

**PRA RANCANG PABRIK METIL METAKRILAT $C_5H_8O_2$ DENGAN
PROSES ESTERIFIKASI OKSIDATIF KAPASITAS 100.000
TON/TAHUN**



SKRIPSI

**Dibuat Untuk Memenuhi Persyaratan Kelulusan Mata Kuliah Skripsi dan
Seminar Skripsi pada Jurusan S-Tr Teknologi Rekayasa Kimia Industri,
Sekolah Vokasi, Universitas Diponegoro**

Disusun oleh:

MUHAMMAD FIKRI ARIEF TRI IZZUL ISLAM

NIM. 40040118650035

PRODI S-Tr TEKNOLOGI REKAYASA KIMIA INDUSTRI

DEPARTEMEN TEKNOLOGI INDUSTRI

SEKOLAH VOKASI

UNIVERSITAS DIPONEGORO

SEMARANG

2022

**PRA RANCANG PABRIK METIL METAKRILAT C₅H₈O₂ DENGAN
PROSES ESTERIFIKASI OKSIDATIF KAPASITAS 100.000
TON/TAHUN**



SKRIPSI

**Dibuat Untuk Memenuhi Persyaratan Kelulusan Mata Kuliah Skripsi dan
Seminar Skripsi pada Jurusan S-Tr Teknologi Rekayasa Kimia Industri,
Sekolah Vokasi, Universitas Diponegoro**

Disusun oleh:

MUHAMMAD FIKRI ARIEF TRI IZZUL ISLAM

NIM. 40040118650035

PRODI S-Tr TEKNOLOGI REKAYASA KIMIA INDUSTRI

DEPARTEMEN TEKNOLOGI INDUSTRI

SEKOLAH VOKASI

UNIVERSITAS DIPONEGORO

SEMARANG

2022

HALAMAN PENGESAHAN

**PRA RANCANG PABRIK METIL METAKRILAT $C_5H_8O_2$ DENGAN PROSES
ESTERIFIKASI OKSIDATIF KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN**

SKRIPSI

**Diajukan untuk melengkapi salah satu syarat memperoleh gelar Sarjana Terapan
Teknik**

Disusun Oleh:

MUHAMMAD FIKRI ARIEF TRI IZZUL ISLAM NIM. 40040118650035

Disetujui dan Disahkan Sebagai Laporan Tugas Akhir (Skripsi)

Semarang, 8 September 2022

Dosen Pembimbing,


Dr. Eng. Vita Paragita, S.T., M.M., M.Eng.

NIP. 198102152005012002

HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS

Yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Muhammad Fikri Arief Tri Izzul Islam
NIM : 40040118650035
Judul Skripsi : Prarancang Pabrik Metil Metrakrilat Menggunakan Proses *Direct Oxidative Esterification* dengan Kapasitas 100.000 Ton/Tahun
Fakultas/Jurusan : Sekolah Vokasi/Teknologi Rekayasa Kimia Industri

Menyatakan bahwa skripsi ini merupakan hasil karya saya dan partner atas nama Putri Puji Nugraheni didampingi pembimbing dan bukan hasil jiplakan/plagiat. Apabila ditemukan unsur penjiplakan/plagiat dalam skripsi ini, maka saya bersedia menerima sanksi akademik dari Universitas Diponegoro sesuai aturan yang berlaku. Demikian pernyataan ini saya buat dalam keadaan sadar dan tanpa paksaan dari siapapun.



Semarang, 7 Desember 2022



Muhammad Fikri Arief Tri Izzul Islam
NIM. 40040118650035

HALAMAN PENGESAHAN PENGUJI

Judul : Pra Rancang Pabrik Metil Metakrilat $C_5H_8O_2$ Dengan Proses Esterifikasi Oksidatif Kapasitas 100.000 Ton/Tahun

Identitas Penulis :

Nama : Muhammad Fikri Arief Tri Izzul Islam

NIM : 40040118650035

Fakultas/Jurusan : Sekolah Vokasi / S.Tr-Teknologi Rekayasa Kimia Industri

Laporan Tugas Akhir/Skripsi ini telah disahkan dan disetujui pada:

Hari : Rabu

Tanggal : 14 Desember 2022


Semarang, 14 Desember 2022


Mengetahui,

Tim Penguji

Penguji I,

Penguji II,


Mohamad Endy Julianto, S.T., M.T.
NIP.197107311999031001


Anggun Puspitarini Siswanto, S.T., Ph.D.
NIP.H.7.198803152018072001

KATA PENGANTAR

Puji syukur kehadiran Allah SWT yang telah melimpahkan rahmat dan hidayah-Nya, sehingga penulis dapat menyelesaikan Laporan Skripsi ini yang merupakan salah satu syarat untuk menyelesaikan studi di Program Studi S-Tr Teknologi Rekayasa Kimia Industri Universitas Diponegoro Semarang. Penulis menyadari bahwa dalam penyusunan laporan skripsi ini tidak terlepas dari bantuan berbagai pihak, maka dengan hati yang tulus ikhlas penulis mengucapkan terimakasih kepada:

1. Mohamad Endy Julianto, S.T., M.T. selaku Ketua Program Studi S.Tr-Teknologi Rekayasa Kimia Industri, Universitas Diponegoro yang telah memberikan kesempatan untuk melaksanakan kegiatan skripsi.
2. Anggun Puspitarini Siswanto, S.T., Ph.D. selaku Dosen Wali Kelas A 2018 Program Studi S.Tr-Teknologi Rekayasa Kimia Industri, Universitas Diponegoro yang senantiasa memberikan nasihat, arahan, dan bimbingan dalam perkuliahan.
3. Dr. Eng. Vita Paramita S.T., M.M., M.Eng. selaku Dosen Pembimbing Skripsi yang senantiasa memberikan nasihat dan membimbing dalam melaksanakan skripsi.
4. Seluruh dosen, tenaga pendidik, dan segenap staff administrasi Program Studi S.Tr-Teknologi Rekayasa Kimia Industri, Universitas Diponegoro yang telah banyak membantu selama menjalani perkuliahan.
5. Keluarga penulis, Bapak (Sutrisno, S.Pd.), Ibu (Dra. Urva Handayani), Kakak (Rizky Arief Eka Trisnawan, S.Si dan Annisa Rahma Dwi Izzati, S.Psi), yang selalu mengasihi dan mendukung penulis baik secara moral maupun material.
6. Putri Puji Nugraheni sebagai partner seperjuangan yang selalu memberi dukungan.

Penyusun menyadari bahwa dalam penyusunan Laporan Skripsi ini masih jauh dari sempurna. Penyusun berharap semoga Laporan Skripsi ini dapat bermanfaat bagi setiap pembaca dan semua pihak.

Semarang, Desember 2022

Penyusun

DAFTAR ISI

HALAMAN PENGESAHAN.....	ii
HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS.....	iii
KATA PENGANTAR.....	iv
DAFTAR ISI.....	vi
DAFTAR TABEL.....	xi
DAFTAR GAMBAR.....	xiii
INTISARI.....	xiv
<i>SUMMARY</i>	xv
BAB I.....	1
PENDAHULUAN.....	1
1.1. Latar Belakang Pendirian Pabrik.....	1
1.1.1. Sejarah.....	1
1.1.2. Alasan Pendirian Pabrik.....	2
1.2. Kapasitas Rancangan.....	3
1.2.1. Kebutuhan.....	3
1.2.2. Ketersediaan Bahan Baku.....	5
1.3. Penentuan Lokasi Pabrik.....	5
1.3.1. Penyediaan Bahan Baku dan Bahan Pembantu.....	5
1.3.3. Transportasi.....	6
1.3.4. Pemasaran.....	6
1.3.5. Utilitas.....	6
1.4. Tinjauan Proses.....	7
1.4.1. Pemilihan Proses.....	7
1.4.2. Seleksi Proses.....	9
1.4.3. Uraian Proses Terpilih.....	10

1.4.4.	Kegunaan Produk	10
BAB II		11
DESKRIPSI PROSES		11
2.1.	Spesifikasi Bahan Baku dan Produk.....	11
2.1.1.	Bahan Baku Utama.....	11
2.1.2.	Bahan Pendukung.....	12
2.1.3.	Produk Utama.....	13
2.1.4.	Produk Samping	14
2.2.	Konsep Proses.....	15
2.2.1.	Pemilihan Proses	15
2.2.2.	Mekanisme Reaksi	15
2.2.3.	Kondisi Operasi.....	15
2.3.	Langkah Proses.....	18
2.3.1.	Persiapan Bahan Baku.....	18
2.3.2.	Direct Oxidative Esterification (DOE).....	18
2.3.3.	Pemurnian.....	19
2.4.	Diagram Alir Proses	20
2.5.	Neraca Massa dan Neraca Panas	21
2.5.1.	Neraca Massa	21
2.5.2.	Neraca Panas	27
2.6.	Tata Letak Pabrik dan Pemetaan	32
2.7.	Tata Letak Alat Proses.....	36
BAB III		40
SPESIFIKASI ALAT		40
3.1.	Unit Persiapan Bahan Baku	40
3.1.1.	Tangki (T-01)	40
3.1.2.	Pompa (P-01).....	41

3.1.3.	Heater (H-01)	42
3.2.	Unit Reaksi	43
3.2.1.	Reaktor	43
3.3.	Unit Pemurnian.....	44
3.3.1.	Kolom Distilasi (KD-01).....	44
BAB IV	46
UNIT PENDUKUNG PROSES	46
4.1.	Unit Pengadaan dan Pengolahan Air	46
4.1.1.	Air Umpan <i>Boiler</i>	49
4.1.2.	Air Domestik.....	49
4.2.	Unit Pengadaan Listrik	50
4.2.1.	Listrik untuk Peralatan	50
4.2.2.	Listrik untuk Penerangan	51
4.3.	Unit Pengadaan Steam.....	52
4.4.	Unit Pengadaan Bahan Bakar	53
4.5.	Unit Pengadaan Udara Tekan	54
4.6.	Unit Pengolahan Limbah.....	54
4.7.	Laboratorium	55
BAB V	57
MANAJEMEN PERUSAHAAN	57
5.1.	Bentuk Perusahaan	57
5.2.	Struktur Organisasi	58
5.3.	Tugas dan Wewenang.....	59
5.3.1.	Pemegang Saham	59
5.3.2.	Dewan Komisaris	60
5.3.3.	Dewan Direksi.....	60
5.3.4.	Staff Ahli	60

5.3.5.	Departemen	61
5.4.	Kebutuhan Karyawan dan Sistem Pengupahan	63
5.5.	Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan, dan Gaji.....	64
5.5.1	Penggolongan Jabatan.....	65
5.5.2	Jumlah Karyawan dan Gaji	66
5.6.	Kesejahteraan Sosial Karyawan	67
5.7.	<i>Corporate Social Responsibility (CSR)</i>	68
BAB VI	70
TROUBLESHOOTING	70
BAB VII	76
ANALISA EKONOMI	76
7.1.	Perkiraan Harga Peralatan	76
7.2.	Penetapan Dasar Perhitungan	79
7.3.	Perhitungan Biaya Produksi (<i>Production Cost</i>)	79
7.3.1.	Penaksiran Modal Industri (Total Capital Investmen)	79
7.3.2.	Production Cost.....	82
7.4.	Analisis Kelayakan	85
7.4.1.	<i>Percent Profit on Sales (POS)</i>	85
7.4.2.	<i>Percent Return on Investmen (ROI)</i>	85
7.4.3.	<i>Internal Rate of Return (IRR)</i>	85
7.4.4.	<i>Pay Out Time (POT)</i>	85
7.4.5.	<i>Break Event Point (BEP)</i>	86
7.4.6.	<i>Shut Down Point (SDP)</i>	86
7.4.7.	<i>Discounted Cash Flow (DCF)</i>	86
7.5.	Hasil Perhitungan	87
7.5.1.	<i>Capital Invesment</i>	87
7.5.2.	<i>Production Cost</i>	88

7.5.3. <i>Genenral Expense (GE)</i>	90
7.5.4. Analisa Kelayakan.....	90
DAFTAR PUSTAKA	93
LAMPIRAN A	95
PERHITUNGAN NERACA MASSA	95
LAMPIRAN B	113
PERHITUNGAN NERACA PANAS	113
LAMPIRAN C	140
SPESIFIKASI ALAT	140
LAMPIRAN D	191
PERHITUNGAN EVALUASI EKONOMI.....	191

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Data Impor Metil Metakrilat Tahun 2017-2021 (Badan Pusat Statistik, 2021).....	3
Tabel 1.2 Beberapa Pabrik Berbahan Metil Metakrilat di Indonesia.....	4
Tabel 1.3 Perbandingan Pemilihan Proses Berdasarkan Bahan Baku	9
Tabel 2.1 Neraca Massa di Mixing Point-01.....	21
Tabel 2.2 Neraca Massa di Reaktor-01	21
Tabel 2.3 Neraca Massa di Separator-01	21
Tabel 2.4 Neraca Massa di Mixing Tank-01	22
Tabel 2.5 Neraca Massa di Tanki Netralisasi-01	22
Tabel 2.6 Neraca Massa di Kolom Distilasi-01	22
Tabel 2.7 Neraca Massa di Kondensor.....	23
Tabel 2.8 Neraca Massa di Reboiler	23
Tabel 2.9 Neraca Massa di Decanter-	23
Tabel 2.10 Neraca Massa Overall	24
Tabel 2.11 Neraca Panas di Heater-01	27
Tabel 2.12 Neraca Panas di Heater-02	27
Tabel 2.13 Neraca Panas di Reaktor-01	27
Tabel 2.14 Neraca Panas di Cooler-01	28
Tabel 2.15 Neraca Panas Heater-03	28
Tabel 2.16 Neraca Panas di Kolom Distilasi-01	28
Tabel 2.17 Neraca Panas di Condensor-01	29
Tabel 2.18 Neraca Panas di Reboiler-01	29
Tabel 2.19 Neraca Panas di Cooler-02.....	29
Tabel 2.20 Neraca Panas Overall	30
Tabel 2.21 Perincian Bangunan	35
Tabel 4.1 Kebutuhan Air Pendingin.....	47
Tabel 4.2 Kebutuhan Air Domestik	49
Tabel 4.3 Total Kebutuhan Air dalam Pabrik	50
Tabel 4.4 Kebutuhan Listrik Peralatan.....	50
Tabel 4.5 Total Kebutuhan Listrik Pabrik Metil Metakrilat	52
Tabel 4.6 Kebutuhan <i>Steam</i> 150°C	52
Tabel 4.7 Data Cp dalam Fase <i>Liquid</i>	53

Tabel 5.1 Jadwal Kerja Setiap Regu	65
Tabel 5.2 Jabatan dan Pendidikan	65
Tabel 5.3 Detail jumlah karyawan proses (ulrich, 1984) (Hal 329).....	66
Tabel 5.4 Jumlah Karyawan.....	66
Tabel 5.5 Rincian Gaji Berdasarkan Jabatan	67
Tabel 6.1 Analisa HAZOP Tangki Penyimpanan	70
Tabel 6.2 Analisa HAZOP Pompa	71
Tabel 6.3 Analisa HAZOP Reaktor.....	71
Tabel 6.4 Analisa HAZOP pada Pemurnian Produk.....	74
Tabel 7.1 Indeks CEP Tahun 2001 sampai dengan 2020 (Chemengonline.com, 2021).....	77
Tabel 7.2 Total <i>Purchased Equipment Cost</i> (PEC).....	87
Tabel 7.3 Tabel <i>Physical Plant Cost</i> (PPC)	87
Tabel 7.4 Total Biaya Fixed Capital Investment (FCI).....	87
Tabel 7.5 Total Biaya <i>Working Capital Investment</i> (WCI).....	88
Tabel 7.6 Total Biaya <i>Direct Manufacturing Cost</i> (DMC).....	88
Tabel 7.7 Total Biaya <i>Indirect Manufacturing Cost</i> (IMC).....	89
Tabel 7.8 Total Biaya <i>Fixed Manufacturing Cost</i> (FMC)	89
Tabel 7.9 Total Biaya <i>Manufacturing Cost</i> (MC).....	89
Tabel 7.10 Total Biaya <i>General Expense</i> (GE).....	90

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Peta Lokasi Pabrik.....	7
Gambar 2.1 Gambar Diagram Alir Proses Produksi	20
Gambar 2.2 Diagram Alir Neraca Massa	26
Gambar 2.3 Diagram Alir Neraca Panas	31
Gambar 2.4 Tata Letak Pabrik	36
Gambar 2.5 Layout Alat Proses	38
Gambar 2.6 Layout Alat Area Proses.....	39
Gambar 5.1 Struktur Organisasi Perusahaan.....	59
Gambar 7.1 Index CEP tahun 2009-2020	78
Gambar 7.2 Metode Grafik Analisa Ekonomi	91

INTISARI

Metil Metakrilat (MMA) merupakan senyawa turunan ester yang digunakan sebagai bahan baku pada industri cat, industri kosmetik, dan industri polimer. Kebutuhan metil metakrilat di Indonesia sampai saat ini masih hanya mengandalkan impor semata yang mana cenderung mengalami peningkatan pada tiap tahunnya. Oleh sebab itu pendirian pabrik metil metakrilat di Indonesia sangatlah penting guna mengurangi impor, dan tidak menutup kemungkinan untuk di ekspor. Pabrik metil metakrilat direncanakan dibuat dengan kapasitas 100.000 ton/tahun. Proses yang digunakan dalam memproduksi metil metakrilat pada pabrik ini adalah dengan menggunakan proses *direct oxidative esterification*. Bahan baku yang digunakan adalah metakrolein, metanol, dan oksigen. Kemudian untuk bahan pembantunya yaitu natrium hidroksida serta katalis Pd/Al₂O₃. Reaksi bahan-bahan tersebut dilakukan di dalam reaktor *trickle bed* pada temperatur 80°C dan tekanan 6 bar. Pemurnian produk dari reaktor dilakukan dengan proses distilasi dan dekantasi, sehingga akan diperoleh produk metil metakrilat dengan kemurnian 99% dan 1% air. Untuk mendukung proses diperlukan unit utilitas yang bertujuan untuk memenuhi kebutuhan air pendingin sebanyak 689.507,70 kg/jam, air umpan *boiler* 4.451,55 kg/jam sebanyak, air domestik sebanyak 131,25 kg/jam. Kemudian kebutuhan steam sebanyak 1.089,572 kg/jam dan kebutuhan bahan bakar sebanyak 140.8627 kg/jam. Terdapat 3 laboratorium, yaitu laboratorium fisika, laboratorium analitik, laboratorium penelitian dan pengembangan. Bentuk perusahaan ini adalah PT (Perseroan Terbatas), sistem kerja karyawan yang terdiri dari 16 karyawan *shift* dan 10 karyawan *non-shift*. Pabrik beroperasi selama 24 jam perhari dan 330 hari pertahun. Hasil analisa kelayakan menunjukkan ROI sebelum pajak yaitu 30% dan setelah pajak yaitu 24%. POT sebelum pajak yaitu 2,52 tahun dan setelah pajak yaitu 2,99 tahun, nilai BEP yang diperoleh 41%, dan SDP sebesar 17%. Berdasarkan analisa ekonomi dapat disimpulkan bahwa pendirian pabrik metil metakrilat dengan kapasitas 100.000 ton/tahun layak dipertimbangkan.

SUMMARY

Methyl methacrylate (MMA) is an ester-derived compound used as a raw material in the paint industry, cosmetic industry, and polymer industry. The need for methyl methacrylate in Indonesia until now has only relied on imports, which tend to increase every year. Therefore, the establishment of a methyl methacrylate factory in Indonesia is very important in order to reduce imports but does not rule out exports. The methyl methacrylate plant is planned to be built with a capacity of 100,000 tons per year. The process used in producing methyl methacrylate in this factory is the direct oxidative esterification process. The raw materials used are methacrolein, methanol, and oxygen. then for the supporting materials, namely sodium hydroxide and the catalyst Pd/Al₂O₃. The reactions of these materials were carried out in a trickle-bed reactor at a temperature of 80 °C and a pressure of 6 bar. Product purification from the reactor was carried out by distillation and decantation processes so that a methyl methacrylate product with a purity of 99% and 1% water would be obtained. To support the process, a utility unit is needed that aims to meet the needs of cooling water of 689,507.70 kg/hour, boiler feed water of 4,451.55 kg/hour, and domestic water of 131.25 kg/hour. Then the steam requirement is 1,089.572 kg/hour and the fuel requirement is 140.8627 kg/hour. Laboratories are classified into three types: physics laboratories, analytical laboratories, and research and development laboratories. The legal form of this company is a PT (limited liability company), with an employee work system consisting of 16 shift employees and 10 non-shift employees. The factory operates 24 hours a day, 330 days a year. The results of the feasibility analysis show that the ROI before tax is 30% and after tax is 24%. POT before tax is 2.52 years, and after tax, it is 2.99 years. The BEP value obtained is 41%, and the SDP is 17%. Based on the economic analysis, it can be concluded that the establishment of a methyl methacrylate plant with a capacity of 100,000 tons per year is worth considering.

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang Pendirian Pabrik

Indonesia merupakan negara berkembang dan memiliki kewajiban untuk berkembang di segala bidang dimana salah satunya adalah sektor ekonomi yang sedang digiatkan oleh pemerintah untuk mencapai kemandirian ekonomi bangsa. Pembangunan Nasional Indonesia untuk mencapai tujuan tersebut fokus pada pengembangan sektor industri khususnya industri kimia. Pembangunan industri bertujuan untuk memperkuat struktur perekonomian, meningkatkan ketahanan perekonomian, memperluas lapangan kerja dan kesempatan berusaha, serta mendorong berkembangnya kegiatan di berbagai sektor pembangunan lainnya. Padahal, hampir setiap negara di dunia sedang melakukan proses industrialisasi untuk menjamin pertumbuhan ekonomi. Hal ini menunjukkan bahwa sektor industri dipandang di seluruh dunia sebagai satu-satunya sektor utama di mana perekonomian tumbuh subur.

Karena hal inilah industri mengalami peningkatan secara kualitas maupun kuantitas, baik industri yang mengolah bahan baku untuk menjadi bahan setengah jadi maupun bahan jadi, sehingga diperlukan industri yang memproduksi bahan penunjang untuk memperlancar pembangunan industri kimia secara keseluruhan. Salah satu industri kimia yang mempunyai kegunaan yang penting dan memiliki prospek yang baik adalah Metil Metakrilat ($C_5H_8O_2$). Metil Metakrilat ($C_5H_8O_2$) adalah bahan kimia berupa senyawa turunan ester dan salah satu bentuk monomer dari resin akrilik.

1.1.1. Sejarah

Awalnya, metil metakrilat dihasilkan dari reaksi asam akrilat dan metanol. Asam akrilat pertama diproduksi pada tahun 1843, dan asam metakrilat diformulasikan dari asam akrilat pada tahun 1865. Pada tahun 1877, ahli kimia Jerman Wilhelm Rudolf Fittig menemukan proses polimerisasi yang mengubah metil metakrilat menjadi polimetil metakrilat. Bahan ini dikembangkan di berbagai laboratorium pada tahun 1928 dan dipasarkan oleh Rohm dan Haas pada tahun 1933. Pada tahun ini, nama merek "Glass" telah dipatenkan. Pada tahun 1936, ICI Acrylics (sekarang Lucite International) memulai produksi kaca pengaman akrilik secara komersial. Selama Perang Dunia II, kekuatan Sekutu dan Poros menggunakan akrilik untuk periskop kapal selam dan kaca depan, kanopi, dan menara pesawat. (Nagai, 2001).

Perkembangan metil metakrilat hingga pada saat ini sangat signifikan karena fungsinya yang dapat diaplikasikan pada banyak bidang. Metil metakrilat merupakan bahan baku utama untuk pembuatan metakrilat lainnya. Turunan dari senyawa ini meliputi Ethyl Meth-Acrylate (EMA), Butyl Meth-Acrylate (BMA), dan juga 2-Ethyl Hexyl Meth-Acrylate (2-EHMA). Namun, aplikasi utama dari senyawa metil metakrilat ini adalah untuk pembuatan senyawa PMMA. PMMA merupakan senyawa homopolimer yang dapat dibentuk dari reaksi polimerisasi adisi dengan bahan baku senyawa metil metakrilat (Nagai & Ui, 2004).

PMMA adalah sejenis plastik transparan yang keras, kuat, ringan dan fleksibel. Penggunaannya sebagai campuran untuk mencampur kaca dan logam paling mudah diamati pada lampu belakang mobil dan jendela pesawat. PMMA bersifat termoplastik (meleleh saat dipanaskan) dan transparan. PMMA dijual dengan merek dagang Flexiglas, Vitroflex, Perspex, Limacryl, Acrylite, Acrylplast, Altuglas dan Lucite dan umumnya disebut sebagai kaca akrilik atau hanya akrilik. Metil metakrilat juga digunakan untuk produksi senyawa co-polymer Methyl Methacrylate Butadiene-Styrene (MBS), digunakan sebagai pengubah untuk PVC. PMMA ini juga digunakan sebagai "nat" oleh ahli bedah ortopedi untuk membuat sisipan tulang untuk memperbaiki tulang.

1.1.2. Alasan Pendirian Pabrik

Seiring dengan meningkatnya jumlah pengguna metil metakrilat, cukup tepat untuk mendirikan pabrik metil metakrilat di Indonesia. Selain menguntungkan dari segi ekonomi, juga dapat memicu berkembangnya industri-industri pengguna metil metakrilat itu sendiri, sekaligus membuka lapangan kerja sehingga mengurangi tingkat pengangguran di Indonesia.

Menurut data yang diterima dari Badan Pusat Statistik (BPS) dan Kementerian Perindustrian (Kemenperin), permintaan impor metil metakrilat dari Indonesia rata-rata 62.407,754 ton dari 2017 hingga 2021. Meskipun kebutuhan metil metakrilat tinggi dan kegunaannya beragam, Indonesia belum mampu memenuhi permintaan pasar domestik karena produksi komersial metil metakrilat masih sangat rendah di Indonesia. Sejauh ini, Indonesia belum memiliki pabrik metil metakrilat. Oleh karena itu, perlu dibangun pabrik metil metakrilat untuk memenuhi kebutuhan metil metakrilat di Indonesia.

Untuk memenuhi kebutuhan tersebut, mendirikan pabrik metil metakrilat menggunakan bahan baku metakrolein, metanol, dan oksigen serta NaOH untuk dapat memberikan solusi bagi industri kimia Indonesia. Kehadiran pabrik metil metakrilat diharapkan dapat memenuhi kebutuhan bahan baku dalam industri cat, resin, alat-alat rumah tangga, kosmetik dan industri polimer lainnya. Melainkan melihat prospek dan rencana yang baik untuk membangun pabrik

produksi metil metakrilat, komoditas yang patut diperhatikan, khususnya di Indonesia, dalam persaingan dunia industri yang semakin ketat.

1.2. Kapasitas Rancangan

Dalam menentukan kapasitas produksi yang menguntungkan digunakan beberapa pertimbangan yaitu prediksi kebutuhan metil metakrilat di Indonesia, ketersediaan bahan baku, dan ketentuan kapasitas minimum. Kapasitas rancangan pada desain proyek ini digunakan 100.000 ton/tahun dari aspek meminimalisasi impor ke Indonesia.

1.2.1. Kebutuhan

Saat ini kebutuhan metil metakrilat dalam negeri cukup tinggi. Menurut Badan Pusat Statistik, di Indonesia, industri metil metakrilat belum mampu memenuhi permintaan dalam negeri hingga tahun 2021, sehingga impor dilakukan untuk memenuhi permintaan dari negara lain, khususnya China, India, Swiss, Spanyol, Denmark, Hong Kong, Inggris Raya, Arab Saudi, Malaysia, Singapura, Thailand, Jepang, Korea Selatan, Taiwan, Amerika Serikat, dan Jerman. Di bawah ini adalah data konsumsi impor Indonesia dari tahun 2017 hingga 2021.

Tabel 1.1 Data Impor Metil Metakrilat Tahun 2017-2021 (Badan Pusat Statistik, 2021)

Tahun	Total Impor (ton)	%P
2017	59.723,568	-
2018	56.245,315	-5,8239
2019	60.159,138	6,95849
2020	72.025,854	19,7255
2021	63.884,897	-11,303
SUM		0,09557
AVERAGE	62.407,754	0,02389

$$m = P (1 + i)^n \quad (\text{M. Peters \& Timmerhaus, 1996})$$

Keterangan:

- P = Data besarnya impor tahun 2021 (ton/tahun)
- m = Jumlah produk pada tahun – tahun mendatang (ton/tahun)
- i = Rata-rata kenaikan impor tiap tahun (%)
- n = Selisih tahun (tahun proyeksi – 2021)

Berikut hasil perhitungan proyeksi kebutuhan impor metil metakrilat di Indonesia pada tahun 2025 berdasarkan data dari BPS.

$$m(2025) = 63.884,897(1+0,02389)^4$$

$$m(2025) = 70.212,9 \text{ ton}$$

Konsumsi metil metakrilat di Indonesia di dominasi oleh pabrik pembuatan resin akrilik, berikut merupakan pabrik berbahan baku metil metakrilat di Indonesia.

Tabel 1.2 Beberapa Pabrik Berbahan Metil Metakrilat di Indonesia

No	Pabrik	Industri	Kapasitas Ton/Tahun	Lokasi
1	PT. Diachem Resin	Resin Akrilik	12.500	Jakarta
2	PT. Marga Cipta	Akrilik, Flexible tubes	15.000	Tangerang
3	PT. Pardic Jaya	Cat & Resin	12.000	Tangerang
4	PT. Indochemical Citra	Chemical Material	5.000	Jakarta
5	PT. Astari Niagara	Akrilik, Plates, Sheets	17.000	Tangerang
6	PT. Polyplast	PMMA	9.000	Serang
7	PT. BASF	Akrilik	1.000	Serang
8	PT. Dow Indonesia	Akrilik	50.000	Jakarta
9	PT. GJ Internasional	Spare Parts	8.000	Jakarta

Kemudian untuk penentuan kapasitas pabrik sebaiknya berdasarkan kebutuhan konsumsi di Indonesia. Pabrik metil metakrilat belum pernah dibangun di Indonesia sehingga untuk melihat data kapasitas minimum yang telah diproduksi perlu dilihat dari data pabrik yang ada di luar negeri dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel 1.3 Pabrik Produsen Metakrilat

Perusahaan	Lokasi	Kapasitas (Ton)
Arkema	Carling, Prancis	90.000
Asahi	Kawasaki, Jepang	100.000
Cyro Industries	Lousianan, Amerika	140.000
Evonik Industries	Texas, Amerika	360.000
Evonik Industries	Worms, Jerman	225.000
Huizhou MMA	Huizhou, China	90.000
Honam Petrochemical	Yosu, Korea Selatan	50.000
LG MMA	Yosu, Korea Selatan	175.000
Lucite	Bringmiham, Inggris	200.000
Liaoning Fushun Organic	Fushun, China	15.000
Kyodo Monomer	Takaishi, Jepang	40.000

Mitsubishi Rayon	Otake, Jepang	215.000
Singapore MMA	Sakra, Singapura	225.000
Sumitomo Chemical	Himeji, Jepang	50.000
Thai MMA	Mab Ta Phut, Thailand	95.000
Repsol YPF	Spanyol	50.000

Kapasitas minimal pabrik metil metakrilat yang sudah beroperasi adalah pabrik di Liaoning Fushun Organic Glass Plant dengan kapasitas 15.000 ton/tahun yang berlokasi di Fushun, China, sedangkan kapasitas terbesar adalah pabrik Evonik Industries dengan kapasitas 360.000 ton/tahun berlokasi di Deer Park, Texas, US. Dalam menentukan kapasitas pabrik yang akan dibangun, harus memperhatikan beberapa hal yaitu prediksi peluang pasar, kebutuhan bahan baku dan kapasitas pabrik yang sudah ada. Untuk pabrik metil metakrilat sendiri belum ada di Indonesia, kemudian terdapat banyak pabrik di Indonesia yang menggunakan (konsumen) metil metakrilat sebagai bahan baku yang dapat dilihat dari tabel di atas. Dari data-data di atas, kami merencanakan untuk mendirikan pabrik metil metakrilat sebesar 100.000 ton/tahun.

1.2.2. Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku utama pembuatan metil metakrilat adalah asam sulfat dapat diperoleh dari PT. Petrokimia Gresik, asam metakrilat dapat diperoleh dari Career Henan Chemical Co dan Zhejiang Satellite Petrochemical Co.Ltd, Cina, dan untuk metanol bisa didapatkan dari PT. Kaltim Methanol Industri, Kalimantan. Sehingga dari data di atas, ketersediaan bahan baku untuk pembuatan metil metakrilat dapat terpenuhi.

1.3. Penentuan Lokasi Pabrik

Lokasi suatu pabrik memberikan pengaruh yang besar terhadap lancarnya kegiatan industri. Pemilihan lokasi pabrik yang tepat, ekonomis, dan menguntungkan dipengaruhi oleh banyak faktor, sehingga sebelum pabrik didirikan perlu dilakukan pertimbangan untuk melihat faktor-faktor seperti ketersediaan bahan baku, transportasi, dan utilitas. Berdasarkan beberapa faktor yang sudah disebutkan, maka pabrik metil metakrilat akan didirikan didaerah Cilegon, Banten dengan memperhatikan pertimbangan menurut teori Alfred Webber mengenai *Weight Gain and Weight Loss* seperti berikut ini:

1.3.1. Penyediaan Bahan Baku dan Bahan Pembantu

Bahan baku utama pembuatan metil metakrilat adalah methacrolein dapat diperoleh dari Career Henan Chemical Co, methanol dapat diperoleh dari PT. Kaltim Methanol Industri.

Bahan yang lokasinya jauh di import melalui Pelabuhan Cilegon Mandiri. oksigen dapat diperoleh dari PT. Air Liquide Indonesia yang berlokasi di Cilegon dan untuk Natrium Hidroksida bisa didapatkan dari PT. Asahimas Chemica yang juga berlokasi di Cilegon. Sehingga dari data di atas, pendirian pabrik di lokasi Cilegon sangat menguntungkan karena jarak yang berdekatan dengan bahan baku.

1.3.2. Keadaan Geografis

Pemilihan lokasi pabrik merupakan salah satu faktor yang sangat penting dalam merancang suatu pabrik. Hal ini dikarenakan penempatan lokasi sangat mempengaruhi keberhasilan dan perkembangan pabrik baik dalam sektor ekonomi maupun kesejahteraan pabrik di masa yang akan datang agar dapat lebih berkembang lagi serta dapat memberikan keuntungan jangka panjang. Oleh karena itu, pemilihan lokasi pabrik perlu dipertimbangkan agar dapat memberikan keuntungan baik secara teknis maupun ekonomis untuk berdirinya sebuah perusahaan. Berdasarkan beberapa hal yang telah dipertimbangkan maka pemilihan lokasi pabrik metil metakrilat direncanakan akan didirikan di Kawasan Industri Cilegon, Kota Cilegon, Provinsi Banten.

1.3.3. Transportasi

Tersedianya sarana transportasi dan jalan raya memudahkan dalam pendistribusian produk ke konsumen ke berbagai daerah di Pulau Jawa. Sarana pelabuhan untuk mengirim produk ke luar Pulau Jawa serta sarana bandar udara untuk mengekspor produk ke luar negeri.

1.3.4. Pemasaran

Produk metil metakrilat sebagian besar akan dipasarkan di daerah pulau jawa yang merupakan pusat konsumen metil metakrilat seperti di Tangerang dan Jakarta, yang semuanya merupakan pasar potensial produk metil metakrilat. Sebagian akan diekspor ke pasar asia seperti pabrik akrilik di Sri Lanka, pabrik akrilik di Australia (Chembid), dan kosmetik di Filipina (Ellana Cosmetics).

1.3.5. Utilitas

Daerah Cilegon merupakan kawasan industri yang dekat dengan sungai, sehingga kebutuhan akan air baik untuk karyawan maupun untuk kebutuhan produksi dapat terpenuhi. Kebutuhan akan tenaga listrik dapat disuplai dari PLN Cilegon sebagai cadangan apabila generator pabrik mengalami gangguan serta kebutuhan bahan bakar dapat disuplai dari PERTAMINA.



Gambar 1.1 Peta Lokasi Pabrik

1.4. Tinjauan Proses

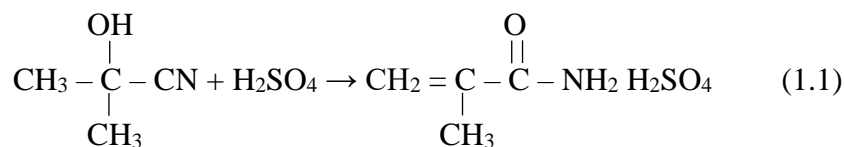
1.4.1. Pemilihan Proses Proses

Proses pembuatan metil metakrilat ditinjau dari bahan baku yang digunakan dapat dilakukan dengan empat cara:

1. Metil Metakrilat dari Aseton Sianohidrin

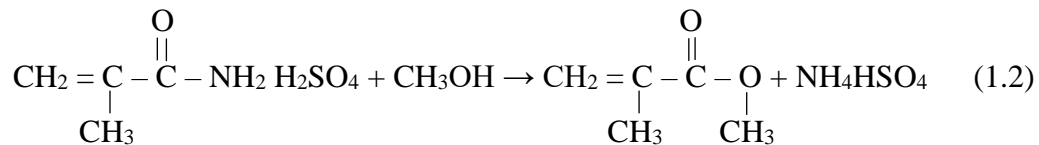
Proses produksi yang paling aman untuk memproduksi metil metakrilat adalah proses aseton sianohidrin (ACH). Pertama kali digunakan untuk produksi secara komersil tahun 1937 yang dipatenkan oleh ICI (produsen metil metakrilat) tahun 1934. Teknologi ini dilakukan dengan cara hidrolisis aseton sianohidrin untuk menghasilkan metakrilamit sulfat. Aseton sianohidrin direaksikan dengan asam sulfat berlebih (1,4-1,8 mol asam sulfat per mol aseton sianohidrin). Asam sulfat berfungsi sebagai reaktan, katalis dan pelarut untuk reaksi. Reaksi ini berlangsung di dalam reaktor tangki alir berpengaduk pada suhu 80-100°C dengan tekanan 1 atm, kemudian diikuti dengan proses pemanasan singkat thermal cracking (reaksi perengkahan) pada suhu 120-160°C dan tekanan 1 atm untuk mengkonversi produk samping (α -hydroxyisobutyramit sulfat) menjadi metakrilamit sulfat. Proses pada tahap ini berlangsung selama ± 1 jam dengan konversi 90-98%. Reaksi yang berlangsung di dalam reaktor hidrolisis sebagai berikut (Kirk & Othmer, 1995):

a. Reaksi Hidrolisis



Proses selanjutnya, ekstraksi metakrilat sulfat dengan metanol berlebih di dalam reaktor esterifikasi (reaktor tangki alir berpengaduk) pada kondisi operasi suhu 100-150°C dan tekanan 7 atm untuk mendapatkan produk metil metakrilat dengan produk samping amonium bisulfat. Waktu tinggal dalam reaktor ini kurang dari 1 jam dengan konversi 80-98%. Reaksi yang berlangsung di dalam reaktor esterifikasi sebagai berikut:

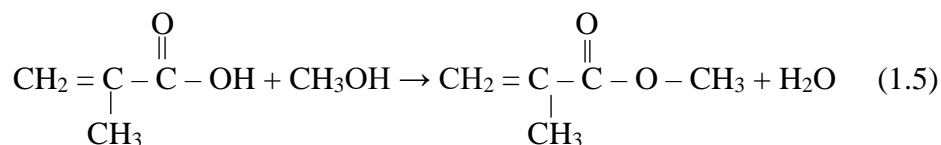
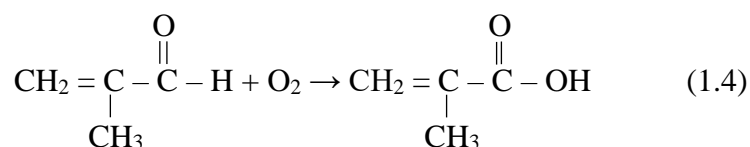
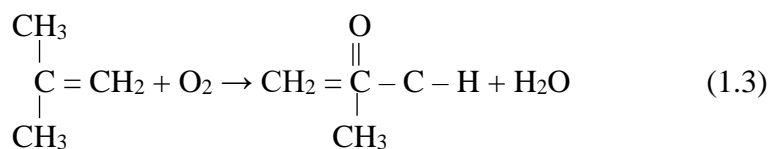
b. Reaksi Esterifikasi



Selanjutnya hasil proses esterifikasi akan melalui beberapa proses separasi (pemisahan) dan purifikasi (pemurnian) hingga didapatkan produk metil metakrilat dengan kemurniaan tinggi dan bersih dari pengotornya.

2. Metil metakrilat dari Isobutilena

Tahap pertama dari reaksi ini adalah mengoksidasi isobutanol menjadi metakrolein. Sedang tahap kedua adalah mengoksidasi metakrolein menjadi MMA. Kedua reaksi ini berlangsung dengan bantuan katalis. Katalis yang umum dipakai pada tahap pertama adalah oksida logam multi komponen yang mengandung bismut, molybdenum dan sejumlah logam lain untuk meningkatkan aktivitas dan selektivitas. Sedang katalis tahap kedua adalah katalis yang dasarnya mengandung fosfolibat, namun juga mengandung logam alkali untuk mengontrol keasaman. Masing-masing reaksi ini berlangsung dalam reaktor yang berbeda. Konversi yang dihasilkan 75%. Reaksi yang berlangsung sebagai berikut:

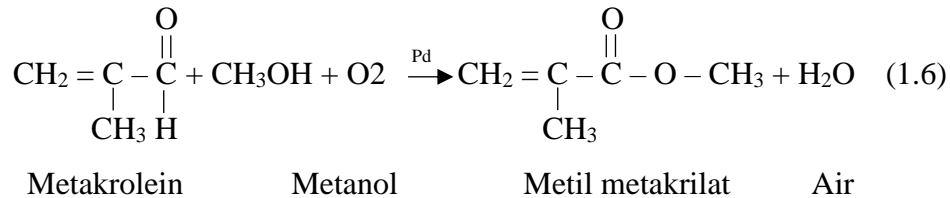


3. Metil Metakrilat dari Metakrolein, Methanol dan Oksigen

Metakrolein direaksikan dengan methanol serta gas oksigen dengan penambahan katalis logam mulia heterogen dalam reaksi esterifikasi oksidatif. Reaksi berlangsung dalam *Trickle*

bed reactor pada suhu 80°C dan tekanan 6 bar. Selanjutnya aliran keluaran reactor akan dipisahkan dalam di separator untuk memisahkan antara fasa gas dan fasa cair. Kemudian fase cair akan dialirkan ke kolom distilasi dengan tujuan memisahkan kandungan dari metil metakrilat dengan sisa reaktan yang tidak bereaksi di dalam reaktor. Konversi yang diperoleh dalam proses ini adalah sebesar 70,8% dengan selektivitas 97,40%

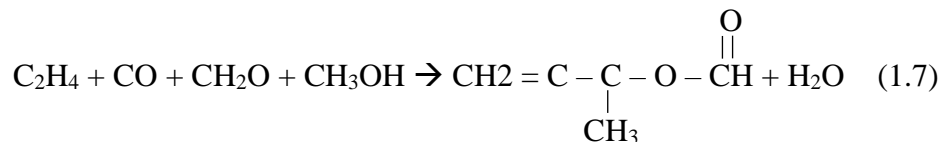
Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut (Krill, Ligin, et al., 2018):



4. Metil metakrilat dari Etilen

Cara lain untuk mendapatkan MMA adalah dengan cara kondensasi dengan asam propinat untuk mendapatkan MMA dan kondensasi formaldehid dengan propanol untuk mendapatkan *methacrolein*.

Pertama dihidroformilasi untuk mendapatkan propanol, yang selanjutnya dikondensasi dengan formaldehid untuk menghasilkan metakrolein. Reaksi ini berlangsung pada suhu 450°C dan pada tekanan operasi 6 atm. Reaksi ini akan memberikan konversi sebesar 68% Reaksi ini akan memberikan konversi sebesar 75% dengan menggunakan katalis berupa logam multi komponen. Reaksi yang berlangsung sebagai berikut:



1.4.2. Seleksi Proses

Dalam produksi metil metakrilat ditinjau berdasarkan bahan bakunya, maka pertimbangan perlu dilakukan dengan melihat perbandingan pada tabel di bawah ini:

Tabel 1.4 Perbandingan Pemilihan Proses Berdasarkan Bahan Baku

Parameter	Aseton Sianohidrin	Isobutilena	Etilena	Metakrolein, Methanol, dan Oksigen
Alat Proses	Rumit	Rumit	Rumit	Sederhana
Proses	1. Hidrolisa 2. Esterfikasi	Oksidasi 2 tahap	Esterifikasi	Esterifikasi Oksidatif
Suhu Operasi	1. 80-160°C	1. 300-400°C	60-130°C	80°C

	2. 100-150°C	2. 270-350°C		
Tekanan	1. 1 atm	1. 1-2 atm	6 atm	5,92 atm
Operasi	2. 7 atm	2. 1-10 atm		
Konversi	80-98%	30-75%	68%	70,8%
Katalis	Cair	Padat	Padat	Padat
Jenis Reaktor	RATB	PFR, RATB	PFR, RATB	<i>Trickle Bed</i>

1.4.3. Uraian Proses Terpilih

Berdasarkan kondisi operasi masing-masing proses tersebut, maka pembuatan metil metakrilat ini menggunakan proses dengan bahan baku metakrolein, metanol, dan methanol dengan pertimbangan-pertimbangan sebagai berikut:

1. Proses ini menghasilkan konversi cukup tinggi, yaitu 70,8%.
2. Kondisi operasi yang mudah dicapai sehingga tidak memerlukan perlakuan awal yang rumit dan tidak memerlukan energi yang besar.
3. pada proses *direct oxidative esterification* tidak menghasilkan hasil samping yang perlu di kelola lebih lanjut dan tidak adanya bahan yang tidak ramah lingkungan.

1.4.4. Kegunaan Produk

Secara komersil metil metakrilat banyak digunakan sebagai bahan baku polimer, dimana polimer (polimer metakrilat) tersebut dapat diproduksi menjadi plastik yang kuat, transparan dan tingkat kestabilan yang tinggi. Polimer dan kopolimer metil metakrilat juga digunakan dalam pelapis permukaan, perekat, pelapis kulit dan kertas, tinta, pelapis lantai, tekstil, prostesis gigi, semen tulang bedah, dan perisai radiasi akrilik bertimbal. Mayoritas metil metakrilat diprediksi akan dipancarkan ke udara, dengan jumlah yang sangat kecil dilepaskan ke air dan tanah. Metil metakrilat tidak diharapkan terjadi biokonsentrasi di lingkungan, dan inhalasi dari udara kemungkinan merupakan rute utama paparan manusia (jurnal cicad). Di Indonesia metil metakrilat penggunaan pada industri plastik masih terbatas seperti jenis resin, perekat, dan cat. Di Amerika Serikat, metil metakrilat banyak digunakan dalam industri pelapis kulit (24%), kosmetik (21%), cat (18%), peralatan rumah tangga (10%), polimer (8%), dan untuk industri lainnya (19%) (Ullmann's, 1989).

BAB II

DESKRIPSI PROSES

2.1. Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

2.1.1. Bahan Baku Utama

1. Metakrolein:

a. Sifat Fisika

- Rumus Molekul = C_4H_6O
- Wujud = Cair
- Warna = Putih
- Berat Molekul = 70,091 kg/kmol
- Titik Beku = $-81^{\circ}C$
- Titik Didih = $68^{\circ}C$
- Temperatur Kritis = $256,85^{\circ}C$
- Tekanan Kritis = 42,50 bar
- Densitas = $832,1710 \text{ kg/m}^3$
- Tekanan Uap = 16 kPa
- Viskositas = 0,512 mPa

b. Sifat Kimia

- Dapat dioksidasikan membentuk metil metakrilat
- Sebagai bahan pembuatan pembalut dalam bidang farmasi
- Sebagai bahan pembuat cat (Perry et al., 1997)

2. Metanol:

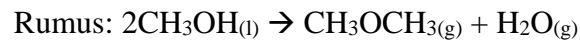
a. Sifat Fisika

- Rumus Molekul = CH_3OH
- Wujud = Cair
- Warna = Tidak Berwarna
- Berat Molekul = 32,04 g/mol
- Titik Beku = $-97^{\circ}C$
- Titik Didih = $64,7^{\circ}C$
- Temperatur Kritis = $239,4^{\circ}C$
- Tekanan Kritis = 8096 kPa
- Densitas, $25^{\circ}C$ = 0,7866 g/ml

- Tekanan Uap = 13,02 kPa
- Viskositas, 25°C = 0,541 cp

b. Sifat Kimia

- Aroma ringan alkohol yang khas dan tidak berwarna
- Dapat didehidrasi dengan katalis asam untuk menghasilkan dimetil eter dan air



3. Oksigen:

a. Sifat Fisika

- Rumus Molekul = O₂
- Wujud = Gas
- Warna = Tidak Berwarna
- Berat Molekul = 16 g/mol
- Titik Beku = -218,4°C
- Titik Didih = -183°C
- Temperatur Kritis = -118°C
- Tekanan Kritis = 49,7 atm
- Densitas = 1,43 x 10⁻³ gr/ml (Perry et al., 1997)

b. Sifat Kimia

- Pengoksidasi yang sangat reaktif
- Pemisahan dari udara dengan cara liquifikasi dan distilasi (Perry & Green, 2007)

2.1.2. Bahan Pendukung

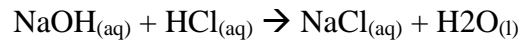
1. NaOH

a. Sifat Fisika

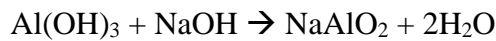
- Rumus Molekul = NaOH
- Wujud = Padat
- Warna = Putih
- Berat Molekul = 40 g/mol
- Titik Beku = 322,85°C
- Titik Didih = 1390°C
- Temperatur Kritis = 2546,85°C
- Tekanan Kritis = 253,31 bar
- Densitas = 1,43 g/cm³ (Perry & Green, 2007)

b. Sifat Kimia

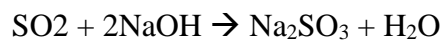
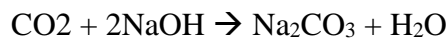
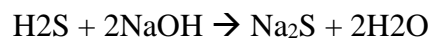
- Reaksi dengan asam membentuk garam dan air



- Bersifat eksotermis
- Banyak digunakan untuk reaksi netralisasi untuk membentuk garam sodiumnya, contohnya proses ekstraksi dalam reaksi pengambilan alumina dan bauksit



- Bereaksi dengan gas-gas asam lemah yakni H_2S ; CO_2 ; dan SO_2



(Perry & Green, 2007)

2. Katalis

a. Sifat Fisika

- Rumus Molekul = Pd/Al₂O₃
- Wujud = Padat
- Berat Molekul = 106,42 g/mol
- Densitas Katalis, ρ_k = 560 kg/m³
- Diameter Katalis, d_p = 2,00 mm
- Porositas Katalis, $\phi = 0,3$

2.1.3. Produk Utama

1. Metil Metakrilat

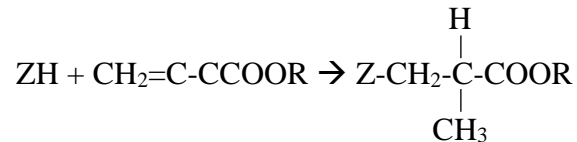
a. Sifat Fisika

- Rumus Molekul = C₅H₈O₂
- Wujud = Cair
- Warna = Tidak Berwarna
- Berat Molekul = 100,11 g/mol
- Titik Beku = -48,2°C
- Titik Didih = 100,35°C
- Temperatur Kritis = 290,85°C
- Tekanan Kritis = 36,28 atm
- Densitas = 931,7573 kg/m³ (pada T = 30°C)
- Viskositas = 0,512 cP (pada T = 30°C)

- Kelarutan = 1,5 g/100g air (Perry et al., 1997)

b. Sifat Kimia

Reaksi adisi pada ikatan rangkap karbon, saat penambahan hydrogen halida, hydrogen sianida, hydrogen sulfida, alkil amina, alkohol, mercaptan, phosphine atau fenol akan menghasilkan β yang tersubstitusi menjadi α -metil propinat.



(Perry et al., 1997)

2.1.4. Produk Samping

1. Air:

a. Sifat Fisika

- Rumus Molekul = H₂O
- Wujud = Cair
- Warna = Bening
- Berat Molekul = 18,015 kg/kmol
- Titik Beku = 0°C
- Titik Didih = 100°C
- Temperatur Kritis = 373,98°C
- Tekanan Kritis = 220,55 bar
- Densitas = 998 kg/m³
- Tekanan Uap = 29,3 kPa
- Viskositas = 0,35 mPa

b. Sifat Kimia

- Satu molekul air tersusun atas dua atom hydrogen yang terikat secara kovalen pada satu atom oksigen (H₂O)
- Mempunyai sifat tidak berwarna
- Tidak berasa dan tidak berbau pada kondisi standar yakni tekanan 100 kPa (1 bar) dan suhu 273,15 K (0°C)
- Mampu melarutkan banyak zat kimia lain seperti garam, gula, asam, dan beberapa jenis gas dan senyawa organik.(Perry et al., 1997).

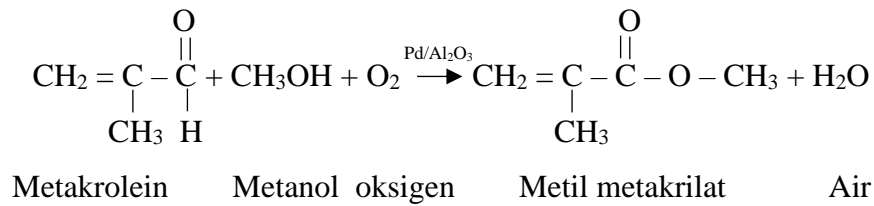
2.2. Konsep Proses

2.2.1. Pemilihan Proses

Pemilihan proses dalam pra rencana pembuatan pabrik metil metakrilat dipilih proses *Direct Oxidative Esterification* (DOE) antara metakrolein, metanol, dan oksigen.

2.2.2. Mekanisme Reaksi

Proses ini mengacu pada U.S Patent 9,963,417 B2 dengan reaksi yang terjadi antara metakrolein, metanol, dan oksigen seperti berikut ini:



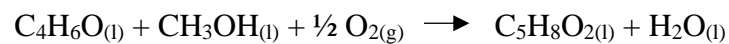
(Krill, Lygin, et al., 2018)

2.2.3. Kondisi Operasi

Reaksi yang terjadi pada reaktor adalah reaksi Direct Oxidative Esterification (DOE). Berlangsung pada *trickle bed reactor*. Suhu operasi sebesar 80°C dan tekanan pada 6 bar. Suhu operasi tersebut dipilih karena untuk mengurangi *clogging* dalam reaktor. Kemudian dari percobaan yang telah dilakukan dalam US Patent 9,963,417 B2 kondisi operasi tersebut merupakan kondisi operasi terbaik dalam produksi metil metakrilat melalui *proses direct oxidative esterification* dengan konversi sebesar 70,8% dan selektivitas 97% (Krill, Lygin, et al., 2018).

2.2.3.1. Tinjauan Termodinamika

Untuk menentukan sifat reaksi apakah berjalan secara eksotermis atau endotermis, perlu adanya pembuktian dengan menggunakan panas pembentukan standar (ΔH_f°) pada tekanan 1 atm dan suhu 298,15°K dari reaktan dan produk (Yaws, 1999).



$$\Delta H_f^\circ \text{C}_4\text{H}_6\text{O}_{(l)} = -112$$

$$\Delta H_f^\circ \text{CH}_3\text{OH} = -207,17$$

$$\Delta H_f^\circ \text{O}_2 = 0$$

$$\Delta H_f^\circ \text{C}_5\text{H}_8\text{O}_2 = -347,36$$

$$\Delta H_f^\circ \text{H}_2\text{O} = -241,8$$

$$\Delta H_f^\circ \text{Reaksi} = (\Delta H_f^\circ \text{C}_5\text{H}_8\text{O}_{2(l)} + \Delta H_f^\circ \text{H}_2\text{O}_{(l)}) - (\Delta H_f^\circ \text{C}_4\text{H}_6\text{O}_{(l)} + \Delta H_f^\circ \text{CH}_3\text{OH}_{(l)} + \Delta H_f^\circ \text{O}_{2(g)})$$

$$\begin{aligned}
&= ((-347,36) + (-241,8)) - ((-112) + (-207,17) + (0)) \\
&= -275,99 \text{ kJ/mol} \\
&= -65,919108 \text{ kkal/mol}
\end{aligned}$$

Dari perhitungan ΔH°_f reaksi diatas, maka dapat disimpulkan bahwa reaksi pembentukan Metil Metakrilat bersifat eksotermis.

Reaksi bersifat dapat balik (*reversible*) atau searah (*irreversible*) dapat ditentukan secara termodinamika, yaitu berdasarkan persamaan Van't Hoff.

$$\frac{d\left(\frac{\Delta G^{\circ}}{RT}\right)}{dT} = \frac{-\Delta H^{\circ}}{RT^2} \quad (2.1)$$

dengan,

$$\Delta G^{\circ} = -RT \cdot \ln K \quad (2.2)$$

Sehingga,

$$\frac{d \ln K}{dT} = \frac{\Delta H^{\circ}}{RT^2} \quad (2.3)$$

Jika H merupakan perubahan enthalpi standar (panas reaksi) dan diasumsikan konstan terhadap suhu, maka persamaan (2.3) dapat diintegrasikan menjadi

$$\ln \frac{K_2}{K_1} = -\frac{\Delta H^{\circ}}{R} \left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right) \quad (2.4)$$

Penentuan harga K didapat dari perhitungan menggunakan energi bebas Gibbs (*Gibbs Heat of Formation*) (Yaws, 1999).

$$\Delta G^{\circ}_f \text{ C}_4\text{H}_6\text{O}_{(l)} = -57,60 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G^{\circ}_f \text{ CH}_3\text{OH}_{(l)} = -162,51 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G^{\circ}_f \text{ O}_{2(g)} = 0,00 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G^{\circ}_f \text{ C}_5\text{H}_8\text{O}_{2(l)} = -241,59 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G^{\circ}_f \text{ H}_2\text{O}_{(l)} = -228,60 \text{ kJ/mol}$$

$$\begin{aligned}
\Delta G^{\circ}_f \text{ reaksi} &= (\Delta G^{\circ}_f \text{ C}_5\text{H}_8\text{O}_{2(l)} + \Delta G^{\circ}_f \text{ H}_2\text{O}_{(l)}) - (\Delta G^{\circ}_f \text{ C}_4\text{H}_6\text{O}_{(l)} + \Delta G^{\circ}_f \text{ CH}_3\text{OH}_{(l)} + \Delta G^{\circ}_f \text{ O}_{2(g)}) \\
&= ((-241,59) + (-228,60)) - ((-57,60) + (-162,51) + (0)) \\
&= -250,08 \text{ kJ/mol}
\end{aligned}$$

$$\Delta G^{\circ}_f \text{ reaksi} = -59,7306 \text{ kkal/kmol}$$

K standar pada suhu 298,15°K:

$$\ln K_{298,15} = \frac{-\Delta G}{RT} = \frac{-(-250,08)}{0,008314 \times 298,15 \text{ K}} = \frac{250,08}{2,478} = 100,8488$$

$$K_{298,15} = 6,487 \times 10^{43}$$

$$\ln \frac{K_2}{K_1} = \frac{-\Delta H}{R} \times \left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right)$$

$$\ln \frac{K_{353,15}}{K_{298,15}} = \frac{-(-275,99)}{0,008314} \times \left(\frac{1}{353,15} - \frac{1}{298,15} \right)$$

$$\ln \frac{K_{353,15}}{K_{298,15}} = -17,340$$

$$\ln K_2 - \ln K_1 = -17,340$$

$$\ln K_2 - 100,8488 = -17,340$$

$$\ln K_2 = -17,340 + 100,88 = 83,542$$

$$K_2 = 1,9133 \times 10^{36}$$

Harga K yang sangat besar menunjukkan bahwa reaksi pembentukan metil metakrilat berjalan searah (*irreversible*).

2.2.3.2. Tinjauan Kinetika Reaksi

Secara umum derajat kelangsungan reaksi ditentukan oleh konstanta kecepatan reaksi (k) orde reaksi dan konsentrasi reaktan. Harga k dapat didekati dengan teori tumbukan (Levenspiel, 1972).

$$k = NA \cdot \sigma_{AB}^2 \left(8\pi \cdot R \cdot T \cdot \left(\frac{1}{MA} + \frac{1}{MB} + \frac{1}{MC} \right)^{0,5} \right) \cdot e^{-\frac{E}{RT}}$$

Dimana:

k = konstanta kecepatan reaksi

NA = 6,02.10²³

σ_{AB} = jarak pemisahan rata-rata : 0,75 Å

MA = berat molekul zat A = 70,091

MB = berat molekul zat B = 32,042

MC = berat molekul zat C = 32

Energi aktivasi (E) dapat dihitung dengan persamaan :

E = 11,5 – 0,25 x ΔH (eksotermis)

E = 11,5 – 0,75 x ΔH (endotermis)

Karena reaksi eksotermis, maka:

E = 11,5 – 0,25 x (-275,99 kJ/mol)

E = 80,4975 (Charless G.Hill, Jr, 1997)

Maka, harga k adalah:

$$k = 6,02 \cdot 10^{23} \times (0,75 \cdot 10^{-8})^2 \times (8 \times 3,14 \times 8,314 \times 353,15) \times \left(\frac{1}{70,091} + \frac{1}{32,042} + \frac{1}{32} \right)^{0,5} \times e^{-\frac{80,4975}{8,314 \times 353,15}}$$

$$k = 6,731 \cdot 10^{11} \text{ cm}^3/\text{gr.mol}$$

Dari harga k diatas, menunjukkan bahwa reaksi antara C_4H_6O , CH_3OH , dan O_2 merupakan reaksi yang sangat cepat. Untuk reaksi yang bersifat eksotermis, maka kenaikan suhu akan menaikkan kecepatan reaksi dari segi Termodinamika.

2.3. Langkah Proses

Secara garis besar terdapat beberapa tahapan utama dalam pembuatan metil metakrilat. Berikut tahapan-tahapan utama dalam pembuatan metil metakrilat:

2.3.1. Persiapan Bahan Baku

Persiapan bahan baku bertujuan untuk mengkondisikan bahan baku agar sesuai dengan persyaratan kondisi operasi dalam proses. Hal-hal yang diatur pada tahapan ini menyangkut kondisi penyimpanan bahan baku dan proses fisis yang diperlukan untuk mengubah kondisi bahan baku agar sesuai dengan kondisi reaksi. Bahan baku yaitu berupa metakrolein yang berasal dari storage tank T-01 dialirkan menuju mixing point MP-01. Bahan baku methanol dari storage tank T-02 dialirkan menuju mixing point MP-01 sehingga metakrolein dan metanol bertemu yang selanjutnya dipanaskan dalam heater H-01 untuk memperoleh kondisi yang sesuai dengan reaktor R-01. Kemudian methanol dari T-02 juga dialirkan menuju mixing tank MT-01 untuk melarutkan NaOH padat yang berasal dari hopper HP-01 yang dibawa menggunakan screw conveyor SC-01 dan dielevasi menggunakan bucket elevator BE-01 menuju mixing tank MT-01. Larutan NaOH tersebut akan digunakan pada unit pemurnian untuk menjaga pH campuran keluaran separator SP-01. Sementara itu oksigen yang berasal dari storage tank T-03 dipanaskan pada heater H-02 sebelum dialirkan ke reaktor R-01.

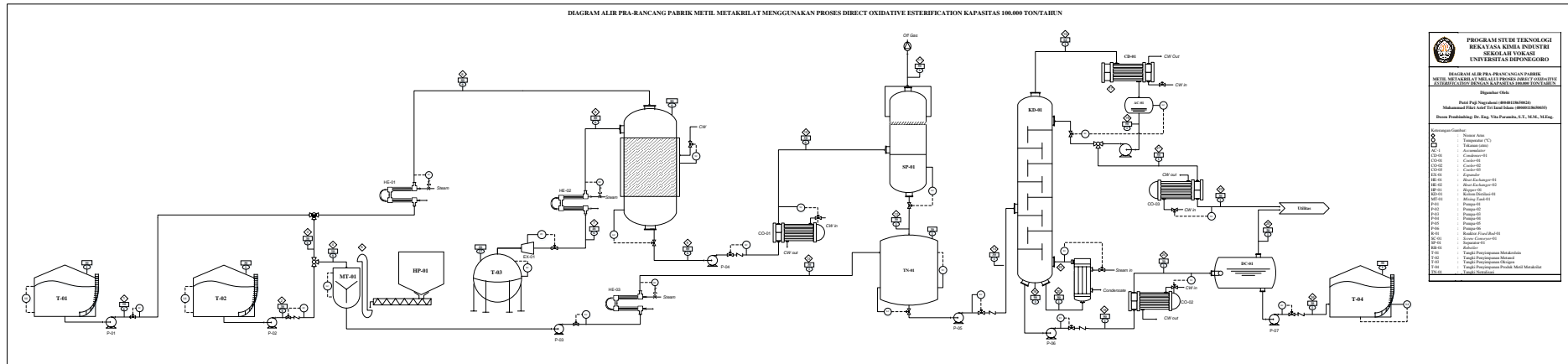
2.3.2. Direct Oxidative Esterification (DOE)

Keluaran dari *heater* H-01 yang suhunya telah memenuhi kondisi operasi kemudian diumpankan ke dalam reaktor R-01 (*Trickle Bed Reactor*) pada bagian *top* dari reaktor. Bersamaan dengan itu, oksigen yang berasal dari *storage tank* T-03 dialirkan menuju reaktor R-01 yang sebelumnya telah diekspansi menggunakan *expander* EP-01 untuk menurunkan tekanan dari 27 bar menjadi 6 bar supaya sesuai dengan kondisi reaktor R-01 dan dipanaskan dengan menggunakan *heater* H-02. Reaktor R-01 beroperasi pada temperature $80^{\circ}C$ dan dengan tekanan sebesar 6 bar. Reaksi yang terjadi pada reaktor R-01 adalah reaksi *Direct Oxidative Esterification* (DOE) antara metakrolein, metanol, dan oksigen dengan bantuan *heterogeneous noble metal catalyst*. Keluaran dari reaktor R-01 selanjutnya akan diproses ke tahap akhir yaitu tahap pemurnian (purifikasi).

2.3.3. Pemurnian

Output reaktor R-01 yang berupa produk dan bahan yang tidak bereaksi selanjutnya dipisahkan dalam separator SP-01 untuk memisahkan antara fasa gas dan cair. Fasa gas yang berupa oksigen dibuang menuju udara bebas, sedangkan fasa cair akan dialirkan menuju tangki netralisasi TN-01 dimana tujuannya untuk menjaga pH nya agar tetap 7 menggunakan campuran metanol dan NaOH yang berasal dari *mixing tank* MT-01. Selanjutnya, *output* dari tangki netralisasi TN-01 akan dipisahkan antara produk dan campuran lainnya menggunakan kolom distilasi KD-01. Fase cair ini terdiri dari produk metil metakrilat dan reaktan methanol dan metakrolein yang tidak bereaksi dalam reaktor R-01. Di dalam kolom distilasi KD-01 terjadi pemisahan berdasarkan perbedaan titik didih. Pada bagian bawah kolom distilasi beroperasi pada temperatur 90,4°C sedangkan bagian atas kolom distilasi beroperasi pada temperatur 64°C. *feed* masuk ke kolom distilasi akan turun kebawah melewati *tray-tray* kemudian komponen yang memiliki titik didih lebih rendah akan menguap menuju bagian atas kolom distilasi (*top product*), sedangkan komponen yang memiliki titik didih lebih tinggi akan langsung keluar melalui bagian bawah kolom distilasi (*bottom product*). *Top product* kolom distilasi akan dikondensasi menggunakan *condenser* CD-01. Keluaran dari *condenser* CD-01 sebagian di *reflux* dan sebagian keluar kemudian didinginkan menggunakan *cooler* C-02 menuju utilitas. Sementara pada bagian dari *bottom product* pada kolom destilasi KD-01 berupa campuran yang terdiri dari metil metakrilat, air, sedikit methanol, sedikit metakrolein, dan NaOH dialirkan menuju *cooler* C-02. Selanjutnya keluaran dari *cooler* C-02 akan dialirkan menuju *decanter* DC-01 yang berfungsi untuk memisahkan metil metakrilat dari komponen lainnya berdasarkan solubilitas terhadap air dan perbedaan massa jenisnya. Aliran berat (*heavy phase*) dari *decanter* DC-01 yang berupa produk metil metakrilat dan air ini akan dialirkan ke tangki produk. Sedangkan aliran ringan (*light phase*) dari *decanter* DC-01 akan dialirkan ke tangka instalasi pengolahan limbah.

2.4. Diagram Alir Proses



Gambar 2.1 Gambar Diagram Alir Proses Produksi

2.5. Neraca Massa dan Neraca Panas

2.5.1. Neraca Massa

Tabel 2.1 Neraca Massa di Mixing Point-01

Komponen	Input		Output
	<1>	<3>	<6>
C ₄ H ₆ O	13.593,91212		13.593,91212
CH ₃ OH		31.658,75382	31.658,75382
H ₂ O	277,426778	47,55946994	324,9862479
Total	13.871,3389	31706,31329	45.577,65219
	45.577,65219		

Tabel 2.2 Neraca Massa di Reaktor-01

Komponen	Input		Output
	<6>	<8>	<9>
C ₄ H ₆ O	13.593,91212		27.258,93214
CH ₃ OH	31.658,75382		3.969,42234
H ₂ O	324,9862479		2.797,465782
C ₅ H ₈ O ₂			13.747,89798
O ₂		2649,2	452,1727
N ₂		10,63936	10,63936
Total	45.5778	2.659	48.237
	48.237		

Tabel 2.3 Neraca Massa di Separator-01

Komponen	Input		Output
	<10>	<11>	<12>
C ₄ H ₆ O	3.969,42234		3.969,42234
CH ₃ OH	27.258,93214		27.258,93214
H ₂ O	2.797,465782		2.797,465782
C ₅ H ₈ O ₂	13.747,89798		13.747,89798
O ₂	452,1726772	452,1726772	

N ₂	10,63936	10,63936	
Total	48.236,53	462,812	47.773,719
		48.236,53	

Tabel 2.4 Neraca Massa di Mixing Tank-01

Komponen	Input		Output
	<4>	<5>	<13>
NaOH	391,8513		391,8513
CH ₃ OH		3.537,014478	3.537,014478
H ₂ O	3,958094	5,313492	9,271586
Total	395,8094	3.542,328	3.939,137
	3.938,137		

Tabel 2.5 Neraca Massa di Tanki Netralisasi-01

Komponen	Input		Output
	<12>	<13>	<14>
C ₄ H ₆ O	3.969,422		3.969,422
CH ₃ OH	27.258,93	3.537,014	30.795,95
H ₂ O	2.797,466	9,271586	2.806,737
C ₅ H ₈ O ₂	13.747,9		13.747,9
NaOH		391,8513	391,8513
Total	47.773,72	3.938,137	51.711,86
	51.711,86		

Tabel 2.6 Neraca Massa di Kolom Distilasi-01

Komponen	Input		Output
	<14>	<15>	<16>
CH ₃ OH	30.795,95	29.009,78	1.786,165
C ₄ H ₆ O	3.969,422	3.726,823	242,5992
H ₂ O	2.806,737	56,13475	2.750,603
C ₅ H ₈ O ₂	13.747,9	1.045,134	12.702,76

NaOH	391,8513	0,000	391,8513
Total	51.711,86	33.837,87	17.873,98
		51.711,86	

Tabel 2.7 Neraca Massa di Kondensor

Komponen	Input		Output	
	<15>	<19>	<21>	<21>
CH ₃ OH	9.753,821	7.967,656	1786,165	
C ₄ H ₆ O	1.324,776	1.082,177	242,5992	
H ₂ O	15.020,39	12.269,78	2750,603	
C ₅ H ₈ O ₂	69.366,77	56.664	12702,76	
NaOH	2.139,807	1.747,955		
Total	54.134,95	20.297,08	33.837,87	
		54.134,95		

Tabel 2.8 Neraca Massa di Reboiler

Komponen	Input		Output	
	<16>	<20>	<22>	<22>
CH ₃ OH	9.753,821	7.967,656	1.786,165	
C ₄ H ₆ O	1.324,776	1.082,177	242,5992	
H ₂ O	15.020,39	12.269,78	2.750,603	
C ₅ H ₈ O ₂	69.366,77	56.664	12.702,76	
NaOH	2.139,807	1.747,955	391,8513	
Total	97.605,56	79.731,57432	17.873,98194	
		97.605,56		

Tabel 2.9 Neraca Massa di Decanter-

Komponen	Input		Output	
	<24>	<25>	<26>	<26>
CH ₃ OH	1.786,165	1.786,165	0,0000	
C ₄ H ₆ O	242,5992	242,5992	0,0000	

H ₂ O	2.750,603	2.623,86	126,7430
C ₅ H ₈ O ₂	12.702,76	203,2442	12.499,52
NaOH	391,8513	391,8513	0,0000
Total	17.873,98	5.247,719	12.626,2626
		17.873,98	

Tabel 2.10 Neraca Massa Overall

Mixing Point 1	Input	Output
- C ₄ H ₆ O	13.593,91	
- CH ₃ OH	31.658,75	
- H ₂ O	324,9862	
Reaktor		
- O ₂	2.649,2	
- N ₂	10,63936	
- C ₅ H ₈ O ₂		
- O ₂		
- N ₂		
- H ₂ O		
Separator		
- O ₂		452,172677
- N ₂		10,6393571
Tangki Netralisasi		
- NaOH	391,8513	
- CH ₃ OH	3.537,014	
- H ₂ O	9,271586	
Kolom Distilasi		
- CH ₃ OH		29.009,7817
- C ₄ H ₆ O		3.726,82313
- H ₂ O		56,1347474
- C ₅ H ₈ O ₂		1.045,13409
- NaOH		7,1362E-60
Decanter		

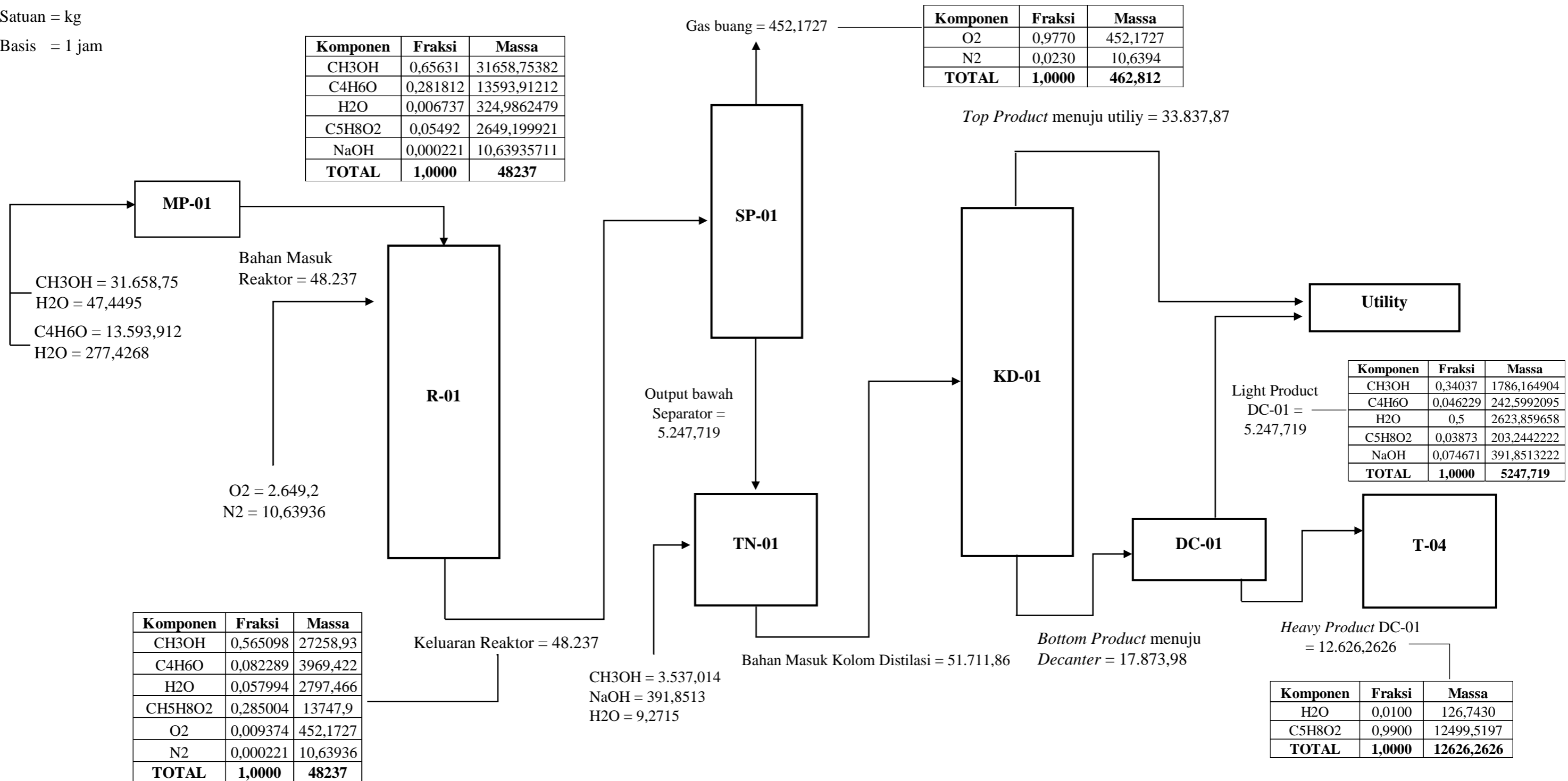
- CH3OH	1.786,1649
- C4H6O	242,599209
- H2O	2.750,6026
- C5H8O2	12.702,7639
- NaOH	391,851322

TOTAL	52.176	52.176
--------------	---------------	---------------

Diagram Alir Neraca Massa

Satuan = kg

Basis = 1 jam



Gambar 2.2 Diagram Alir Neraca Massa

2.5.2. Neraca Panas

Tabel 2.11 Neraca Panas di Heater-01

Komponen	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
	<3>	<6>
ΔH_1 (panas umpan masuk)	253.321,2312	
Q (panas yang diberikan steam)	3.087.715,5622	
ΔH_2 (Panas yang terbawa bahan keluar)		253.321,2312
Qloss (panas yang hilang)		3.087.715,5622
Total	3.341.036,7934	3.341.036,7934

Tabel 2.12 Neraca Panas di Heater-02

Komponen	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
	<7>	<8>
ΔH_3 (panas umpan masuk)	51.413,0443	
Q (panas yang diberikan steam)	87,835,0785	
ΔH_4 (Panas yang terbawa bahan keluar)		134106,8184
Qloss (panas yang hilang)		5141,304433
Total	139.248,1228	139.248,1228

Tabel 2.13 Neraca Panas di Reaktor-01

Komponen	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
	<8>	<9>
ΔH_2 (panas umpan masuk)	3.315.704,6703	
ΔH_4	134.106,8184	
ΔH_{reaksi}	275.990	
Q	2.027.854,4750	
ΔH_5 (panas yang dibawa produk keluar)		5.753.655,9636
Total	5.753.655,9636	5.753.655,9636

Tabel 2.14 Neraca Panas di Cooler-01

Komponen	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
	<9>	<10>
ΔH_5 (panas umpan masuk)	5.753.655,96936	
ΔH_6 (panas yang dibawa bahan keluar)		1.975.988,0618
Q (panas yang terkandung dalam pendingin)		3.777.667,9019
Q _{loss}		0,000
Total	5.753.655,96936	5.753.655,96936

Tabel 2.15 Neraca Panas Heater-03

Komponen	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
	<13>	<13>
ΔH_{10} (panas umpan masuk)	30.027,4626	
ΔH_{11} (panas yang dibawa bahan keluar)		143.579,6778
Q (panas yang terkandung dalam pendingin)		116.554,9614
Q _{loss}		3.002,746262
Total	146.582,4240	146.582,4240

Tabel 2.16 Neraca Panas di Kolom Distilasi-01

Komponen	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
	<14>	<16>
ΔH_{12} (panas umpan masuk)	2.108.895,5977	
Q	3.957.640,1061	
ΔH_{15}	8.628,904044	
ΔH_{12} (panas yang dibawa bahan keluar)		1.458.457,3250
ΔH_{14} (panas yang dibawa bahan keluar)		4.404.954,8327
Q _{loss}		211.752,4502
Total	6.075.164,6079	6.075.164,6079

Tabel 2.17 Neraca Panas di Condensor-01

Komponen	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
	<15>	<20>
ΔH_{13} (panas umpan masuk)	1.458.457,3250	
Q_v (panas perubahan fase)	33.277,99267	
ΔH_{16} (panas yang dibawa bahan keluar)		1.112.465,245
Q_{loss}		0,0000
Q (panas yang terkandung dalam pendingin)		379.270,0729
Total	1.491.735,3117	1.491.735,3117

Tabel 2.18 Neraca Panas di Reboiler-01

Komponen	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
	<20>	<22>
ΔH_{14} (panas umpan masuk)	4.404.954,8327	
Q (panas yang diberikan dalam pemanas)	509.032,3593	
ΔH_{13} (panas yang dibawa bahan keluar)		8628,9040
Q_v (panas perubahan fase)	23.100,1854	
ΔH_{17} (panas yang dibawa bahan keluar)		4.316.855,7361
Q_{loss}		442.805,5018
Total	4.768.290,1420	4.768.290,1420

Tabel 2.19 Neraca Panas di Cooler-02

Komponen	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
	<18>	<24>
ΔH_{17} (panas umpan masuk)	4.316.855,7361	
ΔH_{18} (panas yang dibawa bahan keluar)		200.803,9853
Q (panas yang terkandung dalam pendingin)		4.116.051,7508
Q_{loss}		0,000
Total	4.316.855,7361	4.316.855,7361

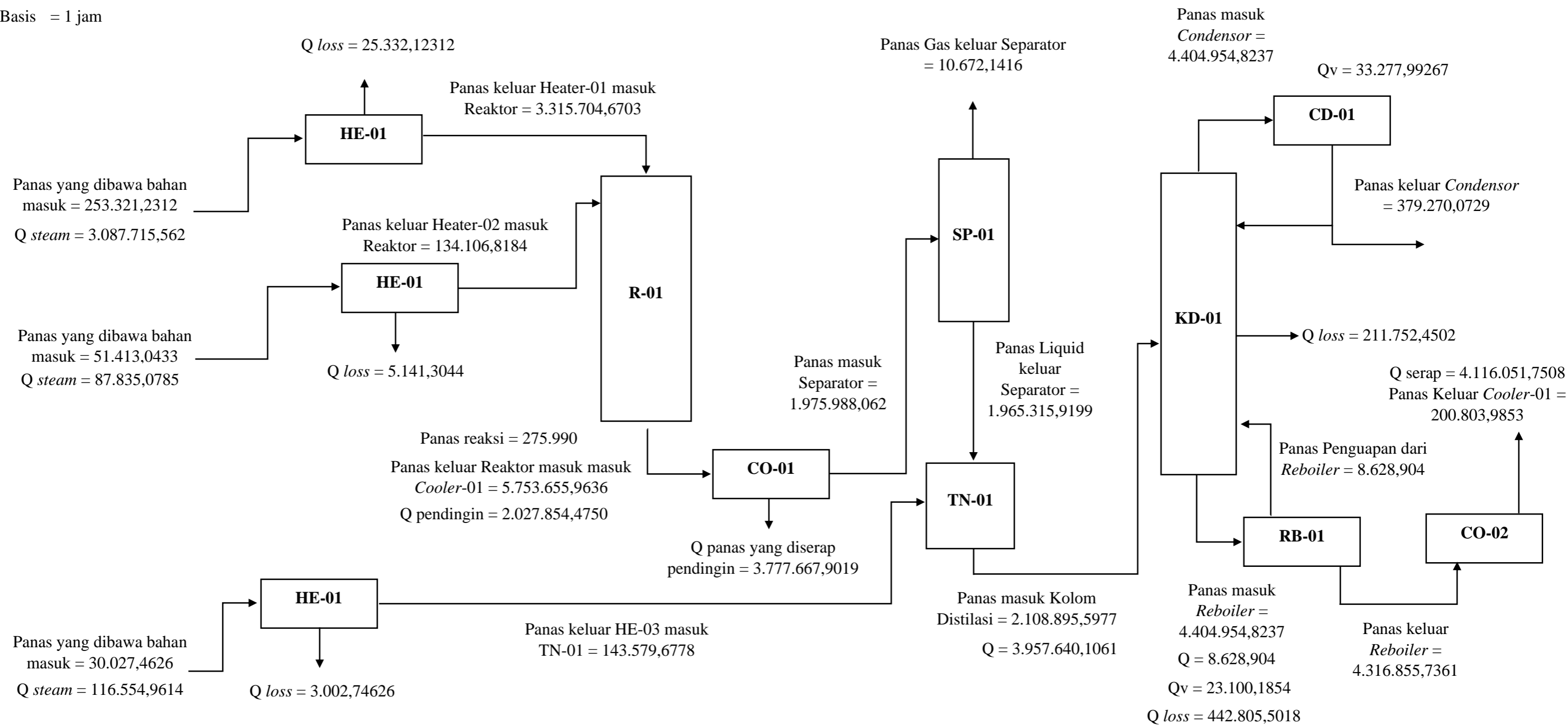
Tabel 2.20 Neraca Panas Overall

Overall	Input	Output	
Heater-01			
$\Delta H1$	253.321,2		
Q	3.087.716	Qloss	25.332,123
Heater-02			
$\Delta H1$	51.413,04		
Q	87.835,08	Qloss	5.141,3044
Reaktor-01			
Q	2.027.854		
ΔH_{Reaksi}	275.990		
Cooler-01			
		Q	3.777.667,9
Separator-01			
		$\Delta H3$	10.672,142
Heater-03			
$\Delta H1$	30.027,46		
Q	116.555	Qloss	3.002,7463
Kolom Distilasi-01			
Q	3.957.640	Qloss	211.752,4502
Condensor			
		$\Delta H2$	1.112.465,245
Qv	33.277,99	Q	379.270,0729
Reboiler			
Qv	23100,185		
Q	340235,1238	Qloss	442.805,5018
Cooler-02			
		$\Delta H2$	200.803,9853
		Q	4.116.051,7508
TOTAL	10.284.965,22		10.284.965,22

Diagram Alir Neraca Panas

Satuan = kJ

Basis = 1 jam



Gambar 2.3 Diagram Alir Neraca Panas

2.6. Tata Letak Pabrik dan Pemetaan

Pabrik adalah bangunan industri dimana para pekerja mengolah bahan mentah atau bahan baku atau mengawasi proses mesin dari suatu bahan menjadi produk dengan nilai yang lebih tinggi. Perencanaan fasilitas pabrik (*manufacturing facilities planning*) terdiri dari perencanaan lokasi tata letak (*plant location*) dan desain pabrik (*plant design*).

Tata letak pabrik adalah kedudukan dari bagian pabrik yang terdiri dari tempat karyawan bekerja, tempat peralatan, tempat penyimpanan bahan baku dan produk ditinjau dari segi hubungan satu dengan yang lainnya. Tata letak yang tepat sangat penting dalam mendapatkan efisiensi, kelancaran dari para pekerja, dan keselamatan proses. Faktor-faktor yang perlu diperhatikan dalam melakukan penentuan lokasi pabrik yang akan didirikan yaitu sumber bahan baku, pasar, transportasi, ketersediaan tenaga kerja, iklim, dan juga kebijakan pemerintah daerah setempat (Max S. Peters & Timmerhaus, 1991). Untuk mencapai kondisi yang optimal, maka hal-hal yang perlu dipertimbangkan dalam menentukan tata letak pabrik antara lain sebagai berikut:

1. Ketersediaan Bahan Baku

Ketersediaan bahan baku cukup dekat dengan lokasi pabrik, sehingga operasi dapat berlangsung dengan lancar karena selalu tersedianya bahan baku. Penempatan pabrik di Cilegon dinilai menguntungkan karena berdekatan dengan pabrik sumber bahan baku yaitu PT. Asahimas dan PT. Air Liquide Indonesia. Kawasan Cilegon yang berdekatan dengan Pelabuhan memudahkan dalam penyediaan bahan baku metakrolein yang berasal dari Chemical Henan Career Co di China dan metanol berasal dari PT. Kaltim Metanol Industri.

2. Utilitas

Utilitas merupakan unit yang bertugas dalam menunjang kegiatan pabrik seperti mensuplai ketersediaan air, listrik, *steam*, dan sarana pendukung lainnya. Proses industry menggunakan air dalam jumlah yang besar untuk berbagai proses, sehingga lokasi pabrik akan lebih baik jika berada didekat sumber air yang dapat memenuhi keperluan pabrik dalam jangka waktu yang lama. Kebutuhan air di Kawasan Cilegon tersedia cukup memadai karena terletak pada tepi pantai yang langsung berhubungan ke laut lepas sehingga ketersediaan air sangat berlimpah. Lokasi pabrik juga sebaiknya cukup dekat dengan sumber listrik dan bahan bakar yang akan digunakan dalam kegiatan pabrik. Kebutuhan tenaga listrik disuplai dari sumber listrik sendiri (generator) yang dioperasikan di unit utilitas, sedangkan bahan bakar diperoleh melalui kerjasama dengan PT. Pertamina.

3. Pemasaran Hasil Produksi

Kawasan Cilegon merupakan kawasan industry yang cukup besar. Metil metakrilat dapat dengan mudah didistribusikan ke industry yang membutuhkan MMA seperti industry kaca, plastik, polimer, ataupun instruksi. Selain itu, lokasi pabrik juga berdekatan dengan jalan raya dan berada di tepian laut. Posisi ini mempermudah distribusi MMA baik dari jalur darat maupun jalur laut.

4. Tenaga Kerja

Tenaga kerja dilokasi pabrik tersedia dengan baik, yakni tenaga terdidik, terampil, maupun tenaga kasar. Tenaga kerja terdidik dan terlatih dapat direkrut dari kerjasama dengan pabrik-pabrik lainnya ataupun melalui proses penerimaan karyawan dari perguruan tinggi negeri dan swasta yang ada disekitarnya ataupun diseluruh Indonesia. Tenaga kasar dapat direkrut dari warga-warga sekitar lokasi pabrik. Pemerataan penyerapan tenaga kerja pada pabrik ini diharapkan dapat mengurangi atau menurunkan angka pengangguran yang ada di Indonesia.

5. Letak Geografis

Karakteristik dan kondisi lingkungan seperti tanah, ketinggian terhadap permukaan air laut, ketinggian air tanah, drainase, kecepatan angin, kuantitas hujan, dan kemungkinan terjadi bencana alam menjadi salah satu pertimbangan letak geografis pendirian pabrik. Berdasarkan pertimbangan dari karakteristik dan kondisi lingkungan tersebut, lokasi pabrik Metil Metakrilat ini memiliki kondisi lingkungan yang cukup baik dan juga memungkinkan pengoperasian pabrik dapat berjalan dengan lancar untuk mendukung berdirinya pabrik tersebut.

6. Pertimbangan keselamatan kerja

Letak pabrik harus cukup jauh dari bangunan dan juga tempat keramaian. Kemungkinan terjadinya kebakaran, banjir, bencana alam, ledakan, dan lainnya juga harus dipertimbangkan agar dapat dilakukan tindakan jika terjadi sesuatu yang tidak diinginkan.

7. Distribusi penyediaan utilitas yang mementingkan nilai keekonomisan

Utilitas seperti pengadaan air, *steam*, bahan bakar, dan sumber listrik harus dapat disalurkan dengan mudah, cepat, dan juga efisien sehingga dapat menekan biaya produksi menjadi seminimal mungkin.

8. Letak Fasilitas Penunjang

Letak perkantoran, laboratorium, gudang, pengolahan limbah, dan juga fasilitas-fasilitas penunjang lainnya harus dapat memenuhi standar dan syarat kesehatan, kenyamanan, dan lingkungan.

9. Kondisi cuaca

Penempatan peralatan didalam ataupun diluar ruangan harus menyesuaikan kondisi dari cuaca sehingga kenyamanan, optimalisasi kerja, dan pencegahan terhadap kerusakan dapat dilakukan.

10. Perluasan Pabrik

Kemungkinan perluasan pabrik dimasa mendatang. Pabrik yang akan didirikan sekarang diharapkan berkembang dimasa yang akan datang.

11. Pengolahan Limbah

Masalah pengolahan dan juga pembuangan limbah yang dihasilkan oleh pabrik didesain agar tidak mengganggu kelestarian lingkungan.

Secara umum, garis besar tata letak pabrik dibagi menjadi beberapa daerah utama:

1. Daerah Administrasi atau Perkantoran.

Daerah ini merupakan pusat kegiatan administrasi perusahaan yang mengatur kelancaran operasi dan kegiatan-kegiatan lainnya. Daerah ini ditempatkan di bagian depan pabrik agar kegiatan administrasi tidak mengganggu kegiatan dan keamanan pabrik serta harus terletak jauh dari areal proses yang berbahaya.

2. Daerah Fasilitas Umum

Untuk menunjang kinerja para pekerja, diperlukan fasilitas umum yang memadai. Daerah ini merupakan daerah penunjang segala aktivitas pabrik dalam pemenuhan kepentingan pekerja, seperti tempat parkir, tempat ibadah, kantin, MCK dan pos keamanan.

3. Daerah Proses

Daerah ini merupakan daerah tempat alat-alat proses dan tempat proses produksi berlangsung. Tempat yang tepat untuk daerah proses ini terletak di bagian tengah pabrik. Letak aliran proses direncanakan sedemikian rupa sehingga memudahkan pemindahan bahan baku dari tangki penyimpanan dan pengiriman produk ke daerah penyimpanan serta memudahkan pengawasan dan pemeliharaan terhadap alat-alat proses.

4. Daerah Laboratorium dan Ruang Kontrol

Laboratorium dan ruang kontrol sebagai pusat pengendali proses, kualitas dan kuantitas bahan yang akan diproses serta produk yang akan dijual. Daerah laboratorium merupakan pusat kontrol kualitas bahan baku, produk dan limbah proses, sedangkan daerah ruang kontrol merupakan pusat kontrol berjalannya proses yang diinginkan.

5. Daerah Pemeliharaan

Daerah pemeliharaan merupakan tempat penyimpanan suku cadang alat proses sekaligus tempat untuk melakukan perbaikan, pemeliharaan atau perawatan semua peralatan yang dipakai dalam proses.

6. Daerah Penyimpanan Bahan Baku dan Produk

Persediaan bahan baku dan produk yang memadai harus ditempatkan di lokasi yang strategis. Daerah ini terdiri dari area tangki penyimpanan bahan baku dan produk yang terletak di lingkungan terbuka dan berada di dalam daerah yang dapat terjangkau oleh angkutan pembawa bahan baku dan produk. Daerah ini ditempatkan di dekat areal proses supaya suplai bahan baku proses dan penyimpanan produk lebih mudah dan efisien.

7. Daerah Utilitas

Daerah ini merupakan daerah tempat penyediaan air, *steam*, listrik, bahan bakar, dan udara tekan. Daerah ini ditempatkan dekat dengan daerah proses agar sistem pemipaan lebih ekonomis, tetapi mengingat bahaya yang dapat ditimbulkan maka jarak antara areal utilitas dengan areal proses harus diatur.

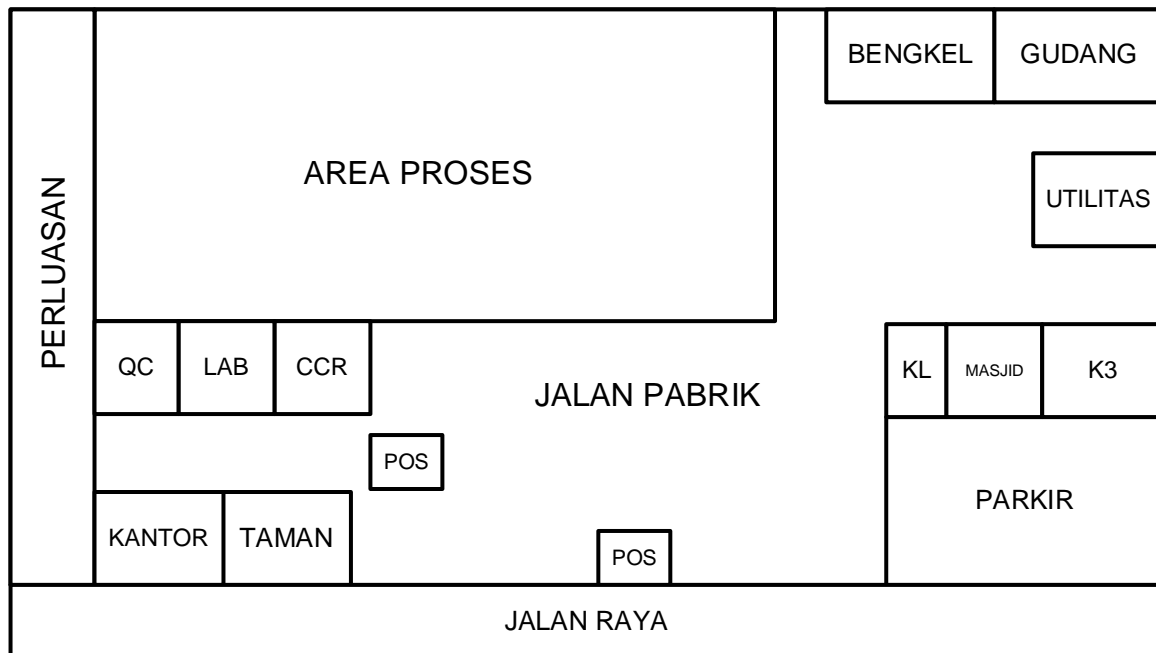
8. Daerah Pengolahan Limbah

Daerah ini merupakan daerah pembuangan dan pengolahan limbah hasil proses produksi. Adapun perincian luas tanah sebagai bangunan pabrik adalah sebagai berikut:

Tabel 2.21 Perincian Bangunan

Nomor	Nama Bangunan	Luas m ²
1	Pos Keamanan 1	100
2	Pos Keamanan 2	100
3	Jalan Pabrik	5000
4	Kantor	500
5	Masjid	400
6	Tempat Parkir	1800
7	Taman	500
8	Area Proses	10000
9	Ruang Kontrol	400
10	Laboratorium	400
11	Gudang	650
12	K3	450

13	Bengkel	650
14	Quality Control	350
15	Perluasan	6000
16	Utilitas	500
17	Klinik	200
Total		28000



Gambar 2.4 Tata Letak Pabrik

Perkiraan luas tanah yang diperlukan dalam pembangunan Pabrik Metil Metakrilat adalah sebesar 2,4 Ha dengan perincian sebagai berikut:

1. Luas tanah untuk pabrik : 10.000 m²
2. Luas tanah untuk penunjang proses dan fasilitas lainnya : 12.000 m²
3. Luas tanah untuk perluasan pabrik : 6.000 m²

2.7. Tata Letak Alat Proses

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

1. Aliran bahan baku dan produk

Pengaliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang besar serta kelancaran serta keamanan produksi dapat terjamin.

2. Aliran udara

Aliran udara di dalam dan di sekitar area proses perlu diperhatikan supaya lancar. Hal ini dimaksudkan untuk menghindari terjadinya *stagnasi* (pemampatan) udara pada suatu tempat yang dapat membahayakan keselamatan kerja.

3. Cahaya

Penerangan seluruh area pabrik harus memadai. Pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau beresiko tinggi perlu diberikan penerangan tambahan.

4. Lalu lintas manusia

Perlu diperhatikan agar pekerja dapat menjangkau seluruh area proses dengan cepat dan mudah sehingga jika terjadi gangguan pada peralatan proses dapat segera diperbaiki. Selain itu keamanan seluruh pekerja selama menjalani tugasnya harus diprioritaskan.

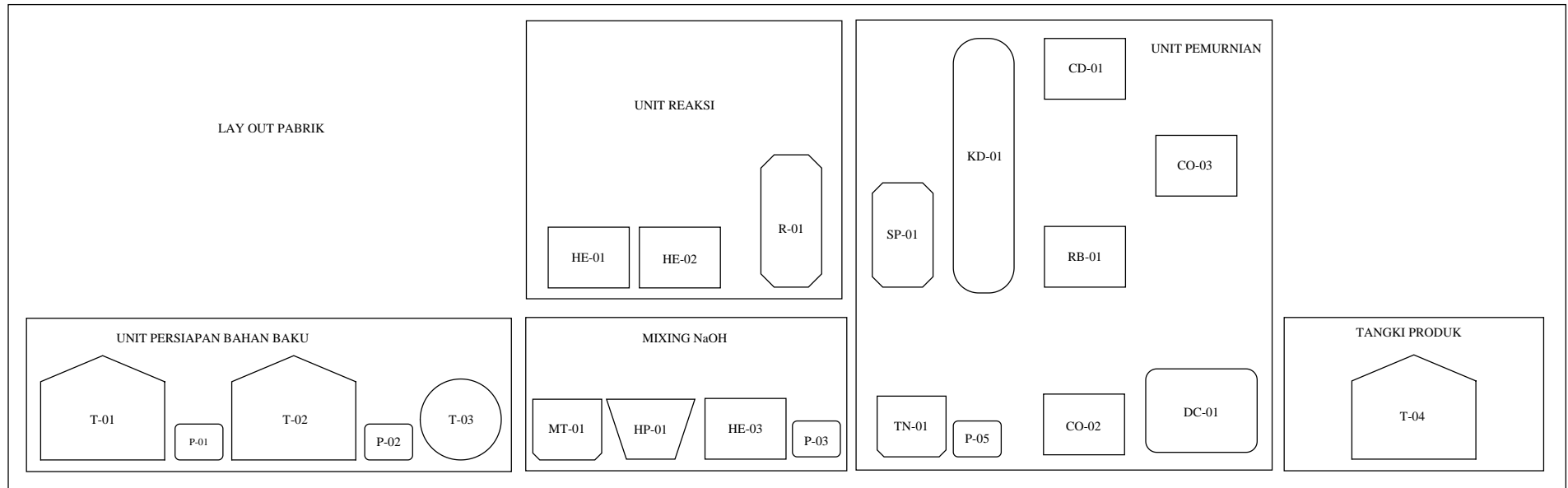
5. Biaya operasi

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

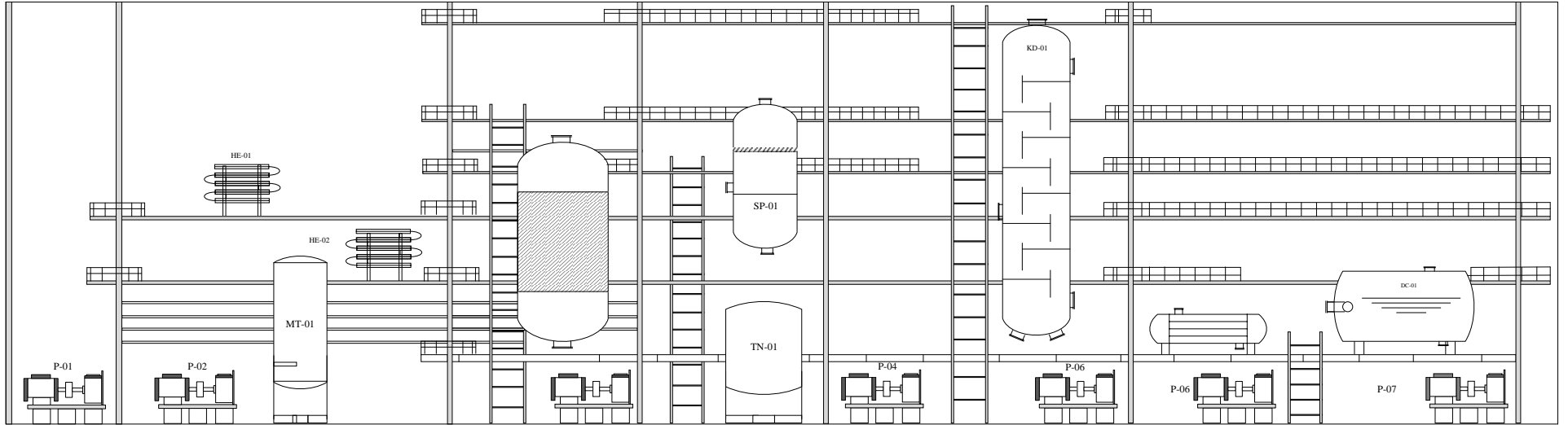
6. Jarak antar alat proses

Untuk alat proses yang memiliki tekanan dan suhu operasi tinggi sebaiknya dipisahkan dari alat proses lainnya sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran tidak membahayakan alat proses yang lain dan kerusakan dapat dikurangi.

Berdasarkan beberapa pertimbangan tersebut, berikut adalah gambar tata letak peralatan yang ditunjukkan pada Gambar 2.5



Gambar 2.5 *Layout* Alat Proses



Gambar 2.6 *Layout Alat Area Proses*

BAB III

SPESIFIKASI ALAT

3.1. Unit Persiapan Bahan Baku

3.1.1. Tangki (T-01)

Identifikasi	
Nama Alat	: Tangki-01
Kode Alat	: T-01
Jumlah	: 6 Unit
Fungsi	: Tempat menyimpan bahan baku metakrolein

Data Desain	
Tipe	: Silinder vertical dengan atap <i>conical</i>
Kapasitas	: 254 m ³
Tekanan	: 1 atm
Temperatur	: 30°C
Diameter	: 18 m
Tinggi	: 5,4 m
Tebal Dinding	: 6 mm
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel A283</i>

3.1.2. Pompa (P-01)

Identifikasi	
Nama Alat	: Pompa-01
Kode Alat	: P-01
Jumlah	: 2 Unit (1 Cadangan)
Fungsi	: Mengalirkan Metakrolein dari Tanki-01 (T-01) ke <i>Mixing Point</i> -01 (MP-01)

Data Desain	
Tipe	: <i>Centrifugal Pump</i>
Kapasitas	: 72,8635 gal/menit
Temperatur	: 30°C
Densitas	: 838,2 kg/m ³
Laju Alir Massa	: 13.871,3389 kg/jam
Viskositas	: 0,4105 cP
Tekanan Uap	: 3,4059 psi
Daya Pompa	: 8 HP
Total <i>Head</i>	: 221,751 ft.lbf/lb
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel (SA-285)</i>

	Suction	Discharge
NPS	2,5 in	2 in
SN	40	40
ID	2,469 in	2,067 in
OD	2,875 in	2,75 in
L	3 m	5 m
Velocity	2,9609 ft/s	4,2190 ft/s
Total Friction Loss	0,5482 ft.lbf/lb	0,9816 ft.lbf/lb

3.1.3. Heater (H-01)

Identifikasi	
Nama Alat	: Heater
Kode	: H-03
Fungsi	: Memanaskan keluaran MP-01 sebelum masuk reaktor R-01
Jumlah	: 1 buah

Data Desain	
Tipe	: <i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel</i>
Rd Calculated	: 0,021
U _C	: 85,96 Btu/jam ft ² , °F
U _D	: 46,225 Btu/jam ft ² , °F
IPS	4 in
SN	40
OD	4,5 in
ID	4,026 in
a''	1,178 ft ² /ft
ΔP annulus	0,007 psi
ΔP inner pipe	4,523 psi

3.2. Unit Reaksi

3.2.1. Reaktor

Identifikasi	
Nama Alat	: Reaktor-01
Kode Alat	: R-01
Fungsi	: Tempat mereaksikan metakrolein, metanol, dan oksigen membentuk metil metakrilat
Jumlah	: 1 Unit
Jenis	: <i>Trickle Bed Reactor</i>
Operasi	: Kontinyu

Data Desain Vessel	
Temperature	: 80°C
Tekanan	: 5,9214 atm
Diameter	: 2,065 m
Tinggi	: 9,308 m
Kapasitas	: 30,108 m ³
Tebal Dinding	: 0,0114 m
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel (SA-285)</i>

Data Desain Jaket	
Tebal	: 1,317 m
Luas Kontak	: 54,337 m ²
Waktu Kontak	: 1,12 menit

3.3. Unit Pemurnian

3.3.1. Kolom Distilasi (KD-01)

Identifikasi	
Nama Alat	: Kolom Destilasi-01
Kode Alat	: KD-01
Fungsi	: Memisahkan air dari campuran keluaran R-01
Jumlah	: 1 Buah
Jenis	: <i>Sieve Tray Tower</i>
Operasi	: Kontinyu

Data Desain		
	Top	Bottom
Tekanan	1 atm	1 atm
Temperatur	64,858°C	90,481°C

Kolom		
Tinggi Kolom	9,514 m	
Material	<i>Carbon Steel (SA-285)</i>	
	Top	Bottom
Diameter	2,308 m	1,547 m
<i>Tray Spacing</i>	0,45 m	0,45 m
Jumlah <i>Tray</i>	13 Buah	4 Buah
Tebal Silinder	0,176 in	0,1069 in
Tebal <i>Head</i>	0,176 in	0,1069 in

Pelat		
	Top	Bottom
<i>Downcomer Area</i>	0,502 m ²	0,225 m ²
<i>Active Area</i>	3,1793 m ²	1,429 m ²
<i>Hole Diameter</i>	5 mm	5 mm
<i>Hole Area</i>	0,3179 m ²	0,143 m ²

Tinggi <i>Weir</i>	50 mm	50 mm
Panjang <i>Weir</i>	1,777 m	1,193 m
Tebal Pelat	5 mm	5 mm
<i>Pressure Drop per Tray</i>	119,66 mm liquid	122,12 mm liquid
Tipe Aliran Cairan	<i>Single Pass</i>	<i>Single Pass</i>
Jumlah <i>Hole</i>	16.200 Buah	7.283 Buah

BAB IV

UNIT PENDUKUNG PROSES

Unit pendukung proses atau sering disebut unit utilitas merupakan bagian penting untuk menunjang berlangsungnya suatu proses dalam pabrik. Keseluruhan proses di dalam industri dapat berjalan dengan baik, lancar, dan teratur karena adanya unit utilitas. Unit utilitas berperan untuk menyuplai kebutuhan pabrik seperti air, *steam*, listrik, dan juga bahan bakar. Kebutuhan terhadap komponen-komponen tersebut dihitung berdasarkan neraca massa, neraca panas, dan juga spesifikasi peralatan yang digunakan. Untuk pabrik pembuatan Metil Metakrilat berkapasitas 100.000 ton/tahun, unit utilitas yang dibutuhkan mencakup:

4.1. Unit Pengadaan dan Pengolahan Air

Unit pengadaan air memiliki peran yang sangat penting dan berpengaruh besar dalam pabrik sehingga proses pengolahan air di unit utilitas perlu dijaga dan dipantau. Sumber air baku yang diolah untuk kebutuhan pabrik berasal dari air bersih kawasan industri. Air tersebut dipilih sebagai sumber air karena letak pabrik yang berada di kawasan industri, mudah untuk diambil, dan biayanya relative murah. Berdasarkan kebutuhannya, di industri air dibagi menjadi empat jenis yakni:

1. Air Proses

Air proses memiliki peran langsung dalam suatu proses dalam setiap peralatan. Air proses akan berkontak langsung dengan komponen bahan baku untuk menjadi produk. Kebutuhan air dalam suatu proses dapat digunakan misalnya sebagai *solvent*. Air proses tidak diperlukan pada pabrik pembuatan metil metakrilat ini sehingga tidak perlu disuplai oleh unit utilitas. Demineralisasi adalah proses mengambil semua ion yang terkandung di dalam air. Air yang telah mengalami proses ini disebut air demin (*deionized water*). Sistem demineralisasi disiapkan untuk mengolah air filter dengan penukar ion (*ion exchanger*) untuk menghasilkan air bebas mineral yang akan digunakan sebagai air proses.

Untuk keperluan air proses tidak cukup hanya air bersih, oleh karenanya air tersebut masih perlu diperlakukan lebih lanjut yaitu penghilangan kandungan mineral yang berupa garam-garam terlarut untuk mencegah korosi dan deposit yang dapat merusak pipa serta *valve*. Mula-mula air bersih (*Filtered Water*) dialirkan ke *Cation Exchanger* yang diisi resin *cation* berupa resin asam kuat yang akan mengikat *cation* misalnya kalsium, magnesium, natrium, kalium, besi, mangan, dan aluminium yang kemudian melepaskan ion H^+ . Selanjutnya air

mengalir ke *Anion Exchanger* dimana anion seperti klorida, karbonat, sulfat, nitrat, silika, dalam air bertukar dengan ion OH⁻ dari resin anion. Air keluar dari *Anion Exchanger* hamper seluruh garam terlarutnya telah diikat. Air demin yang dihasilkan kemudian di tanki penyimpanan (*Denim Water Storage*).

2. Air Pendingin

Air pendingin memiliki peran dalam proses perpindahan panas dalam sejumlah alat. Air pendingin berfungsi untuk mencegah terjadinya panas yang berlebihan dalam suatu alat agar alat tersebut tetap dapat beroperasi dengan normal. Air pendingin tidak berkontak langsung komponen bahan baku, produk intermediet, atau dengan produk akhir. Air pendingin pada pabrik pembuatan metil metakrilat ini disuplai untuk alat penukar panas, seperti *cooler*, jaket pendingin reaktor dan *condenser*, dimana ditunjukkan pada tabel.

Tabel 4.1 Kebutuhan Air Pendingin

Peralatan	Kebutuhan (kg/jam)
<i>Cooler-01</i>	246.472,0198
<i>Cooler-02</i>	268.549,7018
<i>Condenser-01</i>	24.745,2829
Reaktor-01	132.206,333
Total	671.973,34

Penggunaan air pendingin dilakukan secara sirkulasi dan kontinyu. Suhu air pendingin keluaran setiap alat nantinya akan mengalami kenaikan. Kenaikan suhu pada keluaran air pendingin terjadi karena terjadinya perpindahan panas dari komponen senyawa ke air pendingin melalui media penghantar pada setiap alat. Karena air pendingin digunakan secara sirkulasi dan kontinyu, maka suhu pada air pendingin perlu diturunkan di dalam *cooling tower*. Dalam proses penurunan suhu air pendingin, akan terjadi *losses* pada *cooling tower*. Terdapat tiga macam penyebab *losses*, yaitu *evaporation loss*, *drift loss*, dan *blow down*.

1). *Evaporation Loss*

Evaporation loss dalam *cooling tower* disebabkan karena Sebagian kecil air pendingin yang masuk mengalami penguapan. Suplai air yang hilang akibat *evaporation loss* dapat dihitung dalam persamaan berikut ini:

$$W_e = 0,00085 \times 1,8 \times W_c \times (T_1 - T_2) \text{ (Pers 12-10 Perry., 1997)}$$

Dimana: W_e = *Evaporation Loss*

W_c = Jumlah sirkulasi air pendingin

T_1 = Suhu air pendingin masuk *cooling tower* (°F)

T_2 = Suhu air pendingin masuk *cooling tower* (°F)

$$\begin{aligned} W_e &= 0,00085 \times 1,8 \times 14.326,62 \times (T_1 - T_2) \\ &= 0,00085 \times 27.998,89 \text{ kg/jam} \times (122 - 78,8) \text{ °F} \\ &= 1.884,885 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

2). *Drift Loss*

Drift loss dalam *cooling tower* disebabkan karena sebagian kecil air pendingin yang masuk terbawa aliran udara keluar *cooling tower*. Suplai air yang hilang akibat *drift loss* berkisar antara 0,1-0,2%.

$$W_d = 0,2\% \times W_c \text{ (Pers 12-11 Perry., 1997)}$$

Dimana: W_d = *Drift loss*

W_c = Jumlah sirkulasi air pendingin

$$\begin{aligned} W_d &= 0,2\% \times W_c \\ &= 0,2\% \times 27.998,89 \text{ kg/jam} \\ &= 55,99778 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

3). *Blow Down*

Blow down merupakan air pendingin yang dibuang, dimana bertujuan untuk menjaga konsentrasi padatan terlarut dalam air pendingin akibat dari *evaporation loss*. Jumlah *blow down* dihitung berdasarkan siklus konsentrasi yang dijaga agar tidak terjadi *scaling* pada peralatan maupun pipa. Siklus konsentrasi merupakan perbandingan kandungan padatan dalam air pendingin yang disirkulasi dengan kandungan padatan pada air tambahan. Siklus konsentrasi biasa dilakukan antara 3-5. Suplai air yang pada *blow down* dihitung dalam persamaan berikut:

$$W_b = \frac{W_e}{\text{cycle} - 1} \text{ (Pers 12-12 Perry., 1997)}$$

Dimana: W_b = *Blow down*

W_d = *Drift loss*

W_c = *Evaporation loss*

$$W_b = \frac{27.998,89 \text{ kg/jam}}{3 - 1} = 13.999,44 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Make up air pendingin} &= W_c + W_d + W_b \\ &= 15.940,33 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Faktor keamanan} = 10\%$$

$$\begin{aligned} \text{Total make up air pendingin} &= 10\% \times 15.940,33 \text{ kg/jam} \\ &= 17.534,36 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

4.1.1. Air Umpan Boiler

Air umpan boiler yang disuplai oleh unit pengadaan air akan diubah menjadi steam pada unit pengadaan steam. Steam yang dihasilkan akan digunakan sebagai pemanas pada berbagai alat. Syarat air umpan boiler yang diproduksi oleh unit pengadaan air haruslah bebas dari mineral. Mineral harus dihilangkan supaya dalam boiler tidak menghasilkan kerak yang dapat menghambat kinerja boiler. Suplai air umpan boiler sama dengan jumlah steam yang diproduksi. Make up air umpan boiler dipilih 5% dari total air umpan boiler yang disuplai.

Suplai air umpan boiler = 2171,486 kg/jam

Faktor keamanan = 5%

Total make up umpan boiler = 1,05 x 2171,486 kg/jam
= 2280,06 kg/jam

4.1.2. Air Domestik

Air domestik merupakan air yang digunakan untuk kebutuhan sehari-hari dalam rumah tangga, perkantoran, laboratorium, dan fasilitas umum. Syarat air domestik dapat digunakan untuk keperluan sehari-hari antara lain tidak berwarna, tidak berasa, tidak berbau, tidak mengandung logam berat ataupun zat beracun, dan tidak mengandung kuman atau bakteri terkhusus bakteri patogen.

Direncanakan terdapat 25 rumah yang dihuni masing-masing oleh 4 orang. Terdapat jumlah karyawan sebanyak 147 orang yang harus dipenuhi kebutuhan airnya. Terdapat beberapa lokasi yang kebutuhan airnya harus dipenuhi selain perumahan karyawan, antara lain seperti kantor, laboratorium, dan masjid. Kebutuhan air domestik pabrik metil metakrilat dijabarkan pada tabel.

Tabel 4.2 Kebutuhan Air Domestik

Lokasi Kebutuhan	Jumlah Orang	Kebutuhan Air (L/orang/hari)	Kebutuhan Air (L/hari)	Kebutuhan Air (L/jam)
Kantor	36	10	360	7,5
Laboratorium	2	10	20	0,833333
Mushola	36	15	540	22,5
Kantin	36	15	540	22,5
Poliklinik	2	10	20	0,833333
Total			1500	62,5

Kebutuhan air domestik = 62,5 L/jam

Densitas Air	= 1 kg/L
Kebutuhan air domestik	= 1 kg/L x 62,5 L/jam = 62,5 kg/jam
Faktor Keamanan	= 10%
Total <i>make up</i> air domestik	= 10% x 62,5 kg/jam = 68,75 kg/jam

Kebutuhan air keseluruhan pada pabrik metil metakrilat berkapasitas 110.000 ton/tahun terbagi dalam air pendingin (cooling tower), air umpan boiler, dan air domestic. Jumlah kebutuhan air yang harus disuplai ditunjukkan pada tabel.

Tabel 4.3 Total Kebutuhan Air dalam Pabrik

Jenis Air	Kebutuhan (kg/jam)		Total (kg/jam)
	Kebutuhan Awal	<i>Make Up</i>	
Air Pendingin	671.973,34	17.534,36	689.507,70
Air Umpan <i>Boiler</i>	2171,486	2280,06	4.451,55
Air Domestik	62,5	68,75	131,25
Total	674.207,33	11.320,88	694.090,50

4.2. Unit Pengadaan Listrik

Kebutuhan listrik pabrik metil metakrilat kapasitas 100.000 ton/tahun dipenuhi oleh unit utilitas. Pemenuhan listrik di unit dihasilkan oleh Pembangkit tenaga listrik sendiri (Generator Set). Listrik di pabrik digunakan untuk keperluan peralatan dan penerangan.

4.2.1. Listrik untuk Peralatan

Keperluan listrik untuk peralatan pada pabrik pembuatan metil metakrilat digunakan untuk menggerakkan beberapa peralatan. Kebutuhan masing-masing peralatan tersebut ditunjukkan pada tabel.

Tabel 4.4 Kebutuhan Listrik Peralatan

Peralatan	Kebutuhan (HP)
<i>Bucket Elevator-01</i>	3
Ekspander-01	1
<i>Mixing Tank-01</i>	1
Pompa-01	8
<i>Screw Conveyor-01</i>	1

4.2.2. Listrik untuk Penerangan

Setiap area dalam pabrik rata-rata memiliki intensitas penerangan yang berbeda. Perhitungan kebutuhan penerangan menggunakan unit iluminasi lux. Lux adalah unit turunan dari lumen, dan lumen adalah unit turunan dari candela.

1) Penerangan Area Pabrik

$$\text{Luas area} = 10.000 \text{ m}^2 = 1 \text{ Ha}$$

$$\text{Tipe lampu} = \text{Lampu halogen}$$

$$\text{Intensitas penerangan} = 150 \text{ lumen/m}^2$$

(Badan Standarisasi Nasional,2000)

$$\text{Iluminasi lampu} = 90 \text{ lumen/W}$$

$$\text{Daya yang dibutuhkan} = \frac{10.000 \text{ m}^2 \times 150 \text{ lumen/m}^2}{90 \text{ lumen/W}}$$

$$= 16.666,67 \text{ W}$$

$$= 16,66667 \text{ kW}$$

2) Penerangan Area Kantor dan Fasilitas Lainnya

$$\text{Luas area} = 10.000 \text{ m}^2 = 1 \text{ Ha}$$

$$\text{Tipe lampu} = \text{Lampu bohlam LED}$$

$$\text{Intensitas penerangan} = 300 \text{ lumen/m}^2$$

(Badan Standarisasi Nasional,2000)

$$\text{Iluminasi lampu} = 60 \text{ lumen/m}^2$$

$$\text{Daya yang dibutuhkan} = \frac{10.000 \text{ m}^2 \times 300 \text{ lumen/m}^2}{60 \text{ lumen/W}}$$

$$= 60.000 \text{ W}$$

$$= 60 \text{ kW}$$

3) Penerangan Perluasan Area Pabrik

$$\text{Luas area} = 8.000 \text{ m}^2 = 0,8 \text{ Ha}$$

$$\text{Tipe lampu} = \text{Lampu Fluoresen}$$

$$\text{Intensitas penerangan} = 150 \text{ lumen/m}^2$$

(Badan Standarisasi Nasional,2000)

$$\text{Iluminasi lampu} = 90 \text{ lumen/W}$$

$$\text{Daya yang dibutuhkan} = \frac{8.000 \text{ m}^2 \times 150 \text{ lumen/m}^2}{90 \text{ lumen/W}}$$

$$= 13.333,33 \text{ W}$$

$$= 13,333 \text{ Kw}$$

$$\begin{aligned} \text{Total Kebutuhan Listrik Penerangan} &= (16,66667 + 60 + 13,333) \text{ kW} \\ &= 90 \text{ kW} \\ &= 120,692 \text{ HP} \end{aligned}$$

Tabel 4.5 Total Kebutuhan Listrik Pabrik Metil Metakrilat

Keperluan	Kebutuhan (HP)	Kebutuhan (kW)
Peralatan	14	10,4397
Penerangan	120,692	90
Total	1209,692	100,4397

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

$$\begin{aligned} \text{Total kebutuhan listrik} &= (100\%+20\%) \times 100,4397 \text{ kW} \\ &= 120,52775 \text{ kW} \\ &= 161,6303 \text{ HP} \end{aligned}$$

Untuk memenuhi kebutuhan listrik, dipilih generator berkapasitas 300 kW.

4.3. Unit Pengadaan Steam

Steam berfungsi sebagai media pemanas dalam berbagai alat perpindahan panas. Penyediaan *steam* yang digunakan pada pabrik pembuatan metil metakrilat berkapasitas 100.000 ton/tahun, yaitu *steam* dengan temperature 150°C. *Steam* yang disuplai oleh unit utilitas pabrik metil metakrilat ini merupakan jenis *saturated steam*. Peralatan yang menggunakan *steam* 150°C beserta jumlah kebutuhan *steam* masing-masing peralatan ditunjukkan pada tabel 4.6

Tabel 4.6 Kebutuhan *Steam* 150°C

Peralatan	Kebutuhan (kg/jam)
Heater-01	1.460,811
Heater-02	41,551
Heater-03	55,8437
Reboiler-01	251,3662
Total	1.809,572

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

$$\text{Total kebutuhan steam} = (100+20) \% \times 1.809,572 \text{ kg/jam}$$

$$= 2.171,486 \text{ kg/jam}$$

4.4. Unit Pengadaan Bahan Bakar

Bahan bakar yang disuplai adalah *Industrial Diesel Oil* (IDO). Kebutuhan bahan bakar dibagi menjadi dua, yaitu keperluan *boiler* dan keperluan generator.

1). Bahan Bakar *Boiler* untuk *Steam* Pemanas

Steam yang diproduksi unit utilitas adalah *saturated steam* bersuhu 150°C.

$$\text{Temperature air masuk} = 30^\circ\text{C}$$

$$\text{Temperature steam} = 150^\circ\text{C}$$

$$\text{Kebutuhan steam, } m_{\text{steam}} = 2.171,486 \text{ kg/jam}$$

Tabel 4.7 Data Cp dalam Fase *Liquid*

Komponen	A	B	C	D
H ₂ O	92,053	-3995 X 10 ⁻²	-2,110 x 10 ⁻⁴	5,347 x 10 ⁻⁷

(Sumber: Yaws, C.L., 1999)

Menghitung kapasitas panas komponen (Cp) dalam fase *liquid* dihitung dengan persamaan berikut:

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

$$Q_{\text{sensibel}} = n C_p \Delta T$$

$$= 120,5979 \text{ kmol/jam} \times 75,4438 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 9098,362 \text{ kJ/jam}$$

Berdasarkan *Steam Table* (Smith,2001), didapatkan data berikut:

$$\text{Entalpi saturated vapor (H}_v) = 2746,5 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Entalpi saturated liquid (H}_l) = 632,2 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Panas laten } (\lambda) = 2113,7 \text{ kJ/kg}$$

Panas yang dibutuhkan untuk menghasilkan *steam*:

$$Q_{\text{laten}} = m_{\text{steam}} \times \lambda$$

$$= 2.171,486 \text{ kg/jam} \times 2113,7 \text{ kJ/kg}$$

$$= 4.589.870 \text{ kJ/jam}$$

Panas yang dibutuhkan untuk menghasilkan *steam* (kapasitas *steam*):

$$Q_{\text{total}} = Q_{\text{sensibel}} + Q_{\text{laten}}$$

$$= 9098,362 \text{ kJ/jam} + 4.589.870 \text{ kJ/jam}$$

$$= 4598.968 \text{ kJ/jam}$$

Spesifikasi bahan bakar *Industrial Diesel Oil* (IDO) yang dipakai, yaitu:

Nilai kalor bahan bakar (LHV) = 19300 Btu/lb = 44.891,8 kJ/kg

Efisiensi *boiler* (η) = 80% (Tabel 4.8, Ulrich,1984:109)

Kebutuhan bahan bakar:

$$\begin{aligned} m_{\text{bahan bakar}} &= \frac{Q}{\eta \times \text{LHV}} \\ &= \frac{4598.968 \text{ kJ/jam}}{0,80 \times 44.891,8 \text{ kJ/kg}} \\ &= 128,057 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Densitas IDO = 0,85 kg/L

Faktor keamanan = 10%

Total kebutuhan bahan bakar = (100% +10%) x 128,057 kg/jam

= 140,8627 kg/jam

= 165,7209 L/jam

4.5. Unit Pengadaan Udara Tekan

Unit penyedia udara tekan digunakan untuk menjalankan instrumentasi seperti untuk menggerakkan control valve serta untuk pembersihan peralatan pabrik. Udara instrument bersumber dari udara di lingkungan pabrik hanya saja udara tersebut harus dinaikkan dengan menggunakan kompresor. Untuk memenuhi kebutuhan, digunakan 3 kompresor dan didistribusikan melalui pipa – pipa.

4.6. Unit Pengolahan Limbah

Unit ini merupakan salah satu unit yang harus disediakan oleh suatu pabrik. Limbah yang dihasilkan oleh pabrik Metil Metakrilat antara lain adalah:

- a. Limbah cair
- b. Limbah padatan

Pengolahan limbah berdasarkan pada jenis buangnya:

1. Pengolahan Limbah Cair

- a. Oily water dari mesin proses

Oily water berasal dari buangan pelumas pada pompa dan alat lain. Pemisahan berdasarkan perbedaan berat jenisnya. Minyak dibagian atas dialirkan ke penampungan minyak untuk kemudian dibakar di dalam tungku pembakar, sedangkan air dibagian bawah dialirkan ke IPAL.

- b. Air buangan sanitasi

Air buangan sanitasi yang berasal dari seluruh toilet di kawasan pabrik dan perkantoran. Pengolahannya dengan cara dikumpulkan dan diolah dalam unit sanitasi dengan menggunakan lumpur aktif dan desinfektan Na-hipoklorit. Selanjutnya limbah dialirkan menuju IPAL.

c. Air Sisa Proses

Air sisa regenerasi dari unit demineralisasi mengandung NaOH dan H₂SO₄ yang kemudian dinetralkan dalam kolam penetralan dengan HCl&NaOH hingga pH mencapai sekitar 6,5-7, serta mengandung O₂ minimal 3 ppm. Air yang netral lalu selanjutnya air tersebut dialirkan ke IPAL.

2. Pengolahan Limbah

Padatan Limbah padat yang dihasilkan berasal dari limbah domestik. Limbah domestik berupa sampah-sampah keperluan sehari-hari seperti kertas dan plastik, sampah ditampung didalam bak penampungan sampah, selanjutnya dikirim ke Tempat Pembuangan Akhir (TPA). Limbah padat lainnya yang berbahaya, limbah B3 disimpan terlebih dahulu di tempat pembuangan sementara (TPS) yang close system sehingga diupayakan tidak terjadi kebocoran limbah B3 dari TPS ke tanah, air, dan lingkungan. Selanjutnya limbah B3 akan di kirim ke Tempat Pembuangan Akhir (TPA).

4.7. Laboratorium

Laboratorium merupakan bagian yang sangat penting dalam menunjang kelancaran proses produksi dan menjaga mutu produksi. Dengan data yang diperoleh dari laboratorium maka proses produksi dapat dikendalikan dan kualitas produk dapat dijaga sesuai dengan spesifikasi yang diharapkan. Disamping itu juga berperan dalam pengendali pencemaran lingkungan.

Laboratorium mempunyai tugas pokok antara lain:

1. Sebagai pengendali kualitas bahan baku dan pengendali kualitas produk.
2. Sebagai pengendali terhadap proses produksi dengan melakukan analisis terhadap pencemaran lingkungan yang meliputi polusi udara, limbah cair dan limbah padat yang dihasilkan unit-unit produksi.
3. Sebagai pengendali terhadap mutu air proses, air umpan, Steam, dan lain-lain yang berkaitan langsung dengan proses produksi.

Dalam pelaksanaan tugasnya, laboratorium dikelompokkan menjadi:

a. Laboratorium Fisika

Bagian ini mengadakan pemeriksaan atau pengamatan terhadap sifat-sifat fisis bahan baku dan produk serta bahan penunjang proses.

b. Laboratorium Analitik

Bagian ini mengadakan pemeriksaan terhadap bahan baku, produk, utilitas dan limbah mengenai sifat-sifat kimianya. Analisis yang dilakukan diantaranya mengamati impuritas, kandungan logam, kemurnian, dll.

c. Laboratorium Penelitian dan Pengembangan

Tugas dari laboratorium ini adalah melakukan penelitian dan pengembangan terhadap permasalahan yang berhubungan dengan kualitas material terkait dengan proses untuk meningkatkan hasil akhir.

BAB V

MANAJEMEN PERUSAHAAN

5.1. Bentuk Perusahaan

Bagi seorang pelaku usaha, salah satu langkah awal yang penting untuk segera dilakukan dan dipertimbangkan adalah membuat suatu perusahaan atau badan usaha untuk usahanya tersebut. Dengan demikian, usaha yang dilakukannya dapat dikatakan telah memperoleh izin yang jelas sebagaimana peraturan perundang-undangan yang berlaku. Adanya bentuk perusahaan atau badan usaha yang jelas nantinya dapat memberikan nilai tambah dan daya tarik tersendiri terhadap usaha yang tengah dijalankan oleh seorang pelaku usaha. Akan tetapi, dalam memilih bentuk perusahaan atau badan usaha harus disesuaikan dengan kebutuhan pelaku usaha.

Hal mendasar inilah yang membuat banyak orang tertarik untuk mendaftarkan perusahaannya dalam bentuk PT. Apabila seorang pelaku usaha mendirikan suatu PT yang merupakan badan hukum, maka perusahaannya tersebut lebih mendapat perlindungan secara hukum karena adanya Peraturan Perundang-undangan yang mengaturnya secara jelas dan terperinci yaitu Undang-Undang nomor 40 tahun 2007 tentang Perseroan Terbatas. Hal ini tentu berbeda ketika suatu perusahaan mendirikan CV yang bukan merupakan badan hukum. Yang dimaksud dengan Perseroan Terbatas (PT) sebagaimana dalam Undang-undang No. 40 tahun 2007 tentang Perseroan Terbatas (PT) adalah badan usaha berbentuk badan hukum yang merupakan persekutuan modal, didirikan berdasarkan perjanjian, dan melakukan kegiatan usaha dengan modal dasar yang seluruhnya terbagi dalam saham. Ada beberapa faktor pertimbangan yang menjadi alasan perusahaan ini didirikan dalam bentuk badan usaha Perseroan Terbatas (PT) antara lain:

a) Sistem Kepemilikan Yang Lebih Jelas

Sistem Kepemilikan di dalam PT disusun berdasarkan kepemilikan saham. Hal ini akan sangat membantu jika sewaktu-waktu anda ingin menjual kepemilikan anda. Sistem pemindahan kepemilikan melalui saham lebih mudah untuk dipindah tangankan daripada CV selama perpindahan tersebut sesuai dengan ketentuan perusahaan yang ada di Anggaran Dasar Perusahaan yang tercantum di AKTA.

b) Akses Bisnis yang Lebih Luas

Jika Anda ingin perusahaan memiliki akses bisnis yang lebih luas seperti mengikuti proyek, maka mendirikan PT adalah pilihan yang tepat. Kebanyakan proyek tender dari pemerintah

maupun swasta hanya menerima partisipasi dari perusahaan dengan bentuk PT. Terutama proyek yang bernilai besar. Selain itu, untuk mendapatkan suntikan modal dari investor ataupun Bank, kreditor akan lebih mempercayai perusahaan dengan bentuk PT untuk memberikan modal dalam jumlah besar.

c) Aktivitas Bisnis yang Lebih Beragam

Beberapa bidang usaha diwajibkan oleh undang-undang untuk menggunakan badan usaha PT untuk bisa beroperasi. Jika Anda ingin membangun bisnis di bidang-bidang khusus seperti Bank, Rumah Sakit, jasa outsourcing ataupun penanaman modal asing, maka Anda disarankan memilih badan usaha PT.

d) Bentuk Usaha dengan Badan Hukum

Bentuk usaha PT disahkan oleh Kemenkumham (Kementrian Hukum dan Hak Asasi Manusia). Hal ini sebenarnya menguntungkan karena bentuk usaha PT lebih aman secara hukum. Salah satu contoh perlindungan yang didapatkan adalah perlindungan identitas perusahaan. Jika perusahaan anda sudah berdiri, PT lain tidak bisa berdiri dengan nama yang sama. Selain itu badan usaha anda akan dianggap lebih menguntungkan dan terpercaya.

5.2. Struktur Organisasi

Lancar atau tidaknya dari proses kegiatan operasi dari suatu pabrik tergantung pada keberhasilan suatu sistem dalam menjalankan peran struktur organisasinya, karena struktur organisasi merupakan hal penting yang menjadi tujuan utama pada setiap perusahaan. Beberapa faktor yang perlu diperhatikan dalam penyusunan struktur organisasi adalah:

- Wewenang
- Tanggung jawab
- Pertanggungjawaban
- Delegasi
- Koordinasi

Dengan berpedoman pada hal-hal tersebut diperoleh organisasi yang baik yaitu bentuk line dan staff karena garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis. Segala sesuatu yang menyangkut perusahaan diputuskan bersama antara dewan komisaris dan dewan direksi. Menurut pembagian kerjanya seorang karyawan bertanggung jawab kepada atasannya.

Ada dua kelompok yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi sistem line dan staff, yaitu:

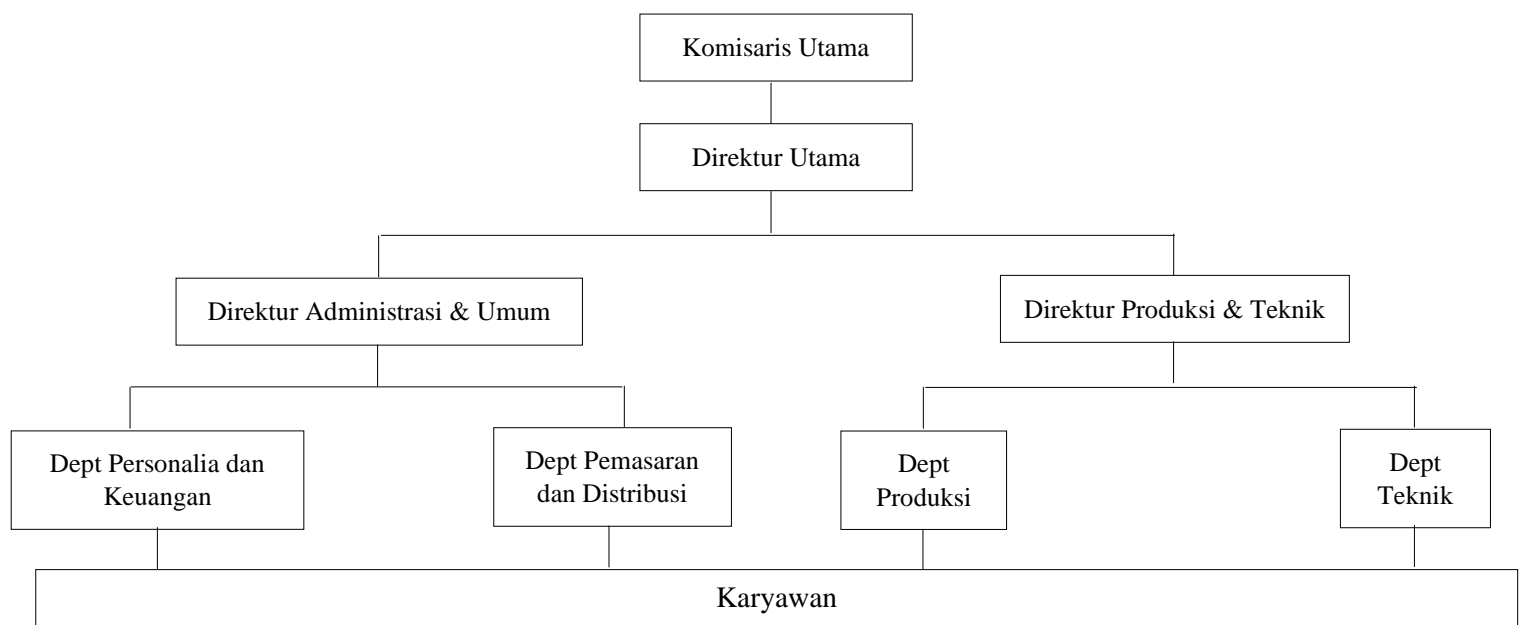
1. Orang yang melaksanakan tugas pokok organisasi dalam rangka pencapaian tujuan yang digambarkan dengan garis atau line.

2. Orang yang melaksanakan tugas berdasarkan keahlian yang dimilikinya, orang ini berfungsi hanya untuk memberikan saran-saran kepada unit operasional. Orang-orang tersebut disebut staff.

Organ-organ yang terdapat dalam perseroan terbatas terdiri dari:

1. Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS)
2. Direksi
3. Komisaris

Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) memegang kekuasaan tertinggi dalam perusahaan, dimana RUPS dapat membentuk dewan komisaris dan dewan direksi. Dalam pelaksanaan operasional kekuasaan dipegang oleh dewan direksi yang terdiri dari direktur utama dan dibantu oleh direktur administrasi dan umum, direktur produksi dan teknik.



Gambar 5.1 Struktur Organisasi Perusahaan

5.3. Tugas dan Wewenang

5.3.1. Pemegang Saham

Pemegang saham adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Para pemilik saham adalah pemilik perusahaan. Kekuasaan tertinggi pada suatu perusahaan yang berbentuk perseroan terbatas adalah Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). Kewenangan tersebut antara lain:

- a. Mengubah anggaran dasar; Mengangkat anggota direksi; dan mengangkat komisaris

- b. Memperoleh segala keterangan yang berkaitan dengan kepentingan perseroan dari direksi dan atau komisaris

5.3.2. Dewan Komisaris

Dewan komisaris diangkat oleh RPUS untuk jangka waktu tertentu. Sebagai lembaga pengawas dalam perseroan, komisaris memiliki kewenangan sebagai berikut:

- a. Melakukan pengawasan secara umum dan khusus serta memberikan nasihat kepada direksi dalam menjalankan perseroan.
- b. Dapat memberhentikan direksi untuk sementara waktu dari jabatannya berdasarkan alasan tertentu.

5.3.3. Dewan Direksi

Kekuasaan tertinggi pada perusahaan Perseroan Terbatas dipegang oleh dewan direksi. Dewan direksi yang terdiri dari direktur utama dan dibantu oleh direktur administrasi dan umum, direktur produksi dan teknik. Direktur Utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggungjawab sepenuhnya terhadap maju mundurnya perusahaan.

a. Direktur Utama, tugasnya yakni:

- 1. Menjaga kestabilan organisasi dan membuat kontinuitas hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, karyawan dan konsumen.
- 2. Mengangkat dan memberhentikan direktur dengan persetujuan dari Rapat Umum Pemegang Saham dan Mengkoordinir direktur administrasi dan umum serta direktur produksi dan teknik.

b. Direktur Keuangan dan Administrasi, tugasnya yakni:

- 1. Bertanggung jawab kepada direktur utama dalam bidang pemasaran, keuangan, administrasi, dan pelayanan umum.
- 2. Mengkoordinir, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

c. Direktur Produksi dan Teknik, tugasnya yakni:

- 1. Bertanggung jawab kepada direktur utama dalam bidang produksi dan Teknik.
- 2. Mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

5.3.4. Staff Ahli

Staff ahli bertugas membantu dewan direksi dalam menjalankan tugasnya, baik yang berhubungan dengan teknik maupun administrasi.

- a. Memberikan saran dalam perencanaan pengembangan perusahaan dan hukum

- b. Mengadakan evaluasi bidang teknik dan ekonomi perusahaan

5.3.5. Departemen

Secara struktural departemen berada di bawah Direktur Utama dan di bawah Direktur Keuangan dan Administrasi serta Direktur Produksi dan Teknik.

a. Departemen Pemasaran dan Distribusi

Bertugas untuk meningkatkan permintaan serta bertanggung jawab dalam masalah pembelian dan penjualan dan berhak mengambil kebijakan tertentu tanpa dicampuri pihak lain dalam sistem pemasarannya.

1) Kepala Bagian Pemasaran

Kepala bagian pemasaran bertugas untuk mengkoordinir dalam penjualan hasil produksi. Kepala bagian pemasaran membawahi bagian pemasaran yang memiliki tugas untuk merencanakan strategi penjualan hasil produksi.

2) Kepala Bagian Distribusi

Kepala bagian distribusi bertanggung jawab kepada kepala Departemen Pemasaran dan Distribusi dalam bidang distribusi hasil produksi.

- Mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari *storage*
- Mengatur distribusi hasil produksi dari area *storage*

b. Departemen Personalia dan Umum

Departemen Personalia dan Umum bertanggung jawab kepada direktur administrasi dan umum dalam bidang personalia, hubungan masyarakat dan keamanan.

1) Kepala Bagian Personalia

Kepala bagian personalia bertanggung jawab kepada Kepala Departemen Personalia dan Umum dalam bidang kepegawaian, Pusdiklat, dan Humas.

a. Bagian Kepegawaian, tugasnya yakni:

- Membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja yang sebaik mungkin antara pekerja dan pekerjaan serta lingkungannya supaya tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya.
- Mengusahakan disiplin kerja yang tinggi dalam menciptakan kondisi kerja yang dinamis.
- Melaksanakan hal-hal yang berhubungan dalam kesejahteraan karyawan.

b. Bagian Humas, tugasnya yakni

- Mengatur hubungan perusahaan dengan masyarakat diluar perusahaan.

c. Bagian Pusdiklat (Pusat Pendidikan dan Latihan), tugasnya yakni:

- Melaksanakan pendidikan dan pelatihan dalam rangka peningkatan kompetensi/profesionalisme karyawan dan calon karyawan di lingkungan perusahaan berdasarkan kebijakan pengembangan SDM
- Perumusan, pengevaluasian identifikasi indikator kinerja utama.
- Pelaksanaan hubungan kerja sama di bidang pendidikan dan pelatihan

2) Kepala Bagian Umum

Kepala Bagian Umum bertanggung jawab kepada Kepala Departemen Personalia dan Umum dalam bidang keamanan, kebersihan, kesehatan, dan transportasi perusahaan.

c. Departemen Keuangan

Bertugas dan bertanggung jawab dalam keseluruhan administrasi keuangan pabrik, termasuk urusan hutang maupun piutang.

1. Kepala Bagian Administrasi dan Keuangan

Kepala Bagian Administrasi dan keuangan bertugas membuat budgeting anggaran keuangan, mengadakan evaluasi dari arus keuangan (untung dan rugi perusahaan, mengamankan uang perusahaan, menangani upah karyawan, membuat prediksi keuangan masa depan.

2. Kepala Bagian Akunting, tugasnya yakni:

- Membuat pembukuan laporan keuangan neraca perubahan
- Melakukan pencatatan hutang piutang perusahaan
- Penanganan pajak perusahaan dan melakukan arus kas, laba, dan rugi perusahaan.

3. Kepala Bagian Pengadaan

Kepala Bagian Pengadaan bertugas mengatur lalu lintas domestik perusahaan baik dalam luar negeri maupun pengadaan bahan baku dari perusahaan lokal.

d. Departemen Produksi

Bertanggung jawab kepada direktur produksi dan teknik dalam bidang kualitas dan kuantitas produksi. Departemen produksi membawahi kepala bagian produksi yang membawahi bagian proses, utilitas, LK3, penyimpanan, dan *quality control*.

1) Bagian Proses

Mengkoordinir dalam mengawasi jalannya proses produksi dan mengambil tindakan seperlunya bila ada permasalahan selama proses produksi berlangsung.

2) Bagian Lingkungan dan K3

Mengkoordinir dalam mengawasi hal-hal yang dapat mengancam keselamatan pekerja dan mengurangi potensi bahaya yang ada dan mengkoordinir dalam memantau jalannya proses dan mengamati dampaknya terhadap lingkungan sekitar pabrik.

3) Bagian Utilitas

Bagian Utilitas bertugas untuk melaksanakan dan mengatur sarana utilitas untuk memenuhi kebutuhan proses, air, dan steam.

4) Bagian *Quality Control*, tugasnya yakni:

- Mengawasi dan menganalisa mutu bahan baku dan bahan pembantu
- Mengawasi dan menganalisa produk serta buangan pabrik.

5) Bagian Penyimpanan

Tugas bagian penyimpanan adalah bertanggung jawab untuk menjaga area storage bahan baku dan produk pada unit proses.

a. Departemen Teknik

Departemen Teknik bertanggung jawab kepada direktur produksi dan teknik dalam bidang pemeliharaan peralatan proses, instrumentasi dan utilitas.

1) Bagian Pemeliharaan, tugasnya yakni:

- Melaksanakan pemeliharaan fasilitas dan peralatan pabrik
- Memperbaiki peralatan pabrik.

2) Bagian Penelitian dan Pengembangan (Litbang), tugasnya yakni:

- Mempertinggi mutu suatu produk dan mengadakan pemilihan pemasaran produk ke suatu tempat dan mempertinggi efisiensi kerja.
- Memperbaiki proses dari pabrik/perencanaan alat untuk pengembangan produksi

5.4. Kebutuhan Karyawan dan Sistem Pengupahan

Pada pabrik Metil Metakrilat ini kebutuhan dan sistem penggajian karyawan berbeda-beda tergantung pada status, kedudukan, tanggung jawab dan keahlian karyawan.

1. Status Karyawan

a. Karyawan Tetap

Karyawan tetap yaitu karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan SK Direksi dan mendapat gaji bulanan sesuai dengan kedudukan, keahlian dan masa kerja.

b. Karyawan Harian

Karyawan harian yaitu karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan SK Direksi dan mendapat upah harian yang dibayar tiap akhir pekan.

c. Karyawan Borongan

Karyawan borongan yaitu karyawan yang digunakan oleh pabrik bila diperlukan saja. Karyawan ini menerima upah borongan untuk suatu perusahaan.

2. Penggolongan dan Gaji

a. Gaji Bulanan

Gaji bulanan diberikan kepada karyawan tetap. Besarnya gaji sesuai dengan peraturan perusahaan.

b. Gaji Harian

Gaji harian diberikan kepada karyawan tidak tetap atau buruh harian.

c. Gaji Lembur

Gaji lembur diberikan kepada karyawan yang bekerja melebihi jam kerja yang telah ditetapkan. Besarnya gaji lembur sesuai dengan peraturan perusahaan.

5.5. Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan, dan Gaji

Pabrik Metil Metakrilat direncanakan beroperasi 330 hari selama setahun dan 24 jam perhari. Sisa hari bukan libur digunakan untuk perbaikan atau perawatan dan shutdown. Sedangkan pembagian jam kerja digolongkan dam 2 golongan, yaitu:

1. Karyawan *Non-Shift*

Karyawan non-shift adalah para karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Termasuk karyawan non-shift yaitu Direktur, staff ahli, Kepala Bagian, Kepala Bagian serta bawahan yang berada di kantor. Karyawan non-shift dalam satu minggu akan bekerja selama 6 hari dengan pembagian jam kerja sebagai berikut:

Jam kerja:		Jam istirahat:	
- Hari Senin-Jumat	: jam 08.00-15.00	- Hari Senin-Kamis	: jam 12.00-13.30
- Hari Sabtu	: jam 08.00-12.00	- Hari Jumat	: jam 11.00-13.00

2. Karyawan Shift

Karyawan Shift adalah karyawan yang secara langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi. Karyawan Shift antara lain karyawan unit proses, utilitas, laboratorium, sebagian dari bagian teknis, bahian gudang, dan bagian-bagian yang harus selalu siaga untuk menjaga keselamatan serta keamanan pabrik.

Karyawan Produksi dan Teknik:		Karyawan Keamanan:	
- <i>Shift</i> pagi	: jam 07.00-15.00	- <i>Shift</i> pagi	: jam 06.00-14.00
- <i>Shift</i> siang	: jam 15.00-23.00	- <i>Shift</i> siang	: jam 14.00-22.00
- <i>Shift</i> malam	: jam 23.00-07.00	- <i>Shift</i> malam	: jam 22.00-06.00

Untuk karyawan shift dibagi mejadi 4 regu dimana 3 regu bekerja dan 1 regu istirahat dan dikenakan secara bergantian. Tiap regu akan mendapat giliran 3 hari kerja dan 1 hari libur tiap-

tiap shift dan masuk lagi untuk shift berikutnya. Jadwal kerja masing-masing regu ditunjukkan dalam Tabel 5.1

Tabel 5.1 Jadwal Kerja Setiap Regu

Tanggal	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
Regu 1	L	L	P	P	S	S	M	M	L	L	P	P	S	S
Regu 2	P	P	S	S	M	M	L	L	P	P	S	S	M	M
Regu 3	S	S	M	M	L	L	P	P	S	S	M	M	L	L
Regu 4	M	M	L	L	P	P	S	S	M	M	L	L	P	P

Keterangan : P = *Shift* Pagi

M = *Shift* Malam

S = *Shift* Siang

L = Libur

5.5.1 Penggolongan Jabatan

Tabel 5.2 Jabatan dan Pendidikan

No	Jabatan	Pendidikan
1	Direktur Utama	Sarjana
2	Direktur Produksi dan Teknik	Sarjana Teknik Kimia
3	Direktur Administrasi dan Umum	Sarjana Ekonomi Akuntansi
4	Departemen Personalia dan Keuangan	Sarjana Psikologi, Hukum dan Ekonomi
5	Departemen Pemasaran	Sarjana Ekonomi Manajemen
6	Departemen Teknik	Sarjana Teknik Mesin / Elektro
7	Departemen Produksi	Sarjana Teknik Kimia / Industri
Karyawan <i>Shift</i>		
1	Proses	Diploma Teknik Kimia
2	Laboran	Diploma Teknik Kimia
Karyawan <i>Non-Shift</i>		
1	Diklat	D3 – S1 Ekonomi
2	Humas	D3 – S1 Hukum/ Psikologi
3	Keuangan	D3 – S1 Ekonomi Akuntansi
4	Akunting	Sarjana Ekonomi Akuntansi
5	Pemeliharaan	Sarjana Teknik Mesin
6	Litbang	Sarjana
7	Pemasaran	D3 – S1 Ekonomi Manajemen

8	Keamanan	SMA/SMK Sederajat
9	Cleaning Service	SMA/SMK Sederajat

5.5.2 Jumlah Karyawan dan Gaji

a. Jumlah Karyawan

Jumlah karyawan harus ditentukan secara tepat sehingga semua pekerjaan yang ada dapat diselesaikan dengan baik dan efisien.

Tabel 5.3 Detail jumlah karyawan proses (Ulrich, 1984) (Hal 329)

No	Nama Alat	Jumlah Alat	Orang/ alat x shift	Orang/ shift
1	Tangki (<i>storage</i>)	4	-	-
2	<i>Conveyor</i>	1	0,2	0,2
3	<i>Cooling Towers (Cooler)</i>	2	1	2
4	<i>Heat Exchanger</i>	2	0,1	0,2
5	<i>Crushers, Mills, Grinders (Hopper)</i>	1	0,5	0,5
6	<i>Mixer (Tangki Netralisasi)</i>	1	0,3	0,3
7	Reaktor	1	0,5	0,5
8	Separator	1	0,05	0,05
9	Kondensor	1	0,5	0,5
10	Pompa	10	-	-
Total				4,25

Jumlah keseluruhan karyawan proses = jumlah shift x jumlah karyawan
= 4 x 4 orang
= 16 orang

Tabel 5.4 Jumlah Karyawan

No	Jabatan	Jumlah
1	Direktur Utama	1

2	Direktur Produksi dan Teknik	1
3	Direktur Administrasi dan Umum	1
4	Kepala Departemen Personalia dan Keuangan	2
5	Kepala Departemen Pemasaran	1
6	Kepala Departemen Teknik	1
7	Kepala Departemen Produksi	1
Karyawan Shift		
1	Proses	16
2	Laboran	2
Karyawan Non-Shift		
1	Diklat	1
2	Humas	1
3	Keuangan	1
4	Akunting	1
5	Pemeliharaan	1
6	Litbang	1
7	Pemasaran	1
8	Keamanan	1
9	Cleaning Service	2
Total		36

Tabel 5.5 Rincian Gaji Berdasarkan Jabatan

No	Jabatan	Gaji/Bulan (Rp)
1	Direktur Utama	Rp 30.000.000
2	Direktur Produksi dan Teknik	Rp 20.000.000
3	Direktur Administrasi dan Umum	Rp 20.000.000
4	Kepala Departemen	Rp 7.000.000
5	Karyawan	Rp 4.000.000

5.6. Kesejahteraan Sosial Karyawan

1. Tunjangan

- a. Tunjangan berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan yang bersangkutan dan Tunjangan jabatan diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang

- b. Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja diluar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja; dan Cuti
- c. Tunjangan Hari Raya (THR) bagi semua karyawan
- d. Tunjangan Kematian dan tunjangan perjalanan dinas
- e. Asuransi kesehatan (BPJS Ketenagakerjaan)

2. Kesehatan dan Keselamatan Kerja

Kegiatan yang dilakukan dalam rangka kesehatan dan keselamatan kerja antara lain:

- a. Mengawasi keselamatan jalannya operasi proses
- b. Bertanggung jawab terhadap alat-alat keselamatan kerja
- c. Bertindak sebagai instruktur *safety*; Membuat rencana kerja pencegahan kecelakaan
- d. Membuat prosedur darurat agar penanggulangan kebakaran dan kecelakaan proses berjalan dengan baik
- e. Mengawasi kuantitas dan kualitas bahan buangan pabrik agar tidak berbahaya bagi lingkungan.

Pelaksanaan tugas dalam kesehatan dan keselamatan kerja berdasarkan: PP No.4/1982, (Mengenai ketentuan pokok pengolahan lingkungan hidup yang dikeluarkan oleh Menteri Negara Kelestarian Lingkungan Hidup) dan PP No.29/1986 (Mengenai ketentuan AMDAL yang dikeluarkan oleh Menteri Negara Kelestarian Lingkungan Hidup).

Peralatan *safety (safety equipment)* harus dipakai oleh setiap karyawan yang berada dan bekerja di plant atau daerah proses produksi. Perlengkapan *safety* yang harus dipakai antara lain: Sepatu *safety*; *Ear plug*; *Safety Helmet*; Masker; *Breathing apparatus*. Fasilitas pemadam kebakaran seperti *fire hydrant* perlu ditempatkan pada tempat-tempat strategis, di samping itu disediakan pula *portable firefighting equipment* pada setiap ruangan dan tempat-tempat yang mudah dijangkau.

5.7. Corporate Social Responsibility (CSR)

Corporate Social Responsibility (CSR) atau lebih dikenal juga dengan Tanggung Jawab Sosial Perusahaan adalah sebuah issue yang sementara hangat di kalangan dunia usaha. Berikut ini digambarkan secara singkat CSR yang dijalankan oleh Pabrik Ini. Pabrik ini memfokuskan kegiatannya pada 4 program (*issue*) utama, yakni (1) *Public Health and Education*; (2) *Humanitarian Aid Program*; (3) *Small Medium Enterprise Development Program*; dan (4) *Environment Program*.

Program-program tersebut dibuat berdasarkan pada empat prinsip utama. Pertama, prinsip relevansi. Program-program yang dikembangkan selaras dengan bisnis. Kedua, prinsip model. Program percontohan dikembangkan terlebih dahulu sebelum direplikasi di daerah-daerah lain.

Ketiga, prinsip replikasi. Prinsip ini dimaksudkan untuk menggalang dukungan mitra-mitra strategis yang memiliki visi yang sama. Kegiatan CSR Pabrik Ini:

1. *Public Health and Education (PHE) Program*

Public Health and Education Program merupakan program CSR yang memberi fokus pada kebersihan dan kesehatan dalam masyarakat. Tujuan PHE Program adalah (1) mempromosikan gaya hidup sehat di masyarakat; dan (2) mengurangi angka kematian dan angka orang sakit yang disebabkan oleh diare dan malaria, melalui penyediaan akses sanitasi yang lebih baik dan perubahan perilaku masyarakat dengan mendorong mereka untuk menjalankan gaya hidup sehat.

2. *Humanitarian Aid Program*

Humanitarian Aid Program berfokus pada bantuan kemanusiaan selama pandemi. Pabrik Ini bekerja sama dengan beberapa organisasi daerah Banten dalam mengumpulkan dana dan mendistribusikan bantuan kepada masyarakat pada masa pandemi. Beberapa kegiatan yang dilaksanakan, yakni memberikan bantuan sosial berupa sembako dan obat-obatan bagi masyarakat yang membutuhkan dan memberikan vaksin gratis di daerah terpencil.

3. *Environment Program*

Environment Program dilaksanakan untuk memecahkan masalah lingkungan, terutama masalah sampah, yang salah satu sumber utamanya berasal dari sampah rumah tangga. Masyarakat dididik mengenai pemilahan sampah; sampah organik untuk kompos, sedangkan sampah an-organik didaur ulang. Di samping itu, masyarakat juga didorong untuk melakukan penghijauan di sekitar rumah mereka. Mereka dilatih untuk mengembangkan pengetahuan serta kepemimpinan dan berperan sebagai teladan bagi warga sekitar.

BAB VI TROUBLESHOOTING

Tabel 6.1 Analisa HAZOP Tangki Penyimpanan

No	Component	Description	Deviation	Cause	Consequences	Safeguard	Recommendation
1	Tangki Peyimpanan Bahan Baku T-01, T-02	Berfungsi untuk menyimpan bahan baku pada suhu 30°C. dan tekanan 1 atm	<i>Low feed flow</i>	<i>Malfunctioned</i>	<i>Efisiensi rendah</i>	<i>Flow Control (FC) dan Level Control (LC)</i>	Pemeriksaan dan pemeliharaan secara berkala pada valve
			<i>Excessive Feed Flow</i>	<i>Malfunctioned, umpan dalam inlet terlalu banyak</i>	Ketidaksesuaian pada dengan spesifikasi produk yang ditentukan pabrik	<i>Level Control (LC)</i>	Pemasangan Flow Meter dan Flow Alarm dan monitor umpan dalam inlet
			<i>Level indicator yang dipasang di tangka penyimpanan tidak</i>	Roda indicator jatuh ke dalam tangki			Menyediakan <i>Low Alarm Level</i>

			dapat menunjukkan level				
--	--	--	-------------------------	--	--	--	--

Tabel 6.2 Analisa HAZOP Pompa

No	Component	Description	Deviation	Cause	Consequences	Safeguard	Recommendation
1	Pompa Senrifugal	Untuk mengalirkan bahan baku	No Flow	Kegagalan pompa	Tidak terjadi reaksi dalam reaktor	Flow Control (FC) dan Level Control (LC)	Cek <i>maintenance procedure</i> dan jadwal pemeliharaan pada pompa
			Low Flow	Kegagalan parsial pada pompa	Less bahan yang tersuplai ke reaktor	Flow Control (FC) dan Level Control (LC)	

Tabel 6.3 Analisa HAZOP Reaktor

No	Component	Description	Deviation	Cause	Consequences	Safeguard	Recommendation
1	Reaktor	Untuk mereaksikan bahan baku	No Flow	Penyumbatan pada pipa	Tidak ada feed yang masuk ke reaktor	Flow Control (FC) dan Level Control (LC)	Flow Control
				Control valve untuk membuka,			

				kegagalan dari <i>controller</i> , kegagalan pada pompa	Tidak ada reaksi pada		Melakukan maintenance dan pemeliharaan untuk <i>Flow Control (FC)</i> pada reaktor. Peamasangan alarm <i>High Flow Control</i> Pemeriksaan <i>emergency shutdown system</i>
		<i>Low Flow</i>		Penyumbatan parsial pada pipa	Jumlah aliran flow bahan yang tersuplai ke reaktor sedikit	<i>Flow Control (FC)</i> dan <i>Level Control (LC)</i> , <i>Pressure Control (PC)</i>	Pasang <i>low level alarm</i> pada reaktor untuk memperingatkan operator.
				<i>Control valve</i> untuk membuka, kegagalan dari <i>controller</i> , kegagalan pada pompa	<i>Incomplete reaction</i>		
		<i>High Flow</i>		<i>Control valve</i> untuk membuka, kegagalan dari <i>controller</i> ,	<i>Excess feed</i> aliran yang tersuplai ke reaktor	<i>Flow Control (FC)</i> dan <i>Level Control (LC)</i> ,	
					<i>Incomplete reaction</i>		

				kegagalan pada pompa	<i>Ratio</i> antar bahan tidak sesuai		
					<i>Flooding</i> di Reaktor		
				Tekanan pada R-01 terlalu tinggi	Kemungkinan terjadi <i>back flow</i>	<i>Pressure Control</i>	Pemasangan <i>back up pump</i> , pemasangan <i>pressure indicator</i> di Reaktor
			Aliran berbalik	Kegagalan pada Temperature control di Reaktor	Reaksi yang terjadi tidak sempurna	<i>Temperature Control (TC)</i>	Pemasangan <i>High Temperature Alarm</i>
			<i>High Temperature</i>	Suhu output dari <i>Heater</i> lebih besar dari desain	Temperature pada Reaktor terlalu tinggi dan kemungkinan terjadinya ledakan	<i>Temperature Control (TC)</i> dan <i>Flow Control (FC)</i>	Pasang pengontrol pada instrument penting
			<i>Low Temperature</i>	Kerusakan pada <i>Heater</i>	Suhu terlalu rendah menyebabkan efisiensi reaksi berkurang	<i>Temperature Control (TC)</i>	Periksa <i>emergency shutdown system</i>

Tabel 6.4 Analisa HAZOP pada Pemurnian Produk

No	Component	Description	Deviation	Cause	Consequences	Safeguard	Recommendation
1	Kolom Distilasi (KD-01)	Berfungsi untuk memisahkan sisa reaktan dan produk berdasarkan perbedaan titik didih	No Flow	Kegagalan pompa	Tidak ada <i>feed</i> yang masuk ke KD-01	<i>Flow Control (FC)</i> dan <i>Level Control (LC)</i>	Cek <i>maintenance procedure</i> dan jadwal pemeliharaan pada pompa yang bertugas mengalirkan <i>feed</i> ke KD-01
			High Flow	Overflow di aliran yang dilalui <i>feed</i> masuk menuju ke KD-01	<i>Overfeed</i> pada KD-01 yang tidak lengkap	<i>Flow Control (FC)</i> , <i>Level Control (LC)</i> , <i>Temperature Control (TC)</i> , <i>Pressure Control (PC)</i>	Pasang alarm untuk suhu tinggi dan tekanan tinggi
					<i>Pressure</i> di KD-01 meningkat		
					Kemungkinan terjadi ledakan		
Kegagalan pompa	<i>Back Flow</i> dari campuran ke KD-01	Pasang non-return valve (check valve)					

			<i>Low Flow</i>	Kegagalan parsial pada pompa	<i>Feed</i> ke Kolom tidak mencukupi	<i>Flow Control (FC), Level Control (LC), Temperature Control (TC</i>	<i>Cek maintenance procedure</i> dan jadwal pemeliharaan pada pompa yang bertugas mengalirkan feed ke KD-01
				<i>Control valve</i> gagal untuk merespon	Temperatur meningkat		Pasang alarm system untuk monitoring level dan temperature

BAB VII

ANALISA EKONOMI

Analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pra-perancangan pabrik Metil Metakrilat ini layak dan dapat didirikan dengan pertimbangan ekonomi. Analisa ekonomi juga dapat memberikan pertimbangan kepada investor atau bank sehingga mau menginvestasikan uang dalam pembangunan pabrik Metil Metakrilat ini. Untuk mengetahui hal tersebut perlu di evaluasi atau penilaian investasi yang ditinjau dari:

1. Perkiraan Harga Peralatan
2. Penetapan Dasar Perhitungan
3. Penetapan Modal dan Biaya Produksi
 - a. *Capital Investment*
 - *Fixed Capital Investment (FCI)*
 - *Working Capital Investment (WCI)*
 - b. *Production Cost*
 - *Manufacturing Cost*
 - *General Expenses*
4. Analisis Kelayakan
 - a. *Profit on Sales (POS)*
 - b. *Percent Return on Investment (ROI)*
 - c. *Internal Rate of Return (IRR)*
 - d. *Pay Out Time (POT)*
 - e. *Break Event Point (BEP)*
 - f. *Shut Down Point (SDP)*
 - g. *Discounted Cash Flow (DCF)*
5. Hasil Perhitungan Analisis Ekonomi

Berikut adalah perancangan evaluasi atau penilaian investasi terhadap pendirian Pabrik Metil Metakrilat:

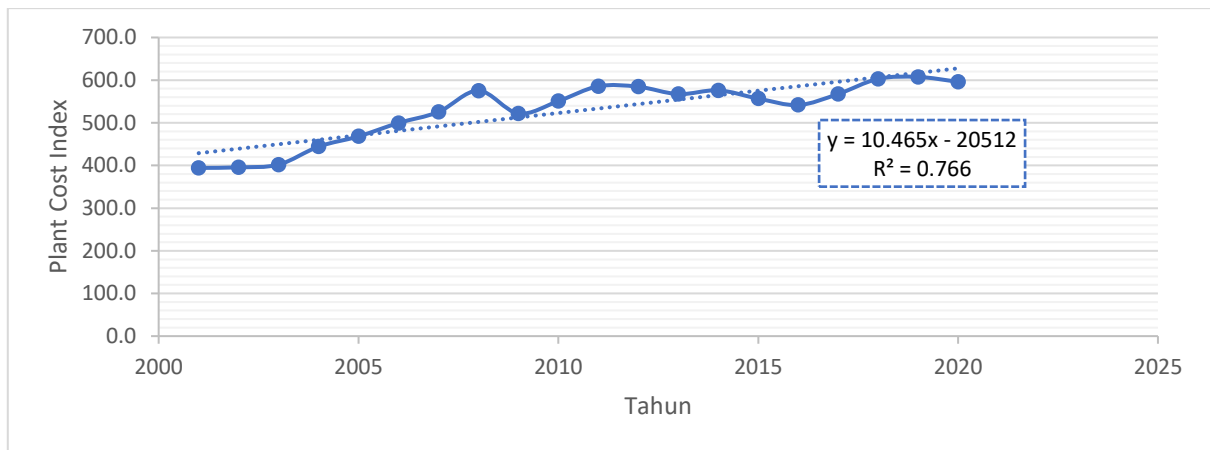
7.1. Perkiraan Harga Peralatan

Harga alat proses industri setiap tahun mengalami perubahan sesuai dengan kondisi perekonomian pada saat tersebut. Harga peralatan yang ada ditahun mendatang dapat diperkirakan dari indeks *Chemical Engineering Plant Cost Index*. Harga indeks tahun 2023

dapat dicari dengan persamaan least square, dengan menggunakan data indeks dari tahun 2001 sampai 2020. Untuk tujuan tersebut digunakan data indeks sebagai berikut:

Tabel 7.1 Indeks CEP Tahun 2001 sampai dengan 2020 (Chemengonline.com, 2021)

Tahun (X)	Index (Y)
2001	394.3
2002	395.6
2003	402
2004	444.2
2005	468.2
2006	449.6
2007	525.4
2008	575.4
2009	521.9
2010	550.8
2011	585.7
2012	584.6
2013	567.3
2014	576.1
2015	556.8
2016	541.7
2017	576.5
2018	603.1
2019	592.1
2020	596.2



Gambar 7.1 Index CEP tahun 2009-2020

Dari data tersebut dengan asumsi kenaikan adalah secara linier, dapat diperoleh persamaan least square:

$$y = mx + c$$

$$m = \frac{n \sum(xy) - \sum x \sum y}{n \sum x^2 - (\sum x)^2} = 10,465$$

$$c = \frac{\sum(x^2) \sum y - \sum x \sum y(xy)}{n \sum x^2 - (\sum x)^2} = -20512$$

Sehingga:

$$y = 10,465x - 20.512$$

Keterangan:

x = Tahun

y = Indeks Harga

Nilai *plant cost index* pada tahun 2025 adalah:

$$y = 10,465 (2025) - 20512 = 679,94$$

Harga alat pada tahun 2022 dapat dicari dengan persamaan berikut:

$$E_x = E_y \frac{N_x}{N_y} \tag{1}$$

Keterangan:

E_x = harga alat pada tahun pabrik berdiri

E_y = Harga alat pada tahun referensi

N_x = Nilai indeks tahun pabrik berdiri

N_y = Nilai indeks tahun referensi

Untuk jenis alat yang sama tetapi kapasitas berbeda, harga suatu alat dapat diperkirakan dengan menggunakan persamaan pendekatan sebagai berikut:

$$E_b = E_a \left(\frac{C_b}{C_a} \right)^n \quad (2)$$

Keterangan:

E_a = Harga alat dengan kapasitas diketahui

E_b = Harga alat dengan kapasitas dicari

C_a = Kapasitas alat A

C_b = Kapasitas alat B

n = Eksponen

7.2. Penetapan Dasar Perhitungan

Kapasitas produksi = 100.000 ton/tahun

Satu tahun operasi = 330 hari

Pendirian pabrik = Tahun 2025

Harga Metakrolein = Rp. 9.000 /kg (Alibaba.com, Tahun 2022)

Harga Metanol = Rp. 5.000 /kg (Alibaba.com, Tahun 2022)

Harga NaOH = Rp. 5.100/kg (Alibaba.com, Tahun 2022)

Harga Oksigen = Rp. 750/kg (Alibaba.com, Tahun 2022)

Asumsi kurs dollars = Rp 15.000,00/USD (www.bi.go.id, 2021)

7.3. Perhitungan Biaya Produksi (*Production Cost*)

7.3.1. Penaksiran Modal Industri (*Total Capital Investment*)

Capital investment adalah banyaknya pengeluaran-pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik dan untuk mengoperasikannya. *Capital investment* terdiri dari:

a. *Fixed Capital Investment (FCI)*

Fixed Capital Investment adalah biaya yang dibutuhkan untuk mendirikan fasilitas - fasilitas pabrik, terdiri dari:

1. *Purchased Equipment Cost (PEC)*

PEC adalah pengeluaran sejumlah biaya untuk pembelian peralatan proses, yang sudah termasuk pajak bea masuk, asuransi, provisi bank, dan biaya pengangkutan hingga sampai di lokasi pabrik.

2. *Installation Cost*

Installation cost adalah pengeluaran yang dikeluarkan untuk pemasangan alat - alat proses di lokasi pabrik. Nilainya ditentukan sebesar 43% PEC, terdiri dari: (a) biaya material 11% PEC, dan (b) biaya buruh 32% PEC.

3. *Piping Cost*

Piping cost adalah pengeluaran sejumlah biaya untuk sistem pemipaan dalam proses dan pemasangannya. Nilainya ditentukan sebesar 86% PEC, terdiri dari: (a) biaya material 49% PEC, dan (b) biaya buruh 37% PEC.

4. *Instrumentation Cost*

Instrumentation cost adalah pengeluaran sejumlah biaya yang digunakan untuk melengkapi sistem proses dengan suatu sistem pengendalian (*control*). Nilainya ditentukan sebesar 30% PEC, terdiri dari: (a) biaya material 24% PEC, dan (b) biaya buruh 6% PEC.

5. *Insulation Cost*

Insulation cost adalah pengeluaran sejumlah biaya sistem insulasi (isolasi) di dalam proses produksi. Nilainya ditentukan sebesar 8% PEC, terdiri dari: (a) biaya material 3% PEC, dan (b) biaya buruh 5% PEC.

6. *Electrical Cost*

Electrical cost adalah pengeluaran sejumlah biaya untuk pengadaan sarana pendukung dalam penyediaan atau pendistribusian tenaga listrik. Nilainya ditentukan sebesar 15% PEC, terdiri dari: (a) biaya material 10% PEC, dan (b) biaya buruh 5% PEC.

7. *Building Cost*

Building cost adalah pengeluaran sejumlah biaya untuk mendirikan bangunan – bangunan di dalam lingkungan pabrik, antara lain: perkantoran, kantin, tempat ibadah, laboratorium, saluran air bersih, sanitasi.

8. *Land and Yard Improvement*

Land and yard improvement adalah pengeluaran sejumlah biaya untuk pembelian tanah, perbaikan kondisi tanah, pembuatan jalan ke area pabrik dan paving.

9. *Utility Cost*

Utility cost adalah pengeluaran sejumlah biaya untuk pengadaan unit-unit pendukung proses, antara lain: unit penyediaan air, steam, listrik, dan udara tekan. Nilainya ditetapkan sebesar 75% PEC.

10. *Environmental Cost*

Environmental cost adalah pengeluaran sejumlah biaya untuk pemeliharaan kelestarian lingkungan di kawasan pabrik dan sekitarnya. Nilainya ditetapkan sebesar 30% PEC.

11. *Cost of Engineering and Construction*

Cost of engineering and construction adalah pengeluaran sejumlah biaya untuk *design engineering, field supervisor, temporary construction, dan inspection*. Nilainya ditetapkan sebesar 20% PPC (*Physical Plant Cost*).

12. *Contractor's Fee*

Contractor's fee adalah pengeluaran sejumlah biaya untuk membayar kontraktor pembangunan pabrik. Nilainya sebesar 4 – 10% dari DPC (*Direct Plant Cost*), di mana $DPC = PPC + Engineering \& Construction Cost$. Nilainya ditetapkan sebesar 10%.

13. *Cost of Contingency*

Cost Of contingency adalah pengeluaran sejumlah biaya untuk kompensasi terhadap pengeluaran yang tak terduga, seperti perubahan proses meskipun kecil, perubahan harga dan kesalahan estimasi. Besarnya antara 10 – 25% dari DPC. Dalam hal ini diambil 25% (Aries & Newton, 1955: 1-4).

b. *Working Capital Investment (WCI)*

Working Capital Investment adalah biaya untuk menjalankan operasi pabrik selama kurun waktu tertentu secara normal, terdiri dari:

1. *Raw Material Inventory*

Raw material inventory adalah sejumlah biaya yang dibutuhkan untuk persediaan bahan baku, jumlahnya tergantung dari kecepatan konsumsi bahan baku, nilainya ketersediaannya, sumber, dan kebutuhan *storage*-nya.

2. *In-Process Inventory*

In-process inventory adalah sejumlah biaya yang harus ditanggung selama bahan sedang berada dalam proses, jumlahnya tergantung pada lama siklus proses.

3. *Product Inventory*

Product inventory adalah sejumlah biaya yang diperlukan untuk penyimpanan produk sebelum produk tersebut dilempar ke pasaran.

4. *Extended Credit*

Extended credit merupakan bentuk persediaan uang yang bertujuan untuk menutup penjualan barang yang belum dibayar.

5. *Available Cash*

Available cash adalah persediaan sejumlah uang tunai yang digunakan untuk membayar buruh, layanan (*services*), dan material.

c. *Plant Start Up*

Plant Start Up adalah sejumlah biaya yang harus dikeluarkan ketika pabrik mulai beroperasi atau telah *start up*.

d. *IDC (Interest During Construction)*

IDC (Interest During Construction) adalah sejumlah biaya yang harus dikeluarkan selama masa pembangunan/konstruksi pabrik (Aries & Newton, 1955: 11-13).

7.3.2. Production Cost

7.3.2.1. Manufacturing Cost

Manufacturing Cost yaitu jumlah direct, indirect, dan fixed manufacturing cost yang bersangkutan dalam pembuatan produk.

a. *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

Direct Manufacturing Cost adalah besarnya pengeluaran yang bersangkutan khusus dalam pembuatan produk, terdiri dari:

1. *Raw Material* (Bahan Baku)

Merupakan harga pembelian sampai di tempat dari bahan-bahan yang dipakai dalam produksi.

2. *Labor Cost*

Labor cost adalah sejumlah biaya yang dikeluarkan untuk membayar buruh yang terlibat langsung dalam proses produksi.

3. *Supervisory Expense*

Supervisory expense adalah sejumlah biaya yang dikeluarkan untuk menggaji semua personalia (karyawan) yang bertanggung jawab langsung terhadap proses produksi.

4. *Maintenance Cost*

Maintenance cost adalah sejumlah biaya untuk keperluan pemeliharaan peralatan proses.

5. *Plant Supplies Cost*

Plant supplies cost adalah sejumlah biaya yang dikeluarkan untuk pengadaan *plant supplies*, antara lain *lubricants*, *charts*, dan *gaskets*.

6. *Royalties and Patents*

Biaya paten untuk keperluan produksi diamortisasi selama waktu proteksinya (selama paten berlaku). Biasanya dibayar berdasarkan pada penjualan. Nilainya sebesar 1 – 5% dari harga jual produk.

7. *Cost of Utilities*

Cost of utilities adalah sejumlah biaya yang dikeluarkan untuk pengoperasian unit-unit pendukung proses sehingga dihasilkan *steam*, air bersih, listrik, udara tekan (Aries & Newton, 1955: 119-173)

b. *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

Indirect Manufacturing Cost adalah pengeluaran biaya tidak langsung dalam pembuatan produk, terdiri dari:

1. *Payroll Overhead*

Payroll overhead adalah biaya pensiun, liburan yang dibayar perusahaan, asuransi, cacat jasmani akibat kerja dan keamanan.

2. *Laboratory*

Merupakan biaya untuk pengoperasian laboratorium karena laboratorium dibutuhkan untuk menjamin *quality control*.

3. *Plant Overhead*

Plant overhead adalah pengeluaran sejumlah biaya untuk *service* yang tidak langsung berhubungan dengan unit produksi, termasuk di dalamnya adalah: biaya kesehatan, fasilitas rekreasi, pembelian (*purchasing*), pergudangan (*warehousing*) dan *engineering* (termasuk *safety* dan *protection*).

4. *Packaging*

Biaya *packaging* dibutuhkan untuk biaya pengepakan dan container produk, besarnya tergantung dari sifat-sifat fisis dan kimia produk serta nilainya.

5. *Shipping*

Biaya ini diperlukan untuk membayar ongkos pengangkutan barang produksi hingga sampai di tempat pembeli (Aries & Newton, 1955: 173-179).

c. *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

Fixed Manufacturing Cost adalah sejumlah biaya yang dikeluarkan yang berkaitan dengan *initial fixed capital* dan harganya tetap, tidak bergantung pada waktu dan tingkat produksi, terdiri dari:

1. Depresiasi

Depresiasi adalah sejumlah biaya yang dihitung terhadap penyusutan nilai peralatan dan gedung, besarnya diperhitungkan dari perkiraan lamanya umur pabrik.

2. *Property Taxes*

Property taxes adalah pajak *property* yang harus dibayarkan oleh perusahaan, besarnya tergantung dari lokasi dan situasi dimana *plant* tersebut berdiri.

3. Asuransi

Pihak perusahaan harus mengeluarkan uang untuk biaya asuransi pabriknya, biasanya semakin berbahaya *plant* tersebut, maka biaya asuransinya semakin tinggi (Aries & Newton, 1955: 179-182)

7.3.2.2. General Expenses

General Expenses merupakan pengeluaran umum meliputi pengeluaran - pengeluaran yang bersangkutan dengan fungsi - fungsi perusahaan yang tidak termasuk *Manufacturing Cost*.

a. Administration Cost

Administration cost adalah biaya yang diperlukan untuk menjalankan administrasi perusahaan, terdiri dari:

1. *Management Salaries*

Management salaries adalah sejumlah gaji yang harus dibayarkan kepada semua karyawan perusahaan di luar buruh produksi, antara lain manager utama, manager, sekretaris, dan kepala bagian.

2. *Legal Fees and Auditing*

Legal fee merupakan biaya legal, sedangkan *auditing* merupakan biaya untuk membayar akuntan publik.

3. Biaya untuk Peralatan Kantor dan Komunikasi

Biaya ini merupakan pengeluaran biaya yang digunakan untuk membeli peralatan kantor, seperti: kertas, tinta, dan lain-lain, serta untuk biaya komunikasi di lingkungan perusahaan, seperti telepon dan internet.

b. Sales Expense

Sales expense adalah biaya administrasi yang diperlukan dalam penjualan produk, termasuk di dalamnya biaya promosi apabila produk tergolong baru.

c. Research

Biaya riset diperlukan untuk mendukung pengembangan pabrik, baik proses maupun peningkatan kualitas produk.

d. Finance

Finance adalah sejumlah pengeluaran untuk membayar bunga pinjaman modal (Aries & Newton, 1955: 185-187).

7.4. Analisis Kelayakan

Kelayakan suatu pabrik dapat dilihat dari profitabilitasnya. Apabila profitabilitasnya tinggi, maka pabrik potensial untuk dibangun. Potensi kelayakan pendirian suatu pabrik dilakukan dengan analisis atau evaluasi kelayakan sebagai berikut:

7.4.1. *Percent Profit on Sales (POS)*

Profit on Sales adalah besarnya keuntungan (*profit*) kasar dari setiap satuan produk yang dijual.

$$POS = \frac{\text{Profit}}{\text{harga jual produk}} \times 100\% \quad (3)$$

(Aries & Newton, 1955: 192)

7.4.2. *Percent Return on Investmen (ROI)*

Return on Investment adalah besarnya perkiraan keuntungan yang dapat diperoleh setiap tahun, yang didasarkan pada kecepatan pengembalian modal tetap yang diinvestasikan.

$$ROI = \frac{\text{Profit/tahun}}{\text{Fixed Capital Investment}} \times 100\% \quad (4)$$

(Aries & Newton, 1955: 193)

7.4.3. *Internal Rate of Return (IRR)*

Rate of return dalam hal ini dihitung dengan trial harga IRR hingga diperoleh *Net Present Value* (NPV) = 0, *Present value* dihitung dengan menggunakan persamaan:

$$P = \frac{F}{(1+IRR)^n} \quad (5)$$

Keterangan:

P = *Present Value*

F = Nilai Uang pada tahun- n

N = Tahun

7.4.4. *Pay Out Time (POT)*

Pay Out Time adalah jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya capital investment oleh profit sebelum dikurangi depresiasi. POT dapat dihitung dengan rumus:

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Profit+Depresiasi}} \times 100\% \quad (6)$$

(M. S. Peters & Timmerhaus, 1991)

7.4.5. Break Event Point (BEP)

Break Even Point adalah titik perpotongan yang menunjukkan pada tingkat persen kapasitas produksi tertentu total biaya (*total cost*) dan penghasilan (*sales*) jumlahnya sama (impas). Apabila kapasitas kurang dari BEP akan menyebabkan kerugian, sebaliknya kapasitas lebih dari BEP akan mendapat keuntungan/*profit* (Aries & Newton, 1955: 206). Dengan BEP dapat ditentukan tingkat harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum, serta harga jual dan jumlah unit yang harus dicapai agar mendapat keuntungan.

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

(Aries & Newton, 1955: 206)

Keterangan:

Fa = *Fixed Manufacturing Cost*

Ra = *Regulated Cost*

Va = *Variable Cost*

Sa = *Sales / Penjualan produk*

7.4.6. Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point adalah titik perpotongan antara kurva penghasilan (*sales*) dengan kurva *fixed cost* (biaya tetap), yang menunjukkan pada tingkat kapasitas produksi tertentu jumlah *sales* sama dengan *fixed cost* yang mengakibatkan suatu aktivitas produksi dihentikan (Couper, 2003). Hal tersebut disebabkan oleh *variable cost* yang terlalu tinggi, atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan profit).

$$\text{SDP} = \frac{0,3 \text{ Ra}}{\text{Sa} - \text{Va} - 0,7 \text{ Ra}} \times 100\% \quad (8)$$

(Aries & Newton, 1955: 207)

7.4.7. Discounted Cash Flow (DCF)

Discounted Cash Flow adalah salah satu cara untuk menganalisa kelayakan ekonomi pabrik, dimana DCF didefinisikan sebagai jumlah uang dari keuntungan yang tidak digunakan untuk mengembalikan pinjaman modal dan bunganya.

Harga ditrial sehingga didapat harga i:

$$(\text{FCI} + \text{WCI})(1+i)^n = \text{CF}\{(1+i)^{n-1} + \dots + (1+i)^{n-n}\} + \text{WCI} + \text{SV} \quad (9)$$

(Petters and Timmer Haus, 1990: 301)

7.5. Hasil Perhitungan

7.5.1. Capital Investment

7.5.1.1. Purchased Equipment Cost

Tabel 7.2 Total *Purchased Equipment Cost* (PEC)

No	<i>Purchased Equipment Cost</i>	Biaya (Rupiah)
1	Harga alat (EC)	Rp 34.890.328.572,38
2	Biaya Pengangkutan Sampai Pelabuhan (20%EC)	Rp 6.978,065.714,48
3	Asuransi Pengangkutan (1%EC)	Rp 348.903.285,72
4	Provisi Bank (0.5%EC)	Rp 1.744,516.428,62
5	EMKL(1%EC)	Rp 348.903.285,72
6	Pajak Barang Impor (20%EC)	Rp 6.978.065.714,48
Total PEC		Rp 51.288.783.001,40

7.5.1.2. Physical Plant Cost

Tabel 7.3 Tabel *Physical Plant Cost* (PPC)

No	<i>Physical Plant Cost</i>	Biaya (Rupiah)
1	PEC	Rp 51.288.783.001,40
2	Instalasi	Rp 22.054.176.690,60
3	Pemipaan	Rp 44.108.353.381,21
4	Instrumentasi	Rp 15.386.634.900,42
5	Isolasi	Rp 4.103.102.640,11
6	Listrik	Rp 6.154.653.960,17
7	Tanah dan perbaikannya	Rp 89.128.878.300,14
8	Utilitas	Rp 20.515.513.200,56
9	<i>Environment</i>	Rp 15.386.634.900,42
Total PPC		Rp 268.126.730.975,03

7.5.1.3. Fixed Capital Investment

Tabel 7.4 Total Biaya *Fixed Capital Investment* (FCI)

No	<i>Fixed Capital Investment</i>	Biaya (Rupiah)
1	<i>Engineering and construction</i>	Rp 53.625.346.195,01
2	<i>Direct Plant Cost</i>	Rp 321.752.077.170,04
3	<i>Constructor Fee</i>	Rp 19.305.124.630,20
4	<i>Contingency</i>	Rp 80.438.019.292,51
Total FCI		Rp 421.495.221.092,75

7.5.1.4. Working Capital Investment

Tabel 7.5 Total Biaya Working Capital Investment (WCI)

No	<i>Working Capital Investment</i>	Biaya (Rupiah)
1	<i>Raw Materail Inventory</i>	Rp 2.276.106.022.330,51
2	<i>In process inventory</i>	Rp 306.063.210,74
3	<i>Product inventory</i>	Rp 244.850.568,59
4	<i>Extanded Credid</i>	Rp 240.909.090.909,09
5	<i>Available Cash</i>	Rp 220.365.511.734,19
Total WCI		Rp 2.737.931.538.753,13

7.5.2. Production Cost

7.5.2.1. Manufacturing Cost

Tabel 7.6 Total Biaya Direct Manufacturing Cost (DMC)

No	<i>Direct Manufacturing Cost</i>	Biaya (Rupiah)
1	<i>Bahan Baku</i>	Rp 2.276.106.022.330,51
2	<i>Labor Cost</i>	Rp 2.453.000.000,00
3	<i>Maintenance</i>	Rp 16.859.808.843,71
4	<i>Plant Supplies</i>	Rp 2.528.971.326,56
5	<i>Royalties & Patent</i>	Rp 20.109.504.823,13
Total DMC		Rp 2.318.057.307.323,90

7.5.2.2. Indirect Manufacturing Cost

Tabel 7.7 Total Biaya *Indirect Manufacturing Cost* (IMC)

No	<i>Indirect Manufacturing Cost</i>	Biaya (Rupiah)
1	<i>Payrall Overhead</i>	Rp 367.950.000,00
2	Laboratorium	Rp 367.950.000,00
3	<i>Plant Overhead</i>	Rp 1.226.500.000,00
4	<i>Packaging and Transportation</i>	Rp 53.000.000.000,00
Total IMC		Rp 54.962.400.000,00

7.5.2.3. Fixed Manufacturing Cost

Tabel 7.8 Total Biaya *Fixed Manufacturing Cost* (FMC)

No	<i>Fixed Manufacturing Cost</i>	Biaya (Rupiah)
1	Depresisasi	Rp 38.356.065.119,44
2	<i>Property Taxes</i>	Rp 8.429.904.421,86
3	Asuransi	Rp 4.214.952.210,93
Total FMC		Rp 51.000.921.752,22

7.5.2.4. Total Manufacturing Cost

Tabel 7.9 Total Biaya *Manufacturing Cost* (MC)

No	<i>Fixed Manufacturing Cost</i>	Biaya (Rupiah)
1	DMC	Rp 2.318.057.307.323,90
2	IMC	Rp 54.962.400.000,00
3	FMC	Rp 51.000.921.752,22
Total MC		Rp 2.424.020.629.076,13

7.5.3. *General Expense (GE)*

Tabel 7.10 Total Biaya *General Expense* (GE)

No	<i>General Expense</i>	Biaya (Rupiah)
1	<i>Management Salaries</i>	Rp 2.453.000.000,00
2	<i>Legal Fee and Auditing</i>	Rp 50.000.000,00
3	Peralatan Kantor dan Komunikasi	Rp 70.000.000,00
4	<i>Sales Expense</i>	Rp 53.000.000.000,00
5	<i>Finance</i>	Rp 42.149.522.109,28
Total GE		Rp 97.722.522.109,28

Total Production Cost

TPC = Total Biaya *Manufacturing Cost* (MC) + Total Biaya *General Expense* (GE)
= Rp 2.424.020.629.076,13 + Rp 97.722.522.109,28
= Rp 2.521.743.151.185,40

7.5.4. **Analisa Kelayakan**

- Sales and Profit = Rp 2.650.000.000.000,00
- Biaya Produksi = Rp 2.521.743.151.185,40
- Keuntungan Sebelum Pajak = Rp 128.256.848.814,60
- Keuntungan Setelah Pajak = Rp 102.605.479.051,68

7.5.4.1. *Percent Profit on Sales*

- *Percent Profit on Sales* (POS) Sebelum Pajak = 5%
- *Percent Profit on Sales* (POS) Setelah Pajak = 4%

7.5.4.2. *Percent Return on Investment*

- *Percent Return on Investment* (ROI) Sebelum Pajak = 30%
- *Percent Return on Investment* (ROI) Setelah Pajak = 24%

7.5.4.3. *Pay Out Time*

- *Pay Out Time* (POT) Sebelum Pajak = 2,52 tahun
- *Pay Out Time* (POT) Setelah Pajak = 2,99 tahun

7.5.4.4. *Break Event Point*

- *Break Event Point* (BEP) = 41%

7.5.4.5. Shutdown Point

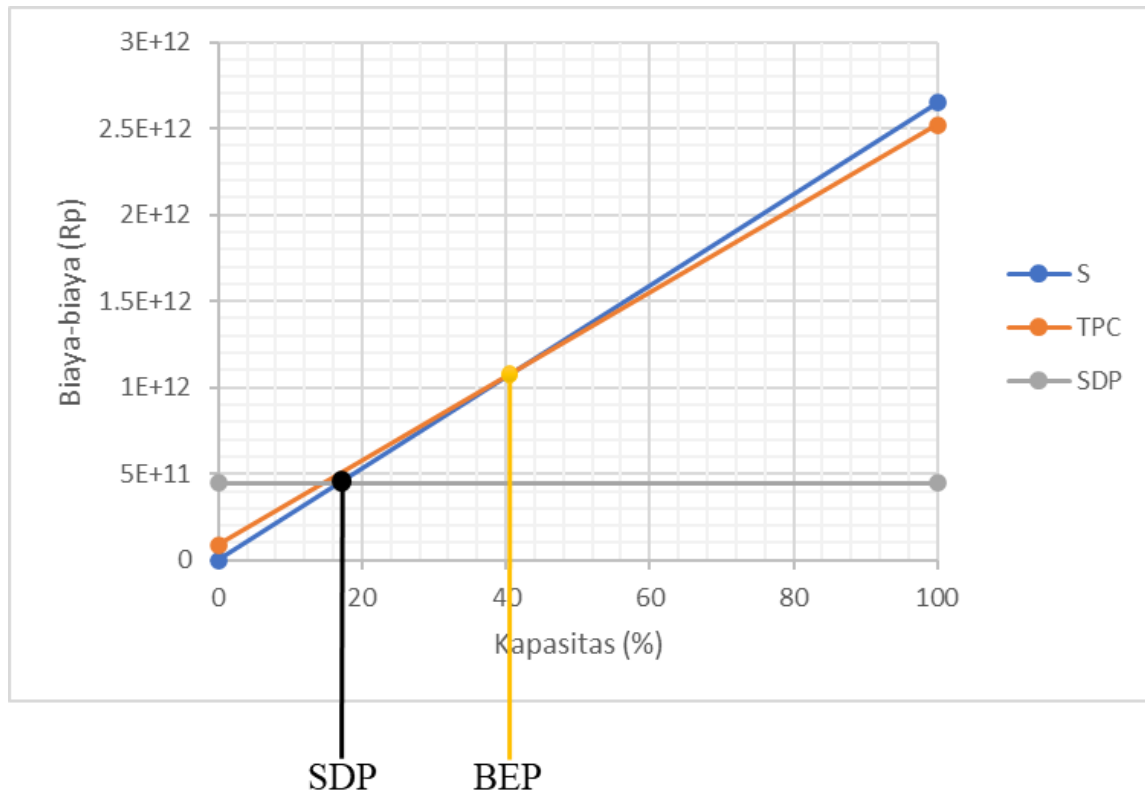
- *Shut Down Point (SDP)* = 17%

7.5.4.6. Discounted Cash Flow

- *Discounted Cash Flow (DCF)* = 20%

7.5.4.7. Internal Rate of Return

- *Internal Rate of Return (IRR)* = 151%



Gambar 7.2 Metode Grafik Analisa Ekonomi

Dari hasil analisis ekonomi dapat diambil kesimpulan bahwa:

1. *Percent Return on Investment (ROI)* sebelum pajak = 30% dan sesudah pajak = 24%.
 - Nilai ROI yang positif mengindikasikan bahwa aktivitas investasi memiliki tingkat keuntungan yang baik. Namun, lain halnya ketika hasil perhitungan ROI menunjukkan nilai negatif. Angka ROI yang negatif menjadi indikator bahwa investasi yang dilakukan menghasilkan kerugian.
2. *Pay Out Time* sebelum pajak = 2,52 tahun dan sesudah pajak = 2,99 tahun
 - Syarat suatu usaha layak dijalankan adalah memiliki nilai *Payback Period* atau *Pay Out Time* > dari yang disyaratkan. Karena *Pay Out Time* adalah 2-3 tahun, lebih cepat dari 10 tahun, maka usaha ini layak untuk dijalankan.

3. *Break Even Point* = 41%
 - Syarat BEP maksimal untuk mendapat kredit dari bank = 60%
4. *Shut Down Point* = 17%
5. *Discounted Cash Flow* = 20%
6. *Internal Rate of Return (IRR)* = 151%
 - IRR tidak rasional karena lebih dari 100%. Hal ini merupakan kelemahan dari perhitungan IRR. Dalam beberapa kasus dimungkinkan tidak dapat menggunakan perhitungan IRR karena hasil perhitungan menunjukkan IRR yang tidak rasional (IRR negatif atau IRR lebih dari 100%).
 - $IRR > DCF$ atau $151\% > 20\%$, maka dapat disimpulkan bahwa perusahaan ini layak didirikan.

Dari hasil evaluasi ekonomi di atas, Pabrik Metil Metakrilat dengan kapasitas 100.000 ton/tahun **layak** untuk didirikan.

DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R. S., & Newton, R. D. (1955). *Chemical Engineering Cost Estimation*. New York: Mc. Graw Hill Book Co.
- Dokumen RPIJM Bontang. (2016). *Profil Kota Bontang*. 1–46.
- Kirk, & Othmer. (1995). *Encyclopedia of Chemical Technology*.
- Krill, S., Ligin, A., & Groemping, M. (2018). United States Patent US,9,963,417,B2. *Procces For Producing Methyl Methacrylate, 2*.
- Krill, S., Lygin, A., Groemping, M., Balduf, T., & Burghardt, R. (2018). *US 9,963,417 B2*.
- Nagai, K. (2001). New developments in the production of methyl methacrylate. *Applied Catalysis A: General*, 221(1–2), 367–377. [https://doi.org/10.1016/S0926-860X\(01\)00810-9](https://doi.org/10.1016/S0926-860X(01)00810-9)
- Nagai, K., & Ui, T. (2004). Trends and Future of Monomer- MMA Technologies. *Sumitomo Kagaku*, 1–12.
- Otterstatter, R., dkk. 2016. *Three-Phase Heterogeneously Catalyzed Oxidative Esterification - Relevance of Oxygen Mass Transport*. *Chemical Engineering Technology*. Vol. 39(11): 2029-2034.
- Perry, R. H., & Green, D. W. (2007). *PERRY'S CHEMICAL ENGINEERS' HANDBOOK 8TH EDITION*.
- Perry, R. H., Green, D. W., & Maloney, J. O. (1997). Perry's Chemical Engineers' Handbook 7th Edition. In *Society* (Vol. 27).
- Peters, M. S., & Timmerhaus, K. D. (1991). *Plant and Design Economic for Chemical Engineers* (4th ed.). Singapore: Mc. Graw Hill Book International Edition.
- Peters, M., & Timmerhaus, K. (1996). Plant Design And Economic For Chemical Engineers. In *Seminars for nurse managers* (Vol. 2, Issue 4).
- Peters, Max S., & Timmerhaus, K. D. (1991). PDandEforC Engineers.pdf. In *Plant design and economics for chemical engineers*.
- Sinnott, R. K. 2005. *Coulson and Richardson's Chemical Engineering Design* 4th Edition, Volume 6. Oxford: Elsevier Butterworth-Heinemann.

Ullmann's. (1989). *Encyclopedia of Industrial Chemistry 5th Completely Revised Edition*.
John Wiley and Sons Company Inc.

Yaws, C. L. 1999. *Chemical Properties Handbook*. New York: McGraw Hill Company.

LAMPIRAN A

PERHITUNGAN NERACA MASSA

Kapasitas Produksi $C_5H_8O_2$ (Metil Metakrilat) = 100.000 ton/tahun

Asumsi:

1. Hari kerja = 350 hari
2. Jam kerja = 24 jam
3. Jumlah produksi = 1000 kg/jam
4. Basis perhitungan = 1 jam operasi
5. Konversi Reaksi = 70,8%

Spesifikasi Bahan Baku

1. Metakrolein
 $C_4H_6O = 98\%$
 $H_2O = 2\%$
2. Methanol
 $CH_3OH = 99,85\%$
 $H_2O = 0,15\%$
3. Oksigen
 $O_2 = 99,6\%$
 $N_2 = 0,4\%$

Spesifikasi Bahan Pembantu

1. Natrium Hidroksida
 $NaOH = 99\%$
 $H_2O = 1\%$

Spesifikasi Produk

1. Produk Utama
 $C_5H_8O_2 = 99\%$
2. Produk Samping
 $H_2O = 1\%$

Tabel Berat Molekul Komponen

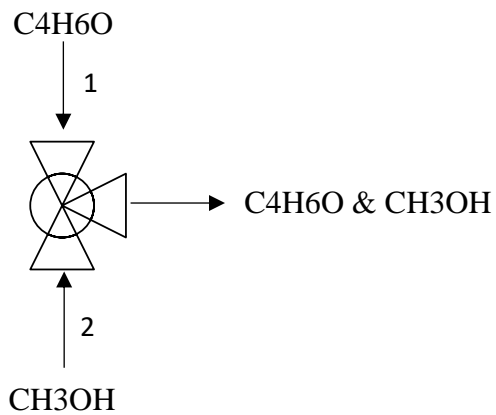
Komponen	Nama Senyawa	Berat Molekul
CH ₃ OH	Methanol	32,042
C ₄ H ₆ O	Methacrolein	70,091
H ₂ O	Air	18,006
C ₅ H ₈ O ₂	Methyl Methacrylate	100,12
NaOH	Natrium Hidroksida	40
O ₂	Oksigen	32
N ₂	Nitrogen	28

PERHITUNGAN NERACA MASSA

1. MIXING POINT

Fungsi : mencampurkan *fresh feed* C₄H₆O dari Tangki 1 dan CH₃OH dari Tangki 2.

Gambar :



Total metakrolein masuk ke Mixing Point = 7.009,1 kg

Kemudian dapat dihitung masing-masing komponen metakrolein dan impuritasnya.

Komponen	Fraksi	Massa (kg)
C ₄ H ₆ O	0,98	6868,9180
H ₂ O	0,02	140,1820
Total	1	7009,1000

Total methanol masuk ke Mixing Point = 16021,000 kg

Kemudian dapat dihitung masing-masing komponen metakrolein dan impuritasnya.

Komponen	Fraksi	Massa (kg)
----------	--------	------------

CH3OH	0,9985	15996,9685
H2O	0,0015	24,0315
Total	1	16021,0000

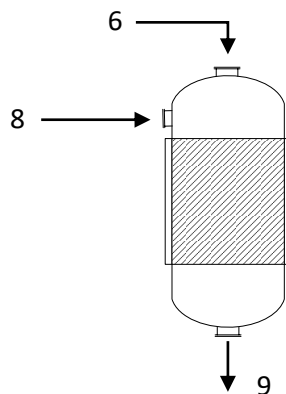
Sehingga, neraca massa untuk Mixing Point adalah sebagai berikut:

Komponen	Input		Output
	<1>	<3>	<6>
C4H6O	6868,918		6868,9180
CH3OH		15996,9685	15996,9685
H2O	140,1820	24,0315	164,2135
Total	7009,1	16021	23030,1000
	23030,1		

2. REAKTOR-01 (R-01)

Fungsi : Tempat terjadinya reaksi antara senyawa C₄H₆O (metakrolein), CH₃OH (metanol), serta O₂ (Oksigen) yang akan membentuk senyawa (produk) yaitu C₅H₈O₂ (metil metakrilat) dan H₂O (air).

Gambar :



Kondisi Operasi

Tekanan : 6 bar

Temperatur : 80°C

Konversi : 70,8%

Jenis Reaktor : *Fixed Bed Reactor*

Total metakrolein masuk ke Reaktor = 7.009,1000 kg/jam

Kemudian dapat dihitung masing-masing komponen metakrolein dan impuritasnya

Komponen	Fraksi	Massa (kg)
C ₄ H ₆ O	0,98	6868,9180
H ₂ O	0,02	140,1820

Total	1	7009,1000
-------	---	-----------

Total metanol masuk ke Reaktor = 16.021,0000 kg/jam

Kemudian dapat dihitung masing-masing komponen metanol dan impuritasnya

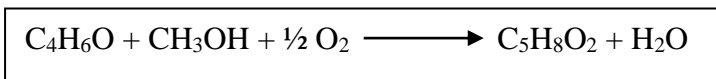
Komponen	Fraksi	Massa (kg)
CH3OH	0,9985	15996,9685
H2O	0,0015	24,0315
Total	1	16021,0000

Total oksigen masuk ke Reaktor = 1.344,0000 kg/jam

Kemudian dapat dihitung masing-masing komponen oksigen dan impuritasnya

Komponen	Fraksi	Massa (kg)
O ₂	0.9960	1338.6240
N ₂	0.0040	5.3760
Total	1.0000	1344.0000

Reaksi:



	Metakrolein	Metanol	Oksigen	→	MMA	Air
M	98,0000	499,2500	41,8320		-	9,1199
R	69,3840	69,3840	34,6920		69,3840	69,3840
S	28,6160	429,8660	7,1400		69,3840	78,5039

Perhitungan:

- Massa bereaksi = mol bereaksi x BM
- Massa sisa = massa masuk – massa bereaksi
- Metakrolein
 - Massa bereaksi = 4.863,1939 kg
 - Massa sisa = 2.005,7241 kg
- Metanol
 - Massa bereaksi = 2.223,2021 kg
 - Massa sisa = 13.773,7664 kg

- Oksigen
 Massa bereaksi = 1.110,1440 kg
 Massa sisa = 228,4800 kg
- Metil Metakrilat (MMA)
 Massa terbentuk = 6.946,7261 kg
- Air
 Massa bereaksi = 1.249,3283 kg
 Massa sisa = 1.413,5418 kg

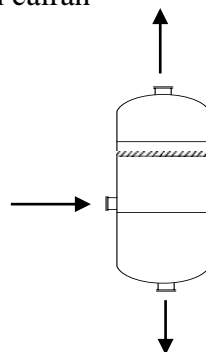
Sehingga, neraca massa untuk Reaktor adalah sebagai berikut:

Komponen	Input		Output
	<6>	<8>	<9>
C₄H₆O	6.868,9180		2.005,7241
CH₃OH	15.996,9685		13.773,7664
H₂O	164,2135		1.413,5418
C₅H₈O₂			6.946,7261
O₂		1.338,6240	228,4800
N₂		5,3760	5,3760
Total	23.030,1000	1.344,0000	24.374,10
	24.374,10		

3. SEPARATOR-01 (S-01)

Fungsi : Memisahkan gas dan cairan

Gambar :



Kondisi Operasi

Tekanan : 6 bar

Temperatur : 50°C

Masing-masing komponen masuk dari Reaktor dan impuritasnya

Komponen	Massa
C₄H₆O	2.005,7241
CH₃OH	13.773,7664
H₂O	1.413,5418
C₅H₈O₂	6.946,7261
O₂	228,4800
N₂	5,3760
Total	24.374

Efsieinsi pemisahan di Separator sebebsar 100%

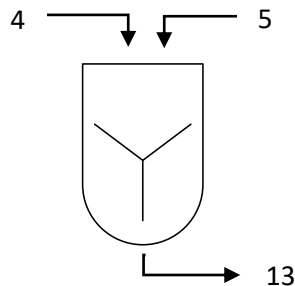
Sehingga, neraca massa untuk Separator adalah sebagai berikut:

Komponen	Input	Output	
	<10>	<11>	<12>
C₄H₆O	2.005,7241		2.005,7241
CH₃OH	13.773,7664		13.773.7664
H₂O	1.413,5418		1.413,5418
C₅H₈O₂	6.946,7261		69.46,7261
O₂	228,4800	228,4800	
N₂	5,3760	5,3760	
Total	24.373,6143	233,8560	24.139,7583
		24.373,6143	

4. MIXING TANK-01 (MT-01)

Fungsi : Melarutkan NaOH (Natrium Hidroksida) padat dengan CH₃OH (metanol)

Gambar :



Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm

Temperatur : 30°C

Total natrium hidroksida (NaOH) masuk ke Mixing Tank = 200.000 kg/jam

Kemudian dapat dihitung masing-masing komponen natrium hidroksida (NaOH) dan impuritasnya

Komponen	Fraksi	Massa (kg)
NaOH	0.99	198.0000
H ₂ O	0.01	2.0000
Total	1	200.0000

Total metanol masuk ke Mixing Tank = 1.789,9160 kg/jam

Kemudian dapat dihitung masing-masing komponen metanol dan impuritasnya

Komponen	Fraksi	Massa (kg)
CH ₃ OH	0.9985	1787.2311
H ₂ O	0.0015	2.6849
Total	1	1789.9160

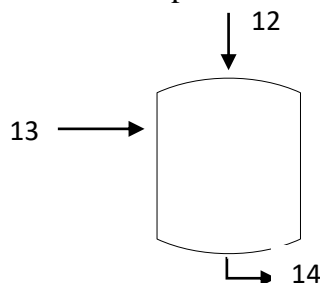
Sehingga, neraca massa untuk Mixing Tank adalah sebagai berikut:

Komponen	Input	Output	
	<4>	<5>	<13>
NaOH	198,0000		198,0000
CH ₃ OH		1.787,2311	1.787,2311
H ₂ O	2,0000	2,6849	4,6849
Total	200,0000	1.789,9160	1.989,9160

5. TANGKI NETRALISASI

Fungsi : Menjaga agar pH sistem tetap 7

Gambar :



Total metakrolein masuk ke Tangki Netralisasi dari Separator-01 = 2.005,7241 kg/jam

Total metanol masuk ke Tangki Netralisasi dari Separator-01 = 13.773,7664 kg/jam

Total metanol masuk ke Tangki Netralisasi dari Mixing Tank-01 = 1.787,23109 kg/jam

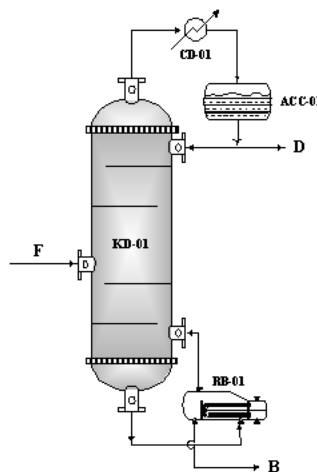
Total metil metakrilat masuk ke Tangki Netralisasi = 6.946,7261 kg/jam
 Total natrium hidroksida masuk ke Tangki Netralisasi = 198,0000 kg/jam
 Total air masuk ke Tangki Netralisasi dari Separator-01 = 1.413,5418 kg/jam
 Total air masuk ke Tangki Netralisasi dari Mixing Tank-01 = 4,68487395 kg/jam
 Sehingga, neraca massa untuk Tangki Netralisasi adalah sebagai berikut:

Komponen	Input		Output
	<12>	<13>	<14>
C₄H₆O	2.005,7241		2.005,7241
CH₃OH	13.773,7664	1.787,2311	15.560,9975
H₂O	1.413,5418	4,6849	1.418,2267
C₅H₈O₂	6.946,7261		6.946,7261
NaOH		198,0000	198,0000
Total	24.139,7583	1.989,9160	26.129,6743
	26.129,6743		

6. KOLOM DESTILASI

Fungsi : Memisahkan product C₅H₈O₂ (metil metakrilat) dan H₂O (air) dari senyawa C₄H₆O (metakrolein), NaOH (Natrium Hidroksida), dan CH₃OH (metanol)

Gambar :



Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm

Temperatur : top = 64,85°C; bottom = 90,48°C

Ditetapkan

Light Key : Metanol (CH₃OH)

Heavy Key : Air (H₂O)

Komponen Referensi :

Konstanta Tekanan Uap Murni Komponen

A	B	C	D	E
45,6171	-3244,7	-13,988	0,0066365	-1,0507E-13
1,0846	-1918,4	4,4532	-0,014392	0,000009018
29,8605	-3152,2	-7,3037	2,4247E-09	0,000001809
106,896	-5274,1	-37,654	0,01862	-3,6507E-13
-48,2774	-1943	17	2,96E-11	0,000000875

Komposisi Umpan Masuk Kolom Distilasi-01

Komponen	Masuk		
	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	Fraksi mol (xi)
CH₃OH	15.560,9975	485,6438	0,7277
C₄H₆O	2.005,7241	28,6160	0,0429
H₂O	1.418,2267	78,7641	0,1180
C₅H₈O₂	6.946,7261	69,3840	0,1040
NaOH	198,0000	4,9500	0,0074
Total	26.129,6743	667,3579	1,0000

Data Hasil Perhitungan

Bubble Point

Tekanan : 1 atm; 760 mmHg

Temperatur : 69,5276965482244°C; 342,6776965°K

$$\sum Z_i \cdot K_i = 1$$

Komponen	Zi	Psat	Ki	Zi.Ki
CH₃OH	0,7277	921,7928	1,2129	0,8826
C₄H₆O	0,0429	797,6981	1,0496	0,0450
H₂O	0,1180	229,1666	0,3015	0,0356
C₅H₈O₂	0,1040	273,6656	0,3601	0,0374
NaOH	0,0074	0,0000	0,0000	0,0000

Total	1,0000	1,0007
--------------	--------	--------

Dew Point

Tekanan : 1 atm; 760 mmHg

Temperatur : 648,1766131°C; 921,3266131°K

$$\sum Z_i/K_i = 1$$

Komponen	Zi	Psat	Ki	Zi.Ki
CH₃OH	0,7277	5.539.834,3368	7.289,2557	0,0001
C₄H₆O	0,0429	396.8651,1276	5.221,9094	0,0000
H₂O	0,1180	2.106.202,7193	2.771,3194	0,0000
C₅H₈O₂	0,1040	5.065.333,4262	6.664,9124	0,0000
NaOH	0,0074	5,6423	0,0074	0,9991
Total	1,0000			0,9993

Distilasi

Feed Calculation

Tekanan : 1.5 atm; 1140 mmHg

Temperatur : 50°C; 323,15°K

Komponen	Zi	Psat	Ki	α
CH ₃ OH (LK)	0,7277	416,1900	0,3651	4,4918
C ₄ H ₆ O	0,0429	411,0123	0,3605	4,4359
H ₂ O (HK)	0,1180	92,6550	0,0813	1,0000
C ₅ H ₈ O ₂	0,1040	126,7784	0,1112	1,3683
NaOH	0,0074	0,0000	0,0000	0,0000
TOTAL	1,0000			

$$d_i = \frac{(a^{N_{min}}) \cdot (f_i) \cdot \left(\frac{dHK}{bHK}\right)}{\left(1 + a^{N_{min}} \cdot \frac{dHK}{bHK}\right)}$$

Recovery LK di distiliat = 0,94

Recovery HK di distilat = 0,98

$\alpha_{LK/HK}$ = 4,4918

$$N_{min} = \frac{\log\left(\frac{rLK}{1-rLK} \times \left(\frac{rHK}{1-rHK}\right)\right)}{\log a}$$

Nmin = 4,446

Teoritis = 3,446

Komponen	fi	Zi,f	di	Zi,d	bi	Zi,b
CH₃OH	485,6438	0,7277	457,4764	0,9314	28,1673	0,1599
C₄H₆O	28,6160	0,0429	26,8671	0,0547	1,7489	0,0099
H₂O	78,7641	0,1180	1,5753	0,0032	77,1888	0,4382
C₅H₈O₂	69,3840	0,1040	5,2747	0,0107	64,1093	0,3639
NaOH	4,9500	0,0074	0,0000	0,0000	4,9500	0,0281
Total	667,3579	1,0000	491,1935	1,0000	176,1644	1,0000

Distilat

Tekanan : 1 atm; 760 mmHg

Temperatur : 64,85869416°C; 338,0086942°K

Komponen	Zi	Psat	Ki	Zi.Ki	α
CH₃OH	0,9314	769,4748	1,0125	0,9430	4,1242
C₄H₆O	0,0547	686,2972	0,9030	0,0494	3,6784
H₂O	0,0032	186,5747	0,2455	0,0008	1,0000
C₅H₈O₂	0,0107	230,1585	0,3028	0,0033	1,2336
NaOH	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Total	1,0000			0,9964	

Bottom

Tekanan : 1 atm; 760 mmHg

Temperatur : 90,48198342°C; 363,6319834°K

Komponen	Zi	Psat	Ki	Zi.Ki	α
CH₃OH	0,1599	1.944,3304	2,5583	0,4091	3,6310
C₄H₆O	0,0099	1.482,9257	1,9512	0,0194	2,7694
H₂O	0,4382	535,4756	0,7046	0,3087	1,0000
C₅H₈O₂	0,3639	554,2529	0,7293	0,2654	1,0351

NaOH	0,0281	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Total	1,0000			1,0025	

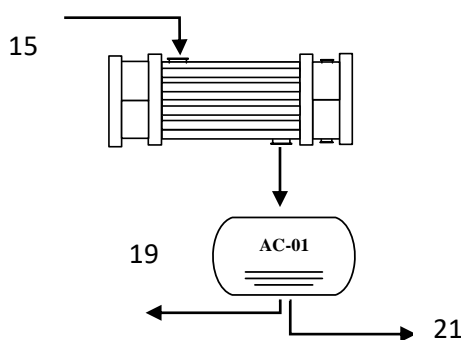
Neraca Massa Kolom Distilasi

Komponen	Input		Output	
	<14>	<15>	<15>	<16>
CH₃OH	15.560,9975	14.658,4596	902,5379	
C₄H₆O	2.005,7241	1.883,1402	122,5838	
H₂O	1.418,2267	28,3645	1.389,8621	
C₅H₈O₂	6.946,7261	528,0997	6.418,6264	
NaOH	198,0000	0,0000	198,0000	
Total	26.129,6743		17.098,0640	9.031,6103
			26.129,6743	

7. CONDENSOR-01 (CD-01)

Fungsi : Mengkondensasikan output dari *top product* Kolom Destilasi-01 (KD-01).

Gambar :



Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm; 760 mmHg

Temperatur : *T bubble point* distilat : 64,85869416°C

T bubble point bottom : 90,48198342°C

T average : 77,67033879°C; 368,2464842°K

Phi : 1,023076558

Data Perhitungan

Refluks Minimum

$$R = 1,2 - 1,5 R_m$$

$$R = 1,5 R_m = 0,5998$$

Beban Kondensor

$$D = 491,1935 \text{ kmol}$$

17.098,0640 kg

$$L = D \times R$$

$$L = 294,634 \text{ kmol}$$

$$V = (R+1) \times D$$

$$= 785,8275 \text{ kmol}$$

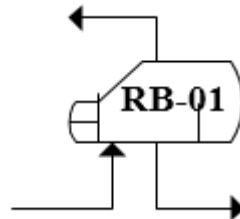
Neraca Massa Kondensasi

Komponen	BM	V (kg)	L (kg)	D (kg)
CH ₃ OH	32,042	23.451,0890	8.792,6293	14.658,4596
C ₄ H ₆ O	70,091	3.012,7100	1.129,5698	1.883,1402
H ₂ O	18,006	45,3785	17,0140	28,3645
C ₅ H ₈ O ₂	100,12	844,8713	316,7717	528,0997
NaOH	40	0,0000	0,0000	0,0000
Total		27.345,0488	10.255,9848	17.098,0640
			27.345,0488	

8. REBOILER-01 (RB-01)

Fungsi : Menguapkan kembali sebagian liquid yang berasal dari *bottom product* Kolom Destilasi-01 (KD-01)

Gambar :



Menghitung beban reboiler

$$B = 176,1644 \text{ kmol}$$

$$L' = L + F$$

$$L' = 961,9920 \text{ kmol}$$

$$V' = L' - B$$

$$= 173,6289 \text{ kmol}$$

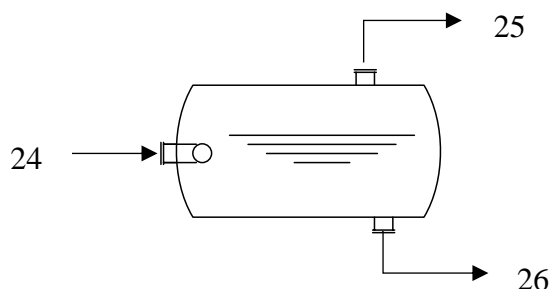
Neraca Massa Reboiler

Komponen	BM	L' (kg)	V' (kg)	B (kg)
CH ₃ OH	32,042	4.928,5442	4.026,0063	902,5379
C ₄ H ₆ O	70,091	669,4012	546,8173	122,5838
H ₂ O	18,006	7.589,7060	6.199,8438	1.389,8621
C ₅ H ₈ O ₂	100,12	35.050,5894	28.631,9630	6.418,6264
NaOH	40	1081,2308	883,2308	198,0000
Total		49.319,4716	40.287,8613	9.031,6103
			49.319,4716	

9. DECANTER-01 (DC-01)

Fungsi : Untuk memisahkan campuran metil metakrilat (MMA) dengan pengotornya berdasarkan berat jenis dan kelarutannya

Gambar :



Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm

Temperatur : 30°C

Dapat dihitung masing-masing komponen input ke Decanter-01

Komponen	BM	Massa (kg)	Fraksi	Densitas (g/ml)	Kelarutan
CH ₃ OH	32,042	902,5379	0,0999	0,789579	1,0000
C ₄ H ₆ O	70,091	122,5838	0,0136	0,832171	0,0600
H ₂ O	18,006	1.389,8621	0,1539	0,998	-
C ₅ H ₈ O ₂	100,12	6.418,6264	0,7107	2,1	0,0160
NaOH	40	198,0000	0,0219	0,9370287	1,1100
Total		9.031,6103	1,0000		

Sehingga, neraca massa untuk Decanter-01 adalah sebagai berikut:

Komponen	Input		Output	
	<24>	<25>	<26>	
CH ₃ OH	902,5379	902,5379	-	

C₄H₆O	122,5838	122,5838	-
H₂O	1.389,8621	1.325,8197	64,0424
C₅H₈O₂	6.418,6264	102,698023	6.315,9284
NaOH	198,0000	198,0000	-
Total	9.031,6103	2.651,6395	6.379,9708
		9.031,6103	

$$\begin{aligned} \text{Scale up} &= \text{Target Produksi/Hasil Percobaan Perhitungan} \\ &= 12.626,2626/6.379,9708 \\ &= 2,00794 \end{aligned}$$

Hasil dari percobaan perhitungan dikali dengan faktor scale up sehingga akan menjadi neraca massa yang sebenarnya. Berikut dibawah merupakan neraca massa setelah di kali faktor pengali *scale up*.

Neraca Massa *Mixing Point-01* Setelah *Scale Up*

Komponen	Input		Output
	<1>	<3>	<6>
C ₄ H ₆ O	13.593,91212		13.593,91212
CH ₃ OH		31.658,75382	31.658,75382
H ₂ O	277,426778	47,55946994	324,9862479
Total	13.871,3389	31706,31329	45.577,65219
	45.577,65219		

Neraca Massa Reaktor-01 Setelah *Scale Up*

Komponen	Input		Output
	<6>	<8>	<9>
C ₄ H ₆ O	13.593,91212		27.258,93214
CH ₃ OH	31.658,75382		3.969,42234
H ₂ O	324,9862479		2.797,465782
C ₅ H ₈ O ₂			13.747,89798
O ₂		2649,2	452,1727
N ₂		10,63936	10,63936
Total	45.5778	2.659	48.237
	48.237		

Neraca Massa Separator-01 Setelah *Scale Up*

Komponen	Input		Output
	<10>	<11>	<12>
C ₄ H ₆ O	3.969,42234		3.969,42234
CH ₃ OH	27.258,93214		27.258,93214
H ₂ O	2.797,465782		2.797,465782
C ₅ H ₈ O ₂	13.747,89798		13.747,89798
O ₂	452,1726772	452,1726772	
N ₂	10,63936	10,63936	
Total	48.236,53	462,812	47.773,719
		48.236,53	

Neraca Massa *Mixing Tank*-01 Setelah *Scale Up*

Komponen	Input		Output
	<4>	<5>	<13>
NaOH	391,8513		391,8513
CH ₃ OH		3.537,014478	3.537,014478
H ₂ O	3,958094	5,313492	9,271586
Total	395,8094	3.542,328	3.939,137
	3.938,137		

Neraca Massa Tangki Netralisasi-01 Setelah *Scale Up*

Komponen	Input		Output
	<12>	<13>	<14>
C ₄ H ₆ O	3.969,422		3.969,422
CH ₃ OH	27.258,93	3.537,014	30.795,95
H ₂ O	2.797,466	9,271586	2.806,737
C ₅ H ₈ O ₂	13.747,9		13.747,9
NaOH		391,8513	391,8513
Total	47.773,72	3.938,137	51.711,86
	51.711,86		

Neraca Massa Kolom Distilasi-01 Setelah *Scale Up*

Komponen	Input	Output	
	<14>	<15>	<16>
CH ₃ OH	30.795,95	29.009,78	1.786,165
C ₄ H ₆ O	3.969,422	3.726,823	242,5992
H ₂ O	2.806,737	56,13475	2.750,603
C ₅ H ₈ O ₂	13.747,9	1.045,134	12.702,76
NaOH	391,8513	0,000	391,8513
Total	51.711,86	33.837,87	17.873,98
		51.711,86	

Neraca Massa Kondensor Setelah *Scale Up*

Komponen	Input	Output	
	<15>	<19>	<21>
CH ₃ OH	9.753,821	7.967,656	1786,165
C ₄ H ₆ O	1.324,776	1.082,177	242,5992
H ₂ O	15.020,39	12.269,78	2750,603
C ₅ H ₈ O ₂	69.366,77	56.664	12702,76
NaOH	2.139,807	1.747,955	
Total	54.134,95	20.297,08	33.837,87
		54.134,95	

Neraca Massa Reboiler Setelah *Scale Up*

Komponen	Input	Output	
	<16>	<22>	<18>
CH ₃ OH	9.753,821	7.967,656	1.786,165
C ₄ H ₆ O	1.324,776	1.082,177	242,5992
H ₂ O	15.020,39	12.269,78	2.750,603
C ₅ H ₈ O ₂	69.366,77	56.664	12.702,76
NaOH	2.139,807	1.747,955	391,8513
Total	97.605,56	79.731,57432	17.873,98194
		97.605,56	

Neraca Massa *Decanter* Setelah *Scale Up*

Komponen	Input	Output	
	<24>	<25>	<26>
CH ₃ OH	1.786,165	1.786,165	0,0000
C ₄ H ₆ O	242,5992	242,5992	0,0000
H ₂ O	2.750,603	2.623,86	126,7430
C ₅ H ₈ O ₂	12.702,76	203,2442	12.499,52
NaOH	391,8513	391,8513	0,0000
Total	17.873,98	5.247,719	12.626,2626
		17.873,98	

LAMPIRAN B

PERHITUNGAN NERACA PANAS

1. Kapasitas Produksi : 100.000 ton/tahun
2. Hari kerja : 330 hari
3. Jam kerja : 24/hari
4. Jumlah produksi : 12626,2626 kg/jam
5. Basis perhitungan : 1 jam operasi
6. T_{ref} : 25°C

Tabel Berat Molekul Komponen

Komponen	Nama Senyawa	Berat Molekul
CH ₃ OH	Methanol	32,042
C ₄ H ₆ O	Methacrolein	70,091
H ₂ O	Air	18,006
C ₅ H ₈ O ₂	Methyl Methacrylate	100,12
NaOH	Natrium Hidroksida	40
O ₂	Oksigen	32
N ₂	Nitrogen	28

Rumus-rumus umum yang digunakan untuk perhitungan neraca panas adalah sebagai berikut:

- Perhitungan panas sensible, panas yang dihitung apabila terjadi perubahan temperatur.

$$Q = n \cdot \int C_p \cdot dT$$

Dengan:

Q = Panas yang dihasilkan, kJ

C_p = Kapasitas panas, kJ/kmol K

n = mol senyawa, kmol

T_o = Temperatur referensi, 25°C

T = Temperatur senyawa, °C

- Perhitungan panas laten, panas yang dihitung apabila terdapat perubahan fase.

$$Q = n \cdot \Delta H_v$$

Dengan:

Q = Panas laten senyawa, kJ

n = mol senyawa, kmol

ΔH_v = panas penguapan, kJ/kmol

- Menghitung panas laten pada temperatur tertentu dihitung dengan menggunakan persamaan

$$Lv = Lv, b \left(\frac{T_c - T}{T_c - T_b} \right)^{0,38}$$

L_v = panas laten pada temperature tertentu

$L_{v,b}$ = panas laten pada temperature *boiling point* T_b

T_b = *normal boiling point*

T_c = temperatur Kritis

T = temperatur operasi alat

- Panas reaksi, untuk menghitung panas yang dihasilkan dari reaksi kimia di reaktor.

$$\Delta HR_{298,15 K} = \Delta H_f \text{ Produk} - \Delta H_f \text{ Reaktan}$$

- Menghitung kapasitas panas senyawa (C_p), menggunakan persamaan:

$$\int_{T_{ref}}^T C_p \cdot dT = A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T - T_{ref})^2 + \frac{C}{3}(T - T_{ref})^3 + \frac{D}{4} \left(\frac{T}{T_{ref}} \right)^4$$

Data C_p Senyawa pada Fase Liquid

Senyawa	a	b	c	d
CH ₃ OH	40,152	0,31046	-0,001029	1,4598E-06
C ₄ H ₆ O	42,511	0,68698	-0,002184	2,9238E-06
H ₂ O	92,053	-0,04	-0,000211	5,3469E-07
C ₅ H ₈ O ₂	42,365	10,787	-0,003155	3,7759E-06
NaOH	87,639	-0,0005	-4,54E-06	1,1863E-09
N ₂	76,452	-0,3523	-0,002669	5,0057E-05
O ₂	46,432	0,39506	-0,007052	3,9897E-05

Data C_p Senyawa pada Fase Gas

Senyawa	A	B	C	D	E
CH ₃ OH	29,526	-0,0088999	0,000038083	-3,2629E-08	8,8607E-12
C ₄ H ₆ O	29,342	-0,0035395	0,000010076	-4,3116E-09	2,5935E-13

1. Heater 01

Fungsi : memanaskan bahan methanol dan metakrolein sebelum masuk reaktor

Keterangan :

$\Delta H1$: panas yang terkandung pada bahan masuk Heater-01

$\Delta H2$: panas yang terbawa oleh bahan keluar Heater-01

Q : panas yang diberikan oleh steam

Qloss : panas yang hilang

Kondisi Operasi:

T_{in} = 30°C

= 303,15°K

T_{out} = 80°C

= 353,15°K

T_{ref} = 25°C

= 298,15°K

Komponen	Input		Output	
	Massa (kg/jam)	n (kmol)	Massa (kg/jam)	n (kmol)
CH ₃ OH	31.658,7538	988,03926	31.658,7538	988,0393
C ₄ H ₆ O	13.593,9121	193,94661	13.593,9121	193,9466
H ₂ O	324,9862	18,048775	324,9862	18,0488
Total	45.577,6522	1200,0346	45.577,6522	455,2302

Menghitung $\Delta H1$

$\Delta T = 5$

Komponen	n (kmol)	T in (K)	T ref (K)	Cp dT (kJ/kmol)	$\Delta H1$ (kJ)
CH ₃ OH	988,03926	303,15	298,15	204,5981	202.150,9533
C ₄ H ₆ O	193,94661	303,15	298,15	221,0517	42.872,22925
H ₂ O	18,04878	303,15	298,15	459,7569	8.298,048583
Total					253.321,2312

Menghitung ΔH_2

$$\Delta T = 55$$

Komponen	n (kmol)	T in (K)	T ref (K)	Cp dT (kJ/kmol)	ΔH_2 (kJ)
CH ₃ OH	988,03926	353,15	298,15	2.624,1981	2.592.810,7367
C ₄ H ₆ O	193,94661	353,15	298,15	3.262,7244	632.794,3408
H ₂ O	18,04878	353,15	298,15	4.992,0059	90.099,5928
Total					3.315.704,6703

Menghitung Panas Steam

$$\begin{aligned} Q_{\text{steam}} &= \text{total panas keluar} - \text{panas masuk} \\ &= 3.341.036,7934 - 253.321,2312 \\ &= 3.087.715,5622 \text{ kJ} \end{aligned}$$

Menghitung Qloss

Asumsi Qloss sebesar 10% maka,

$$\begin{aligned} Q_{\text{loss}} &= 10\% \times \text{total panas masuk} \\ &= 10\% \times 253.321,2312 \\ &= 25.332,12312 \text{ kJ} \end{aligned}$$

Menghitung Kebutuhan Steam

Data dari tabel *steam*, untuk saturated steam pada T=150°C diperoleh,

$$\text{Sat.vap} = 2113,7 \text{ kJ/kg}$$

$$Q = m \times \lambda$$

$$m = Q / \lambda$$

$$m = 3.087.715,5622 / 2113,7$$

$$m = 1460,810693$$

Neraca Panas Heater-01

	Panas Masuk (kJ)		Panas Keluar (kJ)
ΔH_1	253.321,2312	ΔH_2	3.315.704,6703
Q	3.087.715,5622	Qloss	25.332,12312
Total	3.341.036,7934	Total	3.341.036,7934

2. Heater-02

Fungsi : memanaskan bahan oksigen sebelum masuk reaktor

Keterangan :

ΔH_3 : panas yang terkandung bahan masuk Heater-02

ΔH_4 : panas yang terkandung oleh bahan keluar Heater-02

Q : panas yang diberikan oleh steam

Q_{loss} : panas yang hilang

Kondisi Operasi:

T_{in} = 46°C

= 319,15°K

T_{out} = 80°C

= 353,15°K

T_{ref} = 25°C

= 298,15°K

Komponen	Input		Output	
	Massa (kg/jam)	n (kmol)	Massa (kg/jam)	n (kmol)
O ₂	2649,1999	82,7875	2.649,1999	82,7875
N ₂	10,6394	0,3800	10,6394	0,3800
Total	2659,8393	83,1675	2.659,8393	83,1675

Menghitung ΔH_3

$\Delta T = 21$

Komponen	n (kmol)	T in (K)	T ref (K)	Cp dT (kJ/kmol)	ΔH_3 (kJ)
O ₂	82,7875	319,15	298,15	618,1996	51.179,1941
N ₂	0,3800	319,15	298,15	615,4324	233,8502
Total					51.413,0443

Menghitung ΔH_4

$\Delta T = 55$

Komponen	n (kmol)	T in (K)	T ref (K)	Cp dT (kJ/kmol)	ΔH_4 (kJ)
O ₂	82,7875	319,15	298,15	1.612,5072	133.495,4332
N ₂	0,3800	319,15	298,15	1.609,0055	611,3851342
Total					134.106,8184

Menghitung Panas Steam

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{steam}} &= \text{total panas keluar} - \text{panas masuk} \\
 &= 134.106,8184 - 51.413,0443 \\
 &= 87.835,0785 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Menghitung Q_{loss}

Asumsi Q_{loss} sebesar 10% maka,

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{loss}} &= 10\% \times \text{total panas masuk} \\
 &= 10\% \times 51413,0443 \\
 &= 5141,304433 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Menghitung Kebutuhan Steam

Data dari tabel *steam*, untuk saturated steam pada $T=150^{\circ}\text{C}$ diperoleh,

$$\text{Sat.vap} = 2113,7 \text{ kJ/kg}$$

$$Q = m \times \lambda$$

$$m = Q / \lambda$$

$$m = 87.835,0785 \text{ kJ} / 2113,7 \text{ kJ/kg}$$

$$m = 41,5551 \text{ kg}$$

Neraca Panas Heater-02

	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)		Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
ΔH_3	51.413,0443	ΔH_4	ΔH_4	134.106,8184	
Q	87.835,0785	Q_{loss}	Q_{loss}	5.141,304433	
Total	139.248,1228	Total	Total	139.248,1228	

3. Reaktor-01

Fungsi : mereaksikan bahan baku agar menjadi produk metil metakrilat

Keterangan :

ΔH_2 : panas yang terkandung dalam bahan masuk dari Heater-01

ΔH_4 : panas yang terkandung dalam bahan masuk dari Heater-02

ΔH_5 : panas yang terkandung dalam bahan keluar Reaktor-01

ΔH_{reaksi} : panas yang timbul dari reaksi

Q : panas yang dibawa oleh pendingin

Kondisi Operasi:

$$T_{\text{in}} = 80^{\circ}\text{C}$$

$$= 353,15^{\circ}\text{K}$$

$$T_{\text{out}} = 80^{\circ}\text{C}$$

$$= 353,15^{\circ}\text{K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25^{\circ}\text{C}$$

$$= 298,15^{\circ}\text{K}$$

Komponen	Input		Output	
	Massa (kg/jam)	n (kmol)	Massa (kg/jam)	n (kmol)
CH ₃ OH	31.658,7538	988,03926	31.658,7538	850,7251
C ₄ H ₆ O	13.593,9121	193,94661	13.593,9121	56,6324
H ₂ O	324,9862	18,048775	324,9862	155,3630
C ₅ H ₈ O ₂	-	-	13.747,8980	137,3142
O ₂	2.649,1999	82,7875	452,1727	14,1304
N ₂	10,6394	0,3800	10,6394	0,3800
Total	45.577,6522	1.200,0346	45.577,6522	455,2302

Menghitung ΔH_2 (Reaktan dari Heater-01)

$$\Delta T = 55$$

Komponen	n (kmol)	T in (K)	T ref (K)	Cp dT (kJ/kmol)	ΔH_2 (kJ)
CH ₃ OH	988,0393	353,15	298,15	2.624,1981	2.592.810,7367
C ₄ H ₆ O	193,9466	353,15	298,15	3.262,7244	632.794,3408
H ₂ O	18,0488	353,15	298,15	4.992,0059	90.099,5928
Total					3.315.704,6703

Menghitung ΔH_4 (Reaktan dari Heater-02)

$$\Delta T = 55$$

Komponen	n (kmol)	T in (K)	T ref (K)	Cp dT (kJ/kmol)	ΔH_4 (kJ)
O ₂	82,7875	353,15	298,15	1.612,5072	133.495,4332
N ₂	0,3800	353,15	298,15	1.609,0055	611,3851
Total					134.106,8184

Menghitung ΔH Reaksi (Yaws, 1999)

Komponen	ΔH_{f298}
CH ₃ OH	-201,17
C ₄ H ₆ O	-112
O ₂	0

C5H8O2	-347,36
H2O	-241,8

$$\Delta H_{reaksi} = (\sum H_f^{298} \text{ produk} - \sum h_f^{298} \text{ reaktan})$$

$$\Delta H = -275,99 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H = -275.990 \text{ kJ/kmol}$$

Menghitung ΔH_5 (Panas Produk)

$$\Delta H = 55$$

Komponen	n (kmol)	T in (K)	T ref (K)	Cp dT (kJ/kmol)	ΔH_5 (kJ)
CH ₃ OH	850,7251	353,15	298,15	2.624,1981	2.232.471,0669
C ₄ H ₆ O	56,6324	353,15	298,15	3.262,7244	184.775,9475
H ₂ O	155,3630	353,15	298,15	4.992,0059	775.572,9032
C ₅ H ₈ O ₂	137,3142	353,15	298,15	18.479,0739	2.537.439,2958
O ₂	14,1304	353,15	298,15	1.612,5072	22.785,3651
N ₂	0,3800	353,15	298,15	1.609,0055	611,3851
Total					5.753.655,9693

Panas yang dibawa Pendingin

$$\Delta H_{Pendingin} + \Delta H_{Reaktan} = \Delta H_{reaksi} + \Delta H_{Produk}$$

$$\Delta H_{Pendingin} = (-\Delta H_{Reaktan} + \Delta H_{Reaksi} + \Delta H_{Produk})$$

$$\Delta H_{Pendingin} = 2027854,4750$$

Neraca Panas Reaktor-01

Panas Masuk (kJ)		Panas Keluar (kJ)	
ΔH_2	3.315.704,6703		
ΔH_4	134.106,8184	ΔH_5	5.753.655,9636
ΔH_{Reaksi}	275.990		
Q	2.027.854,4750		
Total Panas	5.753.655,9636	Total Panas	5.753.655,9636

4. Cooler-01

Fungsi : mereaksikan bahan baku agar menjadi produk metil metakrilat

Keterangan :

ΔH_5 : panas yang terkandung pada produk keluaran Reaktor-01 masuk Cooler-01

ΔH_6 : panas yang terkandung pada produk keluar Cooler-01

Q : panas yang terkandung dalam pendingin

Q_{loss} : panas yang hilang

Kondisi Operasi:

T_{in} = 80°C

= 353,15°K

T_{out} = 50°C

= 323,15°K

T_{ref} = 25°C

= 298,15°K

Komponen	Input		Output	
	Massa (kg/jam)	n (kmol)	Massa (kg/jam)	n (kmol)
CH₃OH	27.258,93214	850,7251	27.258,93214	850,7251
C₄H₆O	3.969,42234	56,6324	3.969,42234	56,6324
H₂O	2.797,465782	155,3630	2.797,465782	155,3630
C₅H₈O₂	13.747,89798	137,3142	13.747,89798	137,3142
O₂	452,1726772	14,1304	452,1726772	14,1304
N₂	10,63935711	0,3800	10,63935711	0,3800
Total	48.237	1.214,5450	48.237	1.214,5450

Menghitung ΔH_5

$\Delta T = 55$

Komponen	n (kmol)	T in (K)	T ref (K)	C _p dT (kJ/kmol)	ΔH_5 (kJ)
CH₃OH	850,7251	353,15	298,15	2.624,1981	2.232.471,0669
C₄H₆O	56,6324	353,15	298,15	3.262,7244	184.775,9475
H₂O	155,3630	353,15	298,15	4.992,0059	775.572,9032
C₅H₈O₂	137,3142	353,15	298,15	18.479,0739	2.537.439,2958
O₂	14,1304	353,15	298,15	1.612,5072	22.785,3651
N₂	0,3800	353,15	298,15	1.609,0055	611,3851
Total					5.753.655,9636

Menghitung ΔH_6

$\Delta T = 25$

Komponen	n (kmol)	T out (K)	T ref (K)	Cp dT (kJ/kmol)	ΔH6 (kJ)
CH3OH	850,7251	323,15	298,15	1.095,6014	932.055,5697
C4H6O	56,6324	323,15	298,15	1.266,3663	71.717,3747
H2O	155,3630	323,15	298,15	2.287,7928	355.438,3007
C5H8O2	137,3142	323,15	298,15	4.413,9984	606.104,6749
O2	14,1304	323,15	298,15	735,5640	10.393,8102
N2	0,3800	323,15	298,15	732,4960	278,3316
Total					19.75.988,0618

Menghitung Panas yang dibawa Pendingin

Qpendingin = total panas masuk – total panas keluar

$$= 5.753.655,9636 - 1.975.988,0618$$

$$= 3.777.667,9019 \text{ kJ}$$

Menghitung kebutuhan pendingin

$$m \text{ pendingin} = \frac{Q \text{ pendingin}}{Cp \cdot dT \text{ air}}$$

$$m \text{ pendingin} = \frac{3.777.667,9019 \text{ kJ}}{25,5335 \text{ kJ/kg}}$$

$$m \text{ pendingin} = 147.949,256$$

Neraca Panas Cooler-01

Panas Masuk (kJ)		Panas Keluar (kJ)	
ΔH5	5.753.655,96936	ΔH6	1.975.988,0618
		Q	3.777.667,9019
		Q loss	0,000
Total Panas	5.753.655,9636	Total Panas	5.753.655,9636

5. Gas-Liquid Separator

Fungsi : memisahkan gas dan liquid keluaran Reaktor-01

Keterangan :

ΔH6 : panas yang terkandung pada produk keluaran Cooler-01 masuk Separator-01

ΔH7 : panas yang terkandung pada produk keluaran bawah Separator-01

ΔH8 : panas yang terkandung pada produk keluaran atas Separator-02

Kondisi Operasi:

$T_{in} = 50^{\circ}\text{C}$
 $= 323,15^{\circ}\text{K}$
 $T_{out} = 50^{\circ}\text{C}$
 $= 323,15^{\circ}\text{K}$
 $T_{ref} = 25^{\circ}\text{C}$
 $= 298,15^{\circ}\text{K}$

Komponen	Input		Output	
	Massa (kg/jam)	n (kmol)	Massa (kg/jam)	n (kmol)
CH3OH	27.258,93214	850,7251	27.258,93214	850,7251
C4H6O	3.969,42234	56,6324	3.969,42234	56,6324
H2O	2.797,465782	155,3630	2.797,465782	155,3630
C5H8O2	13.747,89798	137,3142	13.747,89798	137,3142
O2	452,1726772	14,1304	452,1726772	14,1304
N2	10,63935711	0,3800	10,63935711	0,3800
Total	48.237	1.214,5450	48.237	1.214,5450

Menghitung ΔH_6

$\Delta T = 25$

Komponen	n (kmol)	T in (K)	T ref (K)	Cp dT (kJ/kmol)	ΔH_6 (kJ)
CH3OH	850,7251	323,15	298,15	1.095,6014	932.055,5697
C4H6O	56,6324	323,15	298,15	1.266,3663	71.717,3747
H2O	155,3630	323,15	298,15	2.287,7928	355.438,3007
C5H8O2	137,3142	323,15	298,15	4.413,9984	606.104,6749
O2	14,1304	323,15	298,15	735,5640	10.393,8102
N2	0,3800	323,15	298,15	732,4960	278,3316
Total					1.975.988,0618

Menghitung ΔH_7 (output bawah)

$\Delta T = 25$

Komponen	n (kmol)	T out (K)	T ref (K)	Cp dT (kJ/kmol)	ΔH_7 (kJ)
CH3OH	850,7251	323,15	298,15	1.095,6014	932.055,5697
C4H6O	56,6324	323,15	298,15	1.266,3663	71.717,37468
H2O	155,3630	323,15	298,15	2.287,7928	355.438,3007

C5H8O2	137,3142	323,15	298,15	4.413,9984	606.104,6749
Total					1.965.315,9199

Menghitung ΔH_8 (output atas)

$$\Delta T = 25$$

Komponen	n (kmol)	T out (K)	T ref (K)	Cp dT (kJ/kmol)	ΔH_8 (kJ)
O2	14,1304	323,15	298,15	735,5639	10.393,80993
N2	0,3800	323,15	298,15	732,4960	278,3316481
Total					10.672,1416

Neraca Panas Separator

Panas Masuk (kJ)		Panas Keluar (kJ)	
ΔH_6	1.975.988,062	ΔH_7	1.965.315,9199
		ΔH_8	10.672,1416
TOTAL	1.975.988,062	TOTAL	1.975.988,062

6. Mixing Tank

Fungsi : mencampur dan melarutkan NaOH dengan CH₃OH sebelum masuk ke Tangki Netralisasi

Keterangan :

ΔH_9 : panas yang terkandung pada bahan masuk Mixing Tank-01

ΔH_{10} : panas yang terbawa oleh bahan keluar Mixing Tank-01

Kondisi Operasi:

$$\begin{aligned} T_{in} &= 30^\circ\text{C} \\ &= 323,15^\circ\text{K} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} T_{out} &= 30^\circ\text{C} \\ &= 323,15^\circ\text{K} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} T_{ref} &= 25^\circ\text{C} \\ &= 298,15^\circ\text{K} \end{aligned}$$

Komponen	Input		Output	
	Massa (kg/jam)	n (kmol)	Massa (kg/jam)	n (kmol)
CH3OH	3.537,014478	110,3868	3.537,014478	110,3868
C4H6O	0	0,0000	0	0,0000

H2O	9,271586118	0,5149	9,271586118	0,5149
C5H8O2	0	0,0000	0	0,0000
NaOH	391,8513222	9,7963	391,8513222	9,7963
Total	3.938	120,6980	3.938	120,6980

Menghitung ΔH_9

$$\Delta T = 5$$

Komponen	n (kmol)	T in (K)	T ref (K)	Cp dT (kJ/kmol)	ΔH_9 (kJ)
CH3OH	110,3868	303,15	298,15	204,5981	22.584,9335
C4H6O	0,0000	303,15	298,15	221,0517	0,0000
H2O	0,5149	303,15	298,15	459,7569	236,7364
C5H8O2	0,0000	303,15	298,15	346,5316	0,0000
NaOH	9,7963	303,15	298,15	438,1888	4.292,6212
Total					27.114,2910

Menghitung ΔH_{10}

$$\Delta T = 5$$

Komponen	n (kmol)	T out (K)	T ref (K)	Cp dT (kJ/kmol)	ΔH_{10} (kJ)
CH3OH	110,3868	303,15	298,15	204,5981	22.584,93346
C4H6O	0,0000	303,15	298,15	221,0517	0
H2O	0,5149	303,15	298,15	459,7569	236,7363928
C5H8O2	0,0000	303,15	298,15	346,5316	0
NaOH	9,7963	303,15	298,15	438,1888	4.292,621172
Total					27.114,2910

Neraca Panas Mixing Tank

Panas Masuk (kJ)		Panas Keluar (kJ)	
ΔH_9	27.114,2910	ΔH_{10}	27.114,2910
TOTAL	27.114,2910	TOTAL	27.114,2910

7. Heater-03

Fungsi : memanaskan campuran NaOH dan CH₃OH sebelum masuk ke Tangki Netralisasi

Keterangan :

ΔH_{10} : panas yang terbawa oleh bahan keluar Mixing Tank-01 masuk Heater-03

ΔH_{11} : panas yang terbawa oleh bahan keluar Heater-03

Q : panas yang diberikan oleh steam

Q_{loss} : panas yang hilang

Kondisi Operasi:

T_{in} = 30°C
= 303,15°K

T_{out} = 50°C
= 353,15°K

T_{ref} = 25°C
= 298,15°K

Komponen	Input		Output	
	Massa (kg/jam)	n (kmol)	Massa (kg/jam)	n (kmol)
CH₃OH	3.537,014478	110,3868	3.537,014478	110,3868
C₄H₆O	0	0,0000	0	0,0000
H₂O	9,271586118	0,5149	9,271586118	0,5149
C₅H₈O₂	0	0,0000	0	0,0000
NaOH	391,8513222	9,7963	391,8513222	9,7963
Total	3938	120,6980	3938	120,6980

Menghitung ΔH_{10}

$\Delta T = 5$

Komponen	n (kmol)	T _{in} (K)	T _{ref} (K)	C _p dT (kJ/kmol)	ΔH_{10} (kJ)
CH₃OH	110,3868	303,15	298,15	204,5981	22.584,9335
C₄H₆O	0,0000	303,15	298,15	221,0517	0,0000
H₂O	0,5149	303,15	298,15	459,7569	236,7364
C₅H₈O₂	0,0000	303,15	298,15	346,5316	0,0000
NaOH	9,7963	303,15	298,15	735,5640	7.205,7928
Total					30,027,4626

Menghitung ΔH_{11}

$\Delta T = 25$

Komponen	n (kmol)	T out (K)	T ref (K)	Cp dT (kJ/kmol)	ΔH_{11} (kJ)
CH ₃ OH	110,3868	323,15	298,15	1.095,6014	120.939,9556
C ₄ H ₆ O	0,0000	323,15	298,15	1.266,3663	0
H ₂ O	0,5149	323,15	298,15	2.287,7928	1.178,022207
C ₅ H ₈ O ₂	0,0000	323,15	298,15	4.413,9984	0
NaOH	9,7963	323,15	298,15	2.190,8003	21.461,69993
Total					143.579,6778

Menghitung Panas Steam

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{steam}} &= \text{total panas keluar} - \text{total panas masuk} \\
 &= 146.582,4240 - 30.027,4626 \\
 &= 116.554,9614 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Menghitung Qloss

Asumsi Qloss sebesar 10% maka,

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{loss}} &= 10\% \times \text{panas masuk} \\
 &= 10\% \times 30.027,4626 \\
 &= 3002,746262 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Menghitung Kebutuhan Steam

Data dari tabel *steam*, untuk saturated steam pada T=100°C diperoleh,

$$\text{Sat.vap} = 2087,5 \text{ kJ/kg}$$

$$Q = m \times \lambda$$

$$m = Q / \lambda$$

$$m = 116.554,9614 \text{ kJ} / 2.087,5 \text{ kJ/kg}$$

$$m = 55,8347 \text{ kg}$$

Neraca Panas Heater-03

Panas Masuk (kJ)		Panas Keluar (kJ)	
ΔH_{10}	30.027,4626	ΔH_{11}	143.579,6778
Q	116.554,9614	Qloss	3.002,746262
TOTAL	146.582,4240	TOTAL	146.582,4240

8. Tangki Netralisasi

Fungsi : menjaga agar pH tetap stabil

Keterangan :

ΔH_7 : panas produk keluaran bawah Separator-01 masuk Tangki Netralisasi-01
 ΔH_{11} : panas yang terbawa oleh bahan keluar Heater-03 masuk Tangki Netralisasi-01
 ΔH_{12} : panas yang dibawa oleh keluaran Tangki Netralisasi-01 masuk Kolom Distilasi-01

Kondisi Operasi:

T_{in} = 50°C
 = 323,15°K
 T_{out} = 50°C
 = 323,15°K
 T_{ref} = 25°C
 = 298,15°K

Komponen	Input		Output	
	Massa (kg/jam)	n (kmol)	Massa (kg/jam)	n (kmol)
CH₃OH	27.258,93214	850,7251	27.258,93214	850,7251
C₄H₆O	3.969,42234	56,6324	3.969,42234	56,6324
H₂O	2.797,465782	155,3630	2.797,465782	155,3630
C₅H₈O₂	13.747,89798	137,3142	13.747,89798	137,3142
Total	47.774	1.200,0346	47.774	1.200,0346

Menghitung ΔH_7

$\Delta T = 25$

Komponen	n (kmol)	T in (K)	T ref (K)	Cp dT (kJ/kmol)	ΔH_7 (kJ)
CH₃OH	850,7251	323,15	298,15	1.095,6014	932.055,5697
C₄H₆O	56,6324	323,15	298,15	1.266,3663	71.717,3747
H₂O	155,3630	323,15	298,15	2.287,7928	355.438,3007
C₅H₈O₂	137,3142	323,15	298,15	4.413,9984	606104,6749
Total					1.965.315,9199

Menghitung ΔH_{11}

$\Delta T = 25$

Komponen	n (kmol)	T in (K)	T ref (K)	Cp dT (kJ/kmol)	ΔH_{11} (kJ)
NaOH	9,7963	323,15	298,15	2.190,8003	21.461,69993

CH3OH	110,3868	323,15	298,15	1.095,6014	120.939,9556
H2O	0,5149	323,15	298,15	2.287,7928	1.178,022207
Total					143.579,6778

Menghitung ΔH_{12}

$$\Delta T = 25$$

Komponen	n (kmol)	T out (K)	T ref (K)	Cp dT (kJ/kmol)	ΔH_{12} (kJ)
CH3OH	961,1119	323,15	298,15	1.095,6014	1.052.995,525
C4H6O	56,6324	323,15	298,15	1.266,3663	71.717,37468
H2O	155,8779	323,15	298,15	2.287,7928	356.616,3229
C5H8O2	137,3142	323,15	298,15	4.413,9984	606.104,6749
NaOH	9,7963	323,15	298,15	2.190,8003	21.461,69993
Total					2108895,5977

Neraca Panas Tangki Netralisasi-01

Panas Masuk (kJ)		Panas Keluar (kJ)	
ΔH_7	1965.315,9199	ΔH_{12}	2.108.895,5977
ΔH_{11}	143.579,6778		
TOTAL	2.108.895,5977	TOTAL	2.108.895,5977

9. Kolom Distilasi

Fungsi : memisahkan bahan yang tidak bereaksi dan produk berdasarkan perbedaan titik didih

ΔH_{12} : panas yang dibawa oleh keluaran Tangki Netralisasi-01 masuk Kolom Distilasi-01

ΔH_{13} : panas distilat

ΔH_{14} : panas produk bottom

ΔH_{15} : panas dari reflux reboiler

Q : panas yang dibawa oleh pemanas

Qloss : panas yang hilang

Kondisi Operasi:

Tin = 50°C

= 323,15°K

$$T_{top} = 64,85869416^{\circ}\text{C}$$

$$= 338,0086942^{\circ}\text{K}$$

$$T_{bottom} = 90,48198342^{\circ}\text{C}$$

$$= 363,6319834^{\circ}\text{K}$$

$$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C}$$

$$= 298,15^{\circ}\text{K}$$

Menghitung ΔH_{12}

$$\Delta T = 25$$

Komponen	n (kmol)	T in (K)	T ref (K)	Cp dT (kJ/kmol)	ΔH_{12} (kJ)
CH₃OH	961,1119	323,15	298,15	1.095,6014	1.052.995,525
C₄H₆O	56,6324	323,15	298,15	1.266,3663	71.717,37468
H₂O	155,8779	323,15	298,15	2.287,7928	356,616,3229
C₅H₈O₂	137,3142	323,15	298,15	4.413,9984	606.104,6749
NaOH	9,7963	323,15	298,15	2.190,8003	21.461,69993
Total					2.108.895,5977

Menghitung ΔH_{13} (Distilat)

$$\Delta T = 39,85969416$$

Komponen	n (kmol)	T out (K)	T ref (K)	Cp dT (kJ/kmol)	ΔH_{13} (kJ)
CH₃OH	905,3674	338,0086942	298,15	1570,8097	1.422.159,862
C₄H₆O	53,1712	338,0086942	298,15	710,9735	37.803,31803
H₂O	3,1176	338,0086942	298,15	1346,4578	4.197,660052
C₅H₈O₂	10,4388	338,0086942	298,15	-546,3758	-5703,515112
NaOH	0,0000	338,0086942	298,15	0,0000	0
Total					1.458.457,3250

Menghitung ΔH_{14} (Bottom)

$$\Delta T = 65,48198342$$

Komponen	n (kmol)	T out (K)	T ref (K)	Cp dT (kJ/kmol)	ΔH_{14} (kJ)
CH ₃ OH	55,7445	363,6319834	298,15	3.205,2350	178.674,1866
C ₄ H ₆ O	3,4612	363,6319834	298,15	4.065,5744	14.071,7799
H ₂ O	152,7603	363,6319834	298,15	5.924,8627	905.084,0227
C ₅ H ₈ O ₂	126,8754	363,6319834	298,15	25.622,9398	3.250.920,4437

NaOH	9,7963	363,6319834	298,15	5.737,3189	56.204,3998
Total					4.404.954,8327

Panas dari reflux reboiler

$$\Delta H_{15} = 8.628,904044 \text{ kJ}$$

Menghitung panas pemanas

$$\begin{aligned} Q &= \text{total panas keluar} - \text{panas masuk} \\ &= 6.075.164,6079 - 2.117.524,5018 \\ &= 3.957.640,1061 \text{ kJ} \end{aligned}$$

Menghitung Qloss

Asumsi Qloss sebesar 10% maka,

$$\begin{aligned} Q_{\text{loss}} &= 10\% \times \text{panas masuk} \\ &= 10\% \times 2.117.524,5018 \\ &= 211.752,4502 \text{ kJ} \end{aligned}$$

Neraca Panas Kolom Distilasi-01

Panas Masuk (kJ)		Panas Keluar (kJ)	
ΔH_{12}	2.108.895,5977	ΔH_{13}	1.458.457,3250
ΔH_{15}	8.628,904044	ΔH_{14}	4.404.954,8327
Q	3.957.640,1061	Qloss	211.752,4502
TOTAL	6.075.164,6079	TOTAL	6.075.164,6079

10. Kondensor

Fungsi : mengkondensasikan distilat dari Kolom Distilasi-01

ΔH_{13} : panas yang terkandung dalam gas masuk kondensor

ΔH_{16} : panas keluar kondensor

Q_v : panas laten

Q : panas yang terkandung dalam air pendingin masuk

Kondisi Operasi:

$$\begin{aligned} T_{in} &= 64,85869416^\circ\text{C} \\ &= 338,0086942^\circ\text{K} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} T_{out} &= 50^\circ\text{C} \\ &= 323,15^\circ\text{K} \end{aligned}$$

$$T_{ref} = 25^\circ\text{C}$$

$$= 298,15^{\circ}\text{K}$$

Menghitung ΔH_{13} (aliran masuk kondensor)

$$\Delta T = 38,85869416$$

Komponen	n (kmol)	T in (K)	T ref (K)	Cp dT (kJ/kmol)	ΔH_{13} (kJ)
CH₃OH	905,3674	323,15	363,6319834	1.570,8097	1422.159,8620
C₄H₆O	53,1712	323,15	363,6319834	710,9735	37.803,3180
H₂O	3,1176	323,15	363,6319834	1.346,4578	4.197,6601
C₅H₈O₂	10,4388	323,15	363,6319834	-546,3758	-5703,5151
Total					1.458.457,3250

$$L_v = L_{v,b} \cdot b \left(\frac{T_c - T}{T_c - T_b} \right)^{0,38} \quad \text{Persamaan 8.18 (Sinnott, 2005)}$$

L_v = panas laten pada temperature tertentu

$L_{v,b}$ = panas laten pada temperature boiling point T_b

T_b = normal boiling point

T_c = temperatur Kritis

T = temperatur operasi alat

1. $L_{v,b}$ Methanol

$$T_c = 512,598^{\circ}\text{K}$$

$$T_b = 337,799^{\circ}\text{K}$$

$$\begin{aligned} L_v &= 1.150,962 \text{ kJ/kg} \\ &= 35,92041695 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_v &= n \times L_v \\ &= \text{kmol} \times \text{kJ/kmol} \\ &= 32.521,1739 \text{ kJ} \end{aligned}$$

2. $L_{v,b}$ Metakrolein

$$T_c = 520^{\circ}\text{K}$$

$$T_b = 341,148^{\circ}\text{K}$$

$$\begin{aligned} L_v &= 401,2902 \text{ kJ/kg} \\ &= 5,725274286 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_v &= n \times L_v \\ &= \text{kmol} \times \text{kJ/kmol} \\ &= 304,4179 \text{ kJ} \end{aligned}$$

3. $L_{v,b}$ Air

$$\begin{aligned}
T_c &= 647,2099^\circ\text{K} \\
T_b &= 373,149^\circ\text{K} \\
L_v &= 2.406,5644 \text{ kJ/kg} \\
&= 133,6534711 \text{ kJ/kmol} \\
Q_v &= n \times L_v \\
&= \text{kmol} \times \text{kJ/kmol} \\
&= 416,6724332 \text{ kJ}
\end{aligned}$$

4. Lvb Metil Metakrilat

$$\begin{aligned}
T_c &= 562^\circ\text{K} \\
T_b &= 373,45^\circ\text{K} \\
L_v &= 342,658 \text{ kJ/kg} \\
&= 3,422473032 \text{ kJ/kmol} \\
Q_v &= n \times L_v \\
&= \text{kmol} \times \text{kJ/kmol} \\
&= 35.726,5605 \text{ kJ}
\end{aligned}$$

Panas laten total

Komponen	n (kmol)	Lv (kJ/kmol)	Qv (kJ)
CH3OH	905,3674	35,9204	32.521,1739
C4H6O	53,1712	5,7253	304,4197
H2O	3,1176	133,6535	416,6724
C5H8O2	10,4388	3,4225	35,7266
Total			33.277,9927

$$\begin{aligned}
Q_c &= Q_{in} + Q_v \\
&= 1.491.735,3177 \text{ kJ}
\end{aligned}$$

Menghitung ΔH_{16}

$$\Delta T = 25$$

ΔH out reflux dan keluaran

Komponen	n (kmol)	Cp.dT (kJ/kmol)	ΔH_{16} (kJ)
CH3OH	543,0693	1.095,601413	594.987,524
C4H6O	31,8939	1.266,366257	40.389,29631
H2O	1,8700	2.287,792789	4.278,205524
C5H8O2	6,2615	4.413,998428	27.638,45599

NaOH	0,0000	2.190,800308	2,34444E-58
Total			667.293,4818

Komponen	n (kmol)	Cp.dT (kJ/kmol)	ΔH_{16} (kJ)
CH3OH	362,2981	1.095,601413	396.934,2609
C4H6O	21,2774	1.266,366257	26.944,92714
H2O	1,2475	2.287,792789	2.854,120934
C5H8O2	4,1773	4.413,998428	18.438,45401
NaOH	0,0000		-
Total			352.062,2747

Neraca Panas Kondensor

Panas Masuk (kJ)		Panas Keluar (kJ)	
ΔH_{13}	1.458.457,3250	ΔH_{16}	1.112.465,245
Q_v	33277,99267	Q_{loss}	0,0000
		Q	379270,0729
TOTAL	1.491.735,3177	TOTAL	1.491.735,3177

11. Reboiler

Fungsi : memanaskan kolom distilasi

ΔH_{14} : panas yang terkandung produk bottom Kolom Distilasi masuk Reboiler

ΔH_{13} : panas yang dibawa produk kembali ke Kolom Distilasi-01

ΔH_{17} : panas yang dibawa produk keluaran Reboiler-01 masuk Cooler-01

Q_v : panas laten

Q : panas yang terkandung dalam pemanas

Kondisi Operasi:

T_{in} = 90,48198342°C

= 363,6319834°K

T_{out} = 90,48198342°C

= 363,6319834°K

T_{ref} = 25°C

= 298,15°K

Menghitung ΔH_{14} (aliran masuk reboiler)

$$\Delta T = 65,48198342$$

Komponen	n (kmol)	T in (K)	T ref (K)	Cp dT (kJ/kmol)	ΔH_{14} (kJ)
CH ₃ OH	55,7445	323,15	363,6319834	3.205,2350	178.674,1866
C ₄ H ₆ O	3,4612	323,15	363,6319834	4.065,5744	14.071,7799
H ₂ O	152,7603	323,15	363,6319834	5.924,8627	905.084,0227
C ₅ H ₈ O ₂	126,8754	323,15	363,6319834	25.622,9398	3.250.920,4437
NaOH	9,7963	323,15	363,6319834	5.737,3189	56.204,3998
TOTAL					4.404.954,8327

$$Lv = Lv \cdot b \left(\frac{T_c - T}{T_c - T_b} \right)^{0,38} \quad \text{Persamaan 8.18 (Sinnott, 2005)}$$

L_v = panas laten pada temperature tertentu

$L_{v,b}$ = panas laten pada temperature boiling point T_b

T_b = normal boiling point

T_c = temperatur Kritis

T = temperatur operasi alat

1. L_{vb} Methanol

$$T_c = 512,598^\circ\text{K}$$

$$T_b = 337,799^\circ\text{K}$$

$$L_v = 1.065,0015 \text{ kJ/kg}$$

$$= 33,23767243 \text{ kJ/kmol}$$

$$Q_v = n \times L_v$$

$$= \text{kmol} \times \text{kJ/kmol}$$

$$= 1852,8171 \text{ kJ}$$

2. L_{vb} Metakrolein

$$T_c = 520^\circ\text{K}$$

$$T_b = 341,148^\circ\text{K}$$

$$L_v = 374,4369 \text{ kJ/kg}$$

$$= 5,342153772 \text{ kJ/kmol}$$

$$Q_v = n \times L_v$$

$$= \text{kmol} \times \text{kJ/kmol}$$

$$= 18,4903 \text{ kJ}$$

3. L_{vb} Air

$$\begin{aligned}
T_c &= 647,2099^\circ\text{K} \\
T_b &= 373,149^\circ\text{K} \\
L_v &= 2317,4959 \text{ kJ/kg} \\
&= 128,7068699 \text{ kJ/kmol} \\
Q_v &= n \times L_v \\
&= \text{kmol} \times \text{kJ/kmol} \\
&= 19661,30477 \text{ kJ}
\end{aligned}$$

4. Lvb Metil Metakrilat

$$\begin{aligned}
T_c &= 562^\circ\text{K} \\
T_b &= 373,45^\circ\text{K} \\
L_v &= 324,8685 \text{ kJ/kg} \\
&= 8,1217125 \text{ kJ/kmol} \\
Q_v &= n \times L_v \\
&= \text{kmol} \times \text{kJ/kmol} \\
&= 1030,445428 \text{ kJ}
\end{aligned}$$

5. Lvb Natrium Hidroksida

$$\begin{aligned}
T_c &= 767,52^\circ\text{K} \\
T_b &= 661,41^\circ\text{K} \\
L_v &= 2.193,1906 \text{ kJ/kg} \\
&= 54,829765 \text{ kJ/kmol} \\
Q_v &= n \times L_v \\
&= \text{kmol} \times \text{kJ/kmol} \\
&= 537,1278977 \text{ kJ}
\end{aligned}$$

Panas laten total

Komponen	n (kmol)	Lv (kj/kmol)	Qv (kj)
CH3OH	55,7445	33,2377	1.852,8171
C4H6O	3,4612	5,3422	18,4903
H2O	152,7603	128,7069	19.661,3048
C5H8O2	126,8754	8,1217	1.030,4454
NaOH	9,7963	54,8298	537,1279
Total			23.100,1854

$$Q_c = Q_{in} + Q_v$$

$$= 4.428.055,0182 \text{ kJ}$$

Menghitung ΔH_{13}

$$\Delta T = 65,48198342$$

Komponen	n (kmol)	Cp dT (kJ/kmol)	ΔH_{13} (kJ)
CH ₃ OH	1,1149	2.562,1817	2.856,5502
C ₄ H ₆ O	0,0692	1.318,4640	91,2694
H ₂ O	3,0552	2.206,6691	6.741,8302
C ₅ H ₈ O ₂	2,5375	-418,0266	-1.060,7458
NaOH	0,1959	1.739,9902	340,9087
Total			8.628,9040

Menghitung ΔH_{17}

$$\Delta T = 65,48198342$$

Komponen	n (kmol)	Cp dT (kJ/kmol)	ΔH_{17} (kJ)
CH ₃ OH	54,6296	3.205,2350	175.100,7029
C ₄ H ₆ O	3,3920	4.065,5744	13.790,3443
H ₂ O	149,7051	5.924,8627	886.982,3422
C ₅ H ₈ O ₂	124,3379	25.622,9398	3.185.902,0348
NaOH	9,6004	5.737,3189	55.080,3118
Total			4.316.855,7361

Neraca Panas Reboiler

	Panas Masuk (kJ)		Panas Keluar (kJ)
ΔH_{14}	4.404.954,8327	ΔH_{13}	8.628,9040
Q _v	23.100,1854		
		ΔH_{17}	4.316.855,7361
Q	340.235,1238	Q _{loss}	442.805,5018
TOTAL	4.768.290,1420	TOTAL	4.768.290,1420

12. Cooler

Fungsi : mendinginkan produk keluaran reboiler

ΔH_{17} : panas yang terkandung pada produk keluaran Reboiler-01 masuk Cooler-02

ΔH_{18} : panas yang terkandung pada produk keluar Cooler-02

Q : panas yang terkandung dalam pendingin

Q_{loss} : panas yang hilang

Kondisi Operasi:

T_{in} = 90,48198342°C

= 363,6319834°K

T_{out} = 30°C

= 3030,15°K

T_{ref} = 25°C

= 298,15°K

Menghitung ΔH₁₇

ΔT = 65,48198342

Komponen	n (kmol)	T in (K)	T ref (K)	Cp dT (kJ/kmol)	ΔH ₁₈ (kJ)
CH ₃ OH	54,6296	363,631983	298,15	3.205,2350	175.100,7029
C ₄ H ₆ O	3,3920	363,631983	298,15	4.065,5744	13.790,3443
H ₂ O	149,7051	363,631983	298,15	5.924,8627	886.982,3422
C ₅ H ₈ O ₂	124,3379	363,631983	298,15	25.622,9398	3.185.902,0348
NaOH	9,6004	363,631983	298,15	5.737,3189	55.080,3118
TOTAL					4.316.855,7631

Menghitung ΔH₁₈

ΔT = 5

Komponen	n (kmol)	T in (K)	T ref (K)	Cp dT (kJ/kmol)	ΔH ₁₈ (kJ)
CH ₃ OH	54,6296	303,15	298,15	463,2173	25.305,3779
C ₄ H ₆ O	3,3920	303,15	298,15	474,9645	1.611,0696
H ₂ O	149,7051	303,15	298,15	722,7563	108.200,3243
C ₅ H ₈ O ₂	124,3379	303,15	298,15	474,1941	58.960,2928
NaOH	9,6004	303,15	298,15	700,6948	6.726,9206
TOTAL					200.803,9853

Menghitung Panas yang dibawa Pendingin

Q_{pendingin} = total panas masuk – panas keluar

= 4.316.855,7631 – 200.803,9853

= 4.116.051,7508 kJ

Menghitung kebutuhan pendingin

$$m \text{ pendingin} = \frac{Q \text{ pendingin}}{C_p \cdot dT \text{ air}}$$
$$m \text{ pendingin} = \frac{4.116.051,7508 \text{ kJ}}{15,3270 \text{ kJ/kg}}$$
$$m \text{ pendingin} = 268.549,7018 \text{ kg}$$

Neraca Panas Cooler-02

Panas Masuk (kJ)		Panas Keluar (kJ)	
ΔH_{17}	4.316.855,7631	ΔH_{18}	200.803,9853
		Q	4.116.051,7508
		Q _{loss}	0,000
Total	4.316.855,7631	Total	4.316.855,7631

LAMPIRAN C

SPESIFIKASI ALAT

1. Tangki Metakrolein

Kode : T-01

Fungsi : menyimpan bahan baku metakrolein

Data Kondisi Operasi:

Tekanan, P = 1 atm

Temperatur, T = 30°C

Lama persediaan = 1 bulan

Faktor keamanan = 10%

Perhitungan Desain:

a. Menentukan Laju Alir Volumetrik

Kebutuhan = 13871,2289 kg/jam (dari perhitungan neraca massa)

Densitas = 1390,20211491 kg/m³

Laju Alir Volumetrik = m/ρ
= 7184,10917 m³/bulan

Perhitungan densitas diperoleh dengan cara

$$A \cdot B^{-(1-T/T_c)^n}$$

Komponen	A	B	n	Tc	Density (gr/ml)
Metakrolein	0,27638	0,2446	0,2857	530	1,3902021

Density = 1390,2021491 kg/m³

Density = 86,7875 lb/ft³

b. Menghitung Bubble Point

P = 1 atm

= 760 mmHg

T = 68,4834°C

= 341,633°K

Komponen	A	B	C	D	E
C ₄ H ₆ O	1,0846	-1918,4	4,4532	-0,014392	0,000009018
H ₂ O	29,8605	-3152,2	-7,3037	2,4247E-09	0,000001809

Komponen	Fraksi	Psat	Ki	Zi.Ki
C ₄ H ₆ O	0,98	771,6281	1,0153	0,99499412
H ₂ O	0,02	218,9883	0,28814	0,005762851
TOTAL	1			1,0008

c. Kondisi desain

P operasi = 1 atm

P desain = 1,1 atm (faktor keamanan sebesar 10%)

T operasi = 30°C

T desain = 33°C (faktor keamanan sebesar 10%)

d. Konstruksi

Bahan : A238 M (API 650, Tabel 5-2. Permissible Plate Materials and Allowable Stresses

Product Design Stress, S_d : 137 Mpa

Hydrostatic Tens Stress, S_t : 154 Mpa

e. Dimensi

V operasi = 7.184,11 m³

V desain = 7.902,52 m³ (faktor keamanan 10%)

= 49.705,6 bbl

Dari appendix E, Item I, Brownell halaman 346, kapasitas tangki terbesar ukuran standar adalah 8390 bbl. Maka, perlu digunakan beberapa tangki.

Jumlah tangki = 49.705,6 bbl/6

= 8.248,27208 bbl

f. Tebal dinding shell setiap course

Penentuan tebal dinding shell dengan 1 foot method (API 650). Metode ini tidak digunakan untuk tangki yang diameternya lebih besar dari 61m (200ft). Ketebalan minimum pelat kulit yang disyaratkan harus lebih besar dari nilai yang dihitung dengan rumus berikut: Dalam satuan SI:

$$td = \frac{4.9D(H - 03)G}{S_d} + CA$$

$$tt = \frac{4.9D(H - 03)}{S_t}$$

Dimana:

- t_d : design shell thickness, mm
 t_t : hydrostatic test shell thickness, mm
D : nominal tank diameter, m
H : design liquid level, m
G : design specific gravity
CA : corrosion allowance
 S_d : allowable stress for the design condition, MPa
 S_t : allowable stress for hydrostatic test condition, MPa

Dari tabel A-1a dan 5-2a (API 650), diketahui:

- Diameter tangki, D = 18 m
Tinggi tangki, H = 5,4 m
Specific gravity = 1,3902 g/ml
 S_d = 137 MPa
 S_t = 154 MPa
Tinggi course = 1,8 m

Corrosion Allowance

Asumsi,

- shell = 2 mm
bottom = 3 mm (harus lebih tebal)
roof = 2 mm

Maka, dihasilkan

Course	H(m)	t_d (mm)	t_t (mm)	Minimum plate thickness (mm)
1	5,4	6,56453	2,92091	7
2	3,6	4,95352	1,89	6
3	1,8	4,34251	0,859	6

g. Tebal Head

Dari perhitungan sebelumnya, diketahui:

$$V \text{ desain} = 1317,09 \text{ m}^3$$

$V < 2000 \text{ m}^3$ maka, dipilih head jenis *conical roof*

$$\text{Slope} = 0,75$$

$$\text{degree} = 36,8699$$

$$\sin \alpha = 0,6$$

$$\begin{aligned} \text{Minimal Thickness} &= D / (4,8 \times \sin \alpha) \\ &= 6,25 \text{ mm} \end{aligned}$$

$$\text{Maximum Thickness} = 12,5 \text{ mm}$$

RESUME

Nama Alat	: Tangki Metakrolein
Kode	: T-01
Jumlah	: 6 buah
Fungsi	: Menyimpan bahan baku metakrolein
Tipe	: Silinder Vertikal dengan dasar rata (<i>flat bottom</i>) dan atap berbentuk <i>conical</i>
Kapasitas/m	: 254 m ³
Tekanan	: 1 atm
Temperatur	: 30°C
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel</i> tipe A283
Jumlah tangki	: 6 buah
Diameter tangki	: 18 m
Tinggi shell	: 5,4 m
Tebal dinding	: 6 mm
Jumlah <i>course</i>	: 3

2. Pompa Baku Metakrolein

Kode : P-01

Fungsi : menyimpan bahan baku metakrolein

a. Data

Suhu = 30°C

Komposisi umpan

Komponen	kg/jam	BM	Fraksi	kmol/jam	%mol
C ₄ H ₆ O	13593,91212	70,091	0,98	193,9466	0,926404763
H ₂ O	277,426778	18,006	0,02	15,40746	0,073595237
TOTAL	13871,3389		1	209,3541	1

b. Kondisi Operasi

P1 = 1 atm

P2 = 5,9214 atm

Z1 = 1 m

Z2 = 9,30845

1. Densitas = 838,2 kg/m³
= 52,3287 lb/ft³

2. Viskositas = 0,41075 cP
= 0,99365 lb/ft.jam
= 0,00041 kg/m.s

3. Kecepatan massa aliran

Debit pompa = 16,5489 m³/jam
= 0,0046 m³/jam
= 0,1623 ft³/detik
= 72,863 gpm

Kecepatan massa aliran = 13871,3 kg/jam
= 3,85

4. Menentukan titik pemompaan

Titik 1 *suction* = 5,4 m

Tinggi alat = 1

Tinggi *suction head* = 1 atm

Tekanan permukaan = 0,43775 m

Tekanan hidrostatik	= 1,43775 m
Tekanan total	= 1,43775 m
	= 145682,6 Pa
Titik 2 <i>discharge</i>	= 9,3118 m
Tinggi <i>discharge head</i>	= 0,29043 atm
<i>Pressure Drop</i> Alat	= 6,21183 atm
	= 629413,6 Pa

5. Pemilihan Pipa

Dalam buku “*Chemical Process Equipment Selection and Design*” Walas (1990), untuk memilih ukuran pipa optimum digunakan persamaan berikut:

$$D_{opt} = 3,9 \cdot Q^{0,45} \cdot \rho^{0,13}$$

Dengan:

- D_{opt} : Diameter optimum, in
L : Laju alir fluida, ft³/detik
ρ : Densitas fluida, lb/ft³

dari perhitungan didapat

$$D_{opt} = 2,87868 \text{ in}$$

$$= 73,1184 \text{ m}$$

Dari Tabel 11. “*Process Heat Transfer*” Kern, 1983, halaman 844 maka dipilih pipa dengan:

$$N = 3$$

$$Sch = 40$$

$$OD = 3,5 \text{ in}$$

$$ID = 3,068 \text{ in} = 0,077927 \text{ m}$$

$$A_t = 7,38 \text{ in}^2 = 0,00476 \text{ m}^2$$

6. Kecepatan Linear Cairan dalam Pipa

Kecepatan linier dihitung menggunakan persamaan berikut:

$$v_1 = \frac{Q}{A_t}$$

$$= \frac{0,004597 \text{ m}^3/\text{detik}}{0,0047601 \text{ m}^2}$$

$$= 0,9657 \text{ m/detik}$$

$$v_2 = v_1$$

7. Bilangan Reynold

Bilangan Reynold dihitung dengan menggunakan persamaan berikut:

$$\begin{aligned} \text{NRe} &= \frac{\rho \cdot v \cdot d}{\mu} \\ &= \frac{838,20 \times 0,9657 \times 0,078}{0,00041} \\ &= 153.570,5189 \end{aligned}$$

8. Bahan Konstruksi Pipa

Dipilih bahan pipa : *Commercial Steel*

Dari figure 125 dan figure 126 “*Unit Operation*” Brown (1950). Halaman 141 didapatkan.

$$\text{ID} = 3,068 \text{ in}$$

$$\text{NRe} = 153.570,5189$$

$$\varepsilon/D = 0,0006$$

$$f = 0,0175$$

9. Panjang Ekuivalen Pipa

Dari figure 127 ‘*Unit Operations*’, Brown (1950), halaman 141 didapatkan

Equivalent Lenght	Jumlah	Le (ft)	sig Le (ft)	sig Le (m)
Sudden enlargement	1	5,5	5,5	1,6775
Sudden Construction	1	2,5	2,5	0,7625
Globe Valve	1	60	60	18,3
Elbow	3	5,5	22	6,71
Panjang Pipa Lurus				9,308452
Total Panjang (L+Le)				36,75845

10. Menghitung *Head* Pompa

$$\frac{P1}{\gamma} + z1 + \frac{v^2}{2g} + hf + hman = P2 + z2 + \frac{v2^2}{2g}$$

Dengan:

g : Percepatan gravitas normal, m/s²

hf : head kereta friksi, m

hman : *Head* Pompa

P1 : Tekanan pada titik 1 (*Suction*), Pa

P2 : Tekanan pada titik 2 (*Discharge*), Pa

v1 : Kecepatan linier pada titik 1, m/s

v_2 : Kecepatan linier pada titik 2, m/s

z_1 : Elevasi titik, m

z_2 : Elevasi titik, m

Pressure Head

$$\begin{aligned} H_p &= \frac{P_2 - P_1}{\rho \cdot g} \\ &= \frac{629.413,609 \text{ Pa} - 145.682,252 \text{ Pa}}{838,2004 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2} \\ &= 58,8844 \text{ m} \end{aligned}$$

Velocity Head

$$\begin{aligned} H_v &= \frac{v_2^2 - v_1^2}{2g} \\ &= \frac{0,9326 - 0,9326}{19,6} \\ &= 0 \end{aligned}$$

Static Head

$$\begin{aligned} H_s &= z_2 - z_1 \\ &= 9,308 \text{ m} - 1 \text{ m} \\ &= 8,308 \text{ m} \end{aligned}$$

Friction Head

$$\begin{aligned} H_f &= \frac{f \cdot v_1^2 \cdot (L + L_e)}{2 \cdot g \cdot id} \\ &= \frac{0,0175 \times 0,93261 \times 36,758}{2 \times 0,078 \times 9,8} \\ &= 0,39278 \text{ m} \\ &= 1,2886 \text{ ft} \end{aligned}$$

Total Head

$$\begin{aligned} H &= H_p + H_v + H_s + H_f \\ &= 58,8884 + 0 + 8,308 + 0,39278 \\ &= 221,751 \text{ ft} \end{aligned}$$

11. Jenis Pompa

$$Q = 0,275815 \text{ m}^3/\text{menit}$$

$$H = 67,590 \text{ m}$$

Berdasarkan figure 5.6 “*Chemical Engineering Design*” Sinnott (1983) halaman 200, didapatkan

Jenis pompa = *Centrifugal Single Stage*

Putaran pompa = 3500 rpm

12. Menentukan Tipe Impeller

Berdasarkan buku “*Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*” Volume 1, Ludwig (1999), halaman 194, untuk pipa sentrifugal, *single suction*

$$N_s = \frac{n \cdot \sqrt{Q}}{H^{0,75}}$$

Dengan,

n : Putaran pompa, rpm

Q : Debit, gpm

H : *Head* pompa, ft

Ns : *Specific Speed*

n : 3500 rpm

Q : 72,8635 gpm

H : 221,751 ft

Sehingga

Ns = 519,9050501

Dari nilai *specific speed* dipakai jenis pompa sentrifugal dengan jenis *Impeller Radial-Vane Field*.

13. Net Positive Suction Head (NPSH)

Dari buku “*Chemical Properties Handbook*”, Yaws (1999), untuk menghitung tekanan uap digunakan persamaan dan data berikut:

$$\log_{10} P = A + \frac{B}{T} + C \log_{10} T + DT + ET^2$$

Komponen	A	B	C	D	E
C4H6O	1,0846	-1918,4	4,4532	-0,01439	0,000009018
H2O	29,8605	-3152,2	-7,3037	2,42E-09	0,000001809

Suhu = 30°C

Tekanan = 0,2318856 atm
= 176,233783 mmHg

Komponen	Fraksi mol	pi	ki	yi
C4H6O	0,926404763	187,7223	1,0652	0,9868
H2O	0,073595237	31,8649	0,1808	0,0133

NPSH available

Untuk menghitung besarnya NPSHA digunakan persamaan berikut:

$$NPSHA = S + (Pa - Pv) \cdot \frac{2,31}{spgr} - Hf$$

Dengan,

$$\begin{aligned} Spgr &= \frac{\rho}{\rho_{air}} \\ &= \frac{52,329 \text{ lb/ft}^3}{62,4 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 0,8386 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} S &= 1 \text{ m} \\ &= 3,280839 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} NPSHA &= 3,280839 + \frac{(14,7 - 3,408723) \cdot 2,31}{0,8386} - 1,2886 \\ &= 33,095 \text{ ft} \\ &= 10,08735 \text{ m} \end{aligned}$$

NPSH Required

Untuk menghitung besarnya NPSHr digunakan persamaan berikut:

$$NPSHr = \left(\frac{N}{1200} \right)^{\frac{4}{5}} \cdot Q^{\frac{2}{3}}$$

$$\begin{aligned} N &= 3500 \text{ rpm} \\ Q &= 0,005 \text{ m}^3/\text{detik} \\ NPSHr &= 0,99767 \text{ m} \\ &= 3,2732 \text{ ft} \end{aligned}$$

Syarat $NPSHa > NPSHr$, maka tidak terjadi kavitasasi

14. Menentukan Break Horse Power (BHP) dan Daya Pompa

Untuk menghitung besarnya BHP digunakan persamaan berikut:

$$BHP = \frac{Q \cdot H \cdot \rho}{eff}$$

Dari fig. 10.63, "Chemical Engineering Design Principles, Practice, and Economics of Plant and Process Design", Towler dan Sinnott (2008), halaman 625, diperoleh

$$\begin{aligned} Q &= 16,5489 \text{ m}^3/\text{jam} \\ eff &= 0,5 \end{aligned}$$

maka

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= 3767,5775 \text{ lb.ft/detik} \\ &= 6,8495 \text{ HP} \end{aligned}$$

Dari figure 14.38 “Plant Design and Economics for Chemical Engineer”, Peters and Timmerhaus (1991) didapatkan

$$\text{Efisiensi motor} = 85\%$$

$$\begin{aligned} \text{Daya yang diperlukan} &= \frac{\text{BHP}}{\text{Efisiensi Motor}} \\ &= \frac{6,8495}{85\%} \\ &= 8,058 \text{ HP} \end{aligned}$$

RESUME

Nama Alat	: Pompa-01
Kode	: P-01
Jumlah	: 1 buah
Fungsi	: Mengalirkan bahan metakrolein ke reaktor
Tipe	: <i>Centrifugal Pump</i>
Kapasitas/m	: gal/menit
Densitas	: 0,00041 kg/m.s
Laju Alir Massa	: 3,85315 kg/detik
Viskositas	: 0,41075 cP
Tekanan Uap	: 176,233 mmHg
Daya Pompa	: 8 HP
Total <i>Head</i>	: 221,751 ft
Bahan Konstruksi	: <i>Commercial Steel</i>
NPS	: 3 in
SN	: 40
ID	: 3,068 in
At	: 7,38 in ²
OD	: 3,5 in
<i>Velocity</i>	: 0,9657 m/detik
<i>Impeller</i>	: <i>Radial-Vane Field</i>

3. Heater

Kode : H-03

Fungsi : memanaskan umpan sebelum masuk reaktor

Data:

Hot Fluid:

T1 = 150°C, 423,15°K

T2 = 150°C, 423,15°K

Cold Fluid:

t1 = 30°C, 303,15°K

t2 = 80°C, 353,15°K

1. Mencari Properti Fluida

a. Mencari Tavg (suhu rata-rata)

Cold fluid

$$t_{avg} = (t1+t2)/2$$

$$= 30°C = 328,15°K$$

Hot Fluid

$$T_{avg} = (T1+T2)/2$$

$$= 150°C = 423,15°K$$

Mencari *properties* fluida (Cp, k, μ)

b. Mencari nilai k (*thermal conductivity*), data diperoleh dari (Yaws, 1999)

Fase liquid

$$\log_{10}k_{liquid} = A + B\left(1 - \left(\frac{T}{C}\right)^{\frac{2}{7}}\right)$$

Komponen	A	B	C
C ₄ H ₆ O	-1,647	0,9896	530
CH ₃ OH	-1,1793	0,6191	512,58
H ₂ O	-0,2758	0,004612	-5,5391E-06

Komponen	Massa	BM	kmol	Yi	k(w/mK)
C ₄ H ₆ O	12.112,792	70,091	193,946614	0,161617	0,127075
CH ₃ OH	14.104,692	32,042	988,0392555	0,823342	0,191866
H ₂ O	268,389	18,006	18,04877529	0,0150402	3,096909
TOTAL	26485,872		1200,034645	1	

Komponen	Yi*k
C ₄ H ₆ O	0,0205375
CH ₃ OH	0,157972
H ₂ O	0,046578
TOTAL	0,225087

$$\begin{aligned} K_{thv} &= 0,225087 \text{ w/mK} \\ &= 1,6859264 \text{ Btu/ft}^2, \text{ fr}^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Fase gas

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

Komponen	A	B	C
H ₂ O	0,00053	0,000047093	4,9551E-08

Komponen	k
H ₂ O	0,029329803

$$\begin{aligned} K_{thv} &= 0,0293298 \text{ w/mK} \\ &= 0,203493 \text{ Btu/ft}^2, \text{ fr}^\circ\text{F} \end{aligned}$$

c. Mencari *specific heat of liquid*

$$C_p \text{ liquid} = A + BT + CT^2 + DT^3$$

Komponen	A	B	C	D
C ₄ H ₆ O	42,511	0,68698	-0,0021841	2,9238E-06
CH ₃ OH	40,152	0,31046	-0,0010291	1,4598E-06
H ₂ O	92,053	-0,039953	-0,00021103	5,3469E-07

Komponen	Massa	BM	Kmol	yi	Cp (kJ/kmol)
C ₄ H ₆ O	13593,91212	70,091	193,946614	0,161617512	136,069667
CH ₃ OH	31658,75382	32,042	988,0392555	0,823342276	82,7969417
H ₂ O	324,9862479	18,006	18,04877529	0,015040212	75,1120003
TOTAL	45577,65219		1200,034645	1	

Komponen	kJ/kg°C	yi*Cp
----------	---------	-------

C4H6O	1,941328653	21,99124
CH3OH	2,584012913	68,17022
H2O	4,171498405	1,1297
TOTAL		91,29116

Cp liquid = 91,29116 J/mol
= 2,50402 J/kg°C
= 0,0006 Btu/lb°F

Specific heat of gas

$$Cp \text{ gas} = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

Komponen	A	B	C	D	E
H2O	33,933	-0,0084186	0,000029906	-1,7825E-08	3,6934E-12

Komponen	Cp
H2O	34,49337408

Cp gas = 34,49337 j/mol
= 1,9157 J/kg°K
= 0,00456548 Btu/lb°F

d. Mencari nilai viskositas

Viskositas liquid

$$\log_{10} \mu \text{ liquid} = A + \frac{B}{T} + CT + DT^2$$

Komponen	A	B	C	D
C4H6O	-2,0243	411,52	0,00225	-4,4668E-06
CH3OH	-9,0562	1254,2	0,022383	-0,000023538
H2O	-10,2158	1792,5	0,01773	-0,000012631

Komponen	Massa	BM	Kmol	yi	μ (cP)	yi*μ (cP)
C4H6O	13593,91212	70,091	193,9466	0,1616	0,3069745	0,049612455
CH3OH	31658,75382	32,042	988,0392	0,8233	0,37686447	0,310288451
H2O	324,9862479	18,006	18,0487	0,0150	0,50652837	0,007618294
TOTAL	45577,65219		1200,03464	1		0,3675192

Viskositas liquid campuran = 0,3675192 cP

Viskositas gas

$$\mu_{gas} = A + BT + CT^2$$

Komponen	A	B	C
H2O	-36,826	0,429	-0,0000162

Komponen	μ (mP)
H2O	141,8046441

Viskositas gas = 141,8046441 mP

= 14,18046441 cP

2. Menghitung LMTD

Hot Fluid (°F)		Cold Fluid (°F)	ΔT
302	Higher	176	126
302	Lower	86	216

$$LMTD = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{2,3 \log \left(\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1} \right)}$$

$$LMTD = 167,1646396^\circ F$$

Menghitung luas perpindahan panas

$Q = 3.087.715,562$ kJ (didapat dari perhitungan neraca panas heater-01)

= 2.926,589672

$U_D = 100$ Btu/jam.ft²°F, tabel 8 Kern "Process Heat Transfer"

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta T}$$

$$A = 184,7110471 \text{ ft}^2$$

Karena $A < 200$ ft², maka digunakan *Double Pipe Heat Exchanger* dengan spesifikasi sebagai berikut:

3. Trial ukuran *Double Pipe Heat Exchanger* dan Panjang Pipa pada *Double Pipe Heat Exchanger*

$\alpha_{an} = 3,14$ in²

= 0,021805556

$d_e = 1,14$ in

$$= 0,095 \text{ ft}$$

$$d_e = 0,53 \text{ in}$$

$$= 0,044167$$

Pipe length:

Panjang tabung standart, 6 ft, 8 ft, 10ft, 12ft, 16ft, 24ft, Toweler dan Sinnott, *Chemical Engineering Design Principles*, Mc Graw Hill New York, 2008, halaman 805.

ditrial menggunakan ukuran 12 ft.

detail ukuran pipa:

$$trial = 4 \times 3 \text{ in}$$

$$NPS = 3 \text{ in}$$

Diameter luar

$$d_{op} = 4,5 \text{ in}$$

$$= 0,375 \text{ ft}$$

Diameter dalam

$$d_{ip} = 4,026 \text{ in}$$

$$= 0,335 \text{ ft}$$

Flow area

$$a_p = 12,7 \text{ in}^2$$

$$= 0,0881944 \text{ ft}^2$$

Luas/satuan panjang

$$a'' = 1,178 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

4. Evaluasi Perpindahan Panas

Laju alir massa fluida dingin lebih besar, maka fluida dingin akan berada dalam *inner pipe*, sedangkan fluida panas akan berada di *annulus*.

Annulus

a. Menghitung Bilangan Reynold (*Annulus*)

$$NRe = \frac{G_{an} \times D_e}{\mu \times 2,42}$$

$$G_{an} = \frac{m}{A_{an}}$$

$$G_{an} = 66.992,5923$$

$$G_{ap} = 516.785,9776$$

$$NRe = 185,457515$$

$$NRe = 194.943,0906$$

b. Mencari faktor panas jH

jH didapat dari Figure 24, "Process Heat Transfer" Kern (1965), halaman 834
didapat

$$jH_{annulus} = 1,5$$

$$jH_{inner\ pipe} = 400$$

c. Menghitung $\left(\frac{Cp \cdot \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}}$

$$Annulus = 0,317097$$

$$Inner\ pipe = 0,050706$$

d. Menghitung Koefisien Perpindahan Panas (h_o)

Annulus

$$h_o = jH \times \left(\frac{k}{de}\right) \times \left(\frac{Cp \cdot \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} \times \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$$

$$h_o_{annulus} = 1500 \text{ Btu/hr.ft}^\circ\text{F}$$

Inner Pipe

$$h_o = jH \times \left(\frac{k}{de}\right) \times \left(\frac{Cp \cdot \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} \times \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$$

$$h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD}$$

$$h_i_{inner\ pipe} = 101,9229064$$

$$h_{io_{inner\ pipe}} = 91,18702693$$

5. Mencari *Clean Overall Coefficient* (U_c)

$$U_c = \frac{h_o \times h_{io}}{h_o + h_{io}}$$

$$U_c = 85,96132201$$

6. Menghitung *Design Overall Coefficient* (U_d)

$$\frac{1}{U_d} = \frac{1}{U_c} + R_{dmin}$$

$$\frac{1}{U_d} = 0,0216$$

$$U_d = 46,2253$$

Rd = faktor kekotoran/ *fouling factor/ dirt*

$$\text{Asumsi } R_{d\ min} = 0,01 \text{ J.ft}^2 \cdot \text{ }^\circ\text{F/Btu}$$

7. Menghitung jumlah *Hairpin* dan *Required Length*

$$L = A/\alpha''$$

$$L = 156,8005493 \text{ ft}$$

Panjang Pipa (ft)	Hairpin (buah)	Pembulatan hair pin (buah)	L baru (ft)
12	6,533356221	7	168

1 hairpin = 2x panjang pipa

Jika panjang pipa 12 ft, maka

1 hairpin = 24 ft

Jumlah hairpin = luas hasil perhitungan/panjang 1 hairpin

$$\begin{aligned}
 n &= L/24 \text{ ft} \\
 &= 6,53345 \\
 &= 7
 \end{aligned}$$

8. Menentukan *actual design*

$$\begin{aligned}
 A_{\text{actual}} &= L_{\text{baru}} \times a'' \\
 &= 197,904 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Rd &= \frac{Uc - Ud}{Uc \cdot Ud} \\
 Rd &= 0,010
 \end{aligned}$$

Nilai Rd perhitungan sama dengan nilai Rd asumsi

9. Menghitung *Pressure Drop* (ΔP)

a. Menghitung bilangan reynold

annulus

$$NRe = 185,4575$$

Inner pipe

$$NRe = 194.943,0906$$

b. Menghitung Friksi

$$f = 0,0035 + \left(\frac{0,264}{NRe^{0,24}} \right)$$

Friksi *annulus*

$$F = 0,03294$$

Friksi *inner pipe*

$$F = 0,00508$$

c. Menghitung Densitas Fluida

Densitas fluida di *annulus*

Jenis *steam* = *saturated steam*

Suhu masuk = 150°C

$$\text{Rapat massa} = 0,393 \text{ m}^3/\text{kg}$$

$$\text{Densitas} = 2,548 \text{ kg/m}^3$$

$$= 0,159 \text{ lb/ft}^3$$

Densitas fluida di *inner pipe*

Komponen	A	B	n	Tc	ρ (gr/ml)	ρ (kg/m ³)	ρ (lb/ft ³)
Methanol	0,2719	0,27192	0,2331	512,58	0,7588831	758,8831	47,3755
Metakrolein	0,2763	0,2446	0,2857	530	0,8047224	804,7223	50,2372
H2O	0,3471	0,274	0,28571	647,13	0,9995677	999,5676	62,4009

Komponen	kmol	yi	ρ (lb/ft ³)	Campuran (lb/ft ³)
Methanol	193,9466	0,1616	47,375525	7,656714496
Metakrolein	988,0393	0,8233	50,237176	41,36239082
H2O	18,0488	0,0150	62,400971	0,938523824
TOTAL	1200,0346	1,0000		49,95762914

$$\rho \text{ fluida } \textit{inner pipe} = 49,9576 \text{ lb/ft}^3$$

d. Mencari (ΔP)

Annulus

$$\Delta Fa = \frac{4 \times f \times Gan^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times de'}$$

$$\Delta Fa = 6,9098 \text{ ft}$$

$$V = \frac{Gan}{3600\rho}$$

$$V = 0,298 \text{ ft/s}$$

$$Ft = n \left(\frac{V^2}{2g} \right)$$

$$Ft = 7,4465E - 09$$

$$\Delta Pa = \frac{(\Delta Fa + Ft) \times \rho}{144}$$

$$\Delta Pa = 0,0076 \text{ Psi}$$

$\Delta Pa < 2 \text{ Psi}$, jika annulus berisi steam

Inner Pipe

$$\Delta Fp = \frac{4 \times f \times Gap^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times de'}$$

$$\Delta Fp = 13,035 \text{ ft}$$
$$\Delta Pp = \frac{(\Delta Fa + Ft) \times \rho}{144}$$

$$\Delta Pp = 4,5223 \text{ Psi}$$

$\Delta Pa < 10 \text{ Psi}$, jika inner pipe berisi liquida

RESUME

Nama Alat	: Heater
Kode	: T-01
Jumlah	: 1 buah
Fungsi	: Memanaskan keluaran MP-01 sebelum masuk reaktor (R-01)
Tipe	: <i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Rd <i>Calculated</i>	: 0,01
Uc	: 85,96 Btu/jam ft ² , °F
U _D	: 46,225 Btu/jam ft ² , °F
IPS	: 4 in
SN	: 40
OD	: 4,5 in
ID	: 4,026 in
a _p	: 0,0882 ft ²
a''	: 1,178 ft ² /ft
ΔP annulus	: 0,007 Psi
ΔP pipe	: 4,523 Psi

4. Reaktor

Kode : R-01

Fungsi : Mereaksikan umpan metakrolein, methanol, dan oksigen

Tipe : *Trickle Bed Reactor*

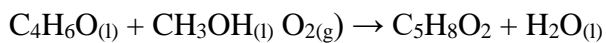
a. Data Kondisi Operasi

$$T = 80^{\circ}\text{C} = 353,15^{\circ}\text{K}$$

$$P = 6 \text{ bar} = 600 \text{ kPa}$$

$$\text{Konversi} = 70,8\% \text{ (US.Patent 2018/9,963,417 B2)}$$

Reaksi:



b. Laju Alir Volumetrik

$$\begin{aligned} Q_{a(g)} &= \frac{W_a}{\rho_a} \\ &= \frac{13.871,339 \text{ kg/jam}}{773,4633 \text{ kg/m}^3} \\ &= 17,934 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{b(g)} &= \frac{W_b}{\rho_b} \\ &= \frac{31.706,313 \text{ kg/jam}}{733,325 \text{ kg/m}^3} \\ &= 43,236 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{c(g)} &= \frac{W_c}{\rho_c} \\ &= \frac{2.659,8393 \text{ kg/jam}}{6,536 \text{ kg/m}^3} \\ &= 406,9495 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{(d)} &= \frac{W_t}{\rho_c} \\ &= \frac{48.237 \text{ kg/jam}}{706,193 \text{ kg/m}^3} \\ &= 68,3063 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

c. Konsentrasi Umpan

$$\text{Laju alir umpan (} W_a \text{)} = 13.593,91 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Laju alir molar (} F_{a0} \text{)} = 193,9466 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Desnitas (} \rho \text{)} = 773,4633 \text{ kg/m}^3$$

Konsentrasi (C_{A0})

$$C_{A0} = \frac{F_{a0}}{Q_f}$$

$$= \frac{193,9466 \text{ kmol/jam}}{68,30639 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 2,8393 \text{ kmol/m}^3$$

Konsentrasi, C_A

$$C_A = CA_0(1 - X_A)$$

$$= 0,829094 \text{ kmol/m}^3$$

d. Mencari Volume Reaktor

Data:

Mass flow rate (w)	= 48237 kg/jam
Densitas (ρ_a)	= 783,5141 kg/m ³
Volumetric flowrate	= 61,56434 m ³ /jam
Konversi	= 70,80%
Katalis	= Pd/Al ₂ O ₃
Porositas	= 0,3
Diameter	= 2 mm
Densitas	= 0,56 g/ml
BM katalis	= 106/42 kg/kmol

Asumsi:

Steady state

Material Balance

Input = Output + *Disappearance by reaction* + *Accumulation*

$$F_{A0} = (F_{A0} + dF_A) + (-r_A \cdot dV) + 0$$

$$-d[F_{A0}(1-X_A)] = -r_A \cdot dV$$

Diketahui:

$$V_k = F_{A0} \int_0^{X_{Af}} \frac{dX_A}{k[CA]}$$

$$V_k = F_{A0} \int_0^{X_{Af}} \frac{dX_A}{k \cdot (CA_0(1-X_A))}$$

$$V_k = \frac{F_{A0}}{k \cdot CA_0} \int_0^{X_{Af}} \frac{dX_A}{(1-X_A)}$$

$$V_k = \frac{F_{A0}}{k \cdot CA_0} \ln \left(\frac{1}{1-X_A} \right)$$

$$V_k = 12,398 \text{ m}^3$$

$$\text{Sehingga volume reaksi} = V_k / (1-\theta)$$

$$= 17,7107 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume reaktor} = V_{\text{reaksi}} + V_{\text{katalis}}$$

$$\begin{aligned}
&= 30,108 \text{ m}^3 \\
\text{Faktor keamanan} &= 10\% \\
\text{Volume total reaktor} &= 33,1192 \text{ m}^3 \\
\text{Berat katalis (wk)} &= \rho_{\text{bluk}} \cdot V_k \\
\rho_{\text{bluk}} &= (1 - \theta) \times \rho_k \\
&= 392 \text{ kg/m}^3 \\
\text{Sehingga, wk} &= \rho_{\text{bluk}} \times V_k \\
&= 4859,838 \text{ kg} \\
\text{Residence time} & \\
Q_s &= 0,0092 \text{ m}^3/\text{s} \\
t &= V_{\text{rt}} / Q_s \\
&= 33,1192 \text{ m}^3 / 0,0092 \text{ m}^3/\text{s} \\
&= 3599,909 \text{ detik} \\
&= 1 \text{ jam}
\end{aligned}$$

Luas permukaan terluar partikel solid per satuan volume, ac :

$$\begin{aligned}
ac &= \frac{6(1-\theta)}{dp} \\
&= \frac{6(1-0,3)}{dp} \\
&= \frac{4,2}{2} \\
&= 2,1 \text{ mm}^{-1} \\
&= 0,21 \text{ cm}^{-1}
\end{aligned}$$

e. Koefisien Transfer Massa Reaktan ke Permukaan luar katalis

$$\begin{aligned}
\text{Superficial Velocity } U^{0,67} &= \frac{2,334 \times 10^{-3} \times (1-\theta)^{0,67}}{dp} \\
&= 0,918939 \text{ m/s} \\
\text{Reynold Number} &= \frac{dp \times U \times \rho}{\mu} \text{ (Missen, Persamaan 21.3-8. Halaman 517)} \\
&= \frac{0,002 \text{ m} \times 0,91894 \text{ m/s} \times 706,193 \text{ kg/m}^3}{0,000261 \text{ kg/m.s}} \\
&= 4.974,799 \\
\text{Koefisien Perpindahan, Jd} &= 1,17 \times NRe^{-0,415} \\
&= 1,17 \times 4.974,799^{-0,415} \\
&= 0,0342 \\
\text{Schmidt Number, Sch} &= \frac{\mu}{\rho \times dp} \\
&= 0,000185
\end{aligned}$$

Koefisien Transfer Massa Reaktan ke Permukaan Katalis, kg

$$\begin{aligned}G &= U \times \rho \\ &= 0,91893 \text{ m/s} \times 706,193 \text{ kg/m}^3 \\ &= 648,948985\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}k_g &= \frac{DG}{\rho} \left(\rho \cdot \frac{D}{\mu} \right)^{\frac{2}{3}} \quad (\text{Syarifuddin Ismail, Persamaan 181}) \\ &= 9,6895 \text{ m/s}\end{aligned}$$

f. Menghitung Ukuran Kolom Reaktor

Perbandingan tinggi kolom terhadap diameter kolom (H/D) berada pada range 4-10 (Perry's ed 7, Hal. 23-49) terdiri dari silinder shell dengan dua tutup ellipsoidal, ditentukan dimensi :

Diameter Reaktor

$$\begin{aligned}\frac{H}{D_R} &= 4 \\ h &= \frac{D_R}{4}\end{aligned}$$

Keterangan:

H = Tinggi Silinder

h = tinggi ellipsoidal

D_R = diameter reaktor (Walas, Hal 625)

V_R = $V_{\text{silinder}} + V_{\text{ellipsoidal}}$

$$= \frac{\pi}{4} D_R^3 + \left(\frac{\pi}{12} D_R^3 \right)$$

$$D_R = \sqrt[3]{\frac{12 V_R}{13\pi}}$$

$$\begin{aligned}D_R &= \sqrt[3]{\frac{12 (48,049)}{13\pi}} \\ &= 2,0685 \text{ m}\end{aligned}$$

Tinggi Silinder, H

$$H = 4 \times D_R$$

$$H = 2,0685 \text{ m}$$

Tinggi Ellipsoidal, h

$$h = D_R/4$$

$$h = 0,517 \text{ m}$$

Tinggi Reaktor, H_R

$$H_R = H + 2h$$

$$= 9,308 \text{ m}$$

Menghitung ketebalan dinding reaktor, t

Tebal dinding silinder

$$t = \frac{Pr}{SE-0,6P} + C \text{ (tabel 4, Peter, 1991, Halaman 537)}$$

Tebal dinding *head*

$$t = \frac{PD}{25E-0,2P} + C \text{ (tabel 4, Peter, 1991, Halaman 537)}$$

keterangan:

t = Tebal dinding, in

P = Tekanan design = 92,6 Psi

r = Jari-jari kolom = 1,20865 m = 47,5845 in

S = Tekanan kerja dizinkan = 13700 Psi (Tabel 4, Peter)

E = Efisiensi Pengelasan = 0,85 (Tabel, 4 Peter)

C = Korosi yang diizinkan = 0,1254 in

tebal silinder = 0,0114 m

tebal head = 0,0156 m

OD = ID + 2 tsilinder
= 2,091 m

Ukuran *packing*

Ukuran packing untuk diameter vessel >0,9 m menggunakan ukuran packing 2-3 in (Coulson, Hal. 592). Jenis packing yang digunakan Rasching Ring dengan ukuran 2 in = 0,0508 m.

Menentukan Tinggi Bed

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Bed} &= 4 \times (3/4 \times \text{volume reaktor}) / (3,14 \times D_R^2) \\ &= 7,395 \text{ m} \end{aligned}$$

g. *Pressure Drop*

Dry Packing

$$\frac{\Delta P}{h} = \frac{1 - e}{\varepsilon^3} \times \frac{G^2}{dp \cdot gc \cdot \rho g} \times \left[\frac{150(1 - \varepsilon)\mu G}{dpG} + 1,75 \right]$$

Keterangan:

ε = fraksi rongga kosong = 0,74 (Tabel 3 Peter, halaman 690)

ΔP = *specific surface* = 28 ft²/ft³

Dp = 6 (1 - ε) / ΔP (Peter, Halaman 696)
= 6(1-0,74)/28

$$= 0,0557 \text{ ft}$$

$$\rho_G = \text{densitas gas} = 6,536 \text{ kg/m}^3 = 0,4079 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho_L = \text{densitas liquid} = 706,19301 \text{ kg/m}^3 = 42,6435 \text{ lb/ft}^3$$

$$k_p = \text{vessel design reactor} = 0,2 \text{ ft/s} = 720 \text{ jam}$$

$$G = \text{kecepatan massa gas superfisial}$$

$$G_m = V_m \rho_G = k_p \times \sqrt{\rho_L \times \rho_G}$$

$$G_m = 0,834 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}$$

$$h = \text{tinggi silinder}$$

$$= 9,669 \text{ m} = 31,724 \text{ ft}$$

$$\mu = 0,26215 \text{ cP}$$

$$= 0,63417 \text{ lb/ft.h}$$

$$g_c = \text{faktor konversi dalam hukum newton}$$

$$= 32,17 \text{ ft/s}^2 \quad (\text{Peter, Halaman 733})$$

$$= \frac{\Delta P}{h} = \frac{1-e}{\varepsilon^3} \times \frac{G^2}{d_p \cdot g_c \cdot \rho_g} \times \left[\frac{150(1-\varepsilon)\mu G}{d_p G} + 1,75 \right]$$

$$\frac{\Delta P}{h} = 4,98775 \text{ Psi}$$

$$= 0,3393 \text{ atm}$$

h. Design Jacket Pendingin

$$\text{Outside diameter (OD)} = 2,091 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi silinder (H)} = 8,2742 \text{ m}$$

$$id = \text{diameter reaktor beserta jaket bagian dalam}$$

$$\text{laju alir massa air pendingin} = 132.306,33 \text{ kg/jam}$$

$$\text{densitas air pendingin } (\rho) = 1.022,8753 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Residence Time } (\tau) = 1 \text{ jam}$$

$$\text{Volumetric flowrate air pendingin}$$

$$V_{cw} = \frac{m}{\rho}$$

$$= \frac{132.306,33}{1.022,8753}$$

$$= 129,344 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Volume jaket air pendingin} = V_{cw} \times \text{Residence Time}$$

$$= 129,344 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume Jaket} = (\text{volume reaktor+jaket}) - (\text{volume reaktor})$$

$$\text{Volume reaktor} = \text{volume silinder} + \text{volume head ellipsoidal}$$

$$= 1/4\pi (id)^2 H + 1/24\pi (id)^3$$

Maka

$$\begin{aligned} \text{Volume jaket} &= \left[\frac{1}{4} \pi (id)^2 H + \frac{1}{24} (id)^3 \right] - \left[\frac{1}{4} \pi (OD)^2 H + \frac{1}{24} \pi (OD)^3 \right] \\ 129,344 \text{ m}^3 &= [6,495 (id)^2 + 0,13083 (id)^3] - 29,6079 \text{ m}^3 \\ 158,952 \text{ m}^3 &= [6,495 (id)^2 + 0,13083 (id)^3] \end{aligned}$$

Maka didapatkan persamaan terakhir:

$$6,495 (id)^2 + 0,12083 (id)^2 - 158,952 \text{ m}^3 = 0$$

Nilai id dicari dengan menggunakan trial and error dari persamaan diatas, maka diperoleh nilai id sebesar 4,727 m

$$\begin{aligned} \text{Tebal jaket pendingin} &= (id - OD)/2 \\ &= (4,727 - 2,091)/2 \\ &= 1,31778 \text{ m} \\ &= 131,778 \text{ cm} \end{aligned}$$

Menghitung Luas Kontak Jaket Pendingin, A_j

$$\begin{aligned} A_j &= \pi \cdot OD \cdot H \\ &= \pi \cdot (2,091 \text{ m}) \cdot (8,2742 \text{ m}) \\ &= 54,3376 \text{ m}^2 \\ &= 584,884 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Menghitung Koefisien Perpindahan Panas Reaktor, U_r

$$\begin{aligned} U_r &= \frac{Q}{A \times LMTD} \\ Q &= \text{beban panas reaktor} \\ Q &= 2.027.854,475 \text{ kJ/jam} \\ &= 1.922.304,945 \text{ Btu/jam} \end{aligned}$$

A (luas kontak reaktor)

$$A = 584,884 \text{ ft}^2$$

LMTD = selisih suhu rata-rata

Komponen	Fluida panas (oF)	Fluida dingin (oF)	Selisih
Suhu tinggi	176	122	54
Suhu rendah	176	82,4	93,6
	selisih		-39,6

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

$$LMTD = 71,9939 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$U_r = \frac{Q}{A \times LMTD}$$

$$U_r = 45,645 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Menghitung Holding Time Air Pendingin

$$\ln\left(\frac{T_2-t_1}{T_1-t_2}\right) = \left(\frac{W \cdot C_j}{M \cdot C_m}\right) \times (K-1) / K \times \tau_A$$

$$\begin{aligned} W &= \text{laju alir massa air pendingin} \\ &= 133.206,333 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C_j &= \text{panas spesifik fluida} \\ &= 15,327 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} M &= \text{laju alir massa reaktor} \\ &= 42837 \text{ kg/kjam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C_m &= \text{panas spesifik reaktor} \\ &= 2,65 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

$$K = e^{(U \cdot A) / (W \cdot C_j)}$$

$$K = -1,857$$

Sehingga:

$$\begin{aligned} \tau_A &= \frac{\frac{\ln(T_1-t_1)}{T-t_2}}{\left(\frac{W \cdot C_j}{M \cdot C_m}\right) \times \left(\frac{K-1}{K}\right)} \\ &= \frac{-0,55004}{15,8234 \times (-1,8573)} \\ &= 0,0187 \text{ jam} \\ &= 1,1229 \text{ menit} \end{aligned}$$

RESUME

Nama Alat	: Reaktor
Kode	: R-01
Jumlah	: 1 buah
Fungsi	: Tempat mereaksikan metakrolein, methanol, dan oksigen membentuk metil metakrilat
Tipe	: <i>Trickle Bed Reactor</i>
Operasi	: Kontinyu
Desain Vessel	
Temperatur	: 80°C
Tekanan	: 6 bar
Diameter	: 2,091 m
Tinggi	: 8,2742 m
Kapasitas	: 30,108 m ³
Tebal dinding	: 0,0114 m
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel</i>
Desain Jaket	
Tebal dinding	: 1,317 m
Luas kontak	: 54,337 m ²
Waktu kontak	: 1,12 menit

5. Kolom Disitilasi

Kode : KD-01

Fungsi : Memisahkan produk dari campuran keluaran reaktor (R-01)

Tipe : *Sieve Tray Tower*

a. Menentukan Kondisi Operasi

Top

P = 1 atm = 760 mmHg

T = 64,8587°C = 338,009°K

$$\sum Z_i \cdot K_i = 1$$

Komponen	Zi	Psat	Ki	Zi.Ki
CH3OH (LK)	0,9314	769,4748	1,0125	0,9430
C4H6O	0,0547	686,2972	0,9030	0,0494
H2O (HK)	0,0032	186,5747	0,2455	0,0008
C5H8O2	0,0107	230,1585	0,3028	0,0033
NaOH	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
TOTAL	1,0000			0,9964

Bottom

P = 1 atm = 760 mmHg

T = 90,482°C = 363,632°K

$$\sum Z_i \cdot K_i = 1$$

Komponen	Zi	Psat	Ki	Zi.Ki	α
CH3OH (LK)	0,1599	1944,3304	2,5583	0,4091	795,3424
C4H6O	0,0099	1482,9257	1,9512	0,0194	28,7262
H2O (HK)	0,4382	535,4756	0,7046	0,3087	165,3111
C5H8O2	0,3639	554,2529	0,7293	0,2654	147,0976
NaOH	0,0281	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
TOTAL	1,0000			1,0025	

b. Desain Kolom Distilasi

Menentukan Relatif Volatilitas, α

Komponen kunci

Light Key : Metanol

Heavy Key : Air

$$\alpha = \frac{K_{LK}}{K_{HK}} \quad (\text{Ludwig, Persamaan 8.13})$$

$$\alpha_D = 4,124$$

$$\alpha_B = 1,325$$

$$\begin{aligned} \alpha_{\text{avg}} &= \sqrt{\alpha_{\text{top}} \times \alpha_{\text{bot}}} \quad (\text{Ludwig, Persamaan 8.11}) \\ &= 1,764 \end{aligned}$$

Menentukan *Stage Minimum*

Dengan menggunakan metode Fenske (Coulson & Richardson's Edisi. 4, Persamaan 11.58, Halaman 524)

$$N_m = \frac{\log\left[\left(\frac{x_{LK} \text{ distilat}}{x_{HK} \text{ distilat}}\right) \times \left(\frac{x_{HK} \text{ bottom}}{x_{LK} \text{ bottom}}\right)\right]}{\log(\alpha_{\text{average}})}$$

$$N_m = \frac{\log((290,409) \times (0,3649))}{\log(1,7642)}$$

$$N_m = 8,2138$$

Rasio Reflux Minimum

$$R_m + 1 = 1,3998$$

$$R_m = 0,3998$$

$$R = 1,5 \times R_m$$

$$= 0,5998$$

Teorital Tray pada Actual Reflux

Diketahui:

$$R_m = 0,3998$$

$$N_m = 8,2138$$

$$\frac{R}{R+1} = 0,3749$$

$$\frac{R_{\text{min}}}{R_{\text{min}}+1} = 0,2856$$

Dari grafik *erbar-maddox correlation*, diperoleh

$$N_m/N = 0,5$$

$$N = 16,427$$

$$N = 17 \text{ plate}$$

Menentukan *Feed Location*

Menentukan *Feed Location* dengan menggunakan metode Kirkbride

$$\text{Mol bottom} = 176,1644 \text{ kmol/jam}$$

Mol distilat = 491,1935 kmol/jam

$$\text{Log} \frac{Nr}{Ns} = 0,206 \text{ Log} \left\{ \frac{B}{D} \left(\frac{xHK_{feed}}{xLK_{feed}} \right) \left(\frac{xLK_{bottom}}{xHK_{distilat}} \right)^2 \right\}$$

Dengan:

Nr = Jumlah *plate rectifying*

Ns = Jumlah *plate* pada *stripping*

B = laju mol di *bottom*, kmol/jam

D = laju mol di distilata, kmol/jam

xHK = Fraksi mol *heavy key*

xLK = Fraksi mol *light key*

xB, LK = Fraksi mol *light key* di *bottom*

xD, HK = Fraksi mol *heavy key* di distilat

Sehingga:

$$\text{Log} \frac{Nr}{Ns} = 0,206 \text{ log} \left[\frac{176,1644}{491,1935} \times \frac{0,1180}{0,7277} \times \left[\frac{0,1599}{0,0032} \right]^2 \right]$$

$$\text{Log} \frac{Nr}{Ns} = 0,44498$$

$$\frac{Nr}{Ns} = 10^{0,44498}$$

$$\frac{Nr}{Ns} = 2,786$$

$$Nr = 2,786 Ns$$

$$Nr + Ns = 17$$

$$2,786 Ns + Ns = 17$$

$$3,786 Ns = 17$$

$$Ns = 4,49 \approx 4$$

$$Nr = 17 - 4,49$$

$$Nr = 12,509 \approx 13$$

Sehingga umpan masuk pada plate ke 4 dari bawah

Desain Kolom Bagian Atas (*Rectifying* Atas)

Data fisik untuk *rectifying section*

$$D = 6.842,079189 \text{ kg/jam}$$

$$= 1,90057 \text{ kg/detik}$$

$$L = 10.225,98482 \text{ kg/jam}$$

$$= 2,8488 \text{ kg/detik}$$

$$V = 17.098,06401 \text{ kg/jam}$$

$$= 4,74946 \text{ kg/detik}$$

Data Fisik	Vapour	Liquid
<i>Mass Flow Rate</i> (kg/detik)	4,74946	2,848884673
<i>Density</i> (kg/m ³)	1,25508	758,63
<i>Volumetric Flow Rate</i> (m ³ /detik)	3,78418	0,003755299
<i>surface Tension</i> (N/m)	0,018497272	

Diameter Kolom

Liquid – Vapour Flow Factor (F_{LV})

$$F_{LV} = \frac{LW}{VW} \sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L}} \quad (\text{Coulson, Persamaan 11.82, Halaman 568})$$

$$= 0,024397$$

Ditentukan *tray spacing* = 0,45 m

Dari Figure 11.27, Coulson & Richardson's. "Chemical Engineering Design". 4th Edition, Volume 6. Didapat nilai $K_1=0,08$

Koreksi untuk tegangan permukaan

$$K_1^* = \left(\frac{\sigma}{0,02}\right)^{0,2} K_1$$

$$= 0,07876$$

Kecepatan *Flooding* (u_f)

$$U_f = K_1 * \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}} \quad (\text{Coulson, Persamaan 11.81, Halaman 568})$$

$$U_f = 1,9346 \text{ m/detik}$$

Desain untuk 85% *flooding* pada maksimum *flowrate* (\hat{u})

$$\hat{u} = 0,85 \times U_f$$

$$= 1,6445 \text{ m/detik}$$

Maksimum Volumetric Flowrate (u_v maks)

$$u_v = \frac{V}{\rho V} \quad (\text{Coulson, Halaman 581})$$

$$= 3,7841 \text{ m}^3/\text{s}$$

Net Area yang dibutuhkan (A_n)

$$A_n = \frac{u_v \text{ maks}}{\hat{u}} \quad (\text{Coulson, Halaman 581})$$

$$= 2,301 \text{ m}^2$$

Cross Section Area dengan 12% *Downcomer Area* (A_c)

Asumsi diambil sebesar 12% berdasarkan rekomendasi dari buku *Chemical Engineering Design*, 4th Edition, Volume 6, Coulson & Richardson's Halaman 572.

$$A_c = \frac{An}{1-0,12}$$

$$= 2,6148 \text{ m}^2$$

Diameter Kolom (D_c)

$$D_c = \sqrt{\frac{4.A_c}{3,14}} \quad (\text{Coulson, Halaman 580})$$

$$= 1,825 \text{ m}$$

Desain Plate

Diameter Kolom, $D_c = 1,825 \text{ m}$

Luas Area Kolom, $A_c = \frac{D_c^2 \cdot 3,14}{4}$

$$= 2,6158 \text{ m}^2$$

Downcomer Area, $A_d = \% \text{ downcomer} \times A_c$ (Coulson, Halaman 581)

$$= 0,32378 \text{ m}^2$$

Net Area, $A_n = A_c - A_d$

$$= 3,6813 \text{ m}^2$$

Active Area, $A_a = A_c - 2A_d$

$$= 3,1793 \text{ m}^2$$

Hole Area, A_h

Ditetapkan 10% dari A_a berdasarkan rekomendasi pada buku *Chemical Engineering Design*, 4th Edition., Volume. 6, Coulson & Richardson's Hal. 582.

$A_h = 10\% \times A_a$

$$= 0,115 \text{ m}^2$$

Nilai *weir length* (l_w) ditentukan dari *figure* 11.31, Coulson 4th Ed., Vol 6. Hal 573

Ordinat = $\frac{A_d}{A_c} \times 100 = 12\%$

Absisca = $\frac{l_w}{D_c} \times 100 = 0,77$

$l_w = D_c \times 0,77 = 1,778 \text{ m}$

Penentuan nilai *weir height* (h_w), *hole diameter* (d_h), dan *plate thickness*, (nilai ini sama untuk kolom bagian atas dan bawah)

Weir height (h_w) = 50 mm

Nilai *weir height* direkomendasi pada buku *Chemical Engineering Design*, 4th Ed., Vol. 6, Coulson & Richardson's Hal. 572.

$$\text{Hole diameter } (d_h) = 5 \text{ mm}$$

Ukuran tersebut merupakan *preferred size* sesuai rekomendasi pada buku Chemical Engineering Design, 4th Ed., Vol. 6, Coulson & Richardson's Hal. 573.

$$\text{Plate thickness} = 5 \text{ mm (untuk carbon steel)}$$

Pengecekan

Check weeping

Maximum liquid rate ($L_{m,max}$)

$$\begin{aligned} L_{m, \max} &= \frac{L}{3600} && \text{(Coulson, Hal. 582)} \\ &= 2,849 \text{ kg/detik} \end{aligned}$$

Minimum liquid rate ($L_{m,min}$)

Minimum liquid rate pada 70% liquid turn down ratio.

$$\begin{aligned} L_{m, \min} &= 0,7 \times L_{m, \max} && \text{(Coulson, Hal. 582)} \\ &= 1,994 \text{ kg/detik} \end{aligned}$$

Weir liquid crest (h_{ow})

$$h_{ow} = 750 \times \left[\frac{L_m}{\rho L \times l_w} \right]^{2/3} \quad \text{(Coulson, Eq.11.85, Hal. 572)}$$

$$\begin{aligned} h_{ow, \text{ maks}} &= 750 \times \left[\frac{L_{m, \text{ maks}}}{\rho L \times l_w} \right]^{2/3} \\ &= 12,348 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_{ow, \text{ min}} &= 750 \times \left[\frac{L_{m, \text{ min}}}{\rho L \times l_w} \right]^{2/3} \\ &= 9,735 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$

Pada rate minimum

$$h_w + h_{ow} = 59,735 \text{ mm}$$

Dari figure 11.30 Coulson ed 6, diperoleh nilai $K_2 = 30,3$

Minimum design vapour velocity (\check{U}_h)

$$\check{U}_h = \frac{[K_2 - 0,90 (25,4 - d_h)]}{(\rho_v)^{1/2}} \quad \text{(Coulson, Eq.11.84, Hal. 571)}$$

$$\check{U}_h = 10,658 \text{ m/detik}$$

Actual minimum vapour velocity ($U_v, \text{ min actual}$)

$$\text{Maksimum Vapour Rate} = 6,054 \text{ m}^3/\text{detik}$$

$$\text{Minimum Vapour Rate} = 70\% \times 6,054 \text{ m}^3/\text{detik} = 4.238 \text{ m}^3/\text{detik}$$

$$\begin{aligned} U_v, \text{ min actual} &= \frac{\text{minimum vapour rate}}{A_h} && \text{(Coulson, Hal. 582)} \\ &= 13,329 \text{ m/detik} \end{aligned}$$

Plate Pressure Drop

Jumlah maksimum vapour yang melewati holes ($\check{U}h$)

$$\check{U}h = \frac{Uv, maks}{Ah} \quad (\text{Coulson, Hal. 582})$$

$$\check{U}h = 19,042 \text{ m/detik}$$

Dari figure 11.34 buku Chemical Engineering Design, 4th Ed., Vol. 6, Coulson & Richardson's Hal. 576, untuk:

$$\frac{\text{Plate thickness}}{\text{Hole diameter}} = 1$$

$$\frac{Ah}{Ap} = \frac{Ah}{Aa} = 0,1$$

$$\frac{Ah}{Ap} = 100\% = 10\%$$

Sehingga didapat nilai Orifice Coefficient (Co) = 0,8450

Dry plate drop (hd)

$$\begin{aligned} hd &= 51 \left[\frac{\check{U}h}{Co} \right]^2 \frac{\rho_v}{\rho_L} && (\text{Coulson, Eq.11.88, Hal. 576}) \\ &= 42,847 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$

Residual head (hr)

$$\begin{aligned} hr &= \frac{12,5 \cdot 10^3}{\rho_L} && (\text{Coulson, Eq.11.89, Hal. 577}) \\ &= 16,477 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$

Total pressuredrop (ht)

$$\begin{aligned} ht &= hd + (hw + how) + hr && (\text{Coulson, Eq.11.90, Hal. 577}) \\ &= 119,059 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$

Downcomer Liquid Backup

Downcomer pressure loss (hap)

$$\begin{aligned} hap &= hw - (10 \text{ mm}) && (\text{Coulson, Hal. 578}) \\ &= 40 \text{ mm} = 0,04 \text{ m} \end{aligned}$$

Area under apron (Aap)

$$\begin{aligned} Aap &= hap \cdot lw && (\text{Coulson, Eq.11.93, Hal. 578}) \\ &= 0,071 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Karena nilai Aap lebih kecil dari nilai Ad ($0,31 \text{ m}^2$), maka nilai Aap yang digunakan pada perhitungan head loss di downcomer (hdc)

Head loss in the downcomer (hdc)

$$h_{dc} = 166 \left[\frac{L_{m, \max}}{\rho_L A_{ap}} \right]^2 \quad (\text{Coulson, Eq.11.92, Hal. 578})$$

$$= 1,292 \text{ mm}$$

Back up di downcomer (hb)

$$H_b = (h_w + h_{ow}) + h_t + h_{dc} \quad (\text{Coulson, Eq.11.91, Hal. 578})$$

$$= 180,087 \text{ mm}$$

$$= 0,180 \text{ m}$$

$$(\text{plate spacing} + \text{weir height}) / 2 = 0,25 \text{ m}$$

Ketentuan bahwa nilai hb harus lebih kecil dari $(\text{plate spacing} + \text{weir height})/2$, telah terpenuhi (Coulson, Hal. 583).

Check resident time (tr)

$$t_r = \frac{A_d h_{bc} \rho_L}{L_{m, \max}} \quad (\text{Coulson, Eq.11.95, Hal. 579})$$

$$= 33,419 \text{ detik}$$

Ketentuan bahwa nilai tr harus lebih besar dari 3 s, telah terpenuhi.

Check Entrainment

Persen flooding actual.

$$U_v = \frac{U_v \text{ maks}}{A_n} \quad (\text{Coulson, Hal. 583})$$

$$= 1,904 \text{ m/detik}$$

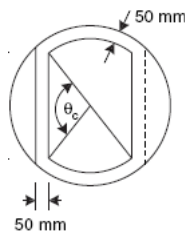
$$\% \text{flooding} = \frac{U_v}{U_f} \times 100 \quad (\text{Coulson, Hal. 583})$$

$$= 98\%$$

Untuk nilai FLV = 0,02 dari figure 11.29 buku Chemical Engineering Design, 4th Edition Volume 6, Coulson & Richardson's Hal. 570, didapat nilai $\psi = 0,4$. Ketentuan bahwa nilai ψ harus lebih kecil dari 1, telah terpenuhi.

Trial plate layout

Digunakan *plate type cartridge*, dengan 50 mm *unperforated strip* mengelilingi pinggir *plate* dan 50 mm *wide calming zones*.



Berdasarkan figure 11.32 buku Chemical Engineering Design, 4th Edition Volume 6, Coulson & Richardson's Hal. 574, pada $lw/Dc = 0,76$, maka diperoleh nilai $\theta_c = 98^\circ$
 Sudut subtended antara pinggir plate dengan unperforated strip (θ)

$$\begin{aligned}\theta &= 180 - \theta_c && \text{(Coulson, Hal. 584)} \\ &= 82\end{aligned}$$

Mean length, unperforated edge strips (Lm)

$$\begin{aligned}L_m &= (Dc - hw) \times 3,14 \left(\frac{\theta}{180} \right) && \text{(Coulson, Hal. 584)} \\ &= 3,231 \text{ m}\end{aligned}$$

Area of unperforated edge strip (Aup)

$$\begin{aligned}A_{up} &= hw \cdot L_m && \text{(Coulson, Hal. 584)} \\ &= 0,162 \text{ m}^2\end{aligned}$$

Mean length of calming zone (Lcz)

$$\begin{aligned}L_{cz} &= (Dc - hw) \sin \left(\frac{\theta_c}{2} \right) && \text{(Coulson, Hal. 584)} \\ &= 1,828 \text{ m}\end{aligned}$$

Area of calming zone (Acz)

$$\begin{aligned}A_{cz} &= 2 (L_{cz} \cdot hw) && \text{(Coulson, Hal. 584)} \\ &= 0,183 \text{ m}^2\end{aligned}$$

Total area perforated (Ap)

$$\begin{aligned}A_p &= A_a - (A_{up} + A_{cz}) && \text{(Coulson, Hal. 584)} \\ &= 2,835 \text{ m}^2\end{aligned}$$

Dari figure 11.33 buku Chemical Engineering Design, 4th Edition Volume 6, Coulson & Richardson's Hal. 575 di dapat nilai $lp/dh = 3$ untuk nilai $Ah/A_p = 0,1$. Nilai lp/dh harus berada dalam range 2,5-4,0 (Coulson, Hal. 574).

Jumlah holes

Area untuk 1 hole (Aoh)

$$\begin{aligned}A_{oh} &= 3,14 \frac{dh^2}{4} && \text{(Coulson, Hal. 584)} \\ &= 0,000019625 \text{ m}^2\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Jumlah holes} &= \frac{A_h}{A_{oh}} && \text{(Coulson, Hal. 584)} \\ &= 16200 \text{ holes}\end{aligned}$$

Ketebalan kolom bagian atas

Ketebalan dinding bagian silinder, t_{silinder}

$$t = \frac{P \cdot r_i}{S \cdot E_j - 0,6 \cdot P} + C_C \quad (\text{Table 4, Peter, 1991, Hal 537})$$

Ketebalan dinding bagian head, t_{head}

$$t = \frac{P \cdot D_a}{2S \cdot E_j - 0,2 \cdot P} + C_C \quad (\text{Table 4, Peter, 1991, Hal 537})$$

Keterangan:

T	= Tebal dinding, in	
P	= Tekanan desain	= 16,159 psi
r	= Jari-jari kolom	= 45,442 in
S	= Tekanan kerja yang diizinkan	= 13700 psi (Table 4, Peter, 1991)
E	= Efisiensi pengelasan	= 1 (Table 4, Peter, 1991)
C	= Korosi yang diizinkan	= 0,125 in (Peters, 1991, Hal. 542)

Tebal dinding bagian silinder:

$$t_{\text{silinder}} = \frac{P \cdot r}{S \cdot E - 0,6 \cdot P} + C$$

$$= 0,178636786 \text{ in}$$

$$= 0,004537374 \text{ m}$$

Tebal dinding bagian head:

$$t_{\text{head}} = \frac{P \cdot D}{2S \cdot E - 0,2 \cdot P} + C$$

$$= 0,17860515 \text{ in}$$

$$= 0,004536571 \text{ m}$$

Outside Diameter (OD)

$$OD = ID + 2t_{\text{silinder}}$$

$$= 2,318 \text{ m}$$

Desain Kolom Bagian Bawah (*Striping section*)

Data fisik untuk *striping section*

B	= 9.031,6103 kg/jam
	= 2,5087 kg/detik
V*	= 4.0287,8613 kg/jam
	= 11,1911 kg/detik
L*	= 49.319,4716 kg/jam
	= 13,6999 kg/detik

Data Fisik	Vapour	Liquid
<i>Mass Flow Rate (kg/detik)</i>	11,1911	13,69981

<i>Density</i> (kg/m ³)	1,7183	4.390,22
<i>Volumetric Flow Rate</i> (m ³ /detik)	6,5130	0,00312
<i>surface Tension</i> (N/m)	0,03938	

Diameter Kolom

Liquid – Vapour Flow Factor (F_{LV})

$$F_{LV} = \frac{LW}{VW} \sqrt{\frac{\rho V}{\rho L}} \quad (\text{Coulson, Persamaan 11.82, Halaman 568})$$

$$= 0,02422$$

Ditentukan *tray spacing* = 0,45 m

Dari Figure 11.27, Coulson & Richardson's. "*Chemical Engineering Design*". 4th Edition, Volume 6. Didapat nilai $K1 = 0,08$

Koreksi untuk tegangan permukaan

$$K1^* = \left(\frac{\sigma}{0,02} \right)^{0,2} K1$$

$$= 0,0916$$

Kecepatan *Flooding* (u_f)

$$U_f = K1 * \sqrt{\frac{\rho L - \rho V}{\rho V}} \quad (\text{Coulson, Persamaan 11.81, Halaman 568})$$

$U_f = 4,6298$ m/detik

Desain untuk 85% *flooding* pada maksimum *flowrate* (\hat{u})

$$\hat{u} = 0,85 \times U_f$$

$$= 3,935 \text{ m/detik}$$

Maksimum Volumetric Flowrate (u_v maks)

$$u_v = \frac{V}{\rho V} \quad (\text{Coulson, Halaman 581})$$

$$= 6,51298 \text{ m}^3/\text{s}$$

Net Area yang dibutuhkan (A_n)

$$A_n = \frac{Uv \text{ maks}}{\hat{u}} \quad (\text{Coulson, Halaman 581})$$

$$= 1,655 \text{ m}^2$$

Cross Section Area dengan 12% *Downcomer Area* (A_c)

Asumsi diambil sebesar 12% berdasarkan rekomendasi dari buku *Chemical Engineering Design*, 4th Edition, Volume 6, Coulson & Richardson's Halaman 572.

$$A_c = \frac{A_n}{1-0,12}$$

$$= 1,8807 \text{ m}^2$$

Diameter Kolom (D_c)

$$D_c = \sqrt{\frac{4 \cdot A_c}{3,14}} \quad (\text{Coulson, Halaman 580})$$

$$= 1,5478 \text{ m}$$

Desain Plate

$$\text{Diameter Kolom, } D_c = 1,5478 \text{ m}$$

$$\text{Luas Area Kolom, } A_c = \frac{D_c^2 \cdot 3,14}{4}$$

$$= 1,8807 \text{ m}^2$$

$$\text{Downcomer Area, } A_d = \% \text{ downcomer} \times A_c \quad (\text{Coulson, Halaman 581})$$

$$= 0,2257 \text{ m}^2$$

$$\text{Net Area, } A_n = A_c - A_d$$

$$= 1,6550 \text{ m}^2$$

$$\text{Active Area, } A_a = A_c - 2A_d$$

$$= 1,4293 \text{ m}^2$$

Hole Area, A_h

Ditetapkan 10% dari A_a berdasarkan rekomendasi pada buku *Chemical Engineering Design*, 4th Edition., Volume. 6, Coulson & Richardson's Hal. 582.

$$A_h = 10\% \times A_a$$

$$= 0,1429 \text{ m}^2$$

Nilai *weir length* (l_w) ditentukan dari *figure* 11.31, Coulson 4th Ed., Vol 6. Hal 573

$$\text{Ordinat} = \frac{A_d}{A_c} \times 100 = 12\%$$

$$\text{Absisca} = \frac{l_w}{D_c} \times 100 = 0,77$$

$$l_w = D_c \times 0,77 = 1,1918 \text{ m}$$

Penentuan nilai *weir height* (h_w), *hole diameter* (d_h), dan *plate thickness*, (nilai ini sama untuk kolom bagian atas dan bawah)

$$\text{Weir height } (h_w) = 50 \text{ mm}$$

Nilai *weir height* direkomendasi pada buku *Chemical Engineering Design*, 4th Ed., Vol. 6, Coulson & Richardson's Hal. 572.

$$\text{Hole diameter } (d_h) = 5 \text{ mm}$$

Ukuran tersebut merupakan *preferred size* sesuai rekomendasi pada buku *Chemical Engineering Design*, 4th Ed., Vol. 6, Coulson & Richardson's Hal. 573.

Plate thickness = 5 mm (untuk carbon steel)

Pengecekan

Check weeping

Maximum liquid rate ($L_{m,max}$)

$$\begin{aligned} L_{m, \max} &= \frac{L}{3600} && \text{(Coulson, Hal. 582)} \\ &= 13,6998 \text{ kg/detik} \end{aligned}$$

Minimum liquid rate ($L_{m,min}$)

Minimum liquid rate pada 70% liquid turn down ratio.

$$\begin{aligned} L_{m, \min} &= 0,7 \times L_{m, \max} && \text{(Coulson, Hal. 582)} \\ &= 9,58989 \text{ kg/detik} \end{aligned}$$

Weir liquid crest (h_{ow})

$$h_{ow} = 750 \times \left[\frac{L_m}{\rho L \times lw} \right]^{2/3} \quad \text{(Coulson, Eq.11.85, Hal. 572)}$$

$$\begin{aligned} h_{ow, \max} &= 750 \times \left[\frac{L_{m, \max}}{\rho L \times lw} \right]^{2/3} \\ &= 14,2474 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_{ow, \min} &= 750 \times \left[\frac{L_{m, \min}}{\rho L \times lw} \right]^{2/3} \\ &= 11,2323 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$

Pada rate minimum

$$h_w + h_{ow} = 61,2323 \text{ mm}$$

Dari figure 11.30 Coulson ed 6, diperoleh nilai $K_2 = 30,3$

Minimum design vapour velocity ($\check{U}h$)

$$\check{U}h = \frac{[K_2 - 0,90 (25,4 - d_h)]}{(\rho_v)^{1/2}} \quad \text{(Coulson, Eq.11.84, Hal. 571)}$$

$$\check{U}h = 9,1087 \text{ m/detik}$$

Actual minimum vapour velocity ($U_v, \text{min actual}$)

$$\text{Maksimum Vapour Rate} = 6,51298 \text{ m}^3/\text{detik}$$

$$\text{Minimum Vapour Rate} = 70\% \times 3,7841 \text{ m}^3/\text{detik} = 4,5591 \text{ m}^3/\text{detik}$$

$$\begin{aligned} U_v, \text{min actual} &= \frac{\text{minimum vapour rate}}{A_h} && \text{(Coulson, Hal. 582)} \\ &= 31,8966 \text{ m/detik} \end{aligned}$$

Plate Pressure Drop

Jumlah maksimum vapour yang melewati holes ($\check{U}h$)

$$\check{U}h = \frac{U_{v, \max}}{A_h} \quad \text{(Coulson, Hal. 582)}$$

$$\check{U}h = 45,5666 \text{ m/detik}$$

Dari figure 11.34 buku Chemical Engineering Design, 4th Ed., Vol. 6, Coulson & Richardson's Hal. 576, untuk:

$$\frac{\text{Plate thickness}}{\text{Hole diameter}} = 1$$

$$\frac{Ah}{Ap} = \frac{Ah}{Aa} = 0,1$$

$$\frac{Ah}{Ap} = 100\% = 10\%$$

Sehingga didapat nilai Orifice Coefficient (C_o) = 0,8450

Dry plate drop (hd)

$$\begin{aligned} \text{hd} &= 51 \left[\frac{\check{U}h}{C_o} \right]^2 \frac{\rho_v}{\rho_L} && \text{(Coulson, Eq.11.88, Hal. 576)} \\ &= 58,0436 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$

Residual head (hr)

$$\begin{aligned} \text{hr} &= \frac{12,5 \cdot 10^3}{\rho_L} && \text{(Coulson, Eq.11.89, Hal. 577)} \\ &= 2,84724 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$

Total pressuredrop (ht)

$$\begin{aligned} \text{ht} &= \text{hd} + (\text{hw} + \text{how}) + \text{hr} && \text{(Coulson, Eq.11.90, Hal. 577)} \\ &= 122,123 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$

Downcomer Liquid Backup

Downcomer pressure loss (hap)

$$\begin{aligned} \text{hap} &= \text{hw} - (10 \text{ mm}) && \text{(Coulson, Hal. 578)} \\ &= 40 \text{ mm} = 0,04 \text{ m} \end{aligned}$$

Area under apron (Aap)

$$\begin{aligned} \text{Aap} &= \text{hap} \cdot \text{lw} && \text{(Coulson, Eq.11.93, Hal. 578)} \\ &= 0,04767 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Karena nilai Aap lebih kecil dari nilai Ad ($0,31 \text{ m}^2$), maka nilai Aap yang digunakan pada perhitungan head loss di downcomer (hdc)

Head loss in the downcomer (hdc)

$$\begin{aligned} \text{hdc} &= 166 \left[\frac{\text{Lm, max}}{\rho_L \text{Aap}} \right]^2 && \text{(Coulson, Eq.11.92, Hal. 578)} \\ &= 3,0473 \text{ mm} \end{aligned}$$

Back up di downcomer (hb)

$$\begin{aligned}
 H_b &= (h_w + h_{ow}) + h_t + h_{dc} && \text{(Coulson, Eq.11.91, Hal. 578)} \\
 &= 186,4028 \text{ mm} \\
 &= 0,1864 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$(plate \ spacing + weir \ height) / 2 = 0,25 \text{ m}$$

Ketentuan bahwa nilai h_b harus lebih kecil dari $(plate \ spacing + weir \ height)/2$, telah terpenuhi (Coulson, Hal. 583).

Check resident time (tr)

$$\begin{aligned}
 tr &= \frac{Ad \ hbc \ \rho_L}{Lm, maks} && \text{(Coulson, Eq.11.95, Hal. 579)} \\
 &= 18,0806 \text{ detik}
 \end{aligned}$$

Ketentuan bahwa nilai tr harus lebih besar dari 3 s, telah terpenuhi.

Check Entrainment

Persen flooding actual.

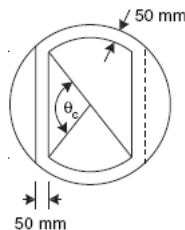
$$\begin{aligned}
 U_v &= \frac{Uv \ maks}{An} && \text{(Coulson, Hal. 583)} \\
 &= 4,5567 \text{ m/detik}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \% \text{flooding} &= \frac{U_v}{U_f} \times 100 && \text{(Coulson, Hal. 583)} \\
 &= 98\%
 \end{aligned}$$

Untuk nilai $FLV = 0,02$ dari figure 11.29 buku Chemical Engineering Design, 4th Edition Volume 6, Coulson& Richardson's Hal. 570, didapat nilai $\psi = 0,4$. Ketentuan bahwa nilai ψ harus lebih kecil dari 1, telah terpenuhi.

Trial plate layout

Digunakan *plate type cartridge*, dengan 50 mm *unperforated strip* mengelilingi pinggir *plate* dan 50 mm *wide calming zones*.



Berdasarkan figure 11.32 buku Chemical Engineering Design, 4th Edition Volume 6, Coulson& Richardson's Hal. 574, pada $lw/D_c = 0,77$, maka diperoleh nilai $\theta_c = 98^\circ$
 Sudut subtended antara pinggir plate dengan unperforated strip (θ)

$$\begin{aligned}
 \theta &= 180 - \theta_c && \text{(Coulson, Hal. 584)} \\
 &= 82
 \end{aligned}$$

Mean length, unperforated edge strips (Lm)

$$\begin{aligned} Lm &= (Dc - hw) \times 3,14 \left(\frac{\theta}{180} \right) && \text{(Coulson, Hal. 584)} \\ &= 2,143 \text{ m} \end{aligned}$$

Area of unperforated edge strip (Aup)

$$\begin{aligned} Aup &= hw \cdot Lm && \text{(Coulson, Hal. 584)} \\ &= 0,1071 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Mean length of calming zone (Lcz)

$$\begin{aligned} Lcz &= (Dc - hw) \sin \left(\frac{\theta_c}{2} \right) && \text{(Coulson, Hal. 584)} \\ &= 1,2418 \text{ m} \end{aligned}$$

Area of calming zone (Acz)

$$\begin{aligned} Acz &= 2 (Lcz \cdot hw) && \text{(Coulson, Hal. 584)} \\ &= 0,1242 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Total area perforated (Ap)

$$\begin{aligned} Ap &= Aa - (Aup + Acz) && \text{(Coulson, Hal. 584)} \\ &= 1,1980 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Dari figure 11.33 buku Chemical Engineering Design, 4th Edition Volume 6, Coulson & Richardson's Hal. 575 di dapat nilai $lp/dh = 3$ untuk nilai $Ah/Ap = 0,1$. Nilai lp/dh harus berada dalam range 2,5-4,0 (Coulson, Hal. 574).

Jumlah holes

Area untuk 1 hole (Aoh)

$$\begin{aligned} Aoh &= 3,14 \frac{dh^2}{4} && \text{(Coulson, Hal. 584)} \\ &= 0,000019625 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah holes} &= \frac{Ah}{Aoh} && \text{(Coulson, Hal. 584)} \\ &= 7283 \text{ holes} \end{aligned}$$

Ketebalan kolom bagian atas

Ketebalan dinding bagian silinder, t_{silinder}

$$t = \frac{P \cdot r_i}{S \cdot E_j - 0,6 \cdot P} + C_C \quad \text{(Table 4, Peter, 1991, Hal 537)}$$

Ketebalan dinding bagian head, t_{head}

$$t = \frac{P \cdot D_a}{2S \cdot E_j - 0,2 \cdot P} + C_C \quad \text{(Table 4, Peter, 1991, Hal 537)}$$

Keterangan:

T	= Tebal dinding, in	
P	= Tekanan desain	= 16,159 psi
r	= Jari-jari kolom	= 30,4692 in
S	= Tekanan kerja yang diizinkan	= 13700 psi (Table 4, Peter, 1991)
E	= Efisiensi pengelasan	= 1 (Table 4, Peter, 1991)
C	= Korosi yang diizinkan	= 0,125 in (Peters, 1991, Hal. 542)

Tebal dinding bagian silinder:

$$t_{\text{silinder}} = \frac{P r}{S E - 0,6 P} + C$$

$$= 0,160963586 \text{ in}$$

$$= 0,004088475 \text{ m}$$

Tebal dinding bagian head:

$$t_{\text{head}} = \frac{P D}{2 S E - 0,2 P} + C$$

$$= 0,160942374 \text{ in}$$

$$= 0,004087936 \text{ m}$$

Outside Diameter (OD)

$$\text{OD} = \text{ID} + 2t_{\text{silinder}}$$

$$= 1,5560 \text{ m}$$

Total Pressure Drop

Rectifying Section = 119,0597 mm liquid
= 0,011523 atm
= 1.167,5447 Pa

Stripping Section = 122,1231 mm liquid
= 0,011819 atm
= 1.197,5860 Pa

Total Pressure Drop = $(N_1 \times P_1) + (N_2 \times P_2)$
= 19.968,4251 Pa
= 0,1971 atm

Tinggi Kolom Distilasi

$$H = [(N_1+1) \text{ Tray spacing}_1 + (N_2+1) \text{ Tray spacing}_2]$$

$$= 8,55 \text{ m}$$

H_{atas} = tinggi tutup ellipsoidal atas
= $\frac{1}{4} \times \text{ID}$

$$= 0,5771 \text{ m}$$

$H_{e_{bawah}}$ = tinggi tutup ellipsoidal bawah

$$= \frac{1}{4} \times ID$$

$$= 0,3870 \text{ m}$$

H_t = $H + H_{e_{atas}} + H_{e_{bawah}}$

$$= 9,5141 \text{ m}$$

RESUME

Nama Alat	: Kolom Distilasi
Kode	: KD-01
Jumlah	: 1 buah
Fungsi	: Memisahkan produk dari campuran reaktor (R-01)
Tipe	: <i>Sieve Tray Tower</i>
Tekanan	: 1 atm
Temperatur	: Top = 64,858°C ; Bottom = 90,481°C
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-285</i>
Diameter	: Top = 2,308 m ; Bottom = 1,547 m
<i>Tray Spacing</i>	: 0,45 m
Jumlah <i>tray</i>	: Top = 13 ; Bottom = 4
Tebal silinder	: Top = 0,176 in ; Bottom = 0,1609 in
Tebal <i>Head</i>	: Top = 0,176 in ; Bottom = 0,1069 in
<i>Downcomer Area</i>	: Top = 0,502 m ² ; Bottom = 0,225 m ²
<i>Active Area</i>	: Top = 3,1793 m ² ; Bottom = 1,429 m ²
<i>Hole diameter</i>	: Top = 5 mm ; Bottom = 5 mm
<i>Hole area</i>	: Top = 0,3179 m ² ; Bottom = 0,143 m ²
Tinggi <i>weir</i>	: Top = 50 mm ; Bottom = 50 mm
Panjang <i>weir</i>	: Top = 1,777 m ; Bottom = 1,192 m
Tebal pelat	: Top = 5 mm ; Bottom = 5 mm
<i>Pressure Drop</i>	: Top = 119,06 mm liquid ; Bottom = 122,12 mm liquid
Jumlah <i>hole</i>	: Top = 16.200 ; Bottom = 7.283

LAMPIRAN D

PERHITUNGAN EVALUASI EKONOMI

Kapasitas Produksi : 100.000 ton/tahun

Analisa Perhitungan : 1 tahun (330 hari)

Tahun Pendirian : 2025

PERHITUNGAN BIAYA PRODUKSI (*Production Cost*)

A. MENENTUKAN INDEKS HARGA

Harga peralatan proses selalu mengalami perubahan setiap tahun tergantung pada kondisi ekonomi yang terjadi. Untuk mengetahui harga peralatan yang ada sekarang dapat diperkirakan dari harga tahun yang lalu berdasarkan indeks harga. Harga indeks tahun 2025 dapat dicari dengan menggunakan data indeks dari tahun 2001 sampai 2020.

Tabel D.1. Index Chemical Engineering Plant (Chemical Engineering Magazine)

Tahun (X)	Indeks Harga (Y)
2001	394,3
2002	395,6
2003	402,0
2004	444,2
2005	468,2
2006	499,6
2007	525,4
2008	575,4
2009	521,9
2010	550,8
2011	585,7
2012	584,6
2013	567,3
2014	576,1
2015	556,8
2016	541,7
2017	567,5
2018	603,1
2019	607,5

2020

596,2

Tabel D.2 Perhitungan Indeks

No	Tahun (X)	Indeks Harga (Y)	X ²	XY
1	2001	394,3	4004001	788994,3
2	2002	395,6	4008004	791991,2
3	2003	402,0	4012009	805206,0
4	2004	444,2	4016016	890176,8
5	2005	468,2	4020025	938741,0
6	2006	499,6	4024036	1002197,6
7	2007	525,4	4028049	1054477,8
8	2008	575,4	4032064	1155403,2
9	2009	521,9	4036081	1048497,1
10	2010	550,8	4040100	1107108,0
11	2011	585,7	4044121	1177842,7
12	2012	584,6	4048144	1176215,2
13	2013	567,3	4052169	1141974,9
14	2014	576,1	4056196	1160265,4
15	2015	556,8	4060225	1121952,0
16	2016	541,7	4064256	1092067,2
17	2017	567,5	4068289	1144647,5
18	2018	603,1	4072324	1217055,8
19	2019	607,5	4076361	1226542,5
20	2020	596,2	4080400	1204324,0
Total	40210	10564	80842870	21245680

Maka, persamaan *least square* yang diperoleh:

$$y = 10,465x - 20.512$$

Keterangan: x : tahun

y : indeks harga

Nilai indeks tahun 2022 dan 2025 dapat dicari sebagai berikut:

$$y = 10,465(2022) - 20.512 = 648,543$$

$$y = 10,465(2025) - 20.512 = 679,938$$

Pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas produktif. *Fixed Capital Investment* terdiri dari:

B. PERHITUNGAN BIAYA PERALATAN

Diketahui nilai tukar uang tahun 2025 untuk US\$1 diprediksi sebesar Rp. 15.000

Harga peralatan industri pada tahun 2025 dapat ditentukan dengan indeks harga menggunakan persamaan berikut:

$$E_y = E_x \times \left[\frac{N_y}{N_x} \right]$$

(Aries & Newton, hal 16)

Dimana: E_y = harga alat pada tahun pabrik berdiri

E_x = harga alat pada tahun referensi

N_y = indeks tahun pabrik berdiri

N_x = indeks tahun referensi

Untuk jenis alat yang sama tetapi kapasitas berbeda, harga satu alat dapat diperkirakan dengan menggunakan persamaan pendekatan sebagai berikut:

$$E_b = E_a \times \left(\frac{C_b}{C_a} \right)^{0,6}$$

(Aries & Newton, hal 15)

Dimana: E_b = harga alat dengan kapasitas dicari

E_a = harga alat dengan kapasitas diketahui

C_a = kapasitas alat A

C_b = kapasitas alat B

Daftar harga peralatan diperoleh dari situs www.matche.com. Daftar harga peralatan yang tersedia pada situs tersebut adalah daftar harga pada tahun 2014. Berdasarkan pada persamaan di atas, maka harga masing-masing peralatan pada tahun 2025 dapat dihitung dengan hasil perhitungannya ditunjukkan Tabel D.3 Daftar Harga Peralatan Tahun 2025.

Tabel D.3 Daftar Harga Peralatan Tahun 2025

No	Kode	Item	Unit/s	Besaran	Bahan	Harga	Harga	Total Biaya (\$)
						US\$ 2014	US\$ 2025	
1	T-01	Tanki-01 (Metakrolein)	1	V,ft3	Carbon Steel grade C	161.000,00	190.019,14	190.019,14
2	T-02	Tanki-02 (Metanol)	1	V,ft3	Carbon Steel grade C	178.000,00	210.083,27	210.083,27
3	T-03	Tanki-03 (Gas Oksigen)	1	V,ft3	Carbon Steel grade C	97.300,00	114.837,65	114.837,65
4	T-04	Tanki-04 (Tanki Netralisasi)	1	V,ft3	Carbon Steel grade C	149.000,00	175.856,22	175.856,22

5	T-05	Tanki-05 (Metil Metakrilat)	1	V,ft3	Carbon Steel grade C	178.000,00	210.083,27	210.083,27
6	H-01	Hopper-01 (NaOH padat)	1	V,ft3	Carbon Steel grade C	7.900,00	9.323,92	9.323,92
7	SC-01	Screw Conveyor-01 (NaOH)	1	V,ft3	Carbon Steel grade C	3.800,00	4.484,92	4.484,92
8	BE-01	Bucket Elevator-01 (NaOH)	1	V,ft3	Carbon Steel grade C	1.900,00	2.242,46	2.242,46
9	MT-01	Mixing Tank-01 (NaOH)	1	V,ft3	Carbon Steel grade C	83.700,00	98.786,35	98.786,35
10	EP-01	Expander-01 (Oksigen)	1	V,ft3	Carbon Steel grade C	1.300,00	1.534,32	1.534,32
11	HE-01	Heater-01	1	V,ft3	Carbon Steel grade C	2.000,00	2.360,49	2.360,49
12	HE-02	Heater-02	1	V,ft3	Carbon Steel grade C	2.000,00	2.360,49	2.360,49
13	R-01	Reaktor-01	1	V,ft3	Carbon Steel grade C	21.700,00	25.611,28	25.611,28
14	C-01	Cooler-01	1	V,ft3	Carbon Steel grade C	31.600,00	37.295,68	37.295,68
15	C-02	Cooler-02	1	V,ft3	Carbon Steel grade C	41.800,00	49.334,16	49.334,16
16	SP-01	Separator-01	1	V,ft3	Carbon Steel grade C	55.299,00	65.266,26	65.266,26
17	KD-01	Kolom Destilasi-01	1	D&H, ft	Carbon Steel grade C	854.800,00	1.008.871,79	1.008.871,79
18	CD-01	Condenser-01	1	A, ft2	Carbon Steel grade C	24.900,00	29.388,05	29.388,05
19	ACC-01	Accumulator-01	1	A, ft2	Carbon Steel grade C	8.000,00	9.441,94	9.441,94
20	RB-01	Reboiler-01	1	A, ft2	Carbon Steel grade C	1.400,00	1.652,34	1.652,34
21	DC-01	Decanter-01	1	V,ft3	Carbon Steel grade C	10.600,00	12.510,58	12.510,58
22	P-01	Pompa-01	1	Dpipa, in	Carbon Steel grade C	4.900,00	5.783,19	5.783,19
23	P-02	Pompa-02	1	Dpipa, in	Carbon Steel grade C	6.300,00	7.435,53	7.435,53
24	P-03	Pompa-03	1	Dpipa, in	Carbon Steel grade C	3.200,00	3.776,78	3.776,78
25	P-04	Pompa-04	1	Dpipa, in	Carbon Steel grade C	4.500,00	5.311,09	5.311,09

26	P-05	Pompa-05	1	Dpipa, in	Carbon Steel grade C	6.300,00	7.435,53	7.435,53
27	P-06	Pompa-06	1	Dpipa, in	Carbon Steel grade C	7.200,00	8.497,75	8.497,75
28	P-07	Pompa-07	1	Dpipa, in	Carbon Steel grade C	6.300,00	7.435,53	7.435,53
29	P-08	Pompa-08	1	Dpipa, in	Carbon Steel grade C	6.300,00	7.435,53	7.435,53
30	P-09	Pompa-09	1	Dpipa, in	Carbon Steel grade C	4.900,00	5.783,19	5.783,19
31	P-10	Pompa-10	1	Dpipa, in	Carbon Steel grade C	4.900,00	5.783,19	5.783,19
Total			31			1.970.799,00	2.326.021,90	2.326.021,90

Total = \$ 2.326.021,90 atau Rp 34.890.328.572,38

C. PERHITUNGAN BIAYA *OPERATING LABOUR*

Daftar gaji karyawan/bulan ditunjukkan pada Tabel D.4 berikut:

Tabel D.4 Daftar Gaji Karyawan/Bulan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan (Rp)	Total Gaji/Bulan (Rp)	Total Gaji/Tahun (Rp)
1	Direktur Utama	1	30.000.000,00	30.000.000,00	330.000.000,00
2	Direktur Produksi dan Teknik	1	20.000.000,00	20.000.000,00	220.000.000,00
3	Direktur Administrasi dan Umum	1	20.000.000,00	20.000.000,00	220.000.000,00
4	Kepala Departemen Personalia dan Keuangan	2	7.000.000,00	14.000.000,00	154.000.000,00
5	Kepala Departemen Pemasaran	1	7.000.000,00	7.000.000,00	77.000.000,00

	Kepala				
6	Departemen Teknik Kepala	1	7.000.000,00	7.000.000,00	77.000.000,00
7	Departemen Produksi	1	7.000.000,00	7.000.000,00	77.000.000,00
8	Karyawan Shift Proses	16	4.500.000,00	72.000.000,00	792.000.000,00
9	Karyawan Shift Laboran	2	4.500.000,00	9.000.000,00	99.000.000,00
10	Diklat	1	4.000.000,00	4.000.000,00	44.000.000,00
11	Humas	1	4.000.000,00	4.000.000,00	44.000.000,00
12	Keuangan	1	4.000.000,00	4.000.000,00	44.000.000,00
13	Akunting	1	4.000.000,00	4.000.000,00	44.000.000,00
14	Pemeliharaan	1	4.000.000,00	4.000.000,00	44.000.000,00
15	Litbang	1	4.000.000,00	4.000.000,00	44.000.000,00
16	Pemasaran	1	4.000.000,00	4.000.000,00	44.000.000,00
17	Keamanan	1	3.000.000,00	3.000.000,00	33.000.000,00
18	Cleaning Service	2	3.000.000,00	6.000.000,00	66.000.000,00
	Total	36	141.000.000,00	223.000.000,00	2.453.000.000,00

D. PERHITUNGAN TOTAL CAPITAL INVESTMENT (TCI)

1. Physical Plant Cost (PPC)

1.1. Purchased Equipment Cost (PEC)

- Harga Alat (EC) = Rp 34.890.328.572,38
 - Biaya Pengangkutan Sampai Pelabuhan (20%EC) = Rp 6.978.065.714,48
 - Asuransi Pengangkutan (1%EC) = Rp 348.903.285,72
 - Provisi Bank (0.5%EC) = Rp 1.744.516.428,62
 - EMKL(1%EC) = Rp 348.903.285,72
 - Pajak Barang Impor (20%EC) = Rp 6.978.065.714,48
- Total Purchased Equipment Cost (PEC) = Rp 51.288.783.001,40**

1.2. Instalasi

Installation Cost sebesar 43% PEC yang terdiri dari 11% material dan 32% buruh (Aries, hal. 77)

Total Instalasi = Rp 22.054.176.690,60

1.3. Pemipaan

Untuk sistem *fluid process* besarnya biaya pemipaan material 49% dan *labour* 37% dari PEC (Aries, hal. 77)

Total Pemipaan = Rp 44.108.353.381,21

1.4. Instrumentasi

Untuk proses yang memerlukan *extensive control* besarnya 30% PEC (Aries, hal. 97)

Total Instrumentasi = Rp 15.386.634.900,42

1.5. Isolasi

Besarnya biaya isolasi 8% PEC (Aries, hal. 98)

Total Isolasi = Rp 4.103.102.640,11

1.6. Listrik

Besarnya 12% PEC (Aries, hal.102)

Total Listrik = Rp 6.154.653.960,17

1.7. Tanah

Luas Tanah = 24000 m²

Harga tanah per m² = Rp 3.500.000,00

Total Tanah = Rp 84.000.000.000,00

Tanah dan Perbaikannya 10% PEC (Peter, hal.175)

Total Tanah dan Perbaikannya = Rp 89.128.878.300,14

1.8. Utilitas

Besarnya 40 % PEC (Aries, hal. 109)

Total Utilitas = Rp 20.515.513.200,56

1.9. Environment

Besarnya 30% PEC

Total Environment = Rp 15.386.634.900,42

TOTAL PHYSICAL PLANT COST (PPC) = Rp 268.126.730.975,03

2. Fixed Capital Investment (FCI)

2.1. Engineering and Construction

Besarnya = 20 % PPC (Aries, hal. 4)

Biaya Engineering and Construction (EC) = Rp 53.625.346.195,01

2.2. Direct Plant Cost

Direct Plant Cost (DPC) = PPC + EC = Rp 321.752.077.170,04

2.3. Contractor Fee

Besarnya 4%-10% DPC (Aries, hal. 4)

Biaya Contractor (6%) = Rp 19.305.124.630,20

2.4. Contingency

Besarnya 25% DPC (Aries, hal. 4)

Biaya Contingency = Rp 80.438.019.292,51

TOTAL FIXED CAPITAL INVESTMENT (FCI) = Rp 421.495.221.092,75

3. Working Capital Investment (WCI)

3.1. Raw Material Inventory

No	Bahan Baku	Kebutuhan (kg/jam)	Kebutuhan per tahun	Harga 1 tahun (Rp)
1	Metakrolein	13.871,3389	109.861.004,1	988.749.036.792,00
2	Metanol	31.706,31329	251.114.001,3	1.255.570.006.284,00
3	NaOH	395,8094163	3134.810,577	15.987.533.943,19
4	O ₂	2.659,839278	21.065.927,08	15.799.445.311,32
Total		48.633,30	385.175.743,00	2.276.106.022.330,51

3.2. In process Inventory

Berdasarkan (Aries Newton hal. 12), biaya untuk *in-process inventory* diambil = 0,5 x waktu operasi / tahun x *manufacturing cost*

Biaya In-Process Inventory = Rp 306.063.210,74

3.3. Product Inventory

Besarnya adalah 30 hari produksi dari *manufacturing cost* (Aries, hal. 12)

Biaya Product Inventory = Rp 244.850.568,59

3.4. Extended Credit

Berdasarkan (Aries Newton hal. 12) biaya untuk *extended credit* sebesar 1 bulan dari harga penjualan dalam setahun atau sebanding dengan 1 kali *manufacturing cost*.

Biaya Extended Credit = Rp 240.909.090.909,09

3.5. Available Cash

Berdasarkan (Aries hal. 13), uang yang harus tersedia secara kontan diperkirakan sebesar 1 bulan dari *manufacturing cost*

Biaya Available Cash = Rp 220.365.511.734,19

Total Working Capital Investment (WCI) = Rp 2.737.931.538.753,13

Total Capital Investment (TCI) = FCI + WCI = Rp 3.159.426.759.845,88

E. PERHITUNGAN TOTAL PRODUCTION COST (TPC)

4. Direct Manufacturing Cost (DMC)

4.1. Bahan Baku Setiap Tahun

Total Biaya Bahan Baku = Rp 2.276.106.022.330,51

4.2. Labour Cost

Total Labour Cost = Rp 2.453.000.000,00

4.3. Maintenance

Berdasarkan sumber dari (Aries hal. 164), diambil biaya untuk maintenance sebesar 4% FCI

Biaya Maintenance = Rp 16.859.808.843,71

4.4. Plant Supplies

Berdasarkan (Aries hal. 168), biaya untuk plant supplies sebesar 15% dari biaya *maintenance* per tahun

Biaya Plant Supplies = Rp 2.528.971.326,56

4.5. Utilitas

Berdasarkan (Aries hal. 168), biaya untuk utilities diambil sebesar 25% dari *contingency*

Biaya Utilitas = Rp 20.109.504.823,13

Total Direct Manufacturing Cost (DMC) = Rp 2.318.057.307.323,90

5. Indirect Manufacturing Cost (IMC)

5.1. Payroll Overhead

Berdasarkan (Aries hal. 173), biaya untuk *payroll overhead* diambil sebesar 18% dari *Labour Cost*

Biaya Payroll Overhead = Rp 367.950.000,00

5.2. *Laboratorium*

Berdasarkan (Aries hal. 174), biaya untuk laboratorium diambil sebesar 15% dari *Labour Cost*

Biaya Laboratorium = Rp 367.950.000,00

5.3. *Plant Overhead*

Berdasarkan (Aries hal. 174), biaya untuk *plant overhead* diambil sebesar 75% dari *Labour Cost*

Biaya Plant Overhead = Rp 1.226.500.000,00

5.4. *Packaging and Transportation*

Diperkirakan sebesar 5% dari harga penjualan produk selama setahun

Biaya Packaging and Transportation = Rp 53.000.000.000,00 (kemasan produk menggunakan drum)

Total Indirect Manufacturing Cost (IMC) = Payroll overhead + Laboratorium + Plant overhead + Packaging & Transportation + shipping = Rp 54.962.400.000,00

6. *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

6.1. *Depresiasi*

Umur pabrik (n) diperkirakan = 10 tahun

Salvage Value (SV) = 9% FCI = Rp 37.934.569.898,35

Biaya Depresiasi = (FCI - SV) / n = Rp 38.356.065.119,44

6.2. *Property Taxes*

Berdasarkan (Aries hal. 181), biaya untuk pajak property diambil sebesar 2% FCI

Biaya Property Taxes = Rp 8.429.904.421,86

6.3. Asuransi

Berdasarkan (Aries hal. 182), biaya untuk asuransi sebesar 1% FCI

Biaya Asuransi = Rp 4.214.952.210,93

**Total Fixed Manufacturing Cost (FMC) = Depresiasi + Property taxes + Asuransi =
Rp 51.000.921.752,22**

7. Manufacturing Cost (TMC)

7.1. DMC = Rp 2.318.057.307.323,90

7.2. IMC = Rp 54.962.400.000,00

7.3. FMC = Rp 51.000.921.752,22

Total Manufacturing Cost (TMC) = Rp 2.424.020.629.076,13

8. General Expense (GE)

8.1. *Management Salaries* = Rp2.453.000.000,00

8.2. *Legal fee and Auditing* = Rp 50.000.000,00

8.3. Peralatan Kantor dan Komunikasi

Total Biaya Administrasi = Management salaries + *legal fee and auditing* + peralatan kantor dan komunikasi = Rp 2.573.000.000,00

8.4. Sales expense

Berdasarkan (Aries hal. 186), biaya untuk *sales expense* diambil sebesar 2% harga penjualan

Harga Penjualan = Rp 2.650.000.000.000,00

Biaya Sales Expense = Rp 53.000.000.000,00

8.5. Finance

Biaya Finance = Rp 42.149.522.109,28

Total General Expense (GE) = Administrasi + Sales Expense + Finance =

Rp 97.722.522.109,28

Total Production Cost (TPC) = Rp 2.521.743.151.185,40

F. ANALISA KELAYAKAN

- Sales and profit = Rp 2.650.000.000.000,00
 - Biaya produksi = Rp 2.521.743.151.185,40
 - Keuntungan sebelum pajak = Rp 128.256.848.814,60
 - Keuntungan setelah pajak (20%) = Rp 102.605.479.051,68
 - Percent Profit on Sales (POS) sebelum pajak = 5%
 - Percent Profit on Sales (POS) setelah pajak = 4%
 - Percent Return Investment (ROI) sebelum pajak = 30%
 - Percent Return Investment (ROI) setelah pajak = 24%
 - Payout time sebelum pajak (POT) = 2,52 tahun
 - Payout time setelah pajak (POT) = 2,99 tahun
- G. BREAK EVEN POINT (BEP) = 41%**
- H. SHUT DOWN POINT (SDP) = 17%**
- I. DISCOUNTED CASH FLOW (i) = 20%**
- J. INTERNAL RATE OF RETURN (IRR) = 151%**

K. METODE GRAFIK BEP:

