

**PRARANCANGAN PABRIK ASAM TEREFTALAT DARI
PARAXILENA DAN OKSIGEN DENGAN KAPASITAS
100.000 TON/TAHUN**

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



Oleh:

Nama : Bagus Herlambang

Nama : Fikri Fadhlurrohman

No. Mhs : 19521080

No. Mhs : 19521072

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

2023

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

**PRARANCANGAN PABRIK *TEREPHTHALIC ACID* DARI
PARAXYLENE DAN UDARA
DENGAN KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN**

Kami yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama : Bagus Herlambang

Nama : Fikri Fadhlurrohman

No. Mhs : 19521080

No. Mhs : 19521072

Yogyakarta, 9 Agustus 2023

Menyatakan bahwa seluruh hasil Pra-Rancangan Pabrik ini adalah hasil karya sendiri.

Apabila dikemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan hasil karya sendiri, maka kami siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun.

Demikian surat pernyataan ini dibuat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.

Td. Tangan

A 10000 Rupiah revenue stamp with a Garuda logo and the text 'METERAI TEMBEL'. The stamp number is AEC40AKX275251755. A handwritten signature is written over the stamp.

Bagus Herlambang

Td. Tangan

A 10000 Rupiah revenue stamp with a Garuda logo and the text 'METERAI TEMBEL'. The stamp number is AECB7AKX391865082. A handwritten signature is written over the stamp.

Fikri Fadhlurrohman

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING
PRARANCANGAN PABRIK ASAM TEREFTALAT DARI PARAXILENA DAN
OKSIGEN DENGAN KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN

PRA-RANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Bagus Herlambang

No. Mhs : 19521080

Nama : Fikri Fadhlurrohman

No. Mhs : 19521072

Yogyakarta, 09 Agustus 2023

Pembimbing



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

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRARANCANGAN PABRIK ASAM TEREFTALAT DARI PARAXILENA DAN
OKSIGEN DENGAN KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Bagus Herlambang
NIM : 19521080

Nama : Fikri Fadhlurrohman
NIM : 19521072

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, 6 September 2023

Tim Penguji,

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

Ketua Penguji

Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D

Penguji I

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

Penguji II

Menguji,

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia



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

KATA PENGANTAR

Bismillahirrahmanirrahim

Assalamualaikum Wr. Wb

Puji syukur atas kehadiran Allah SWT yang telah memberikan kelimpahan rahmat dan karunia-Nya sehingga tugas akhir ini dapat diselesaikan dengan baik. Shalawat dan salam tak lupa juga dipanjatkan atas junjungan kita Nabi Muhammad SAW, sahabat serta pengikutnya.

Tugas Akhir Pra-Rancangan Pabrik yang berjudul “**PRA-RANCANGAN PABRIK ASAM TEREFTALAT DARI PARAXILENA DAN OKSIGEN DENGAN KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN**”, disusun sebagai penerapan dari ilmu teknik kimia yang telah diperoleh selama dibangku kuliah serta menyelesaikan permasalahan yang terjadi di lapangan agar dapat menjembatani antara sisi akademis dengan realita lapangan, 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 kali ini penulis ingin menyampaikan terima kasih kepada:

1. Allah SWT yang selalu melimpahkan rahmat, karunia serta hidayah-Nya.
2. Kedua orang tua yang tercinta. Penulis sangat bangga kepada keluarga yang telah memberikan doa, motivasi dan dukungan yang tiada hentinya, serta dorongan semangat dan motivasi terlebih anggaran selama mengenyam pendidikan S1 Teknik Kimia di Universitas Islam Indonesia.
3. Bapak Sholeh Ma'mun, S.T., M.Eng selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
4. Ibu Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
5. Ibu Dr. Dyah Retno Sawitri, S.T., M.Eng selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir yang telah memberikan pengarahan, bimbingan, serta dukungannya dalam penyusunan dan penulisan Tugas Akhir ini.

6. Seluruh civitas akademika di lingkungan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
7. Partner Tugas Akhir yang senantiasa menyediakan waktunya untuk turut membantu dalam penyusunan Tugas Akhir ini.
8. Teman-teman Teknik Kimia 2019 yang selalu memberikan dukungan, semangat, dan doa.
9. *The boy* yang selalu menemani dan menyemangati setiap hari serta *basecamp* Jawara dan Bingar Kost yang selalu menjadi tempat persinggahan.
10. Semua pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu per satu yang telah membantu penyusunan Tugas Akhir ini.

Penulis menyadari bahwa dalam penyusunan laporan Tugas Akhir ini masih banyak kekurangan, untuk itu penulis mengharapkan kritik dan saran atau masukan guna menyempurnakan laporan ini. Akhir kata semoga laporan Tugas Akhir ini dapat memberikan manfaat bagi semua pihak. *Aamiin.*

Wassalamualaikum Wr. Wb

Yogyakarta, 09 Agustus 2023

Penulis

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL.....	i
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	ii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI.....	iii
KATA PENGANTAR.....	iv
DAFTAR ISI	vi
DAFTAR TABEL	x
DAFTAR GAMBAR.....	xii
DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN.....	xiii
ABSTRAK	xv
ABSTRACT	xvi
BAB I	
PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik.....	2
1.2.1 Kapasitas Pabrik Asam tereftalat yang Telah Berdiri	3
1.2.2 Kebutuhan Produk di Luar Negeri	4
1.2.3 Kebutuhan Produk di Dalam Negeri	5
1.2.4 Ketersediaan Bahan Baku	6
1.3 Tinjauan Pustaka.....	8
1.3.1 <i>Amoco Process</i>	9
1.3.2 Proses oksidasi p-Xylene dengan HNO ₃	10
1.3.3 Proses Teijin	10
1.3.4 Proses Eastman Kodak	11
1.3.5 <i>Toray Process</i>	12
Proses oksidasi p-Xylene dengan HNO ₃	13
1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika	14
1.4.1 Tinjauan Termodinamika	14
1.4.2 Tinjauan Kinetika.....	16
BAB II	
PERANCANGAN PRODUK	18
2.1 Spesifikasi Produk	18

2.1.1	Asam Tereftalat	18
2.2	Spesifikasi Bahan Baku	18
2.2.1	Paraxilena	18
2.3	Spesifikasi bahan pendukung.....	19
2.3.1	Asam Asetat.....	19
2.3.2	Kobalt (II) Asetat.....	19
2.3.3	Hidrogen Bromida	19
2.3.4	Mangan (II) Asetat.....	20
2.4	Pengendalian Kualitas.....	20
2.4.1	Pengendalian Kualitas Bahan Baku	21
2.3.2	Pengendalian Kualitas Proses.....	21
2.3.3	Pengendalian Kualitas Produk	23
BAB III		
PERANCANGAN PROSES		25
3.1	Diagram Alir Proses dan Material	25
3.1.1	Diagram Alir Kualitatif	25
3.1.2	Diagram Alir Kuantitatif	26
3.2	Uraian Proses	27
3.2.1	Uraian Proses.....	27
3.2.2	Persiapan bahan baku dan bahan pembantu	27
3.2.3	Proses reaksi	28
3.3.4	Proses pemisahan.....	28
3.3	Spesifikasi Alat	30
3.3.1	Spesifikasi Alat Utama.....	30
3.3.2	Spesifikasi Alat Pemisah dan Unit Operasi Pendukung.....	32
3.3.3	Spesifikasi Alat Penyimpanan Bahan	38
3.3.4	Spesifikasi Alat Transportasi Bahan	42
3.3.5	Spesifikasi Alat Penukar Panas	50
3.4	Neraca Massa	58
3.4.1	Neraca Massa Total.....	58
3.4.2	Neraca Massa Per Alat	58
3.5	Neraca Panas	60

3.5.1 Neraca Panas Total.....	60
3.5.2 Neraca Panas Per Alat.....	61
 BAB IV	
PERANCANGAN PABRIK	65
4.1 Lokasi Pabrik	65
4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik.....	66
4.1.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik	68
4.2 Tata Letak Pabrik (<i>Plant Layout</i>)	70
4.2.1 Daerah Administrasi atau Perkantoran.....	70
4.2.2 Daerah Proses dan Ruang Kontrol	70
4.2.3 Daerah Pergudangan, Umum, Bengkel, dan Garasi.....	70
4.2.4 Daerah Utilitas dan Pemadam Kebakaran.....	71
4.3 Tata Letak Mesin atau Alat Proses (<i>Machines Layout</i>).....	72
4.3.1 Aliran Bahan Baku dan Produk.....	72
4.3.2 Aliran Udara.....	72
4.3.3 Pencahayaan	73
4.3.4 Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan.....	73
4.3.5 Pertimbangan Ekonomi	73
4.3.6 Jarak Antar Alat Proses	73
4.3.7 Perawatan (<i>Maintenance</i>).....	74
4.4 Organisasi Perusahaan	76
4.4.1 Bentuk perusahaan	76
4.4.2 Struktur Organisasi.....	77
4.4.3 Tugas dan Wewenang	79
4.4.4 Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji	83
4.4.5 Status Karyawan.....	87
4.4.6 Jumlah dan Jadwal Kerja Karyawan	87
 BAB V	
UTILITAS	90
5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (<i>Water Treatment System</i>).....	91
5.1.1 Unit Penyediaan Air.....	91

5.1.2	Unit Pengolahan Air.....	92
5.1.3	Kebutuhan Air.....	98
5.2	Unit Penyediaan Air Pemanas (<i>Steam System</i>).....	100
5.3	Unit Pembangkit Listrik (<i>Power Plant System</i>).....	100
5.4	Unit Penyediaan Udara Instrumen (<i>Instrument Air System</i>).....	101
5.5	Unit Penyediaan Bahan Bakar	101
5.6	Spesifikasi Alat Utilitas	101
BAB VI		
	EVALUASI EKONOMI	106
6.1	Penaksiran Harga Alat	108
6.2	Dasar Perhitungan.....	114
6.3	Komponen Biaya	114
6.4	Analisa Keuntungan.....	119
6.5	Analisa Resiko Pabrik.....	119
6.6	Analisa Kelayakan	120
BAB VII		
	KESIMPULAN DAN SARAN	126
7.1	Kesimpulan	126
7.2	Saran	127
	DAFTAR PUSTAKA.....	128
	LAMPIRAN A	130
	LAMPIRAN B.....	150
	LAMPIRAN C.....	151

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Kapasitas Pabrik Asam tereftalat di dunia.....	3
Tabel 1.2 Data Ekspor Asam tereftalat di Indonesia.....	4
Tabel 1.3 Data Impor Asam tereftalat di Indonesia.....	5
Tabel 1.4 Perbandingan Proses Pembuatan Asam tereftalat	13
Tabel 1.5 Entalpi Pembentukan <i>Amoco Process</i>	14
Tabel 1.6 Data nilai energi Gibbs.....	15
Tabel 3.3 Spesifikasi Reaktor (R-01)	30
Tabel 3.4 Spesifikasi <i>Mixer</i> (M-01)	32
Tabel 3.5 Spesifikasi <i>Rotary Vacuum Filter (RVF-01)</i>	33
Tabel 3.6 Spesifikasi <i>Rotary Dryer</i> (RD-01).....	34
Tabel 3.7 Spesifikasi Menara Distilasi (MD-01)	35
Tabel 3.8 Spesifikasi <i>Accumulator</i> (ACC-01).....	36
Tabel 3.9 Spesifikasi Tangki Penyimpanan C_8H_{10} (T-01)	38
Tabel 3.10 Spesifikasi Tangki Penyimpanan CH_3COOH (T-02).....	39
Tabel 3.11 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Katalis (T-03).....	40
Tabel 3.12 Spesifikasi Silo Penyimpanan $C_8H_6O_4$ (SL-01)	41
Tabel 3.13 Spesifikasi Pompa	42
Tabel 3.14 Spesifikasi <i>Blower</i> (BL-01).....	44
Tabel 3.15 Spesifikasi <i>Filter</i> Udara (FU-01).....	45
Tabel 3.16 Spesifikasi <i>Expansion Valve</i> (EV-01)	45
Tabel 3.17 Spesifikasi <i>Expansion Valve</i> (EV-02)	46
Tabel 3.18 Spesifikasi Kompresor (K-01).....	46
Tabel 3.19 Spesifikasi <i>Bucket Elevator</i> (BE-01).....	47
Tabel 3.20 Spesifikasi <i>Cooling Screw Conveyor</i> (CSC-01).....	48
Tabel 3.21 Spesifikasi <i>Screw Conveyor</i> (SC-01)	48
Tabel 3.22 Spesifikasi <i>Heat Exchanger</i> (HE-01)	50
Tabel 3.23 Spesifikasi <i>Heat Exchanger</i> (HE-02)	51
Tabel 3.24 Spesifikasi <i>Heat Exchanger</i> (HE-03)	52
Tabel 3.25 Spesifikasi <i>Cooler</i> (C-01).....	53
Tabel 3.26 Spesifikasi <i>Cooler</i> (C-02).....	54
Tabel 3.27 Spesifikasi <i>Reboiler</i> (RB-01)	55
Tabel 3.28 Spesifikasi <i>Condenser</i> (CD-01).....	56
Tabel 3.29 Neraca Massa Total	58
Tabel 3.30 Neraca Massa <i>Mixer</i> (M-01)	58
Tabel 3.31 Neraca Massa Reaktor (R-01)	59
Tabel 3.32 Neraca Massa <i>Rotary Vacuum Filter</i> (RVF-01).....	59
Tabel 3.33 Neraca Massa <i>Rotary Dryer</i> (RD-01).....	60
Tabel 3.34 Neraca Massa Menara Distilasi (MD-01).....	60
Tabel 3.35 Neraca Panas Total	60
Tabel 3.36 Neraca Panas <i>Mixer</i> (M-01)	61
Tabel 3.37 Neraca Panas Reaktor (R-01)	61

Tabel 3.38 Neraca Panas <i>Rotary Dryer</i> (RD-01)	62
Tabel 3.39 Neraca Panas Menara Distilasi (MD-01)	62
Tabel 3.40 Neraca Panas <i>Heat Exchanger</i> (HE-01)	63
Tabel 3.41 Neraca Panas <i>Heat Exchanger</i> (HE-02)	63
Tabel 3.42 Neraca Panas <i>Heat Exchanger</i> (HE-03)	63
Tabel 3.43 Neraca Panas <i>Cooling Screw Conveyor</i> (CSC-01).....	64
Tabel 3.44 Neraca Panas <i>Cooler</i> (C-01).....	64
Tabel 3.45 Neraca Panas <i>Cooler</i> (C-02).....	64
Tabel 4.1 Daftar Tata Letak Pabrik	71
Tabel 4.2 Tugas Masing-masing Direktur	80
Tabel 4.3 Tugas Masing-masing <i>General Manager</i>	81
Tabel 4.4 Tugas Masing-masing <i>Manager</i>	81
Tabel 4.5 Penggolongan Jabatan	83
Tabel 4.6 Gaji Karyawan.....	85
Tabel 4.7 Jadwal Hari dan Jam Kerja Karyawan Shift.....	88
Tabel 5.1 Air sebagai media pendingin	98
Tabel 5.2 Air sebagai media pemanas	98
Tabel 5.3 Total kebutuhan air unit utilitas.....	99
Tabel 5.4 Spesifikasi Pompa Utilitas.....	101
Tabel 5.5 Spesifikasi Tangki Utilitas	103
Tabel 5.6 Spesifikasi Bak Utilitas	104
Tabel 5.7 Spesifikasi <i>Cooling Tower</i>	104
Tabel 5.8 Spesifikasi Saringan Pasir	105
Tabel 5.9 Spesifikasi <i>Clarifier</i>	105
Tabel 6.1 Indeks harga alat pada tahun 2007-2021	108
Tabel 6.2 Harga alat proses	111
Tabel 6.3 Harga alat utilitas.....	113
Tabel 6.4 <i>Physical plant cost</i> (PPC).....	114
Tabel 6.5 <i>Direct plant cost</i> (DPC).....	115
Tabel 6.6 <i>Fixed capital investment</i> (FCI).....	115
Tabel 6.7 <i>Working capital investment</i> (WCI).....	116
Tabel 6.8 <i>Direct Manufacturing Cost</i> (DMC).....	117
Tabel 6.9 <i>Indirect Manufacturing Cost</i> (IMC).....	117
Tabel 6.10 <i>Fixed Manufacturing Cost</i> (FMC).....	118
Tabel 6.11 Total <i>Manufacturing cost</i>	118
Tabel 6.12 <i>General Expenses</i>	118
Tabel 6.13 Total <i>Production Cost</i>	119
Tabel 6.14 Kategori Resiko	120
Tabel 6.15 <i>Annual Fixed Manufacturing Cost</i> (Fa)	122
Tabel 6.16 <i>Annual Regulated Expenses</i> (Ra)	122
Tabel 6.17 <i>Annual Valuable Value</i> (Va)	123
Tabel 6.18 <i>Annual Sales Value</i> (Sa)	123

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Grafik proyeksi ekspor asam tereftalat	5
Gambar 1.2 Grafik proyeksi impor asam tereftalat	6
Gambar 1.3 Struktur Asam tereftalat.....	8
Gambar 1.4 Reaksi proses <i>Amoco</i>	9
Gambar 3.1 Diagram alir kualitatif.....	25
Gambar 3.2 Diagram alir kuantitatif.....	26
Gambar 4.1 Peta Lokasi Rencana Pabrik	65
Gambar 4.2 <i>Layout</i> Pabrik.....	71
Gambar 4.3 Tata Letak Alat Proses Pabrik	75
Gambar 4.4 Struktur Organisasi Pabrik.....	78
Gambar 5.1 Diagram alir proses pengolahan air	97
Gambar 6.1 Grafik Indeks Harga Alat.....	110
Gambar 6.2 Grafik Evaluasi Ekonomi	125

DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN

T	: Suhu atau Temperatur, $^{\circ}\text{C}$
D	: Diameter, m
μ	: Viskositas, cP
ρ	: Densitas, kg/m^3
ρ_c	: Densitas campuran, kg/m^3
Fv	: Laju alir volumetrik, m^3/jam
r_A	: Laju transfer massa, kmol/min
D_L	: Difusivitas gas
BM	: Berat molekul (kg/mol)
BM	: Berat molekul campuran (kg/mol)
K_{BL}	: Koefisien transfer massa, m/jam
M_H	: Bilangan Hatta
d_b	: Diameter gelembung, m
N_O	: Luas <i>orifice</i> , cm^2
Pch	: <i>Sugden's parachor</i> , cm
D_R	: Diameter reaktor, m
V	: Volume, m^3
H	: Tinggi, m
σ	: <i>Surface tension</i>
A	: Luas permukaan,

h_L : *Hydraulic head*, m
 h_g : *Residual gas pressure drop*, m
 t_s : Tebal *shell*, in
 r : Jari-jari dalam reaktor, in
 t_h : Tebal *head*, m
LMTD : *Long Mean Temperature Different*, K
OD : Diameter luar, m
ID : Diameter dalam, m
 ε : Efisiensi
OA : Tinggi head, m
 l : Jarak lilitan, m
Dh : Diameter helix, ft
Re : Bilangan Reynold
Pr : Bilangan Prandtl

ABSTRAK

Asam tereftalat merupakan salah satu produk yang ada di industri kimia yang digunakan sebagai bahan pembuatan *polyethylene terephthalate* (PET) dimana PET ini biasa digunakan untuk bahan baku pembuatan kain, pertekstilan, plastik, hingga kemasan makanan. Mengingat kebutuhan asam tereftalat ini terus meningkat tiap tahunnya maka direncanakan pendirian pabrik asam tereftalat di Indonesia. Pabrik Asam tereftalat ($C_8H_6O_4$) berbahan baku paraxilena (C_8H_{10}) dan Oksigen (O_2) yang diambil dari udara bebas rencananya akan didirikan di Desa Panggung Rawi, Kecamatan Jombang, Kabupaten Cilegon, Banten. Pabrik ini direncanakan dapat memproduksi Asam tereftalat sebanyak 100.000 ton/tahun dengan waktu operasi selama 24 jam/hari serta 300 hari/tahun. Bahan baku yang digunakan adalah Paraxilena sebanyak 9.970 kg/jam dan oksigen sebanyak 9.320 kg/jam. Reaksi akan berlangsung dalam reaktor *Continuous Stirred Tank Reactor* (CSTR) *with bubble sparger* pada suhu $200^{\circ}C$ dan tekanan 14,8 atm dengan konversi 98%. Kebutuhan air yang dibutuhkan untuk unit utilitas sebesar 2.073 kg/jam, air pemanas sebesar 82,3549 kg/jam, listrik sebesar 699,75 kW, udara instrumen sebesar $2\text{ m}^3/\text{jam}$, dan bahan bakar sebesar 455,29 kg/jam. Bentuk perusahaan adalah Perseroan Terbatas (PT) dengan total karyawan yang dibutuhkan sebanyak 114 orang dengan struktur organisasi jenis *line* dan *staff*. Berdasarkan kondisi operasi dan sifat-sifat bahan serta produk, pabrik Asam tereftalat ini tergolong sebagai pabrik resiko rendah. Hasil analisa kelayakan ekonomi terhadap pabrik ini menunjukkan *Percent Return on Investment* (ROI) sebelum pajak 29,64% dan setelah pajak 23,12%. *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak 2,52 tahun dan setelah pajak 3,02 tahun. *Break Even Point* (BEP) sebesar 54,33% serta *Shut Down Point* (SDP) sebesar 34,30%. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) terhitung sebesar 19,99%. Dari data analisa kelayakan tersebut dapat disimpulkan bahwa pabrik ini memiliki keuntungan dan layak untuk dikaji lebih lanjut.

Kata kunci: *Asam tereftalat, Paraxilena, Oksigen, Pabrik, Analisa ekonomi*

ABSTRACT

Terephthalic acid is one of the products in the chemical industry which is used as an ingredient in the manufacture of polyethylene terephthalate (PET), where PET is commonly used as a raw material for the manufacture of fabrics, textiles, plastics, and food packaging. Considering that the need for terephthalic acid continues to increase every year, it is planned to establish a terephthalic acid factory in Indonesia. A terephthalic acid ($C_8H_6O_4$) factory made from paraxylene (C_8H_{10}) and oxygen (O_2) taken from free air is planned to be built in Panggung Rawi Village, Jombang District, Cilegon Regency, Banten. The plant is planned to produce 100.000 tons/year of terephthalic acid with an operating time of 24 hours/day and 300 days/year. The raw materials used are paraxylene as much as 9.970 kg/hour and oxygen as much as 9.320 kg/hour. The reaction will take place in a Continuous Stirred Tank Reactor (CSTR) reactor with a bubble sparger at a temperature of 200°C and a pressure of 14.8 atm with a conversion of 98%. The required water for utility units is 2.073 kg/hour, heating water is 82,3549 kg/hour, electricity is 699,75 kW, instrument air is 2 m²/hour, and fuel is 455,29 kg/hour. The form of the company is a Limited Liability Company (PT) with a total of 114 employees required with a line and staff organizational structure. Based on the operating conditions and the properties of the materials and products, this terephthalic acid plant is classified as a low risk factory. The results of the economic feasibility analysis of this factory show a Percent Return on Investment (ROI) before tax of 29,64% and 23,12% after tax. Pay Out Time (POT) before tax is 2,52 years and after tax is 3,02 years. Break Even Point (BEP) of 54,33% and Shut Down Point (SDP) of 34,30%. Discounted Cash Flow Rate (DCFR) is calculated at 19,99%. From the feasibility analysis data it can be concluded that this factory has advantages and is worthy of further study.

Keywords: *Terephthalic acid, Paraxylene, Oxygen, Plant, Economic analysis*

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Seiring berjalannya waktu kebutuhan manusia semakin meningkat, dengan adanya peningkatan tersebut perkembangan industri yang berada di Indonesia pun harus terus ditingkatkan. Peningkatan industri tersebut juga merupakan upaya peningkatan taraf ekonomi untuk beberapa tahun kedepan agar membantu menghasilkan ekonomi yang kuat dan stabil. Kebutuhan seperti kain, bahan tekstil hingga kemasan makanan berupa plastik tidak akan pernah menurun karena hal tersebut sampai saat ini berbanding lurus dengan keberadaan manusia.

Industri asam tereftalat merupakan salah satu industri kimia yang memberikan pengaruh besar terhadap kegiatan industri yang berada di Indonesia. Di Indonesia sendiri, asam tereftalat telah diproduksi oleh PT Pertamina (Persero) Refinery Unit (RU) III Plaju, Sumatera Selatan sejak tahun 1986. Asam tereftalat menjadi menjadi salah satu bahan yang dibutuhkan dalam pemenuhan kebutuhan kain hingga plastik. asam tereftalat adalah bahan baku yang digunakan untuk pembuatan *polyethylene terephthalate* (PET) dimana PET ini biasa digunakan untuk bahan baku pembuatan kain, pertekstilan, plastik, hingga kemasan makanan. Menurut Kirk dan Othmer (1981), kegunaan *asam tereftalat* adalah sebagai berikut.

1. Bahan baku untuk *polyethylene terephthalate* (PET), yang digunakan dalam pembuatan botol, kemasan makanan, dan lain-lain.
2. Bahan baku industri cat.
3. Bahan baku untuk minyak pelumas.

4. Bahan baku dalam produksi herbisida atau racun untuk hama.
5. Bahan baku polimer filament yarn.
6. Dapat menghasilkan serat polyester ketika direaksikan dengan etilen glikol.

Pada pembuatannya PET ini biasa dibuat dari bahan berupa *dimethyl terephthalat*, tetapi yield (perolehan) yang diberikan tidak begitu besar. Proses pembuatan PET yang memberikan yield lebih besar adalah dengan menggunakan bahan baku berupa asam tereftalat (Kirk dan Othmer, 1981 yang dikutip dari Joe, Hilman B., 2014). Guna memenuhi pasokan asam tereftalat saat ini, produksi yang ada di dalam negeri masih belum mampu untuk memenuhi permintaan tersebut sehingga perlu adanya pasokan dari luar negeri.

Melalui pertimbangan yang ada, pabrik asam tereftalat di Indonesia perlu didirikan dengan beberapa alasan sebagai berikut:

1. Jumlah Kebutuhan asam tereftalat di Indonesia masih belum dapat dipenuhi oleh jumlah produksi yang ada sehingga masih dilakukan kegiatan impor. Oleh karena itu, dengan adanya pendirian pabrik asam tereftalat dapat meminimalisir jumlah impor asam tereftalat di Indonesia.
2. Dapat menunjang kegiatan industri di Indonesia yang membutuhkan bahan baku asam tereftalat.
3. Dapat memberikan lapangan pekerjaan baru untuk masyarakat guna menciptakan ekonomi yang kuat.

1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik

Kapasitas produksi bisa diartikan sebagai jumlah maksimal suatu produk yang dapat dihasilkan dalam kurun waktu tertentu. Kapasitas produksi memiliki peran yang

sangat penting dalam pendirian suatu pabrik karena memiliki pengaruh terhadap aspek teknis maupun ekonomis, salah satunya jumlah produk yang dihasilkan harus dapat menghasilkan suatu keuntungan yang maksimal dengan biaya produksi yang minimal.

Penentuan kapasitas pabrik Asam tereftalat ini dipertimbangkan melalui beberapa faktor, yaitu kapasitas pabrik yang telah berdiri, ketersediaan bahan baku, dan kebutuhan produk dalam negeri.

1.2.1 Kapasitas Pabrik Asam tereftalat yang Telah Berdiri

Penentuan kapasitas pabrik yang akan didirikan perlu mempertimbangkan keberadaan pabrik-pabrik serupa yang ada di dunia guna memberikan gambaran terkait kapasitas pabrik yang akan didirikan. Berikut adalah data kapasitas dari pabrik-pabrik Asam tereftalat yang telah berdiri di dunia dapat dilihat di tabel 1.1.

Tabel 1.1 Kapasitas Pabrik Asam tereftalat di dunia

No	Nama Perusahaan	Kapasitas (Ton/thn)
1	PT Mitsubishi Chemical Indonesia (Indonesia)	660.000
2	PT Indorama Petrochemicals Indonesia (Indonesia)	500.000
3	PT Ineos Aromatics Indonesia (Indonesia)	350.000
4	Hitachi Plant Technologies, Ltd (China)	900.000
5	British Petroleum (China)	1.250.000
6	Hengli Petrochemical Co., Ltd (China)	2.500.000
7	Petkim (Turkey)	70.000
8	Eastman Chemical Company (USA)	600.000

(Sumber: Naufal & Diky, 2021)

Pabrik yang memproduksi Asam tereftalat memiliki kapasitas yang paling kecil adalah 70.000 ton/thn (Petkim, Turkey) dan yang paling besar adalah 2.500.000 ton/thn (Hengli Petrochemical Co., Ltd ,China). Maka dari itu, dapat diketahui bahwa pendirian pabrik yang menguntungkan pada rentang 70.000-2.500.000 ton/thn.

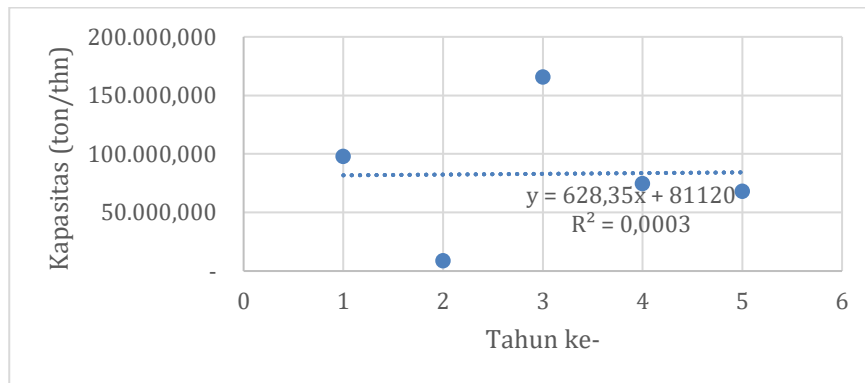
1.2.2 Kebutuhan Produk di Luar Negeri

Kebutuhan asam tereftalat di luar negeri dapat dikatakan besar karena banyaknya pabrik yang menggunakan asam tereftalat sebagai bahan baku. Seperti yang diketahui bahwa asam tereftalat ini banyak digunakan dalam pembuatan serat fiber dalam industri pakaian dan dalam pembuatan Polietilen tereftalat (PET). Berdasarkan data yang didapatkan dari Badan Pusat Statistik, Indonesia telah melakukan kegiatan ekspor asam tereftalat ke negara-negara seperti Thailand, Malaysia, Turkey, dan masih banyak lagi. Data ekspor asam tereftalat dari tahun 2018-2022 dapat dilihat melalui tabel 1.2 sebagai berikut.

Tabel 1.2 Data Ekspor Asam tereftalat di Indonesia

Tahun	Kapasitas (Ton/tahun)
2018	97.843,685
2019	8.800,833
2020	165.633,785
2021	74.720,433
2022	68.025,617

(Sumber: Badan Pusat Statistik)



Gambar 1.1 Grafik proyeksi ekspor asam tereftalat

Berdasarkan gambar 1.1, kebutuhan ekspor asam tereftalat dapat diketahui dengan perhitungan regresi linear, dimana dapat diprediksikan ekspor dari asam tereftalat pada tahun ke 10 (Tahun 2027) mencapai 87.404 ton.

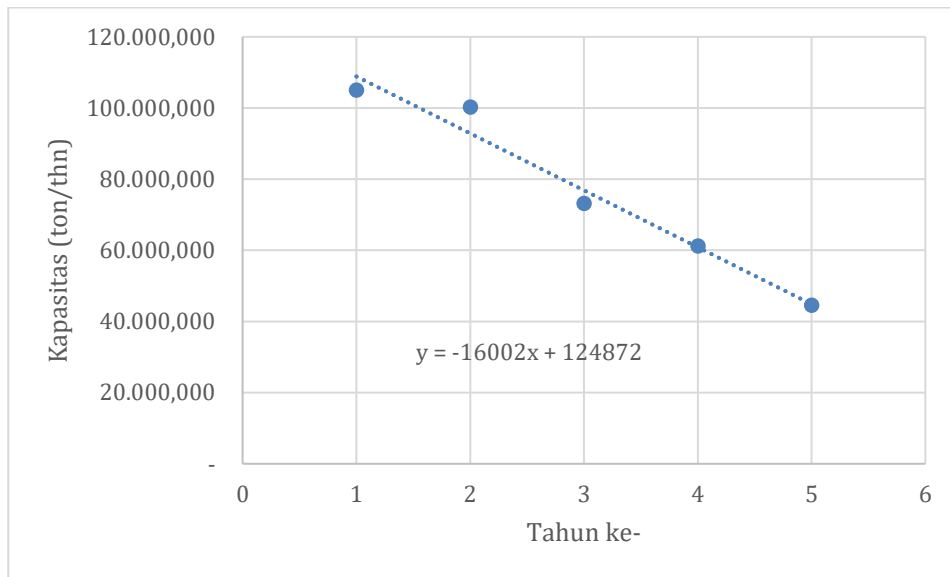
1.2.3 Kebutuhan Produk di Dalam Negeri

Selama ini, untuk memenuhi kebutuhan Asam tereftalat di dalam negeri masih mengimpor dari beberapa negara. Data impor Asam tereftalat di Indonesia dari tahun 2018-2022 dapat dilihat melalui tabel 1.3 sebagai berikut.

Tabel 1.3 Data Impor Asam tereftalat di Indonesia

Tahun	Kapasitas (Ton/tahun)
2018	105.059,111
2019	100.308,715
2020	73.149,715
2021	61.218,217
2022	44.593,061

(Sumber: Badan Pusat Statistik)



Gambar 1.2 Grafik proyeksi impor asam tereftalat

Berdasarkan gambar 1.2, kebutuhan impor asam tereftalat dapat diketahui dengan menggunakan metode regresi linear, dimana dapat diprediksikan impor dari asam tereftalat pada tahun ke 10 (Tahun 2027) mencapai 35.148 ton.

1.2.4 Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku utama merupakan hal yang penting dalam proses pembuatan suatu produk di industri sehingga ketersediaan bahan baku perlu diperhatikan dengan baik. Dalam pembuatan Asam tereftalat ini diperlukan paraxilena dan udara. Bahan baku paraxilena dapat diperoleh dari PT. INEOS Aromatics Indonesia sedangkan udara dapat diperoleh melalui udara bebas. Selain itu juga diperlukan asam asetat sebagai solven yang dapat diperoleh dari PT. Indo Acidatama Tbk dan katalis yang digunakan dapat diperoleh dari PT. Mechema Indonesia, dimana katalis yang digunakan adalah katalis yang bersifat padat yang sudah melalui proses pencampuran yang akhirnya menjadi katalis bersifat cair. (Sumber : Patent US 2003OO78451A1)

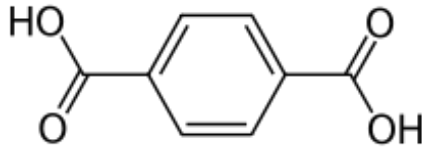
Dengan demikian, berdasarkan dari data-data di atas dapat disimpulkan sebagai berikut.

1. Kapasitas pabrik minimal yang dapat menghasilkan keuntungan yaitu sebesar 70.000 ton/thn.
2. Kebutuhan Asam tereftalat dalam negeri masih bergantung pada kegiatan impor, sehingga diperlukan pabrik yang ada di dalam negeri.
3. Ketersediaan bahan baku utama dapat diperoleh dari pabrik yang ada di dalam negeri.

Dengan melihat kesimpulan di atas, maka dipilih kapasitas pabrik yang akan didirikan sebesar 100.000 ton/tahun dengan harapan:

1. Dapat mengurangi kegiatan impor asam tereftalat.
2. Melihat dari pasar asam tereftalat yang semakin dibutuhkan baik di dalam maupun di luar negeri sehingga dapat melakukan kegiatan ekspor yang menguntungkan.
3. Dapat memenuhi kebutuhan asam tereftalat dalam negeri.
4. Dapat bersaing dengan pabrik-pabrik yang sudah berdiri di dunia.
5. Dapat menambahkan devisa negara dengan mengekspor asam tereftalat ke beberapa negara.
6. Dapat membuka lapangan pekerjaan baru untuk masyarakat.

1.3 Tinjauan Pustaka

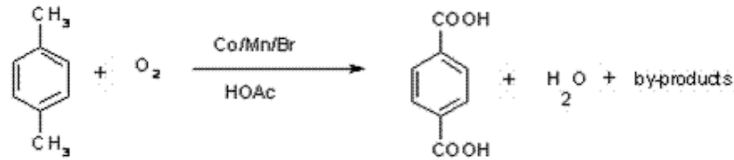


Gambar 1.3 Struktur Asam tereftalat

Asam tereftalat (PTA) atau *1,4-benzenecarboxylic acid* merupakan senyawa kimia yang memiliki rumus kimia $C_8H_6O_4$. PTA dikenal sebagai bentuk para dari asam ftalat yang telah digunakan sebagai bahan baku dari serat poliester. Namun untuk saat ini, PTA lebih sering digunakan dalam bidang non-serat seperti dalam pembuatan botol PET (*polyethylene terephthalate*) atau pada dunia pertekstilan. PTA sendiri berbentuk bubuk padat yang berwarna putih dengan berat molekul sebesar $166,13 \text{ g/mol}$.

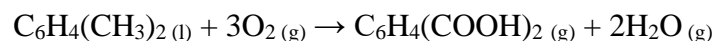
Pembuatan asam tereftalat memiliki berbagai macam proses yang telah dikenal luas seperti proses amoco, proses Teijin, atau proses Eastman Chemical. Namun, hanya ada beberapa proses dalam pembuatan Asam tereftalat yang menggunakan bahan baku paraxilena. Proses pembuatan Asam tereftalat yang menggunakan bahan baku paraxilena dikenal dengan proses Amoco (oksidasi) dan proses Hercules-Witten (gabungan oksidasi dan esterifikasi). Proses-proses pembuatan asam tereftalat adalah sebagai berikut.

1.3.1 Amoco Process



Gambar 1.4 Reaksi proses Amoco

Proses amoco atau yang dikenal dengan proses oksidasi merupakan proses pembuatan Asam tereftalat yang paling sering digunakan, dengan menggunakan paraxilena sebagai bahan baku untuk pembuatan Asam tereftalat. Menurut Ullman (2007) bahwa pada suhu dan tekanan tinggi, paraxilena akan bereaksi dengan oksigen dengan adanya pelarut, promotor, dan katalis yang sesuai untuk membentuk PTA. Biasanya suhu dan tekanan yang digunakan sekitar 175-225°C dan 15-30 atm. Sekitar 70% pabrik PTA menggunakan asam asetat sebagai pelarut, kombinasi garam kobalt dan mangan sebagai katalis, dan sumber bromin seperti HBr sebagai promotor. Proses ini hampir menghasilkan konversi PTA 99% dan selektivitas ke PTA sekitar 95,6%. Reaksi yang terjadi:



Setelah menghasilkan produk asam tereftalat berupa gas dari reaktor akan diumpankan pada gas separator untuk memisahkan *impurities*. Kemudian gas asam tereftalat dikondensasi dengan cara menambahkan asam asetat sehingga membentuk *slurry*. *Slurry* tersebut dicuci dengan air panas dan dimasukkan ke dalam *centrifuge* untuk memisahkan antara asam tereftalat dan *impurities*. Larutan PTA akan diumpankan ke *crystallizer* untuk memproses kristal PTA yang kemudian akan dicuci lagi dengan air panas untuk memisahkan asam asetat dan *impurities* dari

kristal tersebut. Kristal PTA yang telah dihasilkan yang mana merupakan produk yang dihasilkan akan ditampung sebagai produk akhir sedangkan air yang digunakan untuk mencuci diumpankan pada sistem *recovery* untuk memisahkan asam asetat.

(Sumber: Patent US 3629321A)

1.3.2 Proses oksidasi p-Xylene dengan HNO₃

Pada proses oksidasi ini, p-Xylene dalam fase larutan HNO₃ sekitar 30-40%wt pada suhu sekitar 160-200°C dengan tekanan 8,5-13,5 bar. Pada proses ini, PTA yang mengendap merupakan campuran dari hasil reaksi dan kemudian akan dipisahkan serta dimurnikan melalui tahapan berikutnya.

Kelebihan pada proses oksidasi ini menggunakan suhu dan tekanan yang cukup umum digunakan. Namun, kekurangan pada proses oksidasi ini adalah menggunakan HNO₃ yang tinggi, kemurnian produk yang rendah, kemungkinan terjadinya ledakan, dan proses ini termasuk proses yang sudah jarang dipakai.

(Sumber: Burrows et al., 1951; Boffa et al., 1963)

1.3.3 Proses Teijin

Proses Teijin merupakan proses reaksi oksidasi antara naftalena menjadi *phthalic anhydride*, kemudian diubah menjadi *monopotassium o-phthalate* dan *dipotassium o-phthalate*. Setelah itu, *dipotassium o-phthalate* diisomerisasikan pada suhu 100-130°C dan tekanan 10 bar. Hasil dari proses isomerisasi ini adalah dipotassium terephthalat yang kemudian akan dilarutkan dalam air dan digunakan kembali ke awal proses. Kristal asam tereftalat yang terbentuk diambil dengan proses filtrasi dan dikeringkan.

Kelebihan proses Teijin adalah sebagai berikut:

- a. Proses ini hanya menggunakan oksidasi paraxilena satu tahap dan merupakan proses yang sederhana.
- b. Proses ini tidak menghasilkan impuritas berwarna seperti *flourenone* dan *biphenil keton*.
- c. Kondisi operasi pada suhu dan tekanan yang umum.

Kekurangan proses Teijin adalah sebagai berikut.

- a. Memerlukan jumlah katalis yang besar.
- b. Kemurnian produk yang dihasilkan hanya sekitar 95%.

(Sumber: Ichikawa et al., 1970; Yoshimura, 1969)

1.3.4 Proses Eastman Kodak

Proses ini merupakan proses yang dilakukan oleh Eastman Kodak Company yang memproduksi asam tereftalat secara komersial dengan proses oksidasi dalam fase cair. Bahan baku yang digunakan pada proses oksidasi ini adalah paraxilena, asam asetat sebagai pelarut, dan asetaldehid sebagai promotor oksidasi serta Co-asetat yang digunakan sebagai katalis. Kondisi operasi yang digunakan adalah pada suhu 120-175°C dan tekanan 7,5-15 bar sehingga menghasilkan konversi sebesar 82%. Produk samping yang dihasilkan berupa asam asetat sebesar 0,55-1,1 kg/kg PTA.

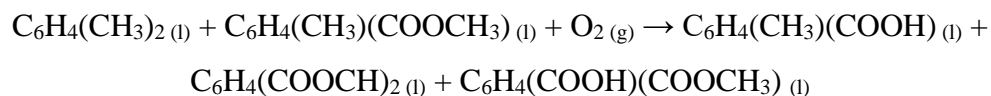
Kelebihan menggunakan proses Eastman Kodak adalah:

- a. Beroperasi pada suhu dan tekanan yang umum.
- b. Menghasilkan asam asetat sebagai produk samping sehingga dapat digunakan kembali sebagai *solvent* pada proses.

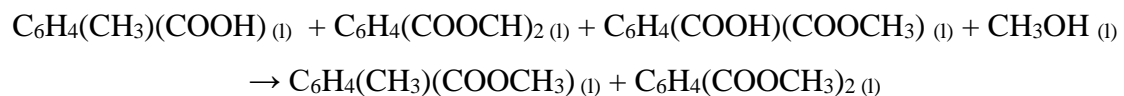
Kekurangan menggunakan proses Eastman Kodak adalah Kemurnian yang dihasilkan tidak terlalu tinggi.

1.3.5 *Toray Process*

Proses ini merupakan gabungan dari proses oksidasi dan esterifikasi. Bahan baku yang digunakan berupa paraxilena dalam fase liquid sehingga proses oksidasi paraxilena ini dilakukan pada fase liquid. Proses pertama, paraxilena dalam bentuk liquid akan dioksidasi dengan menggunakan katalis kobalt asetat sehingga menghasilkan senyawa *p-toluic acid* dan TA. Reaktor yang digunakan untuk proses oksidasi dijaga pada suhu dan tekanan 100-130°C, 30 atm. Reaksi yang terjadi pada proses oksidasi:



Produk yang dihasilkan dari proses oksidasi diumpankan ke reaktor esterifikasi untuk mengubah *p-toluic acid* menjadi *dimethyl terephthalate*. Reaksi yang terjadi:



Asam tereftalat yang dihasilkan dari reaktor hidrolisis diumpankan ke *crystallizer* untuk proses kristalisasi dan setelah itu dikeringkan di dalam *dryer* untuk siap dipasarkan dalam bentuk butiran kristal putih kecil. Berdasarkan uraian dari kedua proses yang telah dijelaskan, perbandingan antara kedua proses tersebut dapat dilihat melalui tabel 1.4.

(Sumber: Patent US 20130245316A1)

Tabel 1.4 Perbandingan Proses Pembuatan Asam tereftalat

Proses	Oksidasi Amoco	Proses oksidasi p-Xylene dengan HNO₃	Proses Teijin	Proses Eastman Kodak	<i>Toray Process</i>
Konversi (%)	98	-	-	82	95
Suhu (°C)	175-225	160-200	100-130	120-175	100-130
Tekanan (atm)	15-30	8,4-13,3	9,9	7,4-14,8	30
Bahan baku	Paraxilena, oksigen	Paraxilena, HNO ₃	Naftalena	Paraxilena, asetaldehid	Paraxilena, oksigen, metanol
Bahan pendukung	Asam asetat; garam kobalt dan mangan; bromida	-	-	Asam asetat, Co-asetat	Kobalt asetat
Reaktor	RATB dengan <i>bubble sparger</i>	-	-	-	RATB

Berdasarkan dari tabel 1.4 yang berisi perbandingan setiap proses, maka pada prarancangan pabrik Asam tereftalat dari paraxilena dan oksigen menggunakan proses oksidasi amoco dengan pertimbangan sebagai berikut.

1. Reaksi yang terjadi sangat sederhana dengan satu langkah.
2. Bahan baku yang digunakan mudah didapatkan karena hasil samping industri minyak bumi.
3. Konversi yang dihasilkan bisa mencapai 98%.
4. Limbah yang dihasilkan tidak banyak.
5. Pelarut asam asetat yang digunakan dapat digunakan kembali.

1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika

1.4.1 Tinjauan Termodinamika

Entalpi Reaksi (ΔH_r)

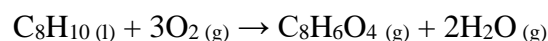
Entalpi reaksi (ΔH_r) merupakan jenis entalpi yang paling umum dan sering digunakan karena jenis entalpi tersebut merupakan panas yang terlibat dalam perubahan secara reaksi kimia. Dalam menentukan nilai ΔH_r reaksi dibutuhkan data entalpi masing masing komponen. Nilai entalpi pembentukan masing-masing komponen dapat dilihat pada tabel 1.5 . Nilai ΔH reaksi pada suhu 25°C (298,15 K) diperoleh sebagai berikut

Tabel 1.5 Entalpi Pembentukan *Amoco Process*.

Komponen	H_f
C_8H_{10}	-24,4 kJ/mol
O_2	0 kJ/mol
$C_8H_6O_4$	-816,83 kJ/mol
H_2O	-285,83 kJ/mol

(Sumber : Yaws,1999)

Persamaan reaksi pembentukan *asam tereftalat* adalah sebagai berikut.



Sehingga panas pembentukan reaksi dapat dicari dengan cara sebagai berikut

$$\Delta H \text{ reaksi} = \sum H \text{ produk} - \sum H \text{ reaktan}$$

$$\Delta H \text{ reaksi} = (-816,17 + (2 \times -285,83)) - (-24,4 + (3 \times 0))$$

$$= -1.363,4 \text{ kJ/mol}$$

Pembentukan asam tereftalat melalui oksidasi p-xylene dengan udara merupakan reaksi eksotermis. Hal ini ditunjukkan dengan harga entalpi yang negatif yaitu -1.363,4 kJ/mol asam tereftalat yang terbentuk.

Entalpi Reaksi (ΔG_r)

Menurut Josiah Willard Gibbs (1873), Energi Gibbs pembentukan standar pada suatu senyawa adalah perubahan energi bebas yang disertai pembentukan 1 mol zat tersebut dari unsur penyusunannya. Perubahan harga Energi Gibbs dapat dihitung dengan persamaan berikut.

$$\Delta G^\circ = -RT \ln K$$

Nilai energi Gibbs pembentukan diperoleh dari NIST Chemistry Webbook.

Nilai ΔG° pada suhu 25°C (298.15) diperoleh sebagai berikut.

Tabel 1.6 Data nilai energi Gibbs

Komponen	ΔG°
C ₈ H ₁₀	-119,26 kJ/mol
O ₂	0 kJ/mol
C ₈ H ₆ O ₄	-412,22 kJ/mol
H ₂ O	-237,14 kJ/mol

Untuk mencari ΔG reaksi menggunakan data diatas dengan cara yang sama seperti mencari ΔH reaksi, yaitu.

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

$$\Delta G^\circ = (-412,22) + (2 \times (-237,14)) - ((-119,26 + (2 \times (0)))$$

$$\Delta G^\circ = -767,24 \text{ kJ/mol}$$

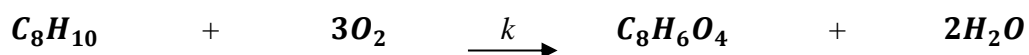
Dengan didapatkan energi gibbs reaksi, dapat dihitung konstanta kesetimbangan dengan menggunakan cara berikut.

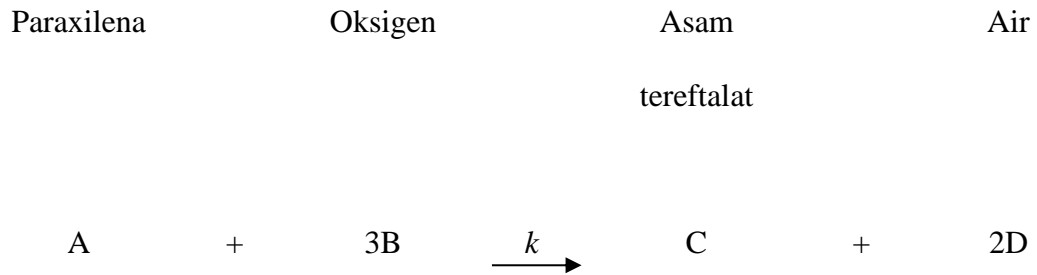
$$\begin{aligned} -\ln K_{298.15} &= \frac{\Delta G^\circ}{RT} \\ &= \frac{-767,24 \text{ kJ/mol}}{\frac{8,314 \cdot 10^{-3} \text{ kJ}}{\text{mol.K}} \times 298,15 \text{ K}} \\ &= 30,95 \\ K_{298.15} &= 2,76 \times 10^{13} \end{aligned}$$

Nilai K sangat besar maka dapat reaksi pada proses pembentukan *asam tereftalat* dari *paraxilena* adalah reaksi satu arah (*irreversible*).

1.4.2 Tinjauan Kinetika

Kinetika berhubungan erat dengan kecepatan reaksi. Faktor konsentrasi, suhu, dan tekanan sangat berpengaruh terhadap konstanta kecepatan reaksi maupun pada kecepatan reaksi. Adapun, reaksi pembentukan asam tereftalat dari paraxilena dan oksigen sebagai berikut:





Persamaan pendekatan kecepatan reaksi pembentukan asam tereftalat dari oksidasi p-xylene dengan udara merupakan orde 1 (Cheng *et al*,2009). Dengan persamaan kecepatan reaksi sebagai berikut:

$$-r_A = k [C_8H_{10}]$$

Dengan nilai k pada suhu 200°C sebagai berikut.

$$k = 85,2$$

Keterangan:

r : Laju reaksi (/jam)

k : Konstanta kinetika dari reaksi Amoco (m³/kmol jam)

[C₈H₁₀] : Konsentrasi paraxilena (kmol/m³)

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk

Untuk memilih kualitas produk yang sesuai dengan permintaan pasar, beberapa variabel harus dipenuhi. Variabel tersebut meliputi spesifikasi bahan baku, spesifikasi produk dan pengendalian kualitas.

2.1.1 Asam Tereftalat

Rumus Kimia	: $C_8H_6O_4$
Bentuk	: Bubuk padat
Warna	: Putih
Bau	: Tidak berbau
Berat Molekul	: 166,13
Densitas	: $1,51 \text{ g/cm}^3$
Kemurnian	: 98%
Titik Didih	: Terurai
Titik Leleh	: $> 300^\circ\text{C}$
Kelarutan	: 0,017 g/L pada 25°C

(Sumber: MSDS Asam tereftalat)

2.2 Spesifikasi Bahan Baku

2.2.1 Paraxilena

Rumus Kimia	: C_8H_{10}
Bentuk	: Cair
Warna	: Tak berwarna
Berat Molekul	: 106,17
Densitas	: $0,863 \text{ g/cm}^3$
Kemurnian	: 99.7%
Titik Didih	: 137°C
Titik Leleh	: $12,78^\circ\text{C}$

Kelarutan : 0,2 g/L pada 20°C

(Sumber: MSDS Paraxilena)

2.3 Spesifikasi bahan pendukung

2.3.1 Asam Asetat

Rumus Kimia : CH_3COOH
Bentuk : Cair
Warna : Tak berwarna
Bau : Berbau
Berat Molekul : 60,05
Densitas : $1,05 \text{ g/cm}^3$ pada 20°C
Kemurnian : 99,85%
Titik Didih : 118°C
Titik Leleh : 17°C
Kelarutan : 602,9 g/L pada 25°C

(Sumber: MSDS Asam asetat)

2.3.2 Kobalt (II) Asetat

Rumus Kimia : $\text{CoC}_4\text{H}_6\text{O}_4 / \text{CoAc}_2$
Bentuk : Cair
Warna : Merah
Bau : Tak berbau
Berat Molekul : 249,1
Densitas : $1,70 \text{ g/cm}^3$ pada 20°C
Kemurnian : 98%
Titik Didih : 115°C
Titik Leleh : 19°C
Kelarutan : 380 g/L pada 20°C

(Sumber: MSDS Kobalt (II) Asetat)

2.3.3 Hidrogen Bromida

Rumus Kimia	: HBr
Bentuk	: Cair
Warna	: Kuning
Bau	: Kuat
Berat Molekul	: 80,9
Densitas	: 1,49 g/cm^3
Kemurnian	: 99%
Titik Didih	: 127°C
Titik Leleh	: -87°C
Kelarutan	: Larut dalam air

(Sumber: MSDS Hidrogen Bromida)

2.3.4 Mangan (II) Asetat

Rumus Kimia	: $MnC_4H_6O_4$ / $MnAc_2$
Bentuk	: Cair
Warna	: Pink muda
Bau	: Tak berbau
Berat Molekul	: 173,03
Densitas	: 1,6 g/cm^3
Kemurnian	: 98%
Titik Didih	: 114°C
Titik Leleh	: 13°C
Kelarutan	: Larut dalam air

(Sumber: MSDS Mangan (II) Asetat)

2.4 Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas atau biasa disebut dengan *Quality Control* (QC) dilakukan pada pabrik Asam tereftalat agar sesuai dengan spesifikasi mutu produk yang akan dihasilkan. Pengendalian kualitas dapat dilakukan dengan cara menganalisa di laboratorium maupun menggunakan alat kontrol.

2.4.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Untuk mendapatkan hasil produk yang diinginkan atau sesuai spesifikasi, diperlukan pengendalian mutu kualitas bahan baku. Pengendalian kualitas bahan baku pada umumnya dapat ditinjau dari spesifikasi bahan yang digunakan serta analisis resiko saat bahan bereaksi. Maka dari itu, sebelum dilakukannya proses, bahan baku dilakukan pengujian atau pengendalian kualitas terlebih dahulu. Pengujian atau pengendalian kualitas tersebut bertujuan agar bahan yang akan digunakan nantinya menghasilkan produk dengan kualitas yang baik dan juga untuk mengetahui sejauh mana bahan baku yang digunakan serta spesifikasi yang ditentukan untuk proses sesuai.

2.3.2 Pengendalian Kualitas Proses

Pengendalian proses memiliki tujuan untuk menghasilkan produk yang memiliki kualitas baik dengan mengedepankan dan menerapkan standar kualitas dari produksi, karena jika tidak ada tindakan untuk kualitas akan banyak terjadi produk yang rusak atau tidak sesuai dengan yang diharapkan. Maka dari itu, untuk menghasilkan produk yang memiliki nilai standar dan sesuai dengan harapan konsumen harus melakukan tindakan pengendalian terhadap kerusakan produk sampai dengan tingkat kerusakannya (*zero defect*).

Tujuan pengendalian kualitas menurut Sofjan Assauri (2008:299) adalah agar barang produksi dapat mencapai standar kualitas yang telah ditetapkan, mengusahakan agar biaya inspeksi dapat menjadi kecil, menekan biaya desain dari produk dan proses lewat kualitas produksi yang kecil, menekan biaya produksi. Dan tujuan utamanya yaitu untuk mendapatkan jaminan bahwa kualitas produk dihasilkan sesuai dengan standar dan biaya yang dikeluarkan ekonomis.

Pengawasan dan pengendalian terhadap berlangsungnya operasi dilakukan dengan alat pengendalian yang terdapat pada *control room* atau ruang pengawasan. Ruang pengawasan tersebut dilengkapi dengan indikator. Apabila terdapat sinyal atau tanda yang diberikan, maka tanda tersebut memberitahukan informasi bahwa terjadi penyimpangan pada indikator yang telah ditetapkan.

Pengendalian kualitas proses dilakukan dari mulai bahan baku hingga menjadi produk. Pengawasan dilakukan tidak hanya di laboratorium, tetapi juga di alat kontrol atau sistem kontrol. Sistem kontrol tersebut memiliki beberapa fokus utama antara lain:

a. Pengoperasian Industri Secara Aman

Dalam pengoperasian proses, terdapat beberapa hal yang harus diperhatikan, antara lain menjaga variabel proses dalam batas operasi yang aman, memberikan indikator atau peringatan terhadap bahaya saat terjadi proses yang diindikasikan berada diluar batas aman operasi, serta mengaplikasikan sistem yang dihubungkan ke seluruh

proses yang terjadi untuk menghindari prosedur operasi yang dianggap berbahaya bagi industri.

b. Tingkat Produksi

Pada tahapan ini, produk yang dihasilkan harus bersifat optimum, baik dari segi biaya, energi maupun aspek pendukung lainnya. Hal tersebut bertujuan untuk menghasilkan produk yang sesuai dengan *design* yang telah ditetapkan.

c. Kualitas Produksi Akhir

Pada tahapan ini, komposisi produk akhir yang dihasilkan harus dijaga dalam standar kualitas yang telah ditentukan. Hal ini bertujuan agar produk yang telah melalui proses memiliki kondisi yang sama seperti *design* yang telah ditetapkan dan juga dapat mengoptimalkan biaya yang digunakan untuk proses.

d. Biaya

Dalam aspek biaya, pengoperasian industri harus dijaga dalam rentang biaya produksi minimum sehingga biaya dapat dialokasikan untuk memenuhi kebutuhan proses maupun kebutuhan industri yang didirikan.

2.3.3 Pengendalian Kualitas Produk

Untuk memperoleh mutu atau kualitas produk yang sesuai (baik dengan standar MSDS maupun kebutuhan konsumen), maka diperlukan bahan yang berkualitas. Pengendalian kualitas pada produk sangat diperlukan untuk menjaga mutu atau kualitas dari produk itu sendiri. Upaya yang dapat

dilakukan yaitu dengan cara menjaga mutu dari bahan baku, pengawasan serta pengendalian terhadap proses dengan cara mengadakan sistem kontrol.

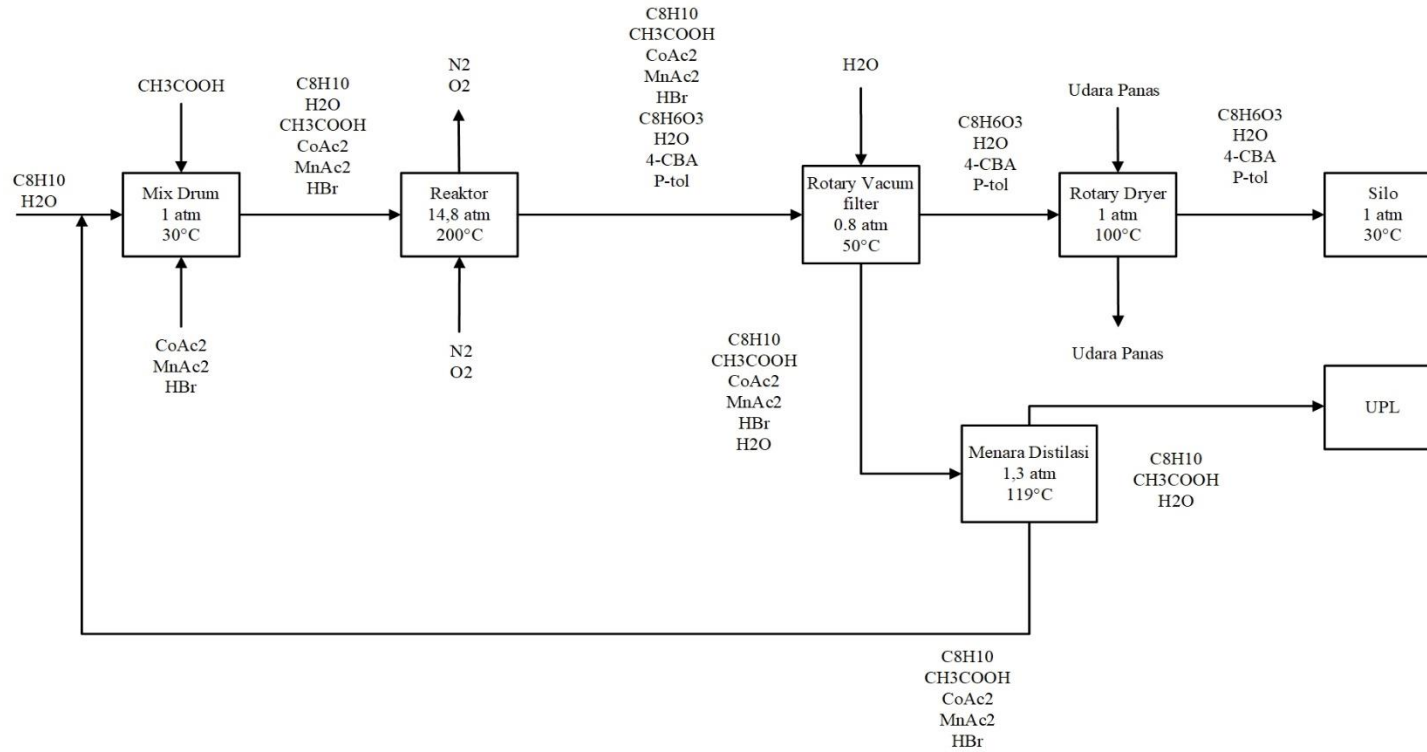
Selain itu, dalam pengendalian kualitas produk terdapat dua hal yang perlu dipertimbangkan baik dari segi eksternal maupun internal. Segi eksternal meliputi faktor yang menyangkut kemampuan pasar terhadap produk yang dihasilkan, sedangkan segi internal meliputi kemampuan pabrik yang ingin didirikan

BAB III

PERANCANGAN PROSES

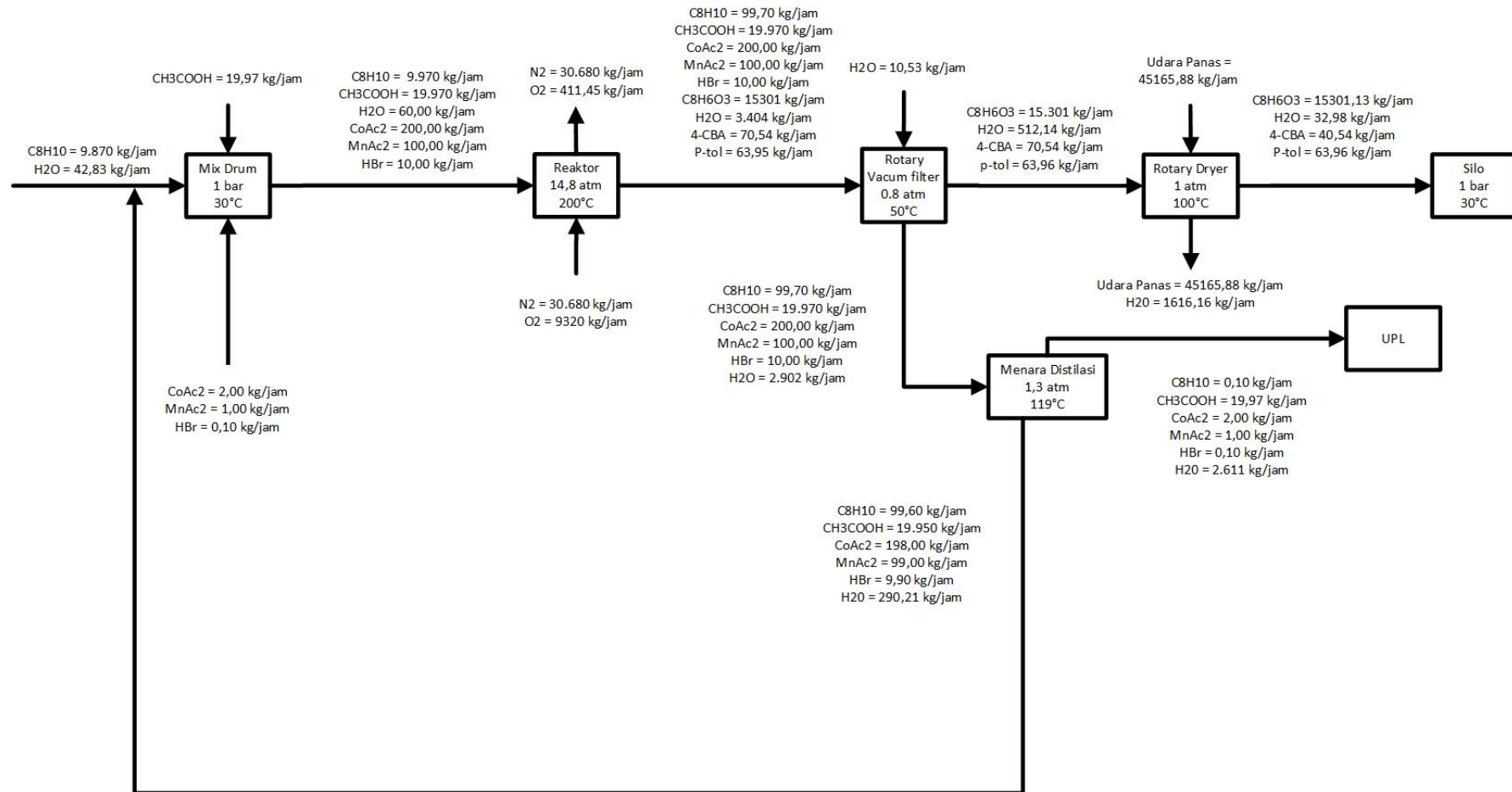
3.1 Diagram Alir Proses dan Material

3.1.1 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 3.1 Diagram alir kualitatif

3.1.2 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 3.2 Diagram alir kuantitatif

3.2 Uraian Proses

3.2.1 Uraian Proses

Pabrik pembuatan Asam tereftalat (PTA) ini diproduksi dengan kapasitas 100.000 Ton/tahun dari bahan baku *paraxilena* dan udara dengan bahan pendukung berupa Asam asetat sebagai pelarut dan Kobalt (II) asetat, Mangan (II) asetat, dan Hidrogen Bromida sebagai katalis yang akan beroperasi selama 24 jam perhari dalam 300 hari selama 1 tahun. Proses ini dapat digolongkan menjadi tiga tahap, yaitu:

1. Persiapan bahan baku dan bahan pembantu
2. Proses reaksi
3. Proses pemisahan

3.2.2 Persiapan bahan baku dan bahan pembantu

a. Paraxilena

Bahan baku paraxilena (C_8H_{10}) dengan kemurnian 99,70% disimpan dalam tangki penyimpanan (T-01) dalam fase cair pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm yang memiliki kapasitas pemakaian selama 7 hari. Bahan baku paraxilena didapatkan dari pabrik dalam negeri yaitu PT. INEOS Aromatics Indonesia yang berlokasi di Cilegon, Banten. Bahan baku paraxilena akan dipompa menuju *mix drum* (M-01) dengan pompa (P-01) untuk dicampurkan dengan bahan pendukung.

b. Asam asetat

Bahan pendukung Asam asetat (CH_3COOH) dengan kemurnian 99,85% digunakan sebagai pelarut dengan rasio *paraxilena* dan asam asetat 1:2. Asam asetat ini disimpan di dalam tangki penyimpanan (T-02) dalam fase cair pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm dengan kapasitas pemakaian selama 14 hari. Bahan pendukung ini diperoleh dari pabrik dalam negeri yaitu PT. Indo Acidatama Tbk. Asam asetat dipompakan menuju *mix drum* (M-01) dengan pompa (P-02) untuk dicampurkan dengan bahan baku dan bahan pendukung lain.

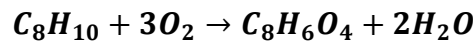
c. Katalis

Katalis yang digunakan dalam proses ini yaitu katalis Cobalt Manganese Bromida (CMB) yang terdiri dari $CoAc_2$, $MnAc_2$ dan HBr dengan perbandingan $CoAc_2$ 1% dan $MnAc_2$ sebanyak 0,5% dari solven dan HBr sebanyak 0,05% dari solven (Patent US8933266). Katalis disimpan dalam tangki penyimpanan

(T-03) dalam fase cair pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm dengan kapasitas pemakaian selama 30 hari. Katalis ini diperoleh dari pabrik dalam negeri yaitu PT. Mechema Indonesia yang terletak di Bekasi, Jawa Barat. Katalis dipompa menuju *mix drum* (M-01) dengan pompa (P-03) untuk dicampurkan dengan bahan baku dan bahan pendukung lain.

3.2.3 Proses reaksi

Setelah seluruh bahan tercampur dalam *mix drum* (M-01), kemudian akan dialirkan menuju reaktor (R-01). Pada reaktor (R-01) akan terjadi reaksi oksidasi paraxilena pada fase cair dengan suhu 200°C, tekanan 14,8 atm dan berlangsung secara eksotermis. Produk yang keluar berupa produk utama antara paraxilena dan Oksigen. Berikut adalah reaksi yang terjadi di dalam reaktor (R-01):



Reaktor yang digunakan adalah Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (*Continuous Stirred Tank Reactor/CSTR*) yang disusun secara seri dengan jumlah reaktor setelah dilakukan optimasi adalah dua buah reaktor. Pada reaktor pertama diperoleh konversi sebesar 85% kemudian diumpankan menuju reaktor berikutnya diperoleh konversi sebesar 98%. Reaktor ini dilengkapi oleh koil pendingin dengan pendingin berupa air pendingin. Produk keluaran reaktor akan diumpankan menuju *Rotary vacuum filter* untuk dipisahkan antara produk dan *mother liquor* setelah diturunkan suhunya menjadi 50°C dengan menggunakan *Cooler* (C-01) tipe *Shell & Tube*.

3.3.4 Proses pemisahan

Tahap pemisahan produk keluaran Reaktor (R-01) yang pertama dilakukan pada alat *Rotary vacuum filter* (RVF-01). *Rotary vacuum filter* (RVF-01) digunakan untuk memisahkan *slurry* antara Asam tereftalat dan *mother liquor* dan pencucian cake agar didapatkan produk yang lebih bersih. Alat ini bekerja pada kondisi operasi suhu 50°C dan tekanan 0,8 atm. *Cake* yang terpisah dengan *mother liquor* dibawa menggunakan *Screw Conveyor* (SC-01) sedangkan filtrat yang dihasilkan diumpankan menuju menara distilasi (MD-01) untuk dipisahkan antara paraxilena (C_8H_{10}) dan air (H_2O) berdasarkan

perbedaan titik didih. Hasil atas menara distilasi adalah air (H_2O) yang kemudian dialirkan menuju Unit Pengolahan Limbah (UPL) dan hasil bawah berupa paraxilena (C_8H_{10}) dan asam asetat (CH_3COOH) yang diumpankan kembali menuju *mix drum* (M-01). *Cake* yang dibawa oleh *Screw Conveyor* (SC-01) akan menuju *Rotary Dryer* (RD-01) untuk melalui tahap pengeringan. *Rotary Dryer* (RD-01) bekerja pada kondisi operasi suhu $100^{\circ}C$ dan tekanan 1 atm. Asam tereftalat yang telah kering dibawa menggunakan *Bucket elevator* (BE-01) menuju ke dalam Silo (S-01) untuk disimpan.

3.3 Spesifikasi Alat

3.3.1 Spesifikasi Alat Utama

1. Reaktor (R-01)

Tabel 3.3 Spesifikasi Reaktor (R-01)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	: Reaktor
Kode Alat	: Reaktor-01
Jumlah	: 2 (dua) disusun seri
Fungsi	: Mereaksikan <i>Paraxilena</i> dengan udara untuk membentuk <i>asam tereftalat</i>
Jenis Alat	: Reaktor alir tangki berpengaduk (RATB) <i>with bubble sparger</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel SA-285 Grade C</i>
DATA DESAIN	
Tekanan	: 14,8 atm
Suhu	: 200°C
Kapasitas	: 279,34 kg/jam
Volume	: 20,06 m ³
Dimensi Reaktor	
Diameter Shell	: 2,54 m
Tinggi Shell	: 3,82 m
Volume Shell	: 19,40 m ³
Volume Head	: 0,33 m ³
Volume Reaktor	: 20,06 m ³
Tinggi Reaktor	: 4,81 m
Tinggi head (OA)	: 0,49 m
Tebal Shell	: 1,25 in
Tebal Head	: 1,50 in
Pengaduk	
Jenis Impeller (Zi)	: <i>Flat six blade turbines</i>

Diameter Pengaduk (Dl)	: 0,85 m
Jarak Pengaduk (Zi)	: 0,85 m
Tinggi Pengaduk (Zl)	: 2,54 m
Lebar Pengaduk (L)	: 0,21 m
Lebar Baffle (Wb)	: 0,14 m
Jumlah Baffle	: 4 buah
Jumlah Turbin	: 6 buah
Jumlah Impeller	: 1 buah
Kecepatan Pengadukan (N)	: 320 rpm
Power Pengadukan (P)	: 75 Hp
Koil Pendingin	
Panjang Koil (L)	: 10,02 m
Tinggi Tumpukan Koil	: 3,43 m
Jumlah Lilitan (N)	: 5 lilitan
Rd (Rd min)	0,065 (0,001)
Harga	: \$ 823.299

3.3.2 Spesifikasi Alat Pemisah dan Unit Operasi Pendukung

1. Mixer (M-01)

Tabel 3.4 Spesifikasi Mixer (M-01)

Mixer (M-01)	
Kode	M-01
Fungsi	Mencampurkan bahan utama C ₈ H ₁₀ dan bahan pembantu sebelum dimasukkan ke dalam reaktor
Jenis	Tangki Berpengaduk, silinder tegak dengan <i>torispherical head</i>
Jumlah	1 unit
Volume	37,301 m ³
Kondisi Operasi	
Suhu	30 ⁰ C
Tekanan	1 atm
Konstruksi dan Material	
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel SA-283 grade C</i>
Diameter (ID) <i>Shell</i>	3,20 m
Tebal <i>shell</i>	0,25 in
Tebal <i>head</i>	0,25 in
Tinggi total	5,34 m
Jenis <i>head</i>	<i>Torispherical head</i>
Pengaduk	
Tipe pengaduk	<i>Marine propeller with 3 blades</i>
Diameter pengaduk	1,05 m
Lebar <i>baffle</i>	0,18 m
Jumlah <i>baffle</i>	4 buah

Kecepatan pengadukan	320 rpm
Power motor	60 hp
Harga	\$35.470

2. Rotary Vacuum Filter (RVF-01)

Tabel 3.5 Spesifikasi Rotary Vacuum Filter (RVF-01)

Rotary Vacuum Filter (RVF-01)	
Kode	RVF-01
Fungsi	Memisahkan kristal $C_8H_6O_4$ dari <i>mother liquor</i>
Bahan Alat	<i>Stainless Steel 304</i>
Jumlah	1 unit
Kondisi Operasi	
Suhu	50 ⁰ C
Tekanan	0,8 atm
Konstruksi dan Material	
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel 304</i>
Diameter	7,32 m
Panjang	14,63 m
Kecepatan putar	0,5 rpm
Lama pembentukan <i>cake</i>	29,66 detik
<i>First dewatering</i>	20,34 detik
<i>Washing</i>	39,66 detik
<i>Second dewatering</i>	30,00 detik
Total waktu siklus	119,66 detik
Daya motor	200 HP

Harga	\$953.491
-------	-----------

3. Rotary Dryer (RD-01)

Tabel 3.6 Spesifikasi *Rotary Dryer* (RD-01)

Rotary Dryer (RD-01)	
Kode	RD-01
Fungsi	Mengeringkan <i>wet cake</i> dari <i>Rotary Vacuum Filter</i>
Jenis	<i>Direct heat rotary dryer</i>
Jumlah	1 unit
Kondisi Operasi	
Suhu	100 ⁰ C
Tekanan	1 atm
Konstruksi dan Material	
Bahan konstruksi	<i>Stainless steel SA-285 grade C</i>
Diameter	1,94 m
Panjang	7,76 m
Luas	53,15 m ²
Tebal <i>shell</i>	0,18 in
Kemiringan	4 cm/m
Kecepatan putar	3,76 rpm
Waktu tinggal	33,40 menit
Daya motor	15 HP
Harga	\$210.003

4. Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 3.7 Spesifikasi Menara Distilasi (MD-01)

Menara Distilasi (MD-01)	
Kode	MD-01
Fungsi	Memisahkan komponen H ₂ O sebagai keluaran top (distilat) dan C ₈ H ₁₀ serta CH ₃ COOH sebagai keluaran bottom (residu)
Jenis	<i>Plate tower (sieve tray) dengan torispherical head</i>
Jumlah	1 unit
Material	<i>Stainless Steel 304</i>
Kondisi Operasi	
Feed	
Suhu	119 ⁰ C
Tekanan	1,30 atm
Bottom	
Suhu	132 ⁰ C
Tekanan	1,5 atm
Top	
Suhu	100 ⁰ C
Tekanan	1,00 atm
Data Desain	
Tinggi menara	17,88 m
Diameter menara	1,57 m
Tebal <i>shell</i>	0,25 in

Jenis <i>head</i>	<i>Torispherical roof</i>
Tebal <i>head</i>	0,31 in
Jumlah <i>plate</i>	14 buah
Feed <i>plate</i>	10
Tipe <i>tray</i>	<i>Sieve tray</i>
<i>Tray spacing</i>	0,80 m
Tebal <i>tray</i>	0,003 m
Diameter <i>hole</i>	0,01 m
Jumlah <i>hole</i>	1302 buah
<i>Reflux ratio</i>	3,64
Harga	\$354.705

5. *Accumulator (ACC-01)*

Tabel 3.8 Spesifikasi *Accumulator (ACC-01)*

<i>Accumulator (ACC-01)</i>	
Kode	ACC-01
Fungsi	Menampung keluaran kondensor pada MD
Dimensi	
Kapasitas tangki	0,02 m ³
Diameter tangki	0,15 m
Panjang tangki	1,07 m
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316</i>
Kondisi Operasi	
Suhu	100 ⁰ C
Tekanan	1 atm

Waktu tinggal	10 menit
Harga	\$106.938

3.3.3 Spesifikasi Alat Penyimpanan Bahan

1. Tangki Penyimpanan C₈H₁₀ (T-01)

Tabel 3.9 Spesifikasi Tangki Penyimpanan C₈H₁₀ (T-01)

Tangki C₈H₁₀ (T-01)	
Kode	T-01
Fungsi	Menyimpan bahan baku <i>paraxilena</i> (C ₈ H ₁₀)
Jenis	Silinder tegak dengan <i>flat bottom</i> dan <i>conical roof</i>
Fase	Cair
Jumlah	1 unit
Kondisi Operasi	
Suhu	30 ⁰ C
Tekanan	1 atm
Waktu tinggal	7 hari
Kapasitas tangki	1.674.960 kg
Konstruksi dan Material	
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel SA-283 grade C</i>
Tinggi shell	9,14 m
Diameter	15,24 m
Volume	2.356,73 m ³
Tebal <i>shell</i>	0,19 in
Tebal <i>head</i>	0,75 in
Tinggi <i>head</i>	2,68 m
Tebal <i>bottom</i>	0,88 in
Jumlah <i>course</i>	5
Tinggi total	11,82 m
Harga	\$249.999

2. Tangki Penyimpanan CH₃COOH (T-02)

Tabel 3.10 Spesifikasi Tangki Penyimpanan CH₃COOH (T-02)

Tangki CH₃COOH (T-02)	
Kode	T-02
Fungsi	Menyimpan solven CH ₃ COOH
Jenis	Silinder tegak dengan dasar flat bottom dan <i>conical roof</i>
Fase	Cair
Jumlah	1 unit
Kondisi Operasi	
Suhu	30 ⁰ C
Tekanan	1 atm
Waktu tinggal	14 hari
Kapasitas tangki	6.709.920 kg
Volume Tangki	9.779,69 m ³
Konstruksi dan Material	
Bahan konstruksi	<i>Stainless steel SA - 167 Type 304</i>
Diameter Standar Tangki	24,09 m
Tinggi Standar Tangki	12,04 m
Tebal <i>head</i> standar	0,75 in
Tebal <i>shell</i> standar	0,31 in
Tinggi <i>head</i>	3,71 m
Tebal <i>bottom</i>	1,13 in
Tinggi / panjang total	14,68 m
Harga	\$1.875.202

3. Tangki Penyimpanan Katalis (T-03)

Tabel 3.11 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Katalis (T-03)

Tangki Katalis (T-03)	
Kode	T-03
Fungsi	Menyimpan katalis CMB
Jenis	Silinder tegak dengan dasar flat bottom dan <i>conical roof</i>
Fase	Cair
Jumlah	1 unit
Kondisi Operasi	
Suhu	30 ⁰ C
Tekanan	1 atm
Waktu tinggal	30 hari
Kapasitas tangki	223.200 kg
Volume Tangki	162.16 m ³
Konstruksi dan Material	
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel SA-283 grade C</i>
Diameter Standar Tangki	6,12 m
Tinggi Standar Tangki	3,06 in
Tebal <i>shell</i> standar	0,31 in
Tebal <i>head</i> standar	0,38 in
Tinggi <i>head</i>	1,10 m
Tebal <i>bottom</i>	0.44 in
Tinggi total	4,76 m
Harga	\$141.568

4. Silo Penyimpanan C₈H₆O₄ (SL-01)

Tabel 3.12 Spesifikasi Silo Penyimpanan C₈H₆O₄ (SL-01)

Silo Penyimpanan C₈H₆O₄ (SL-01)	
Kode	SL-01
Fungsi	Menyimpan produk C ₈ H ₆ O ₄
Jenis	Silinder tegak dengan <i>conical bottom</i> dan <i>flat head</i>
Fase	Padat
Jumlah	1 Unit
Kondisi Operasi	
Suhu	30 ⁰ C
Tekanan	1 atm
Volume tangki	3,82 m ³
Konstruksi dan Material	
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 grade C</i>
Diameter silo	1,39 m
Tebal <i>shell</i>	0,19 in
Tebal <i>head</i>	0,25 in
Tinggi silo	3,47 m
Harga	\$8.697

3.3.4 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan

1. Pompa

Tabel 3.13 Spesifikasi Pompa

Keterangan	P-01	P-02	P-03	P-04	P-05	P-06
Nama alat	Pompa					
Fungsi	Mengalirkan bahan baku <i>paraxilena</i> menuju <i>Mixer</i> (M-01)	Mengalirkan asam asetat menuju menuju <i>Mixer</i> (M-01)	Mengalirkan katalis menuju <i>Mixer</i> (M-01)	Mengalirkan dan menaikkan tekanan cairan dari <i>Mixer</i> (M-01) dari 1 atm menjadi 14,8 atm sebelum masuk Reaktor (R-01)	Mengalirkan keluaran HE-01 sebelum masuk Reaktor (R-01)	Mengalirkan keluaran R-01 menuju <i>Cooler</i> (C-01)
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>					
Jumlah	1 unit	1 unit	1 unit	1 unit	1 unit	1 unit
Konstruksi	<i>Commercial Steel</i>					
Kapasitas (m ³ /jam)	14,016	23,088	0,459	5,267	47,076	47,193
Rate volumetrik (ft ³ /s)	0,13	0,22	0,004	0,05	0,46	0,46
Kecepatan aliran (ft/s)	2,68	2,56	1,21	1,55	2,30	2,31
ID Pipa (in)	3,068	4,026	0,824	2,469	6,065	6,065
OD Pipa (in)	3,5	4,5	1,05	2,88	6,625	6,625
IPS (in)	3	4	0,75	2,5	6,000	6,000
Flow area (in ²)	7,380	12,7	0,534	4,79	28,900	28,900
Total head	5,945	6,383	5,929	6,018	6,045	5,859

pompa (m)						
Efisiensi pompa	60%	64%	46%	50%	72%	74%
Power pompa (hp)	0,433	0,873	0,017	1,596	1,113	1,359
Power motor (hp)	0,75	1,50	0,08	3,00	1,50	2,00
Harga (\$)	11.392	7.717	2.327	9.922	18.374	18.374

*Lanjutan Tabel 3.13

Keterangan	P-07	P-08	P-09	P-10	P-11	P-12
Nama alat	Pompa					
Fungsi	Mengalirkan keluaran HE-02 sebelum masuk Rotary Vacuum Filter (RVF-01)	Mengalirkan dan menaikkan tekanan keluaran RVF-01 dari 0,8 atm menjadi 1,3 atm sebelum masuk Menara Distilasi (MD-01)	Mengalirkan keluaran HE-02 menuju Menara Distilasi (MD-01)	Mengalirkan keluaran ACC-01 menuju UPL	Mengalirkan keluaran RB-01 menuju C-02	Mengalirkan keluaran C-02 menuju masuk Mixer (M-01)
Jenis	<i>Centrifugal pump</i>					
Jumlah	1 unit	1 unit	1 unit	1 unit	1 unit	1 unit
Konstruksi	<i>Commercial Steel</i>					
Kapasitas	42,362	42,362	43,200	13,541	26,680	23,688
Rate volumetrik (ft ³ /s)	0,41	0,42	0,42	0,13	0,26	0,232

Kecepatan aliran (ft/s)	2,07	2,07	2,11	2,59	2,96	2,634
ID Pipa (in)	6,065	6,065	6,065	3,068	4,026	4,026
OD Pipa (in)	6,625	6,625	6,625	3,500	4,500	4,500
IPS (in)	6,000	6,000	6,000	3,000	4,000	4,000
Flow area (in ²)	28,900	28,900	28,900	7,380	12,700	12,700
Total head pompa (m)	6,115	6,222	6,160	5,537	6,549	6,221
Efisiensi pompa	70%	70%	72%	60%	68%	66%
Power pompa (hp)	1,499	1,525	1,468	0,436	0,851	0,832
Power motor (hp)	2,00	2,00	2,00	0,75	1,50	1,50
Harga (\$)	18.374	18.374	18.374	6.247	13.842	13.842

2. Blower (BL-01)

Tabel 3.14 Spesifikasi *Blower* (BL-01)

Blower (BL-01)	
Kode	BL-01
Fungsi	Menghisap udara untuk diumpankan ke Reaktor dan <i>Rotary Dryer-01</i>
Jenis	<i>Backward curve blade centrifugal blower</i>
Jumlah	1 Unit
Laju udara	54.438,02 ft ³ /min
Tekanan	3,52 Psia
Power	15 hp
Harga (\$)	\$139.400

3. *Filter Udara (FU-01)*

Tabel 3.15 Spesifikasi *Filter Udara (FU-01)*

<i>Filter Udara (FU-01)</i>	
Kode	FU-01
Fungsi	Menyaring debu yang terdapat dalam udara sebelum masuk ke Reaktor dan <i>Rotary Dryer-01</i>
Jenis	<i>Backward curve blade centrifugal blower</i>
Jumlah	1 Unit
Kapasitas	68.020 kg/jam
Kecepatan Volumetrik	58.641 m ³ /jam
Diameter <i>bag</i>	12 in
Panjang <i>bag</i>	30 ft
Jumlah <i>bag</i>	1 buah
Luas <i>cloth</i> total	94,2 ft ²
Harga (\$)	\$20.457

4. *Expansion Valve (EV)*

Tabel 3.16 Spesifikasi *Expansion Valve (EV-01)*

<i>Expansion Valve (EV-01)</i>	
Kode	EV-01
Fungsi	Menurunkan tekanan hasil keluaran R-01 dari 14,8 atm menjadi 0,8 atm untuk diumpankan ke RVF-01
Jenis	<i>Globe Valve Open</i>
Jumlah	1 unit
Bahan konstruksi	<i>Commercial Stainless Steel AISI tipe 316</i>
Kapasitas	39.159,04 kg/jam
Harga (\$)	\$147,00

Dimensi	
ID	3,06 in
OD	3,50 in
a't	7,38 in ²
Le	80 ft

Tabel 3.17 Spesifikasi *Expansion Valve* (EV-02)

<i>Expansion Valve</i> (EV-02)	
Kode	EV-02
Fungsi	Menurunkan tekanan hasil keluaran RB-01 dari 1,5 atm menjadi 1 atm untuk diumpankan ke C-02
Jenis	<i>Globe Valve Open</i>
Jumlah	1 unit
Bahan konstruksi	<i>Commercial Stainless Steel AISI tipe 316</i>
Kapasitas	20.156,0340 kg/jam
Dimensi	
ID	2,46 in
OD	2,88 in
a't	4,79 in ²
Le	70 ft
Harga (\$)	\$147,00

5. *Kompresor (K-01)*

Tabel 3.18 Spesifikasi Kompresor (K-01)

Kompresor (K-01)	
Kode	K-01

Fungsi	Menaikkan tekanan udara sebelum masuk ke Reaktor (R-01)
Jenis	<i>Centrifugal multistage (3 stage)</i>
Jumlah	1 unit
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Type C</i>
Kondisi Operasi	
Suhu	30 ⁰ C
Tekanan	1 atm
Power	90 HP
Harga (\$)	\$88.442

6. *Bucket Elevator (BE-01)*

Tabel 3.19 Spesifikasi *Bucket Elevator (BE-01)*

<i>Bucket Elevator (BE-01)</i>	
Kode	BE-01
Fungsi	Mengangkut produk dari Belt Conveyor (BC-01) menuju silo penyimpanan
Jenis	<i>Continuous Bucket Elevator</i>
Jumlah	1 Unit
Kapasitas	18,780 ton/jam
Konstruksi dan Material	
Panjang <i>bucket</i>	0,203 m
Lebar <i>bucket</i>	0,196 m
Tinggi <i>bucket</i>	3,101 m
Jumlah <i>bucket</i>	22 buah
Kecepatan	25,136 ft/min
Daya	1,5 Hp
Harga (\$)	\$13.230

7. Cooling Screw Conveyor (CSC-01)

Tabel 3.20 Spesifikasi Cooling Screw Conveyor (CSC-01)

Cooling Screw Conveyor (CSC-01)	
Kode	CSC-01
Fungsi	Mengangkut dan mendinginkan produk dari <i>Rotary Dryer</i> (RD-01) menuju <i>Silo</i> (SL-01)
Jenis	<i>Cooling Screw Conveyor</i>
Jumlah	1 unit
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 type C</i>
Kondisi Operasi	
Suhu	30 ⁰ C
Tekanan	1 atm
Dimensi dan Power	
Panjang	15 ft
Diameter <i>flight</i>	12 in
Diameter <i>pipe</i>	2,5 in
Diameter <i>feed section</i>	10 in
Kecepatan	60 rpm
Power motor	1,69 HP
Harga (\$)	\$13.230

8. Screw Conveyor (SC-01)

Tabel 3.21 Spesifikasi Screw Conveyor (SC-01)

Screw Conveyor (SC-01)	
Kode	SC-01
Fungsi	Mengangkut produk dari <i>Rotary Vacuum Filter</i> (RVF-01) menuju <i>Rotary Dryer</i> (RD-01)

Jenis	<i>Horizontal Screw Conveyor</i>
Jumlah	1 unit
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Type C</i>
Kondisi Operasi	
Suhu	30°C
Tekanan	1 atm
Dimensi dan Power	
Panjang	15 ft
Diameter <i>flight</i>	12 in
Diameter <i>pipe</i>	2,5 in
Diameter <i>feed section</i>	10 in
Kecepatan	75 rpm
Power motor	2,12 HP
Harga	\$31.496

3.3.5 Spesifikasi Alat Penukar Panas

1. Heat Exchanger (HE-01)

Tabel 3.22 Spesifikasi *Heat Exchanger* (HE-01)

Kode	HE-01
Fungsi	Memanaskan hasil keluaran dari <i>Mixer</i> (M-01) menuju reaktor (R-01)
Jenis	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Tipe	<i>steam</i>
Jumlah Hairpins :	6 buah
Panjang Hairpins (ft)	20
Hot Fluid : Annulus, Steam	
IPS (in)	4,00
Flow Area (in ²)	3,14
OD (in)	4,50
ID (in)	4,03
Surface area (ft)	1,18
Cold Fluid : Inner pipe, Output	
IPS (in)	3,00
Flow Area (in ²)	7,38
OD (in)	3,50
ID (in)	3,07
Surface area (ft)	0,92

A (ft ²)	166,52
Rd (Rd min)	0,004 (0,003)
Harga (\$)	\$4.722

2. Heat Exchanger (HE-02)

Tabel 3.23 Spesifikasi *Heat Exchanger* (HE-02)

Kode	HE-02
Fungsi	Menaikkan temperatur keluaran RVF-01 menuju MD-01
Jenis	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Tipe	<i>steam</i>
Jumlah Hairpins :	4 buah
Panjang Hairpins (ft)	20
Hot Fluid : Annulus, Steam	
IPS (in)	4
Flow Area (in ²)	3,14
OD (in)	4,50
ID (in)	4,03
Surface area (ft)	1,18
Cold Fluid : Inner pipe, Output	
IPS (in)	3,00
Flow Area (in ²)	7,38

OD (in)	3,50
ID (in)	3,07
Surface area (ft)	0,62
A (ft ²)	111,01
Rd (Rd min)	0,005 (0,003)
Harga (\$)	\$5.020

3. Heat Exchanger (HE-03)

Tabel 3.24 Spesifikasi *Heat Exchanger* (HE-03)

Kode	HE-03
Fungsi	Memanaskan Udara untuk digunakan sebagai media pengering pada RD-01
Jenis Alat	<i>Shell and Tube</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel 304</i>
Data Desain	
Beban Panas (Kj/jam)	1.579.679,82
Luas Transfer Panas (ft ²)	225,49
Shell	
Aliran Fluida	Cold Fluid
ID (in)	15,25
Baffle Spacing (in)	3,05
Passes	1
Δ Ps (Psi)	0,001
Tube	

Aliran Fluida	Hot Fluid
Nt	30
L (ft)	20
OD (in)	1,5
BWG	18
A'' (ft ² /ft)	0,39
Passes	6
ΔPs (Psi)	0,61
Rd (Rd min)	0,003 (0,001)
Harga	\$95.791

4. Cooler (C-01)

Tabel 3.25 Spesifikasi Cooler (C-01)

Kode	C-01
Fungsi	Mendinginkan keluaran reaktor R-01 sebelum masuk RVF-01
Jenis Alat	<i>Shell and Tube</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel 304</i>
Data Desain	
Beban Panas (Kj/jam)	12.640.388,85
Luas Transfer Panas (ft ²)	1295,25
<i>Shell</i>	
Aliran Fluida	Cold Fluid
ID (in)	31
Baffle Spacing (in)	6,20
Passes	2
ΔPs (Psi)	0,79

Tube	
Aliran Fluida	Hot Fluid
Nt	165
L (ft)	20
OD (in)	1,5
BWG	18
A'' (ft ² /ft)	0,39
Rd (Rd min)	0,002 (0,001)
Δ Pt (Psi)	1,09
Harga	\$106.816

5. Cooler (C-02)

Tabel 3.26 Spesifikasi Cooler (C-02)

Kode	C-02
Fungsi	Menurunkan suhu recovery keluaran dari bottom Menara Distilasi MD-01
Jenis Alat	<i>Shell and Tube</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel 304</i>
Data Desain	
Beban Panas (Kj/jam)	4.664.733,22
Luas Transfer Panas (ft ²)	1.299,96
Shell	
Aliran Fluida	Cold Fluid
ID (in)	33,00
Baffle Spacing (in)	6,60
Passes	2

ΔP_s (Psi)	0,2
Tube	
Aliran Fluida	Hot Fluid
Nt	184
L (ft)	18
OD (in)	1,5
BWG	16
A'' (ft ² /ft)	0,39
Pitch (in)	1,87
Passes	8
Rd (Rd min)	0,004 (0,001)
ΔP_t (Psi)	0,30
Harga	\$169.534

6. Reboiler (RB-01)

Tabel 3.27 Spesifikasi Reboiler (RB-01)

Kode	RB-01
Fungsi	Menguapkan hasil bawah MD-01
Jenis Alat	<i>Kettle Reboiler</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel 304</i>
Data Desain	
Beban Panas (Kj/jam)	29.605.912,13
Luas Transfer Panas (ft ²)	2237.27
Shell	
Aliran Fluida	Cold Fluid
ID (in)	42,20

Baffle Spacing (in)	8,44
Passes	1
ΔP_s (Psi)	0,19
Tube	
Aliran Fluida	Hot Fluid
Nt	357
L (ft)	16
OD (in)	1,5
BWG	16
A'' (ft)	0,39
Pitch (in)	1,875
Passes	2
Rd (Rd min)	0,006 (0,003)
ΔP_t (Psi)	0,97
Harga (\$)	\$495.984

7. Condenser (CD-01)

Tabel 3.28 Spesifikasi Condenser (CD-01)

Kode	CD-01
Fungsi	Mengembunkan hasil atas MD-01 dengan menggunakan <i>cooling water</i>
Jenis Alat	<i>Shell and Tube</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel 304</i>
Data Desain	
Beban Panas (Kj/jam)	29.202.645,40
Luas Transfer Panas (ft ²)	1672,14

<i>Shell</i>	
Aliran Fluida	Hot Fluid
ID (in)	35
Baffle Spacing (in)	7
Passes	1
ΔP_s (Psi)	0,01
Tube	
Aliran Fluida	Cold Fluid
Nt	238
L (ft)	20
OD (in)	1,5
BWG	18
A'' (ft ² /ft)	0,39
Pitch (in)	1,87
Rd (Rd min)	0,004 (0,003)
Passes	2
ΔP_t (Psi)	3,14
Harga	\$42.483

3.4 Neraca Massa

3.4.1 Neraca Massa Total

Tabel 3.29 Neraca Massa Total

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
C ₈ H ₁₀	20.139	10.269
CH ₃ COOH	79.880	79.880
CoAc ₂	800,00	800,00
MnAc ₂	400,00	400,00
HBr	40,00	40,00
N ₂	30.680	30.680
O ₂	9.320	411,35
C ₈ H ₆ O ₄	30.602	45.903
H ₂ O	6.948	10.292
4CBA	141,08	211,63
p-Tol	127,92	191,88
Total	179.079	179.079

3.4.2 Neraca Massa Per Alat

1. Mixer (M-01)

Tabel 3.30 Neraca Massa Mixer (M-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)				Keluar (kg/jam)
	1	2	3	Recycle	4
C ₈ H ₁₀	9.870			99,60	9.970
CH ₃ COOH		19,97		19.950	19.970
H ₂ O	42,83	14,28		2,89	60,00
CoAc ₂			2,00	198,00	200,00
MnAc ₂			1,00	99,00	100,00
HBr			0,10	9,90	10,00
Total	30.310				30.310

2. Reaktor (R-01)

Tabel 3.31 Neraca Massa Reaktor (R-01)

Reaktor (R-01)				
Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	4	5	6	7
C ₈ H ₁₀	9.970			99,70
CH ₃ COOH	19.970			19.970
CoAc ₂	200,00			200,00
MnAc ₂	100,00			100,00
HBr	10,00			10,00
N ₂		30.680	30.680	
O ₂		9.320	411,35	
C ₈ H ₆ O ₄				15.301
H ₂ O	60,00			3.404
4CBA				70,54
p-Tol				63,96
Total	70.310		70.310	

3. Rotary Vacuum Filter (RVF-01)

Tabel 3.32 Neraca Massa Rotary Vacuum Filter (RVF-01)

Rotary Vacuum Filter (RVF-01)				
Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	7	8	9	10
C ₈ H ₁₀	99,70		99,70	
CH ₃ COOH	19.970		19.970	
CoAc ₂	200,00		200,00	
MnAc ₂	100,00		100,00	
HBr	10,00		10,00	
C ₈ H ₆ O ₄	15.301			15.301
H ₂ O	3.404	10,53	2.902	512,14
4CBA	70,54			70,54
p-Tol	63,96			63,96
Total	39.230		39.230	

4. Rotary Dryer (RD-01)

Tabel 3.33 Neraca Massa Rotary Dryer (RD-01)

<i>Rotary Dryer (RD-01)</i>				
Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	10	11	12	13
Udara		16.684	16.684	
C ₈ H ₆ O ₄	15.301			15301
H ₂ O	512,14		501,89	10,24
4-CBA	70,54			70,54
p-Tol	63,96			63,96
Total	32.631		32.631	

5. Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 3.34 Neraca Massa Menara Distilasi (MD-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	9	14	15
C ₈ H ₁₀	99,70	99,60	0,10
CH ₃ COOH	19970	19950	19,97
CoAc ₂	200,00	198,00	2,00
MnAc ₂	100,00	99,00	1,00
HBr	10,00	9,90	0,10
H ₂ O	2.902	290,21	2.612
Total	23282	23282	

3.5 Neraca Panas

3.5.1 Neraca Panas Total

Tabel 3.35 Neraca Panas Total

Alat	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
<i>Mixer-01</i>	309.259	309.259
Reaktor-01	47.235.463	47.235.463
<i>Rotary Vacuum Filter-01</i>	1.844.763	1.844.763

<i>Rotary Dryer-01</i>	750.171	750.171
Menara Distilasi-01	34.995.765	34.995.765
Total	85.135.421	85.135.421

3.5.2 Neraca Panas Per Alat

1. *Mixer* (M-01)

Tabel 3.36 Neraca Panas *Mixer* (M-01)

Mixer (M-01)		
Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
H1	309.259	
H2		309.259
Total	309.259	309.259

2. *Reaktor* (R-01)

Tabel 3.37 Neraca Panas *Reaktor* (R-01)

Reaktor (R-01)		
Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
H1	19.140.351	
H2		47.121.894
ΔHR		113.570
Q Pendingin	28.095.112	
Total	47.235.463	47.235.463

3. Rotary Dryer (RD-01)

Tabel 3.38 Neraca Panas Rotary Dryer (RD-01)

Rotary Dryer (RD-01)		
Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
H1	451.521	
H2		750.171
Udara pengering	298.650	
Total	750.171	750.171

4. Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 3.39 Neraca Panas Menara Distilasi (MD-01)

Menara Distilasi (MD-01)		
Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q1	5.389.853	
Distilat		911.815
Bottom		4.881.304
Condenser		29.202.645
Reboiler	29.605.912	
Total	34.995.765	34.995.765

5. *Heat Exchanger (HE-01)*

Tabel 3.40 Neraca Panas *Heat Exchanger (HE-01)*

<i>Heat Exchanger (HE-01)</i>		
Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q in	309.259	
Q out		12.006.602
Q steam	11.697.343	
Total	12.006.602	12.006.602

6. *Heat Exchanger (HE-02)*

Tabel 3.41 Neraca Panas *Heat Exchanger (HE-02)*

<i>Heat Exchanger (HE-02)</i>		
Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q in	1.393.022	
Q out		5.389.853
Q steam	3.996.730	
Total	5.389.853	5.389.853

7. *Heat Exchanger (HE-03)*

Tabel 3.42 Neraca Panas *Heat Exchanger (HE-03)*

<i>Heat Exchanger (HE-03)</i>		
Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q in	84.339	
Q out		1.811.513.044
Q steam	181.428.705	
Total	1.811.513.044	1.811.513.044

8. *Cooling Screw Conveyor (CSC-01)*

Tabel 3.43 Neraca Panas *Cooling Screw Conveyor (CSC-01)*

<i>Cooling Screw Conveyor (CSC-01)</i>		
Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q in	665.338	
Q out		155.291
Q pendingin		510.047
Total	665.338	665.338

9. *Cooler (C-01)*

Tabel 3.44 Neraca Panas *Cooler (C-01)*

<i>Cooler (C-01)</i>		
Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q in	14.485.152	
Q out		1.844.763
Q pendingin		12.640.389
Total	14.485.152	14.485.152

10. *Cooler (C-02)*

Tabel 3.45 Neraca Panas *Cooler (C-02)*

<i>Cooler (C-02)</i>		
Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q in	4.880.004	
Q out		215.271
Q pendingin		4.664.733
Total	4.880.004	4.880.004

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Pemilihan letak suatu pabrik merupakan hal yang sangat penting dalam perencanaan pembangunan pabrik dan dapat mempengaruhi kelangsungan suatu industri. Ada beberapa faktor yang perlu diperhatikan dalam menentukan lokasi pabrik karena dapat memberikan dampak yang signifikan baik dari segi teknik maupun segi ekonomi. Lokasi yang strategis dapat menjamin biaya produksi dan transportasi seminimal mungkin, tetapi ada beberapa faktor lain yang perlu diperhatikan seperti pengadaan bahan baku, utilitas, dan faktor penunjang lain. Ada dua jenis faktor yang dapat mempengaruhi penentuan lokasi pabrik yaitu faktor primer dan faktor sekunder.



Gambar 4.1 Peta Lokasi Rencana Pabrik

Berdasarkan beberapa faktor pertimbangan di atas, maka lokasi pabrik asam tereftalat dari paraxilena dan oksigen dengan kapasitas 100.000 ton/tahun ini direncanakan akan didirikan di Kabupaten Cilegon, Banten, Indonesia dengan beberapa pertimbangan sebagai berikut.

4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor primer termasuk kedalam faktor utama yang mempengaruhi secara langsung tujuan utama pabrik yang meliputi produksi dan distribusi produk. Faktor utamanya meliputi:

a. Penyediaan Bahan Baku

Suatu pabrik sebaiknya berada di daerah yang dekat dengan sumber bahan baku utama serta penunjangnya. Kondisi tersebut merupakan pilihan yang tepat untuk pengamanan ketersediaan bahan baku yang ekonomis. Dalam pembuatan asam tereftalat, bahan baku yang digunakan yaitu Paraxilena (C_8H_{10}) yang didapatkan dari PT Ineos Aromatic Indonesia yang berada di Cilegon, Banten tepatnya masih berada dalam satu provinsi sehingga dalam pemilihan lokasi pendiriannya harus dapat mudah di akses dengan berbagai moda transportasi baik darat, maupun laut. Sedangkan Oksigen (O_2) diperoleh dari Udara bebas. Sehingga dari sisi bahan baku, lokasi ini memiliki ketersediaan bahan baku yang memadai serta memiliki konektivitas yang baik untuk melakukan impor maupun ekspor, karena lokasi ini berhadapan langsung dengan laut di provinsi Banten, maka pabrik ini dinyatakan cukup layak untuk didirikan di daerah ini.

b. Pemasaran Produk

Pemasaran merupakan salah satu hal yang sangat penting. Pemasaran yang baik dan tepat akan menghasilkan keuntungan serta menjamin keberlangsungan perancangan pabrik. Produk asam tereftalat ($C_8H_6O_4$) ini direncanakan akan dipasarkan pada pasar domestik yaitu Indonesia dan pasar mancanegara. Hal tersebut didasari karena pada impor senyawa tersebut menunjukkan peningkatan dari tahun ke tahun, serta pada ekspor senyawa

tersebut dari Indonesia masih sedikit sehingga diperlukan pengembangan untuk bisa berhasil melakukan ekspor guna mendorong perekonomian atau devisa negara.

c. Kemudahan Transportasi

Pengambilan bahan baku dan penjualan produk dapat dilakukan melalui jalan darat dengan menggunakan transportasi tertutup berupa truk dan sebagainya. Lokasi yang dipilih dalam rencana pendirian pabrik ini bisa dibidang strategis, karena dapat diakses dengan berbagai moda transportasi.

d. Tenaga Kerja

Tenaga kerja merupakan modal utama dalam pendirian suatu pabrik, baik tenaga kasar maupun tenaga terdidik yang memiliki keahlian dan kemampuan di bidangnya. Sebagian besar tenaga kerja yang dibutuhkan yaitu tenaga kerja yang berpendidikan kejuruan atau menengah dan sarjana. Untuk memenuhinya, dapat diperoleh dari daerah sekitar lokasi pabrik. Selain itu faktor kedisiplinan dan pengalaman kerja juga menjadi prioritas dalam perekrutan tenaga kerja, sehingga diperoleh tenaga kerja yang berkualitas. Selain itu juga, dari lokasi perancangan pabrik yang dipilih memiliki potensi untuk mudah memperoleh tenaga kerja yang dibutuhkan oleh pabrik. Hal ini dibuktikan pada lokasi pabrik yang mudah dijangkau oleh permukiman penduduk sehingga dapat memungkinkan untuk mudah dalam mendapatkan tenaga kerja.

e. Kebutuhan Air

Dalam pendirian suatu pabrik, air merupakan salah satu hal yang sangat dibutuhkan dan memiliki peran utama dalam keberlangsungan jalannya pabrik. Ketersediaan air yang melimpah merupakan salah satu faktor yang dipertimbangkan dalam pemilihan lokasi suatu pabrik. Lokasi pabrik yang dirancang dilintasi oleh anak sungai Kali Berung yang berada di Serang, sehingga ketersediaan airnya pun sangat melimpah dan relatif sangat mudah untuk diperoleh. Maka dari itu, ketersediaan air relatif sangat melimpah di kawasan ini, sehingga kawasan ini relatif sangat mendukung untuk didirikannya pabrik *asam tereftalat* ($C_8H_6O_4$).

f. Kondisi Iklim dan Keadaan Geografis

Lokasi yang dipilih merupakan lokasi yang cukup stabil karena memiliki suhu rata-rata yang cukup baik. Seperti di daerah lain, Indonesia yang beriklim tropis memiliki temperatur udara berkisar 20-35⁰C. Bencana alam seperti gempa bumi, tanah longsor, maupun banjir besar jarang terjadi sehingga operasi pabrik dapat berjalan lancar.

4.1.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor sekunder merupakan faktor yang berperan secara tidak langsung dalam proses operasional pabrik, namun memiliki pengaruh dalam kelancaran proses operasional dari pabrik itu sendiri. Faktor sekunder dalam penentuan lokasi pabrik meliputi:

a. Perluasan Pabrik

Dalam menentukan lokasi pendirian pabrik, harus mempertimbangkan rencana perluasan pabrik tersebut dalam jangka waktu 10 atau 20 tahun ke

depan, karena apabila suatu saat nanti akan memperluas area pabrik maka tidak mengalami kesulitan dalam mencari lahan perluasan.

b. Perijinan

Lokasi pendirian pabrik yang dipilih merupakan lahan kosong dengan lokasi berdekatan dengan pabrik setempat yang merupakan kawasan industri, sehingga dapat memudahkan dalam perizinan pendirian pabrik. Pengaturan tata letak pabrik merupakan bagian terpenting dalam proses pendirian pabrik sehingga harus memperhatikan beberapa hal, antara lain segi keamanan kerja terpenuhi, pengoperasian, pengontrolan maupun kegiatan yang melibatkan proses dapat dilakukan dengan mudah dan aman, pemanfaatan areal tanah seefisien mungkin, serta transportasi yang baik dan efisien.

c. Prasarana dan Fasilitas Sosial

Prasarana seperti jalan dan transportasi lainnya harus tersedia, demikian juga fasilitas sosial yang seperti penyediaan bengkel industri, sarana kesehatan, pendidikan, ibadah, hiburan, bank, dan perumahan sehingga dapat meningkatkan kesejahteraan taraf hidup.

d. Kebijakan Pemerintah

Dalam mendirikan suatu pabrik perlu mempertimbangkan beberapa faktor kepentingan pemerintah yang terkait di dalamnya, seperti kebijaksanaan pengembangan industri dan hubungan dengan pemerataan kesempatan kerja serta hasil pembangunan.

e. Luas Area yang Tersedia

Harga tanah menjadi hal yang membatasi kemampuan penyedia area. Jika harga tanah amat tinggi, maka diperlukan efisiensi dalam pemakaian

ruangan hingga peralatan tertentu dan diatur sedemikian rupa agar dapat menghemat tempat.

4.2 Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*)

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

4.2.1 Daerah Administrasi atau Perkantoran

Daerah administrasi atau perkantoran terdiri dari beberapa fasilitas pendukung area yang terdiri dari:

- a. Daerah administrasi, bertujuan sebagai tempat pusat kegiatan administrasi, keuangan pabrik, dan kantor yang mengatur kelancaran operasi.
- b. Laboratorium, bertujuan sebagai tempat pusat pengendalian kualitas dan kuantitas bahan yang akan di proses serta produk yang akan di jual.
- c. Fasilitas karyawan seperti poliklinik, kantin, dan masjid, bertujuan sebagai tempat pusat sarana tambahan dan penunjang bagi para karyawan.

4.2.2 Daerah Proses dan Ruang Kontrol

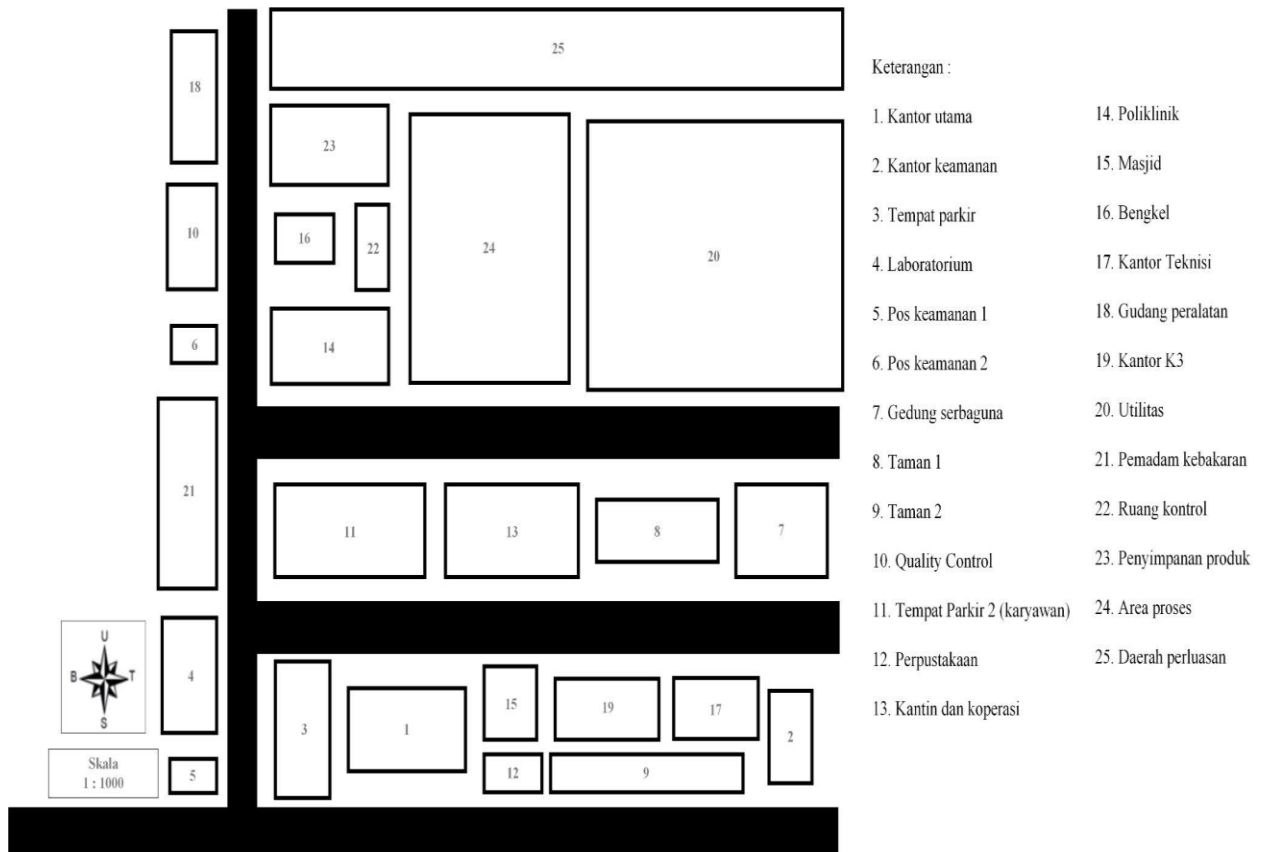
Daerah proses merupakan daerah bagi alat-alat proses yang diletakkan dan proses berlangsung. Sedangkan daerah kontrol merupakan daerah sebagai pusat pengendalian berlangsungnya proses seperti *Room control* dan lain sebagainya.

4.2.3 Daerah Pergudangan, Umum, Bengkel, dan Garasi

Daerah ini bertujuan sebagai tempat perbaikan alat-alat proses agar tidak terekspos ke luar pabrik. Perawatan alat dan penyimpanan suku cadang alat proses juga menjadi satu pada area ini.

4.2.4 Daerah Utilitas dan Pemadam Kebakaran

Daerah ini merupakan daerah pusat kegiatan penyediaan air, *steam* dan tenaga listrik disediakan guna menunjang jalannya proses serta unit pemadam kebakaran. Berikut *layout* perencanaan pendirian pabrik dengan skala 1:1000 yang terlihat pada gambar 4.2 serta luasnya pada tabel 4.1.



Gambar 4.2 *Layout* Pabrik

Tabel 4.1 Daftar Tata Letak Pabrik

No	Lokasi	Luas(m ²)	Panjang(m)	Lebar (m)
1	Kantor utama	500	20	25
2	Kantor keamanan	300	15	20
3	Tempat parkir 1	240	12	20
4	Laboratorium	144	16	9
5	pos keamanan 1	25	5	5
6	pos keamanan 2	25	5	5
7	Gedung Serbaguna	600	30	20
8	Taman 1	320	40	8
9	Taman 2	120	60	2

10	Quality Control	150	15	10
11	Tempat parkir 2	300	30	10
12	Perpustakaan	180	15	12
13	Kantin dan koperasi	450	30	15
14	Poliklinik	135	15	9
15	Masjid	400	20	20
16	Bengkel	90	9	10
17	Kantor Teknisi	120	15	8
18	Gudang Peralatan	75	15	5
19	Kantor K3	144	18	8
20	Utilitas	4.088	73	56
21	Pemadam Kebakaran	207	23	9
22	Ruang Kontrol	88	11	8
23	Penyimpanan produk	270	15	18
24	Area Proses	2.773	47	59
25	Area Perluasan	2.000	200	10
Luas Bangunan		13.744	507	381
Luas Tanah		15.180	132	115

4.3 Tata Letak Mesin atau Alat Proses (*Machines Layout*)

Dalam perancangan suatu pabrik, tata letak mesin atau peralatan proses perlu diperhatikan guna mencegah adanya kejadian yang tidak diinginkan dan meningkatkan faktor keselamatan. Beberapa hal yang harus diperhatikan antara lain:

4.3.1 Aliran Bahan Baku dan Produk

Jalannya aliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang besar serta dapat menunjang kelancaran dan keamanan produksi. Selain itu perlu diperhatikan penempatan pipa, dimana untuk pipa di atas tanah perlu dipasang pada ketinggian tiga (3) meter atau lebih dan perlu di atur sedemikian rupa agar tidak mengganggu lalu lintas kerja.

4.3.2 Aliran Udara

Aliran udara di dalam dan sekitar area proses perlu diperhatikan kelancarannya. Hal tersebut bertujuan untuk menghindari terjadinya stagnasi udara pada suatu

tempat berupa penumpukan atau akumulasi bahan kimia berbahaya yang dapat membahayakan keselamatan pekerja, selain itu perlu diperhatikan juga arah hembusan angin.

4.3.3 Pencahayaan

Pada tempat terjadinya proses yang berbahaya atau beresiko tinggi untuk keselamatan harus diberi penerangan tambahan. Selain itu, penerangan seluruh pabrik haruslah memadai untuk menjaga keselamatan pekerja.

4.3.4 Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan

Dalam perancangan *layout* peralatan, perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah agar apabila terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki. Selain itu, keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya perlu di prioritaskan.

4.3.5 Pertimbangan Ekonomi

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

4.3.6 Jarak Antar Alat Proses

Untuk alat proses yang memiliki suhu dan tekanan operasi tinggi, sebaiknya dipisahkan dari alat proses lainnya, sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut tidak membahayakan alat proses lainnya. Tata letak proses harus dirancang sedemikian rupa sehingga:

- a. Kelancaran proses produksi dapat terjamin,
- b. Dapat mengefektifkan penggunaan luas lantai,
- c. Biaya *material handling* menjadi rendah, sehingga meminimalisir pengeluaran untuk *capital* yang tidak penting,

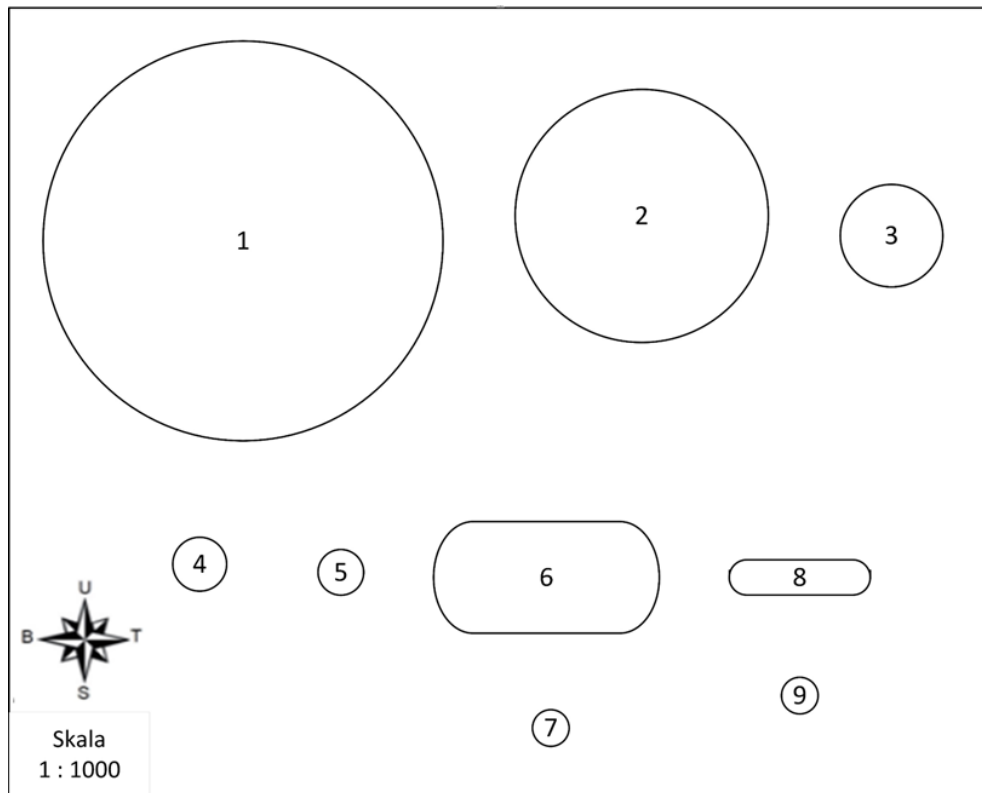
- d. Jika tata letak peralatan proses sedemikian rupa sehingga urutan proses produksi lancar, maka perusahaan tidak perlu menggunakan alat angkut dengan biaya yang mahal, dan
- e. Karyawan mendapatkan kepuasan kerja.

4.3.7 Perawatan (*Maintenance*)

Perawatan atau *maintenance* bertujuan untuk menjaga sarana atau fasilitas peralatan pabrik dengan cara pemeliharaan dan perbaikan alat agar proses dapat berjalan dengan lancar dan produktivitas menjadi tinggi sehingga akan mencapai target produksi dan spesifikasi produk yang diharapkan. Pada pembagiannya, perawatan terbagi menjadi dua (2) antara lain perawatan preventif dan perawatan periodik.

Perawatan preventif dilakukan setiap hari untuk menjaga dari kerusakan alat dan kebersihan lingkungan alat. Sedangkan perawatan periodik dilakukan secara terjadwal sesuai dengan buku petunjuk yang ada dengan tujuan agar alat proses mendapatkan perawatan khusus secara bergantian dan proses tetap berjalan kontinyu dan akan berhenti jika terjadi kerusakan.

Dari penjelasan tersebut, untuk tata letak dari alat proses dapat dilihat pada Gambar 4.3.



Gambar 4.3 Tata Letak Alat Proses Pabrik

Keterangan:

1. T-01 = Tangki Paraxilena (C_8H_{10})
2. T-02 = Tangki Asam Asetat (CH_3COOH)
3. T-03 = Tangki katalis ($CoAc_2$, $MnAc_2$, HBr)
4. M-01 = *Mixer*
5. R-01 = Reaktor
6. RVF-01 = *Rotary Vacuum Filter*
7. MD-01 = Menara Distilasi
8. RD-01 = *Rotary Dryer*
9. SL-01 = Silo Penyimpanan Produk

4.4 Organisasi Perusahaan

4.4.1 Bentuk perusahaan

Pabrik asam tereftalat yang akan didirikan direncanakan berbentuk Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas merupakan bentuk perusahaan yang mendapatkan modalnya dari penjualan saham dimana tiap sekutu turut mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Saham termasuk salah satu surat berharga yang dikeluarkan oleh perusahaan atau PT tersebut dan orang yang memiliki saham yang berarti telah menyetorkan modal ke perusahaan. Dalam PT, pemegang saham hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah yang disebutkan dalam tiap saham.

Alasan dipilihnya bentuk Perseroan Terbatas pada perusahaan ini di latar belakang atas beberapa pertimbangan, antara lain:

- a. Mudah mendapatkan modal yaitu dengan menjual saham perusahaan,
- b. Tanggung jawab pemegang saham terbatas sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan,
- c. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain.
- d. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin karena tidak berpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi beserta staf dan karyawan perusahaan,
- e. Efisiensi dari manajemen,
- f. Lapangan usaha lebih luas, dan
- g. Mudah bergerak di pasar global.

4.4.2 Struktur Organisasi

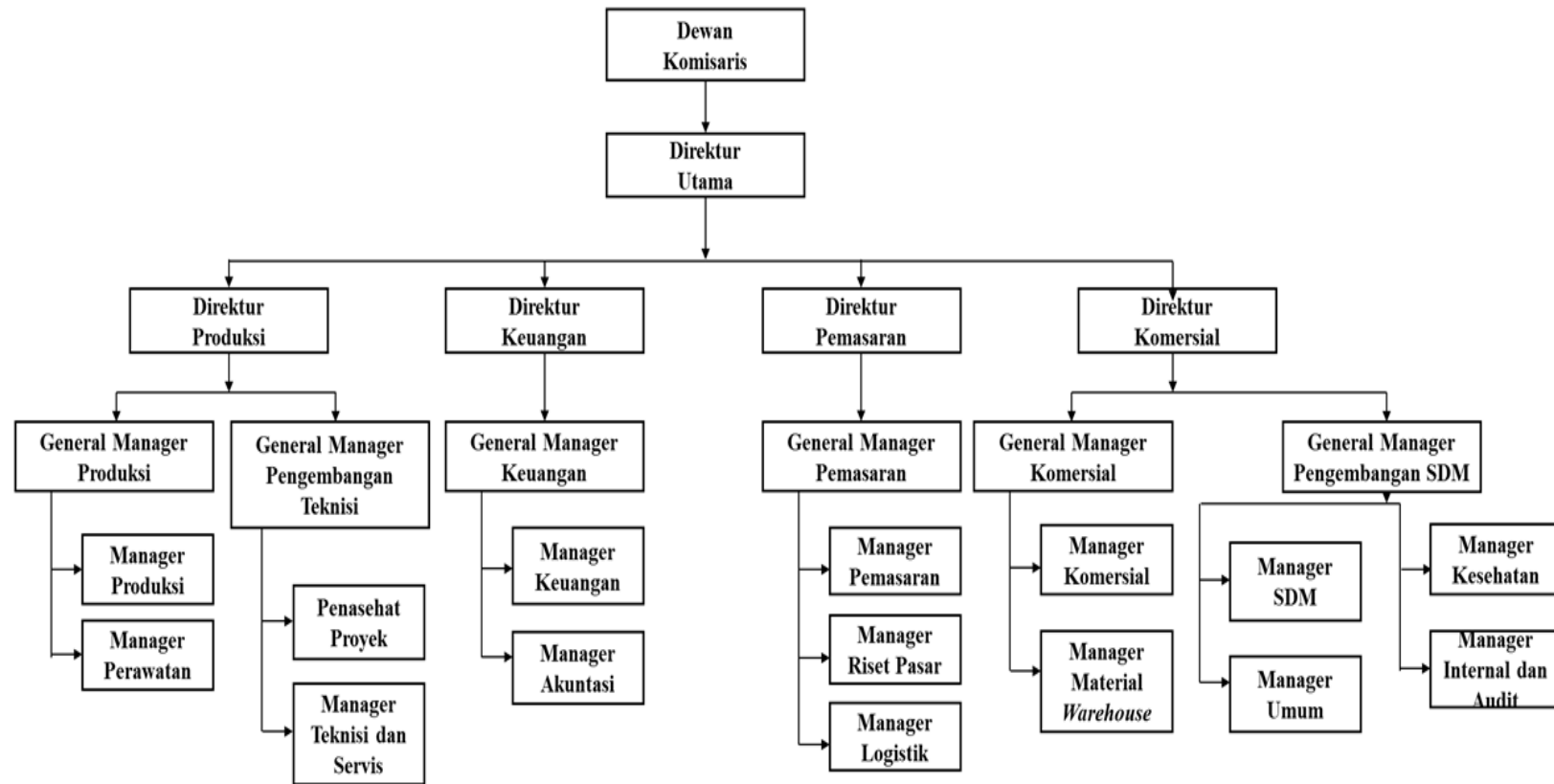
Organisasi merupakan suatu wadah atau alat dimana masing-masing orang berpacu pada satu visi melakukan kegiatan untuk mencapai tujuan yang diharapkan. Struktur organisasi adalah gambaran secara sistematis tentang tugas dan tanggung jawab, serta hubungan antara bagian dalam perusahaan. Struktur organisasi dari suatu perusahaan dapat bermacam-macam sesuai dengan bentuk dan kebutuhan dari masing-masing perusahaan.

Jenjang kepemimpinan dalam perusahaan ini adalah sebagai berikut:

- a. Pemegang saham,
- b. Dewan Komisaris,
- c. Direktur Utama
- d. Direktur,
- e. *General Manager*,
- f. *Manager*, dan
- g. Karyawan dan Operator.

Masing-masing bagian memiliki wewenang dan tugas yang berbeda. Semakin tinggi jabatan yang ditempati maka semakin luas pula tugas dan wewenang yang dimiliki. Tanggung jawab, tugas serta wewenang tertinggi terletak pada puncak pimpinan yaitu Dewan Komisaris. Sedangkan kekuasaan tertinggi terletak pada Pemegang saham.

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan, dalam melaksanakan tugas sehari-hari nya diwakili oleh seorang Dewan Komisaris, sedangkan tugas menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang Direktur yang dibantu oleh *General Manager* dari berbagai bidang. Struktur organisasi perusahaan mulai dari direksi sampai ke staf, dapat dilihat pada gambar 4.4 berikut.



Gambar 4.4 Struktur Organisasi Pabrik

4.4.3 Tugas dan Wewenang

Dalam pembagiannya, masing-masing memiliki tugas dan wewenang. Berikut rinciannya.

a. Pemegang Saham

Pemegang saham (pemilik perusahaan) merupakan beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan berbentuk Perseroan Terbatas (PT) adalah rapat umum pemegang saham. Pada rapat umum tersebut para pemegang saham memiliki wewenang untuk mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris, mengangkat dan memberhentikan Direktur, serta mengesahkan hasil usaha dan neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan.

b. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris merupakan anggota pelaksana dari pemilik saham, sehingga Dewan Komisaris akan bertanggung jawab terhadap pemilik saham. Tugas Dewan Komisaris antara lain menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijaksanaan umum, mengawasi tugas Direktur Utama, dan membantu Direktur Utama dalam hal-hal penting.

c. Direktur Utama

Direktur Utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan memiliki tanggung jawab sepenuhnya terhadap perusahaan. Direktur Utama bertanggung jawab kepada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur

Utama membawahi Direktur Produksi, Direktur Keuangan, Direktur Pemasaran, dan Direktur Komersial.

d. Direktur

Direktur merupakan pemimpin pelaksanaan kegiatan perusahaan yang dibawah oleh Direktur Utama. Masing-masing Direktur memiliki tugasnya sendiri sesuai dengan bidangnya. Tugas Direktur, dapat dilihat pada Tabel 4.2.

Tabel 4.2 Tugas Masing-masing Direktur

Posisi	Tugas
Direktur Produksi	Memimpin pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang produksi dan operasi
Direktur Keuangan	Bertanggung jawab dalam administrasi dan keuangan
Direktur Pemasaran	Memimpin pelaksanaan pemasaran dan strategi bisnis
Direktur Komersial	Memimpin pelaksanaan atas pengadaan program promosi serta bertanggung jawab terhadap seluruh divisi komersial

e. *General Manager*

Secara umum, *General Manager* dapat bertindak sebagai staf direktur. Tugas umum dari *General Manager* yaitu melakukan koordinasi, mengatur serta mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Masing-masing *General Manager* memiliki tugasnya sendiri sesuai dengan bidangnya. Tugas *General manager*, dapat dilihat pada Tabel 4.3.

Tabel 4.3 Tugas Masing-masing *General Manager*

Posisi	Tugas
GM Produksi	Mengkoordinasikan kegiatan pabrik dalam bidang proses dan penyediaan bahan baku serta produksi
GM Keuangan	Mengkoordinasikan kegiatan pembukuan keuangan
GM Pemasaran	Bertanggung jawab terhadap kegiatan penjualan dan pemasaran produk
GM Komersial	Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan tata usaha, personalia dan rumah tangga perusahaan
GM Pengembangan Sumber Daya Manusia	

f. Manager

Manager adalah pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan rencana yang telah diatur dan disusun oleh para *General Manager* dari masing-masing bagian. Setiap *Manager* bertanggung jawab terhadap *General Manager* masing-masing sesuai dengan tugasnya. Tugas *Manager* dapat dilihat pada Tabel 4.4.

Tabel 4.4 Tugas Masing-masing *Manager*

Posisi	Tugas
<i>Manager</i> Produksi	Memimpin langsung serta memantau kelancaran proses produksi

<i>Manager Perawatan</i>	Bertanggung jawab dalam pengadaan perawatan peralatan proses
<i>Manager Teknisi dan Servis</i>	Bertanggung jawab terhadap penyediaan bahan baku dan menjaga kemurnian bahan baku, serta mengontrol produk yang dihasilkan
<i>Manager Keuangan</i>	Bertanggung jawab atas alur keluar masuknya keuangan perusahaan
<i>Manager Akuntansi</i>	Bertanggung jawab atas kegiatan pembukuan arus keuangan perusahaan
<i>Manager Pemasaran</i>	Bertanggung jawab atas kegiatan perencanaan dan pengembangan pemasaran
<i>Manager Riset Pasar</i>	Bertanggung jawab atas kegiatan riset pasar
<i>Manager Logistik</i>	Bertanggung jawab dalam pengadaan atau penyediaan kebutuhan perusahaan
<i>Manager Komersial</i>	Bertanggung jawab dalam mengembangkan struktur harga dan hubungan dengan klien
<i>Manager Material Warehouse</i>	Bertanggung jawab dalam pendataan barang, pemindahan barang, dan pemeliharaan barang secara preventif.
<i>Manager Sumber Daya Manusia</i>	Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian

<i>Manager</i> Umum	Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan relasi perusahaan, pemerintah dan masyarakat
<i>Manager</i> Kesehatan	Bertanggung jawab dalam pelayanan medis dan kesehatan bagi perusahaan
<i>Manager</i> Internal dan Audit	Bertanggung jawab dalam mengendalikan siklus audit termasuk manajemen risiko dan kontrol atas efektivitas operasional

4.4.4 Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji

a. Penggolongan Jabatan

Masing-masing jabatan dan struktur organisasi diisi oleh orang-orang dengan spesifikasi pendidikan yang sesuai dengan jabatan dan tanggung jawab. Jenjang pendidikan karyawan yang diperlukan berkisar dari lulusan SMA hingga Sarjana S-2. Penggolongan jabatan berdasarkan jenjang pendidikan dapat dilihat pada Tabel 4.5.

Tabel 4.5 Penggolongan Jabatan

Jabatan	Pendidikan
Direktur Utama	S-2
Direktur	S-2
<i>General Manager</i>	S-1
<i>Manager</i>	S-1

Dokter	S-2
Perawat	D-3/ D-4/ S-1
Karyawan	D-3/ S-1
Operator	SMK/ D-3/ S-1
Supir	SMA/ Sederajat
<i>Cleaning Service</i>	SMA/ Sederajat
Satpam	SMA/ Sederajat

b. Sistem Gaji Karyawan

Pemberian upah yang akan dibayarkan kepada pekerja direncanakan dan diatur menurut tingkat pendidikan, status pekerjaan, dan tingkat golongan. Upah minimum pekerja yang diperoleh tidak kurang dari upah minimum kota yang diberlakukan oleh pemerintah (Upah Minimum Regional) dan pelaksanaannya sesuai dengan ketentuan yang berlaku pada perusahaan. Tingginya golongan yang disandang seorang karyawan menentukan besarnya gaji pokok yang diterima oleh karyawan tersebut. Karyawan akan mendapatkan kenaikan golongan secara berkala menurut masa kerja, jenjang pendidikan dan prestasi karyawan. Sistem pembagian gaji perusahaan terbagi menjadi tiga (3), antara lain gaji bulanan, gaji harian dan gaji lembur. Berikut rincian gaji dari masing-masing bagian yang tertera pada tabel 4.6.

Tabel 4.6 Gaji Karyawan

Jabatan	Jumlah	Gaji / Bulan	Total Gaji
Direktur Utama	1	Rp 40.000.000	Rp 40.000.000
Direktur Produksi	1	Rp 25.000.000	Rp 25.000.000
Direktur Keuangan	1	Rp 25.000.000	Rp 25.000.000
Direktur Pemasaran	1	Rp 25.000.000	Rp 25.000.000
Direktur Komersial	1	Rp 25.000.000	Rp 25.000.000
GM Produksi	1	Rp 18.000.000	Rp 18.000.000
GM Keuangan	1	Rp 18.000.000	Rp 18.000.000
GM Pemasaran	1	Rp 18.000.000	Rp 18.000.000
GM Komersial	1	Rp 18.000.000	Rp 18.000.000
GM Pengembangan Sumber Daya Manusia (SDM)	1	Rp 18.000.000	Rp 18.000.000
Manajer Produksi	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
Manajer Perawatan	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
Manajer Teknisi dan Servis	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
Manajer Keuangan	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
Manajer Akuntansi	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
Manajer Pemasaran	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
Manajer Riset Pasar	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
Manajer Logistik	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
Manajer Komersial	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
Manajer <i>Material Warehouse</i>	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
Manajer Sumber Daya Manusia	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000

Manajer Umum	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
Manajer Kesehatan	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
Manajer Internal dan Audit	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
Karyawan Proses	5	Rp 9.000.000	Rp 45.000.000
Karyawan Utilitas	4	Rp 9.000.000	Rp 36.000.000
Karyawan Perawatan	6	Rp 9.000.000	Rp 54.000.000
Karyawan Teknisi dan Servis	4	Rp 9.000.000	Rp 36.000.000
Karyawan Penelitian dan Pengembangan	2	Rp 9.000.000	Rp 18.000.000
Karyawan Laboratorium	2	Rp 9.000.000	Rp 18.000.000
Karyawan Keuangan	2	Rp 9.000.000	Rp 18.000.000
Karyawan Pemasaran	2	Rp 9.000.000	Rp 18.000.000
Karyawan Tata Usaha	2	Rp 9.000.000	Rp 18.000.000
Karyawan Personalia	2	Rp 9.000.000	Rp 18.000.000
Karyawan Humas	2	Rp 9.000.000	Rp 18.000.000
Karyawan Keamanan	2	Rp 9.000.000	Rp 18.000.000
Karyawan Kesehatan dan Keselamatan Kerja (K3)	2	Rp 9.000.000	Rp 18.000.000
Karyawan Unit Pengelola Limbah (UPL)	2	Rp 9.000.000	Rp 18.000.000
Operator	18	Rp 10.000.000	Rp 180.000.000
Supir	13	Rp 5.000.000	Rp 65.000.000
Karyawan Pemadam Kebakaran	4	Rp 5.000.000	Rp 20.000.000
<i>Cleaning Service</i>	12	Rp 4.500.000	Rp 54.000.000
Dokter	1	Rp 12.000.000	Rp 12.000.000

Perawat	3	Rp 5.000.000	Rp 15.000.000
Total	114	Rp 607.500.000	Rp 1.137.000.000

4.4.5 Status Karyawan

Pada pabrik *asam tereftalat* ini pemberian gaji karyawan berbeda-beda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggung jawab dan keahlian. Pembagian karyawan pabrik dapat dibagi menjadi beberapa golongan antara lain:

- a. Karyawan tetap, merupakan karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan Surat Keputusan (SK) direksi dan mendapat gaji bulanan yang sesuai dengan kedudukan, keahlian dan masa kerja.
- b. Karyawan harian, merupakan karyawan yang diangkat dan diberhentikan tanpa Surat Keputusan (SK) direksi dan mendapat upah harian yang dibayar setiap akhir pekan.
- c. Karyawan Borongan, merupakan karyawan yang digunakan oleh perusahaan bila diperlukan saja. Karyawan ini menerima upah borongan untuk suatu pekerjaan.

4.4.6 Jumlah dan Jadwal Kerja Karyawan

Pabrik ini direncanakan beroperasi selama 300 hari dalam setahun dan 24 jam sehari. Sisa hari yang bukan hari libur digunakan untuk perbaikan (*Turn Around* atau *Shut Down*). Sedangkan pembagian jam kerja karyawan pada pabrik ini terbagi menjadi dua (2), antara lain karyawan *shift* dan karyawan *non-shift*.

- a. Karyawan *shift*

Karyawan *shift* merupakan karyawan yang langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian tertentu dari pabrik yang memiliki hubungan dengan keamanan dan kelancaran produksi. Yang termasuk karyawan *shift* ini

adalah operator produksi, sebagian dari bagian teknik, bagian gudang, bagian keamanan, dan bagian yang harus selalu siaga untuk menjaga keselamatan, keamanan dan keberlangsungan pabrik. Para karyawan *shift* bekerja secara bergantian sehari semalam. Karyawan *shift* dibagi dalam tiga (3) *shift* dengan pengaturan sebagai berikut.

Shift I = 08.00 - 16.00

Shift II = 16.00 - 24.00

Shift III = 24.00 - 08.00

Pembagian regu dan *shift* dapat dilihat pada Tabel 4.7.

Tabel 4.7 Jadwal Hari dan Jam Kerja Karyawan Shift

~	Hari ke-														
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
A	I	I	II	II	III	III			I	I	II	II	III	III	
B	II	II	III	III			I	I	II	II	III	III			I
C	III	III			I	I	II	II	III	III			I	I	II
D			I	I	II	II	III	III			I	I	II	II	III
~	Hari ke-														
	16	17	19	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
A		I	I	II	II	III	III			I	I	II	II	III	III
B	I	II	II	III	III			I	I	II	II	III	III		

C	II	III	III		I	I	II	II	III	III		I	I		
D	III			I	I	II	II	III	III			I	I	II	II

b. Karyawan *non-shift*

Karyawan *non-shift* merupakan karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Yang termasuk karyawan *non-shift* antara lain Direktur, *General Manager*, *Manager* serta bagian administrasi. Karyawan *non-shift* ini bekerja dengan rincian sebagai berikut.

Hari = Senin - Kamis

Pukul 08.00 - 12.00 (Jam kerja)

Pukul 12.00 - 13.00 (Istirahat)

Pukul 13.00 - 16.00 (Jam kerja)

Hari = Jum'at

Pukul 08.00 - 11.30 (Jam kerja)

Pukul 11.30 - 13.00 (Istirahat)

Pukul 13.00 - 16.00 (Jam kerja)

Hari = Sabtu, Minggu dan hari besar libur

BAB V

UTILITAS

Unit pendukung proses atau sering disebut unit utilitas merupakan bagian penting yang menunjang berlangsungnya suatu proses dalam suatu pabrik. Dalam perancangan pabrik *Asam tereftalat* unit pendukung proses yang dibutuhkan antara lain:

1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)

Unit ini berfungsi sebagai air proses, air pendingin, air umpan dan air sanitasi untuk air perkantoran dan lingkungan. Proses pendinginan digunakan pada *cooling*.

2. Unit Penyediaan Air Pemanas (*Steam System*)

Unit ini berfungsi sebagai proses pemanasan pada *heater*, evaporator, dan reboiler.

3. Unit Pembangkit Listrik (*Power plant System*)

Unit ini berfungsi sebagai tenaga penggerak peralatan proses, penerangan, bahkan lingkungan pabrik. Listrik diperoleh dari PLN dan generator sebagai cadangan apabila PLN mengalami gangguan.

4. Unit Penyediaan Udara Instrumen (*Instrument Air System*)

Unit ini 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.

5. Unit Penyedia Bahan Bakar

Unit ini berfungsi untuk menyediakan bahan bakar penggerak generator.

5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)

5.1.1 Unit Penyediaan Air

Unit penyediaan air merupakan salah satu unit utilitas yang bertugas untuk menyediakan air kebutuhan industri maupun rumah tangga. Untuk memenuhi kebutuhan air suatu industri, pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau maupun air laut. Dalam perancangan pabrik *Asam tereftalat* ini, sumber air yang digunakan berasal dari anak sungai Citarum yaitu Situ Kamojing dengan beberapa pertimbangan:

- a. Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya relatif tinggi jika dibandingkan dengan air sumur, sehingga kendala kekurangan air dapat dihindari.
- b. Pengolahan air sungai relatif lebih mudah, sederhana dan biaya pengolahan relatif murah dibandingkan dengan proses pengolahan air laut yang lebih rumit dan biaya pengolahan pada umumnya lebih besar karena dalam air laut tersebut memiliki lebih banyak kandungan garam dan mineral yang perlu dipisahkan.
- c. Jumlah air sungai lebih banyak dibandingkan dengan air sumur.
- d. Letak sungai berada tidak jauh (bersampingan) dari lokasi pabrik.

Dalam kebutuhannya, air sungai yang digunakan untuk keperluan pabrik antara lain sebagai air proses, air domestik, dan air umpan boiler. Air proses berfungsi untuk mensuplai kebutuhan air selama alat proses berjalan, sehingga tidak akan terjadi pemberhentian selama berlangsungnya proses. Air domestik berfungsi untuk memenuhi keperluan atau kebutuhan domestik yang bertujuan untuk keperluan perkantoran dan lingkungan pabrik.

5.1.2 Unit Pengolahan Air

Dalam perancangan pabrik ini, kebutuhan air diambil dari air sungai yang jarak atau lokasinya berdekatan dengan pabrik. Air sungai yang digunakan pada lingkungan pabrik perlu dilakukan proses pengolahan terlebih dahulu untuk mendapatkan spesifikasi air yang diinginkan. Tahap proses pengolahan air yang dilakukan antara lain:

a. Penyaringan awal

Sebelum mengalami proses pengolahan, air dari sungai harus dilakukan penyaringan terlebih dahulu agar pada proses selanjutnya dapat berlangsung dengan lancar. Penyaringan awal terhadap air sungai dilakukan agar kandungan padatan seperti sampah, plastik, daun, dan lain sebagainya yang terbawa oleh air dapat terpisah. Setelah dilakukan proses penyaringan awal kemudian air dialirkan menuju bak pengendap.

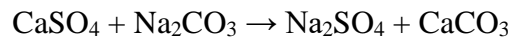
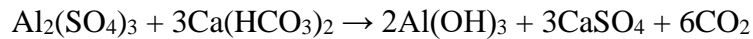
b. Bak pengendap

Bak pengendap bertujuan untuk mengendapkan lumpur dan kotoran air laut yang tidak lolos dari penyaring awal.

c. Bak pencampur cepat

Air sungai yang telah melalui bak pengendap awal, kemudian dialirkan menuju bak pencampur cepat yang bertujuan untuk menggumpalkan 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 pada bak pencampur cepat adalah:



d. *Clarifier*

Air hasil proses dari bak pencampur cepat kemudian dialirkan menuju *clarifier* untuk memisahkan gumpalan dari bak pencampur cepat dengan cara mengendapkan. Air baku yang telah dialirkan ke dalam *clarifier* yang alirannya telah diatur ini akan diaduk dengan pengaduk. Air yang keluar dari *clarifier* melalui bagian pinggir secara *overflow* sedangkan *sludge* yang terbentuk akan mengendap secara gravitasi untuk dilanjutkan dengan proses *blowdown* secara berkala dalam waktu yang telah ditentukan.

e. Bak penyaring (*Sand filter*)

Setelah melakukan proses *clarifier*, selanjutnya air yang diperoleh dialirkan menuju bak penyaring dengan tujuan untuk menyaring partikel halus yang masih terdapat dalam air dan belum terendapkan. Proses penyaringan dilakukan dengan menggunakan *sand filter* yang terdiri dari antrasit, pasir dan kerikil sebagai media penyaring.

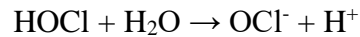
f. Bak air bersih

Air yang keluar dari bak penyaring kemudian dialirkan menuju bak air bersih. Di dalam bak air bersih dilakukan penginjeksian dengan klorin (Cl_2) yang berperan sebagai oksidator dan disinfektan. Sebagai oksidator, klorin digunakan untuk menghilangkan bau dan rasa pada pengolahan air bersih. Sedangkan klorin sebagai disinfektan bertujuan untuk membunuh kuman dan mikroorganisme seperti amuba, ganggang dan lain sebagainya yang terkandung

di dalam air sehingga aman untuk dikonsumsi. Dalam reaksinya, klorin di dalam air akan membentuk asam hipoklorit dengan reaksi sebagai berikut.



Selanjutnya, asam hipoklorit pecah sesuai dengan reaksi berikut.



g. Tangki deklorinasi

Tangki deklorinasi bertujuan 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 pabrik dan lingkungannya.

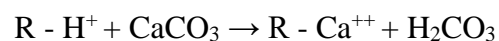
h. Demineralisasi

Demineralisasi merupakan salah satu teknologi proses pengolahan air untuk menghilangkan mineral dari air. Demineralisasi biasanya digunakan secara khusus untuk proses pertukaran ion dan penghilangan total kontaminan mineral ion sampai mendekati angka nol. Demineralisasi dilakukan dengan menggunakan resin penukar kation (*cation exchanger*) dan penukar anion (*anion exchanger*).

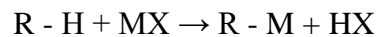
i. Tangki *cation exchanger*

Air dari bak air bersih berfungsi sebagai *make up boiler* yang selanjutnya air dialirkan menuju ke tangki *cation exchanger*. Air yang dilewatkan pada *cation exchanger* berisi resin positif sehingga ion positif tertukar dengan resin positif.

Adapun reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut.



Dalam jangka waktu tertentu, kation resin ini akan jenuh sehingga perlu dilakukan regenerasi. Regenerasi dilakukan dengan Dowex, karena resin dowex dapat menghasilkan peningkatan efisiensi regenerasi dan meningkatkan kapasitas yang lebih tinggi serta mengurangi penggunaan regenerant. Proses regenerasi dowex menggunakan HCl 33% dengan reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut.



Dengan:

R = Resin dowex

R - H = Resin dowex mengikat kation

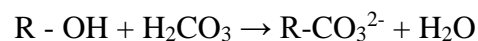
MX = Mineral yang terkandung dalam air.

R - M = Resin dalam kondisi mengikat kation

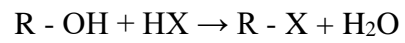
HX = Asam mineral yang terbentuk setelah air melewati resin kation.

j. Tangki *anion exchanger*

Air yang keluar dari tangki kation kemudian diumpankan menuju tangki *anion exchanger*. Tangki ini berfungsi untuk mengikat ion negatif (anion) yang terlarut dalam air dengan resin yang bersifat basa. Adapun reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut.



Dalam jangka waktu tertentu, kation resin ini akan jenuh sehingga perlu dilakukan regenerasi. Regenerasi dilakukan dengan Dowex, karena resin dowex dapat menghasilkan peningkatan efisiensi regenerasi dan meningkatkan kapasitas yang lebih tinggi serta mengurangi penggunaan regenerant. Proses regenerasi dowex menggunakan NaOH 40% dengan reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut.

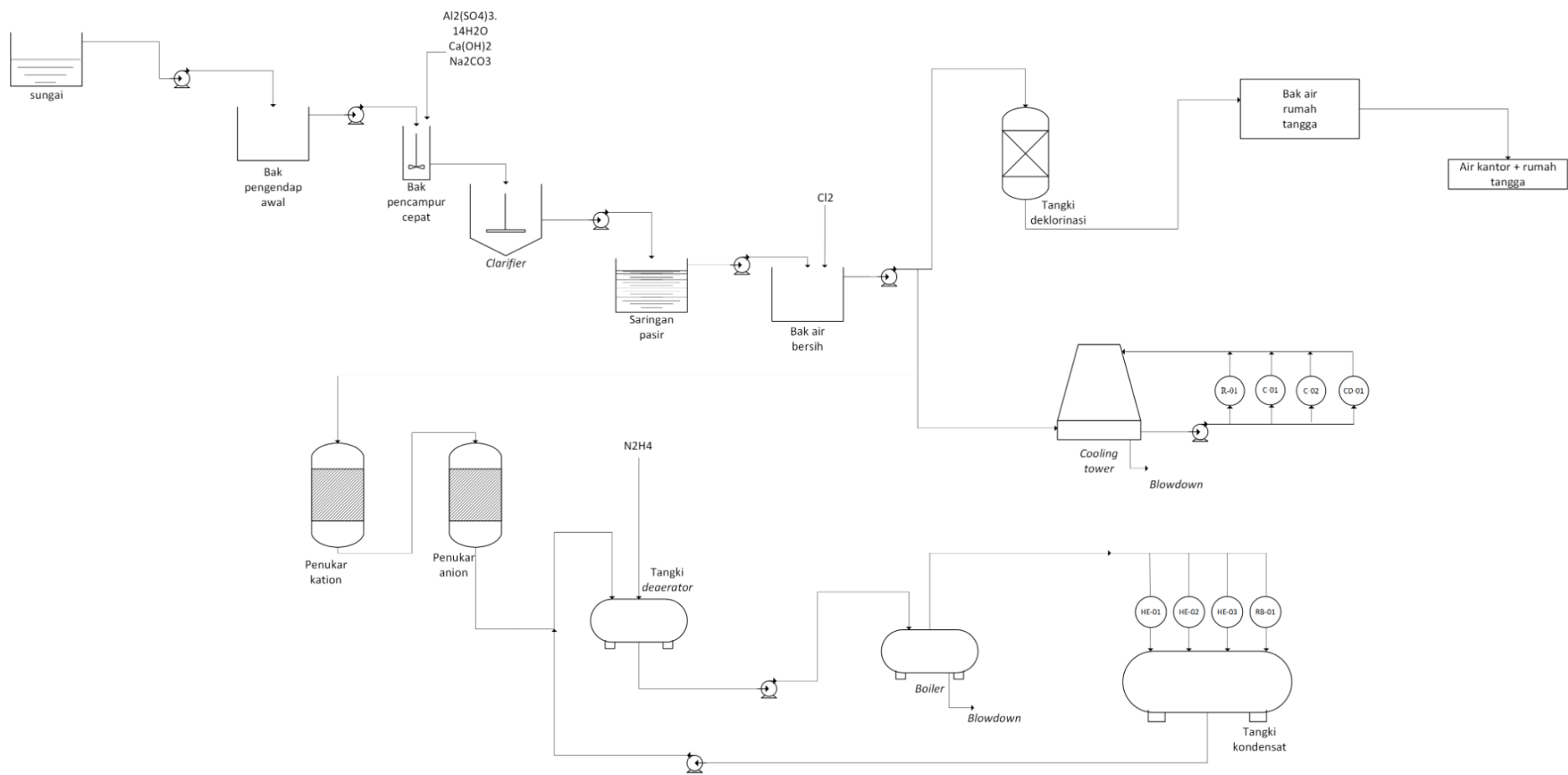


Dengan:

R = Resin dowex

R - OH = Resin dowex mengikat anion

R - X = Resin dalam kondisi mengikat anion



Gambar 5.1 Diagram alir proses pengolahan air

5.1.3 Kebutuhan Air

Dalam perancangan pabrik, kebutuhan air terbagi menjadi beberapa media. Antara lain air sebagai media pendingin, air sebagai media *steam*, air untuk kantor, dan air untuk lingkungan.

Tabel 5.1 Air sebagai media pendingin

Nama alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
Reaktor	R-01	445.470
<i>Cooler</i>	C-01	18.942
<i>Cooler</i>	C-02	599,00
Condenser	CD-01	698.086
Cooling Screw Conveyor	CSC-01	304,00
Total		1.163.401

Tabel 5.2 Air sebagai media pemanas

Nama alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
<i>Heat Exchanger</i>	HE-01	4.189
<i>Heat Exchanger</i>	HE-02	1.481
<i>Heat Exchanger</i>	HE-03	141,00
<i>Reboiler</i>	RB-04	10.609
Total		16.279

Selain sebagai media pendingin dan pemanas, kebutuhan air juga diperlukan untuk keperluan domestik (perkantoran) dan lingkungannya.

Kebutuhan air domestik terdiri dari kebutuhan air untuk perkantoran dan kebutuhan air karyawan.

a. Kebutuhan air karyawan

Menurut standar WHO, kebutuhan air untuk 1 orang berkisar 100 s/d 200 liter/hari.

Kebutuhan per orang sebanyak = 150 liter/hari

Jumlah karyawan = 114 orang

Dirancang ketersediaan jatah air = 150 orang

Maka, kebutuhan air sebanyak = Jumlah karyawan \times Kebutuhan per orang

$$= 150 \text{ orang} \times (150 \text{ liter/hari})$$

$$= 22.500 \text{ liter/hari}$$

$$= 22.500 \text{ kg/hari}$$

$$= 937,50 \text{ kg/jam}$$

b. Kebutuhan air untuk lingkungan

Air untuk lingkungan berkisar antara 50 liter/hari s/d 120 liter/hari.

Asumsi kebutuhan air untuk lingkungan meliputi:

1. Dipilih kebutuhan air untuk lingkungan sebanyak 120 liter/hari.
2. Air untuk lingkungan meliputi kebutuhan hidran, kebutuhan taman dan kebutuhan lain-lain.

Tabel 5.3 Total kebutuhan air unit utilitas

Kebutuhan	Jumlah (kg/jam)
Air sebagai media pendingin	1.163.401
Air sebagai media pemanas (<i>steam</i>)	16.279
Air untuk kantor	938,00
Air untuk lingkungan	5,00
Total	1.180.623

5.2 Unit Penyediaan Air Pemanas (*Steam System*)

Air dari tangki umpan *boiler* diumpankan menuju *boiler* untuk membangkitkan *steam*. Unit ini bertujuan untuk mencukupi kebutuhan *steam* pada proses produksi yaitu dengan menyediakan *boiler* dengan kebutuhan *steam* sebanyak 16.279 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 tangki umpan *boiler*.

5.3 Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)

Kebutuhan listrik pada pabrik *Asam tereftalat* ini diperoleh dari dua (2) sumber, antara lain Perusahaan Listrik Negara (PLN) dan generator. Generator berfungsi sebagai tenaga atau sumber cadangan apabila PLN mengalami gangguan. Selain sebagai tenaga cadangan, generator juga dimanfaatkan untuk menggerakkan power yang dinilai penting seperti *boiler*, pompa. Hal ini bertujuan agar pasokan tenaga listrik dapat berlangsung kontinyu meskipun PLN mengalami kendala atau gangguan. Keuntungan tenaga listrik dari PLN yaitu biayanya relatif murah. Sedangkan untuk kerugiannya yaitu kesinambungan penyediaan listrik kurang terjamin dan tenaganya tidak terlalu tetap.

Unit ini bertugas untuk menyediakan kebutuhan listrik yang meliputi:

- a. Kebutuhan *plant* (alat proses dan utilitas) = 395,66 kW
- b. Keperluan lain yang bersangkutan = 300 kW

Maka total kebutuhan listrik sebesar 695,66 kW.

Selain itu juga, jika PLN mengalami kendala, maka dapat menggunakan generator dengan cadangan daya nya sebesar 1.000 kW. Prinsip kerja dari diesel ini adalah solar dan udara yang dibakar secara kompresi sehingga menghasilkan panas. Panas yang dihasilkan

dikonversi menjadi daya untuk memutar poros engkol dan dihubungkan dengan generator sehingga dapat menghidupkan generator yang mampu menghasilkan tenaga listrik.

5.4 Unit Penyediaan Udara Instrumen (*Instrument Air System*)

Udara tekan diperlukan untuk pemakaian alat *pneumatic control*. Total kebutuhan udara tekan diperkirakan 2 m³/jam.

5.5 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Bahan bakar digunakan untuk keperluan pembakaran pada *boiler, diesel* untuk generator pembangkit listrik dan sebagainya. Bahan bakar menggunakan solar untuk industri dengan kebutuhan sebanyak 504,84 kg/jam.

5.6 Spesifikasi Alat Utilitas

1. Pompa Utilitas (PU)

Tabel 5.4 Spesifikasi Pompa Utilitas

Pompa	PU-01	PU-02	PU-03	PU-04
Fungsi	Mengalirkan air sungai menuju bak pengendap awal	Mengalirkan air dari bak pengendap awal menuju bak klarifier	Mengalirkan air dari klarifier menuju saringan pasir	Mengalirkan air dari saringan pasir menuju bak air bersih
Jenis	<i>Centrifugal Pump Single Stage</i>			
Bahan	<i>Commercial Steel</i>			
Kapasitas (m ³ /jam)	206,03	196,22	186,88	186,88
<i>Head Pompa</i> (m)	0,76	0,69	1,31	1,37
Spesifikasi				
IPS (in)	8	8	8	8
No.Sch	40	40	40	40

OD (in)	8,62	8,62	8,62	8,62
ID (in)	7,98	7,98	7,98	7,98
Efisiensi Pompa	90%	90%	90%	90%
Tenaga Pompa (HP)	0,63	1,24	0,99	1,04
Tenaga Motor (HP)	0,75	1,50	1,50	1,50

*Lanjutan Tabel 5.4

Pompa	PU-05	PU-06	PU-07
Fungsi	Mengalirkan air dari bak air bersih menuju bak air minum	Mengalirkan air dari bak air bersih menuju cooling tower	Mengalirkan air dari bak air bersih menuju cooling tower
Jenis	<i>Centrifugal Pump Single Stage</i>		
Bahan	<i>Commercial Steel</i>		
Kapasitas (m ³ /jam)	177,98	1.400	21,55
<i>Head Pompa</i> (m)	1,31	2,86	1,40
Spesifikasi			
IPS (in)	8	18	3,00
No.Sch	40	30	40
OD (in)	8,625	18	3,50
ID (in)	7,981	17,25	3,06
Efisiensi Pompa	90%	90%	68%
Tenaga Pompa (HP)	0,94	16,22	0,16
Tenaga Motor (HP)	1,50	20,00	0,25

2. Tangki Utilitas (TU)

Tabel 5.5 Spesifikasi Tangki Utilitas

Tangki	TU-01	TU-02	TU-03	TU-04	TU-05	T-06
Fungsi	Menghilangkan mineral yang masih terkandung di dalam air	Menghilangkan mineral yang masih terkandung di dalam air	Melarutkan NaCl sebagai umpan regenerasi penukar kation	Melarutkan NaOH untuk regenerasi penukar kation	Menyimpan air umpan boiler	Menyimpan NaCl untuk regenerasi penukar kation
Jenis	Tangki Silinder Tegak	Tangki Silinder Tegak	Tangki Silinder Tegak dengan pengaduk	Tangki Silinder Tegak dengan pengaduk	Tangki silinder horizontal dilengkapi dengan dearator	Tangki silinder horizontal dilengkapi dengan dearator
Bahan	<i>Carbon Steel</i>					
Spesifikasi						
Tinggi (m)	5,39	4,89	2,23	2,03	6,80	14,66
Diameter (m)	2,25	2,04	0,93	0,84	2,27	4,89
Volume (m ³)	17,80	13,29	1,27	0,95	27,46	274,64

*Lanjutan Tabel 5.5

Tangki	TU-05	TU-06	T-07
Fungsi	Menyimpan air umpan boiler	Menyimpan NaCl untuk regenerasi penukar kation	Mencampur bahan kimia penggumpal dan pengurangan kesadahan
Jenis	Tangki silinder horizontal dilengkapi dengan deaerator	Tangki silinder horizontal dilengkapi dengan deaerator	Tangki silinder dengan pengaduk
Bahan	<i>Carbon Steel</i>		
Spesifikasi			

Tinggi (m)	6,80	14,66	3,81
Diameter (m)	2,27	4,89	1,91
Volume (m ³)	27,46	274,64	5,46

3. Bak Utilitas (BU)

Tabel 5.6 Spesifikasi Bak Utilitas

Tangki	BU-01	BU-02	BU-03
Fungsi	Mencampur bahan kimia penggumpal dan pengurangan kesadahan	Menampung air untuk kantor dan lingkungan	Menampung air untuk kantor dan lingkungannya
Jenis	Bak persegi panjang	Bak silinder tegak dengan pengaduk	Bak persegi panjang
Bahan	<i>Carbon Steel</i>	Beton bertulang	Beton bertulang
Spesifikasi			
Panjang (m)	78,91	73,34	43,39
Lebar (m)	26,30	24,45	14,46
Tinggi (m)	4	4	4

4. Cooling Tower (CT-01)

Tabel 5.7 Spesifikasi *Cooling Tower*

Alat	<i>Cooling Tower (CT-01)</i>
Fungsi	Mendinginkan air yang akan digunakan sebagai pendingin
Jenis	<i>Counter flow induced draft cooling tower</i>
Spesifikasi	
Tinggi (m)	10,67
Panjang (m)	2,54

Daya motor (HP)	5,00
-----------------	------

5. Saringan Pasir (FU-01)

Tabel 5.8 Spesifikasi Saringan Pasir (FU-01)

Alat	Saringan Pasir (FU-01)
Fungsi	Menyaring kotoran yang masih terbawa air dari <i>clarifier</i>
Jenis	Bak persegi panjang
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>
Spesifikasi	
Lebar (m)	6,54
Panjang (m)	6,54
Tinggi (m)	1,21

6. Clarifier (BU-02)

Tabel 5.9 Spesifikasi Clarifier (BU-02)

Alat	Clarifier (BU-02)
Fungsi	Menggumpalkan dan mengendapkan kotoran koloid yang terbawa oleh air
Jenis	Bak silinder tegak dengan bentuk bawah kerucut
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>
Spesifikasi	
Diameter (m)	10,09
Tinggi (m)	5,05
Daya (HP)	1,25

BAB VI

EVALUASI EKONOMI

Evaluasi ekonomi dalam perancangan suatu pabrik merupakan salah satu aspek penting dalam mendirikan pabrik tersebut. Dilakukannya evaluasi ekonomi ini berguna untuk memperkirakan modal investasi dan mengetahui apakah pabrik yang sedang dirancang layak atau tidak apabila didirikan. Salah satu bagian penting dari perancangan pabrik adalah estimasi harga dari alat-alat yang akan digunakan dalam kebutuhan pabrik karena harga alat tersebut akan dijadikan sebagai patokan untuk estimasi evaluasi analisa ekonomi tentang kelayakan investasi penanaman modal dalam suatu kegiatan produksi suatu pabrik dengan melihat kebutuhan modal investasi, besarnya laba yang akan diperoleh, lamanya modal investasi dapat dikembalikan, dan terjadinya titik impas atau kembalinya modal. Perhitungan evaluasi ekonomi meliputi:

1. Modal (*Capital Investment*)
 - a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
 - b. Modal kerja (*Working Capital Investment*)
2. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)
 - a. Biaya produksi langsung (*Direct Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya produksi tak langsung (*Indirect Manufacturing Cost*)
 - c. Biaya tetap (*Fixed Manufacturing Cost*)
3. Pengeluaran Umum (*General Cost*)
4. Analisa Kelayakan Ekonomi
 - a. *Percent return on investment (ROI)*
 - b. *Pay out time (POT)*
 - c. *Break even point (BEP)*
 - d. *Shut down point (SDP)*

e. *Discounted cash flow (DCF)*

Untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak sehingga dapat diketahui apakah pabrik dirancang berpotensi untuk didirikan atau tidak maka dilakukan Analisa kelayakan. Beberapa analisis untuk menyatakan kelayakan sebagai berikut.

a. *Percent return on investment (ROI)*

Percent return on investment merupakan perkiraan laju keuntungan tiap tahun yang dapat mengembalikan modal yang telah diinvestasikan.

b. *Pay out time (POT)*

Pay out time merupakan jumlah tahun yang telah berselang sebelum didapatkan sesuatu penerimaan melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk mengembalikan modal awal dengan profit sebelum dikurangi depresiasi.

c. *Break even point (BEP)*

Break even point merupakan terjadinya titik impas dimana pendapatan yang dihasilkan sama dengan modal yang digunakan dalam posisi yang sama.

d. *Shut down point (SDP)*

Shut down point merupakan suatu titik dimana aktivitas produksi pabrik harus dihentikan karena *Variable cost* yang terlalu tinggi atau karena keputusan manajemen akibat tidak menghasilkan keuntungan.

e. *Discounted cash flow (DCF)*

Discounted cash flow merupakan perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun berdasarkan jumlah investasi yang tidak kembali pada setiap tahun selama umur ekonomi. *Rated of return based on discounted cash flow* adalah laju bunga maksimal dimana suatu pabrik atau proyek dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.

6.1 Penaksiran Harga Alat

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

Tabel 6.1 Indeks harga alat pada tahun 1963-2000

No	Tahun (Xi)	Indeks (Yi)
1	1963	100,50
2	1964	101,20
3	1965	102,10
4	1966	105,30
5	1967	107,70
6	1968	109,90
7	1969	116,60
8	1970	123,80
9	1971	130,40
10	1972	135,40
11	1973	141,80
12	1974	171,20
13	1975	194,70
14	1976	205,80
15	1977	220,90
16	1978	240,30
17	1979	264,70
18	1980	292,60
19	1981	323,90

20	1982	336,20
21	1983	336,00
22	1984	344,00
23	1985	347,20
24	1986	336,30
25	1987	343,90
26	1988	372,70
27	1989	391,00
28	1990	392,20
29	1991	396,90
30	1992	392,20
31	1993	391,30
32	1994	406,90
33	1995	427,30
34	1996	427,30
35	1997	433,20
36	1998	436,00
37	1999	435,50
38	2000	438,00

Untuk memperkirakan harga alat, ada dua persamaan pendekatan yang dapat digunakan. Harga alat pada tahun pabrik didirikan dapat ditentukan berdasarkan harga pada tahun referensi dikalikan dengan rasio indeks harga (Aries-Newton, 1955).

$$Ex = Ey \frac{Nx}{Ny}$$

Dimana:

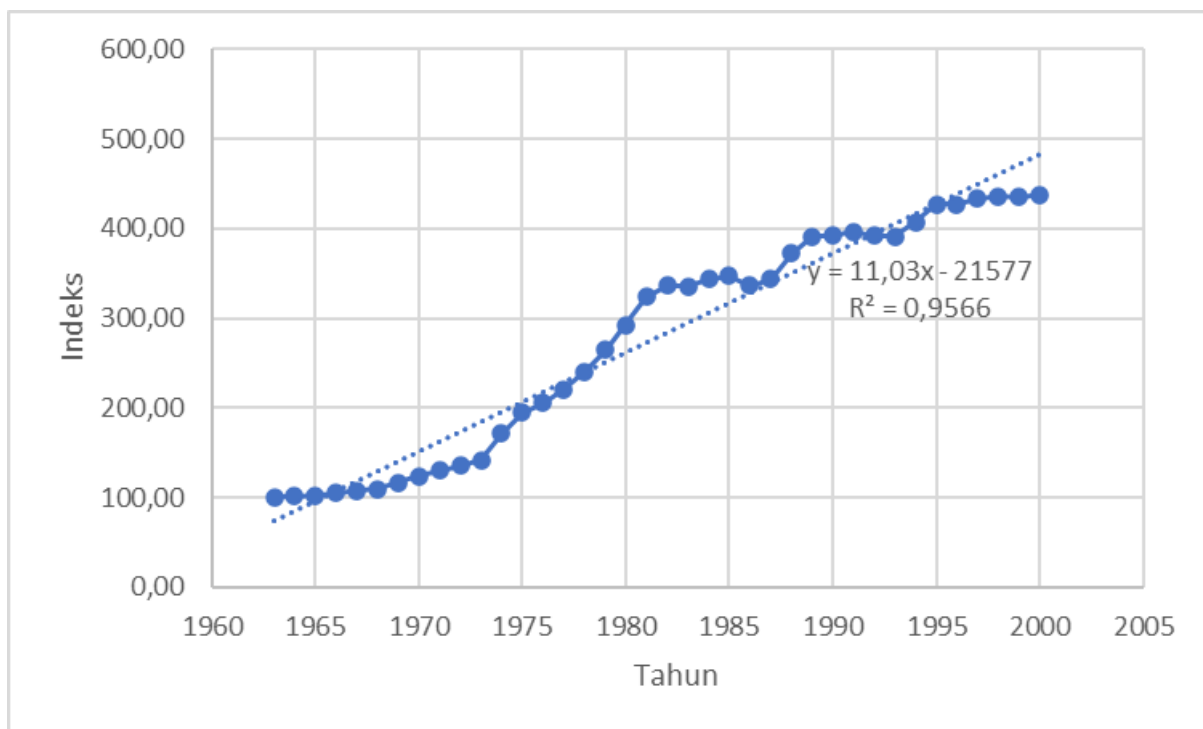
Ex : Harga pembelian pada tahun 2027

Ey : Harga pembelian pada tahun referensi

N_x : *Index* harga pada tahun 2027

N_y : *Index* harga pada tahun referensi

Untuk menentukan nilai indeks CEP berdasarkan dari harga yang sudah ada seperti yang dikemukakan oleh Aries dan Newton tahun 1955 serta data yang diperoleh dari www.chemengonline.com. Berdasarkan data nilai CEP indeks yang ada kemudian dilakukan perhitungan menggunakan metode regresi linear untuk mengetahui nilai CEP indeks pada tahun referensi dan tahun pembelian.



Gambar 6.1 Grafik Indeks Harga Alat

Berdasarkan tabel 6.1, nilai CEP indeks pada tahun referensi 2014 adalah 637,42. Sementara itu, berdasarkan metode regresi linear (gambar 6.1) dengan persamaan yang didapatkan, nilai CEP indeks pada tahun pembelian yaitu pada tahun 2027 adalah 780,81. Berdasarkan nilai CEP indeks yang telah ditentukan, dapat diperkirakan harga alat proses dan alat utilitas sebagai berikut:

Tabel 6.2 Harga alat proses

No	Nama alat	Kode alat	Jumlah	NY	NX	CY (\$)	CX (\$)
				2014	2027	2014	2027
1	Tangki Penyimpanan C_8H_{10}	T-01	1	637,42	780,81	204.089	249.999
2	Tangki Penyimpanan CH_3COOH	T-02	1			1.530.835	1.875.202
3	Tangki Penyimpanan Katalis	T-03	1			115.570	141.470
4	Mixer	M-01	2			28.957	35.470
5	Reaktor	R-01	1			672.106	823.299
6	Rotary Vacuum Filter	RVF-01	1			778.389	953.491
7	Rotary Dryer	RD-01	1			171.437	210.003
8	Menara Distilasi	MD-01	1			289.566	354.705
9	Condenser	CD-01	1			34.681	42.483
10	Reboiler	RB-01	1			404.900	495.984
11	Accumulator	ACC-01	1			87.300	106.938
12	Screw Conveyor	SC-01	1			25.712	31.496
13	Cooling Screw Conveyor	CSC-01	1			5.100	6.247
14	Bucket Elevator	BE-01	1			10.800	13.230
15	Silo	SL-01	1			7.100	8.697
16	Heat Exchanger	HE-01	1			3.855	4.722
17	Heat Exchanger	HE-02	1			4.098	5.020

18	Heat Exchanger	HE-03	1			78.200	95.791
19	Cooler	C-01	1			87.200	106.816
20	Cooler	C-02	1			138.400	169.534
21	Pompa	P-01	1			9.300	11.392
22	Pompa	P-02	1			6.300	7.717
23	Pompa	P-03	1			1.900	2.327
24	Pompa	P-04	1			8.100	9.922
25	Pompa	P-05	1			15.000	18.374
26	Pompa	P-06	1			15.000	18.374
27	Pompa	P-07	1			15.000	18.374
28	Pompa	P-08	1			15.000	18.374
29	Pompa	P-09	1			15.000	18.374
30	Pompa	P-10	1			5.100	6.247
31	Pompa	P-11	1			11.300	13.842
32	Pompa	P-12	1			11.300	13.842
33	Expansion Valve	EV-01	1			120	147
34	Expansion Valve	EV-02	1			120	147
35	Kompresor	K-01	1			72.200	88.442
36	Blower	BL-01	1			113.800	139.400
37	Filter Udara	FU-01	1			16.700	20.457
TOTAL							6.136.448

Tabel 6.3 Harga alat utilitas

No	Nama alat	Kode alat	Jumlah	NY	NX	CY (\$)	CX (\$)
				2014	2027	2014	2027
1	Bak Penampung A	BU-01	1	637,42	780,81	1.634.410	2.002.077
2	<i>Mixed Bed</i>	TU-01	1			89.893	110.114
3	Bak Klarifier	BU-02	1			1.634.410	2.002.077
4	Saringan Pasir	FU-01	1			75.183	92.096
5	Bak Penampung Air Bersih	BU-03	1			1.552.690	1.901.973
6	Bak Air Minum	BU-04	1			2.043.013	2.502.596
7	Cooling Tower	CU-01	1			228.817	280.291
8	Tangki Kation	TU-02	2			653.764	800.831
9	Tangki Anion	TU-03	2			719.141	880.914
10	Tangki NaCl	TU-04	1			73.548	90.093
11	Tangki NaOH	TU-05	1			73.548	90.093
12	Pompa	PU-01	1			3.677	4.505
13		PU-02	1			3.677	4.505
14		PU-03	1			3.269	4.004
15		PU-04	1			3.269	4.004
16		PU-05	1			3.269	4.004
17		PU-06	1			13.892	17.018
18		PU-07	1			1.880	2.302

19	Tangki Deaerator	TU-06	1			73.548	90.093
20	Tangki Kondensat	TU-07	1			24.516	30.031
TOTAL							10.913.622

(Sumber : <https://www.chemengonline.com/>)

6.2 Dasar Perhitungan

- a. Kapasitas produksi : 100.000 Ton/tahun
- b. Pabrik beroperasi : 300 hari kerja
- c. Umur alat : 10 Tahun
- d. Kurs mata uang : 1 \$ = Rp. 15.093
- e. Tahun pabrik didirikan : 2027

6.3 Komponen Biaya

1. Modal (*Capital Investment*)

Capital investment adalah biaya untuk pengadaan fasilitas-fasilitas pabrik beserta kelengkapannya dan biaya untuk mengoperasikan pabrik. *Capital investment* terdiri dari:

a. *Fixed Capital Investment*

Fixed capital investment adalah biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik.

Tabel 6.4 *Physical plant cost (PPC)*

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Purchased Equipment Cost</i>	17.050.069	17.050.069
2	<i>Delivered Equipment Cost</i>	4.262.517	4.262.517
3	Instalasi	8.216.265	8.216.265
4	Pemipaan	6.552.745	6.552.745
5	Instrumentasi	5.280.909	5.280.909

6	Insulasi	1.502.245	1.502.245
7	Listrik	2.557.510	2.557.510
8	Bangunan	8.195.072	8.195.072
9	<i>Land & Yard Improvement</i>	6.034.206	6.034.206
Total		900.377.347.326	59.651.539

Tabel 6.5 *Direct plant cost (DPC)*

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Physical Plant Cost</i>	900.377.347.326	59.651.539
2	<i>Engineering and Construction</i>	180.075.469.465	11.930.308
Total		1.080.452.816.791	77.825.160

Tabel 6.6 *Fixed capital investment (FCI)*

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Direct Plant Cost</i>	1.080.452.816.791	71.581.847
2	<i>Contractor's fee</i>	54.022.640.840	3.579.092
3	<i>Contingency</i>	108.045.281.679	7.158.185
Total		1.242.520.739.309	82.319.124

b. *Working Capital Investment*

Working capital investment adalah modal biaya yang diperlukan dalam mendirikan pabrik atau usaha untuk mengoperasikan suatu pabrik dalam kurun waktu tertentu. Terdapat beberapa sumber modal yang bisa didapatkan dalam pendirian suatu pabrik yaitu uang pribadi, pinjaman dari bank, atau dari pihak investor. Rasio perbandingan antara uang pribadi dengan pinjaman dari bank tergantung dari jumlah uang sendiri dan uang pinjaman bisa menggunakan

sharing profit atau sebesar 40:60 atau 30:70 atau dapat menyesuaikan dari uang yang ditanamkan. Tujuan akhir dari penanaman modal adalah mendapatkan keuntungan dari modal yang sudah ditanamkan. Ciri-ciri investasi yang baik adalah dapat menghasilkan laba maksimum, pengembalian investasi yang cepat, dan menganut hukum yang baik, teknologi yang memadai serta aman, dan lain-lain.

Tabel 6.7 *Working capital investment (WCI)*

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	57.254.474.219	3.793.207
2	<i>Inproses Inventory</i>	5.288.202.318	350.352
3	<i>Product Inventory</i>	317.292.139.053	21.021.147
4	<i>Extended Credit</i>	452.818.500.000	30.000.000
5	<i>Available Cash</i>	317.292.139.053	21.021.147
Total		1.149.945.454.644	76.185.853

2. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)

Manufacturing cost adalah biaya yang harus disediakan atau dikeluarkan untuk melakukan produksi dalam pabrik, meliputi *Direct cost*, *Indirect cost*, dan *Fixed cost*.

a. *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

Direct manufacturing cost atau biaya langsung merupakan biaya yang dikeluarkan berkaitan langsung dengan pembuatan produk yang berhubungan dengan memproduksi suatu produk dalam pabrik.

Tabel 6.8 *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material</i>	2.453.763.180.834	162.566.007
2	<i>Labor</i>	13.644.000.000	903.938
3	<i>Supervision</i>	1.364.400.000	90.394
4	<i>Maintenance</i>	37.275.622.179	2.469.574
5	<i>Plant Supplies</i>	5.591.343.327	370.436
6	<i>Royalty and Patents</i>	226.409.250.000	15.000.000
7	<i>Utilities</i>	37.385.848.083	2.476.876
Total		2.775.433.644.423	183.877.225

b. *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

Indirect manufacturing cost atau biaya tak langsung merupakan biaya yang dikeluarkan tidak berkaitan langsung oleh unit produksi dalam pabrik.

Tabel 6.9 *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Payroll Overhead</i>	1.364.400.000	90.394
2	<i>Laboratory</i>	1.364.400.000	90.394
3	<i>Plant Overhead</i>	6.822.000.000	451.969
4	<i>Packaging and Shipping</i>	226.409.250.000	15.000.000
Total		235.960.050.000	15.632.757

c. *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

Fixed manufacturing cost atau biaya tetap merupakan biaya yang dikeluarkan oleh pabrik pada saat kondisi operasi pabrik berjalan atau tidak.

Pengeluaran ini bersifat konstan atau tetap yang tidak bergantung pada waktu dan tingkat produksi.

Tabel 6.10 *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Depreciation</i>	124.252.073.931	8.231.912
2	<i>Property Tax</i>	24.850.414.786	1.646.382
3	<i>Insurance</i>	12.425.207.393	823.191
Total		161.527.696.110	10.701.486

Tabel 6.11 *Total Manufacturing cost*

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	2.775.433.644.423	183.877.225
2	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	235.960.050.000	15.632.757
3	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	161.527.696.110	10.701.486
Total		3.172.921.390.534	210.211.468

3. Pengeluaran Umum (*General Expenses*)

General expenses atau pengeluaran umum adalah pengeluaran yang berhubungan dengan fungsi dari perusahaan yang tidak termasuk oleh biaya produksi. Biaya yang dikeluarkan berguna untuk kepentingan perusahaan agar berjalan dengan lancar secara keseluruhan.

Tabel 6.12 *General Expenses*

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Administration</i>	190.375.283.432	12.612.688
2	<i>Sales Expense</i>	475.938.208.580	31.531.720
3	<i>Research</i>	158.646.069.527	10.510.573

4	<i>Finance</i>	95.698.647.758	6.340.199
Total		920.658.209.297	60.995.181

Tabel 6.13 Total *Production Cost*

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Manufacturing Cost</i>	3.172.921.390.534	210.211.468
2	<i>General Expenses</i>	920.658.209.297	60.995.181
Total		4.093.579.599.831	271.206.649

6.4 Analisa Keuntungan

1. Keuntungan sebelum pajak

Total penjualan : Rp. 4.528.185.000.000

Total biaya produksi : Rp. 4.093.579.599.831

Keuntungan : Total penjualan - Total biaya produksi
: Rp. 434.605.400.169

2. Keuntungan sesudah pajak

Pajak : 22% x Rp. 434.605.400.169

Keuntungan : Keuntungan sebelum pajak - Pajak
: Rp. 338.992.212.132

6.5 Analisa Resiko Pabrik

Suatu pabrik memiliki risiko yang tinggi ataupun rendah dengan meninjau beberapa aspek. Dalam prarancangan pabrik ini terdapat 2 aspek yang dapat ditinjau yaitu aspek dari sifat bahan-bahan yang terlibat dalam proses produksi dan aspek kondisi operasi alat yang digunakan pada saat proses produksi.

Tabel 6.14 Kategori Resiko

No	Parameter	Deskripsi	Risk	
			High	Low
1	Kondisi operasi	Suhu maksimal yang digunakan 200°C		✓
		Tekanan maksimal yang digunakan 14,8 atm	✓	
2	Karakteristik bahan baku yang digunakan	Paraxilena		✓
		Asam asetat	✓	
		Katalis	✓	
3	Karakteristik produk yang dihasilkan	Asam tereftalat		✓
4	Regulasi pemerintah	Limbah yang dihasilkan		✓
5	Lokasi Pabrik	Kabupaten Cilegon, Provinsi Banten		✓

Berdasarkan tabel 6.14, maka dapat disimpulkan bahwa prarancangan pabrik asam tereftalat ini memiliki resiko yang rendah (*low risk*).

6.6 Analisa Kelayakan

Analisa ini berfungsi untuk mengetahui laba yang didapatkan agar mendapatkan keuntungan maksimum dan bisa melihat hasil keuntungan kecil atau besar sehingga dapat dikategorikan pabrik yang potensial atau tidak berdasarkan sisi ekonomi. Terdapat beberapa cara yang dilakukan untuk melihat suatu kelayakan pabrik, antara lain:

1. *Return on Investment* (ROI)

a. ROI sebelum pajak (ROI b)

Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah minimum adalah 11% (Aries-Newton, 1955).

$$\text{ROI b} = 34,98\%$$

b. ROI setelah pajak (ROI a)

$$\text{ROI a} = 27,28\%$$

2. *Pay Out Time* (POT)

POT adalah lama waktu pengembalian modal berdasarkan keuntungan yang dicapai.

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

a. POT sebelum pajak (POT b)

Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah maksimum adalah 5 tahun (Aries-Newton, 1955).

$$\text{POT b} = 2,22 \text{ tahun}$$

b. POT setelah pajak (POT a)

$$\text{POT a} = 2,68 \text{ tahun}$$

3. *Break Even Point* (BEP)

BEP merupakan titik yang menunjukkan pada suatu tingkat dimana biaya yang dikeluarkan sama dengan penghasilan yang didapatkan. Dengan BEP ini dapat menentukan tingkat harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga per-unit yang dijual agar mendapatkan keuntungan. Nilai BEP pabrik kimia pada umumnya berada pada *range* 40-60%.

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

Dimana:

Fa = *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi maksimum

Ra = *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum

Va = *Annual Valuable Value* pada produksi maksimum

Sa = *Annual Sales Value* pada produksi maksimum *Annual*

Tabel 6.15 *Annual Fixed Manufacturing Cost (Fa)*

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Depreciation</i>	124.252.073.931	8.231.912
2	<i>Property Taxes</i>	24.850.414.786	1.646.382
3	<i>Insurance</i>	12.425.207.393	823.191
Total		161.527.696.110	10.701.486

Tabel 6.16 *Annual Regulated Expenses (Ra)*

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Gaji Karyawan	13.644.000.000	903.938
2	<i>Payroll Overhead</i>	1.364.400.000	90.394
3	<i>Supervision</i>	1.364.400.000	90.394
4	<i>Plant Overhead</i>	6.822.000.000	451.969
5	<i>Laboratorium</i>	1.364.400.000	90.394
6	<i>General Expense</i>	920.658.209.297	60.995.181
7	<i>Maintenance</i>	37.275.622.179	2.469.574
8	<i>Plant Supplies</i>	5.591.343.327	370.436
Total		988.084.374.809	65.462.280

Tabel 6.17 Annual Valuable Value (Va)

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material</i>	2.453.763.180.834	162.566.007
2	<i>Packaging & Shipping</i>	226.409.250.000	15.000.000
3	<i>Utilities</i>	37.385.848.083	2.476.876
4	<i>Royalty & Patent</i>	226.409.250.000	15.000.000
Total		2.943.967.528.917	195.042.883

Tabel 6.18 Annual Sales Value (Sa)

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Annual Sales Value</i>	4.528.185.000.000	300.000.000
Total		4.528.185.000.000	300.000.000

Dengan menggunakan data yang sudah didapatkan pada tabel di atas, maka didapatkan nilai BEP sebesar 51,31%.

4. *Shut Down Point* (SDP)

SDP merupakan titik atau kondisi dimana penentuan suatu aktivitas produksi harus dihentikan karena biaya untuk melanjutkan produksi lebih besar daripada biaya untuk menutup pabrik dan membayar biaya tetap. Umumnya nilai SDP di atas 20%.

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

Berdasarkan persamaan di atas, didapatkan nilai SDP sebesar 33,21%.

5. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR)

DCFR merupakan bunga maksimum dimana pabrik dapat membayar pinjaman dan bunganya kepada bank selama umur pabrik.

$$\frac{(WC + FCI)x(1 + i)^{10}}{CF} = ((1 + i)^9 + (1 + i)^8 + \dots + (1 + i) + 1) \frac{WC + SV}{CV}$$

Dimana:

FCI = *Fixed Capital Investment*

WC = *Working Capital Investment*

CV = *Cash Flow* = Keuntungan setelah pajak + *Depreciation* + *Finance*

SV = *Salvage value* = Depresiasi

n = Umur pabrik = 10 tahun

i = Nilai DCFR

Sebagai perhitungan digunakan data sebagai berikut.

FCI = Rp. 1.242.520.739.309

WC = Rp. 1.149.495.933.821

CV = Rp. 558.942.933.821

SV = Rp. 124.252.073.931

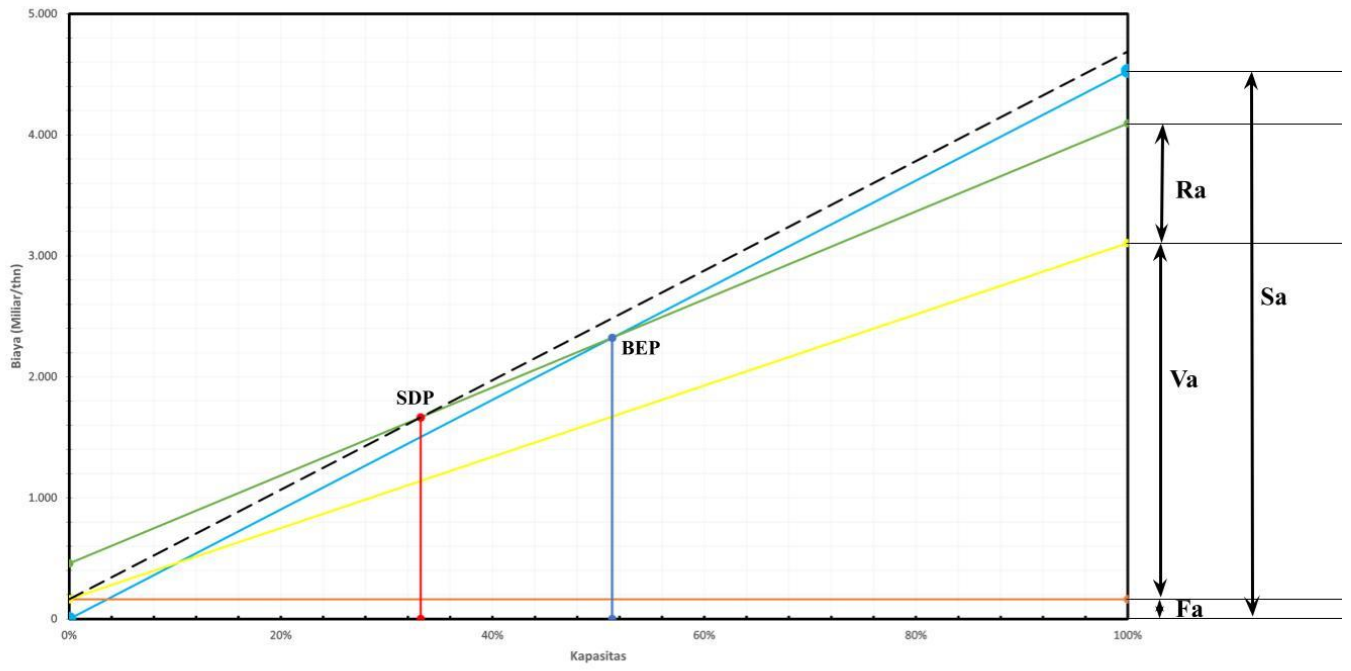
n = 10 tahun

Syarat minimum DCFR = 1,5 x suku bunga pinjaman bank

= 1,5 x 5% = 7,5%

Dilakukan metode *trial & error* untuk memperoleh nilai DCFR. Nilai DCFR yang diperoleh sebesar 21,71%.

Dengan beberapa analisa ekonomi didapatkan grafik evaluasi ekonomi sebagai berikut.



Gambar 6.2 Grafik *Break Even Point* (BEP)

BAB VII

KESIMPULAN DAN SARAN

7.1 Kesimpulan

1. Pabrik Asam tereftalat dari paraxilena dan oksigen dengan kapasitas 100.000 Ton/tahun didirikan dengan alasan kebutuhan dalam negeri asam tereftalat yang semakin naik tiap tahunnya sehingga dapat mengurangi ketergantungan impor asam tereftalat serta dapat menambahkan pendapatan negara dengan melakukan produksi dan mengekspor bahan tersebut.
2. Pabrik Asam tereftalat dari paraxilena dan oksigen dengan kapasitas 100.000 Ton/tahun membutuhkan bahan baku seperti Paraxilena sebesar 9.970 kg/jam dan oksigen sebesar 9.320 kg/jam.
3. Pabrik *Asam tereftalat dari paraxilena dan oksigen* dirancang dengan bentuk Perseroan Terbatas (PT) yang beroperasi selama 300 hari dalam 1 tahun dan akan didirikan pada tahun 2027 di Kabupaten Serang, Banten dengan luas tanah sebesar 15.180 m² dan luas bangunan sebesar 13.744 m² yang memiliki jumlah karyawan sebanyak 114 orang.
4. Ditinjau dari proses produksi, sifat bahan baku dan produk, dan lokasinya, pabrik Asam tereftalat dari paraxilena dan oksigen merupakan pabrik yang tergolong resiko rendah (*low risk*).
5. Berdasarkan hasil analisis ekonomi adalah sebagai berikut.
 - a. Keuntungan yang diperoleh sebelum pajak sebesar Rp. 434.605.400.169 per tahun dan setelah pajak sebesar Rp. 338.992.212.132 per tahun.
 - b. *Return of Investment* (ROI) sebelum pajak sebesar 34,98% dan setelah pajak sebesar 27,28%. Syarat minimum ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah sebesar 11%.

- c. *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak 2,02 tahun dan setelah pajak 2,68 tahun. Syarat maksimum POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah 5 tahun.
- d. *Break Even Point* (BEP) pada 51,31% dan *Shut Down Point* (SDP) pada 33,21%. BEP untuk pabrik kimia umumnya pada 40-60% dan SDP di atas 20%.
- e. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) sebesar 21,71%. Syarat minimum DCFR adalah diatas suku bunga pinjaman bank yaitu sebesar 1,5 x suku bunga pinjaman bank ($1,5 \times 5\% = 7,5\%$).

Berdasarkan hasil analisa ekonomi dan kelayakan dapat disimpulkan bahwa pabrik *Asam tereftalat dari paraxilena dan oksigen* dengan kapasitas 100.000 Ton/tahun layak untuk didirikan.

7.2 Saran

Pra rancangan suatu pabrik kimia diperlukan pemahaman konsep-konsep dasar yang dapat meningkatkan kelayakan pendirian suatu pabrik kimia, antara lain sebagai berikut.

1. Optimasi pemilihan alat proses atau alat penunjang serta bahan baku perlu diperhatikan agar memperoleh keuntungan yang lebih optimal.
2. Perancangan pabrik kimia tentunya perlu memperhatikan produksi limbah, sehingga diharapkan berkembangnya pabrik-pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan.
3. Produksi *Asam tereftalat* jika direalisasikan maka dapat memenuhi kebutuhan di masa mendatang sehingga dapat mengurangi angka ketergantungan pada impor yang berlaku.

DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.s., and Newton, R.D. 1955. *Chemical Engineering Cost Estimation*. McGraw Hill Book Co., New York.
- Brownell, L.E and Young, E.H. 1983. *Process Equipment Design*. John Wiley and Sons, Inc, New York.
- Christie J. Geankoplis. *Transport Processes and Unit Operations 3rd Edition*. ISBN 0-13-045253-X.
- Ichikawa, Y., Yamashita, G., Tokashiki, M., & Yamaji, T. (1970). New Oxidation Process for Production of Terephthalic Acid from p-Xylene. *Industrial & Engineering Chemistry*, 62(4), 38–42. <https://doi.org/10.1021/ie50724a007>
- Kern, D.Q. 1985. *Process Heat Transfer*. McGraw Hill Book Co. Ltd. New York.
- Kirk Othmer. 1988. *Encyclopedia of Chemical Technology vol 01 of 27*.
- Patent. 1973. *Production of Asam tereftalat*. US 5,693,856.
- Patent. 2009. *Process for Producing Asam tereftalat*. US 8.933.266 B2.
- Perry, H R. Green, D W. (1997) *Perry's Chemical Engineers' Handbook 8th Edition*. McGraw-Hill. New York
- Rase. 1957. *Project Engineering of Process Plants*. New York.
- Richardson, J F. Harker, J H. Backhurst, J R (2002) *Coulson and Richardsin's Chemical Engineering Volume 2 Fifth Edition "Particle Technology and Separation Processes"*. Butterworth Heinemann. Oxford
- Smith, J. M. dan H. C. Van Ness. 2006. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics 7th ed*. New York: McGraw Hill Book Company.
- The Chemical Engineering Plant Cost Index. <https://www.chemengonline.com/>. Diakses pada 5 Agustus 2023.
- Treybal (1981). *Mass – Transfer Operations*. McGraw-Hill. Singapore

Ulrich, G. D., 1984. *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*. New York: John Wiley and Sons.

Walas, Stanley M. 1988. *Chemical Process Equipment*. Department of Chemical.

CHENG, Y., Ge, P. E. N. G., Lijun, W. A. N. G., & Xi, L. I. (2009). Kinetics of burning side reaction in the liquid-phase oxidation of p-xylene. *Chinese Journal of Chemical Engineering*, 17(2), 181-188.

Yaws, C. L. 1999. *Handbook - Chemical Properties*.

LAMPIRAN A

Tabel 3.1 Reaktor (R-01)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	: Reaktor
Kode Alat	: Reaktor-01
Jumlah	: 2 (dua) disusun seri
Fungsi	: Mereaksikan <i>Paraxilena</i> dengan udara untuk membentuk <i>asam tereftalat</i>
Jenis Alat	: Reaktor alir tangki berpengaduk (RATB) <i>with bubble sparger</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel SA-285 Grade C</i>
DATA DESAIN	
Tekanan	: 14,8 atm
Suhu	: 200°C
Kapasitas	: 279,34 kg/jam
Volume	: 20,06 m ³
Dimensi Reaktor	
Diameter Shell	: 2,54 m
Tinggi Shell	: 3,82 m
Volume Shell	: 19,40 m ³
Volume Head	: 0,33 m ³
Volume Reaktor	: 20,06 m ³
Tinggi Reaktor	: 4,81 m
Tinggi head (OA)	: 0,49 m
Tebal Shell	: 1,25 in
Tebal Head	: 1,50 in
Pengaduk	
Jenis Impeller (Zi)	: <i>Flat six blade turbines</i>
Diameter Pengaduk (Dl)	: 0,85 m
Jarak Pengaduk (Zi)	: 0,85 m
Tinggi Pengaduk (Zl)	: 2,54 m

Lebar Pengaduk (L)	: 0,21 m
Lebar Baffle (Wb)	: 0,14 m
Jumlah Baffle	: 4 buah
Jumlah Turbin	: 6 buah
Jumlah Impeller	: 1 buah
Kecepatan Pengadukan (N)	: 320 rpm
Power Pengadukan (P)	: 75 Hp
Koil Pendingin	
Panjang Koil (L)	: 10,02 m
Tinggi Tumpukan Koil	: 3,43 m
Jumlah Lilitan (N)	: 5 lilitan
Harga	: \$ 823.299

PERHITUNGAN REAKTOR

1. Reaktor-01

Fungsi : Untuk mereaksikan *paraxilena* dengan udara untuk membentuk *asam tereftalat*

Jenis : Reaktor alir tangki berpengaduk / RATB (*Continuous Stirred Tank Reactor*) with bubble sparger

Fase : Cair-Padat

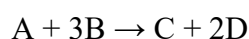
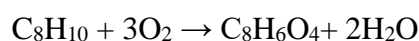
Bahan : *Stainless steel SA-285 tipe C*

Konversi : 98%

Kondisi Operasi : Suhu = 200°C

Tekanan = 14,8 atm

Reaksi :



A. Menghitung Densitas Cairan

Tabel laju alir volumetrik

Komposisi Bahan	Laju massa(kg/jam)	BM (kg/kmol)	Kmol/jam	ρ (kg/m ³)	Fraksi Massa	ρ campuran (kg/m ³)
C ₈ H ₁₀	9.970	106,17	93,91	685,74	0,14	97,32
CH ₃ COOH	19.970	60,05	332,55	825,67	0,28	234,71
H ₂ O	60,00	18,00	3,33	844,82	0,001	0,72
CoAc ₂	200,00	512,93	0,39		0,003	0,000
MnAc ₂	100,00	173,03	0,58		0,001	0,000
HBr	10,00	80,91	0,12		0,00	0,000
N ₂	30.680	28,00	1.096	0,625	0,44	0,27
O ₂	9.320	32,00	291,26	1,126	0,13	0,15
total	70.310	1,011	1.818	1.818	1,00	332,89

$$\begin{aligned} \text{Densitas Campuran } (\rho_{\text{campuran}}) &= \sum w_i \times \rho_i \\ &= 332,89 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Nilai kecepatan alir} &= Fv = \frac{m}{\rho} \\ &= 211,21 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Orde reaksi 1

Laju A masuk - Laju A Keluar - Laju reaksi A = Laju Akumulasi

$$\begin{aligned}
C_{A0} &= \frac{n_A}{Fv} \\
&= 0,44 \text{ kmol/m}^3 \\
X_A &= 98\% \\
C_A &= C_{A0} (1 - x) \\
&= 0,089 \text{ kmol/m}^3 \\
k &= 85,2 \text{ m}^3/\text{kmol} \cdot \text{jam} \\
-r_A &= k \cdot C_A \\
&= 0,7576 \text{ /jam}
\end{aligned}$$

B. Mencari Volume Reaktor dan Optimasi Reaktor

a. Volume Reaktor

Laju A masuk – Laju A keluar – Laju reaksi A = Laju akumulasi

$$Fv \cdot C_{A \text{ in}} - Fv \cdot C_{A \text{ out}} + (-r_A)V = 0$$

$$Fv \cdot C_{A \text{ in}} - Fv \cdot C_{A \text{ out}} = (-r_A)V$$

$$Fv (C_{A \text{ in}} - C_{A \text{ out}}) = (-r_A)V$$

$$V = \frac{Fv \cdot (C_{A0} \cdot X_A)}{k \cdot (C_{A0}(1 - X_A))}$$

$$V = \frac{Fv \cdot (C_{A \text{ in}} - C_{A \text{ out}})}{(-r_A)}$$

$$V = \frac{Fv \cdot (C_{A0} - (C_{A0}(1 - X_A)))}{(-r_A)}$$

$$V = \frac{Fv \cdot (C_{A0} \cdot X_A)}{(-r_A)}$$

$$V = \frac{Fv \cdot (C_{A0} \cdot X_A)}{k \cdot C_A}$$

$$V = \frac{Fv \cdot X_A}{k \cdot (1 - X_A)}$$

$$V = 121,47 \text{ m}^3$$

b. Optimasi Reaktor

Untuk optimasi reaktor digunakan metode trial and error dengan menggunakan persamaan berikut;

$$X_n = (X_A - ((V \cdot k \cdot (1 - X_{n+1}))/Fv))$$

1. Jumlah reaktor 1

$$V1 = 121,47 \text{ m}^3$$

$$X0 = 0,00$$

$$X1 = 0,98$$

2. Jumlah reaktor 2

$$V1 = V2 = 16,16 \text{ m}^3$$

$$X0 = 0,00$$

$$X1 = 0,85$$

$$X2 = 0,98$$

3. Jumlah reaktor 3

$$V1 = V2 = V3 = 8,11 \text{ m}^3$$

$$X0 = 0,00$$

$$X1 = 0,70$$

$$X2 = 0,91$$

$$X3 = 0,98$$

4. Jumlah reaktor 4

$$V1 = V2 = V3 = V4 = 5,75 \text{ m}^3$$

$$X0 = 0,00$$

$$X1 = 0,58$$

$$X2 = 0,83$$

$$X3 = 0,93$$

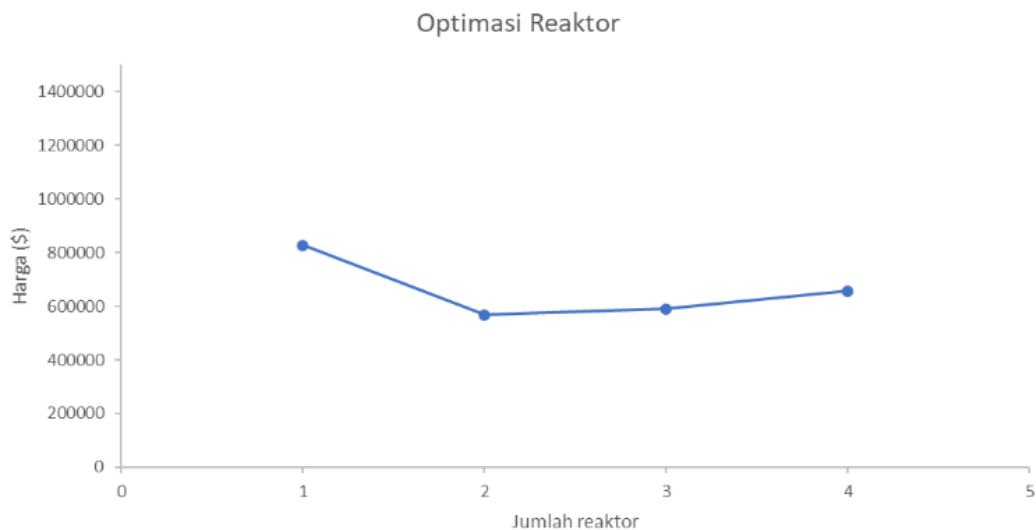
$$X4 = 0,98$$

n	V1(gallon)	V2(gallon)	V3(gallon)	V4 (gallon)
1	32.089			
2	4.270	4.270		
3	2.144	2.144	2.144	
4	1.519	1.519	1.519	1.519

n	X1	X2	X3	X4
1	0,98			
2	0,85	0,98		
3	0,70	0,91	0,98	
4	0,58	0,83	0,93	0,98

n	V (m ³)	waktu tinggal (jam)
1	121,47	0,58
2	16,16	0,08
3	8,11	0,04
4	5,75	0,03

n	V (gallon)	Harga (\$)	Harga Total (\$)
1	32.089	826.300	826.300
2	4.270	283.700	567.400
3	2.144	196.800	590.400
4	1.519	164.000	656.000



Berdasarkan optimasi yang dilakukan, maka jumlah reaktor yang optimal untuk mendapatkan konversi 98% dengan laju alir 70.310 kg/jam yaitu 2 reaktor dengan volume 16,16 m³ dikarenakan mempunyai harga termurah dan waktu tinggal paling singkat.

Volume cairan dalam reaktor

Dalam perancangan dibuat over design 20%, sehingga volume reaktor menjadi :

$$V_{\text{shell}} = 16,16 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{over design}} = 19,40 \text{ m}^3$$

Menentukan diameter dan tinggi reaktor

Menurut buku "Process Equipment Design" karangan Brownell and Young tabel 3.3 halaman 43 dipilih RATB berbentuk silinder tegak dengan perbandingan D:H= 1:1.5

$$V_{\text{over design}} = 19,40 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter Shell} &= \left(\frac{4 \cdot V_{shell}}{\mu \cdot 1,5} \right)^{\frac{1}{3}} \\ &= 2,54 \text{ m} \\ \text{H reaktor} &= 1,5 \times \text{ID} \\ &= 1,5 \times 2,54 \\ &= 3,82 \text{ m} \end{aligned}$$

Menghitung tinggi shell

$$h_{\text{cairan}} = \frac{4 V_{shell}}{\pi D^2}$$

$$\begin{aligned} h_{\text{cairan}} &= 3,82 \text{ m} \\ \text{Tinggi Shell} &= 3,82 \text{ m} \\ \text{V dish} &= 0,000049D^3 \\ &= 0,009 \text{ m}^3 \\ \text{V sf} &= \left(\frac{\pi D^2 s f}{4} \right) \\ &= 0,32 \text{ m}^3 \\ \text{V head} &= \text{V dish} + \text{V sf} \\ &= 0,33 \text{ m}^3 \\ \text{V reaktor} &= \text{V shell} + 2 \text{ V head} \\ &= 20,06 \text{ m}^3 \\ \text{V bottom} &= 0,5 \times \text{V head} \\ &= 0,004 \text{ m}^3 \\ \text{V cairan dalam shell} &= \text{V cairan} - \text{Vh} - \text{Vsf} \\ &= 18,74 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Menentukan tebal dinding reaktor

Digunakan persamaan 13-12 dari buku "Process Equipment Design" karangan Brownell and Young halaman 25

$$ts = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6P} + C$$

dimana :

ts = tebal dinding shell

P = tekanan design (P operasi x 1,2) = 219,31 psia

Ri = jari-jari reaktor = 50,09 in

E = efisiensi sambungan las = 80%

f = Tekanan Maksimum = 13.750 psia
 C = korosi yang diijinkan = 0,125 in/10 tahun

Maka :

$$ts = \frac{218,154 \text{ psia} \times 59,634 \text{ in}}{(13750 \text{ psia} \times 0,80) - (0,6 \times 218,154 \text{ psi})} + 0,125 = 1,14 \text{ in}$$

Digunakan tebal shell standar = (5/4) = 1,25 in

ID Shell = 100,18 in

OD shell = ID shell + 2 ts

= 102,68 in

Digunakan tabel 5.7 dari buku “Process Equipment Design” karangan Brownell and young, hal 55

OD standar = 108 in

ts = 1,25 in

Icr = 1,62 in

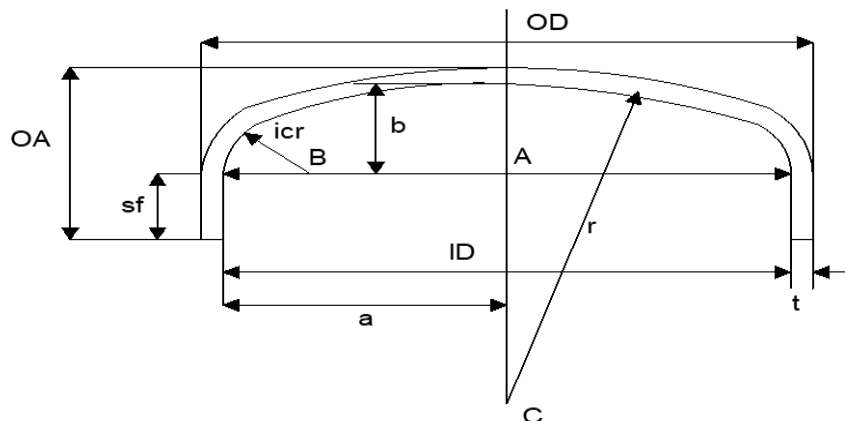
r = 102 in

Menentukan ukuran head dan bottom reaktor

Bahan konstruksi : Stainless steel SA-285 tipe C

Bentuk Head : Flanged and Dished Head (Torispherical Head)

Dipilih bentuk flanged and dished head (Torispherical) karena umumnya digunakan untuk tekanan operasi rendah, harga murah dan digunakan untuk tangki dengan diameter kecil.



Keterangan gambar :

ID : diameter dalam head

OD : diameter luar head

a : jari-jari dalam head

t : tebal head

r : jari-jari dalam head
 icr : inside corner radius
 b : deep of dish
 sf : straight of flanged
 OA : tinggi head

Digunakan persamaan 13-12 dari buku "Process Equipment Design" karangan Brownell and young hal 25. Tebal head dihitung dengan persamaan berikut :

$$W = \frac{1}{4} (3 + \sqrt{r/icr})$$

$$th = \frac{P \times r \times W}{(2 \times fE - 0,2P)} + c$$

dimana :

th = tebal head
 P = tekanan design = 219,31 psia
 r = jari-jari reaktor = 102 in
 E = efisiensi sambungan las = 80%
 f = Tekanan Maksimum = 13.750 psia
 C = korosi yang diijinkan = 0,125 in/10 tahun

sehingga

$$W = \frac{1}{4} (3 + \sqrt{59,634 \text{ in} / 7,625 \text{ in}}) = 2,73$$

$$th = \frac{218,154 \text{ psi} \times 59,634 \text{ in} \times 2,618}{(2 \times 13750 \text{ psi} \times 0,80 - 0,2 \times 59,634 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in} = 1,49 \text{ in}$$

Digunakan tebal standar (3/2) = 1,50 in

Dengan ukuran th maka tebal head(th) = tebal bottom (tb)

Dimensi untuk torispherical Head

sf = 2,5 in (Brownell & Young, 1959)
 = 0,06 m
 a = ID/2 = 52,50 in
 AB = a - icr = 50,87 in
 BC = rc - icr = 100,37 in
 AC = $\sqrt{BC^2 - AB^2}$ = 86,53 in
 b = rc - AC = 15,47 in
 = 0,39 m

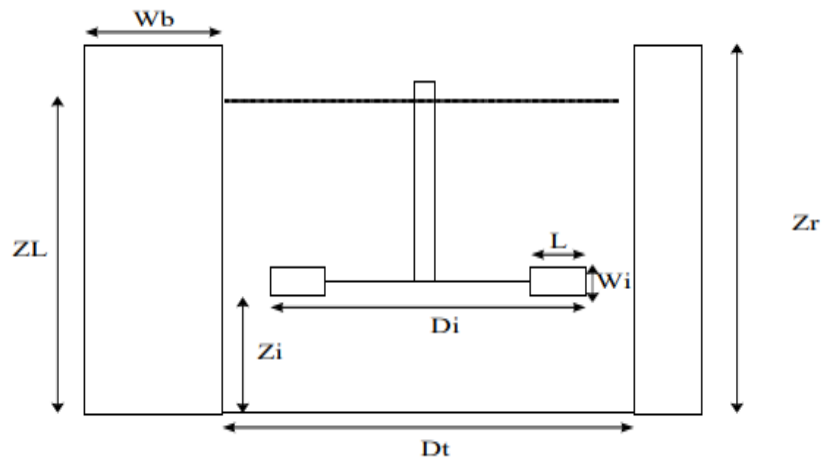
$$h_{\text{head}} = s_f + b + t_{\text{head}} = 19,47 \text{ in}$$

$$= 0,49 \text{ m}$$

$$h_{\text{reaktor}} = 2 h_{\text{Head}} + h_{\text{Shell}}$$

$$= 4,80 \text{ m}$$

Merancang Pengaduk Reaktor



Keterangan :

- D = diameter reaktor
- D_i = diameter pengaduk
- D_t = diameter dalam reaktor
- Z_r = tinggi reaktor
- Z_L = tinggi cairan dalam reaktor
- w_b = tebal pengaduk
- W_b = lebar baffle
- Z_i = lebar pengaduk
- L = lebar pengaduk

Menggunakan pengaduk jenis turbin dengan 6 sudut (*flat-blades turbine*)

Diketahui :

$$D_t/D_i = 3$$

$$Z_L/D_i = 2,7-3,9 = 3$$

$$Z_i/D_i = 0,75-1,3 = 1$$

$$L/D_i = 0,25$$

$$\begin{aligned}wb/Di &= 0,17 \\Dt &= 100,18 \text{ in} \\&= 2,54 \text{ m}\end{aligned}$$

Maka diperoleh :

$$\begin{aligned}Di &= 33,39 \text{ in} = 0,85 \text{ m} = 2,78 \text{ ft} \\Zl &= 100,18 \text{ in} = 2,54 \text{ m} = 8,35 \text{ ft} \\Zi &= 33,39 \text{ in} = 0,85 \text{ m} = 2,78 \text{ ft} \\wb &= 5,68 \text{ in} = 0,14 \text{ m} = 0,47 \text{ ft} \\L &= 8,35 \text{ in} = 0,21 \text{ m} = 0,70 \text{ ft}\end{aligned}$$

$$sg = \frac{\rho_{\text{Cairan}}}{\rho_{\text{Air}}}$$

$$\begin{aligned}\rho_{\text{cairan}} &= 332,89 \text{ kg/m}^3 \\ \rho_{\text{air}} &= 1000 \text{ kg/m}^3 \\ sg &= 0,33 \text{ kg/ m}^3\end{aligned}$$

$$WELH = h_{\text{Cairan}} \cdot sg$$

$$\begin{aligned}h_{\text{cairan}} &= 3,82 \text{ m} \\ WELH &= 1,27 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\Sigma_{\text{Impeller}} = \frac{WELH}{D}$$

$$\begin{aligned}D &= 2,54 \text{ m} \\ \text{Jumlah Impeller} &= 1\end{aligned}$$

Kecepatan Putar Pengaduk (N)

$$N = \frac{600}{\pi DI} \sqrt{\frac{WELH}{2 DI}}$$

Dimana :

Di = Diameter Pengaduk, m

WELH = *Water equivalent liquid height*, m

$$N = \frac{600}{\pi \times 0,84 \text{ m}} \sqrt{\frac{1,27 \text{ m}}{2 \times 0,84 \text{ m}}} = 194,96 \text{ rpm}$$

Sehingga diambil jenis motor fixed speed belt karena paling ekonomis, mudah dalam pemasangan dan perbaikan

Diambil kecepatan standar pengaduk = 320 rpm

$$= 5,33 \text{ rps}$$

$$= 19.200 \text{ rph}$$

Sehingga kecepatan pengaduk standar dari buku “Chemical Process Equipment” karangan S.M Walas halaman 288 adalah 320 rpm

Menghitung Power Pengaduk

$$Re = \frac{\rho N Di^2}{\mu}$$

$$Re = \frac{20,754 \frac{lb}{ft^3} \times 5,33 \text{ rps} \times (2,78 \text{ ft})^2}{0,0017 \frac{lb}{ft \cdot s}} = 489.221$$

Dengan menggunakan gambar 477 buku GG. Brown halaman 507 dari nomor 1 sehingga

$$Pa = Np \cdot \rho \cdot Ni^3 \cdot Di^5$$

diperoleh NP = 2

Diketahui :

Power number (Np) = 2

Densitas campuran (ρ) = 332,89 kg/m³

Diameter pengaduk (Di) = 0,85 m

Kecepatan putar pengaduk (Ni) = 5,33 rps

Pa = 44.331 watt

= 44,33 kW

= 59,45 hp

Maka daya efisiensi motor adalah 85% (*figure 14.38 Peters hal 521*) sehingga power pengaduk 69,94 hP ~ 75 hP

Perancangan Sparger

- a. Menghitung Koefisien Difusivitas

$$D_L = \frac{1,173 \times 10^{-13} (\phi M)^{0.5} T}{\mu V_m^{0.6}}$$

Dimana :

Φ : Association parameter	= 1
M : Berat molekul larutan	= 106,17 kg/kgmol
T : Temperatur	= 473,15 K
μ : Viskositas larutan, kg/m.det	= 2,61 kg/m.det
Vm: Volume molal zat terlarut, m ³ /kmol = Vm O ₂	= 1,51 m ³ /kmol
DL	= 1,71 x 10 ⁻¹⁰ m ² /s
	= 6,16 x 10 ⁻⁷ m ² /jam

- b. Menghitung $\Delta\rho$

Kondisi operasi :

T	= 473.15 K
P	= 14,99 bar
ρ	= 4,46 kg/m ³
ρ cairan	= 331,75 kg/m ³
$\Delta\rho$	= 327,29 kg/m ³

- c. Menghitung Surface Tension

$$\sigma = \left(\frac{Pch (\rho_L - \rho_v)}{M} \right)^4 \times 10^{-12}$$

ρ cairan	= 331,75 kg/m ³
ρ gas	= 4,46 kg/m ³
M (BM Larutan)	= 106,17 kg/kgmol
Pch (Sudgens parachor)	= 60 (Dari Coulson Vol 6, 1989; Tabel 8.7)
σL	= 0,0011 dyne/cm = 1,17 x 10 ⁻⁶ kg/s ²

- d. Menghitung Diameter Gelembung

$$d_b = \left(\frac{6 \times d_o \times \sigma_L}{g \times \Delta\rho} \right)^4 \times 10^{-12}$$

Dimana :

Dari buku “Mass Transfer Operation“ karangan Treyball menyatakan bahwa diameter orifice berukuran 3-12 mm

D_o	= Diameter orifice	= 12 mm = 0,01 m
σ_L	= Tegangan muka cairan	= $1,17 \times 10^{-6}$ kg/s ²
g	= Percepatan gravitasi, m/s ²	= 9,8 m/s ²
$\Delta\rho$	= Densitas (cairan-gas), kg/m ³	= 327,29 kg/m ³
d_b	= Diameter gelembung, m	= $2,97 \times 10^{-4}$ m = 0,03 cm

e. Menentukan Koefisien Transfer Massa Campuran (KL)

Berdasarkan buku “Perry’s Chemical Engineers, Handbook“ karangan McGraw- Hill pada tabel 19-10 halaman 19-42. Untuk *mechanically agitated bubble reactors* diperoleh nilai koefisien transfer massa campuran.

KL	= 350 cm/s
	= 3,5 m/s

f. Menghitung Diameter Hole Sparger

$$D_h = \left(\frac{d_b^3 (\rho_L - \rho_g) g}{6,028 \times \sigma} \right)$$

Dimana :

d_b	= Diameter gelembung, m	= $2,98 \times 10^{-4}$ m = 0,029 cm
ρ_L	= Densitas liquid, gr/cm ³	= 0,33 g/cm ³
ρ_G	= Densitas gas, gr/cm ³	= 0,004 g/cm ³
σ_L	= Tegangan Permukaan	= $1,17 \times 10^{-3}$ kg/s ²
g	= percepatan gravitasi	= 9,8 m/s ²
D_h	= 1,19 cm	

Maka untuk luas hole sparger (A_h) dapat dihitung

$$A_h = \frac{1}{4} \pi D_h^2 = 1,12 \text{ cm}^2 = 1,12 \times 10^{-4} \text{ m}^2$$

g. Menghitung Laju Volumetrik Setiap Lubang

$$Q_h^{6/5} = \frac{d_b^3 \pi g^{3/5}}{8,268}$$

Dimana :

$$d_b = \text{Diameter bubble} = 3,00 \times 10^{-4} \text{ m} = 0,03 \text{ cm}$$

$$g = \text{Percepatan gravitasi} = 980 \text{ cm/s}^2$$

$$Q_h = 0,002 \text{ cm}^3/\text{s}$$

h. Menghitung Kecepatan Superficial Masuk Setiap Lubang

$$U_{sg} = Q_h/A_h = 0,001 \text{ cm/s} = 0,07 \text{ m/jam}$$

i. Menghitung Diameter Sparger

$$D_s = \sqrt{\frac{4Q_t}{U_{sg} \times 3,14}} = 0,156 \text{ m} = 15,62 \text{ cm}$$

j. Menghitung Pitch Sparger

Digunakan triangular pitch dengan jarak ke pusat adalah;

$$C = 1,5 \times D_h$$

$$C = 1,79 \text{ cm} = 0,018 \text{ m}$$

k. Menghitung Banyak Hole

$$\text{Luas hole} = \frac{1}{4} \pi D_s^2 = 191,53 \text{ cm}^2$$

$$\text{Jumlah hole} = \frac{\text{Luas hole total}}{\text{Luas 1 hole}} = 171 \text{ holes}$$

Perancangan Coil Pendingin

Dari perhitungan neraca panas yang dilakukan, diketahui beberapa data, antara lain:

- Kondisi operasi berjalan secara eksotermis
- Jumlah panas yang diserap berdasarkan perhitungan neraca panas sebesar 28.055.241 kJ/jam atau 26.596.343 Btu/jam.

- Suhu air masuk	= 30 °C	= 303,15 K	= 86 F
- Suhu air keluar	= 45 °C	= 313,15 K	= 113 F
- ΔT	= 15 °C	= 283,15 K	= 59 F
- T rata-rata	= 37,5 °C	= 308,15 K	= 99,5 F

Sifat fisis air pada 308,15 K buku Perry halaman 306 tabel 2-352

$$C_p \text{ air} = 4,18 \text{ kJ/Kg K}$$

$$\rho = 1.015,96 \text{ kg/m}^3$$

Menghitung kecepatan volumetrik air

$$W_t = 445.371 \text{ kg/jam}$$

$$\rho \text{ air} = 1.015,96 \text{ kg/m}^3$$

$$Q_v = 438,38 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Diketahui:

$$C_p \text{ air pada } 30^\circ\text{C} = 4,17 \text{ kJ/kg.K}$$

Menghitung nilai ΔT LMTD

	Fluida Panas, F	Fluida Dingin, F	Selisih, F
1	392	113	279
2	392	86	306

Untuk mencari nilai ΔT LMTD, dapat menggunakan persamaan berikut:

$$\Delta T \text{ LMTD} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}}$$

Sehingga diperoleh nilai ΔT LMTD = 292,29 °F

Setelah menghitung nilai ΔT LMTD, selanjutnya dapat menghitung jumlah air yang dibutuhkan serta volume pendingin yang dibutuhkan. Untuk menghitung jumlah air yang dibutuhkan terlebih dahulu mencari nilai entalpi air pendingin.

$$\Delta H = C_p \cdot \Delta T$$

$$\Delta H = \Delta H (40^\circ\text{C}) - \Delta H (30^\circ\text{C})$$

$$\Delta H = (4,18 \times (318 - 298)) - (4,17 \times (303 - 298))$$

$$\Delta H = 63,08 \text{ kJ/kg}$$

Kemudian untuk mencari jumlah air pendingin yang dibutuhkan dapat menggunakan rumus berikut

$$M_{\text{air}} = \frac{Q}{\Delta H}$$

$$= \frac{28.095.112 \text{ kJ/jam}}{63,08 \text{ kJ/kg}} = 445,371 \text{ kg/jam}$$

Dari jumlah air yang telah diketahui, kemudian menghitung volume pendingin yang

diperlukan. Untuk menghitung volume pendingin dapat menggunakan persamaan berikut.

$$\begin{aligned}
 V_{\text{pendingin}} &= \frac{M_{\text{air}}}{\text{Densitas air}} \\
 &= \frac{445.371 \text{ kg/jam}}{1015,96 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 438,38 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

$$ID = 0,28 \text{ m} = 11 \text{ in}$$

Dipilih diameter standar (Kern tabel 11 pg 844)

$$NPS = 12 \text{ in}$$

$$\text{Schedule Number} = 30$$

$$OD = 12,75 \text{ in} = 1,06 \text{ ft} = 0,32 \text{ m}$$

$$ID = 12,09 \text{ in} = 1,00 \text{ ft} = 0,31 \text{ m}$$

$$\text{Luas Penampang (A')} = 115 \text{ in}^2 = 0,80 \text{ ft}^2$$

$$\text{Luas Perpan/panjang (a'')} = 3,34 \text{ ft}^2/\text{ft outside}$$

$$= 3,17 \text{ ft}^2/\text{ft inside}$$

a. Menghitung koefisien transfer panas dalam koil

Untuk menghitung koefisien transfer panas dalam koil, digunakan data air pendingin dengan persamaan sebagai berikut:

$$\frac{h_i \cdot ID}{k} = 0,027 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{\frac{1}{3}} \cdot \left[1 + 3,5 \frac{ID}{Dh} \right]$$

Dengan:

h_i = koefisien transfer panas konveksi dalam koil (Btu/jam.ft².°F)

ID = Diameter dalam koil (ft)

k = Konduktivitas panas air (Btu/jam.ft.°F)

Dh = Diameter helix (ft)

Re = Bilangan Reynold

Pr = Bilangan Prandtl

b. Menentukan nilai Re dan jH

Untuk mendapatkan nilai Re (Reynold), dapat menggunakan persamaan berikut.

$$Re = \frac{Gt \cdot ID}{\mu_{\text{air}}}$$

Sebelum menghitung nilai Re , langkah pertama yang dilakukan yaitu menghitung nilai Gt terlebih dahulu dengan persamaan berikut.

$$Gt = \frac{M_{air}}{a_o}$$

$$= 1.229.477 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}$$

Setelah nilai Gt didapatkan, maka diperoleh nilai Re sebesar 734.650. Dari buku karya Kern 1983 yang berjudul "*Process Heat Transfer*." pada grafik nilai Re terhadap nilai jH 24 halaman 834 didapatkan nilai jH sebesar 1300.

- c. Menentukan nilai h_i

Untuk menghitung nilai h_i dapat menggunakan persamaan berikut.

$$jH = \frac{h_i D}{k} \left(\frac{cp \cdot \mu}{k} \right)^{-1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-0,14}$$

$$h_i = \frac{k}{D \cdot jH} \left(\frac{cp \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

$$= 5.436 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

- d. Menghitung koefisien transfer panas dalam koil jika dilihat dari luar

Untuk menghitung koefisien transfer panas dalam koil jika dilihat dari luar, dapat menggunakan persamaan sebagai berikut.

$$h_{io} = h_{io} \frac{ID}{OD}$$

$$h_{io} = 5.154 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{F}$$

Untuk koil, h_{io} harus dikoreksi dengan faktor koreksi

$$h_{io \text{ koil}} = h_{io \text{ pipa}} \left(1 + 3.5 \frac{D_{koil}}{OD_{spiral \text{ koil}}} \right)$$

$$= 5.385 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

- e. Koefisien konveksi di luar koil

Untuk mendapatkan nilai dari koefisien konveksi di luar koil, digunakan data fluida di dalam reaktor dan dapat dihitung dengan menggunakan persamaan berikut.

$$h_o = 0,87 \left(\frac{k}{D} \right) \left(\frac{L_p \cdot N \cdot \rho}{\mu} \right)^{2/3} \left(\frac{cp \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,4}$$

Dengan:

$$L_p = D_i = 2,78 \text{ ft}$$

$$N = 3,25 \text{ rps}$$

$$\rho = 332,89 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu = 2,61 \text{ cP}$$

$$cp = 1.434 \text{ kJ/kg}$$

$$k = 0,36 \text{ Btu/jam.ft} \cdot ^\circ\text{F}$$

$$OD = 108 \text{ in} = 9,00 \text{ ft}$$

$$D = 12,09 \text{ in} = 1,01 \text{ ft}$$

$$\mu/\mu_w = 6,32$$

Maka didapatkan nilai h_o sebesar,

$$h_o = 52.668 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

f. Menghitung nilai U_c dan U_d

Untuk menghitung nilai U_c dapat menggunakan persamaan berikut.

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\ &= 4.885 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Setelah menghitung nilai U_c , selanjutnya menghitung nilai U_d . Untuk menghitung nilai U_d dapat menggunakan persamaan berikut.

Dengan $R_d = \text{dirt factor}$ sebesar 0,001 (Kern, 1950)

$$\begin{aligned} U_d &= \frac{U_c \times h_d}{U_c + h_d} \\ h_d &= \frac{1}{R_d} = \frac{1}{0,001} = 1.000 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{F} \end{aligned}$$

Maka diperoleh nilai U_d :

$$\begin{aligned} U_d &= \frac{4.885 \times 1.000}{4.885 + 1.000} \\ U_d &= 830,08 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

g. Luas kontak perpindahan panas

Untuk menghitung luas kontak perpindahan panas yang terjadi, dapat menggunakan persamaan berikut.

$$\begin{aligned} A_t &= \frac{Q}{U_d \times \Delta T \text{ LMTD}} \\ &= 109,77 \text{ ft}^2 \\ &= 10,20 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

h. Menentukan panjang koil

Untuk menentukan panjang koil, dapat menggunakan persamaan sebagai berikut.

$$L_{\text{pipa Koil}} = A/a'' = 10,02 \text{ m}$$

Dimana :

$$A = \text{Luas Penampang, m}^2$$

$$a'' = \text{Luas permukaan/Panjang linier (kern tabel 11 hal. 844)}$$

i. Menentukan jumlah lilitan

$$\text{Keliling lilitan} = 0.5 \text{ putaran miring} + 0.5 \text{ putaran datar}$$

$$K \text{ lilitan} = 1 \ 2\pi Dc + 1 \ 2\pi AC$$

$$K \text{ lilitan} = 1/2\pi Dc + 1/2\pi(Dc^2 + x^2)x$$

$$K \text{ lilitan} = 2,18 \text{ m}$$

$$N \text{ lilitan} = L \text{ pipa koil} / K \text{ lilitan}$$

$$N \text{ lilitan} = 5 \text{ lilitan}$$

j. Menentukan tinggi dan volume koil

Untuk menghitung tinggi koil, dapat menggunakan persamaan sebagai berikut.

$$H_c = (Nt - 1) \times \text{Jarak lilitan} + (Nt \times \text{OD koil})$$

$$= 3,43 \text{ m}$$

Selanjutnya, untuk menghitung volume koil, dapat menggunakan persamaan berikut.

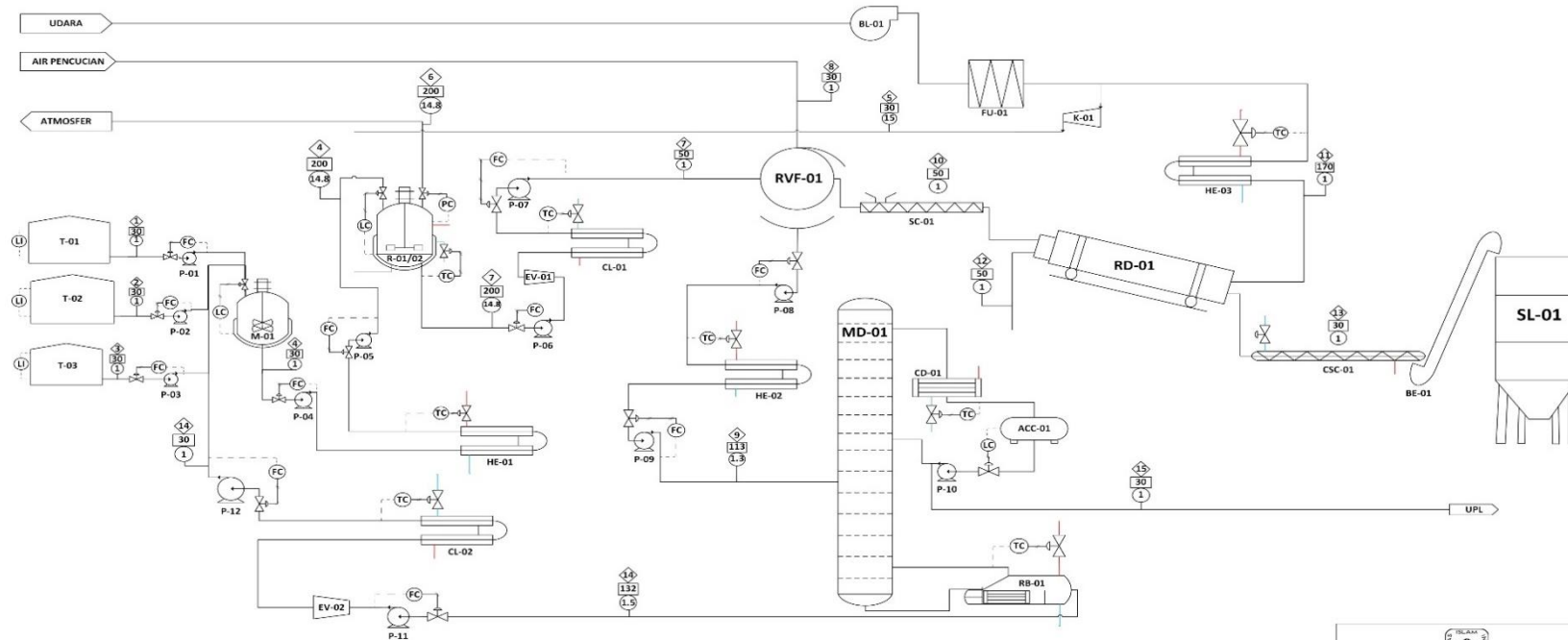
$$V_c = \frac{1}{4} \times \pi \times \text{OD koil}^2 \times Lc$$

$$= 0,83 \text{ m}^3$$

LAMPIRAN B

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM

PRA-RANCANGAN PABRIK ASAM TEREFTALAT DARI PARAXILENA DAN OKSIGEN DENGAN KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN



Komponen	Jumlah (kg/jam)														
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
C ₈ H ₁₀	9870			9970.00			99.70		99.70					99.60	0.10
CH ₃ COOH		19.97		19970.00			19970.00		19970.00					19970.00	19.97
CO ₂		2.00	200.00				200.00		200.00					198.00	2.00
MnAc ₂		1.00	100.00				100.00		100.00					99.00	1.00
H ₂ O		0.10	10.00				10.00		10.00					9.90	0.10
N ₂					30680	30680									
O ₂					9320	411.35			9345.13						
Udara											16684	16684			
C ₈ H ₁₆ O ₄							15301		15301				15301		
H ₂ O	47.83		60.00				3404	10.33	2902	512.14		501.89	10.34	290.21	2611
4C ₈ H ₈ A							70.54		70.54				70.54		
P Tot							63.96		63.96				63.96		
Total	9912.83	19.97	3.1	30310	40000	31091.35	39219.2	10.53	32626.83	18947.64	16684	17188.89	18448.74	20646.71	2634.17

		Keterangan			
T	Tanahli	DE	Bucket Elevator	TC	Temperature Control
SA	Safety Air	P	Pompa	PC	Pressure Control
R	Reaktor	AL	Airflow	◇	Sensor Arus
RVV	Rotary Vacuum Filter	K	Kompresor	□	Isolasi
RD	Rotary Dryer	FU	Fiber Udara	○	Tahanan
MD	Mening Distilasi	CD	Condenser	-----	Area Strip 1 unit
HR	Heat Exchanger	ACC	Accumulator	///	Area Parawalk
C	Cooling	RB	Reboiler	□	Control Valve
SC	Screw Conveyor	LV	Expansion Valve		
CS	Control Screw Conveyor	T.C	Level Control		



JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA
 2023

PROSES ENGINEERING FLOW DIAGRAM
 PRA-RANCANGAN PABRIK TEREFTALAT ASAM DARI PARAXILENA DAN OKSIGEN
 1. Riya Nurhidayah (0921080)
 2. Irfan Setiawan (0921080)
 09/05/2023
 Di: Di-Id, Robo, Rivaldi, S.T., S.Eng

LAMPIRAN C

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRA-RANCANGAN

Nama Mahasiswa 1 : Bagus Herlambang

No Mahasiswa 1 :19521080

Nama Mahasiswa 2 : Fikri Fadhlurrohman

No Mahasiswa 2 :19521072

Judul Prarancangan *) :

PRA RANCANGAN PABRIK ASAM TEREFTALAT DARI PARAXILENA DAN OKSIGEN DENGAN KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : **10 Oktober 2022**

Batas Akhir Bimbingan : **08 April 2023 (Extended s/d 06 Oktober 2023).**

No.	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	19 Oktober 2022	Perkenalan dan diskusir	
2	8 November 2022	Konsultasi mengenai penentuan kapasitas pabrik, latar belakang	
3	16 November 2022	Revisi dan persetujuan luaran tahap 1	
4	10 Desember 2022	Konsultasi mengenai penentuan proses, tinjauan termodinamika, dan tinjauan reaksi	
5	13 Desember 2022	Revisi dan persetujuan luaran 2,3 dan 4	
6	13 Maret 2022	Konsultasi mengenai neraca massa	
7	15 Mei 2022	Persetujuan luaran 6 (reaktor)	

8	15 Juni 2023	Membahas mengenai alat besar	CR
9	10 Juli 2023	Revisi mengenai alat besar	CR
10	28 Juli 2023	Revisi ke-2 mengenai alat besar dan pembasahan alat transportasi bahan (luaran 7-11)	CR
11	4 Agustus 2023	Diskusi mengenai lokasi, utilitas dan evaluasi ekonomi	CR
13	08 Agustus 2023	Finalisasi naskah Tugas Akhir	CR

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 9 Agustus 2023

Pembimbing.



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