K_3 \times npass + K_4]}{1,233 \times pitch^2} \quad (9)$$

Nilai konstanta untuk susunan triangular dari buku “*Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants Volume 3 Third Ed*” halaman 36 (Ludwig, 2001) :

$$K_1 = 1,08$$

$$K_2 = -0,90$$

$$K_3 = 0,69$$

$$K_4 = -0,80$$

e. Koefisien perpindahan kalor gabungan

Dihitung berdasarkan persamaan korelasi :

$$Ud = \frac{Uc}{Rd \times Uc + 1} \quad (10)$$

Rd : resistansi termal terhadap pengotor ($m^2 \text{ s K/kJ}$)

Uc : koefisien perpindahan kalor gabungan bersih ($\text{kJ/m}^2 \text{ s K}$)

Ud : koefisien perpindahan kalor gabungan *design* (kJ/m² s K)

Berdasarkan “*Chemical Engineering Kinetics 3 Ed*” halaman 572, koefisien perpindahan perpindahan panas dalam pipa dihitung dengan persamaan (Smith, 1981) :

$$hi = \frac{kthav}{Dp} \times (0,203 \times Rep^{0,8} \times Prp^{\frac{1}{3}} + 0,220 \times Rep^{0,8} \times Prp^{0,4}) \quad (11)$$

Keterangan :

hi : koefisien perpindahan kalor dalam pipa (kJ/m² s K)

kthav : konduktivitas termal (kJ/m s K)

Rep : Bilangan Reynold

Prp : Bilangan Prandtl

Berdasarkan “*Plant Design and Economics for Chemical Engineers*” halaman 659, koefisien perpindahan perpindahan panas dalam *shell* dihitung dengan persamaan (Peter, 2003) :

$$ho = 0,36 \times \frac{kthdow}{De} \times Res^{0,55} \times Prs^{1/3} \quad (12)$$

Keterangan :

De : diameter ekivalen (m)

ho : koefisien perpindahan kalor selongsong (kJ/m² s K)

Kthdow : konduktivitas thermal (kJ/m s K)

Res : Bilangan Reynold

Prs : Bilangan Prandtl

f. Komposisi masing-masing komponen pada konversi

- Isobutilena

$$f_{mol}(1) = f_{molin}(1) - x \times f_{molin}(1) \quad (13)$$

- 1-Butana

$$f_{mol}(2) = f_{molin}(2) \quad (14)$$

- 2-Butana

$$f_{mol}(3) = f_{molin}(3) \quad (15)$$

- MTBE

$$f_{mol}(4) = f_{molin}(4) + x \times f_{molin}(1) \quad (16)$$

- Metanol

$$f_{mol}(5) = f_{molin}(5) - x \times f_{molin}(1) \quad (17)$$

- Air

$$f_{mol}(6) = f_{molin}(6) \quad (18)$$

g. Fraksi mol masing-masing komponen

$$y_i = \frac{\text{kecepatan mol masing - masing komponen}}{\text{kecepatan mol total}} \quad (19)$$

h. Viskositas campuran

$$\mu_{av} = \frac{\sum y_i \times \mu_i \times \sqrt{M_{wi}}}{\sum y_i \times \sqrt{M_{wi}}} \quad (20)$$

Keterangan :

y_i : fraksi mol masing masing komponen

μ_i : viskositas masing masing komponen (kg/m s)

M_{wi} : massa molekul masing masing komponen

i. Konduktivitas termal campuran

$$k_{thav} = \frac{\sum y_i \times k_{thi} \times \sqrt[3]{M_{wi}}}{\sum y_i \times \sqrt[3]{M_{wi}}} \quad (21)$$

Keterangan :

k_{thi} : konduktivitas termal masing masing komponen (kJ/m s K)

k_{thav} : konduktivitas termal campuran (kJ/m s K)

3. Penyelesaian persamaan matematis

Persamaan matematis diselesaikan dengan cara Runge Kutta :

- Konstanta Runge Kutta ke-1

$$k_1 = \frac{\Delta x a}{\Delta z} \Delta z \quad (22)$$

Dievaluasi pada x_{a_n} , T_{l_n} , T_{p_n} dan P_{t_n}

$$n_1 = \frac{\Delta T l}{\Delta z} \Delta z \quad (23)$$

Dievaluasi pada x_{a_n} , T_{l_n} , T_{p_n} dan P_{t_n}

$$o_1 = \frac{\Delta T p}{\Delta z} \Delta z \quad (24)$$

Dievaluasi pada x_{a_n} , T_{l_n} , T_{p_n} dan P_{t_n}

$$p_1 = \frac{\Delta P t}{\Delta z} \Delta z \quad (25)$$

Dievaluasi pada x_{a_n} , T_{l_n} , T_{p_n} dan P_{t_n}

- Konstanta Runge Kutta ke-2

$$k_2 = \frac{\Delta x a}{\Delta z} \Delta z \quad (26)$$

Dievaluasi pada $x_{n+k_1/2}$; $T_{l_n+n_1/2}$; $T_{p_n+o_1/2}$ dan $P_{t_n+p_1/2}$

$$n_2 = \frac{\Delta T l}{\Delta z} \Delta z \quad (27)$$

Dievaluasi pada $x_{n+k_1/2}$; $T_{l_n+n_1/2}$; $T_{p_n+o_1/2}$ dan $P_{t_n+p_1/2}$

$$o_2 = \frac{\Delta T p}{\Delta z} \Delta z \quad (28)$$

Dievaluasi pada $x_{n+k_1/2}$; $T_{l_n+n_1/2}$; $T_{p_n+o_1/2}$ dan $P_{t_n+p_1/2}$

$$p_2 = \frac{\Delta P t}{\Delta z} \Delta z \quad (29)$$

Dievaluasi pada $x_{n+k_1/2}$; $T_{l_n+n_1/2}$; $T_{p_n+o_1/2}$ dan $P_{t_n+p_1/2}$

- Konstanta Runge Kutta ke-3

$$k_3 = \frac{\Delta x a}{\Delta z} \Delta z \quad (30)$$

Dievaluasi pada $x_{n+k_2/2}$; $T_{l_n+n_2/2}$; $T_{p_n+o_2/2}$ dan $P_{t_n+p_2/2}$

$$n_3 = \frac{\Delta T l}{\Delta z} \Delta z \quad (31)$$

Dievaluasi pada $x_{n+k_2/2}$; $T_{l_n+n_2/2}$; $T_{p_n+o_2/2}$ dan $P_{t_n+p_2/2}$

$$o_3 = \frac{\Delta T p}{\Delta z} \Delta z \quad (32)$$

Dievaluasi pada $x_{n+k_2/2}$; $T_{l_n+n_2/2}$; $T_{p_n+o_2/2}$ dan $P_{t_n+p_2/2}$

$$p_3 = \frac{\Delta P t}{\Delta z} \Delta z \quad (33)$$

Dievaluasi pada $x_{n+k_2/2}$; $T_{l_n+n_2/2}$; $T_{p_n+o_2/2}$ dan $P_{t_n+p_2/2}$

- Konstanta Runge Kutta ke-4

$$k_4 = \frac{\Delta x a}{\Delta z} \Delta z \quad (34)$$

Dievaluasi pada x_{n+k_3} ; $T_{l_n+n_3}$; $T_{p_n+o_3}$ dan $P_{t_n+p_3}$

$$n_4 = \frac{\Delta T l}{\Delta z} \Delta z \quad (35)$$

Dievaluasi pada x_{n+k_3} ; $T_{l_n+n_3}$; $T_{p_n+o_3}$ dan $P_{t_n+p_3}$

$$o_4 = \frac{\Delta T p}{\Delta z} \Delta z \quad (36)$$

Dievaluasi pada x_{n+k_3} ; $T_{l_n+n_3}$; $T_{p_n+o_3}$ dan $P_{t_n+p_3}$

$$p_4 = \frac{\Delta P t}{\Delta z} \Delta z \quad (37)$$

Dievaluasi pada x_{n+k_3} ; $T_{l_n+n_3}$; $T_{p_n+o_3}$ dan $P_{t_n+p_3}$

Data Katalis :

Katalis yang dipakai adalah Amberlyst-15

Bentuk fisik : butiran

Porositas : 0,4

Diameter : 0,0079 m

Rapat massa : 0,61 kg/m³

Faktor pengotor : 0,52900723 (m² s/K kJ)

Hasil penyelesaian persamaan matematis di atas diperoleh dengan

menggunakan software matlab dengan hasil sebagai berikut :

Z	x1	Tl	Tp	Ptn
0.000	0.0000	362.150	303.150	29.608
0.100	0.2326	357.634	315.066	29.608
0.200	0.3661	352.106	323.470	29.608
0.300	0.4446	347.574	329.036	29.608
0.400	0.4973	344.671	332.642	29.608
0.500	0.5382	343.124	335.020	29.608
0.600	0.5733	342.489	336.670	29.608
0.700	0.6054	342.412	337.900	29.608
0.800	0.6358	342.657	338.889	29.608
0.900	0.6650	343.076	339.741	29.608
1.000	0.6933	343.579	340.511	29.608
1.100	0.7206	344.111	341.228	29.608
1.200	0.7467	344.636	341.906	29.608
1.300	0.7714	345.133	342.548	29.608
1.400	0.7946	345.587	343.155	29.608
1.500	0.8160	345.991	343.723	29.608
1.600	0.8354	346.341	344.251	29.608
1.700	0.8529	346.639	344.734	29.608
1.800	0.8685	346.886	345.172	29.608
1.900	0.8821	347.089	345.564	29.608
2.000	0.8940	347.253	345.911	29.608
2.100	0.9042	347.384	346.215	29.608
2.200	0.9129	347.489	346.479	29.608
2.300	0.9203	347.572	346.705	29.608

2.400	0.9265	347.637	346.899	29.608
2.500	0.9318	347.689	347.064	29.608
2.600	0.9362	347.730	347.204	29.608
2.700	0.9398	347.763	347.321	29.608
2.800	0.9429	347.789	347.419	29.608
2.900	0.9454	347.810	347.501	29.608
3.000	0.9476	347.827	347.569	29.608
3.100	0.9493	347.840	347.626	29.608
3.200	0.9508	347.851	347.674	29.608
3.300	0.9520	347.860	347.713	29.608
3.400	0.9530	347.867	347.745	29.608
3.500	0.9538	347.873	347.772	29.608
3.600	0.9544	347.878	347.795	29.608
3.700	0.9550	347.882	347.813	29.608
3.800	0.9555	347.885	347.828	29.608
3.900	0.9558	347.887	347.841	29.608
4.000	0.9562	347.890	347.851	29.608
4.100	0.9564	347.891	347.859	29.608
4.200	0.9566	347.893	347.867	29.608
4.300	0.9568	347.894	347.872	29.608
4.400	0.9570	347.895	347.877	29.608
4.500	0.9571	347.896	347.881	29.608
4.600	0.9572	347.896	347.884	29.608
4.700	0.9573	347.897	347.887	29.608
4.800	0.9573	347.897	347.889	29.608
4.900	0.9574	347.898	347.891	29.608
5.000	0.9574	347.898	347.892	29.608
5.100	0.9575	347.898	347.894	29.608
5.200	0.9575	347.899	347.895	29.608
5.300	0.9575	347.899	347.896	29.608
5.400	0.9575	347.899	347.896	29.608
5.500	0.9576	347.899	347.897	29.608
5.600	0.9576	347.899	347.897	29.608
5.700	0.9576	347.899	347.898	29.608
5.800	0.9576	347.899	347.898	29.608
5.900	0.9576	347.899	347.898	29.608
5.978	0.9576	347.899	347.898	29.608

=====

=====

Hasil perhitungan reaktor

Neraca Massa

I	Masuk		Keluar	
i-C4H8	90.5391	5079.9259	3.8389	215.3887
1-C4H8	100.8865	5660.4888	100.8865	5660.4888
2-C4H8	67.2576	3773.6592	67.2576	3773.6592
C5H12O	0.8583	75.6618	87.5586	7718.2629
CH4O	181.0780	5802.1317	94.3778	3024.0678
H2O	0.7191	12.9557	0.7191	12.9557
	441.3387	20404.8231	354.6385	20404.8231

Hasil perhitungan reaktor |

Neraca Panas

I	Masuk		Keluar	
i-C4H8	90.5391	832910.9191	3.8389	26859.4126
1-C4H8	100.8865	921317.0243	100.8865	700953.7842
2-C4H8	67.2576	610047.5175	67.2576	464770.0895
C5H12O	0.8583	10613.2536	87.5586	831063.1870
CH4O	181.0780	963672.8005	94.3778	386606.7621
H2O	0.7191	3461.6101	0.7191	2690.9054
	441.3387	3342023.1251	354.6385	2412944.1409
	100000	124.7364	100000	1329.1086

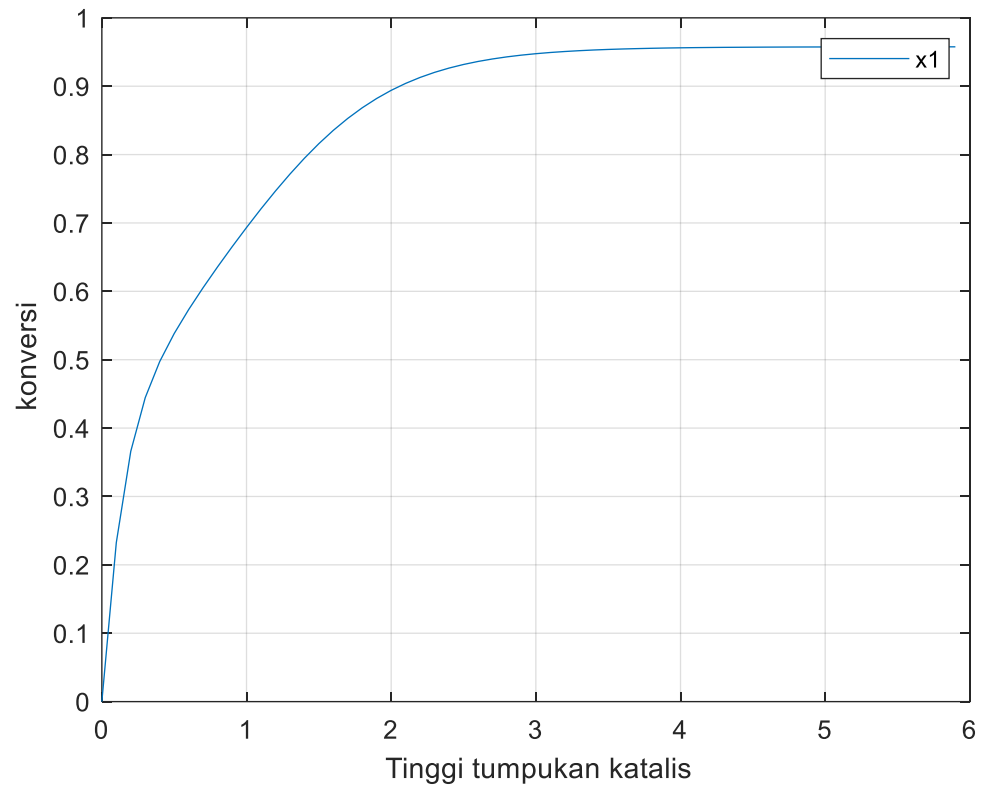
Qr= 3520425.4802 [kJ/jam]

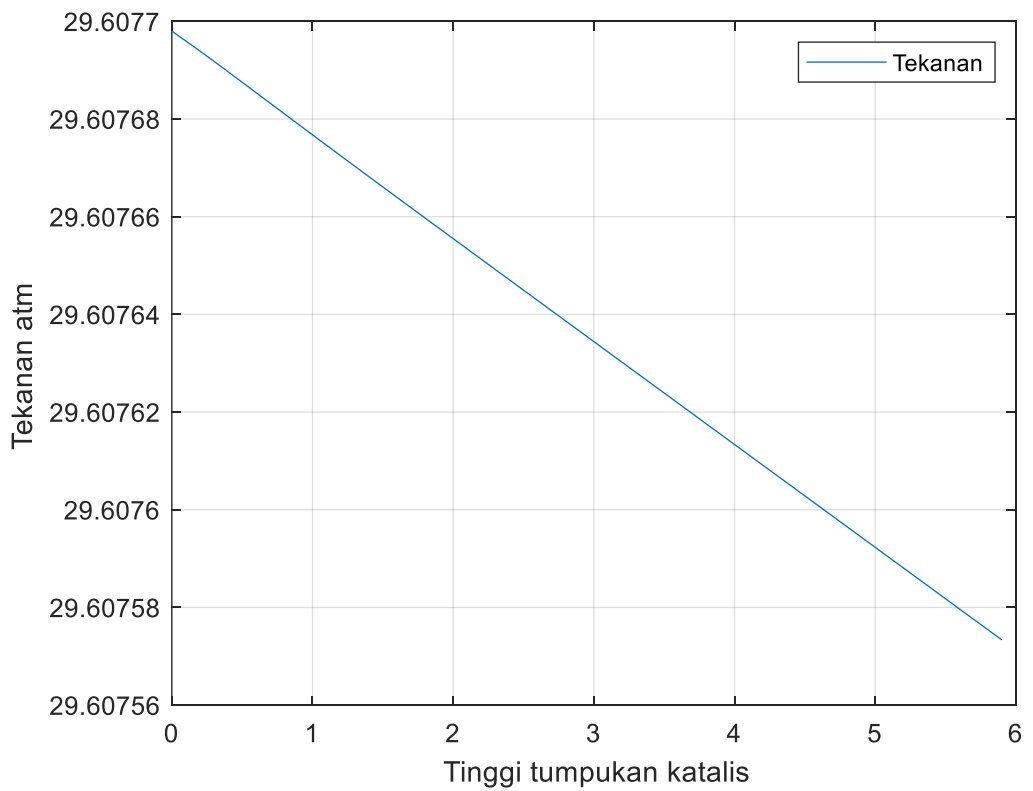
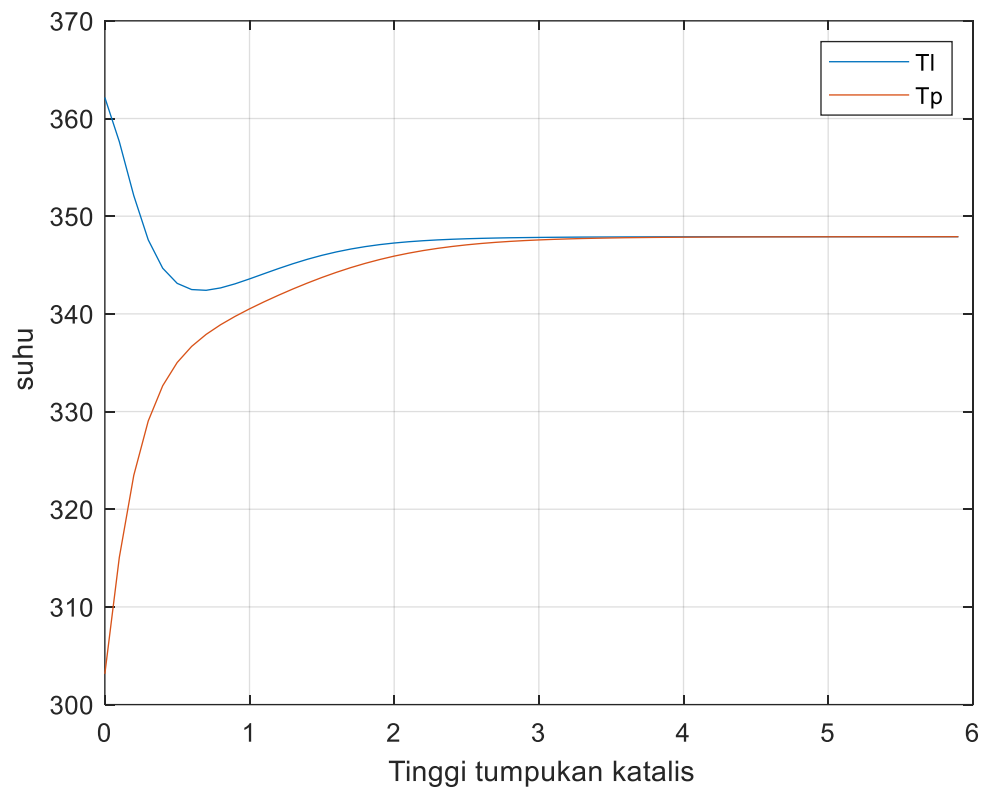
Ukuran reaktor

Diameter dalam : 52.53 [mm]
Diameter luar : 60.45 [mm]
Jumlah pipa : 8423
Susunan pipa triangular

Pitch : 0.0756 [m]
Clearance : 0.0151 [m]
Diameter ekivalent : 0.0430 [m]
Diameter Shell : 8.7116 [m]

Katalis : Amberlyst





Naeraca massa :

Komponen	Masuk		Keluar	
	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
i-C ₄ H ₈	90,5391	5079,9259	3,8389	215,3889
1-C ₄ H ₈	100,8865	5660,4888	100,8865	5660,4888
2-C ₄ H ₈	67,2576	3773,6592	67,2576	3773,6592
C ₅ H ₁₂ O	0,8583	75,6618	87,5586	7718,2627
CH ₄ O	181,0783	5802,1384	94,3780	3024,0745
H ₂ O	0,7191	12,9557	0,7191	12,9557
total	441,3390	20404,8298	354,6387	20404,8298

Ukuran pipa : 60,452 mm
 Diameter luar pipa : 52,5272 mm
 Jumlah pipa : 8423 batang
 Susunan : triangular
Pitch : 0,0756 m
 Diameter selongsong : 8,7116 m
 Jarak antar *baffle* : 1,7423 m
 Tebal tumpukan katalis : 5,978 m
 Suhu cairan masuk : 362,15 K
 Suhu cairan keluar : 347,8993 K
 Suhu pendingin masuk : 303,15 K
 Suhu pendingin keluar : 347,8984 K
 Massa pendingin keluar : 100000 kg/jam
 Tekanan masuk : 29,6077 atm
 Tekanan keluar : 29,6077 atm
 Pressure drop : 0,00002 atm

4. Perhitungan pelengkap

a. Tebal dinding selongsong

Dihitung dengan persamaan 13.42 “*Chemical Engineering Design Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design*” halaman 986, koefisien perpindahan perpindahan panas dalam *shell* dihitung dengan persamaan (Sinnot, 2008) :

$$ts = \frac{P_{gauge} \times R}{S \times E - 0,6P_{gauge}} + C' \quad (38)$$

Keterangan :

C' : faktor korosi (m)

S : *allowable stress* (Pa)

P_{gauge} : tekanan perancangan menurut alat ukur (Pa)

R : jari-jari dalam selongsong (m)

ts : tebal dinding selongsong (m)

E : efisiensi sambungan

$$R = 4,3358 \text{ m}$$

$$P_{operasi} = 29,6077 \text{ atm}$$

Tekanan perancangan dirancang agar selongsong mampu menahan tekanan sebesar 50% lebih besar dari tekanan operasi berdasarkan “*Pressure Vessel Handbook*” halaman 17 (meggyyessy, 1999).

$$P_{design} = 4499999,9998 \text{ Pa}$$

$$P_{gauge} = 4398674,9998 \text{ Pa}$$

Bahan konstruksi dipilih baja karbon A-285 dengan *allowable stress* sebesar 13800 psi berdasarkan “*Chemical Engineering Design Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design*” halaman 982 (Sinnott, 2008).

$$S = 95121428,5714 \text{ Pa}$$

$$C' = 0,0032 \text{ m}$$

E = 95% dari *Process Equipment Design*” tabel 13.2 (Brown dan Young, 1959)

Sehingga diperoleh nilai tebal dinding selongsong sebesar :

$$t_s = 0,2216 \text{ m}$$

b. Tutup (*head*) reaktor

Head reaktor dipilih jenis elipsoidal berdasarkan “*Chemical Engineering Design Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design*” halaman 987 (Sinnott, 2008).

$$t_h = \frac{P_{gauge} \times I_{ds}}{2 \times S \times E - 0,2P_{gauge}} + C' \quad (39)$$

Keterangan :

C' : faktor korosi (m)

S : *allowable stress* (Pa)

P_{gauge} : tekanan perancangan menurut alat ukur (Pa)

I_{ds} : diameter dalam selongsong (m)

t_h : tebal *head* (m)

E : efisiensi sambungan

$$P_{\text{operasi}} = 29,6077 \text{ atm}$$

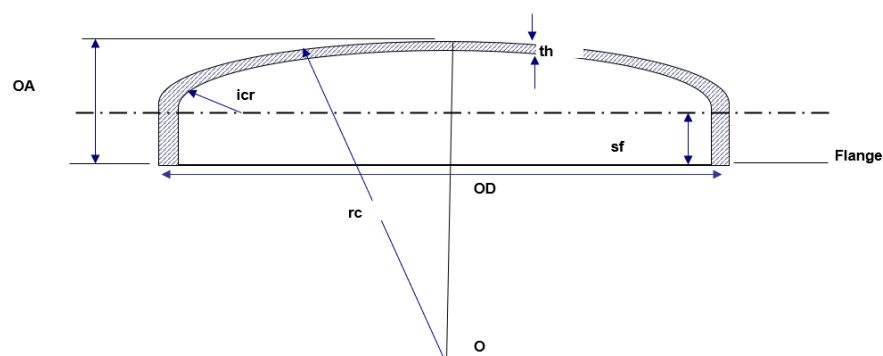
$$P_{\text{design}} = 35,5292 \text{ atm}$$

$$P_{\text{gauge}} = 34,5160 \text{ atm}$$

Sehingga diperoleh nilai tebal *head* sebesar :

$$th = 0,1724 \text{ m}$$

c. Tinggi *head*



Keterangan :

icr : jari-jari sudut internal (m)

rc : jari-jari kelengkungan (m)

sf : *flange* lurus (m)

th : tebal *head* (m)

OA : tinggi *head* (m)

Dari “*Process Equipment Design*” tabel 5.7 (Brown dan Young, 1959) :

$$t = 1 \text{ inch (0,0254 m)}$$

$$icr = 7,1 \text{ inch (0,1810 m)}$$

$$r = 180 \text{ inch (4,5720 m)}$$

Tinggi *head* dihitung dengan persamaan :

$$OA = th + b + sf \quad (40)$$

$$b = r - \sqrt{BC^2 - AB^2} \quad (41)$$

$$BC = r - icr \quad (42)$$

$$AB = \frac{Ids}{2} - icr \quad (43)$$

Nilai *sf* diperoleh “*Process Equipment Design*” dari tabel 5.6 yaitu berkisar antara 1,5 *inch* sampai 4,5 *inch* (Brown dan Young, 1959).

$$sf = 4,5 \text{ inch (0,1143 m)}$$

$$BC = 4,3910 \text{ m}$$

$$AB = 4,1748 \text{ m}$$

$$b = 3,2111 \text{ m}$$

Sehingga diperoleh nilai tinggi *head* sebesar :

$$OA = 3,4978 \text{ m}$$

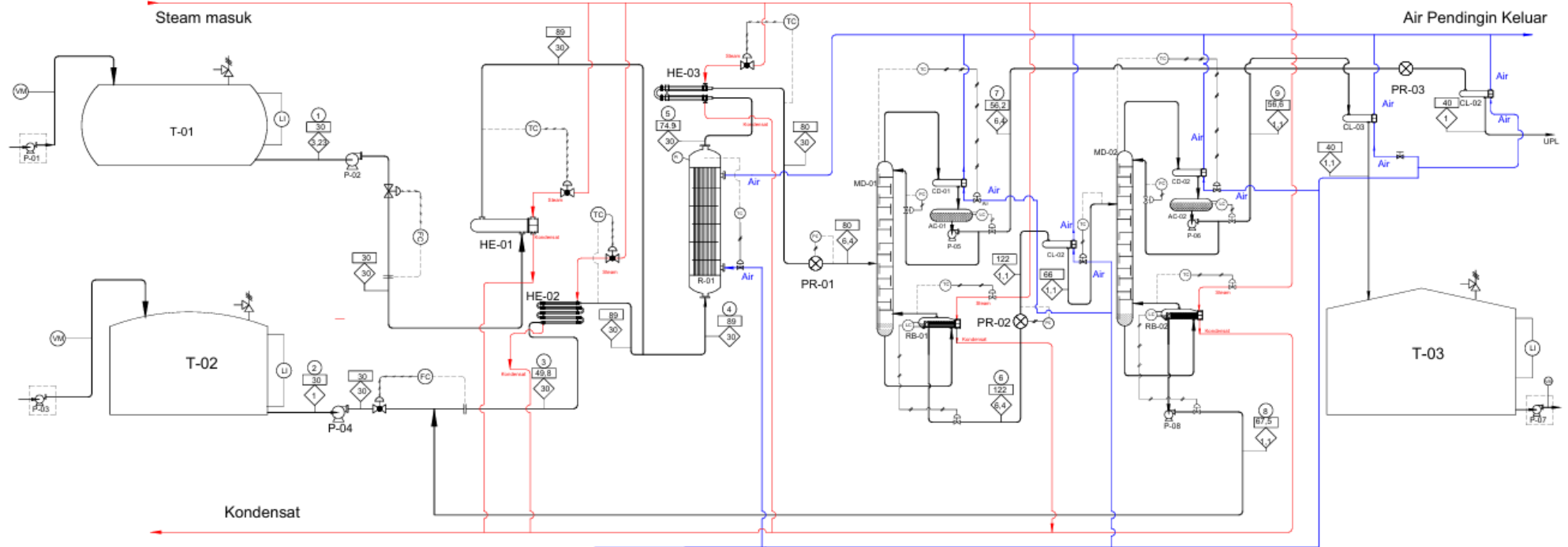
d. Tinggi total reaktor

$$\begin{aligned} h_{total} &= \text{tinggi tumpukan katalis} + 2 \text{ Ballast} \\ &\quad + 2 \text{ tinggi head} \end{aligned} \quad (44)$$

$$\text{Tinggi total reaktor} = 13,1007 \text{ m}$$

LAMPIRAN B PEFD

PROCESS FLOW DIAGRAM PRARANCANGAN PABRIK METIL TERSIER BUTIL ETER DARI ISOBUTILENA DAN METANOL KAPASITAS 60.000 ton/tahun



NERACA MASSA (kg/jam)

KOMPONEN	1	2	3	4	5	6	7	8	9
i-C4H8	5079,926			5079,926	215,389	0,604	214,785		0,604
1-C4H8	5660,489			5660,489	5660,489	16,759	5643,730		16,759
2-C4H ₆	3773,659			3773,659	3773,659	37,737	3735,923		37,737
C ₂ H ₅ O			75,662	75,662	7718,263	7641,837	76,426	75,662	7566,175
CH ₃ OH		2817,563	5802,138	5802,138	3024,075	3014,731	9,343	2984,575	30,156
H ₂ O		4,233	12,956	12,956	12,956	12,956		8,723	4,233
TOTAL	14514,074	2821,796	5890,756	20404,830	20404,830	10724,623	9680,207	3068,960	7655,663

Keterangan

AC	Akumulator
CD	Kondensator
CL	Pendingin
LI	Pengukur Ketinggian
HE	Panaskan
MD	Menara Distilasi
P	Pompa
PR	Penurun Tekanan
R	Reaktor
RB	Reboiler
T	Tangki

Pengendali

FC	Pengendali arus
LC	Pengendali Ketinggian
LI	Pengukur Ketinggian
PC	Pengendali Tekanan
TC	Pengendali Suhu
VM	Pengukur Volume

SIMBOL

○	Nomor arus
□	Suhu, C
◇	Tekanan, atm
—	Pipa
—	Udara tekan
—	Listrik
—	Air
—	Steam



JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA

**PROCESS FLOW DIAGRAM
PRARANCANGAN PABRIK METIL TERSIER BUTIL ETER DARI
ISOBUTILENA DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI : 60.000 TON/TAHUN**

Dikerjakan Oleh : No Induk Mahasiswa

NAMA : 1. ALFEDO AGASTA SUSENO 18021039
2. GERY JUNKA NARLA 18021041

PEMBIMBING : 1. AJENG YULIANTI DWI LESTARI, S.T., M.T.

LAMPIRAN C KARTU BIMBINGAN

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRA RANCANGAN PABRIK

Nama Mahasiswa 1 : Alfedo Agasta Suseno
 No. Mahasiswa 1 : 18521039
 Nama Mahasiswa 2 : Dery Junika
 No. Mahasiswa 2 : 18521051
 Judul Pra rancangan Pabrik : Perancangan Pabrik Metil Ter. Butil Eter dari Isobutilen dan Metanol dengan Kapasitas 60.000 Ton/Tahun
 Mulai Masa Bimbingan : 14 September 2023
 Selesai Masa Bimbingan : 13 Maret 2024

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	14-09-2023	Perkenalan & Diskusi awal	Jing
2.	18-09-2023	Penentuan Kapasitas Pabrik	Jing
3.	26-09-2023	Pengerjaan Tinjauan Termodinamika & Kinetik	Jing
4.	9-10-2023	Bimbingan Neraca Massa & Neraca Panas	Jing
5.	13-10-2023	Bimbingan Reaktor	Jing
6.	24-10-2023	Bimbingan alat besar	Jing
7.	27-10-2023	Bimbingan alat kecil	Jing
8.	02-11-2023	Utilitas & Ekonomi	Jing
9.	06-11-2023	PEFD & Masalah	Jing

Disetujui Draft Penulisan :
 Yogyakarta, 6 November 2023
 Pembimbing,

Jing

(...Ang Miant D.L., S.T., M.T.)

Catatan:

- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan Pra Rancangan Pabrik
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy