

**PRARANCANGAN PABRIK *MALEIC*
ANHYDRIDE DARI BENZENE DAN UDARA
DENGAN KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN**

Diajukan sebagai Salah Satu Syarat Untuk Memperoleh Gelar Sarjana

Teknik Kimia



Oleh :

Nama : Yoga Satria Perkasa

Nim : 18521187

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

2022

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN
HASIL PRARANCANGAN PABRIK *MALEIC*
***ANHYDRIDE* DARI BENZENE DENGAN**
KAPASITAS

50.000 TON/TAHUN

Saya yang bertanda tangan dibawah ini :

Nama : Yoga Satria Perkasa

No. Mhs : 18521187

Yogyakarta, 19 Oktober 2022

Menyatakan bahwa naskah praprancangan pabrik *maleic anhydride* disusun sesuai kaidah penulisan artikel ilmiah. Apabila dikemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan hasil karya sendiri, saya siap menanggung resiko dan konsekuensi. Demikian surat pernyataan ini kami buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.

Td. Tangan



Yoga Satria Perkasa

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING
PRARANCANGAN PABRIK MALEIC ANHYDRIDE

DARI BENZENE DAN UDARA

50.000 TON/TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama :Yoga Satria Perkasa

Nama :18521187

Yogyakarta,

Pembimbing I



Dr. Khamdan Cahyari, S.T., M.Sc

Pembimbing II



Lilis Kistriyani, S.T., M.Eng

**LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI
PRARANCANGAN PABRIK MALEIC ANHYDRIDE**

**LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI
PRARANCANGAN PABRIK MALEIC ANHYDRIDE DARI BENZENE
DENGAN KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN**

Oleh:

Nama : Yoga Satria Perkasa

NIM : 18521187

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat
untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia

Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia

Yogyakarta,

Tim Penguji,

Dr. Khamdan Cahyari, S.T., M.Sc

Ketua

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

Anggota I

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

Anggota II

 21/11/22
.....


.....

 20/11/2022
.....

Mengetahui:

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia




Dr. Ifa Puspasari, S.T., M.Eng.

NIP. 155210506

KATA PENGANTAR



Assalamu'alaikum Wr., Wb

Puji syukur atas kehadiran Allah SWT yang telah melimpahkan rahmat, taufik dan Karunia-Nya, sehingga Tugas Akhir ini dapat diselesaikan dengan baik. Shalawat dan salam semoga selalu tercurahkan atas junjungan kita Nabi Muhammad SAW, sahabat serta pengikutnya.

Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik yang berjudul **“PRARANCANGAN PABRIK MALEIC ANHYDRIDE DARI BENZENE DENGAN KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN”**, disusun sebagai penerapan dari ilmu teknik kimia yang telah diperoleh selama dibangku kuliah, dan merupakan salah satu syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Penulisan laporan Tugas Akhir ini dapat berjalan dengan lancar atas bantuan dari berbagai pihak. Oleh karena itu, pada kesempatan ini penyusun ingin menyampaikan terimakasih kepada :

1. Allah SWT yang selalu melimpahkan Hidayah dan Inayahnya.
2. Bapak Yetni Sulistyو dan Ibu Susiana Irianti sebagai orang tua yang tercinta. Saya sangat bangga menjadi anak ayah dan ibu yang menjadikan saya selalu ingin menjadi yang terbaik untuk keluarga. Terima kasih atas segala dorongan semangat dan motivasi terlebih anggaran selama mengenyam pendidikan S1 Teknik Kimia di UII.

3. Ibu Dr. Ifa Puspasari, selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
4. Bapak Dr. Khamdan Cahyari, S.T., M.Sc. selaku Dosen Pembimbing I dan Ibu Lilis Kistriyani, S.T., M.Eng selaku Dosen Pembimbing II Tugas Akhir yang telah memberikan pengarahan, bimbingan dalam penyusunan dan penulisan Tugas Akhir ini.
5. Seluruh civitas akademika di lingkungan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
6. Teman – teman Teknik Kimia 2018 yang selalu memberikan dukungan, semangat, dan doa.
7. Semua pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu per satu yang telah membantu penyusunan Tugas Akhir ini.

Kami menyadari bahwa didalam penyusunan laporan Tugas Akhir ini masih banyak kekurangan, untuk itu kami mengharapkan kritik dan saran untuk menyempurnakan laporan ini. Akhir kata semoga laporan Tugas Akhir ini dapat memberikan manfaat bagi semua pihak, Amin.

Wassamu'alaikum Wr, Wb.

Yogyakarta, 19 Oktober 2022

Penyusun

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN	i
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	ii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI	iii
KATA PENGANTAR.....	iv
DAFTAR TABEL.....	x
DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN	xv
ABSTRAK.....	xvii
<i>ABSTRACT</i>	<i>xviii</i>
BAB I PENDAHULUAN.....	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Penentuan Kapasitas.....	2
1.3 Tinjauan Pustaka	10
1.4 Tinjauan Kinetika dan Termodinamika.....	15
1.4.1 Tinjauan Kinetika	15
1.4.2 Tinjauan Termodinamika	17
BAB II.....	23
PERANCANGAN PRODUK.....	23
2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk	23
2.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung	24
2.2.1 Spesifikasi Bahan Baku	24
2.2.2 Spesifikasi Bahan Pembantu	25
2.3 Pengendalian Kualitas	25
2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku	25

2.3.2	Pengendalian Kualitas Proses	26
2.3.3	Pengendalian Kualkitas Produk	27
BAB III		28
PERANCANGAN PROSES		28
3.1	Diagram Alir Proses	28
3.1.1	Diagram Alir Kualitatif	28
3.1.2	Diagram Alir Kuantitatif	29
3.2	Uraian Proses	30
3.2.1	Tahap Persiapan Bahan Baku	30
3.2.2	Tahap Reaksi.....	30
3.2.3	Tahap Pemurnian Hasil.....	31
3.3	Spesifikasi Alat	32
3.3.1	Spesifikasi Reaktor	32
3.3.2	Spesifikasi Alat Pemisah	33
3.3.3	Spesifikasi Alat Penyimpanan	36
3.3.4	Sepsifikasi Alat Transportasi.....	38
3.3.5	Spesifikasi Alat Penukar Panas	42
3.4	Neraca Massa	52
3.5	Neraca Panas	55
BAB IV		60
PERANCANGAN PABRIK.....		60
4.1	Lokasi Pabrik (Plant Location).....	60
4.2	Tata Letak Pabrik	67
4.3	Tata Letak Alat Proses (Machines Layout).....	70
4.4	Organisasi Perusahaan.....	74

4.4.1 Bentuk Perusahaan.....	74
4.4.2 Struktur Organisasi	76
4.4.3 Tugas dan Wewenang.....	79
4.4.4 Status Penggolongan Jabatan dan Jumlah Karyawan.....	85
4.4.5 Pembagian Jam Kerja dan Sistem Gaji Karyawan	88
4.4.6 Ketenagakerjaan	93
BAB V.....	97
UTILITAS.....	97
5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (Water Supply Section).....	98
5.2 Unit Penyediaan Steam	110
5.3 Unit Penyediaan Dowtherm	110
5.4 Unit Penyediaan Refrigeran	110
5.5 Unit Penyediaan Listrik.....	111
5.6 Unit Penyediaan Udara Bertekanan	111
5.7 Unit Penyediaan Bahan Bakar.....	111
BAB VI.....	112
EVALUASI EKONOMI.....	112
6.1 Evaluasi Ekonomi.....	112
6.2 Penaksiran Harga Alat	113
6.3 Dasar Perhitungan.....	116
6.4 Perhitungan Biaya.....	116
6.5 Analisa Kelayakan	117
6.6 Hasil Perhitungan	121
6.7 Hasil Analisa Kelayakan	124
6.8 Analisa Resiko Pabrik.....	128

BAB VII.....	130
KESIMPULAN DAN SARAN.....	130
7.1 Kesimpulan.....	130
7.2 Saran.....	131
LAMPIRAN A.....	135
LAMPIRAN B.....	153



DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Data Impor <i>Maleic anhydride</i>	3
Tabel 1. 2 <i>Maleic Anhydride</i> di Indonesia	4
Tabel 1. 3 Data Ekspor <i>Maleic anhydride</i>	4
Tabel 1. 4 Data Kebutuhan Impor Malaysia	6
Tabel 1. 5 Data Kebutuhan Impor Polandia	7
Tabel 1. 6 Data Kebutuhan Impor Chile	8
Tabel 1. 7 Data Kebutuhan Impor India	9
Tabel 1. 8 Data Kebutuhan Impor di Dunia	10
Tabel 1. 9 perbandingan proses	15
Tabel 3. 1 Spesifikasi Reaktor	32
Tabel 3. 2 Spesifikasi Menara Distilasi	33
Tabel 3. 2 Spesifikasi Menara Distilasi Lanjutan	34
Tabel 3. 3 Spesifikasi Separator	34
Tabel 3. 3 Spesifikasi Separator Lanjutan	35
Tabel 3. 4 Spesifikasi Decanter	35
Tabel 3. 4 Spesifikasi Decanter Lanjutan	36
Tabel 3. 5 Spesifikasi Tangki Silinder Vertikal	36
Tabel 3. 5 Spesifikasi Tangki Silinder Vertikal Lanjutan	37
Tabel 3. 6 Spesifikasi Gudang	37
Tabel 3. 7 Spesifikasi Akumulator	37
Tabel 3. 7 Spesifikasi Akumulator Lanjutan	38
Tabel 3. 8 Spesifikasi Pompa 1 - 3	38
Tabel 3. 8 Spesifikasi Pompa Lanjutan	39

Tabel 3. 9 Spesifikasi Pompa 4 - 6	39
Tabel 3. 10 Spesifikasi Pompa 7-8	40
Tabel 3. 11 Spesifikasi Belt Conveyor	40
Tabel 3. 11 Spesifikasi Belt Conveyor Lanjutan	41
Tabel 3. 12 Spesifikasi Kompresor	41
Tabel 3. 13 Spesifikasi Blower	41
Tabel 3. 13 Spesifikasi Blower Lanjutan	42
Tabel 3. 14 Spesifikasi <i>Cooler</i> 1	42
Tabel 3. 14 Spesifikasi <i>Cooler</i> 1 Lanjutan	43
Tabel 3. 15 Spesifikasi <i>Cooler</i> 2	43
Tabel 3. 15 Spesifikasi <i>Cooler</i> 2	44
Tabel 3. 16 Spesifikasi Condensor 1	44
Tabel 3. 17 Spesifikasi Condensor 2	45
Tabel 3. 18 Spesifikasi <i>Reboiler</i> 1	46
Tabel 3. 19 Spesifikasi <i>Reboiler</i> 2	47
Tabel 3. 20 Spesifikasi Vaporizer	48
Tabel 3. 21 Spesifikasi <i>Waste Heat Boiler</i>	49
Tabel 3. 23 Spesifikasi <i>Condensor Parsial</i>	50
Tabel 3. 24 Spesifikasi Furnace	51
Tabel 3. 25 Neraca Massa <i>Furnace</i>	52
Tabel 3. 26 Neraca Massa Reaktor	52
Tabel 3. 27 Neraca Massa <i>Condensor Parsial</i>	53
Tabel 3. 29 Neraca Massa Menara Distilasi 1	54
Tabel 3. 30 Neraca Massa Menara Distilasi 2	54
Tabel 3. 31 Neraca Massa Decanter	54

Tabel 3. 32 Neraca Panas Reaktor	55
Tabel 3. 33 Neraca Panas Menara Distilasi 1	55
Tabel 3. 34 Neraca Panas Menara Distilasi 2	55
Tabel 3. 35 Neraca Panas Condensor 1	56
Tabel 3. 36 Neraca Panas Condensor 2	56
Tabel 3. 37 Neraca Panas <i>Reboiler</i> 1	56
Tabel 3. 38 Neraca Panas <i>Reboiler</i> 2	57
Tabel 3. 39 Neraca Panas <i>Vaporizer</i>	57
Tabel 3. 40 Neraca Panas <i>Furnace</i>	57
Tabel 3. 41 Neraca Panas <i>Waste Heat Boiler</i>	58
Tabel 3. 42 Neraca Panas <i>Condensor Parsial</i>	58
Tabel 3. 43 Neraca Panas <i>Cooler</i> 1	58
Tabel 3. 44 Neraca Panas <i>Cooler</i> 2	58
Tabel 3. 44 Neraca Panas <i>Cooler</i> 2 Lanjutan	59
Tabel 3. 45 Neraca Panas <i>Spray Cooler</i>	59
Tabel 4. 1 Data Kebutuhan Impor di Dunia	62
Tabel 4. 2 Nilai Pengangguran di Kabupaten Gresik	63
Tabel 4. 3 Daftar Tata Letak Pabrik	68
Tabel 4. 3 Daftar Tata Letak Pabrik Lanjutan	69
Tabel 4. 4 Daftar Jabatan Perusahaan	86
Tabel 4. 5 Jumlah Karyawan	87
Tabel 4. 5 Jumlah Karyawan	88
Tabel 4. 6 Jadwal Shift Karyawan	90
Tabel 4. 7 Rincian Gaji Karyawan	91
Tabel 4. 7 Rincian Gaji Karyawan Lanjutan	92

Tabel 6. 1 Chemical Engineering Plant Cost Index	114
Tabel 6. 1 Chemical Engineering Plant Cost Index Lanjutan	115
Tabel 6. 2 <i>Physical Plant Cost</i>	122
Tabel 6. 3 <i>Direct Plant Cost</i>	122
Tabel 6. 4 <i>Fixed Capital Investment</i>	122
Tabel 6. 5 <i>Working Capital Investement</i>	123
Tabel 6. 6 <i>Direct Manufacturing Cost</i>	123
Tabel 6. 7 <i>Indirect Manufacturing Cost</i>	123
Tabel 6. 8 <i>Fixed Manufacturing Cost</i>	124
Tabel 6. 9 <i>General Expense</i>	124
Tabel 6. 10 <i>Annual Fixed Cost</i>	125
Tabel 6. 11 <i>Regulated Cost</i>	125
Tabel 6. 12 <i>Variabel Cost</i>	126
Tabel 6. 13 Analisa Kelayakan	127

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Proyeksi Data Impor <i>Maleic anhydride</i>	3
Gambar 1. 2 Proyeksi Data Ekspor <i>Maleic anhydride</i>	5
Gambar 1. 3 Proyeksi Konsumsi <i>Maleic anhydride</i> di Malaysia	6
Gambar 1. 4 Proyeksi Konsumsi <i>Maleic anhydride</i> di Polandia	7
Gambar 1. 5 Proyeksi Konsumsi <i>Maleic anhydride</i> di Chile	8
Gambar 1. 6 Proyeksi Konsumsi <i>Maleic anhydride</i> di India	9
Gambar 3. 1 Diagram Alir Kualitatif	28
Gambar 3. 2 Diagram Alir Kuantitatif	29
Gambar 4. 1 Lokasi Pendirian Pabrik <i>Maleic anhydride</i>	61
Gambar 4. 2 Tata Letak Pabrik	70
Gambar 4. 3 Tata letak alat-alat proses	74
Gambar 5. 1 Diagram Alir Proses Pengolahan Air di Utilitas	108
Gambar 6. 1 Grafik Index Hagra Alat	115
Gambar 6. 2 Grafik Kapasitas Produksi VS Biaya Produksi	128

DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN

T	: Temperature, °C
D	: Diameter, m
μ	: Viskositas, cP
ρ	: Densitas, kg/m ³
A	: Luas bidang penampang, m ²
LMTD	: Long mean temperature different, °K
OD	: Diameter luar tabung, m
ID	: Diameter dalam tabung, m
BWG	: Birmingham wire gauge
ϵ	: Effisiensi
Ro	: Radius luar, in
ts	: Ketebalan dinding, in
th	: Tinggi head, in
OA	: Tinggi total head, m
icr	: Jari-jari kelengkungan dalam, m
r	: Jari-jari kelengkungan, m
b	: kedalaman, m
sf	: straight flange, m
B	: Lebar baffle, m
Di	: Diameter pengaduk, m
Dt	: Diameter reaktor, m
z	: Tinggi reaktor, m
ρ_l	: Rapat massa fluida, kg/m ³
Np	: Bilangan daya
Q _{pp}	: Panas yang diserap media pendingin, kJ/jam
mair	: Kecepatan massa air, kg/jam

$mR22$: Kecepatan massa freon, kg/jam

Qt : Beban panas total, kJ/jam

qf : Kecepatan volume fluida, m^3/s



ABSTRAK

Maleic anhydride digunakan dalam produksi resin poliester tak jenuh serta dalam pembuatan pelapis, surfaktan, obat-obatan, produk pertanian seperti pestisida dan sebagai aditif untuk plastik. Lokasi pabrik *maleic anhydride* dari benzene direncanakan didirikan di Kawasan Industri Gresik, Jawa Timur dengan kapasitas 50.000 Ton/Tahun. Reaksi ini bersifat eksotermis dan dijalankan dalam reaktor dengan jenis *Fixed Bed Reactor* (FBR), dengan kondisi operasi non-isothermal (390-430°C) dan tekanan 10 bar. Dalam pengoperasiannya pabrik ini memerlukan bahan baku sebanyak 6.960,3 Kg/jam, dibutuhkan pendingin sebanyak 1.592.395,78 Kg/jam dan steam sebanyak 53.659,9 Kg/jam yang didapat dari sungai bengawan solo, energi listrik sebanyak 18.000 kW , sehingga diperoleh nilai BEP sebesar 40,09%, SDP sebesar 23,13 %, ROI sebelum pajak 45,94% dan setelah pajak 36,75%, POT sebelum pajak sebesar 1,79 tahun dan setelah pajak 2,14 tahun, serta DCFR sebesar 23,98%. Berdasarkan analisis parameter ekonomi tersebut dapat disimpulkan bahwa investasi pada pabrik ini merupakan investasi yang menarik.

Kata Kunci: Benzene, *Fixed bed*, *Maleic Anhydride*

ABSTRACT

Maleic anhydride is used in the production of unsaturated polyester resins as well as in the manufacture of coatings, surfactants, pharmaceuticals, agricultural products such as pesticides and as an additive to plastics. The location of the maleic anhydride plant from benzene is planned to be established in the Gresik Industrial Estate, East Java with a capacity of 50.000 tons/year. This reaction is exothermic and is carried out in a Fixed Bed Reactor (FBR) reactor, with non-isothermal operating conditions (390-430°C) and a pressure of 10 bar. In operation, this factory requires 6.960,3 Kg/hour of raw materials, 1.592.395,78 Kg/hour of cooling needed and 53.659,9 Kg/hour of steam obtained from the Bengawan Solo river, 18.000 kW of electrical energy, so that the BEP value of 40,09% is obtained. , SDP is 23,13%, ROI before tax is 45,94% and after tax is 36,75%, POT before tax is 1,79 years and after tax is 2,14 years, and DCFR is 23,98%. Based on the analysis of these economic parameters, it can be concluded that the investment in this plant is an attractive investment.

Keywords: Benzene, Fixed Bed, Maleic Anhydride

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Indonesia masuk ke negara yang masih berkembang. Oleh karena itu perkembangan di sektor industri terus berkembang setiap tahunnya. Industri kimia di Indonesia sudah cukup berkembang namun kebutuhan impor di Indonesia masih cukup tinggi, sehingga ketergantungan Indonesia terhadap impor luar negeri perlu diimbangi dengan peningkatan industri kimia di Indonesia. Jika impor lebih tinggi daripada ekspor maka akan mengurangi devisa negara. Indonesia memiliki kekayaan dibidang sumber daya alam dan sumber daya manusia yang sangat melimpah, namun belum maksimal dalam menggunakannya. Maka untuk mengatasi ketergantungan terhadap impor yaitu dengan mendirikan pabrik kimia untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri dan juga sebagai salah satu solusi untuk menyediakan lapangan pekerjaan.

Maleic anhydride merupakan senyawa organik dengan rumus $C_2H_2(CO)_2O$, asam anhidrida dari asam maleat. Fasa dari *maleic anhydride* adalah padatan tidak berwarna atau putih dengan bau tajam. zat kimia yang diberikan sangat reaktif dengan kegunaan potensial di hampir setiap bidang kimia industri. *Maleic anhydride* digunakan dalam produksi resin poliester tak jenuh serta dalam pembuatan pelapis, surfaktan, obat-obatan, produk pertanian seperti pestisida dan sebagai aditif untuk plastik.

Maleic anhydride (furan-2,5-dione) adalah komponen kunci untuk kelompok kimia dan aplikasi komersial yang sangat beragam. Kemampuan anhidrida maleat untuk mencapai keragaman yang begitu besar adalah akibat langsung dari kapasitas kompleks industri anhidrida maleat untuk mengembangkan rute produksi yang ekonomis dalam menghadapi pengawasan pemerintah yang terus meningkat, tekanan harga yang ketat, dan persyaratan teknis yang luar biasa (pada tingkat volume yang signifikan) ditambah dengan permintaan yang tinggi untuk properti produk dasar yang berkualitas.

1.2 Penentuan Kapasitas

Dalam menentukan kapasitas memiliki beberapa pertimbangan diantaranya :

1. Rata rata impor *Maleic anhydride* di Indonesia pada tahun 2017-2021.
2. Kebutuhan *Maleic anhydride* di Indonesia.
3. Ketersediaan bahan baku Benzene.
4. Pabrik *Maleic anhydride* akan di bangun pada tahun 2026 dengan perhitungan time series dari (ekspor+konsumsi) - (impor+produksi).

a. *Supply Maleic anhydride*

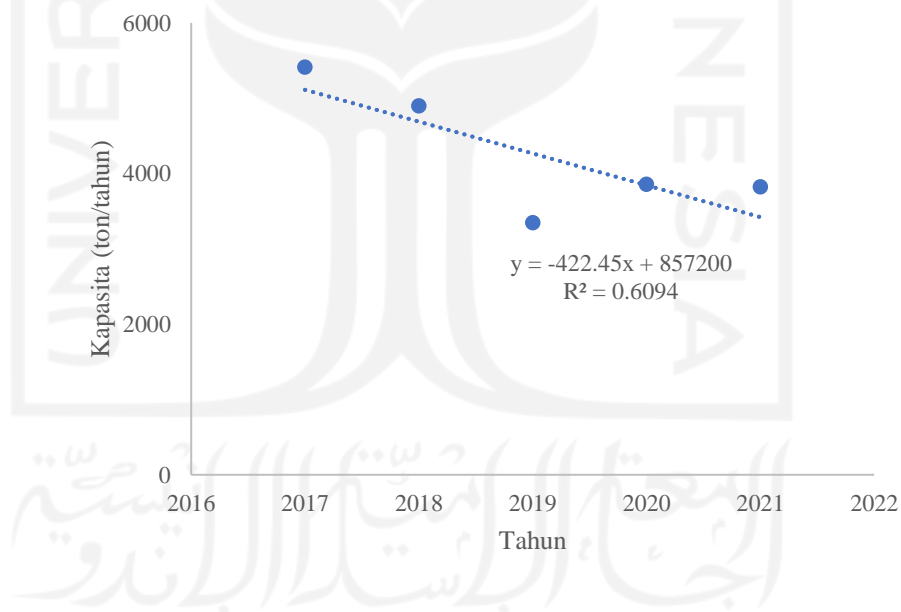
Dari data statistik UN Data dalam kurun waktu 5 tahun, didapatkan data impor untuk menjadi peluang pihak industri kimia untuk meningkatkan produksi dalam negeri, dan juga produksi maleic anhydride yang telah berdiri di Indonesia. Adapun data impor *Maleic anhydride* yang diperoleh dari UN Data sebagai berikut :

Tabel 1. 1 Data Impor *Maleic anhydride*

Tahun	Impor (Ton/Tahun)
2017	5.412,65
2018	4.896,94
2019	3.344,19
2020	3.856,69
2021	3.820,51

Sumber : UN Data,2022

Sehingga dari data yang didapatkan membentuk grafik seperti berikut :



Gambar 1. 1 Proyeksi Data Impor *Maleic anhydride*

Dari persamaan yang didapatkan maka import *Maleic anhydride* tahun 2026 yaitu sebesar 1.316,3 Ton/Tahun.

Dan pabrik yang telah berdiri di Indonesia sebesar :

Tabel 1. 2 *Maleic Anhydride* di Dunia

Tahun	Kapasitas (Ton/Tahun)	Lokasi
PT Petro Widada I	30.000	Indonesia
PT Petro Widada II	40.000	Indonesia
PT Eterindo Wahanatama	3.000	Indonesia
Mitsubishi Chemical Industries	18.000	Jepang
BASF	3.000	Jerman

Sumber : IPO Prospektus

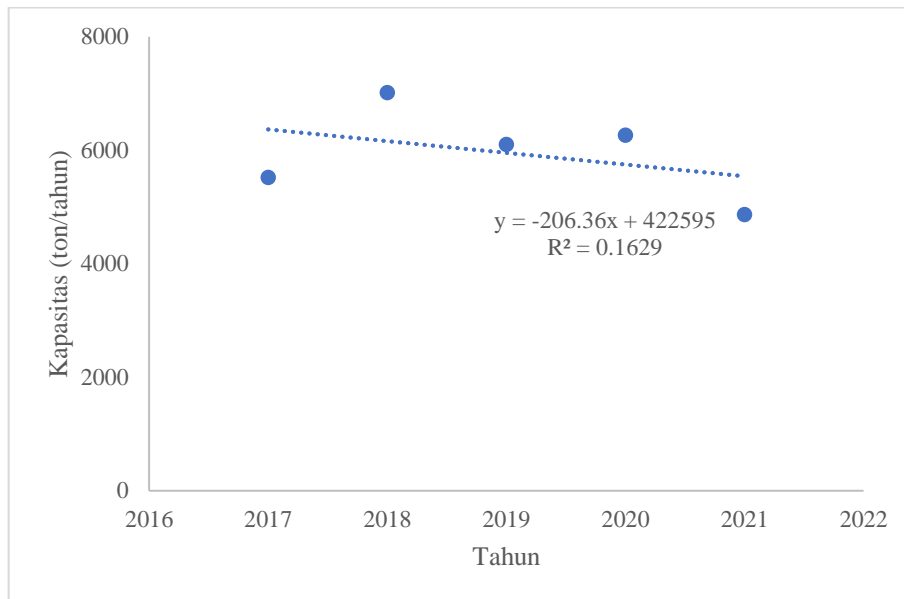
b. Demand Maleic anhydride

Permintaan di Indonesia berupa nilai ekspor dan kebutuhan impor dari luar negeri, untuk nilai ekspor didapatkan 5 data dari tahun 2017-2021. Adapun data impor *Maleic anhydride* yang diperoleh dari UN Data diperoleh data sebagai berikut :

Tabel 1. 3 Data Ekspor *Maleic anhydride*

Tahun	Ekspor (Ton/Tahun)
2017	5.524,54
2018	7.014,63
2019	6.103,83
2020	6.267,95
2021	4.866,08

Sumber : UN Data,2022



Gambar 1. 2 Proyeksi Data Ekspor *Maleic anhydride*

Dari persamaan yang didapatkan nilai ekspor pada tahun 2026 yaitu sebesar 4.510,886 Ton/Tahun.

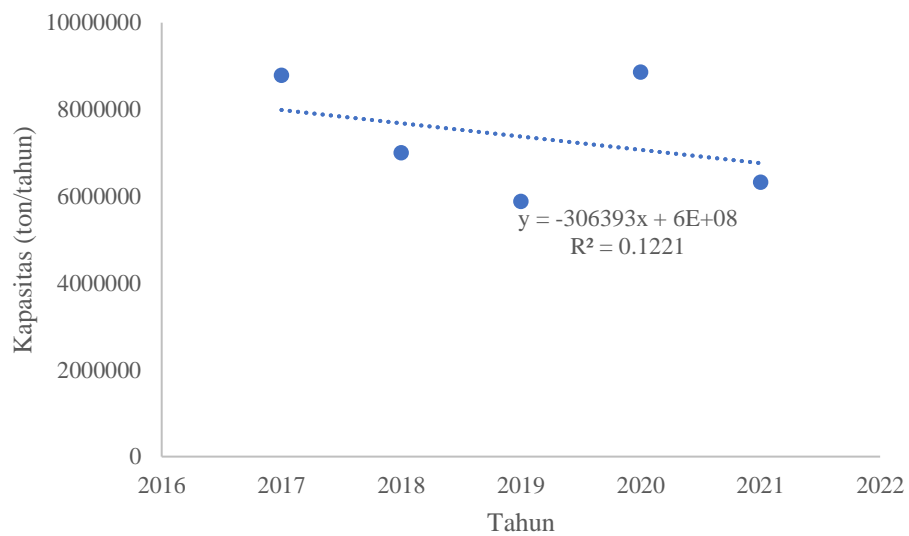
Sedangkan nilai konsumsi diasumsikan dengan 10% dari produksi pabrik di Indonesia, untuk produksi plastik di Indonesia sendiri yaitu sebanyak 1.450.000 ton. (Vina,2022)

Diperoleh kebutuhan impor di beberapa negara untuk plan apabila konsumsi di plastik di Indonesia menurun, berikut tabel kebutuhan konsumsi di Dunia :

Tabel 1. 4 Data Kebutuhan Impor Malaysia

Tahun	Konsumsi (Ton/Tahun)
2017	8.794,720
2018	7.003,049
2019	5.885,424
2020	8.866,848
2021	6.330,854
2026	5.231,426

Sumber : UN Data, 2022

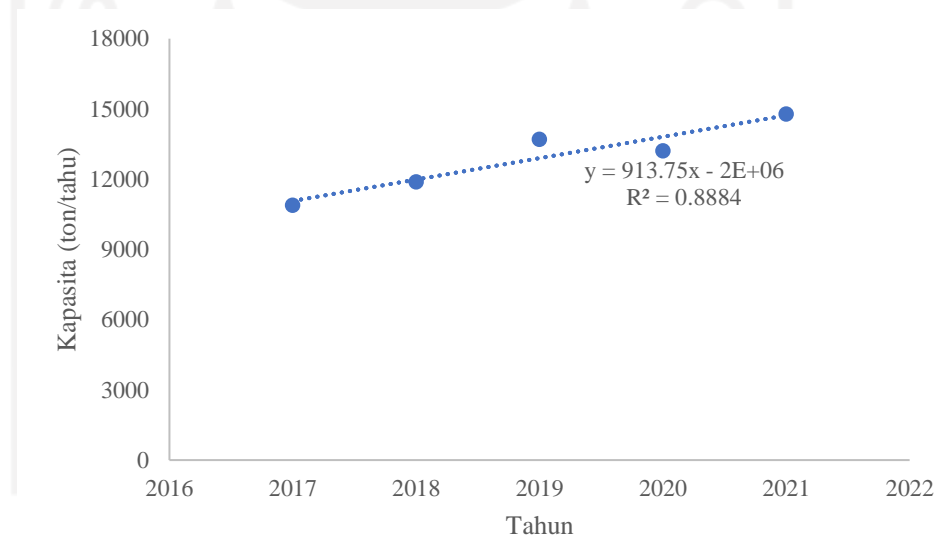


Gambar 1. 3 Proyeksi Konsumsi *Maleic anhydride* di Malaysia
 Diperkirakan kebutuhan *Maleic anhydride* di Malaysia pada tahun
 2026 yaitu sebesar 5.231,4 Ton/Tahun.

Tabel 1. 5 Data Kebutuhan Impor Polandia

Tahun	Konsumsi (Ton/Tahun)
2017	10.886,5
2018	11.887
2019	13.702,5
2020	13.216,7
2021	14.790,4
2026	19,292.9

Sumber : UN Data,2022

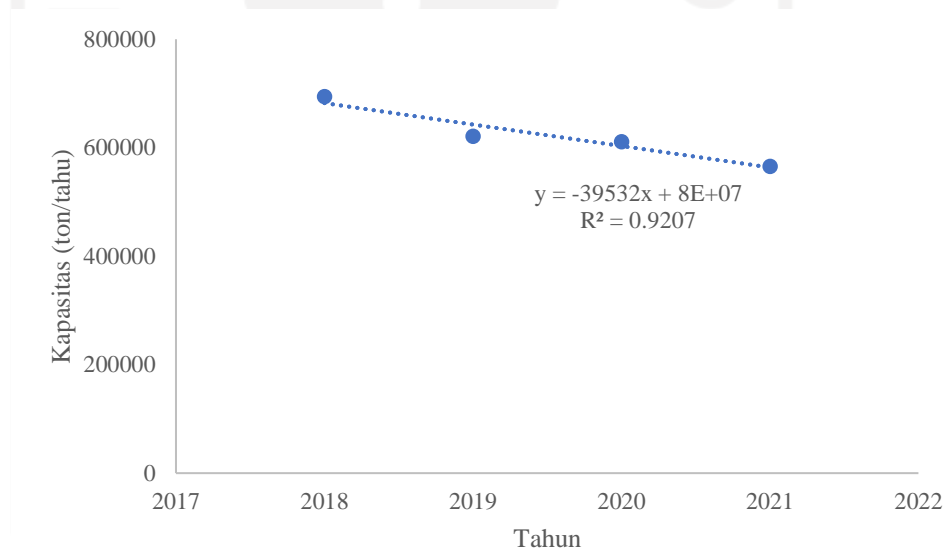


Gambar 1. 4 Proyeksi Konsumsi *Maleic anhydride* di Polandia
Diperkirakan kebutuhan *Maleic anhydride* di Polandia pada tahun 2026
yaitu sebesar 19.292,9 Ton/Tahun.

Tabel 1. 6 Data Kebutuhan Impor Chile

Tahun	Konsumsi (Ton/Tahun)
2018	694.003
2019	621.044
2020	611.003
2021	565.577
2026	365.949

Sumber : UN Data, 2022

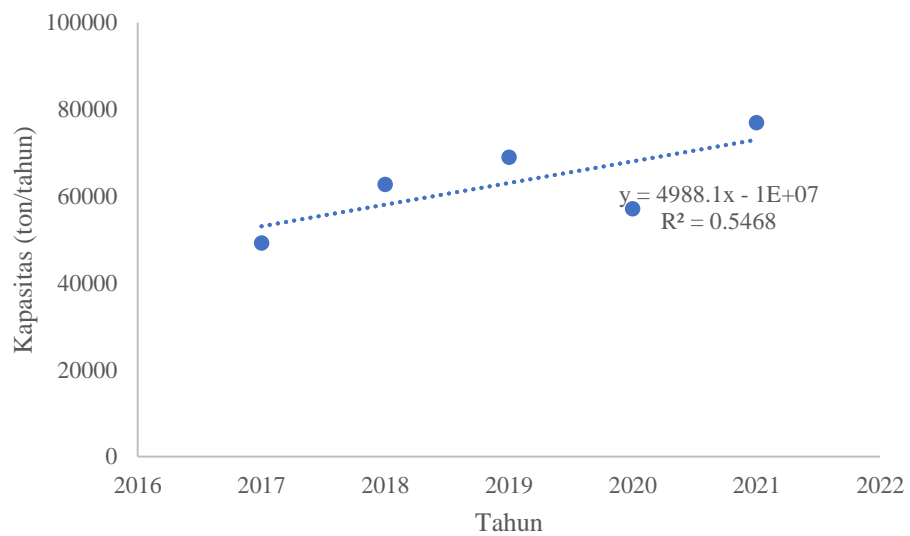


Gambar 1. 5 Proyeksi Konsumsi *Maleic anhydride* di Chile
Diperkirakan kebutuhan *Maleic anhydride* di Chile pada tahun 2026 yaitu sebesar 365.949Ton/Tahun.

Tabel 1. 7 Data Kebutuhan Impor India

Tahun	Konsumsi (Ton/Tahun)
2017	49.290,5
2018	62.769,1
2019	69.020,3
2020	57.170,9
2021	77.030
2026	97.972,8

Sumber : UN Data, 2022



Gambar 1. 6 Proyeksi Konsumsi *Maleic anhydride* di India
 Diperkirakan kebutuhan *Maleic anhydride* di India pada tahun 2026 yaitu sebesar 97.972,8 Ton/Tahun.

Tabel 1. 8 Data Kebutuhan Impor di Dunia

Tahun	Konsumsi (Ton/Tahun)
Malaysia	5.231,4529
Polandia	19.292,86
Chile	365,9494
India	97.972,78
Total	122.863,04

Sumber : UN Data,2022

Dari total kebutuhan impor di dunia yaitu sebanyak 122.863,04 Ton/Tahun.

c. Kapasitas Produksi

$$\begin{aligned}
 \text{Peluang} &= (\text{Ekspor} + \text{Konsumsi}) - (\text{Impor} + \text{Produksi}) \\
 &= (4.510,886 + 145.000) - (1.316 + 73000) \text{ Ton/tahun} \\
 &= 76.509,57 \text{ Ton/Tahun}
 \end{aligned}$$

Dari data-data yang kami peroleh maka kapasitas yang kami buat adalah 50,000 ton/tahun ditinjau dari pabrik yang terbar namun telah beridri di Indonesia dan bahan baku juga sudah memenuhi, yaitu sebesar 500,000 ton/tahun dari PT Tuban Petrochemical Industries.

1.3 Tinjauan Pustaka

Dua faktor penentu keberhasilan adalah kimia dan ekonomi. Keduanya benar-benar terhubung, terjalin, dan tak terpisahkan. Pertama, struktur kimia dasar anhidrida maleat secara inheren serbaguna. *Maleic anhydride*, berdasarkan cincin heterosiklik beranggota lima, terdiri dari ikatan rangkap

pada posisi C₃-C₁ dan dua gugus karbonil, satu pada posisi C₂ dan yang lainnya pada posisi C (lihat Skema 1.1. Kiri). Ikatan rangkap dikenal sangat reaktif. *Maleic anhydride* adalah monomer penerima elektron yang kuat karena karakter ikatan rangkap yang kekurangan elektron. Defisiensi elektron berasal dari gaya penarik elektron yang kuat dari dua kelompok substituen C=O. (Musa, 2016)

Berdasarkan *Handbook of Maleic anhydride Based Materials* - Osama M. Musa berikut beberapa proses pembuatan *Maleic anhydride* :

1. Halcon–Scientific Design (HSD) Fixed-Bed Process

Proses produksi *Maleic anhydride* dengan benzena. Peralatan modal yang ada kemudian diubah menjadi proses berbasis benzene. Contoh utama dari pabrik bahan baku konvertibel adalah proses Halcon-Scientific Design (HSD) untuk pembuatan *Maleic anhydride*. Skema proses ini disajikan dalam Skema 1,2 Benzena diumpankan ke saluran udara tekan untuk diumpankan ke dalam reaktor baja karbon yang terdiri dari beberapa tabung dengan panjang nominal 3,7 m dan diameter 25 mm. Prosesnya adalah fixed bed, di mana benzene dan udara dicampur biasanya 1,0 hingga 2,0 persen mol benzene, sebelum dimasukkan ke dalam reaktor yang menampung katalis. Reaktor sering diposisikan dalam konfigurasi aliran ke atas. Tekanan dalam reaktor yang beroperasi berkisar

antara 20 hingga 50 psi mendekati atmosfer, hanya membutuhkan tekanan yang cukup untuk memindahkan gas melalui katalis [1800-2800 gas setiap jam kecepatan ruang (GHSV)]. Katalis ditempatkan dalam tabung, seringkali berjumlah ribuan dan dikelilingi oleh sistem fluida perpindahan panas. Tabung katalis pertama dikemas dengan bahan inert, yaitu bola logam atau keramik, untuk memanaskan aliran gas sebelum terpapar katalis. Kisaran suhu garam ini biasanya antara 390 dan 430 °C. Campuran garam eutektik ini terdiri dari garam seperti kalium nitrat, natrium nitrat, dan natrium nitrit (i.e., HITEC®). Banyak proses mendaur ulang panas ini dalam bentuk pembangkitan uap untuk suplai energi tambahan. Setelah keluar dari reaktor, aliran proses memasuki pendingin gas sering dibuat dari baja karbon. Pendinginan parsial diterapkan pada aliran proses untuk mengurangi suhunya hingga tepat di bawah titik embun *Maleic anhydride* (53-60 °C). Bahan yang didinginkan kemudian memasuki separator, terbuat dari baja tahan karat, memungkinkan pemisahan kasar antara *Maleic anhydride* yang terkondensasi sebagian dan gas lain serta uap yang tidak terkondensasi. Sangat penting untuk memantau suhu pada tahap ini. Jika *Maleic anhydride* mengeras, prosesnya dapat mengalami penyumbatan yang digabungkan dengan tantangan tekanan dan suhu. *Maleic anhydride* mentah dimurnikan melalui distilasi. *Maleic anhydride* cair dikumpulkan untuk dijual atau selanjutnya diubah menjadi pastiles atau briket untuk penanganan yang lebih mudah. Pengotor produk khas dari proses tersebut termasuk asam akrilik dan asam asetat.

2. ALMA Fluidized-Bed Process

Alusuisse Italia/Lummus Crest (ALMA) mulai mengoperasikan sistem reaktor *Maleic anhydride* 3000 ton per tahun di Scanzorosciate, Italia. Elemen kunci untuk pabrik ini adalah implementasi reaktor fluidized-bed. Skema tanaman ini disajikan dalam Skema 1.3: Dalam konfigurasi reaktor ini benzene dan udara diumpankan secara terpisah dari 2 hingga 8 persen volume benzene di udara ke bagian bawah reaktor untuk disajikan ke fluidized katalis bed. Reaktor biasanya beroperasi pada 360-460 °C. Reaktor fluidized bed cenderung beroperasi pada konsentrasi benzene yang lebih tinggi dan waktu tinggal aliran proses dibandingkan dengan proses fixed-bed yang khas. Panas yang dihasilkan selama proses oksidatif dikeluarkan dari reaktor melalui kumpanan uap yang bersentuhan langsung dengan bahan padat terfluidisasi. Reaktor jenis ini diketahui memamerkan perpindahan panas yang sangat baik antara padatan terfluidisasi dan kumpanan uap memungkinkan zona perpindahan panas yang lebih kecil dibandingkan dengan reaktor fixed-bed yang khas. Akibatnya, *hot spot* biasanya tidak terlalu bermasalah. Seperti proses fixed-bed, proses panas yang dihasilkan sering didaur ulang untuk menggerakkan reboiling dan penggerak turbin. Salah satu komponen yang menarik untuk proses ini adalah kemampuan untuk mengubah katalis selama operasi dengan menambahkan katalis perawan secara intermiten untuk mempertahankan aktivitas yang stabil dan distribusi ukuran partikel (80-150 m). Pola aliran gas umumnya back-mixed, pola aliran sirkulasi terbalik untuk material

dalam suatu proses, dan merupakan tantangan umum yang mengarah pada peningkatan profil pengotor dan penurunan hasil . Untuk peralatan, volume ruang yang besar diperlukan di atas fluidized bed katalis untuk memungkinkan pemisahan padatan dan gas. Partisi padatan dicapai dengan pemisahan siklon dan filter. Setelah pemisahan, aliran gas produk didinginkan sebelum tahap pengumpulan dan pemurnian. Seperti pada proses fixed-bed, setiap tail gas dibakar sebelum dibuang. Proses ini menggunakan adsorpsi pelarut untuk secara selektif menghilangkan *Maleic anhydride* dari limbah reaktor yang didinginkan. Biasanya, pelarutnya adalah dialkil ester asam sikloalifatik seperti dibutilhexahydrophthalate . Dari sana, campuran pelarut *Maleic anhydride* dipompa ke stripper dimana anhidrida maleat mentah dipisahkan sebagai distilat. Bahan ini diumpankan ke kolom ujung lampu di mana sejumlah kecil ujung lampu yang tidak murni dibuang dan dibakar. Bahan yang tersisa diumpankan ke kolom produk dimana produk *Maleic anhydride* diperoleh kembali sebagai distilat dan residu dipompa kembali ke stripper. Ada juga loop pemurnian pelarut untuk mencegah penumpukan kotoran dalam pelarut. Pengotor proses biasanya terdiri dari karbon monoksida dan asam asetat dan akrilik.

Tabel 1. 9 perbandingan proses

<i>Parameter</i>	<i>Proses</i>			
	Halcon	Scientific	ALMA	Fluidized-Bed
	Design (HSD) Fixed		Process	
	Bed Process			
Bahan Baku	Benzene		Benzene	
Katalis	VPO		VPO	
Suhu	430°C		460°C	
Keuntungan	<ol style="list-style-type: none"> 1. <i>Increasing scale</i> lebih tinggi 2. Pengetahuan design lebih luas 3. Pengoperasian alat lebih mudah 		<ol style="list-style-type: none"> 1. Modal lebih kecil 2. Regenerasi katalis lebih baik 	

(Musa, 2016)

Dari data yang didapat maka kami memilih proses fixed bed dalam pembuatan *Maleic anhydride* dari benzene. Karena membutuhkan suhu yang lebih kecil maka nilai benzene yang terbakar seharusnya lebih kecil dan memiliki *increasing scale* yang tinggi sehingga bagus untuk keuntungan ke tahun-tahun berikutnya.

1.4 Tinjauan Kinetika dan Termodinamika

1.4.1 Tinjauan Kinetika

Dari jurnal yang kami dapat, reaksi pembentukan *Maleic anhydride* dari benzene dan udara mengikuti persamaan reaksi orde satu, kenaikan temperatur berbanding lurus dengan kenaikan laju reaksi sesuai dengan

persamaan Arrhenius :

$$k = K_0 e^{\frac{-E_a}{RT}}$$

Keterangan:

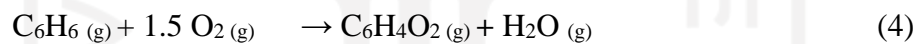
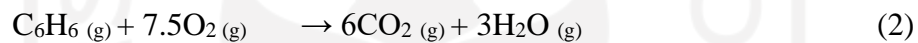
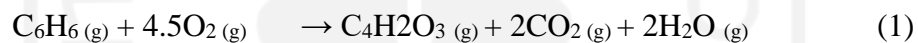
k = Konstanta kecepatan reaksi (s^{-1})

K_0 = Faktor frekuensi

E = Energi aktivasi (kJ/mol)

R = Tetapan gas umum ($8,314472 \times 10^{-3} \frac{kJ}{mol K}$)

T = Temperatur operasi



$-r_1 = k_1 C$ benzene or $-r_3 = k_3 C$ maleic

$$k_1 = 7.7 \cdot 10^6 \exp(-25,143 / RT) \quad (1)$$

$$k_2 = 6.31 \cdot 10^7 \exp(-29,850 / RT) \quad (2)$$

$$k_3 = 2.33 \cdot 10^4 \exp(-21,429 / RT) \quad (3)$$

$$k_4 = 7.20 \cdot 10^5 \exp(-27,149 / RT) \quad (4)$$

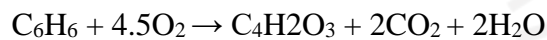
(Wankat P,1998)

1.4.2 Tinjauan Termodinamika

Menentukan nilai enthalpi (ΔH_{total})

Reaksi pembuatan *Maleic anhydride* dari Benzene ini berlangsung secara eksotermis, hal ini dapat ditinjau dari ΔH reaksi pada suhu 298 K.

Reaksi 1 :



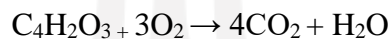
$$\Delta H_R (298 \text{ K}) = \Delta H \text{ Produk} - \Delta H \text{ Reaktan}$$

$$= \Delta H (\text{C}_4\text{H}_2\text{O}_3 + 2\text{CO}_2 + 2\text{H}_2\text{O}) - \Delta H (\text{C}_6\text{H}_6 + 4.5\text{O}_2)$$

$$= ((-398.30) + (2*(-393.50)) + (2*(-241.80))) - (82.930 + 0)$$

$$= -1751.83 \text{ kJoule/mol}$$

Reaksi 2 :



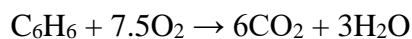
$$\Delta H_R (298 \text{ K}) = \Delta H \text{ Produk} - \Delta H \text{ Reaktan}$$

$$= \Delta H (4\text{CO}_2 + \text{H}_2\text{O}) - \Delta H (\text{C}_4\text{H}_2\text{O}_3 + 3\text{O}_2)$$

$$= ((4*(-393.50)) + (-241.80)) - ((-398.30) + (3*(0)))$$

$$= -1417.5 \text{ kJoule/mol}$$

Reaksi 3 :



$$\begin{aligned}
\Delta H_R (298 \text{ K}) &= \Delta H \text{ Produk} - \Delta H \text{ Reaktan} \\
&= \Delta H (6\text{CO}_2 + 3\text{H}_2\text{O}) - \Delta H (\text{C}_6\text{H}_6 + 7.5\text{O}_2) \\
&= (6*(-393.50) + 3*(-241.80)) - (82.930 + 0) \\
&= -3169.33 \text{ kJoule/mol}
\end{aligned}$$

Reaksi 4 :

$$\begin{aligned}
&\text{C}_6\text{H}_6 (\text{g}) + 1.5 \text{O}_2 (\text{g}) \rightarrow \text{C}_6\text{H}_4\text{O}_2 (\text{g}) + \text{H}_2\text{O} (\text{g}) \\
&= \Delta H (\text{C}_6\text{H}_4\text{O}_2 + \text{H}_2\text{O}) - \Delta H (\text{C}_6\text{H}_6 + 1.5 \text{O}_2) \\
&= (-122.9 - 228.6) - (82.930 + 0) \\
&= -311.53 \text{ kJoule/mol}
\end{aligned}$$

Nilai $\Delta H_R (298 \text{ K})$ bernilai negatif, maka reaksi ini merupakan reaksi eksotermis.

Penurunan suhu dapat meningkatkan harga K (konstanta kesetimbangan).

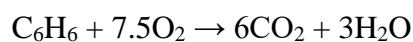
Menentukan ΔG°

$$\Delta G^\circ (298 \text{ K}) = \Delta G^\circ \text{produk} - \Delta G^\circ \text{reaktan}$$

Reaksi 1 :

$$\begin{aligned}
&\text{C}_6\text{H}_6 + 4.5\text{O}_2 \rightarrow \text{C}_4\text{H}_2\text{O}_3 + 2\text{CO}_2 + 2\text{H}_2\text{O} \\
&= ((-355.00) + (2*(-394.4) + (2*(-228.6)) - (129.66 + 0) \\
&= -1471.94 \text{ Kjoule/mol}
\end{aligned}$$

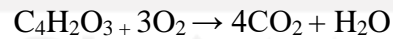
Reaksi 2 :



$$= ((6 \cdot -394.4) + (3 \cdot -228.6)) - (129.66 + 0)$$

$$= -2922.14 \text{ Kjoule/mol}$$

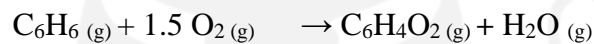
Reaksi 3 :



$$= (4 \cdot (-394.4) + (-228.6)) - ((-355.00) + 3 \cdot (0))$$

$$= -1451.2 \text{ Kjoule/mol}$$

Reaksi 4 :



$$= (-69.2 + -228.6) - (129.66 + 0)$$

$$= -487,46 \text{ Kjoule/mol}$$

Reaksi 1 :

$$\Delta G^\circ (298 \text{ K}) = -R T \ln K_{298 \text{ K}}$$

$$\ln K_{298 \text{ K}} = \frac{\Delta G^\circ_{298 \text{ K}}}{-RT}$$

$$= \frac{-1471940 \frac{\text{J}}{\text{mol}}}{-8.314 \cdot 298}$$

$$= 594,1058 \text{ J/mol}$$

$$\ln \frac{K_{663 \text{ K}}}{K_{298 \text{ K}}} = \left(\frac{\Delta H_{R298 \text{ K}}}{R} \right) \left(\frac{1}{T_{\text{Operasi}}} - \frac{1}{T_{298 \text{ K}}} \right)$$

$$\ln K_{663 \text{ K}} - \ln K_{298 \text{ K}} = \left(\frac{-2498200 \frac{\text{J}}{\text{mol}}}{8.314} \right) \left(\frac{1}{663} - \frac{1}{298} \right)$$

$$\ln K_{523K} - 594,1058 = 555,1115$$

$$\ln K = 1149,217$$

dengan harga $\ln K$ 663 K yang tinggi, dapat disimpulkan bahwa reaksi pembuatan *Maleic anhydride* dari Benzene merupakan reaksi irreversible (reaksi yang tidak dapat balik).

Reaksi 2 :

$$\Delta G^\circ (298 K) = -R T \ln K_{298 K}$$

$$\begin{aligned} \ln K_{298 K} &= \frac{\Delta G^\circ_{298K}}{-RT} \\ &= \frac{-2922140 \frac{J}{mol}}{-8.314 \cdot 298} \\ &= 1178,02 \text{ J/mol} \end{aligned}$$

$$\ln \frac{663K}{273K} = \left(\frac{\Delta H_{R298K}}{R} \right) \left(\frac{1}{T_{Operasi}} - \frac{1}{T_{298K}} \right)$$

$$\ln K_{663K} - \ln K_{298K} = \left(\frac{-2498200}{8.314} \right) \left(\frac{1}{663} - \frac{1}{298} \right)$$

$$\ln K_{523K} - 1008,326 = 1178,02$$

$$\ln K = 2186,346$$

dengan harga $\ln K$ 663 K yang tinggi, dapat disimpulkan bahwa reaksi pembuatan *Maleic anhydride* dari Benzene merupakan reaksi irreversible (reaksi yang tidak dapat balik).

Reaksi 3 :

$$\Delta G^\circ (298 \text{ K}) = -R T \ln K_{298 \text{ K}}$$

$$\begin{aligned} \ln K_{298 \text{ K}} &= \frac{\Delta G^\circ_{298 \text{ K}}}{-RT} \\ &= \frac{-1451200 \frac{\text{J}}{\text{mol}}}{-8.314 \cdot 298} \\ &= 585.7347 \text{ J/mol} \end{aligned}$$

$$\ln \frac{663 \text{ K}}{273 \text{ K}} = \left(\frac{\Delta H_{R298 \text{ K}}}{R} \right) \left(\frac{1}{T_{\text{Operasi}}} - \frac{1}{T_{298 \text{ K}}} \right)$$

$$\ln K_{663 \text{ K}} - \ln K_{298 \text{ K}} = \left(\frac{-1417500 \frac{\text{J}}{\text{mol}}}{8.314} \right) \left(\frac{1}{663} - \frac{1}{298} \right)$$

$$\ln K_{523 \text{ K}} - 585.7347 = 314,975$$

$$\ln K = 900,7098$$

dengan harga $\ln K_{663 \text{ K}}$ yang tinggi, dapat disimpulkan bahwa reaksi pembuatan *Maleic anhydride* dari Benzene merupakan reaksi irreversible (reaksi yang tidak dapat balik).

Reaksi 4 :

$$\Delta G^\circ (298 \text{ K}) = -R T \ln K_{298 \text{ K}}$$

$$\begin{aligned} \ln K_{298 \text{ K}} &= \frac{\Delta G^\circ_{298 \text{ K}}}{-RT} \\ &= \frac{-487460 \frac{\text{J}}{\text{mol}}}{-8.314 \cdot 298} \\ &= 108.3159 \text{ J/mol} \end{aligned}$$

$$\ln \frac{K_{663K}}{K_{298K}} = \left(\frac{\Delta H_{R298K}}{R} \right) \left(\frac{1}{T_{Operasi}} - \frac{1}{T_{298K}} \right)$$

$$\ln K_{663K} - \ln K_{298K} = \left(\frac{-541160 \frac{J}{mol}}{8.314} \right) \left(\frac{1}{663} - \frac{1}{298} \right)$$

$$\ln K_{663K} - 585.7347 = 108.3159$$

$$\ln K_{663K} = 694.0506$$

dengan harga $\ln K_{663K}$ yang tinggi, dapat disimpulkan bahwa reaksi pembuatan *Maleic anhydride* dari Benzene merupakan reaksi irreversible (reaksi yang tidak dapat balik).

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

Maleic anhydride

Rumus molekul	: C ₄ H ₂ O ₃
Berat molekul	: 98,06 kg/kmol
Titik beku	: 53°C
Titik didih	: 202°C
Titik kritis	: 448°C
Kelarutan	: Dalam air , 3.700 mg/L at 25 °C
Specific gravity	: solid : 1,4
Kemurnian	: 99% <i>Maleic anhydride</i> : 1% H ₂ O
Wujud	: Kristal padatan putih

Sumber : MSDS *Maleic anhydride*

2.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung

2.2.1 Spesifikasi Bahan Baku

- **Udara**

Rumus molekul : N_2 79%

: O_2 21%

Berat molekul : 29 kg/kmol

Titik beku : $-216,2^\circ\text{C}$

Titik didih : $-194,3^\circ\text{C}$

Vapour Density : 1,12 kg/m³ @ 21,1 °C

Wujud : Gas *Colorless*

Sumber : MSDS Udara

- **Benzene**

Rumus Molekul : C_6H_6

Berat molekul : 78 kg/kmol

Titik beku : $5,5^\circ\text{C}$

Titik didih : 80°C

Kemurnian : 99% C_6H_6

1% C_7H_8

Wujud : Cair *Colorless*

Sumber : MSDS Benzene

2.2.2 Spesifikasi Bahan Pembantu

- **Vanadium Phosphorus Oxide**

Rumus kimia : V₂O₅

Fisik : Kristal Kuning

Density : 3,357 g/cm³

Porositas : 0,38

Sumber : MSDS Vanadium Phosphorus Oxide

2.3 Pengendalian Kualitas

Untuk menjaga mutu produk *Maleic anhydride* agar tetap baik, ketahanan harus ditinjau dari desain produk dan berlanjut melalui desain proses produksi dan manufaktur aktual. Maka pengendalian kualitas (*quality control*) pabrik *Maleic anhydride* meliputi pengendalian kualitas bahan baku, pengendalian kualitas proses, dan pengendalian kualitas produk.

2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas bahan baku dapat ditinjau dari spesifikasi bahan baku yang digunakan dan analisis resiko saat bahan bereaksi. Sebelum proses produksi dijalankan, bahan baku benzene serta bahan-bahan pembantu perlu dilakukan pengujian. Pengujian bahan baku perlu dilakukan untuk memastikan bahwa proses yang terjadi dapat menghasilkan produk yang sesuai dengan spesifikasi yang diinginkan.

2.3.2 Pengendalian Kualitas Proses

Untuk menjaga produk yang dihasilkan agar sesuai spesifikasi yang diinginkan perlu adanya pengendalian kualitas. Pengendalian kualitas ini ditinjau dari mulai bahan baku masuk sampai menjadi produk. Pengawasan perlu dilakukan di laboratorium dan di alat kontrol. Pengawasan dan pengendalian terhadap jalannya operasi dilakukan dengan alat pengendalian yang terdapat pada *control room*, pengawasan dilakukan secara *automatic control* dengan menggunakan indikator. Apabila alarm aktif, maka ada tanda terjadinya kesalahan pada indikator yang telah di tetapkan dan di atur baik saat operasi dijalankan.

Ada beberapa alat kontrol yang harus di atur pada kondisi tertentu yaitu :

a. *Level Control*

Level control adalah alat untuk mengatur ketinggian pada tangki. Apabila belum sesuai dengan kondisi operasi yang di rancang maka alarm akan menyala.

b. *Flow control*

Flow control adalah alat kontrol yang dipasang untuk mengatur aliran masuk pada jalannya proses.

c. *Temperature control*

Temperature control adalah alat kontrol yang dipasang untuk

mengatur suhu pada alat proses yang digunakan. Apabila belum sesuai dengan suhu operasi yang ditetapkan maka alarm akan menyala.

Pengendalian proses dilakukan suatu kerja pada ukuran tertentu agar produk yang dihasilkan sesuai dan dengan spesifikasi yang diinginkan. Pengawasan dan pengendalian produksi dilakukan setelah perencanaan produksi disusun dan proses produksi dilakukan. Pengawasan ini dilakukan demi kelancaran proses dengan baik.

Kegiatan berjalannya proses produksi diharapkan dapat menghasilkan produk dengan mutu dan kualitas yang sesuai dengan standar, serta jumlah produksi sesuai dengan kapasitas pada waktu yang tepat sesuai dengan jadwal.

2.3.3 Pengendalian Kualitas Produk

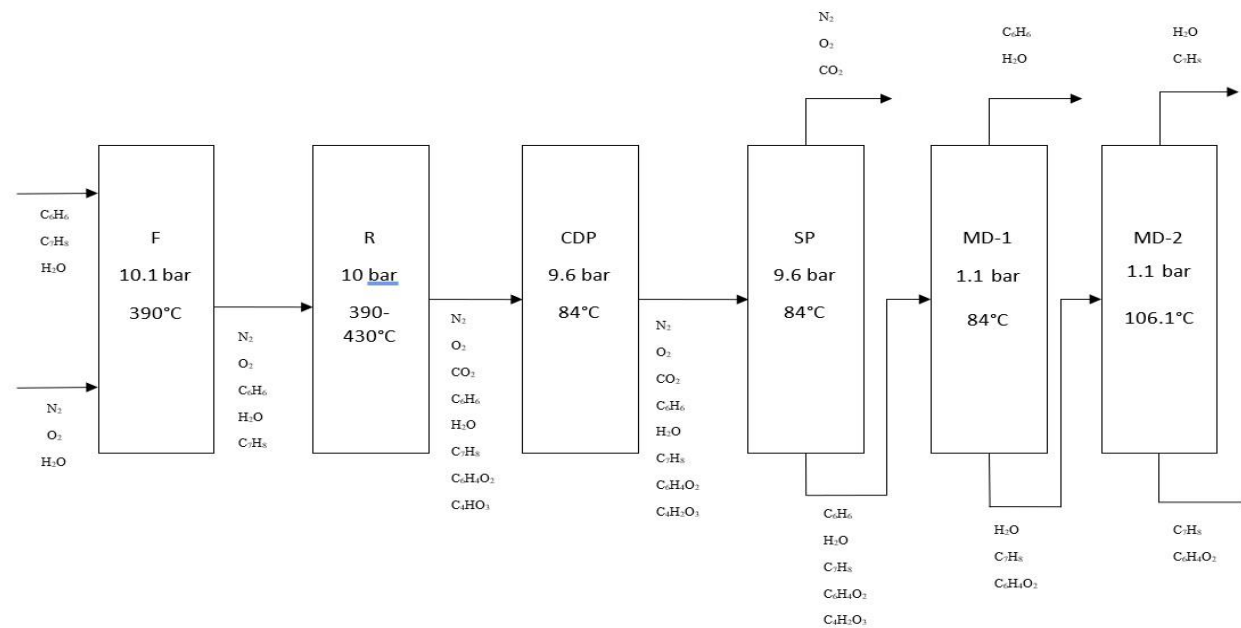
Pengendalian kualitas pada produk diperlukan untuk menjaga mutu standard dari produk itu sendiri. Usaha yang dilakukan untuk mendapatkan produk yang berkualitas yaitu dengan cara menjaga mutu dari bahan baku, pengawasan serta pengendalian terhadap proses dengan cara mengadakan sistem kontrol.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

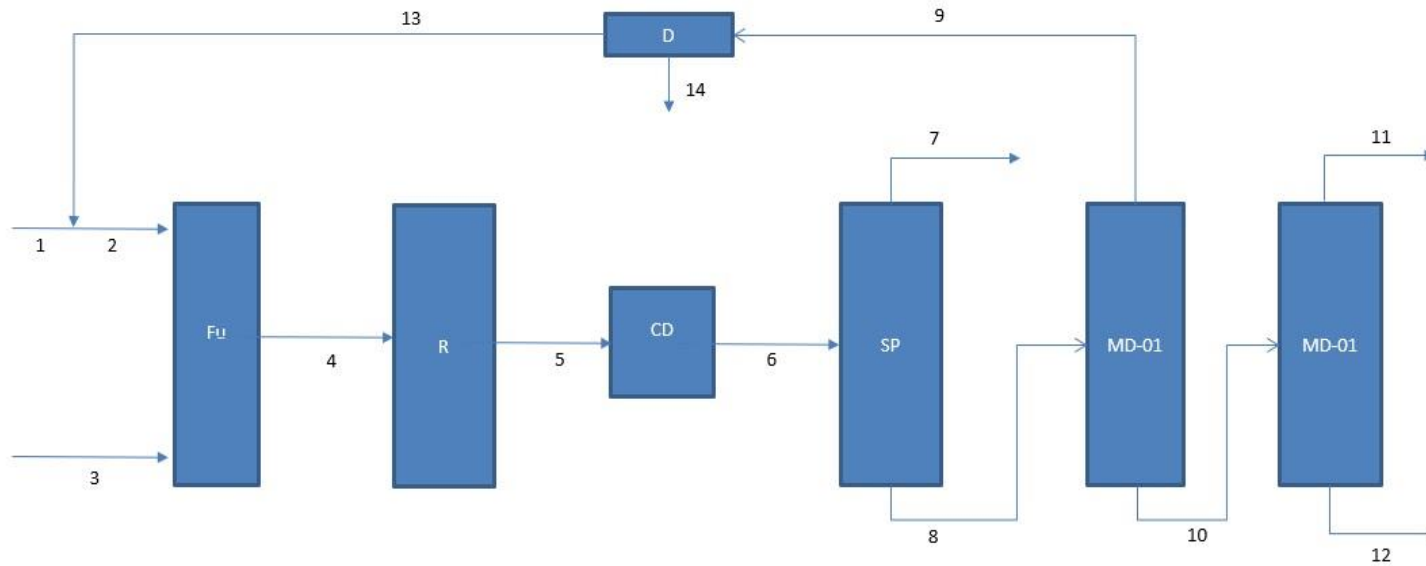
3.1 Diagram Alir Proses

3.1.1 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 3. 1 Diagram Alir Kualitatif

3.1.2 Diagram Alir Kuantitatif



Komp	Mr	No Arus (Kg/Jam)													
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
N2	28	0	0	237225	237225	237225	237225	237225	0	0	0	0	0	0	0
O2	32	0	0	72068	72068	57437	57437	57437	0	0	0	0	0	0	0
CO2	44	0	0	0	0	11438	11438	11438	0	0	0	0	0	0	0
C6H6	78.06	6886	7325	0	7325	450	450	0	450	445	4	4	0	439	6
H2O	18.02	0	31	5605	5635	9172	9172	0	9172	92	9080	9080	0	31	61
C7H8	92.08	74	74	0	74	74	74	0	74	0	74	74	0	0	0
C4H2O3	98.02	0	0	0	0	6375	6375	0	6375	0	6375	64	6312	0	0
C6H4O2	108	0	0	0	0	157	157	0	157	0	157	155	2	0	0
Total		6960	7430	314897	322327	322327	322327	306100	16228	537	15691	9378	6313	470	67

Gambar 3. 2 Diagram Alir Kuantitatif

3.2 Uraian Proses

Proses pembuatan *Maleic anhydride* dengan mereaksikan benzene dengan udara secara umum terdapat beberapa tahapan, yaitu :

1. Tahap persiapan bahan baku
2. Tahap reaksi
3. Tahap pemurnian hasil

3.2.1 Tahap Persiapan Bahan Baku

Umpan benzene dengan kemurnian 99% yang disimpan di dalam tangki (T-01) dialirkan menuju vaporizer (VP) menggunakan pompa (P-02) ditambah dengan hasil recycle dari menara distilasi (MD-01) yang telah dipisahkan menggunakan decanter (Dec), dan di pompa (P-08) ke vaporizer (VP) untuk di uapkan sebelum ke furnace (F), sebelum masuk ke furnace (F) uap di pisahkan di separator (SP-01) dari uap benzene dan benzene cair, uap benzene masuk ke furnace (F) dan cairan benzene di recycle menuju vaporizer (VP). Udara disaring menggunakan filter udara (FU-01) dan di naikan tekanannya menjadi 10,1 bar menggunakan kompresor (K) dialirkan menuju furnace (F).

3.2.2 Tahap Reaksi

Keluar dari furnace (F) benzene dan udara di gabungkan menggunakan T join, benzene dan udara diumpankan pada suhu 390°C – 430°C dan tekanan 10,1 bar. Gas umpan kemudian diumpankan kedalam reaktor fixbed multitube multibed (R), reaksi berjalan secara eksotermis

sehingga membutuhkan pendingin, kemudian hasil reaksi oksidasi benzene di reaktor (R) menghasilkan produk keluaran berupa oxygen sisa, benzene sisa, karbondioksida, air, quinone dan *Maleic anhydride*. Sebelum komponen hasil reaktor di embunkan menggunakan condensor parsial (CDP) suhu dari keluaran produk diturunkan menjadi 160°C menggunakan waste heat boiler (WHB) untuk dimanfaatkan panasnya. Saetelah terembunkan keluaran condesor parsial dipisahkan menggunakan separator (SP-02), terdapat dua keluaran yaitu cair dan gas dimana keluaran gas N₂, O₂ dan CO₂ akan diolah di UPL, sedangkan cairan campuran diteruskan ke proses selanjutnya.

3.2.3 Tahap Pemurnian Hasil

Cairan campuran ini akan dimurnikan untuk memisahkan benzene dengan kemurnian 99% menggunakan menara distilasi (MD-01) untuk *direcycle* menjadi bahan baku, keluaran menara distilasi (MD-01) ada dua keluaran yaitu atas dan bawah, dimana keluaran atas berupa 99% benzene dan 1% air yang akan di kondensasi menggunakan kondensor (CD-01) sehingga didapatkan benzene cair yang akan *recycle* ke decanter (Dec) dan sisa benzene yang belum mencapai titik jenuhnya digunakan untuk reflux ke menara distilasi kembali. Keluaran bawah berupa cairan campurann yang akan diumpankan kedalam reboiler (RB-01) untuk diumpankan ke menara distilasi (MD-02).

Umpan cairan campuran reboiler (RB-01) berupa cair jenuh yang selanjutnya dimurnikan untuk memisahkan *Maleic anhydride* dengan

kemurnian 99% menggunakan menara distilasi (MD-02) untuk dimasukkan ke *spray cooler* (SC) agar produk *Maleic anhydride* menjadi padatan, keluaran menara distilasi (MD-01) ada dua keluaran yaitu atas dan bawah, dimana keluaran atas berupa 99% quinone, 100 % cairan campuran lainnya dan 1% *Maleic anhydride* yang akan di kondensasi menggunakan kondensor (CD-01) sehingga didapatkan cairan campuran yang akan di olah di unit pengolahan limbah (UPL) dan sisa cairan yang belum mencapai titik jenuhnya digunakan untuk reflux ke menara distilasi kembali. Keluaran bawah berupa *Maleic anhydride* yang akan diumpukan kedalam *spray cooler* (SC).

3.3 Spesifikasi Alat

3.3.1 Spesifikasi Reaktor

Tabel 3. 1 Spesifikasi Reaktor

Parameter	Spesifikasi
Spesifikasi Umum	
Kode	R
Fungsi	Tempat terjadinya reaksi Benzene dan Udara
Jenis/Tipe	Fixbed Multitube Multibed
Mode Operasi	Kontinyu
Jumlah	1
Katalis	Vanadium Phospours Oxide (VPO)
Harga, Rp	Rp6.136.090.223,27
Kondisi Operasi	
Suhu	390 - 430 °C
Tekanan, atm	10 bar / 9,87 atm
Kondisi Proses	Non Adiabatis, Non Isothermal

Tabel 3. 2 Spesifikasi Reaktor Lanjutan

Konstruksi dan Material	
Bahan konstruksi	Baja Karbon 283 C
Diameter (ID) shell, m	2,622 m
Tebal shell, in	0,004834149 m / 0,19032 in
Tinggi total, m	25,81 m
Jenis <i>Head</i>	Elipsoidal
Insulasi	
Bahan	<i>Glass Fiber</i>
Konduktivitas Panas	0,043 W/mK
Tebal Isolasi	0,0423 m
Spesifikasi Khusus	
Wujud Katalis	Padat
Ukuran Katalis	0,15 m
Porositas	0,38
Tinggi Tumpukan Katalis	24,925 m
<i>Pressure Drop</i>	0,00037 bar

3.3.2 Spesifikasi Alat Pemisah

Tabel 3. 3 Spesifikasi Menara Distilasi

Parameter	MD-01	MD-02
Fungsi	Untuk memurnikan Benzene hingga 99%	Untuk memurnikan produk <i>Maleic anhydride</i> hingga 99%
Jenis	<i>Plate tower (sieve tray) berbentuk torispherical dishead</i>	<i>Plate tower (sieve tray) berbentuk torispherical dishead</i>
Bahan Kontruksi	Baja Karbon 283 C	Baja Karbon 283 C
Jumlah	1 buah	1 buah
Harga	Rp7.284.057.719,93	Rp61.768.809.465,03
Kondisi Operasi :		
<i>-Top</i>	91,35 °C	102,23 °C

Tabel 3. 4 Spesifikasi Menara Distilasi Lanjutan

-Tekanan	1,1 bar	1,1 bar
-Feed	105,8 °C	106,088 °C
-Tekanan	1,102 bar	1,1006 bar
-Bottom	107,94 °C	203,195 °C
-Tekanan	1,15 bar	1,1006 bar
Dimensi :		
Diameter	2,3 m	7,5 m
Tinggi	16,828 m	35,808 m
-Tebal <i>Shell</i>	0,00476 m	0,00476 m
-Tebal <i>Head</i>	0,00476 m	0,00476 m
-Jenis <i>Head</i>	Elipsoidal	Elipsoidal
-Jumlah <i>Plate</i>	44 buah	89 buah
-Tray <i>Spacing</i>	0,3 m	0,3 m
-Susunan hole	Triangular	Triangular
Diameter <i>hole</i>	0,000058 m	0,001 m
Jumlah <i>hole</i>	11.661 buah	buah

Tabel 3. 3 Spesifikasi Separator

Parameter	SP-01	SP-02
Fungsi	Untuk memisahkan bahan benzene dari benzene cair dan uap benzene	Untuk memisahkan produk campuran cairan dari gas O ₂ , N ₂ dan CO ₂
Jenis	<i>Silinder vertical</i> dengan tutup dan dasar <i>Ellipsoidal</i>	<i>Silinder vertical</i> dengan tutup dan dasar <i>Ellipsoidal</i>
Bahan Kontruksi	Baja Karbon A 285	Baja Karbon A 285

Tabel 3. 3 Spesifikasi Separator Lanjutan

Jumlah	1 buah	1 buah
Harga	Rp792.505.479,93	Rp4.973.554.611,17
Kondisi Operasi :		
- Suhu	181 °C	84.974 °C
- Tekanan	10,1 bar	9,8 bar
Dimensi :		
- Tebal <i>Shell</i>	0,00476 m	0,00476 m
- Tebal <i>Head</i>	0,00476 m	0,00476 m
- Tinggi Total	1,5 m	8,75 m

Tabel 3. 4 Spesifikasi Decanter

Parameter	Spesifikasi
Fungsi	Memisahkan fase ringan dan fase berat yang keluar dari Menara Distilasi - 01 dengan prinsip perbedaan densitas
Jenis	Dekanter Silinder Horisontal
Material	Baja Karbon 283 C
Kondisi Operasi	
Suhu	20 °C
Tekanan	1,1 bar
Spesifikasi	
<i>Shell</i>	
Diameter	0,37 m
Tinggi	1,11 m
Tebal	0,00476 m

Tabel 3. 4 Spesifikasi Decanter Lanjutan

Head

Jenis	<i>Torispherical</i>
Tinggi	0,14 m
Tebal	0,00476 m
Harga	Rp52.445.215,58

3.3.3 Spesifikasi Alat Penyimpanan

Tabel 3. 5 Spesifikasi Tangki Silinder Vertikal

Kode	T-01
Fungsi	Menyimpan benzene
Waktu tinggal	3 Hari
Fasa	Cair
Jumlah	1
Jenis Tangki	Silinder Vertikal
Kondisi Operasi	Suhu = 30 °C Tekanan = 1.01 bar
Spesifikasi	Baja Karbon 283 C Volume = 1616.36 m ³ Diameter = 15.24 m Tinggi = 9.14 m Jumlah Course = 5 Tebal <i>shell</i> (in) = 0.25 in 0.25 in 0.25 in 0.25 in 0.25 in

Tabel 3. 5 Spesifikasi Tangki Silinder Vertikal Lanjutan

<i>Head & Bottom</i>	<i>Torispherical</i>
	Tebal Head 3/16 in
	<i>Flat</i>
	Tebal Bottom 3/16 in
Harga	Rp7.138.376.565,53

Tabel 3. 6 Spesifikasi Gudang

Kode	Spesifikasi
Fungsi	Menyimpan Produk <i>Maleic</i> Padatan
Type	Silinder tegak dengan penutup
Material	Beton
Kondisi Operasi	
Tekanan	1,01 bar
Suhu	35 °C
Spesifikasi	
Kapasitas	63.136,13 Kg/Jam
Volume	11.056,1240 m ³
Tinggi	14,0340 m
Panjang & Lebar	28,0680 m
Harga	Rp 12.622.400.000,00

Tabel 3. 7 Spesifikasi Akumulator

Parameter	ACC-1	ACC-2
Fungsi	Menampung keluaran condenser-1 pada Menara distilasi-01	Menampung keluaran condenser-2 pada Menara distilasi-02
Jenis	Horizontal sylinder	Horizontal sylinder

Tabel 3. 7 Spesifikasi Akumulator Lanjutan

Jumlah	1	1
Kondisi Operasi		
Suhu	91,35 °C	102,2 °C
Tekanan	1,1 bar	1,1 bar
Bahan Konstruksi	Baja Karbon 283 C	Baja Karbon 283 C
Kapasitas	64,85 gallon	492,38 gallon
Diameter	0,5 m	1 m
Panjang	1,5 m	3 m
Tebal Shell	0,00476 m	0,00476 m
Tebal Head	0,00476 m	0,00476 m
Harga	Rp8.740.869,26	Rp32.049.853,97

3.3.4 Spesifikasi Alat Transportasi

Tabel 3. 5 Spesifikasi Pompa 1 - 3

Kode	P-01	P-02	P-03
Fungsi	Mengalirkan bahan baku benzene dari unit pembelian ke tangki 1	Mengalirkan Benzene umpan dari Tangki Penyimpanan (T-01) untuk diumpankan ke Vaporize (V-01)	Mengalirkan cairan dari Separator untuk diumpankan ke Menara Distilasi (MD-01)
Bahan yang dipompa	Benzene dan Toluene	Benzene dan Toluene	Benzene, Air, Toluene, Maleic anhydride dan Quinone
Viskositas	0,5618 Cp	0,5618 Cp	0,19638 Cp
Kapasitas	0,0067 m ³ /s	0,0022 m ³ /s	0,00282 m ³ /s
Pump head	0 m	106,84 m	0 m
Suhu fluida	30 °C	30 °C	84,97 °C

Tabel 3. 8 Spesifikasi Pompa Lanjutan

Jenis pompa	Pompa Sentrifugal	Pompa Sentrifugal	Pompa Sentrifugal
Motor power	919,08415 Watt	4.259,3171 Watt	96,2670978 Watt
Material	Baja Karbon 283 C	Baja Karbon 283 C	Baja Karbon 283 C
Construction			
Harga	Rp1.008.113.588,44	Rp874.086.926,39	Rp786.678.233,75

Tabel 3. 9 Spesifikasi Pompa 4 - 6

Kode	P-04	P-05	P-06
Fungsi	Mengalirkan benzene dari Akumulator (AC-01) untuk diumpankan ke Decanter (D-01)	Mengalirkan Campuran dari Reboiler (Rb-01) untuk diumpankan ke Menara Distilasi (MD-02)	Mengalirkan campuran dari Reboiler (Rb-02) untuk diumpankan ke Spray Cooler (SC-01)
Bahan yang dipompa	Air, Benzene dan Toluene	Benzene,Air,Toluene, <i>Maleic anhydride</i> dan Quinone	<i>Maleic</i> dan quionone
Viskositas	0,28373 Cp	0,15371 Cp	0,48406 Cp
Kapasitas	0,00015 m ³ /s	0,0027 m ³ /s	0,000018 m ³ /s
Pump head	0 m	-1.2177	0.30435 m
Suhu fluida	91,35 °C	105,54 °C	119,25 °C
Jenis pompa	Pompa Sentrifugal	Pompa Sentrifugal	Pompa Sentrifugal
Motor power	86,87862 Watt	46,201969 Watt	37.285,6 Watt
Material	Baja Karbon 283 C	Baja Karbon 283 C	Baja Karbon 283 C
Construction			
Harga	Rp914.877.649,62	Rp914.877.649,62	Rp786.678.233,75

Tabel 3. 60 Spesifikasi Pompa 7-8

Kode	P-07	P-08
Fungsi	Mengalirkan Benzene dari Decanter(D-01) untuk diumpankan ke Vaporizer (V- 01)	Mengalirkan Air dari Decanter (D-01) untuk diumpankan UPL
Bahan yang dipompa	Air, Benzene dan Toluene	Air, Benzene dan Toluene
Viskositas	0,65655 Cp	0,94468 Cp
Kapasitas	0,00015 m ³ /s	0,000018 m ³ /s
Pump head	104,822 m	0 m
Suhu fluida	22 °C	22 °C
Jenis pompa	Pompa Sentrifugal	Pompa Sentrifugal
Motor power	397,194772 Watt	6,2194194 Watt
Material Construction	Baja Karbon 283 C	Baja Karbon 283 C
Harga	Rp792.505.479,93	Rp786.678.233,75

Tabel 3. 71 Spesifikasi Belt Conveyor

Kode	BC
Fungsi	Mengangkut Produk Menuju Gudang
Jumlah	1
Type	Belt Coneyor
Dimensi	Horizontal
Kondisi Operasi	
Tekanan	1,1 bar
Suhu	40 °C
Spesifikasi	
Kapasitas	32 ton/jam
Lebar belt	0,36 m
Panjang	30 m

Tabel 3. 81 Spesifikasi Belt Conveyor Lanjutan

Kecepatan	61 m/menit
Daya	3 HP
Harga	Rp8.726.301.148,48

Tabel 3. 92 Spesifikasi Kompresor

Parameter	Kompresor
Fungsi	Mengalirkan udara menuju Furnace
Jenis	Centrifugal pump
Bahan Konstruksi	Baja Karbon 283 C
Kondisi Operasi	
Suhu masuk	30 °C
Suhu Keluar	146,4 °C
Tekanan Masuk	1,01 bar
Tekanan Keluar	10,1
Spesifikasi	
Jumlah Stage	2
Power	20500 Hp
Harga	\$4.696.824,10

Tabel 3. 10 Spesifikasi Blower

Parameter	Blower
Fungsi	Mengalirkan udara menuju spray
Jenis	Centrifugal
Kapasitas	14.723,98 Nm ³ /jam
Kondisi Operasi	
Suhu	30 °C
Tekanan	1,02 bar

Tabel 3. 13 Spesifikasi Blower Lanjutan

Spesifikasi	
Power	350 hp
Harga	Rp926.532.141,98

3.3.5 Spesifikasi Alat Penukar Panas

Tabel 3. 11 Spesifikasi Cooler 1

<i>Operating Condition</i>				
<i>Position</i>	<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
<i>Fluid</i>	Fluida Panas (<i>Gasses</i>)		Fluida dingin (<i>Water</i>)	
<i>Position</i>	<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	<i>Position</i>
<i>Fluide Type</i>	Panas		Dingin	
	Masuk	Keluar	Masuk	Keluar
<i>Liquid Flowrate</i>				
kg/jam			345.254,471	345.254,471
<i>Vapor Flowrate</i>				
kg/jam	323.978,170	323.978,170		
Temperatur, °C	430	390	30	40
Tekanan	10 bar	9,8 bar	1,1 bar	1,1 bar
<i>Mechanical Design</i>				
	<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
<i>Length</i>	3,048 m		<i>Length</i>	3,048 m
<i>Passes</i>	1		<i>Passes</i>	6
ID	1,5240 m		ID	0,01483 m
OD	0,01905 m		OD	0,01905 m
			Number	3300
			A	601,968 m ²
			BWG	14
Baffle	0,3048 m		Pitch	0,02381 m
ΔP terhitung	0,167 bar		ΔP terhitung	0,193 bar

Tabel 3. 12 Spesifikasi Cooler 1 Lanjutan

ΔP Diiijinkan	0,345 bar	ΔP Diiijinkan	0,689 bar
Rd	5,938 m ² s K / kJ		
Rdmin	0,529 m ² sK / kJ		
Harga	Rp3.260.344.235,44		

Tabel 3. 13 Spesifikasi Cooler 2

<i>Operating Condition</i>				
<i>Position</i>	<i>Annulus</i>		<i>innerpipe</i>	
<i>Fluid</i>	Fluida Panas (Hydrocarbons w/inert)		Fluida dingin (<i>Water</i>)	
<i>Fluide Type</i>	Panas		Dingin	
	Masuk	Keluar	Masuk	Keluar
<i>Position</i>	<i>Annulus</i>		<i>innerpipe</i>	
<i>Liquid Flowrate</i>			10.316,4012	10.316,4012
kg/jam				
<i>Vapor Flowrate</i>	1.405,596	1.405,596		
kg/jam				
Temperatur, °C	91.348	22	5	10
Tekanan	1,1 bar	1 bar	1,1 bar	0,9bar
<i>Mechanical Design</i>				
	<i>Annulus</i>		<i>innerpipe</i>	
<i>Length</i>	4,572 m		<i>Length</i>	4,572 m
<i>Hairpin</i>	5		<i>Hairpin</i>	5
ID	0,052502 m		ID	0,035052 m
OD	0,060452 m		OD	0,042164 m
			A	8,68294 m ²
ΔP terhitung	0,107 bar		ΔP terhitung	0,252 bar
ΔP Diiijinkan	0,345 bar		ΔP Diiijinkan	0,689 bar
Rd	5,578 m ² s K / kJ			

Tabel 3. 15 Spesifikasi Cooler 2

Rdmin	0,529 m ² sK / kJ
Harga	Rp49.531.592,50

Tabel 3. 14 Spesifikasi Condensor 1

<i>Operating Condition</i>				
<i>Position</i>	<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
<i>Fluid</i>	Fluida Panas (<i>Gasses</i>)		Fluida dingin (<i>Water</i>)	
<i>Fluide Type</i>	Panas		Dingin	
	Masuk	Keluar	Masuk	Keluar
<i>Liquid Flowrate</i> kg/jam		1.405,596	23.345,226	23.345,226
<i>Vapor Flowrate</i> kg/jam	1.405,596			
Temperatur, °C	94.36	91.35	30	40
Tekanan	1,1 bar	1,1 bar	1,1 bar	1,1 bar
<i>Mechanical Design</i>				
	<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
<i>Length</i>	3,6576 m		<i>Length</i>	3,6576 m
<i>passes</i>	1		<i>passes</i>	1
ID	0,4572 m		ID	0,0148 m
			OD	0,01905 m
			A	52,7543 m ²
			Number	241
			BWG	14
Baffle	0,4572 m		Pitch	0,02381 m
ΔP terhitung	0,0000035 bar		ΔP terhitung	0,000417 bar
ΔP Diiijinkan	0,34464 bar		ΔP Diiijinkan	0,689286 bar
Rd	11,123 m ² sK / kJ			
Rdmin	0,529 m ² sK / kJ			
Harga	Rp909.050.403,45			

Tabel 3. 17 Spesifikasi Condensor 2

<i>Operating Condition</i>				
<i>Position</i>	<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
<i>Fluid</i>	Fluida Panas (Organics)		Fluida dingin (<i>Water</i>)	
<i>Fluide Type</i>	Panas		Dingin	
	Masuk	Keluar	Masuk	Keluar
<i>Liquid Flowrate</i> kg/jam		9.205,545	477.324,205	477.324,205
<i>Vapor Flowrate</i> kg/jam	9.205,545			
Temperatur, °C	104.3	102.2	30	40
Tekanan	1.1 bar	1.1 bar	1.1 bar	1.1 bar
<i>Mechanical Design</i>				
	<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
<i>Length</i>	3,6576 m		<i>Length</i>	3.6576 m
<i>Passes</i>	1		<i>Passes</i>	2
ID	0,6604 m		ID	0,01483 m
			OD	0,01905 m
			A	117,7669 m ²
			Number	538
			BWG	14
Baffle	0,6604 m		Pitch	0,02381 m
ΔP terhitung	0,00002 bar		ΔP terhitung	0,18 bar
ΔP Diiijinkan	0,6893 bar		ΔP Diiijinkan	0,69 bar
Rd	1,078 m ² sK / kJ			
Rdmin	0,529 m ² sK / kJ			
Harga	Rp909.050.403,45			

Tabel 3. 18 Spesifikasi Reboiler 1

<i>Operating Condition</i>				
<i>Position</i>	<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
<i>Fluid</i>	Fluida dingin (<i>Light Oils</i>)		Fluida panas (Steam)	
<i>Fluide Type</i>	Dingin		Panas	
	Masuk	Keluar	Masuk	Keluar
<i>Liquid Flowrate</i> kg/jam	16.293,488	15.771,034		529,842
<i>Vapor Flowrate</i> kg/jam		522,454	529,842	
Temperatur, °C	105,38	105,54	150	150
Tekanan	1,2 bar	1,2 bar	4,76 bar	4,76 bar
<i>Mechanical Design</i>				
	<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
<i>Length</i>	1,8288 m		<i>Length</i>	1,8288 m
<i>Passes</i>	1		<i>Passes</i>	4
ID	0,4572 m		ID	0,01483 m
			OD	0,01905 m
			A	23,422 m ²
			Number	214
			BWG	14
Baffle	0.4572 m		Pitch	0,02381 m
ΔP terhitung			ΔP terhitung	0,004 bar
ΔP Diiijinkan			ΔP Diiijinkan	0,69 bar
Rd	3,128 m ² sK / kJ			
Rdmin	0,529 m ² sK / kJ			
Harga	Rp556.502.009,80			

Tabel 3. 19 Spesifikasi Reboiler 2

<i>Operating Condition</i>				
<i>Position</i>	<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
<i>Fluid</i>	Fluida dingin (<i>Organic</i>)		Fluida panas (Steam)	
<i>Fluide Type</i>	Dingin		Panas	
	Masuk	Keluar	Masuk	Keluar
<i>Liquid Flowrate</i> kg/jam	58.034,073	6.313,130		10502.688
<i>Vapor Flowrate</i> kg/jam		51.720,943	10502.688	
Temperatur, °C	203,19	203,2	213	213
Tekanan	1,1	1,1	20,2 bar	20,2 bar
<i>Mechanical Design</i>				
	<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
<i>Length</i>	2,4384 m		<i>Length</i>	2,4384 m
<i>Passes</i>	1		<i>Passes</i>	6
ID	2,7432 m		ID	0,01483 m
			OD	0,01905 m
			A	1.644,359 m ²
			Number	6680
			BWG	14
Baffle	2,7432 m		Pitch	0,02381 m
ΔP terhitung			ΔP terhitung	0,54 bar
ΔP Diiijinkan			ΔP Diiijinkan	0,69 bar
Rd	1,97 m ² sK / kJ			
Rdmin	0,529 m ² sK / kJ			
Harga	Rp8.006.636.245,75			

Tabel 3. 20 Spesifikasi Vaporizer

<i>Operating Condition</i>				
<i>Position</i>	<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
<i>Fluid</i>	Fluida dingin (<i>Organic</i>)		Fluida Panas (Steam)	
<i>Fluide Type</i>	Dingin		Panas	
	Masuk	Keluar	Masuk	Keluar
<i>Liquid Flowrate</i> kg/jam	9.289,673	1.859,905		1.977,848
<i>Vapor Flowrate</i> kg/jam		7.429,768	1.977,848	
Temperatur, °C	190	190	29.45	180.6
Tekanan	10,1 bar	10,1 bar	12,5 bar	12,5 bar
<i>Mechanical Design</i>				
	<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
<i>Length</i>	7,3152 m		<i>Length</i>	7,3152 m
<i>Passes</i>	1		<i>Passes</i>	4
ID	1,143 m		ID	0,01483 m
			OD	0,01905 m
			A	801,165 m ²
			Number	1830
			BWG	14
Baffle	1,143 m		Pitch	0,02381 m
ΔP terhitung	0,000042 bar		ΔP terhitung	0,000013 bar
ΔP Diiijinkan	0,3446 bar		ΔP Diiijinkan	0,69 bar
Rd	8,83 m ² sK / kJ			
Rdmin	0,529 m ² sK / kJ			
Harga	Rp3.280.739.597,06			

Tabel 3. 21 Spesifikasi Waste Heat Boiler

<i>Operating Condition</i>				
<i>Position</i>	<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
<i>Fluid</i>	Fluida dingin (Water)		Fluida panas (Gasses)	
<i>Fluide Type</i>	Dingin		Panas	
	Masuk	Keluar	Masuk	Keluar
<i>Liquid Flowrate</i> kg/jam	34.874,71			
<i>Vapor Flowrate</i> kg/jam		34.874,71	323.978,17	323.978,17
Temperatur, °C	30	150	428.7	160
Tekanan	4,76 Bar	4,76 Bar	9,8 bar	9,6 bar
<i>Mechanical Design</i>				
	<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
<i>Length</i>	7,3152 m		<i>Length</i>	7,3152 m
<i>Passes</i>	1		<i>Passes</i>	2
ID	0,6350 m		ID	0,01483 m
			OD	0,01905 m
			A	242,539 m ²
			Number	554
			BWG	14
Baffle	0,6350 m		Pitch	0,02381 m
ΔP terhitung			ΔP terhitung	0,2 bar
ΔP Diiijinkan			ΔP Diiijinkan	0,69 bar
Rd	0,548 m ² sK / kJ			
Rdmin	0,529 m ² sK / kJ			
Harga	Rp1.596.665.452,21			

Tabel 3. 23 Spesifikasi Condensor Parsial

<i>Operating Condition</i>				
<i>Position</i>	<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
<i>Fluid</i>	Fluida panas (Hydrocarbons)		Fluida dingin (Water vapor)	
<i>Fluide Type</i>	Dingin		Panas	
	Masuk	Keluar	Masuk	Keluar
<i>Liquid Flowrate</i> kg/jam	323.978,170		1.189.690,01	1.189.690,01
<i>Vapor Flowrate</i> kg/jam	323.978,170			
Temperatur, °C	160	84,97	30	40
Tekanan	9,6 bar	9,6 bar	1,1 bar	1,08 bar
<i>Mechanical Design</i>				
	<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
<i>Length</i>	3,048 m		<i>Length</i>	3,048 m
<i>Passes</i>	1		<i>Passes</i>	2
ID	1,0668 m		ID	0,01483 m
			OD	0,01905 m
			A	303,538 m ²
			Number	1664
			BWG	14
Baffle	1,0668 m		Pitch	0,02381 m
ΔP terhitung	0,00004 bar		ΔP terhitung	0,27 bar
ΔP Diiijinkan	0,3446 bar		ΔP Diiijinkan	0,69 bar
Rd	0,651 m ² sK / kJ			
Rdmin	0,529 m ² sK / kJ			
Harga	Rp2.616.433.533,00			

Tabel 3. 24 Spesifikasi Furnace

Parameter	Furnace
Fungsi	Memanaskan Umpan Reaktor
Jenis	Furnace
Bahan Konstruksi	Baja Karbon
Jumlah	1
Kondisi Operasi	
Tekanan Operasi	10,1
Suhu Masuk	180,6
Suhu Keluar	390
Dimensi Furnace	
Panjang	1,829 m
Lebar	1,829 m
Tinggi	1,829 m
Volume	6,118 m ³
Jumlah Pipa	
Dimensi Stack	
ID	2 m
Tinggi	115,01 m
Harga	Rp76.639.941.706,05

3.4 Neraca Massa

Tabel 3. 25 Neraca Massa Furnace

Komponen	Massa Masuk			Massa Keluar
	Arus 1	Arus 2	Arus 3	Arus 4
	Kg/Jam			
N ₂			237.224,65	237.224,647
O ₂			72.068,247	72.068,2473
C ₆ H ₆	6.886,270	7.325,0617		7.325,0617
H ₂ O		30,715	5.604,5063	5.635,22174
C ₇ H ₈	73,990	73,990		73,9905222
Total		322.327,169		322.327,169

Tabel 3. 26 Neraca Massa Reaktor

Komponen	Massa Masuk	Massa Keluar
	Arus 4	Arus 5
	Kg/Jam	
N ₂	237.224,647	237.224,647
O ₂	72.068,247	57.437,129
CO ₂		11.437,795
C ₆ H ₆	7.325,062	449,709
H ₂ O	5.635,222	9.171,866
C ₇ H ₈	73,990	73,990
C ₄ H ₂ O ₃		6.375,317
C ₆ H ₄ O ₂		156,714
Total	322.327,169	322.327.169

Tabel 3. 27 Neraca Massa Condensor Parsial

Komponen	Massa Masuk		Massa Keluar	
	Arus 5		Arus 6	
	Kg/Jam			
N ₂	237.224,647		237.224,647	
O ₂	57.437,129		57.437,129	
CO ₂	11.437,795		11.437,795	
C ₆ H ₆	449,709		449,709	
H ₂ O	9.171,866		9.171,866	
C ₇ H ₈	73,990		73,990	
C ₄ H ₂ O ₃	6.375,317		6.375,317	
C ₆ H ₄ O ₂	156,714		156,714	
Total	322.327,169		322.327,169	

Tabel 3. 28 Neraca Massa Separator

Komponen	Massa Masuk		Massa Keluar	
	Arus 6		Arus 7	
	Kg/Jam			
N ₂	237.224,647		237.224,647	
O ₂	57.437,129		57.437,129	
CO ₂	11.437,795		11.437,795	
C ₆ H ₆	449,709		449,709	
H ₂ O	9.171,866		9.171,866	
C ₇ H ₈	73,990		73,990	
C ₄ H ₂ O ₃	6.375,317		6.375,317	
C ₆ H ₄ O ₂	156,714		156,714	
Total	322.327.169		322.327.169	

Tabel 3. 29 Neraca Massa Menara Distilasi 1

Komponen	Massa Masuk		Massa Keluar	
	Arus 8	Arus 9	Arus 9	Arus 10
Kg/Jam				
C ₆ H ₆	449,709	445,212	4,497	
H ₂ O	9.171,866	91,719	9.080,148	
C ₇ H ₈	73,990	0,002	73,989	
C ₄ H ₂ O ₃	6.375,317		6.375,317	
C ₆ H ₄ O ₂	156,714		156,714	
Total	16.227.598		16.227.598	

Tabel 3. 30 Neraca Massa Menara Distilasi 2

Komponen	Massa Masuk		Massa Keluar	
	Arus 10	Arus 11	Arus 11	Arus 12
Kg/Jam				
C ₆ H ₆	4,497	4,497		
H ₂ O	9.080,148	9.080,148		
C ₇ H ₈	73,989	73,9889		
C ₄ H ₂ O ₃	6.375,317	63,753	6.311,564	
C ₆ H ₄ O ₂	156,714	155,147	1,567	
Total	15.690.665		15.690.665	

Tabel 3. 151 Neraca Massa Decanter

Komponen	Massa Masuk		Massa Keluar	
	Arus 9	Arus 13	Arus 13	Arus 14
Kg/Jam				
C ₆ H ₆	445,212	438,792	6,420	
H ₂ O	91,719	30,715	61,003	
C ₇ H ₈	0,002		0,002	
Total	536,933		536,933	

3.5 Neraca Panas

Tabel 3. 32 Neraca Panas Reaktor

Komponen	Masuk (kJ/Jam)	Keluar (kJ/Jam)
Q Masuk	125.392.782,455	
Q Keluar		140.528.850,286
Q Pendingin	345.631,325	345.631,325
Q Reaksi	15.136.067,831	
Total	140.874.481,612	140.874.481,612

Tabel 3. 33 Neraca Panas Menara Distilasi 1

Komponen	Masuk (kJ/Jam)	Keluar (kJ/Jam)
Q Umpan	4.048.493,843	
Q Distilat		83.884,642
Q Residu		3.937.360,368
Q Reboiler	1,.119.953,065	
Q Condensor		976.764,265
Q Perpindahan Panas		17.437,633
Total	5.168.446,908	5.168.446,908

Tabel 3. 34 Neraca Panas Menara Distilasi 2

Komponen	Masuk (kJ/Jam)	Keluar (kJ/Jam)
Q Umpan	3.964.470,798	
Q Distilat		3.064.858,761
Q Residu		10.824,038
Q Reboiler	25.016.856,137	
Q Condensor		19.959.319,156
Q Perpindahan Panas		5.946.324,980
Total	28.981.326,935	28.981.326,935

Tabel 3. 35 Neraca Panas Condensor 1

Komponen	Masuk (kJ/Jam)	Keluar (kJ/Jam)
Q Masuk	976.764,266	
Q Keluar		208.715,643
Q Pendingin	488.382,133	1.465.146,399
Q Perpindahan Panas	208.715,643	
Total	1.673.862,042	1.673.862,042

Tabel 3. 36 Neraca Panas Condensor 2

Komponen	Masuk (kJ/Jam)	Keluar (kJ/Jam)
Q Masuk	19.959.319,156	
Q Keluar		3.054.939,417
Q Pendingin	9.979.659,578	29.938.978,734
Q Perpindahan Panas	3.054.939,417	
Total	32.993.918,151	32.993.918,151

Tabel 3. 37 Neraca Panas Reboiler 1

Komponen	Masuk (kJ/Jam)	Keluar (kJ/Jam)
Q Masuk	1.119.953,065	
Q Keluar _g		132.900,930
Q Keluar ₁		3.937.360,368
Q Pemanas	276.939,531	276.939,531
Q Perpindahan Panas	2.950.308,233	
Total	4.347.200,829	4.347.200,829

Tabel 3. 38 Neraca Panas Reboiler 2

Komponen	Masuk (kJ/Jam)	Keluar (kJ/Jam)
Q Masuk	25.016.856,137	
Q Keluar _g		13.369.610,18
Q Keluar _l		871.785,56
Q Pemanas	8.254.537,711	8.254.537,71
Q Perpindahan Panas		10.777.655,760
Total	33.271.393,848	33.271.393,848

Tabel 3. 39 Neraca Panas Vaporizer

Komponen	Masuk (kJ/Jam)	Keluar (kJ/Jam)
Q Masuk	4.441.143,656	
Q Keluar _g		1.589.739,320
Q Keluar _l		570.425,996
Q Pemanas	1.572.730,415	1.572.730,415
Q Perpindahan Panas		2.280.978,330
Total	6.013.874,061	6.013.874,061

Tabel 3. 16 Neraca Panas Furnace

Komponen	Masuk (kJ/Jam)	Keluar (kJ/Jam)
Q Masuk	62.822.780,217	
Q Keluar		149.232.631,606
Q Pemanas	44.557,709	
Q Pembakaran	86.365.293,680	
Total	149.232.631,606	149.232.631,606

Tabel 3. 41 Neraca Panas Waste Heat Boiler

Komponen	Masuk (kJ/Jam)	Keluar (kJ/Jam)
Q Masuk	141.289.865,408	
Q Keluar		137.473.607,783
Q Pendingin	1.001.214,088	98.725.493,768
Q Perpindahan Panas	93.908.022,055	
Total	236.199.101,551	236.199.101,551

Tabel 3. 42 Neraca Panas Condensor Parsial

Komponen	Masuk (kJ/Jam)	Keluar (kJ/Jam)
Q Masuk	49.802.180,843	
Q Keluar _g		18.601.785,466
Q Keluar _l		3.032.759,985
Q Pendingin	24.901.090,422	74.703.271,264
Q Perpindahan Panas	21.634.545,450	
Total	96.337.816,715	96.337.816,715

Tabel 3. 43 Neraca Panas Cooler 1

Komponen	Masuk (kJ/Jam)	Keluar (kJ/Jam)
Q Masuk	140.798.610,201	
Q Keluar		126.344.727,947
Q Pendingin	7.226.431,041	21.680.313,295
Total	148.025.041,242	148.025.041,242

Tabel 3. 44 Neraca Panas Cooler 2

Komponen	Masuk (kJ/Jam)	Keluar (kJ/Jam)
Q Masuk	208.715,643	
Q Keluar		-9.185,322

Tabel 3. 44 Neraca Panas Cooler 2 Lanjutan

Q Pendingin	-871.603,864	-653.702,899
Total	-662.888,221	-662.888,221

Tabel 3. 417 Neraca Panas Spray Cooler

Komponen	Masuk (kJ/Jam)	Keluar (kJ/Jam)
Q Masuk	1.918.959,88	
Q Keluar		146.542,77
Q Pendingin	77.856,43	1.780.620,00
Q Perpindahan Panas		69.653,547
Total	1.996.816,314	1.996.816,314

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik (Plant Location)

Dalam pemilihan pendirian lokasi pabrik ada beberapa faktor yang dipertimbangan untuk menjaga kelangsungan berdirinya pabrik dalam jangka waktu yang panjang. Faktor tersebut terbagi menjadi 2 faktor utama yaitu faktor primer dan faktor sekunder. Faktor primer pendirian suatu pabrik merupakan faktor yang secara langsung mempengaruhi tujuan utama dalam pendirian suatu pabrik faktor primer tersebut mencakup letak sumber bahan baku, pemasaran produk, ketersediaan tenaga kerja, utilitas, transportasi, dan keadaan geografis. Sedangkan faktor sekunder pendirian suatu pabrik adalah faktor yang secara tidak langsung berperan dalam proses industri tetapi akan sangat mempengaruhi kelancaran proses produksi suatu pabrik dimana faktor tersebut mencakup mencakup perluasan area pabrik, perijinan, prasarana dan fasilitas penunjang, dan keadaan masyarakat sekitar.

Secara geografis, lokasi memberikan pengaruh besar terhadap beroperasinya pabrik aseton. Landasan pemilihan lokasi menjadi pertimbangan yang serius dengan melihat aspek-aspek seperti distribusi bahan baku, produk, pangsa pasar, sumber daya manusia, transportasi, lingkungan, dan utilitas.



Gambar 4. 1 Lokasi Pendirian Pabrik *Maleic anhydride*

Lokasi Kawasan Industri Gresik, Jawa Timur (Gambar 4.1) dipilih sebagai berdirinya pabrik *Maleic anhydride* dengan melihat beberapa aspek dan pertimbangan yang terbagi menjadi faktor primer dan sekunder.

1. Faktor Primer

Faktor primer meliputi proses produksi dan distribusi pabrik. Faktor primer yang berpengaruh secara langsung dalam pemilihan lokasi pabrik meliputi:

a. Ketersediaan Bahan Baku

Lokasi pabrik harus berdekatan dengan lokasi sumber bahan baku utama maupun bahan baku samping umumnya. Kondisi tersebut merupakan pilihan untuk pengamanan ketersediaan bahan baku dan perolehan bahan baku yang ekonomis. Bahan baku yang

digunakan yaitu benzene yang di produksi oleh PT Tuban Petrochemical Industries sebanyak 500,000 Ton/Tahun.

b. Pemasaran Produk

Lokasi pabrik dipilih mendekati dengan keberadaan konsumen. Pemilihan ini bertujuan untuk simplifikasi distribusi dan pemasaran produk. Pemasaran merupakan salah satu hal yang sangat mempengaruhi studi kelayakan pemilihan lokasi pabrik. Dengan pemasaran yang tepat akan menghasilkan keuntungan dan menjamin untuk kelangsungan pabrik. Dari segi pemasaran, lokasi pabrik relatif strategis karena dekat dengan pelabuhan, karena konsumen yang membutuhkan bahan baku *Maleic anhydride* berada di luar negeri. Tabel 4.1 menunjukkan daftar Negara yang menggunakan *Maleic anhydride* sebagai bahan bakunya.

Tabel 4. 1 Data Kebutuhan Impor di Dunia

Tahun	Konsumsi (Ton/Tahun)
Malaysia	5.231,4529
Polandia	19.292,86
Chile	365,9494
India	97.972,78
Total	122.863,04

Sumber : UN Data,2022

c. Sarana Transportasi

Lokasi pabrik dikelilingi berbagai sarana transportasi darat, laut dan berdekatan dengan jalan tol, kereta, serta jalan berstandar internasional yang berada dikawasan industri JIPE Manyar Gresik, Lokasi ini sangat mendukung terhadap lancarnya pengangkutan bahan baku maupun pengangkutan produk. Untuk pembelian bahan baku bisa menggunakan angkutan darat karena berada cukup dekat dengan pabrik yang didirikan, dan untuk penjualan produk menggunakan transportasi laut yang Jarak antara lokasi pendirian pabrik *Maleic anhydride* kurang lebih 7 km dari Pelabuhan JIPE, Manyar, Gresik.

d. Ketersediaan Tenaga Kerja

Masih ada nilai pengangguran di Kabupaten Gresik pada Tahun 2017-2019, hal ini dapat dilihat dari tabel berikut:

Tabel 4. 2 Nilai Pengangguran di Kabupaten Gresik

Uraian	2017	2018	2019
Angkatan Kerja	662.618	664.523	657.273
Bekerja	632.529	625.842	620.883
Pengangguran	30.089	38.681	36.390
Bukan Angkatan Kerja	311.182	323.022	343.925
Total	973.800	987.545	1.001.198

Sumber : BPS-Survei Angkatan Kerja Nasional

Dari table ini dapat dilihat masih tingginya nilai pengangguran sehingga dengan didirikannya pabrik baru dapat mengurangi nilai pengangguran di Indonesia khususnya kabupaten Gresik. Selain usia produktif yang cukup banyak, aspek lain dalam mempertimbangkan tenaga kerja yang dibutuhkan ialah kejujuran serta keahlian yang mampu menunjang kemajuan suatu pabrik. Tenaga kerja yang digunakan dibagi menjadi tenaga kerja ahli dan *non skill*, tenaga kerja *non skill* diperlukan sebagai upaya meningkatkan taraf hidup masyarakat di sekitar lokasi pendirian pabrik.

e. Kebutuhan Air dan Listrik (Utilitas)

Dalam pendirian suatu pabrik, tenaga listrik, air dan bahan bakar adalah faktor penunjang yang paling penting.

Lokasi yang dipilih berada di Kawasan Industri JIPE Manyar Gresik, sehingga kebutuhan listrik air dapat diperoleh jika terjadi penyurutan air sungai, karena Kawasan industri JIPE Manyar Gresik juga dekat dengan laut. kawasan industri JIPE Gresik merupakan daerah kawasan industri yang memiliki fasilitas penyedia utilitas yang lengkap sehingga mampu memenuhi berbagai

kebutuhan utilitas yang diperlukan dalam proses produksi hingga pengolahan air limbah.

f. Keadaan Geografis dan Iklim

Secara geografis, Kabupaten Gresik terletak antara 112° - 113° Bujur Timur dan 7° - 8° Lintang Selatan. Wilayahnya merupakan dataran rendah dengan ketinggian 2 – 12 meter dpl kecuali kecamatan Panceng ketinggian 25 meter dpl. Gresik termasuk daerah beriklim tropis dengan temperatur $20-32^{\circ}\text{C}$ dan kelembaban udara rata-rata 75%. Tingkat curah hujan di wilayah ini juga relatif rendah, yaitu 2,245 mm/tahun. Kondisi ini menjadikan Gresik sebagai wilayah yang potensial untuk dijadikan lokasi pendirian industri karena memiliki resiko yang rendah terhadap bencana alam.

2. Faktor Sekunder

Faktor sekunder tidak secara langsung berperan dalam proses operasional pabrik namun, berpengaruh dalam kelancaran proses operasional dari pabrik itu sendiri.

Faktor-faktor sekunder yaitu :

a. Perluasan Pabrik

Dalam perencanaan pendirian suatu pabrik perlu adanya pertimbangan perluasan area pabrik untuk keperluan penambahan kapasitas pabrik jika dibutuhkan untuk

perluasan pabrik dalam jangka 10 atau 20 tahun ke depan. Perluasan pabrik adalah salah satu hal untuk mengembangkan potensi pabrik yang didirikan sehingga hal ini kemungkinan besar terjadi apabila pabrik masih berdiri.

b. Kebijakan Pemerintah

Perlu mempertimbangkan faktor pendirian pabrik untuk kepentingan pemerintah yang terkait di dalamnya, seperti kebijaksanaan pengembangan industri dan hubungan dengan pemerataan kesempatan kerja serta hasil- hasil pembangunan.

c. Lingkungan Sekitar

Sikap masyarakat sekitar cukup terbuka dengan berdirinya pabrik *maleic anhydride* , karena akan bertambahnya lapangan pekerjaan yang mengakibatkan peningkatan kesejahteraan masyarakat bagi mereka.

Selain itu pendirian pabrik ini tidak akan mengganggu keselamatan dan keamanan masyarakat di sekitarnya karena dalam perancangannya di sesuaikan agar tidak merusak lingkungan sekitar pabrik.

d. Sarana dan Prasarana

Sarana dan prasarana harus tersedia seperti jalan, tempat ibadah, tempat tinggal, rumah sakit, bank,

keamanan serta adanya taman sebagai hiburan sehingga dapat meningkatkan kesejahteraan masyarakat.

4.2 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik harus dirancang sedemikian rupa sehingga penggunaan area pabrik harus dipikirkan dan dipersiapkan untuk meningkatkan keselamatan, keamanan dan kenyamanan dalam segala aspek. Tata letak pabrik merupakan pengaturan letak fasilitas pabrik yang efektif dan efisien pada luasan area yang sudah disediakan agar dapat memanfaatkan area yang tidak begitu besar, serta dapat memperlancar dan mempermudah mobilitas proses di suatu pabrik. Penempatan bangunan baik bangunan unit proses maupun bangunan pendukung idealnya ditempatkan pada lokasi yang tidak membahayakan dan tidak mengganggu jalannya proses produksi.

Faktor-faktor yang perlu diperhatikan dalam menentukan tata letak pabrik adalah:

1. Mengurangi biaya produksi.
2. Meningkatkan pengawasan operasi dan proses.
3. Meningkatkan keselamatan kerja.

4. Mengurangi jarak transportasi bahan baku dan produksi, sehingga dapat mengurangi *material handling*.
5. Memberikan ruang gerak untuk mempermudah dalam perbaikan peralatan dan mesin ketika terjadi kerusakan.
6. Pembuangan limbah.

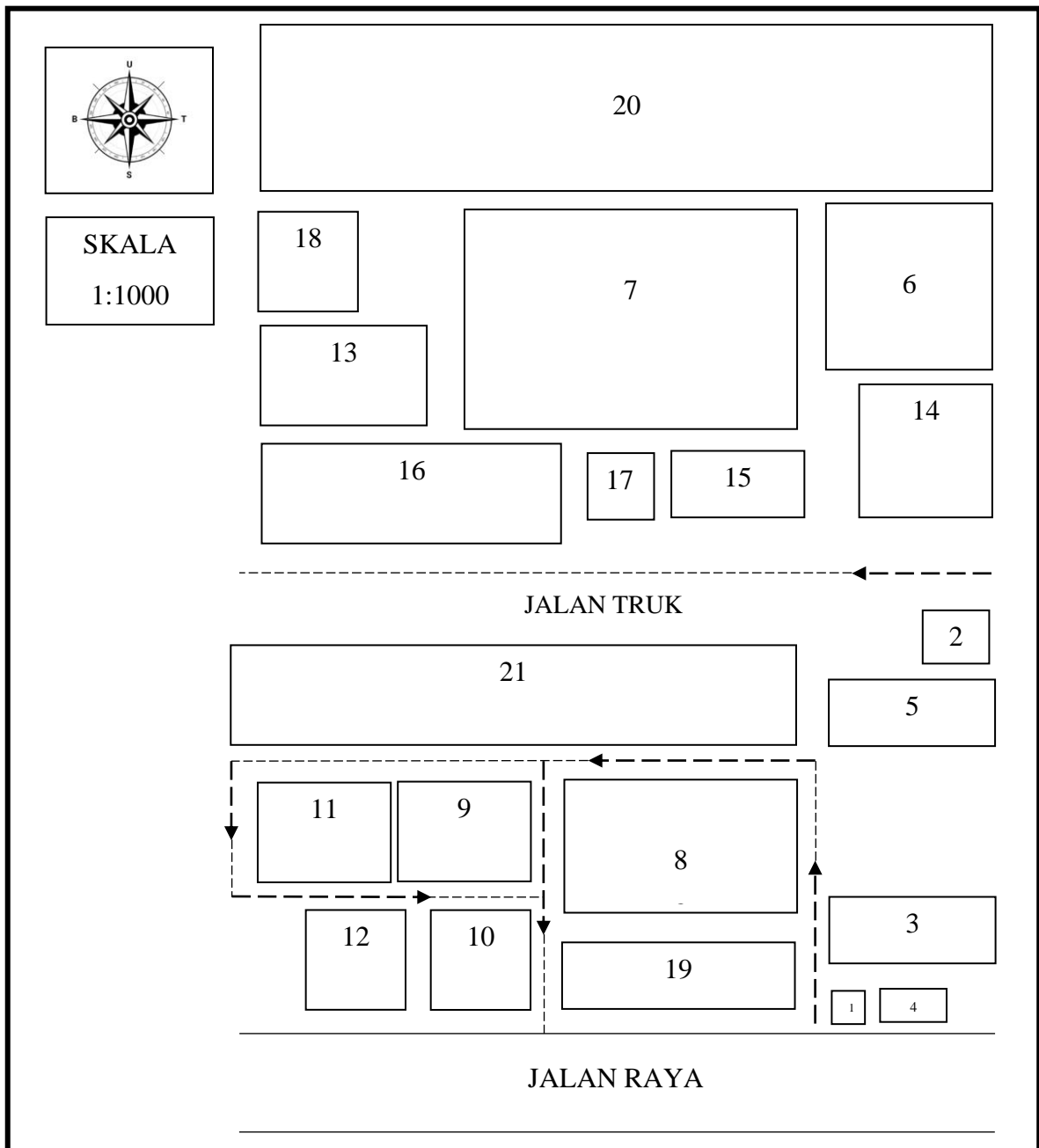
Adapun perincian luas tanah sebagai bangunan pabrik dapat dilihat pada tabel dibawah ini :

Tabel 4. 3 Daftar Tata Letak Pabrik

No Lokasi	Nama Bangunan	Keterangan		Luas (m ²)
		P (m)	L(m)	
1	Pos keamanan	5	5	25
2	Stasiun penimbangan	10	8	80
3	Parkiran karyawan	25	10	250
4	Parkiran Tamu	10	5	50
5	Parkiran Truk	25	10	250
6	Utilitas	25	25	625
7	Area produksi unit	50	33	1.650
8	Kantor utama	35	20	700
9	Laboratorium	20	15	300
10	Kantin	15	15	225
11	Masjid	20	15	300
12	Klinik	15	15	225
13	Bengkel	25	15	375
14	Gudang peralatan	20	20	400
15	Unit pemadam kebakaran	20	10	200

Tabel 4. 4 Daftar Tata Letak Pabrik Lanjutan

16	Unit pengolahan limbah	50	15	750
17	Control room	10	10	100
18	Kantor produksi dan proses	15	15	225
19	Taman	35	10	350
20	Area perluasan	110	25	2.750
21	Mess	85	15	1.275
	Luas Tanah			12.000
	Luas Bangunan			11.000
	Total			23.000



Gambar 4. 2 Tata Letak Pabrik

4.3 Tata Letak Alat Proses (*Machines Layout*)

Tata letak alat proses atau *machines layout* merupakan pengaturan yang optimum terhadap alat-alat proses pabrik. Perancangan tata letak alat proses yang optimum dapat menguntungkan secara ekonomi karena dapat meminimalisir biaya konstruksi dan kegiatan operasional produksi dapat berjalan secara efisien. Selain itu, hal ini menjadi penting karena berkaitan

dengan keamanan, keselamatan dan kenyamanan karyawan selama bekerja. Beberapa hal yang menjadi pertimbangan dalam mengatur tata letak alat proses sebagai berikut.

a. Aliran Bahan Baku dan Produk

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

b. Aliran Udara

Sirkulasi udara di dalam dan sekitar area proses harus dipastikan kelancarannya. Sirkulasi udara yang lancar diperlukan untuk menghindariterjadinya stagnasi udara pada suatu tempat yang berupa penumpukan atau akumulasi bahan kimia berbahaya yang dapat membahayakan keselamatan pekerja. Selain itu, arah hembusan angin juga perlu menjadi perhatian.

c. Pencahayaan

Pencahayaan atau penerangan di seluruh area pabrik harus memadai terutama pada malam hari karena pabrik bekerja selama 24 jam dalam sehari. Selain itu, pada tempat-tempat tertentu dimana terdapat alat-alat proses yang mempunyai risiko akan bahaya yang tinggi perlu diberikan penerangantambahan.

d. Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan

Lalu lintas manusia dan kendaraan di area proses harus menjadi perhatian termasuk jarak antar alat, lebar jalan dan

kemudahan akses bagi karyawan untuk mencapai alat-alat proses. Hal ini dilakukan agar apabila terjadi gangguan pada alat, karyawan dapat dengan cepat untuk memperbaiki sehingga dapat meminimalisir potensi bahaya yang dapat ditimbulkan. Selain itu, jika terjadi ledakan atau kebakaran pada alat, kendaraan dan alat pemadamkebakaran dapat dengan mudah menjangkau alat tersebut.

e. Jarak antar Alat Proses

Dalam mengatur tata letak alat proses, jarak antar alat proses harus diperhitungkan secara cermat, terutama pada alat-alat yang beroperasi pada suhu dan tekanan yang tinggi. Alat-alat tersebut harus ditempatkan di lokasi khusus yang terpisah dari alat-alat proses yang lain. Hal ini bertujuan agar apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut, tidak langsung membahayakan alat- alat yang lain.

f. Pertimbangan Ekonomi

Penyusunan tata letak alat proses yang tepat dan optimum diharapkan dapat meminimalisir biaya operasi sehingga dapat menguntungkan secara ekonomi, namun tetap harus mengedepankan aspek keamanan dan keselamatan.

g. Perluasan dan Pengembangan Pabrik

Setiap pabrik yang didirikan diharapkan dapat berkembang dengan penambahan unit sehingga diperlukan susunan pabrik yang memungkinkan adanya perluasan (Vibrant, 1959).

Ada tiga macam penyusunan tata letak alat proses, yaitu:

- Tata Letak Produk atau Garis (*Products Layout/ Line Layout*)

Yaitu susunan mesin atau peralatan berdasarkan urutan proses produksi. Biasanya digunakan pada pabrik yang memproduksi suatu jenis produk dalam jumlah besar dan mempunyai tipe proses kontinyu. Pabrik *Maleic anhydride* yang akan didirikan ini dalam penyusunan tata letak alat prosesnya menggunakan Tata Letak Produk atau Garis (*Products Layout/ Line Layout*).

- Tata Letak Proses atau Fungsional (*Process/ Fungsional Layout*)

Yaitu penyusunan mesin atau peralatan berdasarkan fungsi yang sama pada ruang tertentu. Biasanya digunakan pada pabrik yang memproduksi lebih dari satu jenis produk.

- Tata Letak Kelompok (*Group Layout*)

Yaitu kombinasi dari *Line Layout* dan *Process Layout*.

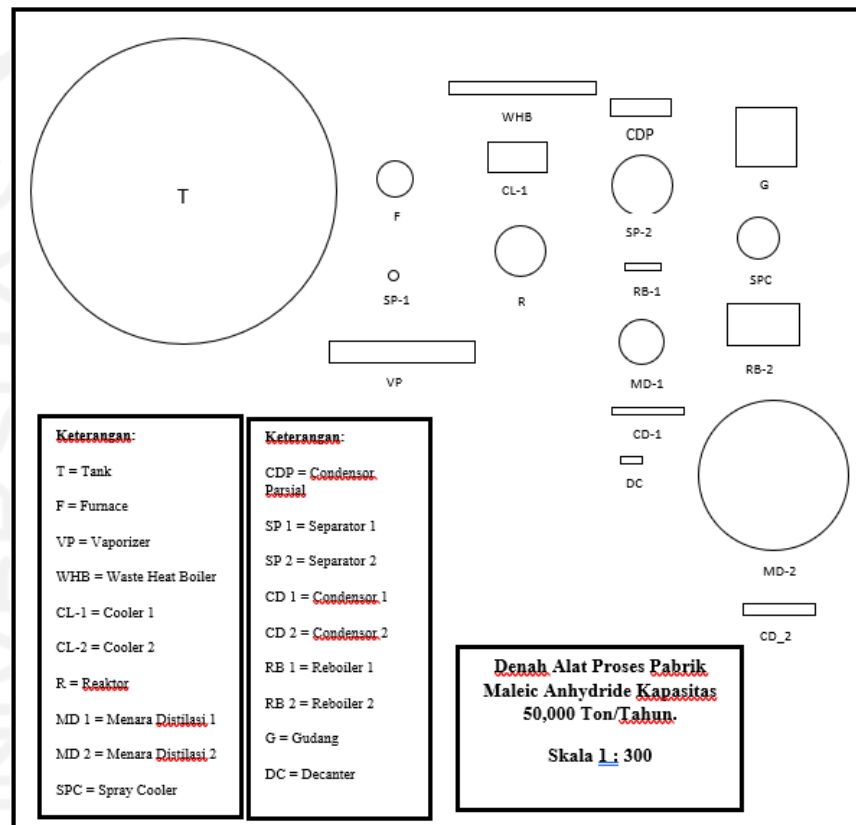
Biasanya dipakai oleh perusahaan besar yang memproduksi lebih dari satu jenis produk.

h. Kemudahan Pemeliharaan

Kemudahan pemeliharaan alat juga dapat dipertimbangkan dalam penempatan alat-alat proses. Hal ini disebabkan karena pemeliharaan alat merupakan hal yang penting untuk menjaga alat beroperasi sebagaimana mestinya dan berumur panjang. Penempatan

alat yang baik akan memberikan ruang gerak yang cukup untuk memperbaiki maupun untuk membersihkan peralatan.

Adapun Tata letak alat-alat proses (*machines layout*) dapat dilihat pada Gambar berikut :



Gambar 4. 3 Tata letak alat-alat proses

4.4 Organisasi Perusahaan

4.4.1 Bentuk Perusahaan

Bentuk perusahaan yang direncanakan untuk pabrik *Maleic anhydride* ini adalah Perseroan Terbatas (PT). Perseroan terbatas merupakan bentuk perusahaan yang modal awalnya diperoleh dari penjualan saham, dimana tiap pemegang saham turut mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Saham adalah surat berharga yang dikeluarkan oleh perusahaan atau PT tersebut dan orang yang memiliki

saham berarti telah menyetorkan modal ke perusahaan, yang berarti pula ikut memiliki perusahaan. Beberapa hal yang menjadi pertimbangan dalam pemilihan bentuk perusahaan ini adalah sebagai berikut.

1. Mudah Mendapatkan Modal

Dalam perseroan terbatas, modal diperoleh melalui penjualan saham di pasar modal. Modal terbagi dalam saham-saham, sehingga hal ini menjadi mungkin apabila ada orang yang ingin ikut serta menanamkan modal dalam jumlah kecil namun tidak menghalangi pemasukan modal dalam jumlah besar. Sehingga akan memudahkan pergerakan di pasar modal dan pengumpulan modal dengan penjualan saham menjadi efektif.

2. Wewenang dan Tanggungjawab Pemegang Saham Terbatas

Dalam perseroan terbatas, pemegang saham hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah modal yang disebutkan dalam tiap-tiap saham tanpa ikut andil dalam mengelola perusahaan. Hal ini membuat kelancaran produksi relatif lebih stabil karena pengelolaan perusahaan hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan.

3. Pemilik dan Pengurus Perusahaan Terpisah Satu Sama Lain

Pemilik perusahaan adalah para pemegang saham, sementara pengurus perusahaan adalah direksi beserta jajarannya yang diawasi oleh Dewan Komisaris.

4. Kelangsungan Hidup Perusahaan Lebih Terjamin

Jika terjadi pergantian pemegang saham dari jabatannya, tidak akan

berpengaruh terhadap direksi, staf, maupun karyawan yang bekerja didalamnya. Hal ini dikarenakan para pemilik saham tidak ikut andil secara langsung dalam mengelola perusahaan.

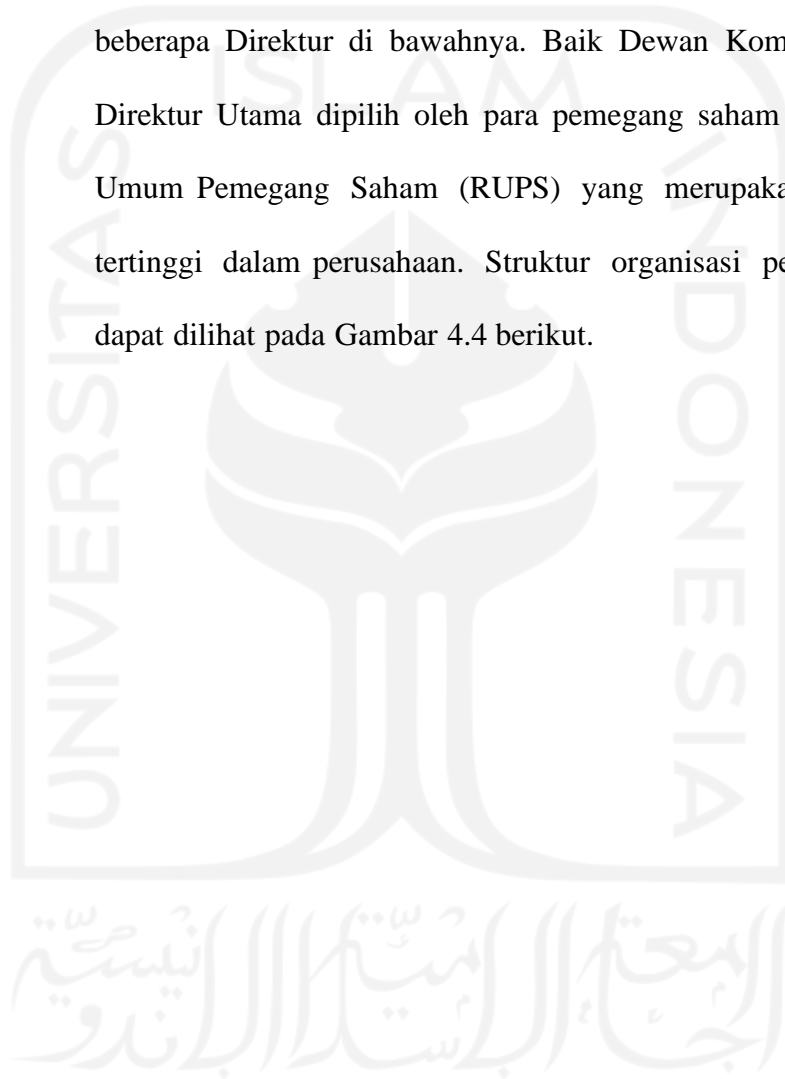
4.4.2 Struktur Organisasi

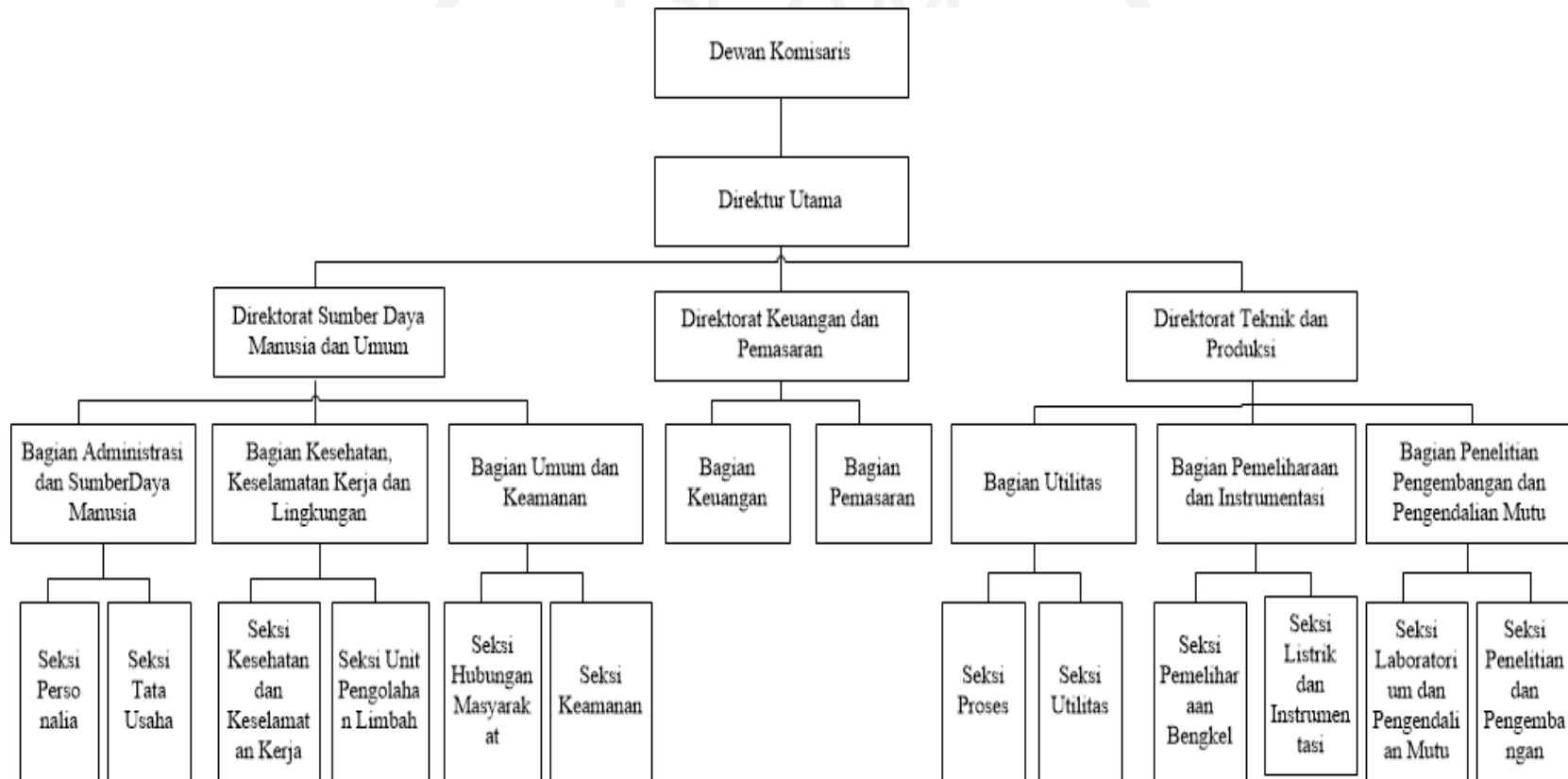
Struktur organisasi yang jelas dan sistematis di dalam suatu perusahaan merupakan salah satu faktor yang berpengaruh terhadap kelangsungan dan kemajuan perusahaan karena berhubungan langsung dengan komunikasi dan kerjasama yang baik antar karyawan sehingga kegiatan operasional perusahaan dapat berjalan dengan baik. Setiap perusahaan bisa saja memiliki struktur organisasi yang berbeda-beda, tergantung pada kebutuhannya masing-masing.

Pada pabrik *Maleic anhydride* ini struktur organisasi yang dipilih adalah dengan sistem *line and staff*. Kelebihan sistem ini adalah garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis. Demikian pula dalam hal pembagian tugas kerja, seperti yang terdapat dalam sistem organisasi fungsional, dimana seorang karyawan hanya bertanggung jawab pada atasan saja. Dalam menjalankan organisasi, terdapat dua kelompok yang berpengaruh pada sistem ini, yaitu:

1. Sebagai garis atau *line* merupakan orang yang melaksanakan tugas pokok organisasi untuk mencapai tujuan.
2. Sebagai *staff* merupakan orang yang melakukan tugas sesuai dengan keahliannya, berfungsi memberikan saran-saran kepada unit operasional.

Dalam menjalankan tugas dan wewenangnya, para pemegang saham yang merupakan pemilik perusahaan diwakili oleh Dewan Komisaris, sementara dalam hal tugas menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh Direktur Utamayang dibantu oleh beberapa Direktur di bawahnya. Baik Dewan Komisaris maupun Direktur Utama dipilih oleh para pemegang saham dalam Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) yang merupakan kekuasaan tertinggi dalam perusahaan. Struktur organisasi perusahaan ini dapat dilihat pada Gambar 4.4 berikut.





Gambar 4. 4 Struktur Organisasi

4.4.3 Tugas dan Wewenang

1. Pemegang Saham

Pemegang saham merupakan orang yang memberikan modal untuk perusahaan dengan cara membeli saham perusahaan. Sehingga, para pemilik saham juga merupakan pemilik perusahaan.

Tugas dan wewenang pemegang saham adalah sebagai berikut:

- Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris dan Direktur.
- Mengesahkan hasil-hasil usaha dan neraca perhitungan untung rugi tahunan perusahaan.
- Mengadakan Rapat Umum Pemegang Saham minimal satu kali dalam setahun.

2. Dewan Komisaris

Dewan komisaris merupakan pelaksana tugas sehari-hari dari pemegang saham dan bertanggung jawab penuh kepada pemegang saham. Tugas dan wewenang Dewan Komisaris adalah sebagai berikut :

- Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijakan umum, target perusahaan, alokasi sumber dana dan pengarahannya pemasaran.
- Mengawasi tugas-tugas direksi.

3. Membantu direksi dalam tugas-tugas penting

4. Direktur Utama

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan yang bertanggung jawab penuh terhadap jalannya perusahaan kepada Dewan

Komisaris. Tugas dan wewenang Direktur Utama adalah sebagai berikut.

- Mengatur dan melaksanakan kebijakan perusahaan.
- Bertanggung jawab kepada Dewan Komisaris dan pemegang saham atas pekerjaannya pada akhir jabatannya.
- Menjaga kestabilan organisasi perusahaan dan kontinuitas hubungan baik antara pemilik saham, pimpinan, konsumen serta karyawan.
- Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian atas persetujuan para pemegang saham.
- Mengkoordinir kerjasama antara direktorat, bagian dan seksi di bawahnya.

Direktur Utama membawahi beberapa direktorat, antara lain:

a. Direktorat Sumber Daya Manusia dan Umum

Direktorat Sumber Daya Manusia dan Umum memiliki tugas dan wewenang dalam hal yang berhubungan dengan administrasi, personalia, humas, keamanan, dan keselamatan kerja. Direktorat Sumber Daya Manusia dan Umum membawahi beberapa bagian, antara lain Bagian Kesehatan, Keselamatan Kerja dan Lingkungan, Bagian Administrasi dan Sumber Daya Manusia, serta Bagian Umum dan Keamanan.

b. Direktorat Keuangan dan Pemasaran

Direktorat Keuangan dan Pemasaran memiliki tugas dan wewenang dalam menyusun dan mengalokasikan anggaran dan pendapatan perusahaan serta melaksanakan kebijakan pemasaran. Direktorat

Keuangan dan Pemasaran membawahi beberapa bagian, antara lain Bagian Keuangan dan Bagian Pemasaran.

c. Direktorat Teknik dan Produksi

Direktorat Teknik dan Produksi memiliki tugas dan wewenang dalam merumuskan kebijakan teknik operasi serta mengawasi kesinambungan operasional pabrik. Direktorat Teknik dan Produksi membawahi beberapa bagian, antara lain Bagian Proses dan Utilitas, Bagian Pemeliharaan, Listrik dan Instrumentasi, serta Bagian Penelitian, Pengembangan dan Pengendalian Mutu.

5. Bagian

Setiap bagian memiliki tugas dan wewenang dalam mengatur, mengkoordinir dan mengawal pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis wewenang yang diberikan oleh pimpinan perusahaan dan bertanggung jawab kepada direktorat yang menaunginya.

Bagian-bagian tersebut terdiri dari:

a. Bagian Administrasi dan Sumber Daya Manusia

Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan administrasi, kesekretariatan dan pengembangan sumber daya manusia.

b. Bagian Kesehatan, Keselamatan Kerja dan Lingkungan.

Bertanggung jawab terhadap kesehatan dan keselamatan kerja karyawan serta pelestarian lingkungan.

c. Bagian Umum dan Keamanan

Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan masyarakat

umum serta menjaga keamanan perusahaan.

d. Bagian Keuangan

Bertanggung jawab terhadap kegiatan pengelolaan keuangan, pengadaan barang, serta pembukuan keuangan.

e. Bagian Pemasaran

Bertanggung jawab terhadap kegiatan distribusi dan pemasaran produk.

f. Bagian Proses dan Utilitas

Bertanggung jawab terhadap kegiatan pabrik dalam bidang proses, penyediaan bahan baku dan utilitas

g. Bagian Pemeliharaan, Listrik dan Instrumentasi

Bertanggung jawab terhadap kegiatan pemeliharaan, perawatan dan penyediaan fasilitas penunjang kegiatan produksi.

h. Bagian Penelitian, Pengembangan dan Pengendalian Mutu Bertanggung

jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan penelitian, pengembangan perusahaan, dan pengawasan mutu.

6. Seksi

Setiap seksi memiliki tugas dan wewenang dalam melaksanakan pekerjaan dalam lingkungan seksinya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh Kepala Bagian masing-masing. Setiap seksi bertanggung jawab kepada bagian yang menaunginya. Seksi-seksi tersebut terdiri dari:

a. Seksi Personalia

Bertanggung jawab dalam melaksanakan kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian dan pengembangan sumber daya manusia.

b. Seksi Tata Usaha

Bertanggung jawab dalam mengurus kebijakan teknis di bidang administrasi, kesekretariatan, perencanaan dan pelaporan, perlengkapan serta aset perusahaan.

c. Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja (K3)

Bertanggung jawab dalam memastikan kesehatan karyawan dan keluarga, serta menangani masalah keselamatan kerja di perusahaan.

d. Seksi Unit Pengolahan Limbah

Bertanggung jawab dalam melaksanakan pengolahan limbah hasil produksi.

e. Seksi Hubungan Masyarakat

Bertanggung jawab menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan relasi perusahaan dengan pemerintah, masyarakat dan industri-industri lain.

f. Seksi Keamanan

Bertanggung jawab dalam menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan mengawasi langsung masalah keamanan perusahaan.

g. Seksi Proses

Bertanggung jawab dalam melaksanakan dan memastikan kelancaran kegiatan produksi di pabrik.

h. Seksi Utilitas

Bertanggung jawab dalam penyediaan air, *steam*, bahan bakar, dan

udara tekan baik untuk proses maupun instrumentasi.

i. Seksi Pemeliharaan dan bengkel

Bertanggung jawab dalam melakukan perawatan, pemeliharaan dan penggantian alat- alat serta fasilitas pendukung proses produksi.

j. Seksi Listrik dan Instrumentasi

Bertanggung jawab dalam memastikan ketersediaan energi listrik dan instrumentasi yang dibutuhkan agar proses produksi dapat berjalan dengan baik.

k. Seksi Laboratorium dan Pengendalian Mutu

Bertanggung jawab dalam melaksanakan pengendalian mutu bahan baku, bahan pembantu dan produk.

l. Seksi Penelitian dan Pengembangan

Bertanggung jawab dalam melaksanakan penelitian dan pengembangan perusahaan.

7. Staf Ahli

Staf Ahli bertugas memberi masukan, baik berupa saran, nasihat, dan pandangan terhadap segala aspek operasional perusahaan. Staf ahli terdiri dari tenaga ahli yang bertugas membantu direksi dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknik, keuangan dan pemasaran maupun sumber daya manusia dan umum. Staf ahli bertanggung jawab kepada direktur utama sesuai dengan bidang keahliannya masing-masing.

Tugas dan wewenang sebagai berikut :

- a. Memberikan nasihat dan saran dalam perencanaan pengembangan perusahaan.
- b. Memperbaiki proses dari pabrik atau perencanaan alat dan pengembangan produksi.
- c. Mempertinggi efisiensi kerja

4.4.4 Status Penggolongan Jabatan dan Jumlah Karyawan

1. Status Karyawan

Berdasarkan statusnya karyawan dibedakan menjadi beberapa golongan, antara lain:

a. Karyawan Tetap

Karyawan tetap merupakan karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan Surat Keputusan (SK) dari direksi. Dan mendapat gaji bulanan sesuai dengan kedudukan, keahlian dan masa kerjanya.

b. Karyawan Harian

Karyawan harian merupakan karyawan yang diangkat dan diberhentikan tanpa Surat Keputusan (SK) dari direksi. Dan mendapat gaji harian yang dibayar tiap akhir pekan.

c. Karyawan Borongan

Karyawan borongan merupakan karyawan yang bekerja di pabrik atau perusahaan jika diperlukan saja. Karyawan ini menerima gaji borongan untuk suatu pekerjaan yang telah disetujui.

2. Penggolongan Jabatan

Jabatan dalam struktur organisasi perusahaan diisi oleh orang-orang dengan spesifikasi pendidikan dan keahlian sesuai jabatan dan tanggung jawabnya. Karyawan pada perusahaan ini terdiri dari beragam jenjang pendidikan, mulai dari lulusan Sekolah Menengah Pertama (SMP) hingga Magister (S-2). Rincian penggolongan jabatan beserta jenjang pendidikannya dapat dilihat pada Tabel 4.4 berikut.

Tabel 4. 5 Daftar Jabatan Perusahaan

Jabatan	Pendidikan
Direktur Utama	S2
Direktur Utama	S2
Kepala Bagian	S1
Kepala Seksi	S1
Staff Ahli	S1
Sekretaris	S1
Karyawan dan Operator	SMA/SMK-S1
Dokter	S1
Perawat	D3-S1
Supir	SMP-SMA/SMK
<i>Cleaning Service</i>	SMP-SMA/SMK

1. Jumlah Karyawan

Jumlah karyawan pada perusahaan harus diperhitungkan secara cermat agar pekerjaan dapat diselesaikan secara efektif dan efisien. Jumlah karyawan pada setiap posisi tergantung pada kebutuhan. Rincian jumlah karyawan dapat dilihat pada Tabel 4.5

Tabel 4. 6 Jumlah Karyawan

No	Jabatan	Jumlah
1	Diretur utama	1
2	Direktur Sumber Daya Manusia dan Umum	1
3	Direktur Keuangan dan Pemasaran	1
4	Direktur Teknik dan Poduksi	1
5	Ka. Bagian Adminstras dan Sumber Daya Manusia	1
6	Ka. Bagian Kesehatan, Keselamatan kerja dan Lingkungan	1
7	Ka. Bagian Umum dan Keamanan	1
8	Ka. Bagian Keuangan	1
9	Ka. Bagian Pemasaran	1
10	Ka. Bagian Proses dan Utilitas	1
11	Ka. Bagian Pemeliharaan listrik dam Instrumentasi	1
12	Ka. Bagian Penelitian, Pengembangan dan Pengendalian Mutu	1
13	Ka, Sek. Personalia	1
14	Ka, Sek. Tata Usaha	1
15	Ka, Sek. Kesehatan, Keselamatan Kerja	1
16	Ka, Sek. Unit Pengolahan Limbah	1
17	Ka, Sek. Hubungan Masyarakat	1
18	Ka, Sek. Keamanan	1
19	Ka, Sek. Proses	1
20	Ka, Sek. Utilitas	1
21	Ka, Sek. Pemeliharaan dan Bengkel	1
22	Ka, Sek. Listrik dan Instrumentasi	1
23	Ka, Sek. Laboratorium dan Pengendalian Mutu	1
24	Ka, Sek. Penelitian dan Pengembangan	1
25	Karyawan Personalia	5
26	Karyawan Tata Usaha	5
27	Karyawan Kesehatan, Keselamatan Kerja	5
28	Karyawan Unit Pengolahan Limbah	5

Tabel 4. 7 Jumlah Karyawan

29	Karyawan Hubungan Masyarakat	4
30	Karyawan Keamanan	6
31	Karyawan Proses	7
32	Karyawan Utilitas	4
33	Karyawan Pemeliharaan dan Bengkel	5
34	Karyawan Listrik dan Instrumentasi	5
35	Karyawan Laboratorium dan Pengendalian Mutu	5
36	Karyawan Penelitian dan Pengembangan	5
37	Operator	42
38	Sekretaris	3
39	Dokter	3
40	Perawat	6
41	Sopir	5
42	<i>Cleaning Service</i>	8
Total		152

4.4.5 Pembagian Jam Kerja dan Sistem Gaji Karyawan

1. Pembagian Jam Kerja

Pabrik *Maleic anhydride* ini direncanakan beroperasi selama 330 hari dalam setahun dan 24 jam dalam sehari. Sisa hari yang tidak termasuk hari libur digunakan untuk perbaikan, perawatan (*maintenance*) dan *shut down*. Oleh karena itu, untuk menjaga kelancaran proses produksi serta kegiatan administrasi dan pemasaran, maka pembagian jam kerja harus diatur seefektif dan seefisien mungkin. Berdasarkan jam kerjanya, karyawan pada perusahaan ini dibedakan menjadi dua golongan yaitu:

a. Karyawan *Non-Shift*

Karyawan *non-shift* merupakan karyawan yang tidak menangani

secara langsung proses produksi. Karyawan *non- shift* meliputi jajaran direksi, kepala bagian, kepala seksi serta jabatan-jabatan di bawahnya yang bekerja di kantor. Karyawan *non-shift* bekerja selama 5 hari selama seminggu, berikut adalah ketentuan jam kerja pegawai non shift: Senin-Kamis : 08.00-16.00 (istirahat 12.00-13.00) WIB

Jumat : 08.00-16.00 (istirahat 11.30-13.00) WIB

Karyawan *Shift*

Karyawan *shift* merupakan karyawan yang menangani secara langsung proses produksi atau mengatur bagian tertentu dari pabrik yang berhubungan dengan keamanan dan kegiatan produksi. Sebagian dari bagian teknik, bagian gudang, dan beberapa bagian lain harus siaga demi keselamatan dan keamanan pabrik. Karyawan *shift* akan bekerja secara bergantian dalam sehari semalam, dengan pembagian *shift* sebagai berikut:

Shift 1 : pukul 07.00-15.00

Shift 2 : pukul 15.00-23.00

Shift 3 : pukul 23.00-07.00

Jam kerja *shift* berlangsung selama 8 jam sehari dan mendapat pergantian *shift* setiap 3 hari kerja sekali. Karyawan *shift* bekerja dengan sistem 3 hari kerja, 1 hari libur. Pada Hari Minggu dan libur hari besar semua karyawan *shift* tidak libur. Namun, setiap karyawan mendapatkan jatah cuti selama 12 hari setiap tahunnya. Pembagian *shift* dilakukan dalam 4 regu, dimana 3 regu mendapat giliran *shift* sedangkan 1 regu libur. Jadwal *shift* karyawan dapat dilihat pada Tabel 4.6

Tabel 4. 8 Jadwal Shift Karyawan

	Hari														
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
A	I	I	I		II	II	II		III	III	III		I	I	I
B		II	II	II		III	III	III		I	I	I		II	II
C	II		III	III	III		I	I	I		II	II	II		III
D	III	III		I	I	I		II	II	II		III	III	III	

	Hari															
	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	
A	I	I	I		II	II	II		III	III	III		I	I	I	
B		II	II	II		III	III	III		I	I	I		II	II	
C	II		III	III	III		I	I	I		II	II	II		III	
D	III	III		I	I	I		II	II	II		III	III	III		

2. Sistem Gaji Karyawan

Sistem pembagian gaji pada perusahaan ini terbagi menjadi tiga jenis, yaitu:

a. Gaji Bulanan

Merupakan gaji yang diberikan kepada karyawan tetap dengan jumlah sesuai peraturan perusahaan dan dibayarkan pada tanggal 1 setiap bulannya.

b. Gaji Harian

Merupakan gaji yang diberikan kepada karyawan tidak tetap atau

buruh harian dan karyawan borongan.

- c. Gaji Lembur Merupakan gaji tambahan yang diberikan kepada karyawan yang bekerja melebihi jam kerja pokok.

Rincian gaji setiap karyawan pada setiap jabatan dapat dilihat pada Tabel 4.7 berikut.

Tabel 4. 9 Rincian Gaji Karyawan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji(Rp) (Orang/bulan)	Gaji (Rp)Bulan
1	Diretur utama	1	40.000.000,00	40.000.000
2	Direktur Sumber Daya Manusia dan Umum	1	30.000.000,00	30.000.000
3	Direktur Keuangan dan Pemasaran	1	30.000,000.00	30.000.000
4	Direktur Teknik dan Poduksi	1	30.000.000,00	30.000.000
5	Ka. Bagian Administras dan Sumber Daya Manusia	1	15.000.000,00	15.000.000
6	Ka. Bagian Kesehatan, Keselamatan kerja dan Lingkungan	1	15.000.000,00	15.000.000
7	Ka. Bagian Umum dan Keamanan	1	15.000.000,00	15.000.000
8	Ka. Bagian Keuangan	1	15.000.000,00	15.000.000
9	Ka. Bagian Pemasaran	1	15.000.000,00	15.000.000
10	Ka. Bagian Proses dan Utilitas	1	15.000.000,00	15.000.000

Tabel 4. 10 Rincian Gaji Karyawan Lanjutan

11	Ka. Bagian Pemeliharaan listrik dan Instrumentasi	1	15.000.000,00	15.000.000
12	Ka. Bagian Penelitian dan Pengembangan	1	15.000.000,00	15.000.000
13	Ka, Sek. Personalia	1	10.000.000,00	10.000.000
14	Ka, Sek. Tata Usaha	1	10.000.000,00	10.000.000
15	Ka, Sek. Kesehatan, Keselamatan Kerja	1	10.000.000,00	10.000.000
16	Ka, Sek. Unit Pengolahan Limbah	1	10.000.000,00	10.000.000
17	Ka, Sek. Hubungan Masyarakat	1	10.000.000,00	10.000.000
18	Ka, Sek. Keamanan	1	10.000.000,00	10.000.000
19	Ka, Sek. Proses	1	10.000.000,00	10.000.000
20	Ka, Sek. Utilitas	1	10.000.000,00	10.000.000
21	Ka, Sek. Pemeliharaan dan Bengkel	1	10.000.000,00	10.000.000
22	Ka, Sek. Listrik dan Instrumentasi	1	10.000.000,00	10.000.000
23	Ka, Sek. Laboratorium dan Pengendalian Mutu	1	10.000.000,00	10.000.000
24	Ka, Sek. Penelitian dan Pengembangan	1	10.000.000,00	10.000.000
25	Karyawan Personalia	5	7.000.000,00	35.000.000
26	Karyawan Tata Usaha	5	7.000.000,00	35.000.000
27	Karyawan Kesehatan, Keselamatan Kerja	5	7.000.000,00	35.000.000

Tabel 4. 11 Rincian Gaji Karyawan Lanjuta.

28	Karyawan Unit Pengolahan Limbah	5	7.000.000,00	35.000.000
29	Karyawan Hubungan Masyarakat	4	7.000.000,00	28.000.000
30	Karyawan Keamanan	6	7.000.000,00	42.000.000
31	Karyawan Proses	7	7.000.000,00	49.000.000
32	Karyawan Utilitas	4	7.000.000,00	28.000.000
33	Karyawan Pemeliharaan dan Bengkel	5	7.000.000,00	35.000.000
34	Karyawan Listrik dan Instrumentasi	5	7.000.000,00	35.000.000
35	Karyawan Laboratorium dan Pengendalian Mutu	5	7.000.000,00	35.000.000
36	Karyawan Penelitian dan Pengembangan	5	7.000.000,00	35.000.000
37	Operator	12	4.372.000,00	183.624.000
38	Sekretaris	3	4.372.000,00	13.116.000
39	Dokter	3	10.000.000,00	30.000.000
40	Perawat	6	5.000.000,00	30.000.000
41	Sopir	5	4.372.000,00	21.860.000
42	<i>Cleaning Service</i>	8	4.372.000,00	34.976.000
	Total	122	486.488.000,00	1.232.576.000

4.4.6 Ketenagakerjaan

Setiap karyawan mempunyai hak dalam hal ketenagakerjaan seperti yang tertuang dalam peraturan perundang-undangan.

Hak-hak tersebut antara lain:

1. Tunjangan

Tunjangan karyawan terdiri dari:

- a. Tunjangan yang berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan yang bersangkutan.
- b. Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang oleh karyawan.
- c. Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja di luar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja.

2. Tunjangan hari raya (THR), diberikan sebesar nilai satu bulan gaji kepada karyawan setiap tahunnya saat menjelang hari raya Idul Fitri. Hari Libur Nasional

Untuk karyawan harian (*non-shift*), hari libur nasional dihitung sebagai hari libur kerja. Sedangkan bagi karyawan *shift*, hari libur nasional dihitung sebagai kerja lembur (*overtime*).

3. Hak Cuti

Hak cuti karyawan terdiri dari:

- a. Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam satu tahun. Apabila hak cuti tersebut tidak dipergunakan maka hak tersebut akan hilang untuk tahun tersebut.
- b. Cuti sakit diberikan kepada setiap karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter, termasuk kepada karyawan wanita yang melahirkan.

4. Fasilitas Karyawan

Dalam rangka meningkatkan produktivitas karyawan, perusahaan menyediakan berbagai fasilitas yang dapat digunakan oleh karyawan untuk menjaga kondisi jasmani dan rohani karyawan, sehingga mereka tidak merasa jenuh dalam menjalankan pekerjaan sehari-hari dan kegiatan dalam perusahaan dapat berjalan dengan lancar. Fasilitas yang disediakan :

a. Poliklinik

Poliklinik disediakan bertujuan untuk menjaga kesehatan karyawan yang merupakan salah satu hal yang berpengaruh dalam efisiensi produksi pabrik. Poliklinik yang disediakan ditangani oleh dokter dan perawat.

b. Tempat Ibadah

Tempat ibadah yang disediakan perusahaan berupa masjid, agar karyawan tetap dapat melaksanakan kewajiban rohani dan aktivitas keagamaan lainnya.

c. Pakaian Kerja

Perusahaan memberikan dua pasang pakaian kerja setiap tahunnya kepada semua karyawan untuk menghindari kesenjangan antar karyawan. Selain itu, perusahaan menyediakan masker dan berbagai alat pelindung diri (APD) lain sebagai alat pengaman kerja.

d. Makan dan Minum

Makan dan minum disediakan sebanyak satu kali dalam sehari oleh perusahaan yakni pada jam makan siang. Makanan dan minuman

direncanakan akan dikelola oleh perusahaan *catering* yang ditunjuk perusahaan. Transportasi

Untuk meringankan beban pengeluaran karyawan, perusahaan menyediakan alat transportasi bagi karyawan yang tidak menggunakan transportasi pribadi berupa *shuttle bus*. Bus akan beroperasi di beberapa titik tempat tinggal karyawan untuk mengantar dan menjemput karyawan saat akan berangkat dan pulang bekerja.

5. Jaminan Ketenagakerjaan

Perusahaan menyediakan asuransi pertanggungjawaban jiwa dan asuransi kecelakaan kerja bagi karyawan yang dikelola oleh Badan Penyelenggaraan Jaminan Sosial Tenaga Kerja (JAMSOSTEK)

BAB V

UTILITAS

Unit pendukung proses atau sering disebut unit utilitas merupakan bagian penting yang menunjang berlangsungnya suatu proses dalam suatu pabrik. Unit pendukung proses antara lain: unit penyediaan air (air proses, air pendingin, air sanitasi, air umpan boiler dan air untuk perkantoran dan perumahan), *steam*, listrik dan pengadaan bahan bakar.

Unit pendukung proses yang dibutuhkan pada pra rancangan pabrik ini antara lain meliputi :

1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

Berfungsi sebagai air proses, air pendingin, air umpan dan air sanitasi untuk air perkantoran dan air untuk perumahan. Proses pendinginan digunakan di *cooler*.

2. Unit Penyediaan *Steam*

Digunakan untuk proses pemanasan di Vaporizer, Reboiler 1 dan Reboiler 2.

3. Unit Penyediaan Dowtherm

Digunakan untuk proses pendinginan pada reaktor.

4. Unit Penyediaan Refigeran

Digunakan untuk mendinginkan smpa dibawah suhu lingkungan pada *cooler2*.

5. Unit Penyediaan Listrik

Berfungsi sebagai tenaga penggerak untuk peralatan proses maupun penerangan.

Listrik diperoleh dari PLN dan Generator Set sebagai cadangan apabila PLN

mengalami gangguan.

6. Unit penyediaan udara bertekanan

Berfungsi sebagai penyedia udara tekan untuk menjalankan sistem instrumentasi. Udara tekan diperlukan untuk alat kontrol pneumatik. Alat penyediaan udara tekan berupa kompresor dan tangki udara.

7. Unit penyedia bahan bakar

Berfungsi untuk menyediakan bahan bakar penggerak boiler dan generator.

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

1. Unit Penyediaan Air

Unit penyediaan air merupakan salah satu unit utilitas yang bertugas menyediakan air untuk kebutuhan industri maupun rumah tangga. Unit ini sangat berpengaruh dalam kelancaran produksi dari awal hingga akhir proses. Dalam memenuhi kebutuhan air suatu pabrik pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau maupun air laut yang sebagai sumbernya. Dalam perancangan pabrik ini, sumber air baku yang digunakan berasal dari air sungai Bengawan Solo yang terletak di Kabupaten Gresik.

Air sungai Bengawan Solo masih mengandung pasir, mineral- mineral, ion-ion, dan kotoran yang harus diolah terlebih dahulu sebelum digunakan. Pengolahan air ini bertujuan untuk menjaga alat - alat proses agar tidak cepat rusak serta menjaga adanya kontaminan yang akan menyebabkan reaksi antara reaktan-reaktan yang terdapat dalam proses. Pertimbangan menggunakan air sungai sebagai sumber untuk mendapatkan air adalah :

- a. Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya tinggi, sehingga

persediaan air tercukupi.

- b. Letak sungai berada didekat lokasi pabrik.
- c. Jumlah persediaan air sungai lebih banyak dibandingkan dengan air sumur.

Air sungai relatif lebih mudah dalam pengolahannya, sederhana, dan biayanya lebih murah dibandingkan dengan pengolahan air laut. Air yang berada dalam lingkungan pabrik, digunakan untuk:

a) Air untuk proses

Hal-hal yang diperhatikan dalam air proses antara lain:

- 1) Kesadahan (*hardness*) yang dapat menyebabkan kerak
- 2) Oksigen yang dapat menimbulkan korosi
- 3) Minyak yang dapat menyebabkan terbentuknya lapisan film yang mengakibatkan terganggunya koefisien transfer panas serta menimbulkan endapan.

b) Air pendingin

Pada umumnya, ada beberapa faktor yang menyebabkan air digunakan sebagai media pendingin,

yaitu:

- 1) Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah yang besar.
- 2) Mudah dalam pengaturan dan pengolahannya.
- 3) Dapat menyerap sejumlah panas per satuan volume yang tinggi dan tidak terdekomposisi.
- 4) Tidak mengalami peyusutan yang berarti dalam

batasan dengan adanya temperatur pendinginan

c) Air boiler

Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam penanganan air umpanboiler adalah :

1) Zat-zat yang dapat menyebabkan korosi

Korosi disebabkan air mengandung larutan-larutan asam, gas-gas terlarut seperti O₂, CO₂, H₂S yang masuk ke badan air.

2) Zat yang dapat menyebabkan kerak (*scale reforming*)

Pembentukan kerak disebabkan karena adanya kesadahan dan suhu tinggi, yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan silikat.

3) Zat yang menyebabkan *Foaming* dan *Priming*

Foaming adalah terbentuknya gelembung atau busa dipermukaan air dan keluar bersama *steam*. Air yang diambil kembali dari proses pemanasan bisa menyebabkan foaming pada boiler karena adanya zat-zat organik dan anorganik dalam jumlah cukup besar. Efek pembusaan terjadi pada alkalinitas tinggi. Sedangkan, *Priming* adalah adanya tetes air dalam *steam* (buih dan kabut) yang menurunkan efisiensi energi *steam* dan pada akhirnya menghasilkan deposit kristal garam. *Priming* dapat disebabkan oleh konstruksi boiler yang kurang baik, kecepatan alir yang berlebihan atau fluktuasi tiba-tiba dalam aliran.

d) Air sanitasi

Air sanitasi digunakan untuk keperluan kantor dan rumah tangga

perusahaan, yaitu air minum, laboratorium, dan lain-lain. Air sanitasi yang digunakan harus memenuhi syarat-syarat tertentu, antara lain:

a. Syarat fisik :

- Suhu normal dibawah suhu udara luar
- Warna jernih
- Tidak berasa
- Tidak berbau

b. Syarat kimia :

- Tidak mengandung zat organik maupun anorganik
- Tidak beracun

c. Syarat bakteriologis :

Tidak mengandung bakteri-bakteri, terutama bakteri patogen, seperti *Salmonella*, *Pseudomonas*, *Escherichia coli*.

2. Unit Pengelolaan Air

Kebutuhan air pabrik diperoleh dari air sungai dengan mengolah terlebih dahulu agar memenuhi syarat untuk digunakan. Pengolahan dapat meliputi secara fisik dan kimia. Adapun tahapan-tahapan pengolahan air adalah sebagai berikut :

a. Penyaringan Awal

Sebelum mengalami proses pengolahan, air dari sungai harus mengalami pembersihan awal agar proses selanjutnya dapat berlangsung dengan lancar. Air sungai dilakukan penyaringan terlebih dahulu agar kandungan padatan seperti sampah, plastik, daun, sampah

dan lainnya yang terbawa oleh air dapat terpisah. Kemudian dialirkan ke bak pengendap.

b. Bak pengendap

Air sungai setelah melalui *filter* dialirkan ke bak pengendap awal. Untuk mengendapkan lumpur dan kotoran air laut yang tidak lolos dari penyaring awal. Kemudian dialirkan ke bak pengendap yang dilengkapi dengan pengaduk.

c. Bak pencampur cepat

Air setelah melalui bak pengendap awal kemudian dialirkan ke bak pencampur cepat untuk menggumpalkan koloid-koloid tersuspensi dalam cairan (larutan) yang tidak mengendap di bak pengendap dengan cara menambahkan senyawa kimia. Umumnya flokulan yang biasa digunakan adalah tawas ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$) dan Na_2CO_3 . Adapun reaksi yang terjadi dalam bakpencampur cepat adalah:



d. *Clarifier*

Air setelah melewati bak pencampur cepat dialirkan ke *clarifier* untuk memisahkan atau mengendapkan gumpalan-gumpalan dari bak pencampurcepat. Air baku yang telah dialirkan ke dalam *clarifier* yang alirannya telahdiatur ini akan diaduk dengan pengaduk lambat *rake*. Air keluar *clarifier* dari bagian pinggir secara *overflow* sedangkan *sludge* (flok) yang terbentuk akan mengendap secara gravitasi dan di *blow*

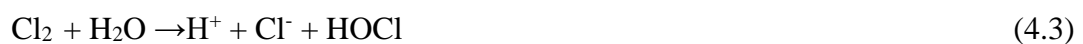
down secara berkala dalam waktu yang telah ditentukan. Terjadi pemisahan antara air jernih dan gumpalan yg mengendap di bagian bawah clarifier. Air jernih dialirkan lewat limpahan clarifier, gumpalan yang mengendap digaruk agar terkumpul dibagian tengah sehingga dapat di sedot keluar.

e. Bak Penyaring/*sand filter*

Air setelah keluar dari *clarifier* dialirkan ke bak saringan pasir, dengan tujuan untuk menyaring partikel-partikel halus yang masih lolos atau yang masih terdapat dalam air dan belum terendapkan. Dengan menggunakan *sand filter* yang terdiri dari antrasit, pasir, dan kerikil sebagai media penyaring.

f. Bak Air Bersih

Air setelah keluar dari bak penyaring dialirkan ke bak air bersih dan di injeksi dengan Klorin Cl₂ sebagai oksidator dan desinfektan. Sebagai oksidator, klorin digunakan untuk menghilangkan bau dan rasa pada pengolahan air bersih. Sebagai desinfektan, klorin untuk membunuh kumandan mikroorganisme seperti amuba, ganggang dan lain-lain yang terkandung dalam air sehingga aman untuk dikonsumsi. Klorin adalah zat kimia yang sering dipakai karena harganya murah dan masih mempunyai daya desinfeksi sampai beberapa jam setelah pembubuhannya. Klorin dalam air membentuk asam hipo klorit, reaksinya adalah sebagai berikut:



Selanjutnya, asam hipoklorit pecah sesuai reaksi berikut:



Kemudian air dialirkan menuju Tangki Deklorinasi.

g. Tangki Deklorinasi

Tangki Deklorinasi berfungsi untuk menghilangkan klorin (Cl_2). Karena penambahan klorin dalam bentuk gas akan menyebabkan turunnya pH air, dan terjadi pembentukan asam kuat. Klorin juga memiliki sifat yang sangat beracun yang dapat merusak kesehatan. Setelah klorin hilang, air dapat didistribusikan sebagai air perumahan atau perkantoran, air umpan boiler, air pendingin dan sebagai air proses.

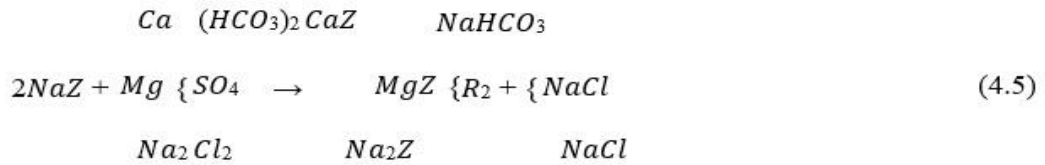
h. Bak air rumah tangga

Tangki air bersih ini fungsinya untuk menampung air bersih yang telah diproses. Dimana air bersih ini digunakan untuk keperluan air minum dan perkantoran.

i. Tangki *Kation Exchanger*

Air dari bak air bersih berfungsi sebagai *make up boiler*, selanjutnya air diumpankan ke tangki *cation exchanger*. Tangki ini berisi resin pengganti kation-kation yang terkandung dalam air diganti ion + sehingga air yang akan keluar dari *cation exchanger* adalah air yang mengandung ion –

Adapun reaksinya adalah sebagai berikut:



Dalam jangka waktu tertentu, kation resin ini akan jenuh sehingga perlu di regenerasi kembali dengan natrium klorida (NaCl). Adapun reaksinya adalah sebagai berikut :



j. Tangki *Anion Exchanger*

Air yang keluar dari tangki *kation exchanger* kemudian diumpankan ke tangki *anion exchanger*. Tangki ini berfungsi untuk mengikat ion-ion negatif (anion) yang terlarut dalam air dengan resin yang bersifat basa, sehingga anion-anion seperti CO_3^{2-} , Cl^- , dan S_4O^{2-} akan terikat dengan resin. Adapun reaksinya adalah sebagai berikut :



Dalam waktu tertentu, anion resin ini akan jenuh, sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan larutan NaOH. Adapun reaksinya adalah sebagai berikut :



Sebelum masuk *boiler* air diproses dalam unit tangki umpan boiler dan unit pendingin.

k. Unit Tangki Umpan Boiler

Tangki Umpan Boiler adalah proses pembebasan air umpan boiler dari gas-gas yang dapat menimbulkan korosi pada boiler seperti oksigen (O₂) dan karbondioksida (CO₂). Air yang telah mengalami demineralisasi (kation exchanger dan anion exchanger) dipompakan menuju tangki umpan boiler. Pada pengolahan air untuk boiler tidak boleh mengandung gas terlarut dan padatan terlarut, terutama yang dapat menimbulkan korosi. Unit ini berfungsi menghilangkan gas O₂ dan CO₂ yang dapat menimbulkan korosi. Di dalam tangki umpan boiler di injeksikan bahan kimia berupa hidrazin (N₂H₂) yang berfungsi untuk mengikat oksigen berdasarkan reaksi:



Sehingga dapat mencegah terjadinya korosi pada *tube boiler*. Air yang keluar dari tangki umpan boiler dialirkan dengan pompa sebagai air umpan boiler (*boiler feed water*).

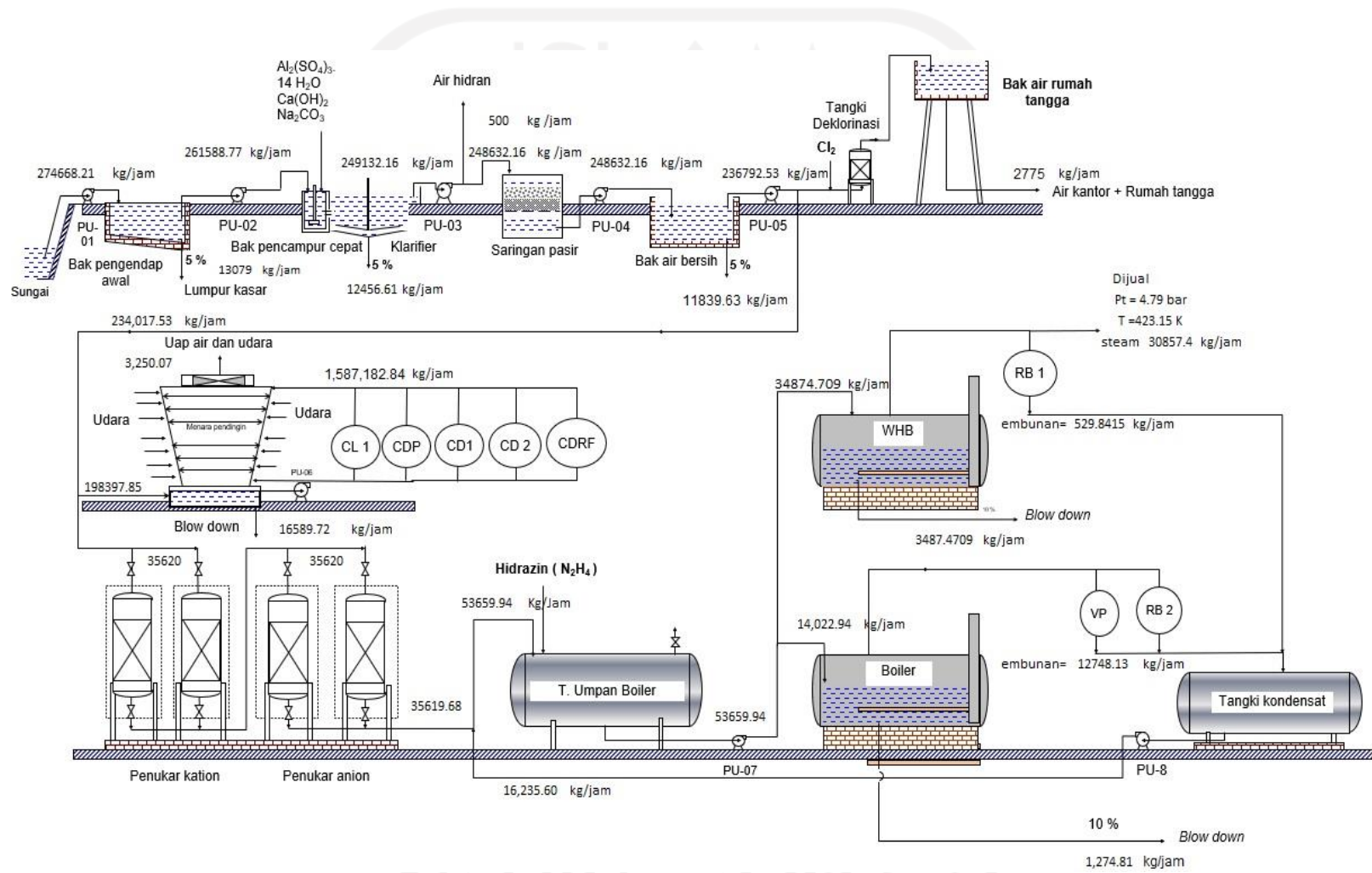
l. Bak Air Pendingin

Pendingin yang digunakan dalam proses sehari-hari berasal dari air yang telah digunakan dalam pabrik kemudian didinginkan dalam *cooling tower*. Kehilangan air karena penguapan, terbawa udara maupun dilakukannya *blow down* di *cooling tower* diganti dengan air yang disediakan di bak air bersih.

m. Tangki kondensat

Berfungsi untuk menampung kondensat uap air dari alat proses dan *makeup* umpan *boiler*.





Gambar 5. 1 Diagram Alir Proses Pengolahan Air di Utilitas

3. Kebutuhan air

Tabel 5. 1 Kebutuhan Air Pendingin

Nama Alat	Jumlah (kg/jam)
Cooler 1	345.254,47
Condensor Parsial	1.189.690,01
Condensor 1	33.627,60
Condensor 2	13.397,81
Condensor Refigrean	5.212,94177
Total	1.587.182,84

Tabel 5. 2 Kebutuhan Air Steam

Nama Alat	Jumlah (kg/jam)
Pemanas Vaporizer	2.245,442
Pemanas Reboiler 1	10.502,68777
Pemanas Reboiler 2	529,842
Waste Heat Boiler	34.874,709
Total	48.152,68

Tabel 5. 3 Kebutuhan Air Domestic

Nama Alat	Jumlah (kg/jam)
Keperluan Perumahan	450
Keperluan Kantor	937,5
Keperluan Layanan Umum	1.387,5
Total	2.775

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan air total} &= (1.587.182,84 + 48.152,68 + 2.775) \text{ kg/jam} \\ &= 1.638.110,52 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

5.2 Unit Penyediaan Steam

Air dari tangki umpan boiler diumpankan ke boiler untuk membangkitkan steam. Unit ini bertujuan untuk mencukupi kebutuhan steam pada proses produksi, yaitu dengan menyediakan ketel uap (boiler) dengan kebutuhan steam 48.152,68 kg/jam.

Steam yang berasal dari boiler digunakan sebagai media pemanas yang hasilnya berupa uap dan dimasukkan ke alat *heat exchanger* untuk memanaskan, kemudian hasilnya yang berupa embunan dimasukkan ke dalam Tangki Kondensat dan diumpankan kembali ke dalam Tangki Umpan Boiler.

5.3 Unit Penyediaan Dowtherm

Dowtherm A digunakan sebagai pendingin pada reaktor, unit ini mengolah dowtherm A sebanyak 400.000 kg/jam

Dowtherm A digunakan karena reaktor beroperasi pada suhu tinggi. Unit ini bertujuan untuk *merecycle* dowtherm A panas hasil keluar reaktor agar bisa digunakan kembali kedalam reactor dengan cara didinginkan menggunakan *cooler*.

5.4 Unit Penyediaan Refrigeran

Unit refrigeran digunakan untuk mendinginkan cooler hingga suhu dibawah ruangan yaitu 22 °C. pendingin yang di gunakan untuk mendinginkan yaitu *chilled water*, *chilled water* merupakan air yang didinginkan menggunakan freon, freon yang digunakan sebanyak 2084,18 kg/jam.

Air didinginkan di cooler menggunakan freon sehingga terbentuk chilled water, pada keluaran cooler freon berupa gas sehingga perlu di olah agar bisa digunakan lagi untuk mendinginkan ulang. Freon keluaran cooler didinginkan menggunakan air. Karena suhu air lebih tinggi maka freon perlu di tekan menggunakan kompresor sehingga suhu dan tekanan menjadi tinggi, lalu di olah di condenser agar menjadi cair kembali, keluar dari condenser freon di kecilkan tekanannya menggunakan valve penurun tekanan.

5.5 Unit Penyediaan Listrik

Unit ini bertugas untuk menyediakan kebutuhan listrik yang meliputi :

1. Kebutuhan Plant (Alat Proses dan utilitas) = 17754,1 kW
2. Lab, rumah tangga, perkantoran dll = 2000 kW

Total kebutuhan listrik adalah 17.754,1 kW.

Kebutuhan listrik dipenuhi dari PLN dan generator sebagai cadangannya dengandaya 18000 kW

5.6 Unit Penyediaan Udara Bertekanan

Udara tekan diperlukan untuk pemakaian alat *pneumatic control*.

Total kebutuhanudara tekan diperkirakan 2 m³/jam.

5.7 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Bahan bakar digunakan untuk keperluan pembakaran pada boiler, diesel untuk generator pembangkit listrik. Bahan bakar boiler menggunakan fuel oil yang disuplai dari PT. PERTAMINA (Persero) dengan total langsung sebanyak 875.005 liter/jam.

BAB VI

EVALUASI EKONOMI

6.1 Evaluasi Ekonomi

Dalam pra rancangan pabrik diperlukan analisa ekonomi untuk mendapatkan perkiraan tentang kelayakan investasi modal dalam suatu kegiatan produksi pabrik, dengan meninjau kebutuhan modal investasi, besarnya laba yang diperoleh, lamanya modal investasi dapat dikembalikan dan terjadinya titik impas dimana total biaya produksi sama dengan keuntungan yang diperoleh. Selain itu analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat menguntungkan dan layak atau tidak untuk didirikan.

Dalam evaluasi ekonomi ini faktor-faktor yang ditinjau adalah:

1. *Return On Investment* (ROI)
2. *Pay Out Time* (POT)
3. *Discounted Cash Flow* (Rate DFCR)
4. *Break Even Point* (BEP)
5. *Shut Down Point* (SDP)

Sebelum dilakukan analisa terhadap kelima faktor tersebut, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap beberapa hal sebagai berikut:

1. Penentuan modal industri (*Total Capital Investment*)

Meliputi:

- a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)

- b. Modal kerja (*Working Capital Investment*)
- 2. Penentuan biaya produksi total (*Total Production Cost*)

Meliputi:

- a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)
- 3. Pendapatan modal

Untuk mengetahui titik impas, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap:

- a. Biaya tetap (*Fixed Cost*)
- b. Biaya variabel (*Variable Cost*)
- c. Biaya mengambang (*Regulated Cost*)

6.2 Penaksiran Harga Alat

Harga peralatan akan berubah setiap saat tergantung pada kondisi ekonomi yang mempengaruhinya. Untuk mengetahui harga peralatan yang pasti setiap tahun sangatlah sulit, sehingga diperlukan suatu metode atau cara untuk memperkirakan harga alat pada tahun tertentu dan perlu diketahui terlebih dahulu harga indeks peralatan operasi pada tahun tersebut.

Pabrik *maleic anhydride* beroperasi selama satu tahun produksi yaitu 330 hari dan tahun evaluasi pada tahun 2026. Di dalam analisa ekonomi harga-harga alat maupun harga-harga lain diperhitungkan pada tahun analisa. Untuk mencari harga pada tahun analisa, maka dicari indeks pada tahun analisa.

Harga indeks tahun 2026 diperkirakan secara garis besar dengan data indeks dari tahun 1970 sampai 2000 dan ditentukan dengan persamaan regresi

linier.

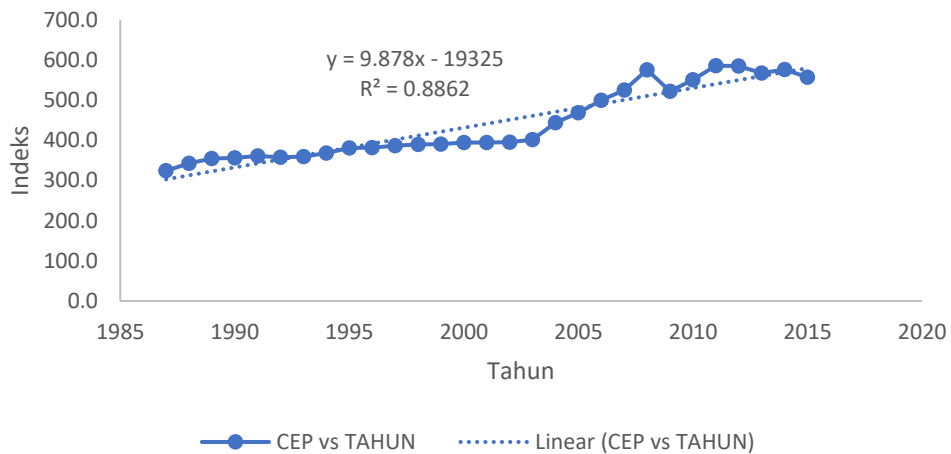
Berikut adalah indeks harga yang di dalam Teknik kimia disebut CEP indeks atau *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI).

Tabel 6. 1 Chemical Engineering Plant Cost Index

No	(Xi)	Indeks (Yi)
1	1970	125,7
2	1971	132,3
3	1972	137,2
4	1973	144,1
5	1974	165,4
6	1975	182,4
7	1976	192,1
8	1977	204,1
9	1978	218,8
10	1979	238,7
11	1980	261,2
12	1981	297,0
13	1982	314,0
14	1983	317,0
15	1984	322,7
16	1985	325,3
17	1986	318,4
18	1987	323,8
19	1988	342,5
20	1989	355,4
21	1990	357,6
22	1991	361,3
23	1992	358,2
24	1993	359,2

Tabel 6. 2 Chemical Engineering Plant Cost Index Lanjutan

25	1994	368,1
26	1995	381,1
27	1996	381,7
28	1997	386,5
29	1998	389,5
30	1999	390,6
31	2000	394,1



Gambar 6. 1 Grafik Index Hagra Alat

(www.chemengonline.com/pci)

Persamaan yang diperoleh adalah: $y = 9,878 x - 19325$

Dengan menggunakan persamaan diatas dapat dicari harga indeks pada tahun perancangan, sehingga indeks pada tahun 2026 sebesar = \$680,831. Harga-harga alat lainnya diperhitungkan pada tahun evaluasi. Selain itu, harga alat dan lainnya ditentukan juga dengan referensi (Klaus D. Timmerhaus & Max S. Peters, 1991). Maka harga alat pada tahun evaluasi dapat dicari dengan persamaan:

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

(Aries dan Newton, 1955)

Dalam hubungan ini:

E_x : Harga pembelian pada tahun 2022

E_y : Harga pembelian pada tahun referensi 2014

N_x : Index harga pada tahun 2014

N_y : Index harga pada tahun referensi 2022

6.3 Dasar Perhitungan

Kapasitas produk <i>maleic anhydride</i>	= 50.000 ton/tahun
Satu tahun operasi	= 330 hari
Umur pabrik	= 10 tahun
Pabrik didirikan pada tahun	= 2026
Kurs mata uang tahun 2022	= 1 US\$ = Rp 15.732

6.4 Perhitungan Biaya

1. 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*

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

b. *Working Capital Investment*

Working Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal untuk menjalankan operasi dari suatu

pabrik selama waktu tertentu.

2. *Manufacturing Cost*

Manufacturing Cost merupakan jumlah *Direct*, *Indirect* dan *Fixed Manufacturing Cost*, yang bersangkutan dalam pembuatan produk.

Menurut Aries & Newton tabel 23, *Manufacturing Cost* meliputi:

a. *Direct Cost*

Direct Cost adalah pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.

b. *Indirect Cost*

Indirect Cost adalah pengeluaran-pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik.

c. *Fixed Cost*

Fixed Cost adalah biaya-biaya tertentu yang selalu dikeluarkan baik pada saat pabrik beroperasi maupun tidak atau pengeluaran yang bersifat tetap tidak tergantung waktu dan tingkat produksi.

3. *General Expense*

General Expense atau pengeluaran umum meliputi pengeluaran-pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi perusahaan yang tidak termasuk *Manufacturing Cost*.

6.5 **Analisa Kelayakan**

Untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak, sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial atau tidak, maka dilakukan suatu analisa atau evaluasi kelayakan.

Beberapa cara yang digunakan untuk menyatakan kelayakan adalah :

1. *Percent Return On Investment (ROI)*

Return On Investment adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang dikeluarkan.

$$ROI = \frac{\text{Keuntungan}}{\text{Fixed Capital}} \times 100\%$$

Keuntungan di hitung berdasarkan penjualan tahunan atau annual sales (Sa) dan total manufacturing cost. Finance akan dihitung sebagai komponen yang berisi pengembalian hutang selama pembangunan pabrik. Finance akan berkontribusi terhadap cash flow dari pabrik. Pabrik dengan resiko yang cenderung rendah mempunyai minimum ROI before tax sebesar 11% sedangkan pabrik dengan resiko tinggi mempunyai nilai minimum ROI before tax sebesar 44%.

2. *Pay Out Time (POT)*

Pay Out Time (POT) adalah:

- a. Jumlah tahun yang telah berselang, sebelum didapatkan suatu penerimaan yang melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya *Capital Investment* dengan profit sebelum dikurangi depresiasi.
- b. Waktu minimum teoritis yang dibutuhkan untuk pengembalian modal tetap yang ditanamkan atas dasar keuntungan setiap tahun ditambah dengan penyusutan.
- c. Waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan

keuntungan yang diperoleh. Perhitungan ini diperlukan untuk mengetahui dalam berapa tahun investasi yang telah dilakukan akan kembali.

- d. Pabrik dengan resiko rendah mempunyai nilai POT maksimal 5 tahun, sedangkan pabrik dengan resiko tinggi mempunyai nilai POT maksimal 2 tahun.

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

3. *Break Even Point* (BEP)

Break Even Point (BEP) adalah:

- a. Titik impas produksi (suatu kondisi dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian).
- b. Titik yang menunjukkan pada tingkat berapa biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Dengan BEP kita dapat menentukan harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga serta unit penjualan yang harus dicapai agar mendapat keuntungan.
- c. Kapasitas produksi pada saat *sales* sama dengan *total cost*. Pabrik akan rugi jika beroperasi di bawah BEP dan akan untung jika beroperasi di atas BEP.
- d. Nilai BEP pada umumnya memiliki nilai berkisar 40% - 60%

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

Dalam hal ini :

Fa : *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi

maksimum

Ra : *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum

Va : *Annual Variable Value* pada produksi maksimum

Sa : *Annual Sales Value* pada produksi maksimum

4. *Shut Down Point (SDP)*

Shut Down Point (SDP) adalah:

- a. Suatu titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi dihentikan. Penyebabnya antara lain *Variable Cost* yang terlalu tinggi, atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan profit).
- b. Persen kapasitas minimal suatu pabrik dapat mencapai kapasitas produk yang diharapkan dalam setahun. Apabila tidak mampu mencapai persen minimal kapasitas tersebut dalam satu tahun maka pabrik harus berhenti beroperasi atau tutup.
- c. Level produksi di mana biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *Fixed Cost*.
- d. Merupakan titik produksi dimana pabrik mengalami kebangkrutan sehingga pabrik harus berhenti atau tutup.

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

5. *Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFR)*

Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFR) adalah:

1. Analisa kelayakan ekonomi dengan menggunakan DCFR dibuat

dengan menggunakan nilai uang yang berubah terhadap waktu dan dirasakan atau investasi yang tidak kembali pada akhir tahun selama umur pabrik.

2. Laju bunga maksimal dimana suatu proyek dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.
3. Merupakan besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun, didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada setiap akhir tahun selama umur pabrik.

Persamaan untuk menentukan DCFRR :

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

Dimana:

FC : *Fixed capital*

WC : *Working capital*

SV : *Salvage value*

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

N : Umur pabrik = 10 tahun

I : Nilai DCFR

6.6 Hasil Perhitungan

Pendirian pabrik *maleic anhydride* ini memerlukan perencanaan keuangan dan analisis yang baik untuk meninjau apakah layak atau tidaknya pabrik ini didirikan. Hasil perhitungan disajikan pada Tabel 6.2 sampai dengan Tabel 6.13

Tabel 6. 3 Physical Plant Cost

No	<i>Type Of Capital Investment</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Purchased Equipment cost	Rp286,467,422,009	\$18,635,663.67
2	Delivered Equipment Cost	Rp71,616,855,502	\$4,658,915.92
3	Instalasi cost	Rp50,257,999,566	\$3,269,450.92
4	Pemipaan	Rp162,044,773,546	\$10,541,554.36
5	Instrumentasi	Rp72,267,165,621	\$4,701,220.77
6	Insulasi	Rp11,523,176,276	\$749,621.15
7	Listrik	Rp28,646,742,200	\$1,863,566.37
8	Bangunan	Rp33,299,868,000	\$2,166,267.76
9	Land & Yard Improvement	Rp10,500,000,000	\$683,060.11
	Physical Plant Cost (PPC)	Rp726,624,002,723	\$47,269,321.02

Tabel 6. 4 Direct Plant Cost

No	<i>Type Of Capital Investment</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Teknik dan Konstruksi	Rp871,948,803,268	\$56,723,185.2

Tabel 6. 5 Fixed Capital Investment

No	<i>Type Of Capital Investment</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Total DPC + PPC	Rp831,164,833,092	\$56,723,185.22
2	Kontraktor	Rp33,246,593,323	\$2,268,927.41
3	Biaya tak terduga	Rp83,116,483,309	\$5,672,318.52
	Fixed Capital Investment	Rp947,527,909,725	\$64,664,431.16

Tabel 6. 6 Working Capital Investement

No	<i>Tipe Of Capital Invesment</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	Rp145,507,079,315	\$9,465,722.05
2	<i>In Process Inventory</i>	Rp292,886,890,259	\$19,053,271.55
3	<i>Product Inventory</i>	Rp213,008,647,461	\$13,856,924.76
4	<i>Extended Credit</i>	Rp290,372,040,000	\$18,889,672.13
5	<i>Available Cash</i>	Rp213,008,647,461	\$13,856,924.76
	<i>Working Capital (WC)</i>	Rp1,154,783,304,496	\$75,122,515.25

Tabel 6. 7 Direct Manufacturing Cost

No	<i>Tipe Of Capital Invesment</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material</i>	Rp1,600,577,872,466	\$104,122,942.52
2	<i>Labor</i>	Rp11,862,912,000	\$771,722.09
3	<i>Supervision</i>	Rp1,186,291,200	\$77,172.21
4	<i>Maintenance</i>	Rp149,103,245,358	\$9,699,664.67
5	<i>Plant Supplies</i>	Rp22,365,486,803	\$1,454,949.70
6	<i>Royalty and Patents</i>	Rp63,881,848,800	\$4,155,727.87
7	<i>Utilities</i>	Rp196,292,846,797	\$12,769,506.04
	<i>Direct Manufacturing Cost</i>	Rp2,045,270,503,426	\$133,051,685.10

Tabel 6. 8 Indirect Manufacturing Cost

No	<i>Tipe Of Capital Invesment</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Payroll Overhead</i>	Rp1,779,436,800	\$104,122,942.52
2	<i>Laboratory</i>	Rp1,186,291,200	\$771,722.09
3	<i>Plant Overhead</i>	Rp5,931,456,000	\$77,172.21
4	<i>Packaging and Shipping</i>	Rp159,704,622,000	\$9,699,664.67
	<i>Indirect Manufacturing Cost</i>	Rp168,601,806,000	\$10,968,111.24

Tabel 6. 9 Fixed Manufacturing Cost

No	<i>Type Of Capital Investment</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Depreciation</i>	Rp99,402,163,572.61	\$6,466,443.12
2	<i>Propertu taxes</i>	Rp19,880,432,714.52	\$1,293,288.62
3	<i>Insurance</i>	Rp9,940,216,357.26	\$646,644.31
Fixed Manufacturing Cost		Rp129,222,812,644.39	\$8,406,376.05

Tabel 6. 10 General Expense

No	<i>Type Of Capital Investment</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Administration</i>	Rp63,881,848,800.00	\$4,155,727.87
2	<i>Sales Expense</i>	Rp159,704,622,000.00	\$10,389,319.67
3	<i>Research</i>	Rp127,763,697,600.00	\$8,311,455.74
4	<i>Finance</i>	Rp42,976,098,804.44	\$2,795,738.93
General Expenses(GE)		Rp394,326,267,204.44	\$25,652,242.21

6.7 Hasil Analisa Kelayakan

Penjualan

1. Maleic Anhydride

Produksi

=50.000 Ton/Tahun

Harga jual

=\$2410 / Ton

(www.alibaba.com)

Total penjualan

=Rp1,852,326,000.00/Tahun

Pajak

=20%

Biaya pajak

=Rp91,334,210,144.85

Keuntungan setelah pajak

=Rp365,336,840,579.39

Pajak ditentukan sebesar 20% dari peraturan pemerintah tentang pajak pendapatan.

<http://perpajakan.ddtc.co.id/peraturan-pajak>

A. *Return on Investement (ROI)*

$$ROI = \frac{\text{Keuntungan}}{\text{Fixed Capital}} \times 100\%$$

ROI sebelum pajak = 45.94%

ROI setelah pajak = 36.75%

B. *Pay Out Time (POT)*

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

POT sebelum pajak = 1.79 Tahun

POT setelah pajak = 2.14

C. *Break Event Point (BEP)*

Tabel 6. 11 Annual Fixed Cost

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Depreciation</i>	Rp 99,402,163,572.61	\$ 6,466,443.12
2	<i>Property taxes</i>	Rp 19,880,432,714.52	\$ 1,293,288.62
3	<i>Insurance</i>	Rp 9,940,216,357.26	\$ 646,644.31
	<i>Fixed Cost (Fa)</i>	Rp129,222,812,644.39	\$ 8,406,376.05

Tabel 6. 12 Regulated Cost

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Gaji Karyawan	Rp 11,862,912,000.00	\$ 771,722.09
2	<i>Payroll Overhead</i>	Rp 1,779,436,800.00	\$ 115,758.31
3	<i>Supervision</i>	Rp 1,186,291,200.00	\$ 77,172.21
4	<i>Plant Overhead</i>	Rp 5,931,456,000.00	\$ 5,861.05
5	Laboratorium =	Rp 1,186,291,200.00	\$ 77,172.21
6	<i>General Expense</i>	Rp 394,326,267,204.44	\$ 25,652,242.21
7	<i>Maintenance =</i>	Rp 149,103,245,358.91	\$ 9,699,664.67
8	<i>Plant Supplies =</i>	Rp 22,365,486,803.84	\$ 1,454,949.70
	<i>Regulated Cost (Ra)</i>	Rp587,741,386,567.19	\$ 38,234,542.45

Tabel 6. 13 Variabel Cost

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Raw Material	Rp1,600,577,872,466.86	\$104,122,942.52
2	Packaging	Rp127,763,697,600.00	\$8,311,455.74
3	Shipping	Rp31,940,924,400.00	\$2,077,863.93
4	Utilities	Rp196,292,846,797.32	\$12,769,506.04
5	Royalty & Patent	Rp63,881,848,800.00	\$4,155,727.87
Variable Cost (Va)		Rp2,020,457,190,064.18	\$131,437,496.10

Dari tabel diatas dapat disimpulkan :

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

$$BEP = 49,22\%$$

D. Shut Down Point (SDP)

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

$$SDP = 33,72 \%$$

E. Discounted Cash Flow Rate (DCFR)

Umur pabrik = 10 tahun

FCI = Rp994,021,635,726.05

Working Capital = Rp1,154,783,304,496.14

Salvage Value (SV) = Rp99,402,163,572.61

Cash Flow (CF) = Annual Profit + Depresiasi + Finance

= Rp507,715,102,956.44

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

R = S

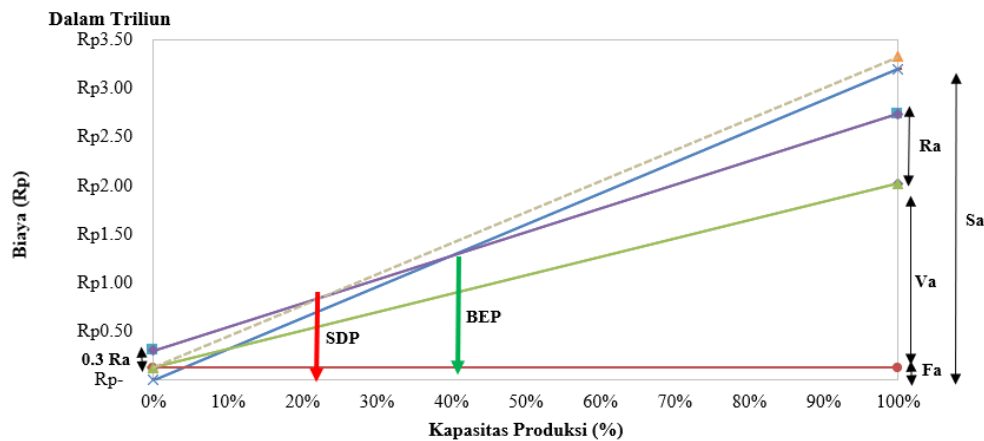
Dengan trial & error diperoleh nilai i = 23.98%

Tabel 6. 14 Analisa Kelayakan

Parameter	Terhitung	Pernyataan	Kriteria
ROI sebelum pajak	45.94%	1. Pabrik High Risk Minimal 44% 2. Parik Low Risk Minimal 11%	Memenuhi (Karena pabrik yang didirikan termasuk High Risk, ditinjau juga dari kondisi operasi yang digunakan
Parameter	Terhitung	Pernyataan	Kriteria
POT sebelum pajak	1.79	1. Pabrik High Risk Minimal 2 tahun 2. Parik Low Risk Maksimal 5 tahun	Memenuhi (Karena pabrik yang didirikan termasuk High Risk, ditinjau juga dari kondisi operasi yang digunakan
BEP	40.09%	40 – 60 %	Memenuhi
SDP	23.13%	>20 %	Memenuhi
DCFR	23.98%	<i>Interest</i> = 1,5 x bunga simpanan bank (8,48 %)	Memenuhi

Hasil kalkulasi kelayakan ekonomi pendirian Pabrik *Maleic anhydride* dari

Gliserol dapat di pahami melalui grafik Break Event Point berikut :



Gambar 6. 2 Grafik Kapasitas Produksi VS Biaya Produksi

6. 8 Analisa Resiko Pabrik

Untuk mendirikan sebuah pabrik, resiko pabrik perlu diperhatikan apakah pabrik tersebut beresiko rendah (*low risk*) atau beresiko tinggi (*high risk*). Adapun parameter – parameter untuk menentukan pabrik *maleic anhydride* yang akan berdiri termasuk pabrik beresiko rendah (*low risk*) atau beresiko tinggi (*high risk*). Berikut parameter yang dilihat :

1. Kondisi Operasi

- Suhu : Suhu tertinggi terdapat pada Reaktor yang beroperasi pada suhu 390 °C
- Tekanan : Tekanan pada Reaktor 10 atm.

2. Bahan Baku

Benzena adalah golongan senyawa organik atau hidrokarbon aromatik yang memiliki rumus kimia C_6H_6 . Benzene adalah cairan

yang mudah terbakar dan tidak berwarna atau sedikit kuning yang digunakan untuk produksi beberapa senyawa kimia.

Sehingga pada perancangan pabrik *maleic anhydride* ini dapat disimpulkan bahwa pabrik ini memiliki risiko tinggi (*high risk*).



BAB VII

KESIMPULAN DAN SARAN

7.1 Kesimpulan

Kesimpulan dari perancangan pabrik *maleic anhydride* ini adalah sebagai berikut:

1. Berdasarkan tinjauan kondisi operasi, pemilihan bahan baku, jenis produk, dan analisis ekonomi POT dan ROI maka pabrik maliec anhydride ini tergolong pabrik dengan risiko tinggi (*high risk*).
2. Pabrik maliec anhydride ini didirikan dengan pertimbangan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri, memanfaatkan bahan baku yang ada cukup banyak di negri, mengurangi ketergantungan terhadap impor, dan membantu memperbaiki perekonomian negara.
3. Pabrik maliec anhydride dengan kapasitas 50.000 ton/tahun membutuhkan bahan baku benzene sebesar ton/tahun.
4. Pabrik akan didirikan di Kabupaten Gresik, Jawa Timur dengan pertimbangkan ketersediaan bahan baku, kemudahan sarana utilitas seperti sumber air yang berupa sungai bengawan solo, tenaga kerja, ketersediaan listrik dan akses transportasi.
5. Berdasarkan hasil analisis ekonomi adalah sebagai berikut:
 - a. Keuntungan yang diperoleh:

Keuntungan sebelum pajak sebesar Rp456,671,050,724.24/tahun,
dan keuntungan setelah pajak sebesar Rp365,336,840,579.39 /tahun.

b. Return On Investment (ROI):

Presentase ROI sebelum pajak sebesar 45.94% dan ROI setelah pajak sebesar 36.75% syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan risiko tinggi adalah minimum 44%.

c. Pay Out Time (POT):

POT sebelum pajak 1.79 tahun sedangkan sesudah pajak adalah 2.14 tahun.

d. Break Event Point (BEP)

pada 40.09% dan Shut Down Point (SDP) pada 23.13%. BEP untuk pabrik kimia pada umumnya adalah 40%- 60%.

e. Discounted Cash Flow Rate (DCFR) sebesar 23,98%. Syarat minimum DCFR adalah diatas suku bunga pinjaman bank yaitu sebesar 1,5 x suku bunga pinjaman bank.

Dengan mempertimbangkan hasil evaluasi ekonomi di atas maka pabrik maliec anhydride dari benzene dengan kapasitas 50.000 ton/tahun layak untuk dikaji lebih lanjut dan memenuhi syarat untuk didirikan.

7.2 **Saran**

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

1. Perancangan pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah, sehingga diharapkan berkembangnya pabrik-pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan.

2. Pendirian pabrik maliec anhydride dapat menjadi solusi pemerintah untuk mendorong tumbuhnya industri kimia di dalam negeri, agar menjadi sektor penggerak perekonomian nasional.



DAFTAR PUSTAKA

- Brownell L E, & Young E H. (1959). *Process Equipment Design*.
- Coker A Kayode. (2015). *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*. (Vol. 3). Elsevier.
- Dow Chemical Company. *DOWTHERM™ A Technical Data Sheet*.
<http://www.dowtherm.com>
- Edwards, J. E. (1994). *Design and Rating Shell and Tube Heat Exchangers*.
www.pidesign.co.uk
- IPO Prospectus. (1997).
- Kern D Q. (1983). *Process heat transfer*.
- Ludwig E E. (1997). *Applied Process Design For Chemical and Petrochemical Plants* (Vol. 2).
- Megyesy F E. (1995). *Pressure Vessel Handbook 10th edition*.
- Müller, M., Kutscherauer, M., Böcklein, S., Mestl, G., & Turek, T. (2021). Improved Kinetics of n-Butane Oxidation to Maleic Anhydride: The Role of Byproducts. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 60(1), 218–229.
<https://doi.org/10.1021/acs.iecr.0c05029>
- Musa O M. (2016). *Handbook of Maleic Anhydride Based Materials Syntheses, Properties and Applications*.
- MSDS Maleic Anhydride
- MSDS Udara
- MSDS Vanadium Phosporus Oxide
- Perry H R, & Green W D. (2008). *Perry's Chemical Engineers' Handbook*.
- Reid C, R., Prausnitz M, J., & Poling E, B. (1987). *The Properties of Gases & Liquids, 4th Edition*.
- Sediawan W B, & Prasetya A. (1997). *Pemodelan Matematis dan Penyelesaian Numeris Dalam Teknik Kimia*.
- Sinnott R. K. (1999). *Coulson & Richardson's Chemical Engineering*.
- Smith, J. M. (Joseph M., van Ness, H. C. (Hendrick C.), Abbott, M. M., & Swihart, M. T. (Mark T. (2021). *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*.

Towler G, Sinnott R. (2013) *Chemical Engineering Design : principles, practice and economics of plant and process design*

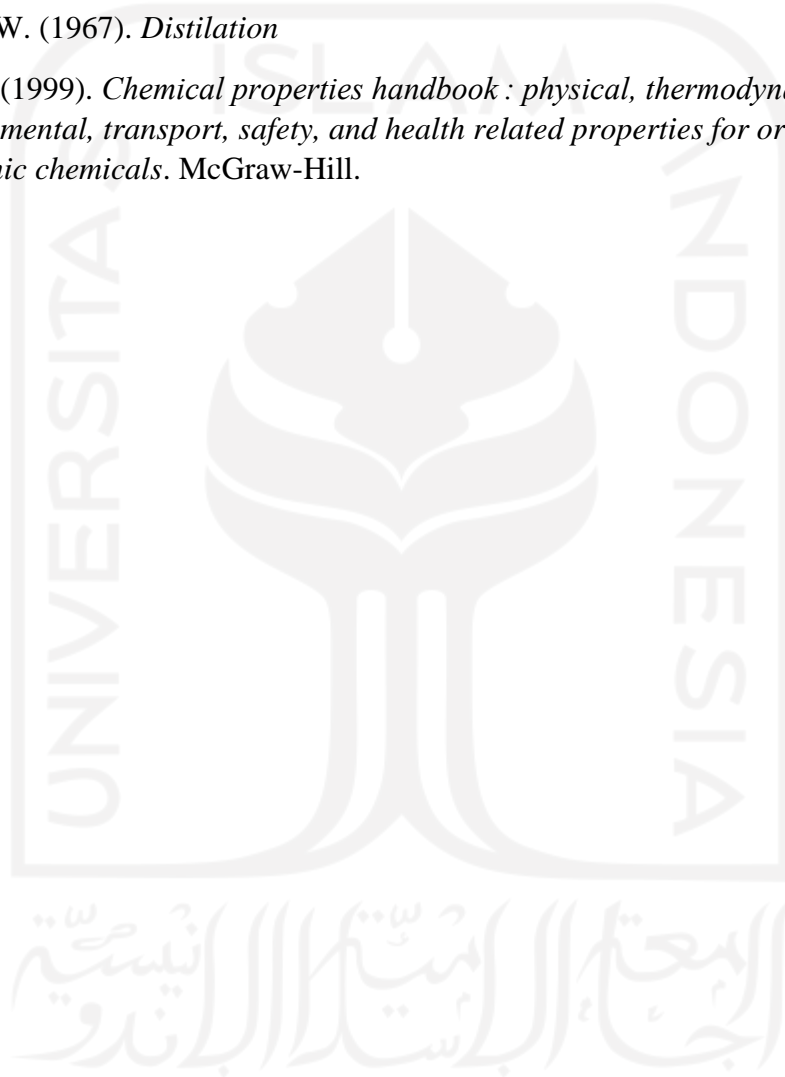
Treybal E R. (1981). *Mass-Transfer Operations*.

UN Data 2022

Walas S M. (1990). *Chemical Process Equipment Selection and Design*.

Winkle, M. W. (1967). *Distillation*

Yaws, C. L. (1999). *Chemical properties handbook : physical, thermodynamic, environmental, transport, safety, and health related properties for organic and inorganic chemicals*. McGraw-Hill.





LAMPIRAN A

LAMPIRAN

PERANCANGAN REAKTOR

REAKTOR (R)

Perancangan Reaktor

Jenis : Fixed Bed Multitube multibed Reactor
Fungsi : Tempat terjadinya reaksi *maleic anhydride* dari benzene

Kondisi Operasi

Suhu = 390 - 430°C
Tekanan = 10 Atm
Konversi = 93.81%
Reaksi = Eksotermis

Tujuan Perancangan

1. Menentukan Jenis Reaktor
2. Menghitung Neraca Massa
3. Menghitung Neraca panas
4. Perancangan Reaktor

1. Menentukan Jenis Reaktor

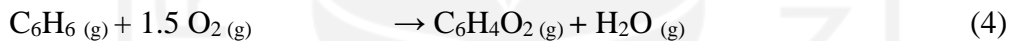
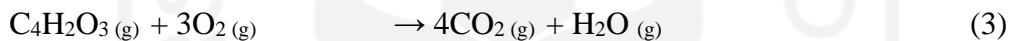
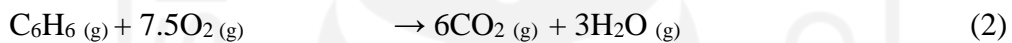
Di pilih reaktor fixed bed multitube denga pertimbangan sebagai berikut :

- a Zat pereaksi berupa fase gas dengan katalis padat
- b Umur katalis panjang 10 tahun
- c Reaksi eksotermis sehingga diperlukan pendingin
- d Tidak di perlukan pemisahan katalis dari gas keluaran reaktor
- e Pengendalian suhu relatif mudah karena menggunakan tipe shell and tube
- f Konstruksi reaktor fixed bed multitube multibed lebih sederhana jika dibandingkan dengan reaktor fluidized bed sehingga biaya pembuatan, operasione dan perawatan relatif murah

2. Neraca Massa

komponen	Masuk		Keluar	
	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
N2	100553.85748	2815508.009	100553.85748	2815508.009
O2	26729.50642	855344.205	21291.38452	681324.305
CO2	00.00000	0.00	3100.71651	136431.526
C6H6	1114.58615	86937.720	68.42710	5337.314
H2O	3715.65568	66881.802	6051.44250	108925.965
C7H8	09.54520	878.159	09.54520	0878.159
C4H2O3	00.00000	0.00	768.16681	75280.348
C6H4O2	00.00000	0.00	17.26176	1864.270
total	132123.15092	3825549.895	131860.80188	3825549.895

Reaksi yang terjadi didalam reactor :



$-r_1 = k_1 C$ benzene or $-r_3 = k_3 C$ maleic

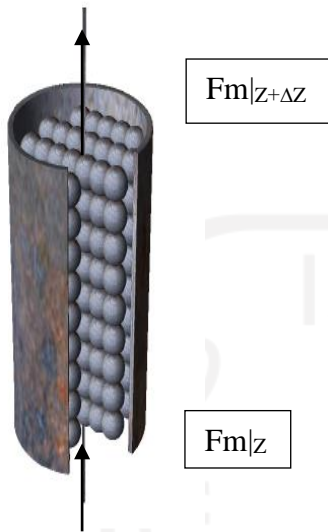
$$k_1 = 7.7 \cdot 10^6 \exp(-25,143 / RT) \quad (1)$$

$$k_2 = 6.31 \cdot 10^7 \exp(-29,850 / RT) \quad (2)$$

$$k_3 = 2.33 \cdot 10^4 \exp(-21,429 / RT) \quad (3)$$

$$k_4 = 7.20 \cdot 10^5 \exp(-27,149 / RT) \quad (4)$$

a. Pembentukan persamaan matematis



- Neraca massa untuk N₂ dalam elemen volume Δv

Kecepatan massa N₂ masuk - Kecepatan massa N₂ keluar + N₂ yang terbentuk = Akumulasi

$$F_{a|z} - F_{a|z+\Delta z} - (-0) = 0$$

$$F_{a|z} - F_{a|z+\Delta z} = 0$$

$$dF_a/dz = 0$$

- Neraca massa untuk O₂ dalam elemen volume Δv

Kecepatan massa O₂ masuk - Kecepatan massa O₂ keluar + O₂ yang terbentuk = Akumulasi

$$F_{b|z} - F_{b|z+\Delta z} - (-r_1 * 4.5)\Delta v - (-r_2 * 7.5)\Delta v - (-r_3 * 3)\Delta v - (-r_4 * 1.5)\Delta v = 0$$

$$F_{b|z} - F_{b|z+\Delta z} = (-r_1 * 4.5)\Delta v + (-r_2 * 7.5)\Delta v + (-r_3 * 3)\Delta v + (-r_4 * 1.5)\Delta v$$

$$dF_b/dz = (-r_1 * 4.5)\Delta v + (-r_2 * 7.5)\Delta v + (-r_3 * 3)\Delta v + (-r_4 * 1.5)\Delta v$$

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

$$dF_b/dz = -r_1(\pi Id^2/4) - r_2(\pi Id^2/4) - r_3(\pi Id^2/4) - r_4(\pi Id^2/4)$$

- Neraca massa untuk CO₂ dalam elemen volume Δv

Kecepatan massa CO₂ masuk - Kecepatan massa CO₂ keluar + CO₂ yang terbentuk = Akumulasi

$$F_c|_z - F_c|_{z+\Delta z} + (-r_1 * 2)\Delta v + (-r_2 * 6)\Delta v + (-r_3 * 4)\Delta v = 0$$

$$F_c|_z - F_c|_{z+\Delta z} = -(-r_1 * 4.5)\Delta v - (-r_2 * 7.5)\Delta v - (-r_3 * 3)\Delta v$$

$$dF_c/dz = -(-r_1 * 4.5)\Delta v - (-r_2 * 7.5)\Delta v - (-r_3 * 3)\Delta v$$

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

$$dF_c/dz = r_1(\pi Id^2/4) + r_2(\pi Id^2/4) + r_3(\pi Id^2/4)$$

- Neraca massa untuk C₆H₆ dalam elemen volume Δv

Kecepatan massa C₆H₆ masuk - Kecepatan massa C₆H₆ keluar + C₆H₆ yang terbentuk = Akumulasi

$$F_d|_z - F_d|_{z+\Delta z} - (-r_1)\Delta v - (-r_2)\Delta v - (-r_4)\Delta v = 0$$

$$F_d|_z - F_d|_{z+\Delta z} = (-r_1)\Delta v + (-r_2)\Delta v + (-r_4)\Delta v$$

$$dF_d/dz = (-r_1)\Delta v + (-r_2)\Delta v + (-r_4)\Delta v$$

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

$$dF_d/dz = r_1(\pi Id^2/4) - r_2(\pi Id^2/4) - r_4(\pi Id^2/4)$$

- Neraca massa untuk H₂O dalam elemen volume Δv

Kecepatan massa H₂O masuk - Kecepatan massa H₂O keluar + H₂O yang terbentuk = Akumulasi

$$F_e|_z - F_e|_{z+\Delta z} + (-r_1 * 2)\Delta v + (-r_2 * 3)\Delta v + (-r_3)\Delta v + (-r_4)\Delta v = 0$$

$$F_e|_z - F_e|_{z+\Delta z} = -(-r_1 * 2)\Delta v - (-r_2 * 3)\Delta v - (-r_3)\Delta v - (-r_4)\Delta v$$

$$dF_e/dz = -(-r_1 * 2)\Delta v - (-r_2 * 3)\Delta v - (-r_3)\Delta v - (-r_4)\Delta v$$

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

$$dF_e/dz = r_1(\pi Id^2/4) + r_2(\pi Id^2/4) + r_3(\pi Id^2/4) + r_4(\pi Id^2/4)$$

- Neraca massa untuk C₇H₈ dalam elemen volume Δv

Kecepatan massa C₇H₈ masuk - Kecepatan massa C₇H₈ keluar + C₇H₈ yang terbentuk = Akumulasi

$$F_f|_z - F_f|_{z+\Delta v} + (-0) = 0$$

$$F_f|_z - F_f|_{z+\Delta v} = -0$$

$$dF_f/dz = 0$$

- Neraca massa untuk $C_4H_2O_3$ dalam elemen volume Δv

Kecepatan massa $C_4H_2O_3$ masuk - Kecepatan massa $C_4H_2O_3$ keluar + $C_4H_2O_3$ yang terbentuk = Akumulasi

$$Fg|_z - Fg|_{z+\Delta z} + (-r_1)\Delta v - (-r_3)\Delta v = 0$$

$$Fg|_z - Fg|_{z+\Delta z} = (-r_1)\Delta v + (-r_3)\Delta v$$

$$dFg/dz = (-r_1)\Delta v + (-r_3)\Delta v$$

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

$$dFg/dz = r_1 \pi \cdot Id^2/4 \cdot \Delta z - r_3 \pi \cdot Id^2/4 \cdot \Delta z$$

- Neraca massa untuk $C_6H_4O_2$ dalam elemen volume Δv

Kecepatan massa $C_6H_4O_2$ masuk - Kecepatan massa $C_6H_4O_2$ keluar + $C_6H_4O_2$ yang terbentuk = Akumulasi

$$Fh|_z - Fh|_{z+\Delta z} + (-r_4)\Delta v = 0$$

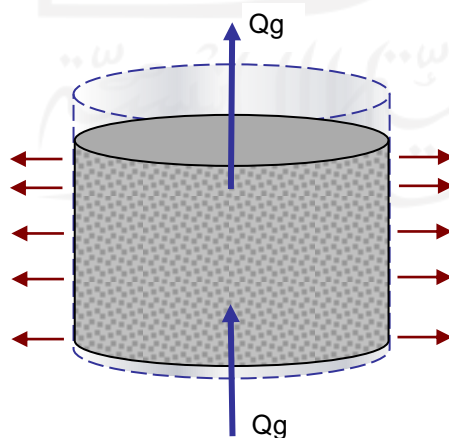
$$Fh|_z - Fh|_{z+\Delta z} = -(-r_4)\Delta v$$

$$dFh/dz = -(-r_4)\Delta v$$

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

$$dFh/dz = r_4 \pi \cdot Id^2/4 \cdot \Delta z$$

- Neraca panas dalam elemen volume Δv



Kecepatan panas masuk - kecepatan panas keluar + panas yang dalam sistem = Akumulasi

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

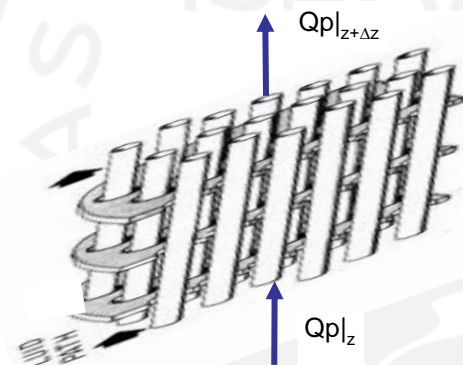
$$Qr = (-r1) \cdot \Delta hr1 (\pi \cdot Id^2/4) \cdot \Delta z$$

$$-dQg/dz = -[(-r1) \Delta hr1 - (r2)\Delta hr2] (\pi Id^2/4) - Ud * (\pi Od) (Tg - Tp)$$

$$Qg = \sum fgi \cdot cpgi (Tg - Tref)$$

$$dTg/dz = [(-r1) \Delta hr1 - (r2)\Delta hr2] \pi Id^2/4 - Ud * (\pi Od) (Tg - Tp) / fgi \cdot cpgi$$

- **Neraca panas untuk media pendingin**



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

$$QP|_z - QP|_{z+\Delta z} + Ud \pi N_{pipa} (Tg - Tp) = 0$$

$$-dQp/dz = -Ud \pi N_{pipa} (Tg - Tp)$$

$$Qp = f_{mass} c_{pp} (Tp - T_{reff})$$

$$dF_{mass} c_{pp} (Tp - T_{reff}) / dz = Ud \pi N_{pipa} (Tg - Tp)$$

$$dTp/dz = Ud \pi N_{pipa} (Tg - Tp) / F_{mass} c_{pp}$$

- **Penurunan tekanan**

Bird, R.B., " Transport Phenomena ", ed 2, halaman 191

$$\frac{dPt}{dz} = \left[150 \left(\frac{1-\epsilon}{Re_p} \right) + 4.2 \left(\frac{1-\epsilon}{Re_p} \right)^{1/6} \right] \left(\frac{1-\epsilon}{\epsilon^3} \right) \frac{Gp^2}{\rho Dp}$$

Dengan hubungan:

Dp : Diameter katalis [m]

Gp : Flux massa [kg/m²s]

Rep : Bilangan Reynold
Pt : Tekanan [Bar]
C : Porositas katalis
 ρ : Rapat massa gas [kg/m³]

b. Penyelesaian Matematis

z0 = zawal

Fa0 = Faawal

Fb0 = Fbawal

Fc0 = Fcawal

Fd0 = Fdawal

Fe0 = Feawal

Ff0 = Ffawal

Fg0 = Fgawal

Fh0 = Fhawal

bed = 1

Tg0 = Tgawal

Tp0 = Tpawal

Pt0 = Ptawal

Do While (Fdawal - Fd0) / Fdawal < 0.9386

If Tg0 > 430 + 273.15 Then

Tg0 = Tgawal

Tp0 = Tpawal

bed = bed + 1

baris = baris + 1 z0 = zawal

' konstanta Rungge Kutta ke 1

' -----

Call PD(Fa0, Fb0, Fc0, Fd0, Fe0, Ff0, Fg0, Fh0, Tg0, Tp0, Pt0)

k1a = dFadz * delz ' konstanta Rungge Kutta ke 1 terhadap konversi ke 1

k1b = dFbdz * delz ' konstanta Rungge Kutta ke 1 terhadap konversi ke 2

k1c = dFcdz * delz ' konstanta Rungge Kutta ke 1 terhadap konversi ke 3

k1d = dFddz * delz ' konstanta Rungge Kutta ke 1 terhadap konversi ke 4

k1e = dFedz * delz ' konstanta Rungge Kutta ke 1 terhadap konversi ke 5

k1f = dFfdz * delz ' konstanta Rungge Kutta ke 1 terhadap konversi ke 6

k1g = dFgdz * delz ' konstanta Rungge Kutta ke 1 terhadap konversi ke 7

k1h = dFhdz * delz ' konstanta Rungge Kutta ke 1 terhadap konversi ke 8

l1 = dTgdz * delz ' konstanta Rungge Kutta ke 1 terhadap suhu operasi

m1 = dTpdz * delz ' konstanta Rungge Kutta ke 1 terhadap suhu pendingin

n1 = dPtdz * delz ' konstanta Rungge Kutta ke 1 terhadap tekanan operasi

' konstanta Rungge Kutta ke 2

' -----

Call PD(Fa0 + k1a / 2, Fb0 + k1b / 2, Fc + k1c, Fd + k1d, Fe + k1e, Ff + k1f, Fg + k1g, Fh + k1h, Tg0 + l1 / 2, Tp0 + m1 / 2, Pt0 + n1 / 2)

k2a = dFadz * delz ' konstanta Rungge Kutta ke 2 terhadap konversi ke 1

k2b = dFbdz * delz ' konstanta Rungge Kutta ke 2 terhadap konversi ke 2

k2c = dFcdz * delz ' konstanta Rungge Kutta ke 2 terhadap konversi ke 3

k2d = dFddz * delz ' konstanta Rungge Kutta ke 2 terhadap konversi ke 4

k2e = dFedz * delz ' konstanta Rungge Kutta ke 2 terhadap konversi ke 5

$k_{2f} = dF_{fdz} * delz$ ' konstanta Rungge Kutta ke 2 terhadap konversi ke 6

$k_{2g} = dF_{gdz} * delz$ ' konstanta Rungge Kutta ke 2 terhadap konversi ke 7

$k_{2h} = dF_{hdz} * delz$ ' konstanta Rungge Kutta ke 2 terhadap konversi ke 8

$l_2 = dT_{gdz} * delz$ ' konstanta Rungge Kutta ke 2 terhadap suhu operasi

$m_2 = dT_{pdz} * delz$ ' konstanta Rungge Kutta ke 2 terhadap suhu pendingin

$n_2 = dP_{tdz} * delz$ ' konstanta Rungge Kutta ke 2 terhadap tekanan operasi

' konstanta Rungge Kutta ke 3

' -----

Call PD($F_{a0} + k_{2a} / 2, F_{b0} + k_{2b} / 2, F_c + k_{2c}, F_d + k_{2d}, F_e + k_{2e}, F_f + k_{2f}, F_g + k_{2g}, F_h + k_{2h}, T_{g0} + l_2 / 2, T_{p0} + m_2 / 2, P_{t0} + n_2 / 2$)

$k_{3a} = dF_{adz} * delz$ ' konstanta Rungge Kutta ke 3 terhadap konversi ke 1

$k_{3b} = dF_{bdz} * delz$ ' konstanta Rungge Kutta ke 3 terhadap konversi ke 2

$k_{3c} = dF_{cdz} * delz$ ' konstanta Rungge Kutta ke 3 terhadap konversi ke 3

$k_{3d} = dF_{ddz} * delz$ ' konstanta Rungge Kutta ke 3 terhadap konversi ke 4

$k_{3e} = dF_{edz} * delz$ ' konstanta Rungge Kutta ke 3 terhadap konversi ke 5

$k_{3f} = dF_{fdz} * delz$ ' konstanta Rungge Kutta ke 3 terhadap konversi ke 6

$k_{3g} = dF_{gdz} * delz$ ' konstanta Rungge Kutta ke 3 terhadap konversi ke 7

$k_{3h} = dF_{hdz} * delz$ ' konstanta Rungge Kutta ke 3 terhadap konversi ke 8

$l_3 = dT_{gdz} * delz$ ' konstanta Rungge Kutta ke 3 terhadap suhu operasi

$m_3 = dT_{pdz} * delz$ ' konstanta Rungge Kutta ke 3 terhadap suhu pendingin

$n_3 = dP_{tdz} * delz$ ' konstanta Rungge Kutta ke 3 terhadap tekanan operasi

' konstanta Rungge Kutta ke 4

Call PD($Fa_0 + k_3a / 2$, $Fb_0 + k_3b / 2$, $Fc + k_3c$, $Fd + k_3d$, $Fe + k_3e$, $Ff + k_3f$, $Fg + k_3g$, $Fh + k_3h$, $Tg_0 + l_3 / 2$, $Tp_0 + m_3 / 2$, $Pt_0 + n_3 / 2$)

$$k_{4a} = dF_{adz} * delz \text{ ' konstanta Rungge Kutta ke 4 terhadap konversi ke 1}$$

$$k_{4b} = dF_{bdz} * delz \text{ ' konstanta Rungge Kutta ke 4 terhadap konversi ke 2}$$

$$k_{4c} = dF_{cdz} * delz \text{ ' konstanta Rungge Kutta ke 4 terhadap konversi ke 3}$$

$$k_{4d} = dF_{ddz} * delz \text{ ' konstanta Rungge Kutta ke 4 terhadap konversi ke 4}$$

$$k_{4e} = dF_{edz} * delz \text{ ' konstanta Rungge Kutta ke 4 terhadap konversi ke 5}$$

$$k_{4f} = dF_{fdz} * delz \text{ ' konstanta Rungge Kutta ke 4 terhadap konversi ke 6}$$

$$k_g = dF_{gdz} * delz \text{ ' konstanta Rungge Kutta ke 4 terhadap konversi ke 7}$$

$$k_{4h} = dF_{hdz} * delz \text{ ' konstanta Rungge Kutta ke 4 terhadap konversi ke 8}$$

$$l_4 = dT_{gdz} * delz \text{ ' konstanta Rungge Kutta ke 4 terhadap suhu operasi}$$

$$m_4 = dT_{pdz} * delz \text{ ' konstanta Rungge Kutta ke 4 terhadap suhu pendingin}$$

$$n_4 = dP_{tdz} * delz \text{ ' konstanta Rungge Kutta ke 4 terhadap tekanan operasi}$$

' Perhitungan ke pertambahan tebal berikutnya

$$z_0 = z_0 + delz$$

$$Fa_0 = Fa_0 + (k_{1a} + 2 * k_{2a} + 2 * k_{3a} + k_{4a}) / 6$$

$$Fb_0 = Fb_0 + (k_{1b} + 2 * k_{2b} + 2 * k_{3b} + k_{4b}) / 6$$

$$Fc_0 = Fc_0 + (k_{1c} + 2 * k_{2c} + 2 * k_{3c} + k_{4c}) / 6$$

$$Fd_0 = Fd_0 + (k_{1d} + 2 * k_{2d} + 2 * k_{3d} + k_{4d}) / 6$$

$$Fe_0 = Fe_0 + (k_{1e} + 2 * k_{2e} + 2 * k_{3e} + k_{4e}) / 6$$

$$Ff_0 = Ff_0 + (k_{1f} + 2 * k_{2f} + 2 * k_{3f} + k_{4f}) / 6$$

$$Fg0 = Fg0 + (k1g + 2 * k2g + 2 * k3g + k4g) / 6$$

$$Fh0 = Fh0 + (k1h + 2 * k2h + 2 * k3h + k4h) / 6$$

$$Tg0 = Tg0 + (l1 + 2 * l2 + 2 * l3 + l4) / 6$$

$$Tp0 = Tp0 + (m1 + 2 * m2 + 2 * m3 + m4) / 6$$

$$Pt0 = Pt0 + (n1 + 2 * n2 + 2 * n3 + n4) / 6$$

Hasil Run Runge Kutta

Tinggi	N2	O2	CO2	C6H6	H2O	C7H8	C4H2O3	C6H4O2	Tg [C]	Tp [C]	Pt [atm]	xC6H6
0	238440	72437.4	0	7362.58	5664.09	74.3695	0	0	390	330	10	0
1	238440	71311.2	837.106	6814.07	5938.54	74.3695	550.785	12.3723	388.7880866	343.15	9.99998	0.0745
2	238440	70207.8	1660.35	6278.06	6207.27	74.3695	1086.05	24.4928	393.9491516	353.703	9.99997	0.1473
3	238440	68917.9	2631.34	5655.16	6521	74.3695	1699.94	38.7307	406.3664839	363.75	9.99995	0.23191
4	238440	67144.4	3986.6	4807.7	6951.32	74.3695	2515.57	58.4758	388.9166425	330.887	9.99993	0.34701
5	238440	66536.9	4443.06	4514.05	7099.1	74.3695	2805.88	65.0395	375.5412098	342.12	9.99992	0.38689
6	238440	66101.6	4769.18	4303.2	7205.05	74.3695	3015.32	69.6907	369.9503542	348.76	9.9999	0.41553
7	238440	65722.4	5053.4	4119.64	7297.32	74.3695	3197.52	73.7217	368.93	353.248	9.99989	0.44046
8	238440	65355.6	5329.1	3942.35	7386.56	74.3695	3372.83	77.6166	370.2842007	356.809	9.99987	0.46454
9	238440	64982	5610.9	3762.25	7477.4	74.3695	3549.94	81.5849	372.8686578	360.029	9.99986	0.489
10	238440	64592.2	5906.19	3574.91	7572.1	74.3695	3732.94	85.7299	376.1484505	363.184	9.99984	0.51445
11	238440	64181	6219.2	3377.98	7671.92	74.3695	3923.83	90.1085	379.8789203	366.41	9.99983	0.5412
12	238440	63745.4	6552.63	3170.15	7777.57	74.3695	4123.53	94.7539	383.9468783	369.773	9.99981	0.56942
13	238440	63283.8	6908.15	2950.84	7889.43	74.3695	4332.17	99.683	388.2914623	373.306	9.99979	0.59921
14	238440	62795.9	7286.43	2720.2	8007.53	74.3695	4549.11	104.897	392.8633503	377.025	9.99978	0.63054
15	238440	62283.4	7686.86	2479.25	8131.43	74.3695	4772.79	110.375	397.6007842	380.931	9.99976	0.66326
16	238440	61750.2	8107	2230.19	8260.14	74.3695	5000.48	116.07	402.4135804	385.005	9.99975	0.69709
17	238440	61203.5	8542.06	1976.68	8391.9	74.3695	5228.06	121.9	407.1741017	389.214	9.99973	0.73152
18	238440	60653.7	8984.52	1723.96	8524.14	74.3695	5450.01	127.742	411.7195088	393.497	9.99971	0.76585
19	238440	60114.2	9424.41	1478.53	8653.61	74.3695	5659.86	133.443	415.8713918	397.774	9.9997	0.79918
20	238440	59599.6	9850.51	1247.33	8776.77	74.3695	5850.98	138.835	419.4733448	401.946	9.99968	0.83058
21	238440	59123.2	10252.3	1036.5	8890.43	74.3695	6017.89	143.77	422.4337058	405.911	9.99966	0.85922
22	238440	58694.2	10621.9	850.2	8992.35	74.3695	6157.25	148.142	424.7501734	409.581	9.99964	0.88452
23	238440	58317	10955.3	690.092	9081.56	74.3695	6268.22	151.907	426.5006011	412.895	9.99963	0.90627
24	238440	57990.9	11252.2	555.559	9158.23	74.3695	6352.12	155.076	427.8072732	415.826	9.99961	0.92454
24.925	238440	57731.3	11496.4	452.013	9218.85	74.3695	6407.97	157.517	428.7316257	418.201	9.99959	0.93861

bed ke : 1

Ukuran pipa

Diameter luar pipa = 60.452 mm

Diameter dalam pipa = 52.502 mm

Jumlah pipa = 754 Batang

Susunan = 75.565 mm bujur sangkar

Diameter Selongsong = 2.622 m

Baffle jenis segmental

Jarak antar baffle = 0.52442119 m

Tinggi tumpukan katalis = 24.925 m

Suhu gas masuk = 390.000°C

Suhu gas keluar = 428.732°C

Suhu pendingin masuk	= 330.00°C
Suhu pendingin keluar	= 418.201°C
Massa pendingin	= 400000 Kg/jam
Tekanan masuk	= 10.000 Bar
Tekanan keluar	= 9.99963 Bar
Pressure drop	= 0.00037 Bar

c. Perhitungan Pelengkap

- Tebal Dinding Selongsong

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

Dengan hubungan...

C' : Faktor korosi [m]

fall : Allowable stress [Pa]

P_{gauge} : Tekanan perancangan menurut alatukur [Pa]

Ids : Diameter dalam selongsong [m]

ts : tebal dinding selongsong [m]

Ids : Diameter selongsong [m]

Ids = 2.622 m

Tekanan operasi

Poperasi = 2 atm

Tekanan perancangan:

Dirancang : Slongsong mampu menahan tekanan sebesar 50% lebih tinggi dari tekanan operasi

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

P_{design} = 150% * 2 atm * 101325 Pa / atm
= 303975 Pa

P_{gauge} = 303975 Pa – 101325 Pa = 202650Pa

Bahan konstruksi: dipilih baja karbon A 285

Allowable stress, fall= 12900 psi

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

fall= 12900 psi = 88917857.14 Pa

C' = 0.125 in = 0.003175 m

ε= 90 % (Tabel 13.2 Brownell and Young)

$$ts = \frac{202650\text{Pa} \times 2.622 \text{ m}}{4 \times 88917857.14 \text{ Pa} \times 0.9 + 0.8 \times 202650\text{Pa}} + 0.003175 \text{ m}$$

ts = 0.004834149 m / 0.19032 in

- Tutup Reaktor

Dipilih jenis elipsoidal

Pemilihan jenis tutup dapat dibaca pada, Sinnott, "Chemical Engineering Design Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design (2008), Butterworth, halaman 987)

Tebal penutup dihitung dengan persamaan:

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

Sinnott, halaman 990

Dengan hubungan:

C' : faktor korosi [m]

fall : tegangan yang diijinkan Pa

Ids : Diameter dalam selongsong [m]

P_{gauge} : Tekanan alat ukur [Pa]

th : Tebal penutup [m]

Tekanan operasi = 2 atm

Tekanan perancangan = 120% x 2 atm = 2.4 atm

Tekanan alat ukur = 2.4 atm – 1.01325 atm = 1.38675 atm

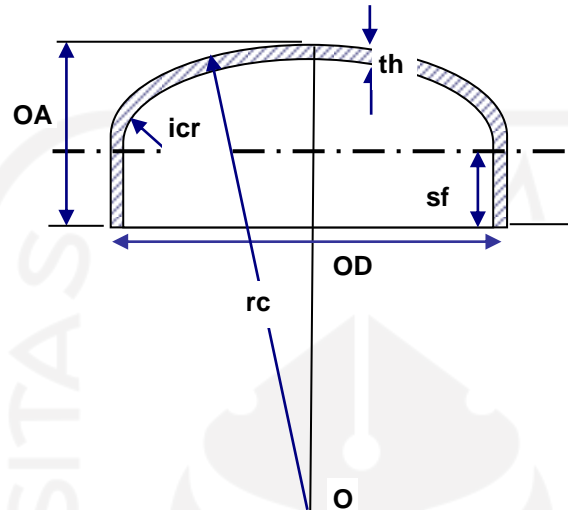
= 140512.4438 Pa

$$th = \frac{140512.44\text{Pa} \times 2.622 \text{ m}}{4 \times 88917857.14 \text{ Pa} - 0.4 \times 140512.44\text{Pa}} + 0.003175 \text{ m}$$

th = 0.004211059 m

th standar = 0.19 in (3/16)

- **Tinggi Penutup**



Dengan hubungan:

icr : Jari-jari sudut internal (m)

rc : Jari-jari kelengkungan (m)

sf : Flange lurus (m)

th : Tebal penutup (m)

oa : Tinggi penutup (m)

Tinggi penutup dihitung dengan persamaan:

$$oa = th + b + sf$$

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

$$BC = r - icr$$

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

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

nilai sf berkisar antara 1½ in sampai 3½ in

dipilih sf = 3 in = 0.0762 m

r = ids = 2.622 m

icr = 1.13 in = 0.028575 m

$$\begin{aligned} BC &= 2.622 \text{ m} - 0.028575 \text{ m} \\ &= 1.282477975 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AB &= \frac{2.622 \text{ m}}{2} - 0.028575 \text{ m} \\ &= 1.282477975 \text{ m} \end{aligned}$$

$$b = 2.622 \text{ m} - [(2.594 \text{ m})^2 - (1.28248)^2]^{0.5}$$

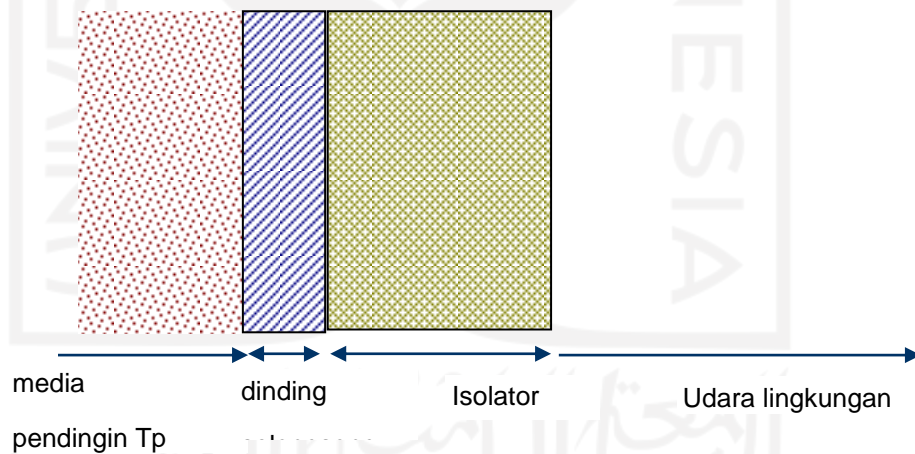
$$b = 0.368 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} OA &= (0.004834149 + (0.004211059 * 4) + 0.368) \text{ m} \\ &= 0.391 \text{ m} \end{aligned}$$

- Isolator

Untuk menjaga keamanan lingkungan, dinding luar diberi isolator suhu udara, $T_u = 303.15 \text{ }^\circ\text{K}$

Dirancang : Suhu dinding luar isolator, $T_i = 313.15 \text{ }^\circ\text{K}$



Keterangan :

x_s : Tebal dinding selongsong [m]

x_i : Tebal dinding isolator [m]

T_p : suhu media pendingin [K]

T_s' : Suhu permukaan dalam selongsong [K]

T_s'' : Suhu permukaan luar selongsong [K]

t_i : Suhu dinding luar isolator [K]

t_u : Suhu udara lingkungan [K]

Bahan Isolator : Dipilih Glass fiber

pilihan bahan isolator didasarkan :

- 1 . Suhu operasi
- 2 . Konduktivitas thermal yang kecil

$k_{th} = 0.043 \text{ W/mK}$

Assumsi :

Suhu permukaan dinding dalam selongsong = suhu media pendingin

Perpindahan kalor terjadi dalam keadaan tunak

Perpindahan kalor yang terjadi:

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

Perpindahan kalor secara konduksi dari dinding dalam selongsong ke dinding luar selongsong mengikuti persamaan:

$$q = k_{th} s \frac{T_p - t_s}{x_s}$$

Perpindahan kalor secara konduksi dari dinding dalam isolator ke dinding luar isolator mengikuti persamaan:

$$q = kthi \frac{ts'' - ti}{xi}$$

Perpindahan kalor secara koveksi dan radiasi dari permukaan isolator ke udara lingkungan

Perpindahan Kalor Secara Konveksi :

$$qc = hc (ti - tu)$$

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

Dihitung dengan persamaan:

$$hc = 0.3 \times [ti - tu]^{0.25}$$

ti = Suhu isolator dalam F = 104 F

Tu = Suhu udara lingkungan F = 95 F

$$hc = 0.3 \times (103-95)^{0.25} \text{ Btu/jamFt}^2 \text{ F [Kern D.Q]}$$

$$= 0.519615242 \text{ Btu/jamFt}^2 \text{ F [Kern D.Q]}$$

$$= 0.002946738 \text{ kJ/m}^2\text{sK}$$

$$qc = 0.002946738 \text{ kJ/m}^2\text{sK} \times (313.15 - 303.15) \text{ K}$$

$$= 0.029646738 \text{ kJ/m}^2\text{sK}$$

$$Qc = \frac{Tp - Ti}{\frac{xs}{kths} + \frac{xi}{kthi}}$$

$$xs : \text{tebal dinding selongsong} = 0.00483 \text{ m}$$

kths : konduktivitas thermal baja = 0.0802 kJ/msK

kthi : Konduktivitas thermal isolator = 0.000043 kJ/msK

$$0.029467 \text{ kJ/m}^2\text{sK} = \frac{603.15 \text{ K} - 313.15 \text{ K}}{\frac{0.00483 \text{ kJ/msK}}{0.08020 \text{ m}} + \frac{xi}{0.000043 \text{ kJ/msK}}}$$

$$xi = 0.423 \text{ m}$$

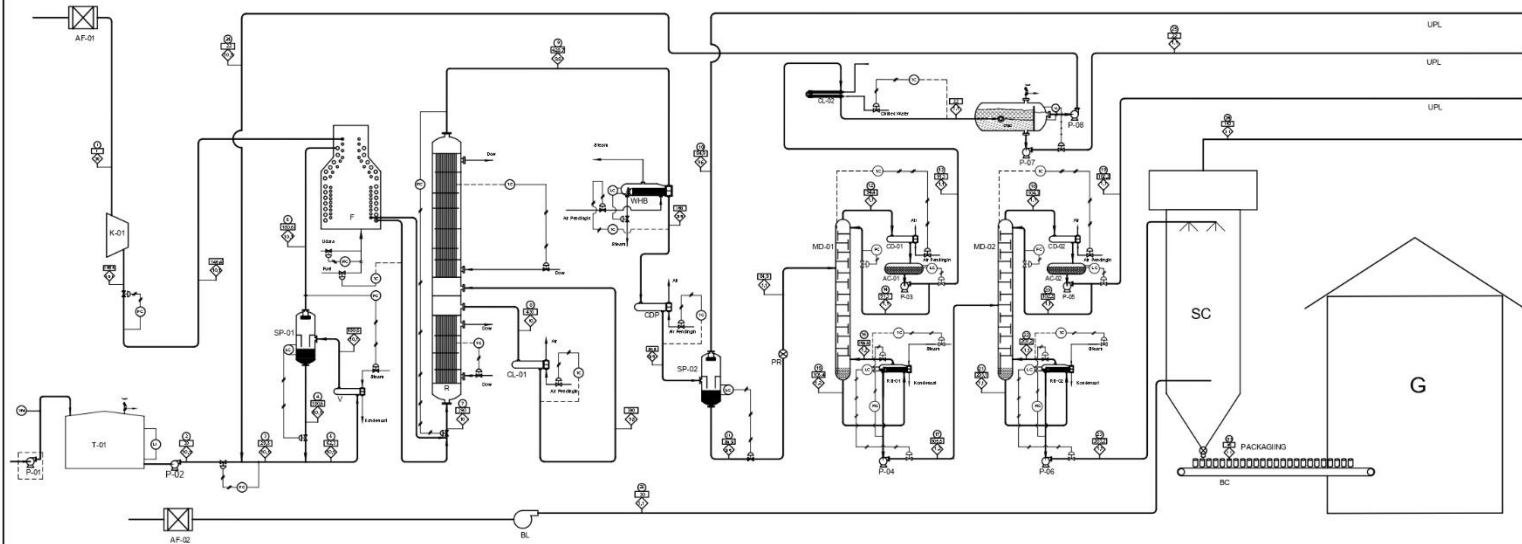


LAMPIRAN B

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM

PRARANCANGAN PABRIK MALEIC ANHYDRIDE DARI BENZENA DAN UDARA

KAPASITAS :50 000 TON/TAHUN



NOMOR ARUS (kg/jam)																											
No. Pipa	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27
N ₂	237225						237225	237225	237225																		10042
O ₂	72068						72068	68667	61617																		2660
C ₆ H ₆	8888	7325	1818	9141	7325	7325	5628	450		450	450	445	20	5	0	4	5	4	0						439	6	
H ₂ O	8694	31	8	38	31	8698	6468	6172		6172	66	82	4	6282	202	9080	6483	9080	373						31	61	2288
C ₆ H ₄		74	74	36	110	74	74	74		74	0	0		78	1	74	77	74	2						0	0	
C ₆ H ₄ O ₂							1801	6375		6375				6380	6	6375	162	94	6	58011	61700	6311					6311
TOTAL	314887	6960	7430	1880	8090	7430	322327	322327	322327	308100	16228	982	537	24	15886	209	15060	6763	6376	385	53034	51721	6313	470	67	15000	6313

Keterangan

- CF Katalisator
- CD Kondensator
- CE Kolom Distilasi
- CG Kolom Pengering
- CH Kolom Absorpsi
- CI Kolom Reaksi
- CJ Kolom Pemurnian
- CK Kolom Pemurnian
- CL Kolom Pemurnian
- CM Kolom Pemurnian
- CN Kolom Pemurnian
- CO Kolom Pemurnian
- CP Kolom Pemurnian
- CQ Kolom Pemurnian
- CR Kolom Pemurnian
- CS Kolom Pemurnian
- CT Kolom Pemurnian
- CU Kolom Pemurnian
- CV Kolom Pemurnian
- CW Kolom Pemurnian
- CX Kolom Pemurnian
- CY Kolom Pemurnian
- CZ Kolom Pemurnian

Keterangan

- AF-01, AF-02 Pompa
- AP-01, AP-02 Air Preheating
- BL Pompa
- CL-01, CL-02 Kondensator
- MD-01, MD-02 Distilasi
- SC Silo
- BC Packaging
- G Gudang

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK INDUSTRI
UNIVERSITAS SEBELAS MAREK
YOYAHARTA


PROCESS ENGINEERING FEOP DIJERJAK
PRARANCANGAN PABRIK MALEIC ANHYDRIDE DARI BENZENA DAN UDARA
KAPASITAS PRODUKSI : 50 000 TON/TAHUN

Dikembangkan Oleh:	No. Induk Mahasiswa
NAM : 1. YOGASATRA PERKASA	182112

PERKORWIS 1 : KRAMAKSIPYAL, D. ST. MK.
 2 : LEO KOTIPAL, ST. MK.

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

Nama Mahasiswa : Yoga Satria Perkasa
No. MHS : 18521187
Judul Prarancangan : PRARANCANGAN PABRIK Maleic Anhydride dari Benzene dan Udara pada Kapasitas 50.000 Ton/ Tah
Mulai Masa Bimbingan : **6 Desember 2021**
Batas Akhir Bimbingan : **2 Desember 2022**

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	29 Des 2021	Penentuan kapasitas	
2	6 Jan 2022	Penyempurnaan luaran 1 & 2	
3	16 Feb 2022	Pembahasan Neraca Massa	
4	2 Juni 2022	Penyempurnaan Neraca Massa	
5	15 Juni April	Izin meminta ganti judul	
6	24 Juni 2022	Penentuan kapasitas dan tinjauan kinetika	
7	28 Juni 2022	Penyempurnaan luaran 1 & 2, dilanjut membahas neraca massa	
8	21 Juli 2022	Pembahasan reaktor	
9	28 Juli 2022	Pembahasan reaktor	
10	10 Agus 2022	Revisi tinjauann kinetika	
11	18 Agus 2022	Penentuan pembuatan reaktor baru	
12	1 Sep 2022	Pembahasan reaktor	
14	7 Sep 2022	Alat HE sebelum MD	
15	15 Sep 2022	Melanjutkan HE sebelum MD	
16	22 Sep 2022	Membahas MD	
17	5 Okto 2022	Membahas PEFD	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 19 Oktober 2022

Pembimbing,



Khamdan Cahyari, Dr., S.T., M.Sc.

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Yoga SatriaPerkasaNo. MHS 18521187
Judul Prarancangan : PRARANCANGAN PABRIK
Maleic Anhydride dari
Benzene dan Udara pada
Kapasitas 50.000 Ton/ Tah
Mulai Masa Bimbingan : **6 Desember 2021**
Batas Akhir Bimbingan : **2 Desember 2022**

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	5 Feb 2022	Penentuan kapasitas	4
2	24 Agus 2022	Penentuan kapasitas	4
3	26 Sep 2022	Membahas HE, Pompa dan Tangki	4
4	7 Okto 2022	Revisi HE, Pompa dan Tangki dan Membahas PEFD, Neraca Panas dan Tata Letak	4
5	10 okto 2022	Utilitas	4
6	13 okto 2022	Ekonomi	4
7	17 okto 2022	Revisi Ekonomi dan Naskah	4
8	19 okto 2022	Revisi Naskah	4

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 20 Oktober 2022

Pembimbing,

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