

**PRARANCANGAN PABRIK STIRENA DARI
DEHIDROGENASI ETILBENZENA DENGAN
KAPASITAS 240.000 TON/TAHUN**

PERANCANGAN PABRIK

Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat

Untuk Mendapatkan Gelar Sarjana Teknik Kimia



Oleh:

Nama : Lia Mulia Ningsih

NIM : 19521117

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

2025

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL
PRARANCANGAN PABRIK STIRENA DARI DEHIDROGENASI
ETILBENZENA DENGAN KAPASITAS 240.000 TON/TAHUN

Saya yang betanda tangan dibawah ini:

Nama : Lia Mulia Ningsih

NIM : 19521117

Yogyakarta, Agustus 2025

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 saya siap menanggung resiko dan konsenkuensi apapun.

Tanda Tangan



Lia Mulia Ningsih

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING
PRARANCANGAN PABRIK STIRENA DARI DEHIDROGENASI
ETILBENZENA DENGAN KAPASITAS 240.000 TON/TAHUN



Venitalitya Alethea Sari Augustia, S. T., M. Eng.

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRARANCANGAN PABRIKSTIRENA DARI DEHIDROGENASI ETILBENZENA DENGAN KAPASITAS 240.000 TON/TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Lia Mulia Ningsih

NIM :19521117

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,10 September 2025

Tim penguji,

Ketua

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

Anggota I

Muflih Arisa Adnan, S.T., M.Sc., Ph.D.

Anggota II

Alinda Fitrotun Nisya, S.T., M.Eng.

Mengetahui,

Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia



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

KATA PENGANTAR

Assalamu'alaikum wr.wb

Puji syukur atas kehadiran Allah SWT yang telah memberikan rahmat dan hidayah-Nya serta tidak lupa *shalawat* serta salam kepada Nabi Muhammad SAW, dan para sahabat serta pengikutnya. Berkat segala nikmat tersebut, penulis dapat menyelesaikan seluruh rangkaian pelaksanaan tugas akhir yang berjudul **“Prarancangan Pabrik Stirena Dari Dehidrogenasi Etilbenzena Dengan Kapasitas 240.000 Ton/Tahun”** dapat diselesaikan dengan sebaik-baiknya.

Prarancangan pabrik ini merupakan salah satu syarat yang harus dipenuhi untuk menyelesaikan Program Sarjana di Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia. Tujuan dari prarancangan pabrik adalah untuk mendidik mahasiswa agar mampu menerapkan teori-teori yang diperoleh di kampus dalam menyelesaikan permasalahan yang terjadi di lapangan, serta menjembatani sisi akademis dengan realita lapangan.

Penulis laporan tugas akhir ini dapat diselesaikan berkat dukungan, bimbingan, dan bantuan dari banyak pihak yang sangat berarti bagi penulis. Oleh karena itu, pada kesempatan ini penyusun menyampaikan ucapan terima kasih kepada:

1. Orang tua yang selalu memberikan dukungan, baik secara materi maupun spiritual, sehingga laporan penelitian ini dapat terselesaikan dengan baik dan lancar.
2. Ibu Ifa Puspasari, S.T., Ph.D. selaku ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
3. Bapak Sholeh Ma'mun, S.T., Ph.D. selaku Ketua Program Studi Teknik kimia Fakultas Industry Universitas Islam Indonesia.

4. Ibu Venitalitya Alethea Sari Augustia, S.T., M.Eng. selaku Dosen Pembimbing yang telah membimbing dan mengarahkan dalam penyusunan laporan tugas akhir ini.
5. Teman-teman dan saudara-saudara yang telah memberikan dukungan dan motivasi.

Penyusun menyadari bahwa Laporan Tugas Akhir ini masih banyak kekurangan. Oleh karena itu, penyusun mengharapkan saran dan kritik yang membangun untuk Laporan ini. Demikian Laporan Tugas Akhir ini, semoga dapat memberikan manfaat bagi semua pihak, terutama mahasiswa Teknik Kimia.

Wassalamualaikum Wr Wb

Yogyakarta, Agustus 2025

penyusun

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL	ii
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBINGAN	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI	iv
KATA PENGANTAR	v
DAFTAR ISI.....	vii
DAFTAR TABEL.....	xi
DAFTAR GAMBAR	xiii
DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN	xiv
ABSTRAK	xvi
BAB I	1
PENDAHULUAN	1
1.1 Latar belakang	1
1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik	2
1.2.1 Kebutuhan Stirena di Indonesia	2
1.2.2 Produsen Stirena Komersial.....	7
1.2.3 Ketersediaan Bahan Baku.....	9
1.3 Tinjauan Pustaka	9
1.3.1 Stirena	9
1.3.2 Macam – macam Proses.....	10
1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika	14
1.4.1 Tinjauan Termodinamika	14
1.4.2 Tinjauan Kinetika.....	17
BAB II.....	22
PERANCANGAN PRODUK	22
2.1 Spesifikasi Produk.....	22
2.1.1 Sifat kimia produk.....	23
2.2 Spesifikasi Bahan Baku Dan bahan Pendukung.....	26
2.3 Pengendalian Kualitas	27
2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku	28

2.3.2	Pengendalian Kualitas Bahan Pendukung.....	28
2.3.3	Pengendalian Kualitas Produk	29
2.3.4	Pengendalian Proses Produksi	29
2.3.5	Pengawasan kualitas produk	31
2.3.6	Pengendalian kualitas produk pada saat pemindahan	31
BAB III		33
PERANCANGAN PROSES		33
3.1	Diagram Alir Proses Dan Material	34
3.1.1	Diagram alir kualitatif	34
3.1.2	Diagram alir kuantitatif	35
3.2	Uraian Proses.....	36
3.2.1	Persiapan Bahan Baku Dan Bahan Pembantu.....	36
3.2.2	Proses Reaksi Pembuatan Produk	37
3.2.3	Proses Pemisahan Dan Pemurnian	38
3.3	Spesifikasi Alat.....	40
3.3.1	Spesifikasi Reactor	40
3.3.2	Spesifikasi Alat Pendukung Dan Pemisah	41
3.3.3	Spesifikasi Tangki Penyimpanan	45
3.3.4	Spesifikasi Expansion Valve Dan Compressor.....	47
3.3.5	Alat Transportasi Fluida.....	48
3.3.6	Spesifikasi Alat Penukar Panas	51
3.4	Neraca Massa	61
3.4.1	Neraca Massa Alat	61
3.5	Neraca Panas	68
3.5.1	Neraca Panas Alat	68
BAB IV		73
PEERANCANGAN PABRIK		73
4.1	Lokasi Pabrik.....	73
4.1.1	Ketersediaan Bahan Baku	74
4.1.2	Pemasaran Produk.....	74
4.1.3	Sarana Transportasi Dan Telekomunikasi	75
4.1.4	Utilitas	76

4.1.5	Tenaga Kerja	78
4.1.6	Keadaan Iklim	79
4.1.7	Lingkungan dan Masyarakat	80
4.1.8	Limbah Industri	81
4.2	Tata Letak Pabrik	82
4.3	Tata Letak Alat Proses	87
4.4	Organisasi Perusahaan	91
4.4.1	Bentuk Organisasi	91
4.4.2	Struktur Organisasi	92
4.4.3	Tugas dan Wewenang	98
4.4.4	Pengaturan Jam Kerja	104
4.4.5	Jumlah Karyawan dan Sistem Gaji	107
4.4.6	Fasilitas dan Hak Karyawan	110
BAB V		113
UTILITAS		113
5.1	Unit Penyediaan dan Pengelolaan Air (<i>water treatment system</i>)	114
5.1.1	Unit Penyediaan Air	114
5.1.2	Unit Pengelolaan Air	119
5.2	Unit Pembangkit Steam (<i>Steam Generator System</i>)	121
5.3	Unit Pembangkit Listrik	122
5.4	Unit Penyedia Udara Tekan	125
5.5	Unit Penyedia Bahan Bakar	125
5.6	Unit Pengolahan Limbah atau Air Buangan	126
5.7	Spesifikasi Alat Utilitas	128
BAB VI		135
EVALUASI EKONOMI		135
6.1	Penaksiran harga alat	136
6.2	Dasar perhitungan	142
5.3	Perhitungan biaya	142
5.4	Analisa kelayakan	143
5.5	Hasil Perhitungan	147
5.6	Analisa Keuntungan	152

5.7 Hasil Kelayakan Ekonomi	152
BAB VII	159
PENUTUP	159
7.1 KESIMPULAN	159
7.2 Saran	160
DAFTAR PUSTAKA	161
LAMPIRAN PROSES ENGINEERING FLOW DIAGRAM PFD	166

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Impor Stirena.....	3
Tabel 1.2 Persen Pertumbuhan Impor Stirena.....	3
Tabel 1.3 Persen Pertumbuhan.....	4
Tabel 1.4 Ekspor Stirena	4
Tabel 1.5 Persen Pertumbuhan Ekspor	5
Tabel 1.6 Persen Pertumbuhan.....	5
Tabel 1.7 Persen Pertumbuhan Konsumsi Stirena	6
Tabel 1.8 Persen Pertumbuhan.....	6
Tabel 1.9 Data Pabrik Stirena yang Telah Berdiri	8
Tabel 1.10 Perbandingan Proses Produksi Stirena.....	12
Tabel 1.11 Nilai Enthalpy Pembentukan Standar	14
Tabel 1.12 Nilai Energi Gibbs	15
Tabel 1.13 Nilai Kinetika Reaksi Dehidrogenasi Etilbenzena Menjadi Stirena ...	19
Tabel 1.14 Konstanta Laju Reaksi dan konstanta Keseimbangan Adsorpsi Etilbenzena pada Suhu 580oC Pembentukan Stirena, Benzena, & Toluena	20
Tabel 1.15 Data Kinetika Reaksi	21
Tabel 2.1 Spesifikasi Produk.....	22
Tabel 2.2 Sifat Fisik Bahan Baku Dan Bahan Pendukung	27
Tabel 4.1 Perincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik	84
Tabel 4.2 Jam Kerja Karyawan Non-shift.....	104
Tabel 4.3 Jam Kerja Karyawan shift.....	105
Tabel 4.4 Jadwal Kerja Setiap Kelompok.....	106
Tabel 4.5 Jadwal Kerja Setiap Kelompok.....	107
Tabel 4.6 Jumlah Tenaga Kerja dan Sistem Penggajian	107
Tabel 5.1 Kebutuhan Air Media Pendingin	116
Tabel 5.2 Kebutuhan Air Guna Membuat Steam.....	118
Tabel 5.3 Kebutuhan Listrik Area Proses dan Utilitas.....	123
Tabel 5.4 Total Kebutuhan Listrik Pabrik.....	124
Tabel 5.5 Spesifikasi Alat Transportasi Fluida pada Area Utilitas.....	128
Tabel 5.6 Spesifikasi Alat Transportasi Fluida Area Utilitas (Lanjutan)	129
Tabel 5.7 Spesifikasi Bak Area Utilitas	130
Tabel 5.8 Spesifikasi Tangki Utilitas	131
Tabel 5.9 Spesifikasi Tangki Utilitas (Lanjutan)	131
Tabel 5.10 Spesifikasi Tangki Utilitas (Lanjutan)	132

Tabel 5.11 Spesifikasi Screener Utilitas	133
Tabel 5.12 Spesifikasi Sand Filter Utilitas.....	133
Tabel 5.13 Spesifikasi Cooling Tower (CT-01).....	133
Tabel 5.14 Spesifikasi Boiler Ketel Uap.....	134
Tabel 5.15 Spesifikasi Refrigerant (Rf-01).....	134
Tabel 6.1 Indeks Harga Alat	137
Tabel 6.2 Harga Alat Proses.....	138
Tabel 6.3 Harga Alat Utilitas	140
Tabel 6.4 Harga Alat Utilitas	140
Tabel 6.5 Harga Alat Utilitas	141
Tabel 6.6 Physical Plant Cost (PPC).....	147
Tabel 6.7 Direct Plant Cost (DPC).....	147
Tabel 6.8 Fixed Capital Investment (FCI)	148
Tabel 6.9 Working Capital Cost (WCI)	148
Tabel 6.10 Direct Manufacturing Cost (DMC).....	148
Tabel 6.11 Indirect Manufacturing Cost (IMC).....	149
Tabel 6.12 Fixed Manufacturing Cost (FMC)	149
Tabel 6.13 Total Manufacturing Cost (TMC).....	149
Tabel 6.14 General Expenses (GE).....	150
Tabel 6.15 Total Production Cost (TPC)	150
Tabel 6.16 Fixed Cost (Fa)	150
Tabel 6.17 Regulated Cost (Ra).....	151
Tabel 6.18 Variable Cost (Va)	151
Tabel 6.19 Analisis Resiko Pabrik Stirena.....	155
Tabel 6.20 Analisis Resiko Pabrik Stirena (lanjutan)	156
Tabel 6.21 Analisis Resiko Pabrik Stirena (lanjutan)	157
Tabel 6.22 Analisis Resiko Pabrik Stirena (lanjutan)	158

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1 hazard diamond Senyawa Stirena	24
Gambar 2.2 Hazard Diamond Senyawa Benzena	25
Gambar 2.3 Hazard Diamond Senyawa Toluena	26
Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif	34
Gambar 3.2 Diagram Alir Kuantitatif	35
Gambar 4.1 Lokasi Pendirian Pabrik	73
Gambar 4.2 Tata Letak Pabrik	86
Gambar 4.3 Layout Alat Proses Pabrik Stirena	90
Gambar 4.4 Struktur Organisasi Perusahaan Pabrik Stirena.....	97
Gambar 6.1 Grafik Regresi Linier	138
Gambar 6.2 Grafik Evaluasi Ekonomi	154

DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN

T	:	<i>Temperature</i> , °C
D	:	Diameter, m
H	:	Tinggi, m
P	:	Tekanan, psia
μ	:	Viskositas, cP
P	:	Densitas, kg/m ³
Q	:	Kebutuhan Kalor, Kj/Jam
A	:	Luas Penampang, m ²
V	:	Volume, m ³
T	:	Waktu, jam
M	:	Massa, Kg
Fv	:	Laju Volumetrik, m ³
R	:	Jari- jari, in
P	:	<i>Power motor</i> , Hp
Ts	:	Tebal <i>shell</i> , in
ΔP_T	:	<i>Pressure drop</i> , psia
ID	:	<i>Inside</i> diameter, in
OD	:	<i>Outside</i> diameter, in
Th	:	Tebal <i>head</i> , in

Re	:	Bilangan Reynold
u_0	:	Kecepatan awal fluidisasi, m/s
U_{mf}	:	Kecepatan fluidisasi minimum, m/s
U_d	:	Koefisien transfer panas dalam keadaan kotor, Btu/jam ft ² °F
U_c	:	Koefisien transfer panas dalam keadaan bersih, Btu/jam ft ² °F
R_d	:	Faktor pengotor
C_p	:	Kapasitas Panas, Btu/lb °F
K	:	Konduktivitas termal, Btu/jam ft ² °F
JH	:	Heat transfer factor
H_i	:	Inside film coefficient, Btu/jam ft ² °F
H_o	:	Outside film coefficient, Btu/jam ft ² °F
$LMTD$	:	Long mean temperature different, °F
K	:	Konstanta kinetika reaksi, 1/waktu
W_f	:	Total head, in
ΔH	:	Entalpi, kJ/Jam
Th	:	Tebal head, in

ABSTRAK

Stirena (C_8H_8) merupakan bahan baku penting dalam industri petrokimia untuk pembuatan polimer seperti polistirena (PS), acrylonitrile butadiene styrene (ABS), dan styrene-acrylonitrile (SAN). Prarancangan pabrik stirena dari etilbenzena berkapasitas 240.000 ton/tahun ini dilakukan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri yang terus meningkat. Stirena terbentuk dari etilbenzena yang mengalami proses dehidrogenasi pada suhu 620 C dan tekanan 3 atm. Pabrik direncanakan berlokasi di Kawasan Industri Tuban, Jawa Timur, dengan luas area pabrik 59.430 m². Badan hukum badan usaha pabrik pembuatan stirena ini adalah Perseroan Terbatas (PT) yang dikepalai oleh seorang direktur dengan jumlah total tenaga kerja 210 orang. Reaksi dehidrogenasi etilbenzena menjadi stirena merupakan reaksi endoterm dan untuk menjaga suhu reaksi digunakan steam sebagai sumber panas. Reactor yang digunakan adalah fixed bed reactor dengan reaksi samping yang terjadi adalah terbentuknya toluene dan benzene serta gas noncondensable seperti karbondioksida dan hidrogen. Pemurnian stirena hasil reaksi dilakukan di dalam separator-02, decanter dan kolom distilasi. Stirena yang dihasilkan mempunyai kemurnian 99%. Dari hasil analisa ekonomi menunjukkan keuntungan sebelum pajak Rp 664 milyar/tahun dan sesudah pajak Rp 517 milyar/tahun, dengan ROI 48% (sebelum pajak) dan 37% (sesudah pajak), POT masing-masing 2,00 tahun dan 2,01 tahun, BEP 40,22%, SDP 22%, serta discounted cash flow rate 36%. Hasil evaluasi menegaskan bahwa pabrik layak didirikan dan memiliki prospek pengembangan yang besar.

Kata Kunci: Dehidrogenasi, Etilbenzena, Stirena

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar belakang

Perkembangan industri di Indonesia telah mengalami transformasi signifikan sejak akhir 1960-an, dengan fokus pada peningkatan output dan pertumbuhan lapangan kerja. Strategi pengembangan industri di Indonesia melibatkan berbagai pendekatan, termasuk industrialisasi berbasis sumber daya, adopsi teknologi baru, dan pengembangan infrastruktur industri. Upaya industrialisasi ini diharapkan dapat meningkatkan pendapatan masyarakat dan menjamin pertumbuhan ekonomi dalam jangka panjang.

Stirena merupakan senyawa organik yang memiliki rumus kimia C_8H_8 . Senyawa yang merupakan cairan tak berwarna dengan bau manis yang khas dan termasuk kelompok senyawa aromatic. Stirena adalah bahan baku penting dalam industri kimia, terutama dalam produksi polimer dan plastik.

Banyaknya produk – produk plastik yang menggunakan bahan dasar stirena. Kegunaan utamanya sebagai zat antara (*intermediet*) untuk pembuatan senyawa kimia lainnya dan untuk memperkuat industri hilir seperti: *polystyrene (PS)* sebagai bahan plastik untuk kemasan makanan dan minuman, *acrylonitrile butadiene styrene (ABS)* sebagai bahan bagian plastik pada industri elektronik dan otomotif, *styrene acrylonitrile (SAN)* sebagai bahan plastik bagian peralatan makanan dan minuman, *styrene butadiene latex (SBL)* sebagai bahan plastik pembuatan ban dan produk karet lainnya, *styrene butadiene rubber (SBR)* sebagai bahan plastik bagian untuk karet dan otomotif, *unsaturated polyester resins (UPR)*

sebagai bahan paltik bagian pembuatan elektronik dan interior. Kebutuhan stirena setiap tahunnya mengalami kenaikan seiring dengan peningkatan kebutuhan sebagai bahan baku untuk polystirena.

1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik

Ada beberapa pertimbangan yang perlu diperhatikan dalam pemilihan kapasitas pabrik stirena yaitu:

1.2.1 Kebutuhan Stirena di Indonesia

Saat ini, produsen stirena di Indonesia tergolong sedikit, namun ada beberapa perusahaan petrokimia yang memproduksi stirena seperti PT. Chandra Asri Petrochemical Tbk, PT. Lotte Chemical Titan Nusantara dan PT. asahimas Chemical. Selain itu, ada perusahaan yang khusus memproduksi stirena dan satu-satunya yang ada di Indonesia ialah PT. styrene Monomer Indonesia yang memproduksi 340.000 Ton/Tahun.

- Impor

Berdasarkan data Badan Pusat Statistik, ekspor stirena di Indonesia mengalami penigkatan di setiap tahunnya. Dari Tabel 1.1 dapat dilihat data perkembangan impor stirena di Indonesia dari tahun 2019-2023.

Tabel 1.1 Impor Stirena

Tahun	impor
2019	6.257
2020	13.588
2021	6.779
2022	4.378
2023	10.465

(BPS Indonesia, 2019-2024)

Tabel 1.2 Persen Pertumbuhan Impor Stirena

Tahun	kapasitas(ton/tahun)	% pertumbuhan
2019	6.257	
2020	13.588	117,17
2021	6.779	-50,11
2022	4.378	-35,42
2023	10.465	139,05
		42,67

Dari hasil persen pertumbuhan didapati 42,67% untuk pertumbuhan impor hingga tahun 2030.

Tabel 1.3 Persen Pertumbuhan

Tahun	Estimasi impor
2024	14.931
2025	21.302
2026	30.392
2027	43.361
2028	61.865
2029	88.264
2030	125.928

- Ekspor

Tabel 1.4 Ekspor Stirena

Tahun	Kapasitas (ton/tahun)
2019	163.702
2020	44.998
2021	77.964
2022	11.828
2023	8.554

Tabel 1.5 Persen Pertumbuhan Eskpor

Tahun	ekspor (ton/tahun)	% pertumbuhan
2019	163.702	
2020	44.998	-72,51
2021	77.964	73,26
2022	11.828	-84,83
2023	8.554	-27,68
rata - rata		-28

Dari hasil persen pertumbuhan didapati -28% untuk perhitungan ekspor hingga tahun 2030.

Tabel 1.6 Persen Pertumbuhan

Tahun	Estimasi ekspor
2024	6.164
2025	4.442
2026	3.201
2027	2.306
2028	1.662
2029	1.198
2030	863

- Konsumsi

Tabel 1.7 Persen Pertumbuhan Konsumsi Stirena

Tahun	Kapasitas (ton/tahun)	% pertumbuhan
2019	146.717	
2020	121.704	-17,05
2021	126.057	3,58
2022	152.343	20,85
2023	184.109	20,85
rata - rata		7,1

Tabel 1.8 Persen Pertumbuhan

Tahun	Estimasi impor
2024	222.499
2025	268.893
2026	324.962
2027	392.722
2028	474.611
2029	573.575
2030	693.175

Berdasarkan data ekspor dan konsumsi stirena di Indonesia pada tahun 2030 yang telah diketahui, maka dapat ditentukan nilai demand stirena di Indonesia, yaitu:

$$\text{Demand} = \text{ekspor} + \text{konsumsi}$$

$$\text{Demand} = 873 + 693.175$$

$$\text{Demand} = 694.038 \text{ ton/tahun}$$

Kemudian untuk supply yaitu:

$$\text{Supply} = \text{produksi} + \text{impor}$$

$$\text{Supply} = 340.000 + 125.928$$

$$\text{Supply} = 465.109 \text{ ton/tahun}$$

$$\text{Peluang kapasitas} = (\text{ekspor} + \text{konsumsi}) - (\text{impor} + \text{produksi})$$

$$= 694.038 - 465.109$$

$$= 228.109 \text{ ton/tahun}$$

Berdasarkan perhitungan diatas dengan melihat analisis supply-demand, menunjukkan nilai impor terus bertambah setiap tahunnya dibandingkan dengan nilai ekspor dan juga karena pabrik stirena di Indonesia masih sedikit sedangkan permintaan pasar di Indonesia terus meingkat tiap tahunnya maka ditentukan kapasitas untuk pendirian pabrik stirena dengan kapasitas 240.000 ton/tahun.

1.2.2 Produsen Stirena Komersial

Dalam pembangunan dan penentuan kapasitas pabrik, maka diperlukan pertinjauan dari data kapasitas produksi stirena di dunia dalam skala komersil yang sudah beroperasi yang dimana dapat dilihat pada table 1.9 berikut:

Tabel 1.9 Data Pabrik Stirena yang Telah Berdiri

No.	Pabrik dan Lokasi	Kapasitas	Proses
		Ton/Tahun	
1.	Chevron (St. James, La)	974.000	Dehidrogenasi
2.	Sterling (Texas)	770.000	Dehidrogenasi
3.	Dow (Freeport, Texas)	644.000	Dehidrogenasi
4.	Westlake (Lake Charles, La)	220.000	Dehidrogenasi
5.	Lyondell/Bayer (Roterдам, Bld)	640.000	Oksidasi
6.	CSPC (Guangdong, China)	560.000	Oksidasi
7.	Jilin Chemical (China)	140.000	Dehidrogenasi
8.	Guangzhou Petrochemical (China)	80.000	Dehidrogenasi
9.	Lanzhou Petrochemical (China)	30.000	Dehidrogenasi
10.	Panjin Chemical (China)	60.000	Dehidrogenasi
11.	Fushun Petrochemical (China)	40.000	Dehidrogenasi
12.	Dallian Petrochemical (China)	60.000	Dehidrogenasi
13.	Mitshubishi Chemical (Khasima, Japan)	400.000	Dehidrogenasi
14.	Asahi (Mizushima, Japan)	150.000	Dehidrogenasi
15.	Styrindo Mono Indonesia /Chandra Asri Pasific (Indonesia)	340.000	Dehidrogenasi
16.	Idemitsu Stirena (Malaysia)	220.000	Dehidrogenasi
17.	Ellba Eastern (Singapura)	550.000	Oksidasi
18.	Seraya Chemical (Singapura)	315.000	Oksidasi
19.	Thai Petrochemical (Thailand)	150.000	Dehidrogenasi

Dari table diatas dapat dilihat bahwa kapasitas pabrik stirena terkecil yang pernah dibangun adalah Lanzhou Petrochemical yang berlokasi di China dengan kapasitas sebesar 30.000 ton/tahun, sedangkan pabrik terbesar yang pernah dibangun adalah The Dow Chemical Company yang berlokasi di usa dengan kapasitas sebesar 700.000 ton/tahun.

1.2.3 Ketersediaan Bahan Baku

Saat ini di Indonesia terdapat dua perusahaan utama yang memproduksi etilbenzena yaitu:

Nama Perusahaan	Kapasitas (ton/tahun)
PT. Stryindo Mono Indonesia	220.000
PT. Chandra Asri Petrochemical	420.000

Berdasarkan data kapasitas pabrik etilbenzena yang sudah berdiri di Indonesia, maka dapat disimpulkan bahwa kebutuhan bahan baku untuk membangun pabrik stirena dengan kapasitas 240.000 ton/tahun dapat terpenuhi.

1.3 Tinjauan Pustaka

1.3.1 Stirena

Stirena merupakan monomer aromatik tak jenuh yang penting dalam industri kimia. Stirena dikenal sebagai feniletilena, vinilbenzena, memiliki rumus kimia $C_6H_5CH=CH_2$ ataupun C_8H_8 (Behr, A. (2017)). Monomer ini memiliki struktur aromatik dengan gugus vinil yang membuatnya secara reaktif dalam proses polimerisasi. Proses produksi stirena biasanya melibatkan dehidrogenasi katalitik etilbenzena, dimana etilbenzena diubah menjadi stirena dengan bantuan katalis dan suhu tinggi (Tang, W., Hemm, I., & Eisenbrand, G, 2000).

Stirena banyak digunakan dalam pembuatan polistirena dan kopolimer stirena seperti ABS (Akrilonitril Butadiena Stirena) dan SBS (Stirena-Butadiena-Stirena), yang sering digunakan untuk kemasan makanan,

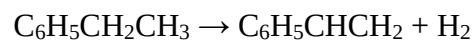
peralatan rumah tangga, serta berbagai aplikasi industri lainnya (Nguyen, T. K dkk, 2021). Penggunaan plastic berbasis stirena dimasa berkembang ini, dan polistirena sekarang menjadi salah satu termoplastik paling murah berdasarkan biaya pervolume. Stirena sendiri adalah cairan yang dapat ditangani dengan mudah dan aman (Behr, A. (2017).

1.3.2 Macam – macam Proses

a. Dehidrogenasi Etilbenzena

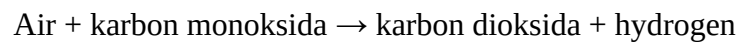
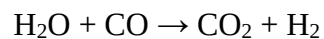
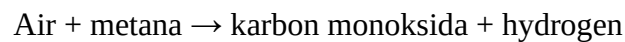
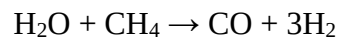
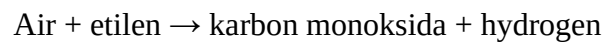
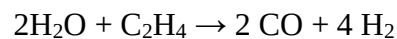
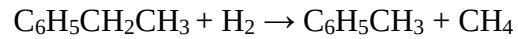
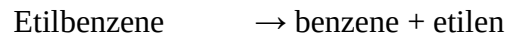
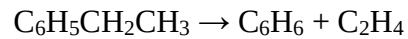
Proses dehidrogenasi etilbenzena menjadi stirena memang merupakan metode utama dalam produksi stirena secara komersial, dengan kontribusi sekitar 85 % dari total produksi. Reaksi ini berlangsung dalam fase uap di atas katalis yang terutama terdiri dari oksidasi besi (Fe_2O_3). Reaksi bersifat endotermik, dan dapat dilakukan secara adiabatic atau isothermal (Behr, A. (2017).

Reaksi dehidrogenasi etilbenzena menjadi stirena adalah sebagai berikut:



Etilbenzene $\rightarrow$ stirena + hidrogen

Reaksi dehidrogenasi biasanya dilakukan pada suhu diatas 600 °C dengan uap berlebih. Dehidrogenasi etilbenzena merupakan reaksi endotermik dan reversible dengan peningkatan jumlah mol akibat reaksi. Produk sampingan utamanya adalah benzene dan toluene (Jae Lee, W, 2008).



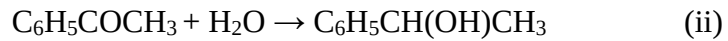
b. Oksidasi Etilbenzena

Pada proses ini, etilbenzena diubah menjadi produk oksidasi melalui reaksi dengan oksigen. Proses ini biasanya digunakan dalam industri kimia untuk menghasilkan asam benzoate, stirena oksida, atau asetofenon, tergantung pada kondisi reaksi dan katalis yang digunakan. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



Reaksi diatas melibatkan oksidasi penuh dari gugus fungsi etil menjadi gugus karboksilat. Dimana katalis yang digunakan berbasis

mangan (Mn) atau kobalt (Co) dengan system oksidasi menggunakan udara atau oksigen. Di suhu 120-160°C.



Pada reaksi ini stirena oksidasi mengalami eliminasi air (dehidrasi) untuk membentuk stirena. Dimana katalis yang digunakan asam sulfat dan suhu sekitar 200-300 °C.



Pada reaksi ini ini oksidasi etilbenzena menjadi asetofenon. Dimana katalis yang digunakan kobalt atau mangan dan suhu sekitar 100-150°C.

Tabel 1.10 Perbandingan Proses Produksi Stirena

Parameter	Proses Dehidrogenasi Etilbenzena	Proses Oksidasi Etilbenzena
Suhu	580-620°C.	120-180°C.
Tekanan	1-2 atm	1-3 atm
Konversi	50-70%	40-70%
Selektivitas	95-98%	80-95%
Yield	88-89%	-
Katalis	Shell-105 yang mempunyai komposisi terdiri dari Fe ₂ O ₃ , Cr ₂ O ₃ , K ₂ CO ₃	Katalis berbasis logam seperti Mn; Co, oksigen, hidrogen

Kelebihan	Dilakukan pada tekanan relative rendah, komersial, tidak menimbulkan korosi, hasil samping dapat dijual sehingga menambahkan keuntungan.	Suhu rendah.
Kekurangan	Suhu reaksi tinggi	Tekanan tinggi, konversi lebih rendah, kebutuhan katalis yang digunakan cukup banyak.

Berdasarkan table 1.10 dapat dilihat bahwa rproses yang baik dan lebih menguntungkan untuk rancangan indsutri stirena ini adalah proses dehidrogenasi etilbenzena dengan katalis shell-105 dengan alasan sebagai berikut:

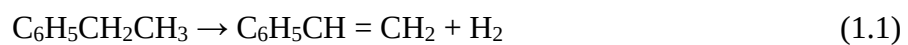
- Proses ini memiliki desain yang sederhana, sehingga mudah dioperasikan.
- Penggunaan satu katalis membuat pengolahan katalis lebih praktis dan mengurangi biaya katalis.
- Penggunaan tekanan rendah mengurangi risiko ledakan.

- Dengan nilai konversi dan selektivitas segitu, proses ini memberikan produksi tinggi dengan minim limbah, pengurangi biaya pengolahan produk sampingan.

1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika

1.4.1 Tinjauan Termodinamika

Tinjauan termodinamika bertujuan untuk mengetahui apakah reaksi bersifat eksotermis atau endotermis dan juga apakah reaksi berlangsung searah ataupun bolak-balik. Untuk menentukan panas reaksi berlangsung secara endotermis ataupun eksotermis, dapat diketahui dengan menghitung panas pembentukan standar (ΔH°) pada suhu 298 K.



Nilai (ΔH°) masing-masing komponen pada suhu 298 K dapat dilihat padat Tabel berikut:

Tabel 1 11 Nilai Enthalpy Pembentukan Standar

Komponen	Nilai (ΔH_f) kJ/mol
Etilbenzena	-12,5
Stirena	147,36
Hidrogen	0,0

(sumber: Yaws, 1999)

Setelah mengetahui nilai (ΔH°) pada masing masing komponen, kemudian menghitung enthalpy reaksi pada Suhu 298 K

- Enthalpy reaksi pada 298 K

$$\Delta H_{r(298)} = \Delta H_f^0 \text{ produk} - \Delta H_f^0 \text{ reaktan} \quad (1.2)$$

$$\Delta H_{f(298)} = [\Delta H_f^0(\text{C}_8\text{H}_8) + \Delta H_f^0(\text{H}_2)] - [\Delta H_f^0(\text{C}_8\text{H}_{10})]$$

$$\Delta H_{r(298)} = [\Delta H_f^0(147,36) + \Delta H_f^0(0,0)] - [\Delta H_f^0(-12,5)]$$

$$\Delta H_{r(298)} = 59,86 \text{ (kJ/mol)}$$

Setelah nilai entalpi reaksi diketahui, kemudian menghitung nilai Gibbs keseluruhan pada reaksi yang sama pada suhu 298K. berikut table berisi nilai Gibbs masing-masing komponen:

Tabel 1.12 Nilai Energi Gibbs

Komponen	Nilai ΔG_f (kJ/mol)
Ethyl benzena	130,58
Stirena	213,80
Hidrogen	0,0

(Sumber: Yaws, 1999)

Energi Gibbs secara keseluruhan: reaksi pada 298 K

$$\Delta G_{r(298)} = \Delta G_f^0 \text{ produk} - \Delta G_f^0 \text{ reaktan} \quad (1.3)$$

$$\Delta G_{r(298)} = [\Delta G_r^0(\text{C}_8\text{H}_8) + \Delta G_f^0(\text{H}_2)] - [\Delta G_f^0(\text{C}_8\text{H}_{10})]$$

$$\Delta G_{r(298)} = [\Delta G_r^0(213,80) + \Delta G_f^0(0,0)] - [\Delta G_f^0(130,58)]$$

$$\Delta G_{r(298)} = 8,341\text{E}+01 \text{ (kJ/mol)}$$

Jika melihat dari entalpi reaksi pada suhu 298 K proses pembuatan stirena termasuk kedalam jenis reaksi endotermis, karena $\Delta H_{r(298)}$ -nya didapati bernilai positif sebesar, 159,86 (kJ/mol). Artinya

reaksinya membutuhkan kalor dari lingkungan. Sehingga kalor dari sistem bertambah.

Sementara untuk nilai energi Gibbs $\Delta G_{r(298)}$ yang didapatkan adalah sebesar 8,31E+01 (kJ/mol) dan bernilai positive yang artinya reaksi berlangsung tidak spontan. Perlu adanya penambahan energi agar suatu reaksi terjadi,

Berdasarkan dari Van Ness (1997), maka:

$$\ln K_1 = \left(\frac{-\Delta G^0_r}{T \cdot R} \right) \quad (1.4)$$

$$\ln K_1 = \frac{1}{T} \times \frac{-(8,31) \text{ kJ/mol}}{8.314472 \frac{\text{J}}{\text{K} \cdot \text{mol}}}$$

$$\ln K_1 = e^{\frac{1}{T} \times (-9,99462)}$$

Konstanta kesetimbangan K_1 pada suhu 298K dapat dihitung dengan persamaan K_1 dan didapatkan

$$\ln K_1 = e^{\frac{1}{T} \times (-9,99462)}$$

$$\ln K_1 = e^{\frac{1}{298} \times (-9,99462)}$$

$$K_1 = 0,967015$$

Pada suhu 620°C (893 K), besarnya konstanta kesetimbangan K_2 dapat di hitung dengan persamaan:

$$\ln \frac{K_2}{K_1} = \left[\frac{-\Delta H_r}{R} \right] \left[\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right] \quad (1.5)$$

$$\ln \frac{K_2}{0,967015} = \left[\frac{-(-180 \text{ J/mol})}{8.314472 \frac{\text{J}}{\text{K} \cdot \text{mol}}} \right] \left[\frac{1}{893 \text{ K}} - \frac{1}{298 \text{ K}} \right]$$

$$\ln \frac{K_2}{0,967015} = -0,04841$$

$$\frac{K_2}{0,967015} = e^{-0,04841}$$

$$\frac{K_2}{0,967015} = 0,952745$$

$$K_2 = 0,952745 \times 0,967015$$

$$K_2 = 0,921319$$

Reaksi berjalan searah atau produk bersifat dominan apabila nilai $K > 1$, dan dari hasil perhitungan nilai kesetimbangan K_1 dan K_2 berturut-turut adalah 0,967015 dan 0,921319 sehingga hal ini menunjukkan bahwasanya reaktan bersifat dominan pada saat $K < 1$.

1.4.2 Tinjauan Kinetika

Tinjauan kinetika memiliki tujuan untuk mengetahui faktor apa saja yang akan mempengaruhi laju reaksi kimia yang terjadi, seperti katalis, dan laju kinetiknya.

a. Karakteristik Katalis

Karakteristik dari katalis Shell-105 adalah mempunyai komposisi terdiri 84,3% Fe_2O_3 , 2,4% Cr_2O_3 dan 13,3% K_2CO_3 wujudnya berbentuk palet.

b. Tinjauan Kinetika

Kinetika reaksi dari dehidrogenasi etilbenzena menurut Luyben

(2011) didefinisikan mengalami berbagai reaksi. Sebanyak 6 kemungkinan reaksi yang terjadi di dalam reaktor. Berikut ini adalah reaksi kimia yang terjadi di dalam reaktor.



Dengan laju reaksinya dirumuskan sebagai berikut:

$$R_{1f} = P_{eb} k_{1f} \exp^{\frac{E_{1f}}{RT}} \quad (1.12)$$

$$R_{1r} = P_{eb} k_{1r} \exp^{\left(\frac{-R_{1r}}{RT}\right)} \quad (1.13)$$

$$R_2 = P_{eb} k_2 \exp^{\frac{E_2}{RT}} \quad (1.14)$$

$$R_2 = P_{eb} k_3 \exp^{\frac{E_3}{RT}} \quad (1.15)$$

$$R_2 = P_w (P^{0,5}) k_4 \exp^{\frac{E_4}{RT}} \quad (1.16)$$

$$R_2 = P_w P_M k_5 \exp^{\frac{E_5}{RT}} \quad (1.17)$$

$$R_2 = P_w P_{CO} k_6 \exp^{\frac{E_6}{RT}}$$

Tabel 1.13 merupakan data yang digunakan Luyben, (2011). Dan semua laju reaksinya mempunyai satuan sebagai $\text{kmol s}^{-1}\text{m}^{-3}$. Nilai

konsentrasinya ditujukan menggunakan nilai tekanan gas parsial dalam satuan pascal.

Tabel 1.13 Nilai Kinetika Reaksi Dehidrogenasi Etilbenzena Menjadi Stirena

	K (kmol s ⁻¹ m ⁻³)	E (kJ/kmol)	Konsentrasi (Pascal)
Reaksi 1 <i>forward</i>	0.044	90.981	P _{Eb}
Reaksi 1 <i>backward</i>	6 x 10 ⁻⁸	61.127	P _S P _H
Reaksi 2	27,100	207.989	P _{Eb}
Reaksi 3	6.484 x 10 ⁻⁷	91.515	P _{Eb} P _H
Reaksi 4	4.487 x 10 ⁻⁷	103.997	(P _W) ² P _E
Reaksi 5	2.564 x 10 ⁻⁶	6723	P _W P _M
Reaksi 6	1779	73.638	P _W P _{CO}

(sumber:Luyben, 2011)

Jika dengan meninjau dari data pada Tabel 1.9 secara kimia bahwasanya jika reaksi menggunakan suhu yang tinggi akan sangat membantu reaksi tersebut dikarenakan energi aktivasi untuk reaksi *forward* itu lebih besar daripada energi aktivasi reaksi baliknya. Reaksinya bersifat endotermik. Dan secara kinetik dapat diketahui bahwasanya menggunakan tekanan yang rendah pada saat reaksi dan menggunakan etilbenzena dengan konsentrasi yang pekat akan sangat menguntungkan dalam memproduksi stirena (Luyben, 2011).

Menurut Hirano (1986) reaksinya didefinisikan sebagai berikut:

$$r_{St} = \frac{k_{St}k_{Eb}P_{Eb}}{k_{Eb}P_{Eb} + k_{St}P_{St}} \quad (1.19)$$

$$r_{Bz} = \frac{k_{Bz}k_{Eb}P_{Eb}}{1 + k_{Eb}P_{Eb} + k_{St}P_{St}} \quad (1.20)$$

$$r_{Tl} = \frac{k_{Tl}k_{Eb}P_{Eb}}{(1 + k_{Eb}P_{Eb} + k_{St}P_{St})} \quad (1.21)$$

Dengan menggunakan katalis dengan komposisi Fe sebesar 80%

dan K sebesar 20% dan didapatkan data K-nya pada Tabel 1.14

Tabel 1.14 Konstanta Laju Reaksi dan konstanta Keseimbangan Adsorpsi Etilbenzena pada Suhu 580oC Pembentukan Stirena, Benzena, & Toluena

katalis	K_{Bz} $\times 10^5/\text{mol.g}^{-1}\text{min}^{-1}$	$(K_{Eb})_{Bz}/\text{atm}^{-1}$	$K_{Tl} \times$ $10^5/\text{mol.g}^{-1}\text{min}^{-1}$	$(K_{Eb})_{Tl}/\text{atm}^{-1}$	$K_{St} \times$ $10^5/\text{mol.g}^{-1}\text{min}^{-1}$	K_{St}/K_{Eb}
80Fe- 20K	1,20	18,2	0,57	54,9	34,0	8,37

(sumber:Hirano, T. 1986)

Dan menurut Abdalla, dkk (1994), didapatkan data tabel

kinetika intrinsik katalis industri pada Tabel 1.14 dengan persamaan

laju reaksinya dirumuskan sebagai berikut:

$$R_1 = k_1 (P_{Eb} - \frac{r_{St}r_{H2}}{k_{Eb}}) \quad (1.22)$$

$$R_2 = k_2 P_{Eb} \quad (1.23)$$

$$R_3 = k_3 P_{Eb} P_{H_2} \quad (1.24)$$

$$R_4 = k_4 P_H P_{Eth}^{0,5} \quad (1.25)$$

$$R_5 = k_5 P_{H2O} P_{Met} \quad (1.26)$$

$$P_{Tl} \quad (1.27)$$

$$R_6 = k_6 (T_3) P_{H2O} P_{CO}$$

$$k_i = \text{Exp} \left[\frac{E_i}{RT} - \left(\frac{A_i}{RT} \right) \right] \quad (1.28)$$

Tabel 1.15 merupakan data kinetika reaksi dehidrogenasi etilbenzena menggunakan katalis yang digunakan oleh industri. Dalam hal ini diasumsikan katalis yang digunakan adalah katalis shell-105

Tabel 1.15 Data Kinetika Reaksi

Reaksi	Data katalis industri		ki=3600.exp (Ai-Ei/RT)
	Ai	Ei (kJ/mol)	
1	0,851	90891	8431,0524 (kmol/kg.h.bar)
2	14,00	207989	4329254147(kmol/kg.h.bar)
3	0,56	91515	6302,34332(kmol/kg.h.bar ²)
4	0,12	103996	4058,93181(kmol/kg.h.bar ^{1,5})
5	3,21	65723	89203,9208(kmol/kg.h.bar ²)
6	21,24	73628	6,0355E+12(kmol.K ³ /kg.h.bar ³)

(sumber:Abdullah, dkk., 1994)

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

Dalam upaya memastikan bahwa kualitas produk stirena memenuhi spesifikasi dan target yang telah ditetapkan, maka proses produksinya perlu dirancang secara sistematis dengan mempertimbangkan variabel-variabel utama. Proses ini dimulai dengan penggunaan penggunaan etilbenzena sebagai bahan baku utama, yang kemudian dikonversi menjadi stirena. Keberhasilan proses ini sangat bergantung pada spesifikasi produk, spesifikasi bahan baku, spesifikasi bahan pembantu serta pengendalian proses.

2.1 Spesifikasi Produk

Berikut pada table 2.1 merupakan sifat fisika dan kimia pada produk akhir berupa stirena, toluene dan benzene yang akan dihasilkan.

Tabel 2.1 Spesifikasi Produk

karakteristik	Produk	Produk Sampling	
	Stirena	Benzene	Toluene
Rumus kimia	C_8H_8	C_6H_6	C_7H_8
Warna	Tidak berwarna	Tidak berwarna	Tidak berwarna
Bau	Khas aromatik	Khas aromatik	Khas aromatik
Wujud	Cair	Cair	Cair
Berat molekul	104,15 g/mol	78,11 g/mol	92,14 g/mol
Kemurnian	99%	-	-
Titik Beku	-30,6°C	5,5°C	-
Titik Didih pada 1 atm	145°C	80,10°C	110,625°C
Densitas 25 °C	0,8998 g/mol	0,8736 g/cm ³	0,8631 g/cm ³
Viskositas 25 °C	0,7619 cp	0,6071 cp	0,5465 cp
Tekanan Uap 25 °C	2,6 kPa	12,6 kPa	-
Panas Pembakaran 25 °C	-4,263 MJ/mol	3,2676 kJ/mol	-

Tegangan Permukaan 25 °C	-	28,20 dyn/cm	27,9 dyn/cm
Temperatur Kritis	362,1°C	289,01°C	318,65°C
Panas Pembentukan Gas	147,4 kJ/mol	48,66 kJ/mol	-
Volume Kritis	3,37 mL/gram	0,337 m ³ /mol	0,216 L/mol
Tekanan kritis	38,4 bar	48,6 atm	40,23 atm
Flash Point	31,1°C	-11,1°C	4,0°C
Komposisi			
Stirena	Stirena dengan kemurnian 99% berat. Etilbenzena maksimal 1% berat. Inhibitor TBC 10-15 ppm		
Benzene	Benzene dengan kemurnian 99% berat. Toluene maksimal 1%		
Toluene	Toluene sebesar 99% berat. Tilbenzena maksimal 0,2% berat. Benzene maksimal 0,8% berat.		

(James dkk.,2000; Fruscella dkk., 2000; Chen dkk., 2000)

2.1.1 Sifat kimia produk

Berikut merupakan sifat imia dari stirena, benzene dan toluene

1. Sifat kimia stirena (C₈H₈)

secara kimia stirena memiliki sifat yang cukup reaktif dan mudah terbakar, serta dapat menyebabkan iritasi pada kulit maupun pernapasan. Dan berbahaya terhadap kehidupan organisme air padakonsentrasi yang rendah. *National Fire Protection and Association* atau biasa dikenal NFPA 704 atau biasa juga disebut sebagai symbol *hazard diamond*, tingkat bahaya untuk senyawa stiena dapat ditunjukkan pada gambar 2.1



Gambar 2.1 *hazard diamond* Senyawa Stirena

Berdasarkan gambar 2.1 bahwa senyawa stirena dapat digolongkan dalam 4 macam golongan, yaitu:

- a. Reaktivitas (warna kuning), tidak stabil saat terkena panas atau tekanan tinggi dan bisa bereaksi hebat.
- b. Mudah terbakar (warna merah), cairan mudah terbakar dan bisa menyala pada suhu ruangan (32-38°C).
- c. Kesehatan (warna biru), paparan dapat menyebabkan iritasi atau cedera sedang.
- d. Bahaya khusus(warna putih), senyawa stirena tidak memiliki peringatan khusus.

2. Sifat kimia benzene

Senyawa benzene memiliki sifat yang stabil, mudah terbakar dan juga berbahaya jika terkena paparannya. Dapat menyebabkan iritasi mata, kulit dan saluran pernapasan. Menurut NFPA 704 senyawa benzene memiliki *hazard diamond* seperti gambar 2.2



Gambar 2.2 *Hazard Diamond* Senyawa Benzena

Berdasarkan gambar 2.2 senyawa benzene dapat digolongkan dalam 4 macam golongan, yaitu:

- a. Reaktivitas (warna kuning), senyawa benzene tidak reaktif.
- b. Mudah terbakar (warna merah), sangat mudah terbakar dan uap dapat menyala dengan mudah.
- c. Kesehatan (warna biru), paparan dapat menyebabkan iritasi atau efek Kesehatan sedang. Benzene bersifat karsinogenik(dapat menyebabkan kanker) pada paparan jangka Panjang.
- d. Bahaya khusus(warna kuning),tidak memiliki bahaya khusus.

3. Sifat kimia toluene

Secara kimia senyawa toluene memiliki sifat yang stabil, mudah terbakar dan juga berbahaya untuk kesehatan seperti membuat iritasi mata, kulit dan saluran pernapasan. Menurut NFPA 704 senyawa toluene memiliki *hazard diamond* seperti gambar 2.3



Gambar 2.3 *Hazard Diamond* Senyawa Toluena

Berdasarkan gambar 2.3 senyawa toluene dapat digolongkan dalam 4 golongan, yaitu:

- a. Reaktivitas (warna kuning), stabil dalam kondisi normal dan tidak bereaksi hebat dengan bahan lainnya.
- b. Mudah terbakar (warna merah), sangat mudah terbakar dan uap mudah menyala pada suhu ruangan.
- c. Kesehatan (warna biru), paparan dapat menyebabkan iritasi sedang pada kulit, mata, atau system saraf pusat. Bisa menyebabkan pusing, sakit kepala, atau mengantuk.
- d. Bahaya khusus (warna putih), senyawa toluene tidak memiliki peringatan bahaya khusus.

2.2 Spesifikasi Bahan Baku Dan bahan Pendukung

Berikut merupakan sifat fisika dan kimia bahan baku dan pendukung yang terlibat dalam proses pembuatan stirena.

Tabel 2.2 Sifat Fisik Bahan Baku Dan Bahan Pendukung

karakteristik	Bahan baku	Bahan pendukung	katalis	inhibitor	
Nama senyawa	Ethylbenzene	Steam	Katalis shell 105	TBC	Diniroresol
Rumus kimia	C_8H_{10}	H_2O	-	$C_{10}H_{14}O_2$	$C_7H_6N_2O_5$
Berat molekul	106,16 kg/mol	18,02 g/mol	-	166,217 g/mol	198,134 g/mol
Wujud	Cair	Gas	Padat	-	Padat
Kenampakan	<i>colourless</i>	<i>colourless</i>	-	-	<i>Kuning</i>
Titik didih	136°C	100°C	-	285°C	312°C
Suhu kritis	346,4°C	-	-	-	-
Densitas	886 kg/m ³	997 kg/m ³	Bulk density 2146,27 kg/cm ³	-	1,58 g/cm ³
Viskositas	0,58 cp (20°C)	-	-	-	-
Komposisi	99% wt	100%	Fe ₂ O ₃ =84,3 % K ₂ CO ₃ =13,3% Cr ₂ O ₃ =2,4%	-	-
	0,7% toluena 0,3% benzena	-	Diameter 25 mm Kenampakan merah	-	-

(Sumber: Yudistira, dkk., 2012)

2.3 Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas (Quality Control/QC) merupakan bagian penting dalam proses produksi yang bertujuan memastikan bahwa bahan baku dan produk akhir memenuhi standard mutu yang ditetapkan oleh perusahaan. Dengan

pengendalian kualitas yang baik, proses produksi dapat berjalan optimal, efisien, dan menghasilkan produk berkualitas tinggi.

Adapun mekanismenya adalah bahan-bahan yang akan ataupun telah diproses dicek terlebih dahulu dengan cara melakukan inspeksi dan juga sampling secara berkala di laboratorium untuk pengecekan quality control ataupun menggunakan tujuh alat pengendalian kualitas yang terdiri dari histogram, *scatter diagram*, *control chart*, *check sheet*, *pareto diagram*, *cause effect diagram*, dan *flow chart*. Langkah preventive untuk menjaga barang ataupun material dalam keadaan yang baik juga diperlukan dengan cara menyimpannya disesuaikan ditempat yang aman dan dapat dikontrol dengan mudah.

2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas bahan baku dilakukan untuk memastikan bahwa semua bahan yang akan digunakan dalam proses produksi memenuhi standar mutu yang telah ditetapkan. Tujuan utamanya adalah untuk meminimalkan risiko gangguan selama proses produksi akibat penggunaan bahan baku yang tidak sesuai.

2.3.2 Pengendalian Kualitas Bahan Pendukung

Pengendalian bahan pendukung memiliki tujuan yang sama dengan pengendalian kualitas bahan baku, yaitu untuk memastikan bahwa semua bahan yang masuk ke proses produksi memenuhi standar mutu yang telah ditetapkan. Meskipun bukan bahan utama, bahan pendukung juga masuk ke dalam alat proses. Oleh karena itu, kualitasnya harus dikendalikan secara ketat. Apabila standar kualitas bahan pendukung tidak terpenuhi, maka risiko

terjadinya gangguan selama proses produksi akan meningkat. Hal ini dapat menyebabkan kerusakan peralatan, penurunan mutu produk, bahkan peningkatan biaya produksi.

2.3.3 Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian kualitas produk dilakukan oleh bagian **Quality Control (QC)** yang bertugas memastikan bahwa setiap produk yang dihasilkan telah memenuhi standar kualitas yang telah ditetapkan oleh perusahaan. Tujuan utama dari pengendalian ini adalah untuk memastikan bahwa produk yang akan dipasarkan layak untuk dijual dan sesuai dengan spesifikasi mutu. Dengan demikian, perusahaan dapat menjaga reputasi, kepuasan pelanggan, serta meminimalkan risiko komplain atau pengembalian produk. Pengendalian dilakukan melalui proses inspeksi dan pengujian terhadap produk jadi sebelum produk tersebut keluar dari proses produksi dan didistribusikan ke pasar.

2.3.4 Pengendalian Proses Produksi

Pengendalian proses dalam produksi adalah pengendalian pada sistem alat-alat produksi. Pengendalian proses dalam produksi menggunakan instrument alat-alat kontrol yang dilakukan di ruang kontrol dengan sistem distributed control system (DCS). Dilakukan dengan tujuan menjaga, memonitoring, melakukan program starting ataupun shut-down (mematikan), dengan melihat indikator-indikator yang ada seperti mensetting nilai dari flow control, level control, temperature control, pressure control, indicator dry run, yang dapat diketahui dari alarm, nyala lampu alarm, ataupun sebagainya.

Dan apabila terjadi penyimpangan maka penyimpangan tersebut harus dikembalikan pada kondisi settingan semula (Baya, dkk., 2022). Dan ketika proses beroperasi ataupun proses dimatikan melakukannya dengan cara manual ataupun otomatis. Adapun jenis-jenis alat kontrolnya dan indikator nya adalah sebagai berikut:

- a. Flow control dan flow indicator Flow kontrol adalah alat yang berfungsi untuk mengukur dan mengatur kecepatan fluida yang lewat di dalam pipa.dengan cara membuka tutup valve dari pipa. Sedangkan flow indicator adalah alat untuk mengidentifikasi apakah ada bahan yang lewat atau mengalir di pipa tersebut.
- b. Temperature control dan temperature indicator berfungsi untuk mengkontrol dengan cara men-setting temperature yang diinginkan suatu sistem dengan cara membuka ataupun menutup valve aliran pipa pemanas ataupun pendingin yang dibutuhkan. Sedangkan temperature indikator adalah alat untuk memonitoring angka dari temperatur yang terukur di dalam system
- c. Pressure control dan pressure indicator adalah suatu alat untuk mengkontrol tekanan dalam vessel ataupun bejana dengan cara men-setting nilainya. yang mana akan direalisasikan dengan membuka atau menutupnya valve atau vent. Sedangkan untuk pressure indicatornya adalah alat untuk mengukur tekanan dalam sistem tersebut.
- d. Level control dan level indicator ini biasanya ditemukan dalam sebuah bejana ataupun tangki guna mengontrol dan mengetahui isi dari tangki

tersebut. Level control ini khususnya untuk mengontrol isi dari sebuah tangki dengan wujud zat berupa cairan. Yang nantinya apakah isinya akan ditransfer ataupun diakumulasi. Sedangkan level indicator adalah instrument untuk membaca nilai level yang terekam di dalam bejana tersebut.

- e. Indicator dry run Adalah sebuah indikator yang berfungsi untuk mengetahui apakah sistem bekerja pada keadaan kering atau kosong dan berada sebelum pipa bagian inlet pompa.

2.3.5 Pengawasan kualitas produk

Pengawasan terhadap produk merupakan rangkaian kegiatan pengujian dan pemeriksaan yang dilakukan sejak bahan masih berupa bahan baku, dalam proses produksi, hingga menjadi produk akhir. Tujuan dari pengawasan ini adalah untuk memastikan bahwa seluruh tahapan dan komponen produksi memenuhi standar mutu yang telah ditetapkan perusahaan.

2.3.6 Pengendalian kualitas produk pada saat pemindahan

Pengendalian kualitas pada saat pemindahan adalah proses pengawasan yang dilakukan ketika produk atau bahan dipindahkan dari satu tempat ke tempat lainnya. Contohnya adalah pemindahan dari tempat penyimpanan menuju proses pengemasan untuk dipasarkan. Pada tahap ini, pengecekan ulang sangat diperlukan untuk memastikan bahwa kualitas produk tetap sesuai dengan standar yang telah ditetapkan. Pengawasan ini bertujuan untuk

memastikan tidak terjadi perubahan pada produk, baik dari segi fisik, mutu, maupun kemasan, sebelum produk sampai ke tangan konsumen.

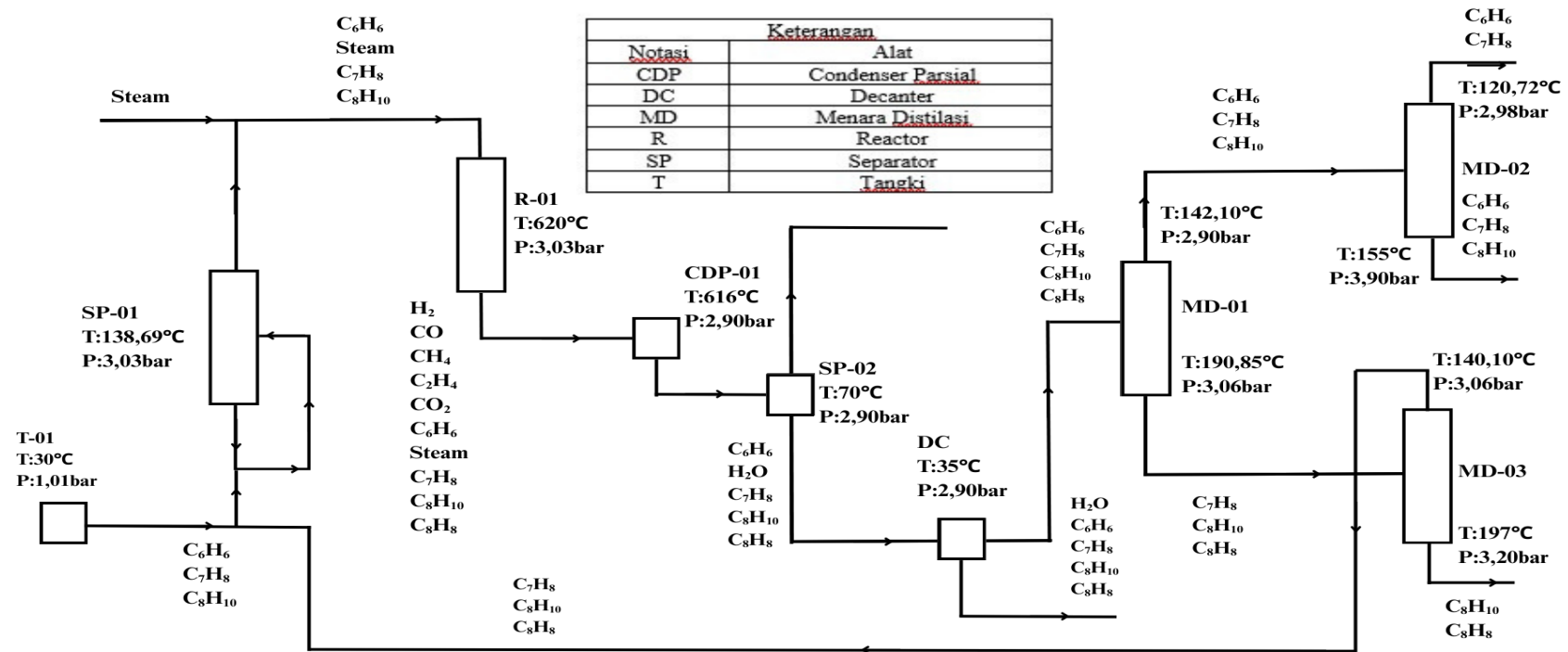
Dengan adanya pengendalian pada tahap pemindahan, perusahaan dapat mencegah terjadinya penurunan kualitas atau kerusakan produk yang dapat memengaruhi kepuasan pelanggan.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

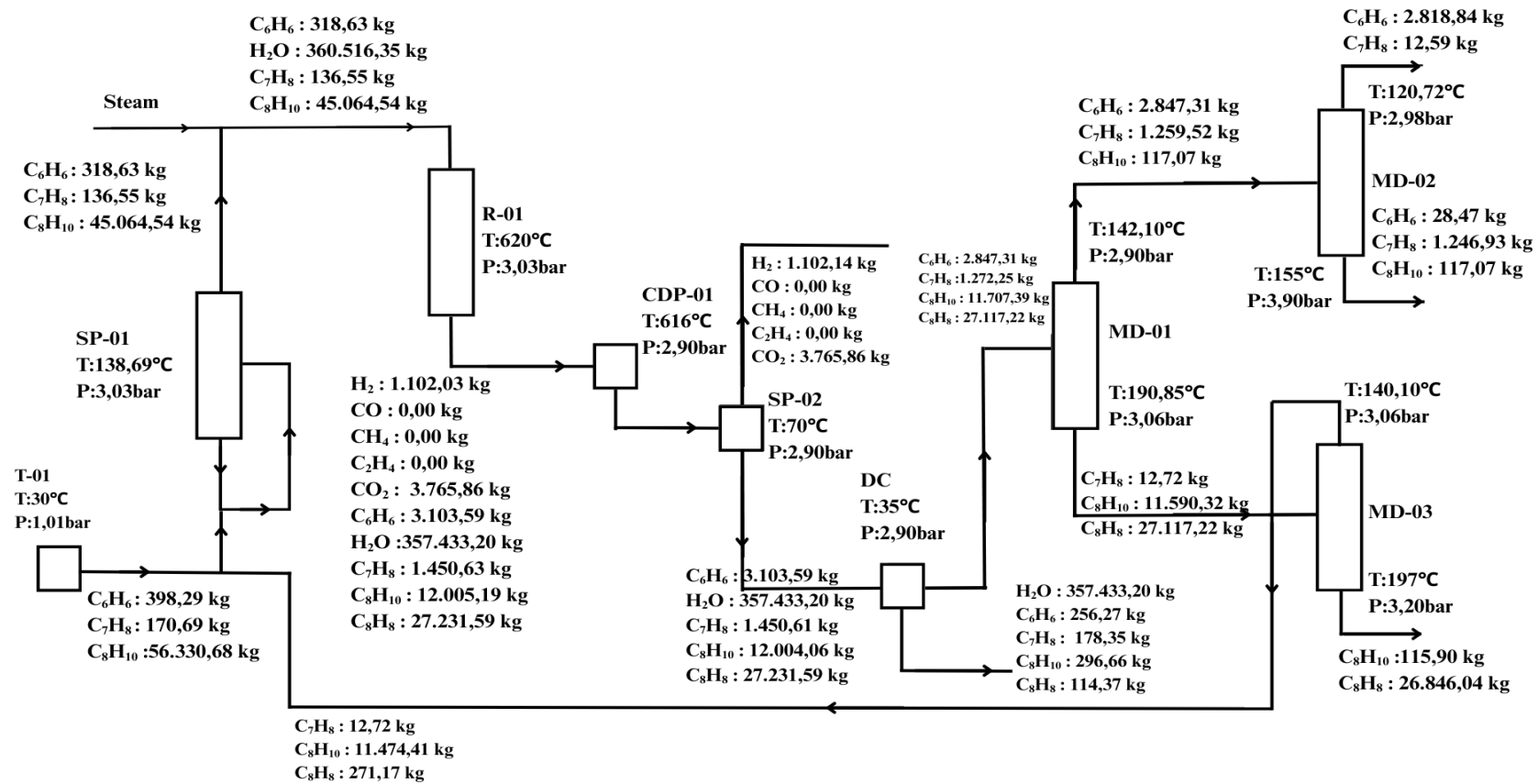
3.1 Diagram Alir Proses Dan Material

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

Pr-Arancangan pabrik stirena dengan kapasitas 240.000 ton/tahun, menggunakan metode dehidrogenasi dari senyawa etilbenzena dalam fase gas. Dalam prosesnya katalis dibutuhkan yang mana fungsinya untuk membantu menurunkan energi aktivasi dalam proses pembuatan stirena.

Proses pembuatan stirena dapat dibagi menjadi 3 proses, antara lain:

1. Tahap persiapan bahan baku,
2. Tahap reaksi,
3. Tahap pemisahan atau pemurnian produk.

3.2.1 Persiapan Bahan Baku Dan Bahan Pembantu

Persiapan bahan baku selalu dipertimbangkan dalam suatu pabrik, karena kondisi operasi yang diinginkan tidak begitu saja tercapai sehingga bahan baku perlu dikondisikan sedemikian rupa sehingga bisa berjalan dengan baik.

Pada persiapan bahan baku, dilakukan tahapan untuk mengubah etilbenzena dari wujud cair menjadi gas dengan cara mengatur suhu dan tekanan sesuai dengan kondisi operasi reaksi. Etilbenzena disimpan di dalam tangka penyimpanan (T-01) pada suhu 30°C dan tekanan 1,01325 bar.

Ketika bahan baku akan diproses, etilbenzena dialirkan dari tangka penyimpanan ke unit operasi *vaporizer* (VP-01) untuk diubah fasanya menjadi gas. Sebelum memasuki *vaporizer*, aliran bahan baku terlebih dahulu dinaikkan tekanannya menggunakan pompa dari 1,01325 bar menjadi 3 bar. Setelah itu, etilbenzena dipanaskan di dalam *vaporizer* (VP-01) dari suhu

30°C hingga mencapai 140°C, sehingga menyebabkan sebagian besar etilbenzena, sekitar 80% berubah menjadi fasa gas. Sisa 20% tetap berada dalam fasa cair, campuran dua fasa (multifase) ini kemudian dialirkan ke alat operasi separator (SP-01). Di dalam separator, dilakukan pemisahan antara fasa gas dan cair. Fasa gas keluar sebagai hasil atas separator dan diteruskan ke tahap proses selanjutnya dan fasa cair dikembalikan ke *vaporizer* sebagai arus *recycle* untuk diproses ulang menjadi gas.

Sebelum etilbenzena memasuki reactor, bahan baku tersebut dicampurkan dengan *superheated steam* dengan perbandingan 1:8. Dengan tujuan untuk menurunkan tekanan parsial dari etilbenzena, merawat katalis dari pembentukan kokas, dan menyedikan energi tambahan untuk reaksi pembentukan stirena.

3.2.2 Proses Reaksi Pembuatan Produk

Setelah bahan baku diubah menjadi fasa gas di *vaporizer* (VP-01) dan diambil hasil atasnya yang berupa gas di *separator* (SP-01), campuran gas etilbenzena dan *superheated steam* dialirkan ke dalam reactor dan dipanaskan hingga suhu 620°C sebelum melewati katalis shell 105 yang disusun dalam reactor (R-01).

Pada tahap ini, terjadi reaksi dehidrogenasi etilbenzena yang menghasilkan stirena dan hydrogen. Selain itu, juga terjadi reaksi samping yang menghasilkan senyawa benzene dan etilena. Reactor yang digunakan adalah reactor *fixed bed* yang dipanaskan menggunakan radiasi dari api, sehingga termasuk jenis reactor pipa berkatalis dalam *furnace*.

3.2.3 Proses Pemisahan Dan Pemurnian

Setelah reaksi di dalam reactor (R-01) selesai, aliran produk yang mengandung stirena, etilbenzena yang bereaksi, serta hasil samping seperti benzene, karbondioksida, air dan hydrogen dialirkan menuju kondensor parsial (CDP-01). Di alat ini, aliran dikondensasikan menggunakan *cooling water*, menurunkan suhu dari 616°C menjadi 69,85°C pada tekanan 2,9 bar. Pada kondisi ini, komponen seperti benzene, air, toluene, dan stirena akan berubah menjadi cair, sedangkan hydrogen dan etilena tetap dalam bentuk gas dan dipisahkan di *separator* (SP-02).

Aliran dari fasa cair dari *separator* (SP-02) kemudian dialirkan ke *cooler* (CL-01) untuk menurunkan suhu dari 69,85°C ke 35°C menggunakan pendingin *chill water*, lalu dialirkan ke unit *decanter* (terdiri dari 5 buah *decanter*) untuk memisahkan fasa organik (benzene, toluene, etilbenzena, stirena) dari fase anorganik (air). Fasa air dibuang sebagai limbah, sedangkan fasa organik diproses lebih lanjut.

Sebelum memasuki MD-01, aliran dipompa dan dipanaskan di *heat exchanger* (HE-01). Di MD-01, terjadi pemisahan antara komponen kunci ringan toluene dan komponen kunci berat etilbenzena. Hasil atas MD-01 adalah campuran benzene, toluene, dan sedikit etilbenzena yang keluar pada suhu 142,1°C dan tekanan 2,9 bar dikondensasi di CD-01 dan ditampung. Aliran ini dipisah sebagian dikembalikan ke MD-01 sebagian sebagai *reflux*, dan sisanya dikirim ke MD-02. Hasil bawah MD-01 berupa campuran etilbenzena dan stirena (dengan sekitar 1% toluene) dialirkan ke *reboiler* (Rb-

01), dipanaskan hingga 190,85°C sehingga terbentuk fasa gas dan cair. Fasa gas dikembalikan ke MD-01, sedangkan fasa cair dipompa ke MD-03.

Di MD-02, dilakukan pemisahan benzene (hasil atas) dan toluene (hasil bawah). Hasil atas berupa fasa gas dikondensasikan di CD-02, lalu ditampung di Acc-02. Sebagian aliran dikembalikan ke MD-02 sebagai *reflux*, sisanya didinginkan di *cooler* (Cl-02) dari suhu 120,72°C ke 30°C, lalu dipompa ke tangka produk benzene (T-02). Hasil bawah MD-02 dialirkan ke *reboiler* (Rb-02) dan dipanaskan hingga terbentuk fasa gas dan cair. Fasa gas kembali ke MD-02, sedangkan fasa cair didinginkan dari suhu 155°C ke 30°C menggunakan *cooling water* dan dipompa ke tangka produk toluene (T-03).

Sementara itu, aliran dari hasil bawah MD-01 yang masuk ke MD-03 mengalami pemisahan antara etilbenzena (hasil atas) dan stirena (hasil bawah). Etilbenzena dikondensasikan di CD-03, ditampung di Acc-03, dan sebagian dikembalikan sebagai *reflux* ke MD-03, sementara sisanya dipompakan kembali ke bagian awal proses sebagai arus *rcycle*. Hasil bawah MD-03 yang kaya stirena dialirkan ke *reboiler* (Rb-03), dipanaskan hingga sebanian menguap di kembali ke MD-03, sementara sisanya didinginkan di *cooler* (Cl-04) dari suhu 197°C ke 30°C, dan akhirnya ditampung di tangki produk stirena (T04).

3.3 Spesifikasi Alat

3.3.1 Spesifikasi Reactor

Tabel 3.1 Spesifikasi Reaktor

Reaktor (R-01)	
Fungsi	Mereaksikan C_8H_{10} dengan media bantu berupa steam menjadi C_8H_8
Jenis	<i>Fixed Bed Multitube Reaktor</i>
Mode operasi	<i>Steady state</i>
Jumlah	1
Kondisi operasi	Suhu ($^{\circ}C$) = 620 – 616 Tekanan (bar) = 3,03975 Kondisi proses = gase gas
Konstruksi dan material	Jenis pipa = <i>carbon steel A285</i> Isolator = <i>magnesium oksida brick</i>
Dimensi	Tinggi bed (m) = 5,43 Panjang (m) = 25.25 Lebar (m) = 13,60 Tebal isolator (m) = 2,11 Tinggi stack (m) = 5
Harga	\$8.432.515

3.3.2 Spesifikasi Alat Pendukung Dan Pemisah

a. Separator

Tabel 3.2 Spesifikasi Separator

	Separator (SP-01)	Separator (SP-02)
Fungsi	Memisahkan fasa gas dan cair dari aliran yang keluar vaporizer (VP-01)	Memisahkan gas-gas yang tidak dapat terkondensasi pada kondensor parsial (CDP-01)
Jenis	<i>Vertical separator</i>	<i>Vertical separator</i>
Jenis	<i>Steady state</i>	<i>Steady state</i>
Jumlah	1	1
Kondisi operasi	Suhu (°C) = 139,69 Tekanan (bar) = 3,03 Kondisi proses = <i>continuous</i>	Suhu (°C) = 70 Tekanan (bar) = 2,98 Kondisi proses = <i>continuous</i>
Bahan	<i>Carbon steel</i>	<i>Carbon steel</i>
Dimensi	Volume (m ³) = 6288,19 Tinggi (m) = 6,38 Diamenetr (m) = 2 Tebal vessel (inch) = 3/32	Volume (m ³) = 4731,36 Tinggi (m) = 18,70 Diamenetr (m) = 2 Tebal vessel (inch) = 3/32
Harga	\$22.236	\$21.001

b. Decanter

Tabel 3.3 Spesifikasi Decanter

Decanter (DC-01) (A-E)	
Fungsi	Memisahkan komponen organik seperti C_6H_6 , C_7H_8 , C_8H_{10} , C_8H_8 dari air proses
Jenis	<i>Vessel decanter (horizontal)</i>
Jenis	<i>Steady state</i>
Jumlah	5
Kondisi operasi	Suhu ($^{\circ}C$) = 35 Tekanan (bar) = 2,90 Kondisi proses = <i>continuous</i>
Bahan	<i>Carbon steel</i>
Dimensi	Volume (m^3) = 50,96 Tinggi (m) = 9,42 Diamenetr (m) = 2,79 Tebal vessel (inch) = 3/32 Over design = 20%
Harga	\$648.659

c. Menara Distilasi

Tabel 3.4 Spesifikasi Menara Distilasi

	MD-01	MD-02	MD-03
Fungsi	Memisahkan campuran komponen antara C_6H_6 dan C_7H_8 dengan campuran antara C_8H_{10} dan C_8H_8	Memisahkan campuran komponen antara C_6H_6 dan C_7H_8	Memisahkan campuran komponen antara C_8H_{10} dan C_8H_8
Jenis	<i>Tray tower</i>	<i>Tray tower</i>	<i>Tray tower</i>
Mode operasi	<i>Continuous</i>	<i>Continuous</i>	<i>Continuous</i>
Jumlah	1	1	1
Kondisi operasi	Umpan ($^{\circ}C$) = 188,86 Distilat ($^{\circ}C$) = 142,10 Bottom ($^{\circ}C$) = 190,84 Tekanan (bar) = 2,90	Umpan ($^{\circ}C$) = 130,67 Distilat ($^{\circ}C$) = 120,72 Bottom ($^{\circ}C$) = 155,25 Tekanan (bar) = 2,90	Umpan ($^{\circ}C$) = 190,85 Distilat ($^{\circ}C$) = 140,10 Bottom ($^{\circ}C$) = 197,34 Tekanan (bar) = 3,07
Bahan	<i>Carbon steel</i>	<i>Carbon steel</i>	<i>Carbon steel</i>

Dimensi	Tinggi (m) = 12,39 Diameter (m) = 1,52	Tinggi (m) = 16,18 Diameter (m) = 0,34	Tinggi (m) = 36,09 Diameter (m) = 2,25
Tray	Jenis tray = <i>sieve</i> Tebal tray (m) = 5×10^{-3} Tray spacing (m) = 0,15 Jumlah <i>plate</i> <i>actual</i> = 37	Jenis tray = <i>sieve</i> Tebal tray (m) = 5×10^{-3} Tray spacing (m) = 0,45 Jumlah <i>plate</i> <i>actual</i> = 28	Jenis tray = <i>sieve</i> Tebal tray (m) = 5×10^{-3} Tray spacing (m) = 0,30 Jumlah <i>plate</i> <i>actual</i> = 106
Harga	\$243.247	\$210.814	\$2.623.892

3.3.3 Spesifikasi Tangki Penyimpanan

Tabel 3.5 Spesifikasi Alat Penyimpanan Bahan Baku, Bahan Pendukung, Dan Produk

Tangki	T-01	T-02	T-03	T-04
Fungsi	Menyimpan kebutuhan etilbenzena (C_8H_{10})	Menyimpan produk samping berupa benzena (C_6H_6)	Menyimpan produk samping berupa toluene (C_7H_8)	Menyimpan produk utama berupa stirena (C_8H_8)
Lama penyimpanan	15 hari	1 bulan	1 bulan	1 bulan
Fasa	Cair	Cair	Cair	Cair
Jumlah tangki	1	1	1	1
Jenis tangki	Silinder vertikal	Silinder vertikal	Silinder vertikal	Silinder vertikal
Kondisi Operasi				
Suhu	30°C	30°C	30°C	30°C
Tekanan	1,01 bar	1,01 bar	1,01 bar	1,01 bar
Spesifikasi				
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel</i>	<i>Carbon steel</i>	<i>Carbon steel</i>	<i>Carbon steel</i>
Volume (m ³)	90,29	566,07	394,99	44.566,72

Tabel 3.6 Spesifikasi Alat Penyimpanan Bahan Baku, Bahan Pendukung, Dan Produk (Lanjutan)

Tangki	T-01	T-02	T-03	T-04
Diameter (m)	18,29	3,05	3,05	13,72
Tinggi tangki (m)	9,14	3,66	3,66	9,14
Jumlah course	5	2	2	30
Table shell (inch)	0,26	0,50	0,50	0,19
Head & bottom				
Jenis head	<i>hemispherical</i>	<i>hemispherical</i>	<i>hemispherical</i>	<i>hemispherical</i>
Tebal head	-	-	-	-
Jenis bottom	<i>flat</i>	<i>flat</i>	<i>flat</i>	<i>flat</i>
Tebal bottom (in)	0,26	0,50	0,50	0,19
Harga (USD)	5.463.883	97.299	129.732	2.724.955

3.3.4 Spesifikasi Expansion Valve Dan Compressor

Tabel 3.7 Spesifikasi Expansive Valve

Nama		<i>Expansion Valve 01</i>
Kode		(EV-01)
Fungsi		Menurunkan tekanan umpan pada <i>steam</i> proses menuju reaktor
Jenis		<i>Globe valve</i>
Material		<i>Carbon steel</i>
Kondisi Operasi	T (°C)	200
	P in (bar)	15,54
	P out (bar)	3,09
Ukuran pipa	ID (in)	1,38
	OD (in)	1,66
	SCH	40
	IPS (in)	1,25
	Luas (in ²)	1,50
Panjang ekivalen (m)		10,67
Daya (Hp)		-
Jumlah		1
Harga (Rp)		13.926.500

3.3.5 Alat Transportasi Fluida

Spesifikasi	Keterangan										
Kode	P-01	P-02	P-03	P-04	P-05	P-06	P-08	P-09	P-10	P-11	P-13
Fungsi	Memompa fluida dari tangki pembelian ke T-01	Memompa bahan baku dari T-01 ke VP-01	Memompa bahan dari SP-02 ke DC	Memompa fluida keluar dari DC ke MD-01	Memompa fluida dari decanter ke UPL	Memompa fluida dari Acc-01 ke MD-01 dan MD-02	Memompa fluida dari Rb-01 ke MD-03	Memompa fluida dari Acc-03 ke MD-03 dan arus <i>rcycle</i>	Memompa fluida dari Acc-02 ke MD-02 dan ke T-02	Memompa fluida dari Rb-03 ke T-04	Memompa fluida dari Rb-02 ke T-03
Kondisi Operasi											

Tabel 3.8 Spesifikasi Alat Transportasi Fluida

Tabel 3.9 Spesifikasi Alat Transportasi Fluida

Spesifikasi	Keterangan										
Kode	P-01	P-02	P-03	P-04	P-05	P-06	P-08	P-09	P-10	P-11	P-13
Viskositas (cP)	0,59	0,59	0,88	0,66	0,99	0,29	0,24	0,25	0,30	0,20	0,247
Kapasitas (m ³ /jam) (m ³ /s)	1,30 x 10 ⁻³	209,00	1.273,93	32,46	32,46	1,60	173,28	63,04	1,35	298,18	0,97
Pump head (m)	9,95	3,68	5,70	33,41	33,41	206,51	31,4	32,00	230,00	31,50	31,20
Suhu fluida (°C)	30,00	30,00	25,00	25,00	25,00	100,18	147,69	140,10	83,72	147,69	117,41
Instalasi	Horizontal	Horizontal	Horizontal	Horizontal	Horizontal	Horizontal	Horizontal	Horizontal	Horizontal	Horizontal	Horizontal

Kode	P-01	P-02	P-03	P-04	P-05	P-06	P-08	P-09	P-10	P-11	P-13
<i>submersibily</i>	<i>Dry</i>	<i>Dry</i>	<i>Dry</i>	<i>Dry</i>	<i>Dry</i>	<i>Dry</i>	<i>Dry</i>	<i>Dry</i>	<i>Dry</i>	<i>Dry</i>	<i>Dry</i>
Jenis pompa	<i>Dynami c pump</i>	<i>Dynami c pump</i>	<i>Dynami c pump</i>	<i>Dynami c pump</i>	<i>Dynami c pump</i>	<i>Dynami c pump</i>	<i>Dynami c pump</i>	<i>Dynami c pump</i>	<i>Dynami c pump</i>	<i>Dynami c pump</i>	<i>Dynami c pump</i>
Efisiensi	70%	80%	90%	80%	80%	35%	82%	70%	35%	80%	82%
Daya motor (Hp)	1,5	300	16000	75	75	3	1500	250	2	4500	1/2
Jumlah	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2
Material contruction	<i>Carbon steel</i>	<i>Carbon steel</i>	<i>Carbon steel</i>	<i>Carbon steel</i>	<i>Carbon steel</i>	<i>Carbon steel</i>	<i>Carbon steel</i>	<i>Carbon steel</i>	<i>Carbon steel</i>	<i>Carbon steel</i>	<i>Carbon steel</i>
Harga (USD)	13.836	17.789	30.826	12.354	12.354	6,177	17.789	13.836	6.177	18.530	6.177

3.3.6 Spesifikasi Alat Penukar Panas

a. Vaporizer

Tabel 3.10 Spesifikasi Alat Vaporizer

Kode	VP-01
Fungsi	Mengubah fasa umpan menjadi gas
Jenis	<i>Shell and tube</i>
Bahan	<i>Carbons teel</i>
Kondisi operasi	Beban panas (Q) = 9.490.076,56 kJ/jam Luas tranfer panas (A) = 227,36 m ² Tekanan (bar) = 3,03
Shell side	Fluida = etibenzena (fluida dingin) Fluida dingin = 30–139,69 °C ID (in) = 42 Jarak baffle (in) = 1,06 <i>Pressure drops</i> (Pa) = 181,53
Tube side	Fluida = steam Fluida panas = 180 °C (konstan) ID (in) = 0,58 OD (in) = 0,75 Nt = 1558 Passes = 1 Pitch (in) = $\frac{3}{4}$ pada 15/16 <i>triangular pitch</i> L (ft) = 8 BWG = 14 <i>Pressure drops</i> (Pa) = $2,90 \times 10^{-4}$
Rd	Rd (kJ/m ² . s. K) = 1,88 Rdmin (kJ/m ² . s. K) = 0,52
Harga	\$102.781

b. *Heat Exchanger*

Tabel 3.11 Spesifikasi Heater (HE-01)

Kode	HE-01
Fungsi	Memanaskan umpan sebelum masuk ke MD-01
Jenis	<i>Shell and tube</i>
Bahan	<i>Carbons teal</i>
Kondisi operasi	Beban panas (Q) = 8.788.853,61 kJ/jam Luas tranfer panas (A) = 135,71 m ² Tekanan (bar) = 2,98
Shell side	Fluida = benzene, toluene, etilbenzene, styrene Fluida dingin = 35-143,21 °C ID (in) = 37 Jarak baffle (in) = 1,06 <i>Pressure drops</i> (Pa) = 18,41
Tube side	Fluida = steam Fluida panas = 160 °C (konstan) ID (in) = 0,58 OD (in) = 0,75 Nt = 1240 Passes = 1 Pitch (in) = $\frac{3}{4}$ pada 15/16 <i>triangular pitch</i> L (ft) = 6 BWG = 14 <i>Pressure drops</i> (Pa) = $2,8 \times 10^{-4}$
Rd	Rd (kJ/m ² . s. K) = 1,28 Rdmin (kJ/m ² . s. K) = 0,88
Harga	\$85.733

c. Pendingin

Tabel 3.12 Spesifikasi Alat Pendingin

Kode	CL-01	CL-02	CL-03	CL-04
Fungsi	Menurunkan suhu aliran ke 35 °C	Menurunkan suhu fluida dari Acc-02 ke 30 °C	Menurunkan suhu aliran dari Rb-02 ke 30 °C sebelum ke T-03	Menurunkan suhu aliran fasa cair dari Rb-03 ke 30 °C
Jenis	<i>Shell and tube</i>	<i>Shell and tube</i>	<i>Shell and tube</i>	<i>Shell and tube</i>
Bahan	<i>Carbons teal</i>	<i>Carbons teal</i>	<i>Carbons teal</i>	<i>Carbons teal</i>
Kondisi operasi	Beban panas (Q) = 63.112.386,70 kJ/jam Luas tranfer panas (A) = 77,63 m ² Tekanan (bar) = 2,98	Beban panas (Q) = 279.094,46 kJ/jam Luas tranfer panas (A) = 6,78 m ² Tekanan (bar) = 2,98	Beban panas (Q) = 323.339,21 kJ/jam Luas tranfer panas (A) = 6,78 m ² Tekanan (bar) = 1,33	Beban panas (Q) = 8.867.127,12 kJ/jam Luas tranfer panas (A) = 397,95 m ² Tekanan (bar) = 2,98
Shell side	Fluida = aliran produk samping benzene Fluida panas = 70-35 °C ID (in) = 25 Jarak baffle (in) = 1,06 <i>Pressure drops</i> (Pa) =	Fluida = aliran produk samping benzene Fluida panas = 120,72-30 °C ID (in) = 10 Jarak baffle (in) = 1,06	Fluida = aliran produk samping toluene Fluida panas = 155,25-30 °C ID (in) = 8 Jarak baffle (in) = 1,06 <i>Pressure drops</i> (Pa) = 0,72	Fluida = aliran produk samping benzene Fluida panas = 197,34-30 °C ID (in) = 31 Jarak baffle (in) = 1,06 <i>Pressure drops</i> (Pa) = 139,18

	4.540,23	<i>Pressure drops</i> (Pa) = 0,39		
Tube side	Fluida = air pendingin Fluida dingin = 7-25 °C ID (in) = 0,58 OD (in) = 0,75 Nt = 532 Passes = 1 Pitch (in) = $\frac{3}{4}$ pada 15/16 <i>triangular pitch</i> L (ft) = 6 BWG = 14 <i>Pressure drops</i> (Pa) = 24,94	Fluida = air pendingin Fluida dingin = 29-40 °C ID (in) = 0,58 OD (in) = 0,75 Nt = 62 Passes = 2 Pitch (in) = $\frac{3}{4}$ pada 15/16 <i>triangular pitch</i> L (ft) = 6 BWG = 14 <i>Pressure drops</i> (Pa) = 0,89	Fluida = air pendingin Fluida dingin = 29-40 °C ID (in) = 0,58 OD (in) = 0,75 Nt = 62 Passes = 1 Pitch (in) = $\frac{3}{4}$ pada 15/16 <i>triangular pitch</i> L (ft) = 6 BWG = 14 <i>Pressure drops</i> (Pa) = 3,41	Fluida = air pendingin Fluida dingin = 29-40 °C ID (in) = 0,58 OD (in) = 0,75 Nt = 909 Passes = 1 Pitch (in) = $\frac{3}{4}$ pada 15/16 <i>triangular pitch</i> L (ft) = 24 BWG = 14 <i>Pressure drops</i> (Pa) = 284,44
Rd	Rd (kJ/m ² . s. K) = 3,02 Rdmin (kJ/m ² . s. K) = 0,88	Rd (kJ/m ² . s. K) = 2,38 Rdmin (kJ/m ² . s. K) = 0,88	Rd (kJ/m ² . s. K) = 1,67 Rdmin (kJ/m ² . s. K) = 0,88	Rd (kJ/m ² . s. K) = 1,86 Rdmin (kJ/m ² . s. K) = 0,88
Harga	\$53.367	\$3.335	\$3.335	\$124.153

d. Kondensor Parsial (CDP-01)

Tabel 3.13 Spesifikasi Kondensor Parsial (CDP-01)

Kode	CDP-01
Fungsi	Merubah fase gas komponen organik menjadi fase cair
Jenis	<i>Shell and tube</i>
Bahan	<i>Carbons teel</i>
Kondisi operasi	Beban panas (Q) = 1.831.826.495,60 kJ/jam Luas tranfer panas (A) = 2641,65 m ² Tekanan (bar) = 2,98
Shell side	Fluida = larutan komponen organik dengan air Fluida panas = 616-70 °C ID (in) = 78 Jarak bafille (in) = 1,82 <i>Pressure drops</i> (Pa) = $1,5 \times 10^{-3}$
Tube side	Fluida = air pendingin Fluida dingin = 30-50 °C ID (in) = 0,58 OD (in) = 0,75

	Nt = 6037 Passes = 1 Pitch (in) = $\frac{3}{4}$ pada 15/16 <i>triangular pitch</i> L (ft) = 24 BWG = 14 <i>Pressure drops</i> (Pa) = 0,00
Rd	Rd (kJ/m². s. K) = 1,23 Rdmin (kJ/m². s. K) = 0,88
Harga	\$353.713

e. Kondensor (CD-01)

Tabel 3.14 Spesifikasi Alat Kondensor

Kode	CD-01	CD-02	CD-03
Fungsi	Mengembunkan distilat MD-01	Mengembunkan distilat MD-02	Mengembunkan distilat MD-03
Jenis	<i>Shell and tube</i>	<i>Shell and tube</i>	<i>Shell and tube</i>
Bahan	<i>Carbons teel</i>	<i>Carbons teel</i>	<i>Carbons teel</i>
Kondisi operasi	Beban panas (Q) = 1.024.659,67 kJ/jam Luas tranfer panas (A) = 14,30 m ² Tekanan (bar) = 2,98	Beban panas (Q) = 590.249,63 kJ/jam Luas tranfer panas (A) = 3,50 m ² Tekanan (bar) = 2,98	Beban panas (Q) = 8.283.183,85 kJ/jam Luas tranfer panas (A) = 3,94 m ² Tekanan (bar) = 2,98
Shell side	Fluida = campuran benzene dengan toluene Fluida panas = 142,10-142,12°C ID (in) = 8 Jarak baffl e (in) = 1,06 <i>Pressure drops</i> (Pa) = 4,06	Fluida = aliran produk samping benzene Fluida panas = 120,89-120,72°C ID (in) = 8 Jarak baffl e (in) = 1,06 <i>Pressure drops</i> (Pa) = 1,00	Fluida = aliran fluida etilbenzene Fluida panas = 140,16-140,10°C ID (in) = 17,25 Jarak baffl e (in) = 0,43 <i>Pressure drops</i> (Pa) = 119,06

Tube side	Fluida = air pendingin Fluida dingin = 10-15 °C ID (in) = 0,58 OD (in) = 0,75 Nt = 130 Passes = 2 Pitch (in) = $\frac{3}{4}$ pada 15/16 <i>triangular pitch</i> L (ft) = 6 BWG = 14 <i>Pressure drops</i> (Pa) = 211,05	Fluida = air pendingin Fluida dingin = 30-50 °C ID (in) = 0,58 OD (in) = 0,75 Nt = 32 Passes = 2 Pitch (in) = $\frac{3}{4}$ pada 15/16 <i>triangular pitch</i> L (ft) = 6 BWG = 14 <i>Pressure drops</i> (Pa) = 211,05	Fluida = air pendingin Fluida dingin = 30-50 °C ID (in) = 0,58 OD (in) = 0,75 Nt = 36 Passes = 2 Pitch (in) = $\frac{3}{4}$ pada 15/16 <i>triangular pitch</i> L (ft) = 6 BWG = 14 <i>Pressure drops</i> (Pa) = 1.430
Rd	Rd (kJ/m ² . s. K) = 1,91 Rdmin (kJ/m ² . s. K) = 0,88	Rd (kJ/m ² . s. K) = 1,13 Rdmin (kJ/m ² . s. K) = 0,88	Rd (kJ/m ² . s. K) = 1,28 Rdmin (kJ/m ² . s. K) = 0,88
Harga	\$1.359	\$1.359	\$46.079

f. Reboiler

Tabel 3.15 Spesifikasi Kettel Reboiler

Kode	RB-01	RB-02	RB-03
Fungsi	Menaikan suhu hasil bawah MD-01	Menaikan suhu hasil bawah MD-02	Menaikan suhu hasil bawah MD-03
Jenis	<i>Shell and tube</i>	<i>Shell and tube</i>	<i>Shell and tube</i>
Bahan	<i>Carbons teel</i>	<i>Carbons teel</i>	<i>Carbons teel</i>
Kondisi operasi	Beban panas (Q) = 2.577,558,70 kJ/jam Luas tranfer panas (A) = 19,26 m ² Tekanan (bar) = 3,06	Beban panas (Q) = 2.002.521,58 kJ/jam Luas tranfer panas (A) = 4,37 m ² Tekanan (bar) = 3,09	Beban panas (Q) = 34.363.155,52 kJ/jam Luas tranfer panas (A) = 3,20 m ² Tekanan (bar) = 2,98
Shell side	Fluida = campuran etilbenzene dengan styrene Fluida dingin = 190,82-190,84°C ID (in) = 16 Jarak bafille (in) = 1,06 <i>Pressure drops</i> (Pa) = 0,00	Fluida = aliran toluene dengan benzene Fluida dingin = 154,39-154,25°C ID (in) = 8 Jarak bafille (in) = 1,06 <i>Pressure drops</i> (Pa) = 0,00	Fluida = campuran etilbenzene dengan styrene Fluida dingin = 162,30 °C(konstan) ID (in) = 38 Jarak bafille (in) = 1,06 <i>Pressure drops</i> (Pa) = 0,00
Tube side	Fluida = steam Fluida panas = 200 °C (konstan)	Fluida = steam Fluida panas = 200°C (konstan)	Fluida = steam Fluida panas = 197,33-197,34 °C

	ID (in) = 0,58 OD (in) = 0,75 Nt = 176 Passes = 2 Pitch (in) = $\frac{3}{4}$ pada 15/16 <i>triangular pitch</i> L (ft) = 6 BWG = 14 <i>Pressure drops</i> (Pa) = 0,00	ID (in) = 0,58 OD (in) = 0,75 Nt = 40 Passes = 2 Pitch (in) = $\frac{3}{4}$ pada 15/16 <i>triangular pitch</i> L (ft) = 6 BWG = 14 <i>Pressure drops</i> (Pa) = 0,00	ID (in) = 0,58 OD (in) = 0,75 Nt = 1390 Passes = 2 Pitch (in) = $\frac{3}{4}$ pada 15/16 <i>triangular pitch</i> L (ft) = 16 BWG = 14 <i>Pressure drops</i> (Pa) = 0,00
Rd	Rd (kJ/m ² . s. K) = 1,37 Rdmin (kJ/m ² . s. K) = 0,52	Rd (kJ/m ² . s. K) = 4,01 Rdmin (kJ/m ² . s. K) = 0,52	Rd (kJ/m ² . s. K) = 1,81 Rdmin (kJ/m ² . s. K) = 0,52
Harga	\$28.537	\$12.601	\$115.753

3.4 Neraca Massa

3.4.1 Neraca Massa Alat

1. Neraca massa separator 01 (SP-01)

Tabel 3.16 Neraca Massa Separator-01

Komponen		Input		Output (kg/jam)		Output (kg/jam)	
		4		5		6	
formula	BM (g/mol)	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
H2	2,0158	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO	28,01	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CH4	16,04	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C2H4	28,05	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO2	44,009	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C6H6	78,11	5,0992	398,2977	4,0794	318,6382	1,0198	79,6595
H2O	18,015	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C7H8	92,14	1,8526	170,6990	1,4821	136,5592	0,3705	34,1398
C8H10	106,17	530,5706	56.330,6801	424,4565	45.064,5441	106,1141	11.266,1360
C8H8	104,15	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
sub total		56.899,6769		45.519,7415		11.379,9354	
Total		56.899,6769		56.899,6769			

2. Neraca massa reaktor (R-01)

Tabel 3.17 Neraca Massa Reaktor

Komponen		Input		bereaksi (kmol)						Output	
		8		1	2	3	4	5	6	9	
formula	BM (g/mol)	kmol/jam	kg/jam							kmol/jam	kg/jam
H ₂	2,0158	0,0000	0,0000	261,4652		14,2617	142,6174	42,7852	85,5704	546,6999	1.102,0377
CO	28,01	0,0000	0,0000				71,3087	14,2617	-85,5704	0,0000	0,0000
CH ₄	16,04	0,0000	0,0000			14,2617		-14,2617		0,0000	0,0000
C ₂ H ₄	28,05	0,0000	0,0000		35,6543		-35,6543			0,0000	0,0000
CO ₂	44,009	0,0000	0,0000						85,5704	85,5704	3.765,8689
C ₆ H ₆	78,11	4,0794	318,6382		35,6543					39,7337	3.103,5990
H ₂ O	18,015	20.011,6986	360.516,3529				-71,3087	-14,2617	-85,5704	19.840,5577	357.433,2025
C ₇ H ₈	92,14	1,4821	136,5592			14,2617				15,7438	1.450,6357
C ₈ H ₁₀	106,17	424,4565	45.064,5441	-261,4652	-35,6543	-14,2617				113,0752	12.005,1946
C ₈ H ₈	104,15	0,0000	0,0000	261,4652						261,4652	27.231,5995
Total		406.036,0944								406.092,1379	

3. Neraca massa separator 02 (SP-02)

Tabel 3.18 Neraca Massa Separator-02

Komponen		Input		Output		Output	
		9		10		11	
formula	BM (g/mol)	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
H2	2,016	546,6999	1.102,1471	546,6999	1.102,1471	0,0000	0,0000
CO	28,01	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CH4	16,04	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C2H4	28,05	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO2	44,009	85,5704	3.765,8689	85,5704	3.765,8689	0,0000	0,0000
C6H6	78,11	39,7337	3.103,5990	0,0000	0,0000	39,7337	3.103,5990
H2O	18,01528	19.840,5577	357.433,2025	0,0000	0,0000	19.840,5577	357.433,2025
C7H8	92,13842	15,7438	1.450,6109	0,0000	0,0000	15,7438	1.450,6109
C8H10	106,16	113,0752	12.004,0638	0,0000	0,0000	113,0752	12.004,0638
C8H8	104,15	261,4652	27.231,5995	0,0000	0,0000	261,4652	27.231,5995
sub total		406.091,0916		4.868,0159		401.223,0757	
Total				406.091,0916			

4. Neraca massa decanter 01 (DC-A-E)

Tabel 3.19 Neraca Massa Dekanter

Komponen		Input		Output		Output	
		11		12 (atas)		13 (bawah)	
formula	BM (g/mol)	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
H2	2,016	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO	28,01	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CH4	16,04	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C2H4	28,05	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO2	44,009	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C6H6	78,11	39,7337	3.103,5990	36,4527	2.847,3194	3,2810	256,2796
H2O	18,01528	19.840,5577	357.433,2025	0,0000	0,0000	19.840,5577	357.433,2025
C7H8	92,13842	15,7438	1.450,6109	13,8080	1.272,2517	1,9358	178,3592
C8H10	106,16	113,0752	12.004,0638	110,2807	11.707,3942	2,7946	296,6696
C8H8	104,15	261,4652	27.231,5995	260,3670	27.117,2209	1,0982	114,3786
Total		401.223,0757		42.944,1862		358.278,8895	
				401.223,0757			

5. Neraca massa menara distilasi (MD-01)

Tabel 3.20 Neraca Massa Menara Distilasi-01

Komponen		Input		Output		Output	
		13		14 (atas)		15 (bawah)	
formula	BM (g/mol)	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
H2	2,016	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO	28,01	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CH4	16,04	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C2H4	28,05	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO2	44,009	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C6H6	78,11	36,4527	2.847,3194	36,4527	2.847,3194	0,0000	0,0000
H2O	18,01528	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C7H8	92,13842	13,8080	1.272,2517	13,6700	1.259,5292	0,1381	12,7225
C8H10	106,16	110,2807	11.707,3942	1,1028	117,0739	109,1778	11.590,3203
C8H8	104,15	260,3670	27.117,2209	0,0000	0,0000	260,3670	27.117,2209
sub total		42.944,1862		4.223,9225		38.720,2637	
Total				42.944,1862			

6. Neraca massa Menara distilasi (MD-02)

Tabel 3.21 Neraca Massa Menara Distilasi-02

Komponen		Input		Output		Output	
		14		16 (atas)		17 (bawah)	
formula	BM (g/mol)	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
H2	2,016	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO	28,01	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CH4	16,04	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C2H4	28,05	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO2	44,009	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C6H6	78,11	36,4527	2.847,3194	36,0882	2.818,8462	0,3645	28,4732
H2O	18,01528	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C7H8	92,13842	13,6700	1.259,5292	0,1367	12,5953	13,5333	1.246,9339
C8H10	106,16	1,1028	117,0739	0,0000	0,0000	1,1028	117,0739
C8H8	104,15	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
sub total		4.223,9225		2.831,4415		1.392,4810	
Total				4.223,9225			

7. Neraca massa Menara distilasi (MD-03)

Tabel 3.22 Neraca Massa Menara Distilasi-03

Komponen		Input		Output		Output	
		15		18 (atas)		19 (bawah)	
formula	BM (g/mol)	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
H2	2,016	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO	28,01	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CH4	16,04	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C2H4	28,05	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO2	44,009	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C6H6	78,11	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2O	18,01528	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C7H8	92,13842	0,1381	12,7225	0,1381	12,7225	0,0000	0,0000
C8H10	106,16	109,1778	11.590,3203	108,0861	11.474,4171	1,0918	115,9032
C8H8	104,15	260,3670	27.117,2209	2,6037	271,1722	257,7633	26.846,0487
sub total		38.720,2637		11.758,3118		26.961,9519	
Total				38.720,2637			

3.5 Neraca Panas

3.5.1 Neraca Panas Alat

a. Reactor (R-01)

Tabel 3.23 Neraca Panas Reaktor

komponen	input			output			
	kmol/jam	Cp.dT	Q (kJ/jam)	kmol/jam	Cp.dT	Q (kJ/jam)	Q reaksi
C6H6	4,0794	91734,077	374215,5955	39,7337	90356,407	3590194,014	
C7H8	1,4821	112035,427	166045,9192	15,7438	111184,926	1750475,639	
C8H10	424,4565	133995,329	56875185,09	113,0752	134206,231	15175397,08	
C8H8	0,0000	100147,350	0	261,4652	123086,246	32182768,53	
H2O	20011,6986	21244,232	425133163,5	19840,5577	21502,746	426626474,2	
CO2	0,0000	0,000	0	85,5704	27235,625	2330564,061	
H2	0,0000	0,000	0	546,6999	17347,209	9483717,999	
subtotal	430,0179127		482.548.610	20902,8460		491.139.592	47270,57923
Total	482.548.610			491.186.862			

b. Separator 02

Tabel 3.24 Neraca Panas Separator-02

komponen	input			output			output		
	kmol/jam	Cp.dT	Q (kJ/jam)	kmol/jam	Cp.dT	Q (kJ/jam)	kmol/jam	Cp.dT	Q (kJ/jam)
C6H6	39,7337	6.375,902	253.338,157	39,7337	6.375,90	253.338,16	0,00	0,00	0,00
C7H8	15,7438	7.251,453	114.165,586	15,7438	7.251,45	114.165,59	0,00	0,00	0,00
C8H10	113,0752	8.438,458	954.180,399	113,0752	8.438,46	954.180,40	0,00	0,00	0,00
C8H8	261,4652	8.590,105	2.246.013,413	261,4652	8.590,10	2.246.013,41	0,00	0,00	0,00
H2O	19840,5577	3.903,731	77.452.197,273	19.840,5577	3.903,73	77.452.197,27	0,00	0,00	0,00
CO2	85,5704	1.760,220	150.622,815	0,0000	0,00	0,00	85,57	1.760,22	150.622,82
H2	546,6999	1.298,753	710.028,136	0,0000	0,00	0,00	546,70	1.298,75	710.028,14
total	20902,8460		81.880.545,779			81.019.894,83			860.650,95
	81.880.545,779			81.880.545,78					

c. Decanter

Tabel 3.25 Neraca Panas Dekanter

komponen	input			output			output		
	kmol/jam	Cp.dT	Q (kJ/jam)	kmol/jam	Cp.dT	Q (kJ/jam)	kmol/jam	Cp.dT	Q (kJ/jam)
C6H6	39,73	1.386,96	55.109,11	36,45	1.386,96	50.558,48	3,28	1.386,96	4.550,63
C7H8	15,74	1.582,38	24.912,64	13,81	1.582,38	21.849,51	1,94	1.582,38	3.063,12
C8H10	113,08	1.844,15	208.527,75	110,28	1.844,15	203.374,18	2,79	1.844,15	5.153,57
C8H8	261,47	1.878,49	491.159,83	260,37	1.878,49	489.096,85	1,10	1.878,49	2.062,98
H2O	19.840,56	863,44	17.131.197,98	0,00	0,00		19.840,56	863,44	17.131.197,98
subtotal	20.270,58		17.910.907,31			764.879,02			17.146.028,29
total	17.910.907,31			17.910.907,31					

d. Neraca panas Menara distilasi 01

Tabel 3.26 Neraca Panas Menara Distilasi-01

Komponen	Input	Output	
	Arus 5	Arus 6	Arus 7
benzena	923.176,09	385.348,39	0,00
toluene	395.237,17	164.102,37	4.707,11
etilbenzena	3.642.860,87	15.382,60	4.294.307,12
stirena	8.666.052,84	0,00	10.316.378,42
SUB TOTAL	13.627.326,97	564.833,36	14.615.392,64
Q reboiler	2.577.558,70		
Q kondensor		1.024.659,67	
TOTAL	16.204.885,67	16.204.885,67	

e. Neraca panas Menara distilasi 02

Tabel 3.27 Neraca panas Menara Distilasi-02

Komponen	Input	Output	
	Arus 5	Arus 6	Arus 7
benzena	567.879,03	385.348,39	35.714,32
toluene	241.518,60	164.102,37	1.502.048,50
etilbenzena	22.592,68	15.382,60	141.666,06
stirena	0,00	0,00	0,00
SUB TOTAL	831.990,30	564.833,36	1.679.428,89
Q reboiler	2.002.521,58		
Q kondensor		590.249,63	
TOTAL	2.834.511,88	2.834.511,88	

f. Neraca panas Menara distilasi 03

Tabel 3.28 Neraca Panas Menara Distilasi-03

Komponen	Input	Output	
	Arus 15	Arus 18	Arus 19
benzena	0,00	0,00	0,00
toluene	4.007,07	1.657,60	0,00
etilbenzena	3.655.659,84	1.507.648,18	154.947,34
stirena	8.782.131,60	36.917,71	36.820.599,34
SUB TOTAL	12.441.798,51	1.546.223,49	36.975.546,69
Q reboiler	34.363.155,52		
Q kondensor		8.283.183,85	
TOTAL	46.804.954,03	46.804.954,03	

BAB IV

PEERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Lokasi suatu pabrik merupakan faktor penting yang harus dipertimbangkan dalam perencanaan pembangunan, karena berkaitan langsung dengan kemajuan dan keberlangsungan operasional pabrik tersebut. Salah satu faktor utama yang perlu diperhatikan adalah letak geografis. Letak geografis yang strategis dapat membantu memaksimalkan proses produksi dan distribusi barang, serta memberikan peluang untuk pengembangan pabrik di masa depan. Selain itu, pemilihan lokasi pabrik juga perlu mempertimbangkan perkembangan ekonomi dan kondisi sosial masyarakat di sekitar Kawasan pabrik. Berdasarkan pertimbangan-pertimbangan tersebut, perancangan pabrik stirena dengan kapasitas 240.000 ton per tahunan direncanakan akan dibangun di Kawasan Industri Tuban, Kecamatan Jenu, Kabupaten Tuban, Jawa Timur.



Gambar 4.1 Lokasi Pendirian Pabrik

4.1.1 Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku utama dalam produksi stirena adalah etilbenzena. Di Indonesia pasokan etilbenzena tersedia dari PT. Styrimo Mono Indonesia dan PT. Chandra Asri Petrochemical yang berlokasi di Cilegon, Banten. Kapasitas produksi gabungan kedua perusahaan tersebut diperkirakan mencapai 640.000 ton/tahun, sehingga mampu memenuhi kebutuhan pabrik stirena berkapasitas 240.000 ton/tahun.

Lokasi pabrik yang dirancang di Tuban, Jawa Timur, memang cukup jauh dari sumber bahan baku di Banten. Namun, kondisi ini tidak menjadi kendala utama karena akses transportasi laut memungkinkan distribusi etilbenzena dari Pelabuhan Merak menuju Pelabuhan di Tuban. Pengiriman dalam jumlah besar melalui jalur laut relatif lebih ekonomis dibandingkan transportasi darat, terutama untuk bahan kimia cair seperti etilbenzena.

4.1.2 Pemasaran Produk

Target utama pemasaran produksi stirena dari pabrik ini adalah memenuhi kebutuhan dalam negeri, dan sisanya ke pasar diekspor ke pasar luar negeri. Stirena merupakan produk intermediat yang memiliki beragam aplikasi, terutama sebagai bahan baku dalam industri pembuatan plastik, polimer, kopolimer, karet sintetis, serta bahan konstruksi. Penggunaan stirena yang sangat bervariasi menjadikannya komoditas penting dalam berbagai sektor industri, sehingga permintaan terhadap produk ini tergolong tinggi dan terus meningkat.

Untuk pasar domestic, distribusi produk akan difokuskan pada wilayah-wilayah industri utama di Indonesia, yaitu:

- Pulau Jawa (khususnya Kawasan industri di Banten, Jawa Barat, dan Jawa Timur),
- Sumatra (seperti Riau dan Sumatra Utara), serta
- Kalimantan (serutama Kalimantan Timur yang memiliki Kawasan industri dan proyek hilirisasi petrokimia).

Sementara itu, untuk pasar ekspor, terget utamanya adalah negara-negara di Kawasan ASEAN, adalah Thailand dan Filipina. Selain ASEAN, ekspor juga akan diarahkan ke negara dengan konsumsi stirena tinggi, yaitu: Tiongkok (China) dan India. Dengan strategi pemasaran ini, pabrik stirena diharapkan dapat berkontribusi dalam memenuhi permintaan nasional sekaligus meningkatkan daya saing produk kimia Indonesia di pasar internasional.

4.1.3 Sarana Transportasi Dan Telekomunikasi

Wilayah Tuban merupakan salah satu kawasan yang telah dicanangkan dan ditetapkan oleh pemerintah sebagai kawasan industr strategis. Penetapan ini didukung oleh ketersediaan lahan yang memadai serta infrastruktur yang menunjang aktivitas industri secara menyeluruh. Dari sisi transportasi darat, Kawasan ini telah dilengkapi dengan jaringan jalan raya utama yang menghubungkan Tuban dengan kota-kota besar di Jawa Timur dan wilayah lainnya di pulau Jawa. Hal ini mempermudah proses pendistribusian produk

dan mobilitas logistik menggunakan moda transportasi darat, baik untuk pasar domestik maupun untuk distribusi ke Pelabuhan.

Keunggulan lokasi ini juga terletak pada kedekatannya dengan Pelabuhan *Java Integrated and Ports Estate* (JIPE), yang merupakan Pelabuhan bertaraf internasional. Fasilitas Pelabuhan ini memungkinkan proses ekspor produk dan impor bahan baku dilakukan secara efisien melalui jalur laut. Kedekatan dengan Pelabuhan juga berdampak positif terhadap penurunan biaya logistik dan waktu pengiriman. Selain itu, infrastruktur telekomunikasi di wilayah ini telah berkembang dengan baik. Jaringan telepon, internet, dan komunikasi data tersedia dan dapat mendukung kebutuhan operasional pabrik, baik dari sisi pengawasan produksi, pengendalian system, hingga komunikasi bisnis. Dengan dukungan infrastruktur yang lengkap dan lokasi yang strategis, Kawasan ini sangat sesuai untuk pembangunan dan pengoperasian pabrik styrena berskala besar.

4.1.4 Utilitas

Dalam mengoperasikan suatu pabrik, ketersediaan sarana pendukung seperti air, listrik, bahan bakar, serta fasilitas utilitas lainnya merupakan aspek yang sangat penting dan harus diperhatikan secara menyeluruh. Sarana-sarana ini berperan langsung dalam menjamin kelancaran proses produksi, operasional fasilitas penunjang, serta pemenuhan kebutuhan dasar para pekerja. Pabrik styrena yang direncanakan akan dibangun di Kawasan Industri Tuban, Jawa Timur, yang lokasinya berada dekat pesisir pantai dan telah dirancang sebagai Kawasan industri terintegrasi. Lokasi ini menyediakan

berbagai fasilitas utama dan tambahan yang sangat mendukung operasional industri skala besar.

Pembangunan di daerah tersebut akan mendapatkan fasilitas utama dan fasilitas tambahan berupa:

- Akses jalan utama dan terhubung ke jaringan transportasi nasional, memudahkan mobilitas barang dan personal.
- System saluran pembuangan limbah cair dan padat, yang telah sesuai dengan standar pengolahan lingkungan.
- Instalasi Pengolahan Air Limbah (IPAL) yang tersedia dalam Kawasan, guna memastikan limbah pabrik dikelola sesuai ketentuan peraturan lingkungan hidup.
- Jaringan telekomunikasi dan akses internet melalui jaringan fiber optik, yang mendukung kegiatan operasional, otomatisasi, dan system industri.
- Pasokan listrik utama yang diperoleh dari PT PLN (Persero) dengan jaringan tegangan tinggi yang masuk ke Kawasan industri.
- Generator cadangan (genset) akan disiapkan untuk menjamin kontinuitas suplai listrik dalam kondisi darurat atau pemadaman.

Kebutuhan air akan diperoleh dari sungai terdekat, dengan system pengambilan dan pengolahan yang dirancang sesuai kebutuhan proses produksi. Bahan bakar untuk kebutuhan operasional, terutama untuk unit pemanas atau boiler, akan disuplai oleh Perusahaan Gas Negara (PGN) dalam bentuk gas alam, yang dinilai lebih efisien dan ramah lingkungan. Dengan dukungan sarana pendukung yang lengkap dan aksesibilitas infrastruktur yang

memadai, pabrik ini memiliki fondasi operasional yang kuat untuk mencapai efisiensi produksi dan keberlanjutan jangka Panjang,

4.1.5 Tenaga Kerja

Jumlah tenaga kerja yang dibutuhkan dalam operasional pabrik stirena dapat dipenuhi melalui rekrutmen dari masyarakat sekitar lokasi pabrik maupun dari luar daerah, tergantung pada kualifikasi dan kompetensi yang dibutuhkan untuk masing-masing posisi. Kebutuhan tenaga kerja ini harus disesuaikan dengan standar operasional perusahaan, baik segi jumlah maupun keterampilan teknis. Dalam perencanaan perekrutan tenaga kerja, beberapa aspek penting perlu dipertimbangkan. antara lain:

- Upah Minimum Regional (UMR/UMK) yang berlaku di Kabupaten Tuban sebagai dasar kebijakan penggajian.
- Jumlah dan waktu kerja, termasuk sistem shift dan jam kerja sesuai ketentuan ketenagakerjaan nasional.
- Keberadaan industri lain di wilayah sekitar, yang dapat menjadi kompetitor dalam perekrutan tenaga kerja atau menjadi sumber pengalaman bagi calon pekerja.
- Ketersediaan tenaga kerja terampil, yang ditentukan oleh keanekaragaman keterampilan, tingkat Pendidikan, dan latar belakang pelatihan masyarakat lokal.

Tuban memiliki potensi tenaga kerja dari lulusan sekolah menengah kejuruan (SMK), politeknik, dan universitas di wilayah Jawa Timur yang dapat diarahkan untuk mendukung kegiatan industri petrokimia. Pembanguna

pabrik ini juga diharapkan dapat memberikan dampak sosial-ekonomi positif terhadap wilayah sekitar, terutama dalam upaya mengurangi Tingkat Pengangguran Terbuka (TPT) di Kabupaten Tuban dan sekitarnya, serta mendorong peningkatan kualitas SDM melalui pelatihan kerja dan transfer pengetahuan. Dengan strategi perekrutan yang inklusif dan pelatihan berkelanjutan, keberadaan pabrik stirena ini diharapkan mampu memberikan kontribusi nyata terhadap pengembangan ekonomi lokal dan pemberdayaan masyarakat.

4.1.6 Keadaan Iklim

Wilayah Tuban, Jawa Timur, merupakan salah satu daerah yang telah direncanakan dan dikembangkan sebagai Kawasan industri oleh pemerintah Indonesia. Lokasi dipilih karena memiliki sejumlah keunggulan geografis dan iklim yang mendukung aktivitas industri secara berkelanjutan. Secara klimatologis, suhu udara wilayah Tuban berkisar antara 23°C hingga 32°C sepanjang tahun, dengan tingkat kelembapan relative antara 65% hingga 95%. Iklim di wilayah ini tergolong tropis lembap, dengan dua musim utama, yaitu musim kemarau dan musim hujan.

Kondisi iklim ini masih berada dalam batas toleransi aman untuk operasional peralatan industri dan proses kimia, termasuk dalam produksi stirena. Namun, perlu disiapkan sistem ventilasi, pendingin udara, dan pelindung kelembapan pada fasilitas tertentu guna menjaga stabilitas proses dan kenyamanan kerja, terutama pada musim hujan dengan kelembapan tinggi. Selain itu, kondisi suhu dan kelembapan yang relative stabil

memungkinkan pengoperasian pabrik sepanjang tahun tanpa gangguan besar akibat cuaca ekstrem, yang menjadi nilai tambah bagi kontinuitas produksi dan efisiensi operasional.

4.1.7 Lingkungan dan Masyarakat

Tanggapan masyarakat terhadap rencana pembangunan pabrik stirena di wilayah Tuban, Jawa Timur menunjukkan respon yang beragam. Sebagian masyarakat menyampaikan kekhawatiran, terutama terkait dengan potensi dampak lingkungan, keselamatan, dan Kesehatan. Namun demikian, terdapat pula masyarakat yang memberikan respon positif karena melihat peluang yang ditawarkan dari sisi ekonomi dan sosial. Sikap masyarakat ini menjadi faktor penting yang harus diperhatikan dalam proses perencanaan dan pelaksanaan pembangunan pabrik. Oleh karena itu, pendekatan yang bersifat komunikatif dan partisipatif dengan melibatkan masyarakat secara aktif dalam proses sosialisasi, konsultasi public, serta penyusunan dokumen Analisis Mengenai Dampak Lingkungan (AMDAL) sangat diperlukan, pembangunan pabrik ini diproyeksikan akan memberikan manfaat ekonomi langsung seperti:

- Pembukaan lapangan kerja baru bagi masyarakat lokal,
- Peningkatan pendapatan masyarakat,
- Tumbuhnya usaha kecil dan menengah (UKM) di sekitar Kawasan industri.

Dari sisi keamanan dan keselamatan, pendirian pabrik akan mengacu pada standar keselamatan kerja dan lingkungan yang ketat, baik dari aspek

fasilitas, pengendalian emisi, penanganan limbah, hingga manajemen risiko industri. Dengan pendekatan yang transparan, partisipatif, dan bertanggung jawab, diharapkan pabrik ini tidak hanya aman dan ramah lingkungan tetapi juga dapat menjadi motor penggerak peningkatan kesejahteraan masyarakat sekitar.

4.1.8 Limbah Industri

Pengelolaan limbah merupakan aspek penting dalam operasional pabrik, terutama untuk menjaga kelestarian lingkungan dan memenuhi peraturan perundang-undangan yang berlaku. Pabrik stirena ini dirancang dengan system pengelolaan limbah yang terintegrasi, baik untuk limbah cair, padat, maupun gas, guna meminimalkan dampak negative terhadap lingkungan. Seluruh limbah yang dihasilkan selama proses produksi akan diolah terlebih dahulu di dalam pabrik area, melalui fasilitas Instalasi Pengolahan Air Limbah (IPAL) dan system pengendalian emisi yang sesuai dengan standar industry kimia. Jika diperlukan, pengolahan lanjutan dapat dilakukan melalui kerja sama dengan pihak ketiga yang memiliki izin resmi dalam pengolahan limbah industry di luar pabrik.

Limbah yang telah melalui proses pengolahan akan dipastikan telah memenuhi baku mutu lingkungan sesuai ketentuan dalam dokumen Analisis Mengenai Dampak Lingkungan (AMDAL) dan peraturan Dari Kementerian Lingkungan Hidup dan Kehutanan (KLHK), sebelum dikembalikan ke lingkungan. Dengan penerapan system pengelolaan limbah yang ketat dan berkelanjutan, pabrik stirena ini berkomitmen untuk beroperasi secara ramah

lingkungan serta menjaga keamanan dan kesehatan masyarakat di sekitar kawasan industri.

4.2 Tata Letak Pabrik

Perencanaan tata letak (layout) pabrik merupakan aspek penting dalam tahap perancangan, yang bertujuan untuk mengoptimalkan mobilitas, efisiensi alur kerja, serta kemudahan akses terhadap fasilitas-fasilitas dalam pabrik. Tata letak yang dirancang dengan baik akan memperlancar proses produksi, mengurangi waktu perpindahan material, dan memaksimalkan pemanfaatan lahan yang tersedia. Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam perencanaan tata letak meliputi kebutuhan ruang untuk berbagai aktivitas, seperti kantor, laboratorium, Gudang, kamar operator, area utilitas, dan seluruh fasilitas pendukung yang berhubungan langsung maupun tidak langsung dengan proses produksi. Menurut Vilbrant (1959), terdapat beberapa faktor utama yang perlu dipertimbangkan dalam penentuan tata letak pabrik, yaitu:

a. Kemungkinan Perluasan Pabrik.

Perlu disiapkan ruang atau lahan yang memungkinkan adanya perkembangan pabrik di masa mendatang, baik untuk peningkatan kapasitas produksi maupun penambahan fasilitas baru.

b. Faktor Keamanan.

Keamanan merupakan prioritas dalam perencanaan layout, terutama untuk mencegah risiko kebakaran, ledakan, dan paparan bahan berbahaya. Oleh karena itu, alat dan fasilitas yang berpotensi berbahaya harus

ditempatkan jauh dari sumber api, panas, atau bahan mudah meledak, serta dipisahkan dari area yang terpapar asap atau gas beracun.

c. System Bangunan Outdoor

Mengacu pada kondisi iklim Indonesia yang relative stabil, system layout pabrik dirancang dengan konsep outdoor guna menekan biaya pembangunan Gedung. Pendekatan ini memungkinkan penggunaan struktur terbuka untuk beberapa fasilitas produksi dan lahan.

d. Efisiensi Pemanfaatan Lahan.

Tingginya harga tanah menjadi pertimbangan dalam efisiensi penggunaan ruang, sehingga pengaturan layout harus dirancang dengan pemanfaatan lahan yang optimal, tanpa mengorbankan fungsi dan keselamatan.

Secara umum, tata letak pabrik dibagi menjadi beberapa zona utama sebagai berikut:

- Daerah Administrasi, Laboratorium, dan Ruang Kontrol.

Merupakan pusat kegiatan administrative dan pengendalian operasional pabrik. Laboratorium digunakan untuk pengujian kualitas bahan baku dan produk, sedangkan ruang kontrol berfungsi sebagai pusat monitoring dan control proses produksi.

- Daerah Proses Produksi

Area utama tempat berlangsungnya proses produksi dan tempat peralatan proses (reactor, distilasi, heat exchanger, dll.) dipasang.

- Daerah Penyimpanan Bahan Baku dan Produk

Meliputi area penyimpanan tangka bahan baku, produk antara, produk akhir, serta fasilitas penangan dan pengemasan.

- Daerah Utilitas

Area tempat instalasi penyediaan air, uap, listrik, bahan bakar, uadar tekan, dan utilitas lainnya yang mendukung jalannya proses produksi.

- Daerah Gudang, Bengkel, dan Garasi

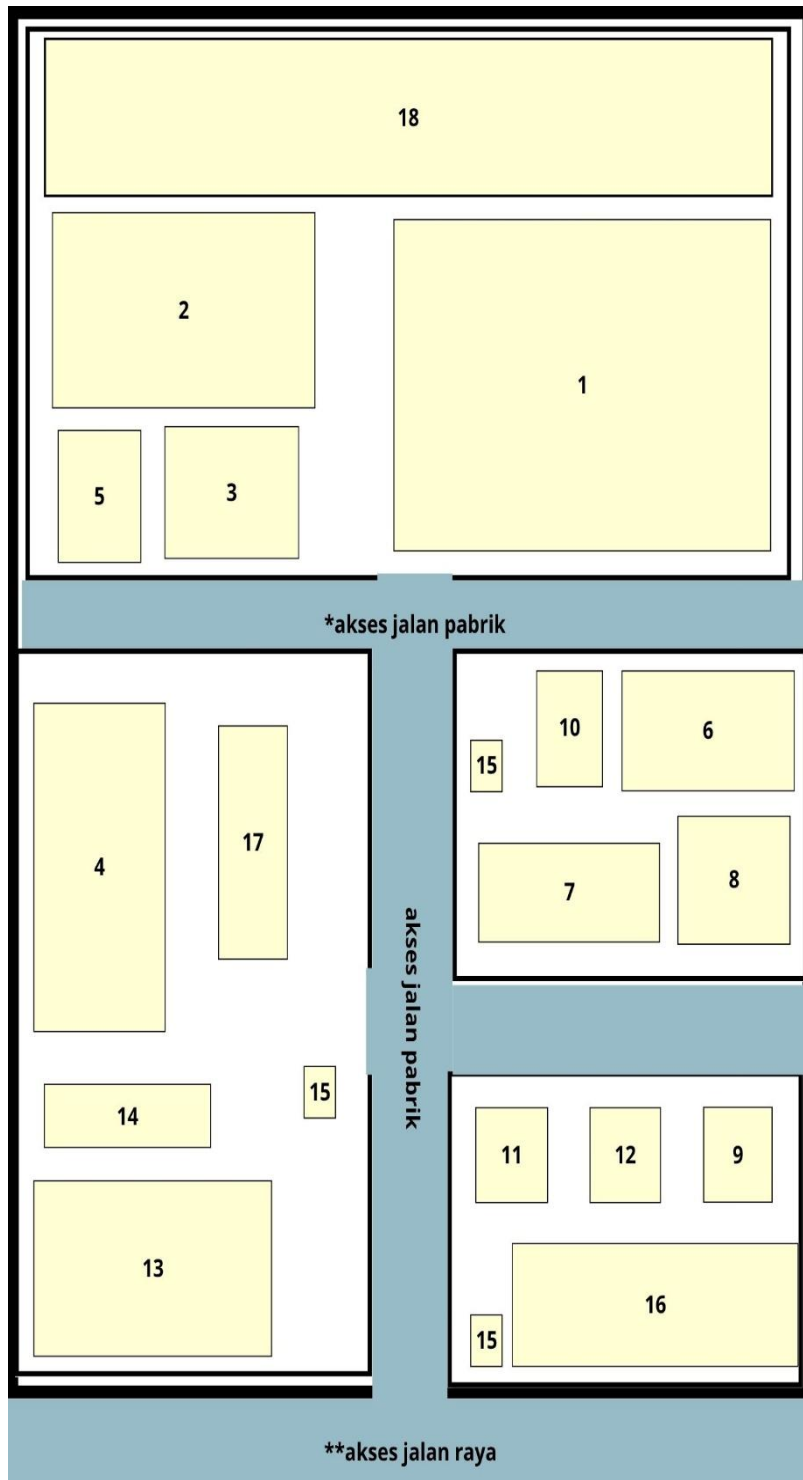
Digunakan untuk menyimpan komponen cadangan, perlengkapan perawatan, pemeliharaan dan perbaikan peralatan pabrik.

Tabel 4.1 Perincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik

No	Lokasi	Luas Area (m ²)
1.	Area proses	30.000
2.	Area utilitas	25.000
3.	Ruang kontrol	100
4.	Pekantoran	250
5.	Laboratorium	200
6.	Gudang	180
7.	Bengkel	170
8.	Unit pembangkit listrik	170
9.	Perpustakaan	200
10.	Unit Pemadaman kebakaran	35
11.	Poliklinik	20
12.	Tempat ibadah	35

13.	Mess karyawan	400
14.	Kantin	160
15.	Pos keamanan	30
16.	Parkir	300
17.	Taman/area penghijauan	700
18.	Area perluasan	780
19.	Jalan	700
Total luas bangunan		59.430
Total luas tanah		198.100

berikut rincian layout tata letak pabrik:



Keterangan:

- 1: Area Proses
- 2: Area Utilitas
- 3: Ruang Control
- 4: Perkantoran
- 5: Laboratorium
- 6: Gudang
- 7: Bengkel
- 8: Unit Pembangkit Listrik
- 9: Perpustakaan
- 10: Unit Pemadam Kebakaran
- 11: Poliklinik
- 12: Tempat Ibadah
- 13: Mess Karyawan
- 14: Kantin
- 15: Pos Keamanan
- 16: Parkir
- 17: Taman/Area Penghijauan
- 18: Area Perluasan

Skala 1 : 1000

Gambar 4.2 Tata Letak Pabrik

4.3 Tata Letak Alat Proses

Tata letak peralatan proses merupakan bagian krusial dalam perencanaan pabrik kimia, termasuk pabrik stirena. Tujuan utamanya adalah untuk menjamin kelancaran aliran proses, keselamatan kerja, efisiensi operasional, dan penggunaan lahan yang optimal. Berikut adalah beberapa aspek penting yang harus diperhatikan dalam perancangan layout peralatan proses:

a. Aliran Bahan Baku dan Produk

Layout harus mendukung alur bahan baku, produk antara, dan produk akhir secara logis dan efisien, dari titik masuk hingga keluar. Aliran yang tidak berbelit-belit akan mengurangi waktu dan biaya transportasi internal, serta menurunkan risiko kontaminasi atau kesalahan penanganan.

b. Aliran Udara

Ventilasi harus dirancang untuk menghindari terjadinya stagnasi udara, khususnya di area proses yang berisiko tinggi. Akumulasi gas kimia, uap mudah terbakar, atau bahan beracun akibat ventilasi buruk dapat membahayakan keselamatan pekerja. Oleh karena itu, diperlukan system sirkulasi udara aktif dan pasif di area tertentu.

c. Pencahayaan

Seluruh area proses harus memiliki penerapan yang cukup, sesuai standar K3 (Keselamatan dan Kesehatan Kerja). Area yang berisiko tinggi seperti reactor, kolom distilasi, dan pompa tekanan tinggi perlu dilengkapi dengan lampu tambahan atau lampu darurat, agar operator dapat bekerja dengan aman.

d. Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan

Desain layout harus memungkinkan pekerja untuk mengakses semua unit proses secara cepat dan aman, khususnya dalam kondisi darurat. Jalur, inspeksi, tangga, platform, serta jalan kendaraan (forklift, truk tangka) harus tersusun rapi dan tidak saling bersinggungan dengan jalur bahan berbahaya.

e. Pertimbangan Ekonomi

Penempatan alat proses harus mempertimbangkan efisiensi operasional dan biaya instalasi, seperti jarak antarpipa, Panjang kabel, dan jumlah pompa transfer. Semakin efisien desainnya, maka biaya operasional dan pemeliharaan pabrik akan semakin rendah.

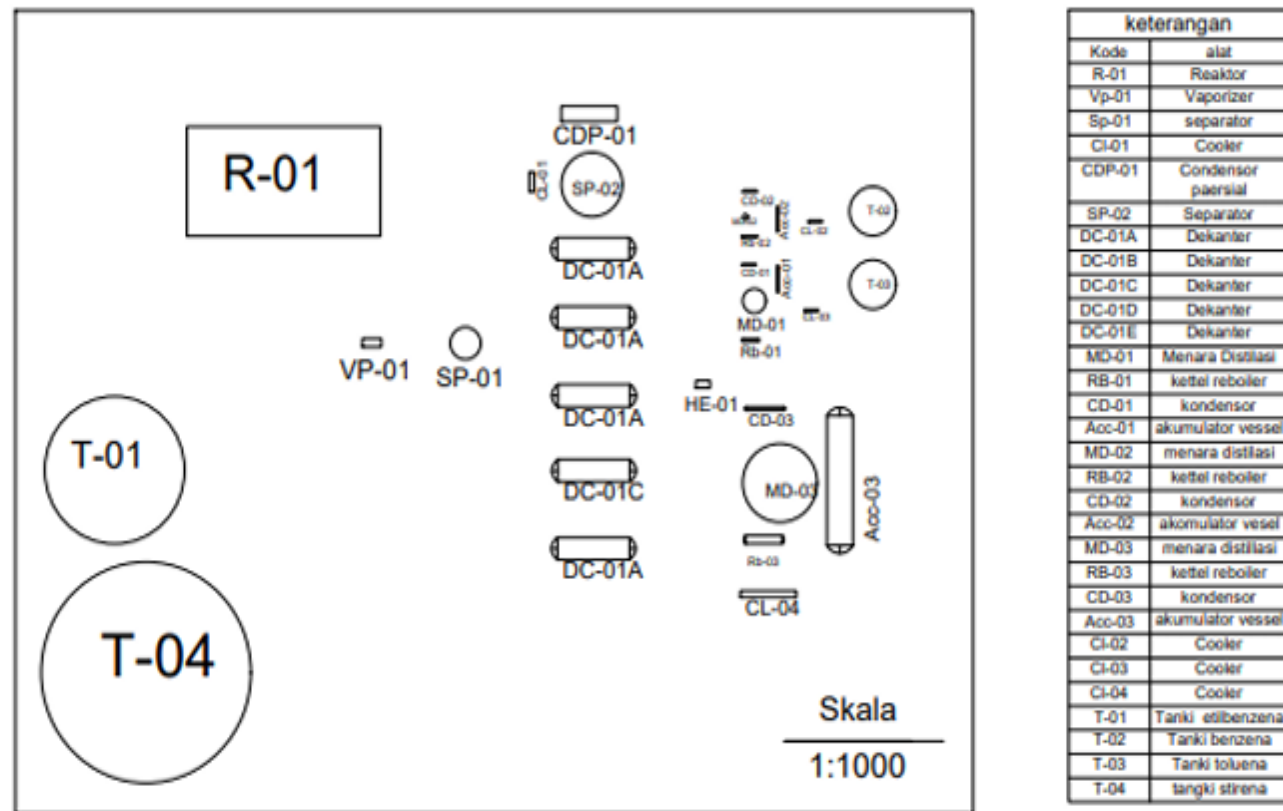
f. Jarak Antar Alat Proses

Untuk unit proses yang beroperasi pada suhu atau tekanan tinggi, seperti reactor dan heat exchanger, harus diberikan jarak pengaman dari unit lain. Hal ini penting untuk mengurangi efek domino jika terjadi ledakan, kebakaran, atau kebocoran zat berbahaya. Area ini juga perlu dilengkapi dengan peralatan darurat seperti sprinkler, foam system, dan jalur evakuasi.

Tata letak alat-alat proses harus dirancang sedemikian rupa sehingga:

- Memastikan kelancaran dan kesinambungan proses produksi.
- Mengoptimalkan penggunaan lahan, baik secara horizontal maupun vertical.
- Menciptakan lingkungan kerja yang aman dan nyaman, yang pada akhirnya akan meningkatkan produktivitas tenaga kerja.

- Mendukung kemudahan inspeksi, pemeliharaan, dan pengawasan terhadap peralatan utama maupun pendukung.



Gambar 4.3 Layout Alat Proses Pabrik Stirena

4.4 Organisasi Perusahaan

4.4.1 Bentuk Organisasi

Pabrik stirena yang akan dibangun direncanakan menggunakan bentuk badan usaha berupa Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas adalah bentuk badan hukum yang didirikan berdasarkan undang-undang dan memiliki status sebagai entitas hukum yang terpisah dari pemiliknya. Modal PT diperoleh dari penjualan saham kepada para pemegang saham, di mana setiap pemegang saham dapat memiliki lebih dari satu saham sesuai dengan kontribusi modalnya.

Pemegang saham dalam Perseroan Terbatas hanya bertanggung jawab sebesar modal yang disetorkan, dan tidak memikul tanggung jawab pribadi atas kewajiban hukum perusahaan, hal ini memberikan jaminan perlindungan hukum bagi para investor. Pemilihan bentuk badan usaha Perseroan Terbatas didasarkan sejumlah keunggulan berikut:

a. Kemudahan Perolehan Modal

Modal dapat diperoleh dengan lebih mudah melalui penjualan saham kepada public atau pihak swasta, maupun melalui pembiayaan dari perbankan karena PT dinilai lebih kredibel di mata Lembaga keuangan.

b. Pembagian Tanggung Jawab yang Jelas

Tanggung jawab pemegang saham terbatas pada modal yang disetor, sedangkan manajemen operasional dikelola oleh pihak yang profesional, yaitu direksi dan jajaran manajemen.

c. Pemisahan Fungsi Kepemilikan dan Pengelolaan

Struktur organisasi PT memungkinkan adanya pemisahan yang tegas antara pemilik (pemegang saham) dan pengelola (direksi), sehingga profesionalisme manajemen lebih terjaga.

d. Efisiensi dan Profesionalisme Manajemen

Para pemegang saham dapat memilih dewan komisaris dan direktur yang ahli dan berpengalaman dalam bidangnya, sehingga dapat menjamin efisiensi, produktivitas, dan berkelanjutan usaha.

e. Skala Usaha yang Luas

PT dapat menghimpun modal dalam jumlah besar dari masyarakat atau institusi, yang dapat digunakan untuk perluasan usaha, investasi teknologi, dan peningkatan kapasitas produksi.

f. Akses Mudah ke Kredit dan Fasilitas Keuangan

Sebagai badan hukum, PT lebih mudah mendapatkan fasilitas kredit dari Lembaga keuangan, dengan jaminan berupa aset perusahaan, bukan individu pemegang saham.

4.4.2 Struktur Organisasi

Untuk menjalankan suatu perusahaan secara efektif dan efisien, diperlukan system manajemen organisasi yang baik serta pembagian tugas yang jelas dan terstruktur. Struktur organisasi harus disesuaikan dengan bentuk dan kebutuhan spesifik dari masing-masing perusahaan, agar mampu mendukung pencapaian tujuan secara optimal. Dalam membentuk system

organisasi yang efektif, terdapat beberapa pedoman dasar yang harus diperhatikan:

1. Perumusan tujuan perusahaan yang jelas, agar semua bagian organisasi memiliki arah dan sasaran yang sama.
2. Pendelegasian wewenang dan pembagian tugas kerja secara terstruktur, guna menghindari tumpang tindih fungsi.
3. Kesatuan komando dan tanggung jawab, di mana setiap individu hanya memiliki satu kesatuan langsung.
4. Adanya system pengendalian dan evaluasi atas pekerjaan, untuk menjamin efektivitas kinerja.
5. Organisasi yang fleksibel, yang mampu menyesuaikan diri terhadap dinamika dan perubahan lingkungan bisnis.

Berdasarkan pedoman dasar dalam penyusunan organisasi yang efektif, diperoleh bentuk struktur organisasi yang baik, salah satunya adalah system line and staff. System ini dipilih karena memberikan struktur yang sederhana, praktis, namun tetap efisien dalam membagi tugas dan wewenang. Dalam system line and staff, terdapat dua kelompok utama yang memiliki peran penting dalam menjalankan organisasi, yaitu:

a. Kelompok Staf (Staff)

Kelompok ini terdiri dari individu yang memiliki keahlian atau kompetensi khusus di bidang tertentu. Mereka tidak memiliki wewenang langsung dalam pengambilan keputusan operasional, tetapi bertugas untuk memberikan nasihat, pertimbangan teknis, dan

rekomendasi kepada unit operasional (line) dalam rangka meningkatkan efisiensi dan efektivitas kerja.

b. Kelompok Garis (Line)

Mempunyai kelompok ini bertanggung jawab atas pelaksanaan langsung dari fungsi-fungsi utama organisasi. Mereka memegang otoritas dan tanggung jawab penuh dalam menjalankan kegiatan operasional untuk mencapai tujuan perusahaan.

Dalam penerapannya, pemegang saham sebagai pemilik perusahaan menjalankan tugas strategis melalui Dewan Komisaris yang bertugas melakukan pengawasan dan memberikan arahan kepada manajemen perusahaan. Tugas operasional harian perusahaan dijalankan oleh Direktur Eksekutif (CEO), yang bertanggung jawab atas seluruh kegiatan perusahaan. Dalam pelaksanaannya, Direktur Eksekutif dibantu oleh dua direktur fungsional, yaitu:

1. Direktur produksi

Bertanggung jawab atas:

- Proses produksi
- Pengendalian mutu
- Operasi utilitas (seperti air, uap, listrik)
- Pemeliharaan fasilitas dan peralatan produksi

2. Direktur Administrasi, Keuangan, dan Umum

Bertanggung jawab atas:

- Pengadaan dan pembelian bahan

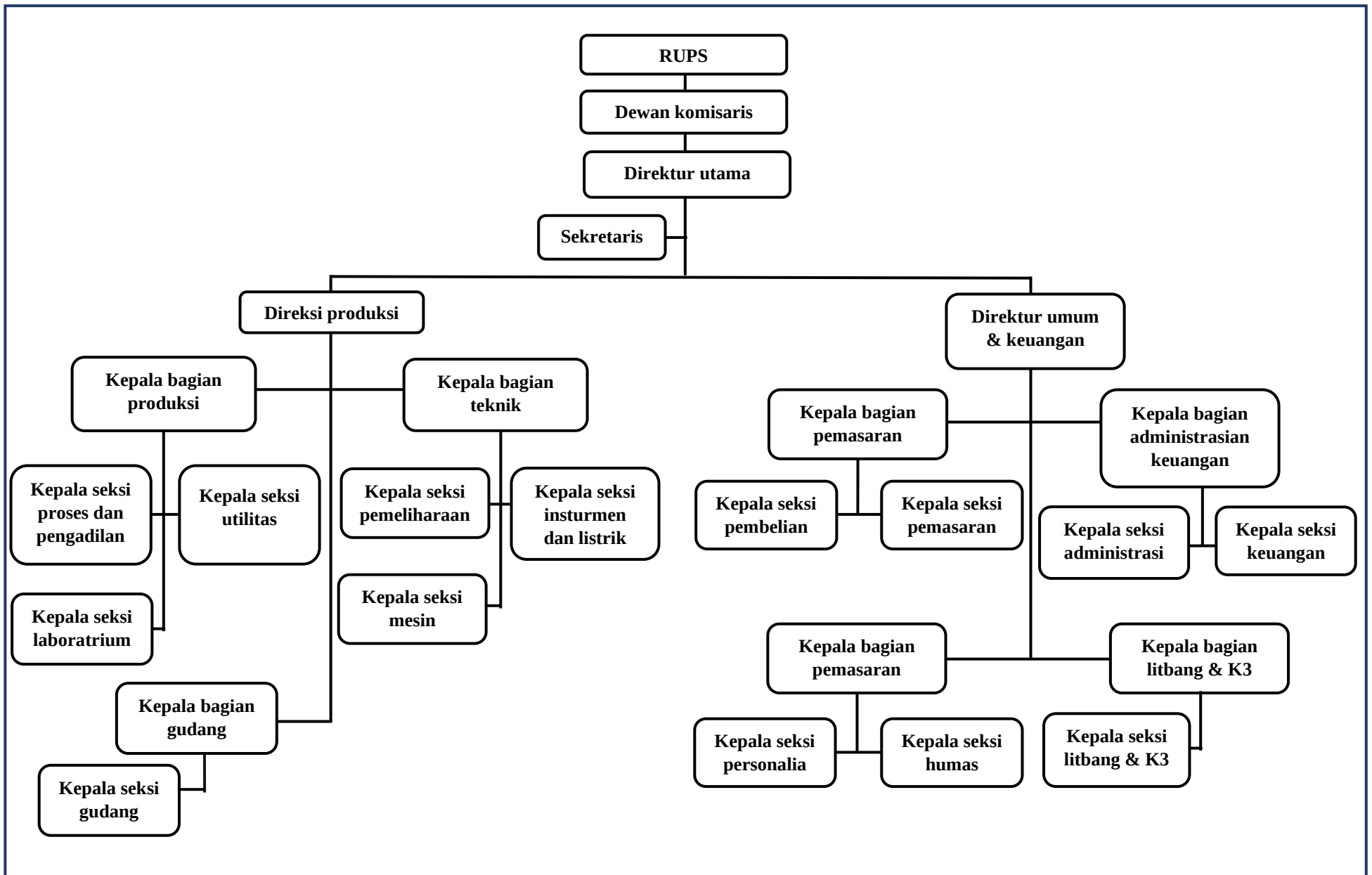
- Pemasaran dan penjualan
- Administrasi umum dan keuangan
- Personalia dan hubungan industrial
- Hubungan masyarakat (Humas)
- Penelitian dan pengembangan (R&D)
- Keamanan dan pengelolaan fasilitas umum

Setiap direktur membawahi beberapa kepala bagian yang bertugas mengelola fungsi-fungsi spesifik. Kepala bagian ini selanjutnya membawahi beberapa kepala seksi yang menangani kegiatan operasional yang lebih teknis. Di tingkat pelaksana, terdapat sejumlah regu kerja yang masing-masing dipimpin oleh kepala regu. Kepala regu bertanggung jawab langsung kepada pengawas dan kepala seksi. Karyawan dalam regu bertugas menjalankan pekerjaan harian sesuai bidang operasional masing-masing, seperti produksi, pemeliharaan, pengemasan, dan lainnya.

Penerapan struktur organisasi sistem line and staff memberikan berbagai manfaat, antara lain:

- a. Memperjelas pembatasan tugas, tanggung jawab, dan wewenang setiap posisi.
- b. Memberikan acuan orientasi kerja bagi pejabat atau karyawan baru.
- c. Memudahkan penempatan pegawai sesuai dengan bidang dan kompetensinya.
- d. Menjadi dasar dalam menyusun program pengembangan manajemen dan pelatihan.

- e. Mempermudah evaluasi dan penyesuaian prosedur kerja apabila ditemukan kendala dalam pelaksanaan.



Gambar 4.4 Struktur Organisasi Perusahaan Pabrik Stirena

4.4.3 Tugas dan Wewenang

4.4.3.1 Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS)

Dalam struktur organisasi system garis dan staf, kekuasaan tertinggi berada pada Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). RUPS merupakan forum resmi yang digadiri oleh para pemegang saham dan dewan komisaris, dan dilaksanakan setidaknya satu kali dalam setahun. Rapat ini bertujuan untuk mengevaluasi kinerja manajemen dan jalannya perusahaan secara menyeluruh. Namun demikian, apabila terjadi keadaan mendesak atau luar biasa, RUPS dapat diselenggarakan di luar jadwal tahunan sesuai ketentuan dan persetujuan forum. RUPS memiliki hak dan wewenang strategis dalam pengambilan keputusan penting perusahaan, antara lain:

- a. Meminta laporan pertanggungjawaban dari Dewan Komisaris atas pelaksanaan fungsi pengawasan selama satu periode.
- b. Mengangkat dan memberhentikan anggota Dewan Komisaris maupun Direksi, serta menetapkan pengesahaan terhadap perubahan kepemilikan saham, termasuk pengunduran diri pemegang berdasarkan hasil musyawarah.
- c. Mengesahkan laporan hasil kerja tahunan perusahaan, termasuk neraca keuangan dan perhitungan laba rugi.
- d. Menetapkan kebijakan pembagian laba perusahaan. Baik untuk dibagikan sebagai dividen, disimpan sebagai cadangan, maupun ditanamkan kembali untuk ekspansi dan pengembangan usaha.

4.4.3.2 Dewan Komisaris

Dewan Komisaris merupakan badan pengawasan yang dipilih oleh seluruh anggota pemegang saham melalui rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). Anggota dewan komisaris dapat terdiri dari individu maupun badan hukum yang memiliki saham mayoritas atau memiliki pengalaman dan keahlian di bidang usaha yang dijalankan oleh perusahaan. Dewan Komisaris bertanggung jawab kepada RUPS atas seluruh pengawasan dan kebijakan yang dijalankan oleh perusahaan. Tugas utama dewan komisaris adalah memastikan bahwa kegiatan operasional perusahaan berjalan sesuai dengan tujuan yang telah ditetapkan oleh para pemegang saham. Berikut ini merupakan tugas dan wewenang dari Dewan Komisaris:

- a. Menunjuk, membentuk, menetapkan jajaran Direksi (Direktur Eksekutif dan Direktur Fungsional) yang akan menjalankan operasional perusahaan.
- b. Menyusun dan menetapkan arah kebijakan serta tujuan strategis perusahaan berdasarkan rencana dan arahan dari pemegang saham.
- c. Melakukan evaluasi dan pengawasan terhadap kinerja direksi secara berkala untuk memastikan tercapainya target dan standar perusahaan.
- d. Mengorganisasi dan memastikan terselenggaranya Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) secara rutin sesuai ketentuan yang berlaku.

4.4.3.3 Direktur Eksekutif

Direktur Eksekutif merupakan pejabat dengan jabatan tertinggi dalam struktur manjerial perusahaan, yang memiliki tanggung jawab penuh atas keberhasilan dan kinerja perusahaan sesuai dengan target dan arahan Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). Direktur eksekutif berkewajiban untuk menyampaikan dan mengimplementasikan seluruh kebijakan strategis yang telah ditetapkan oleh dewan komisaris. Dalam pelaksanaan tugasnya, direktur eksekutif dibantu oleh direktu-direktur fungsional lainnya, seperti direktur produksi dan direktur administrasi, keuangan & umum. Direktur eksekutif bertanggung jawab langsung kepada dewan komisaris, dan menjadi penghubung utama antara pelaksana operasional dan pemilik saham. Berikut ini adalah beberapa wewenang yang dimiliki oleh direktur eksekutif:

- a. Memimpin, mengelola, dan mengembangkan perusahaan secara efektif dan efisien dalam seluruh aspek operasional.
- b. Merumuskan serta melaksanakan kebijakan umum perusahaan berdasarkan keputusan RUPS dan arahan Dewan Komisaris.
- c. Mengusulkan dan membina kerja sama strategis dengan pihak eksternal untuk kepentingan pengembangan perusahaan.
- d. Mewakili perusahaan secara hukum dalam menjalin hubungan, negosiasi, atau perjanjian dengan pihak ketiga.

- e. Merencanakan, mengoordinasikan, serta mengawasi pelaksanaan tugas dari setiap unit dan individu yang bekerja di dalam perusahaan.

Dalam menjalankan tugasnya, direktur eksekutif dibantu oleh beberapa direktur fungsional dan staf administrasi, yaitu: sekretaris, direktur produksi, dan direktur keuangan dan umum. Berikut ini uraian tugas masing-masing:

1. Sekretaris Perusahaan

Sekretaris diangkat langsung oleh direktur eksekutif dan bertugas untuk menangani urusan surat-menyurat internal dan eksternal perusahaan, mengelolah kearsipan dan dokumen penting perusahaan, serta membantu tugas-tugas administrative lainnya guna menunjang kelancaran operasional direktorat.

2. Direktur Produksi

Direktur produksi bertanggung jawab langsung kepada direktur eksekutif dan memimpin seluruh kegiatan operasional yang berkaitan untuk produksi dan proses, Teknik dan utilitas, pengembangan dan pemeliharaan, pengadaan bahan dan pengelolaan Gudang, serta laboratorium. Dalam menjalankan tanggung jawabnya, direktur produksi dibantu oleh tiga kepala bagian, yaitu:

- Kepala Bagian Produksi, bertugas mengawasi semua aktivitas produksi yang meliputi: proses produksi,

pengendalian mutu, dan pengelolaan laboratorium. Dengan didukung oleh tiga seksi yaitu seksi proses dan pengendalian, seksi utilitas, serta seksi laboratorium.

- Kepala Bagian Teknik, bertugas mengelola dan mengawasi aktivitas Teknik dan pemeliharaan. Dengan didukung oleh tiga kepala seksi yaitu seksi pemeliharaan, seksi instrumen dan listrik, serta seksi mesin.
- Kepala Bagian Gudang, bertanggung jawab atas pengelolaan gudang dan kegiatan yang berkaitan dengan penyimpanan serta pemeliharaan fasilitas Gudang. Dengan didukung oleh seksi warehouse.

3. Direktur Keuangan dan Umum

Direktur keuangan dan umum bertanggung jawab langsung kepada direktur eksekutif dan memimpin seluruh kegiatan di bidang administrasi umum, personalia, keuangan, pemasaran, hubungan masyarakat, keamanan, dan keselamatan kerja (K3). Dalam melaksanakan tugasnya, direktur keuangan dan umum dibantu oleh empat kepala bagian, masing-masing membawahi bidang strategis dan operasional berikut:

- Kepala Bagian Administrasi dan Keuangan, bertugas untuk mengatur dan mengawasi seluruh kegiatan operasional di bidang administrasi dan keuangan, melaksanakan pembukuan perusahaan, serta mengelola

penggajian seluruh karyawan. Dalam menjalankan tugasnya, kepala bagian administrasi dan keuangan dibantu oleh kepala seksi administrasi dan keuangan.

- Kepala Bagian Umum, bertanggung jawab atas pelaksanaan kegiatan dibidang personalia (SDM), hubungan masyarakat (Humas), serta keamanan internal perusahaan. Untuk mendukung tugasnya, kepala bagian umum dibantu oleh kepala seksi personalia, kepala seksi humas, dan kepala seksi keamanan.
- Kepala Bagian K3 dan Litbang, memiliki tanggung jawab untuk pengawasan dan pelaksanaan standar Keselamatan dan Kesehatan Kerja (K3) di lingkungan pabrik, serta penelitian dan pengembangan (Litbang) untuk inovasi proses maupun produk. Didukung oleh dua kepala seksi yaitu kepala seksi K3 dan kepala seksi litbang.
- Kepala Bagian Pemasaran, bertugas mengatur dan mengawasi seluruh aktivitas yang berkaitan dengan pengadaan bahan baku, serta strategi pemasaran dan distribusi produk striena. Dalam pelaksanaanya, kepala bagian pemasaran dibantu oleh kepala seksi pembelian dan kepala seksi pemasaran.

4.4.4 Pengaturan Jam Kerja

Pabrik stirena direncanakan beroperasi secara kontinyu selama 330 hari dalam setahun, dengan durasi operasional 24 jam per hari. Adapun sisa 35 hari dalam setahun dialokasikan untuk kegiatan pemeliharaan rutin (maintenance), perbaikan fasilitas, serta keperluan shutdown tahunan. Pengaturan jam kerja karyawan dibagi menjadi dua kelompok utama berdasarkan sifat tugasnya, yaitu:

1. Karyawan Non-shift

Karyawan non-shift adalah pegawai yang tidak terlibat langsung dalam proses produksi dan bekerja dengan sistem jam kerja regular.

- Waktu kerja: 5 hari kerja perminggu (senin-jumat).
- Jam kerja : total 40 jam kerja per minggu.
- Hari libur: sabtu, minggu, dan hari libur nasional.

Karyawan yang termasuk dalam kategori non-shift antara lain: direktur eksekutif, sekretaris perusahaan, direktur produksi, direktur keuangan dan umum, para kepala bagian, serta staf administrasi dan manajemen kantor lainnya. Berikut ini adalah rincian jam kerja karyawan non-shift:

Tabel 4.2 Jam Kerja Karyawan Non-shift

Hari	Jam Kerja	Jam Istirahat
Senin-Kamis	07.00-16.00	12.00-13.00
Jum'at	07.00-16.00	11.00-13.00

2. Karyawan shift

Karyawan shift adalah pegawai yang terlibat langsung dalam proses produksi, pengoperasian peralatan, serta pengawasan keamanan dan keselamatan pabrik selama 24 jam. System kerja ini dibutuhkan untuk menjamin kelancaran operasi pabrik yang berjalan secara kontinyu. Adapun yang termasuk dalam kelompok karyawan shift meliputi: operasi produksi, teknisi dan staf bagian Teknik, petugas Gudang, petugas utilitas, petugas keamanan dan keselamatan kerja (K3), serta staf control operasioanl (control room). Adapun jam kerja shift dalam 1 hari diatur menjadi 3 shift diantaranya adalah sebagai berikut:

Tabel 4.3 Jam Kerja Karyawan shift

Kelompok Kerja	Jam Kerja	Jam Istirahat
Shift 1	07.00-15.00	11.00-12.00
Shift 2	15.00-23.00	19.00-20.00
Shift 3	23.00-07.00	03.00-03.00

Untuk mendukung operasi pabrik yang berlangsung secara kontinyu, system kerja shift diterapkan dengan pembagian empak keompok kerja, yaitu kelompok A, B, C, dan D. Namun, dalam satu hari kerja hanya tiga kelompok yang aktif bekerja sementara atu kelompok mendapatkan jatah libur.sistem kerja mingguan yang diterapkan adalah sebagai berikut:

- Setiap kelompok bekerja selama enam hari berturut-turut.

- Satu hari libur dalam seminggu, dengan rotasi giliran.
- Jadwal kerja diatur secara bergilir agar semua kelompok mendapatkan proporsi kerja dan istirahat yang seimbang.

Untuk hari libur nasional atau hari besar, kelompok kerja yang mendapatkan jadwal bertugas harus masuk kerja. Namun, jam kerja tersebut akan dihitung sebagai lembur dan para karyawan berhak atas insentif tambahan sesuai kebijakan perusahaan. Setiap kelompok kerja akan dipimpin oleh satu orang kepala shift yang bertugas untuk:

- Mengkoordinasikan kegiatan operasional di dalam shift.
- Menjaga keselamatan kerja anggota tim.
- Melaporkan perkembangan dan kendala selama shift kepada kepala bagian terkait.

Jadwal kerja masing-masing kelompok sebagai berikut:

Tabel 4.4 Jadwal Kerja Setiap Kelompok

Kelompok	Tanggal														
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
A	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P
B	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L
C	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S
D	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M

Tabel 4.5 Jadwal Kerja Setiap Kelompok

Kelompok	Tanggal															
	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	
A	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M	
B	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P	
C	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L	
D	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S	

Keterangan:

P : shift pagi (07.00-15.00)

S : shift siang (15.00-23.00)

M : shift malam (23.00-07.00)

L : Libur

4.4.5 Jumlah Karyawan dan Sistem Gaji

Jumlah tenaga kerja disesuaikan dengan kebutuhan agar pekerjaan dapat diselesaikan dengan efektif. berikut rincian jumlah tenaga kerja dan juga system penggajiannya:

Tabel 4.6 Jumlah Tenaga Kerja dan Sistem Penggajian

No	jabatan	Jumlah	Gaji/bulan (Rp)	Jumlah (Rp)	Gaji/tahun (Rp)	Jumlah (Rp)
1.	Eksekutif direktur	1	100.000.000	100.000.000	1.200.000.000	1.200.000.000
2.	Sekretaris	1	16.000.000	16.000.000	192.000.000	192.000.000
3.	Direktur proses	1	18.000.000	18.000.000	216.000.000	216.000.000
4.	Direktur	1	18.000.000	18.000.000	216.000.000	216.000.000

	keuangan & administrasi					
5.	Kepala bagian produksi	1	15.000.000	15.000.000	180.000.000	180.000.000
6.	Kepala bagian teknik	1	15.000.000	15.000.000	180.000.000	180.000.000
7.	Kepala bagian pemasaran	1	15.000.000	15.000.000	180.000.000	180.000.000
8.	Kepala bagian administrasi & keuangan	1	15.000.000	15.000.000	180.000.000	180.000.000
9.	Kepala bagian umum	1	15.000.000	15.000.000	180.000.000	180.000.000
10	Kepala bagian litbang & K3	1	15.000.000	15.000.000	180.000.000	180.000.000
11	Kepala bagian Gudang	1	15.000.000	15.000.000	180.000.000	180.000.000
12	Kepala seksi	32	10.000.000	320.000.000	120.000.000	3.840.000.000
13	Operator	72	4.000.000	424.000.000	48.000.000	5.088.000.000
14	Karyawan produksi	3	7.000.000	21.000.000	84.000.000	252.000.000
15	Karyawan laboratorium	3	7.000.000	21.000.000	84.000.000	252.000.000

16	Karyawan utilitas	3	7.000.000	21.000.000	84.000.000	252.000.000
17	Karyawan maintenance	3	7.000.000	21.000.000	84.000.000	252.000.000
18	Karyawan mesin	3	7.000.000	21.000.000	84.000.000	252.000.000
19	Karyawan instrtumental	2	7.000.000	14.000.000	60.000.000	240.000.000
20	Karyawan purchasing	6	5.000.000	20.000.000	60.000.000	360.000.000
21	Karyawan sales	6	5.000.000	30.000.000	60.000.000	360.000.000
22	Karyawan pemasaran	4	5.000.000	20.000.000	84.000.000	240.000.000
23	Karyawan administrasi	4	7.000.000	28.000.000	84.000.000	336.000.000
24	Karyawan keuangan	4	7.000.000	28.000.000	84.000.000	336.000.000
25	Karyawan personalia	3	7.000.000	21.000.000	84.000.000	252.000.000
26	Karyawan humas	3	7.000.000	21.000.000	84.000.000	252.000.000
27	Karyawan litbang	3	7.000.000	21.000.000	84.000.000	252.000.000
28	Karyawan K3	5	7.000.000	35.000.000	84.000.000	420.000.000
29	Karyawan Gudang	7	6.000.000	42.000.000	72.000.000	864.000.000
30	Dokter	2	8.000.000	16.000.000	96.000.000	192.000.000
31	Perawat	4	5.000.000	20.000.000	60.000.000	240.000.000

32	Supir	6	4.000.000	24.000.000	48.000.000	288.000.000
33	Satpam	6	3.000.000	18.000.000	36.000.000	216.000.000
34	Tukang kebun	8	2.800.000	22.400.000	33.600.000	268.800.000
35	Cleaning service	8	2.800.000	22.400.000	33.600.000	268.800.000
	Total	210		1.382.800.000		16.593.600.000

Gaji karyawan dibayarkan pada tanggal 1 setiap bulannya. Apabila pada tanggal tersebut adalah hari libur maka gaji akan dibayarkan pada tanggal atau hari sebelumnya.

4.4.6 Fasilitas dan Hak Karyawan

Berikut ini adalah fasilitas dan hak karyawan yang diberikan oleh perusahaan guna menunjang aktivitas kerja karyawan diantaranya adalah sebagai berikut:

1. Hak Cuti

- Cuti Tahunan

Setiap karyawan dalam perusahaan mempunyai hak untuk cuti maksimal 12 hari dalam satu tahun. Apabila dalam waktu satu tahun tersebut cuti tidak digubnakan, maka hak cuti tersebut akan hilang dan tidak dapat di akumulasikan pada tahun selanjutnya ataupun digantikan dengan uang.

- Cuti Massal

Setiap tahun diberikan cuti massal untuk karyawan bertepatan dengan hari raya idul fitri selama 3 hari kerja.

- Cuti Hamil

Wanita yang akan melahirkan berhak cuti selama 3 bulan dan selama cuti tersebut gaji tetap dibayarkan dengan ketentuan jarak kelahiran anak pertama dan anak selanjutnya minimal adalah 3 tahun.

2. Hari Libur Nasional

Karyawan harian (non-shift), hari libur nasional adalah hari libur kerja. Sedangkan untuk karyawan shift, pada hari libur nasional tetap masuk kerja dengan catatan pada hari tersebut sebagai kerja lembur.

3. Kerja Lembur

Kerja lembur dilaksanakan dengan persetujuan kepala bagian apabila ada pekerjaan yang mendesak.

4. Pakaian

Guna menghindari kesenjangan antar karyawan, perusahaan memberikan dua pasang pakaian kerja setiap tahun. Dan khusus karyawan yang bekerja di area proses atau plant diwajibkan menggunakan pakaian yang mempunyai lengan Panjang dan juga celana Panjang ataupun menggunakan APD secara lengkap seperti helm, pelindung mata, dan tidak diperkenankan untuk menggunakan aksesoris pada tubuh seperti: jam tangan, anting-anting, kalung, cincin, ataupun gelang.

5. Jamsostek

Jamsostek merupakan asuransi pertanggung jiwa dan asuransi kecelakaan yang bertujuan untuk memberikan rasa aman kepada para karyawan ketika bertugas.

6. Penyediaan fasilitas bagi karyawan
 - a. Penyediaan fasilitas poliklinik.
 - b. Penyediaan fasilitas tempat ibadah.
 - c. Penyediaan fasilitas koperasi karyawan.
 - d. Penyediaan fasilitas kantin.
 - e. Memberikan tanda penghargaan dalam bentuk cendera mata kepada karyawan yang mencapai masa kerja berturut-turut 10 tahun.
 - f. Kenaikan gaji pertahun.

BAB V

UTILITAS

Unit utilitas merupakan bagian penunjang yang memiliki peran vital dalam menjamin kelangsungan proses di suatu industry. Perencanaan unit utilitas menjadi hal yang sangat penting agar seluruh proses di pabrik dapat berjalan dengan lancar, efisien, dan aman. Menurut Powel (1948), system utilitas yang dirancang dengan baik akan mendukung kontinuitas operasi dan meningkatkan keandalan kinerja pabrik secara keseluruhan. Hal-hal yang akan ditunjang pada unit utiliyas adalah sebagai berikut:

1. Unit Penyediaan Dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)
2. Unit Pembangkit Steam (*Steam Generator System*)
3. Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)
4. Unit Penyedia Udara Instrument (*Instrument Air System*)
5. Unit Penyedia Bahan Bakar
6. Unit Pengolahan Limbah

5.1 Unit Penyediaan dan Pengelolaan Air (*water treatment system*)

5.1.1 Unit Penyediaan Air

Umumnya, kebutuhan air pada suatu industri dapat dipenuhi dari berbagai sumber seperti air sumur, air danau, air sungai, air laut, maupun air bendungan, tergantung pada ketersediaan dan kedekatannya terhadap lokasi pabrik. Dalam perencanaan pembangunan pabrik stirena ini, sumber air yang akan digunakan berasal dari sungai yang terhubung dengan pantai semilir. Dasar pemilihan air sungai sebagai sumber utama:

1. Kedekatan lokasi

Sungai terletak dekat dengan area pembangunan pabrik, sehingga mempermudah proses pengambilan air dan mengurangi biaya pembangunan saluran distribusi air.

2. Ketersediaan air yang kontinyu

Sungai tersebut memiliki debit air yang relative stabil sepanjang tahun, sehingga menjamin ketersediaan air dalam jumlah yang cukup dan terhindar dari risiko kekeringan.

3. Kemudahan dan efisiensi pengelolaan

Air sungai umumnya lebih mudah diolah dibandingkan air laut yang memiliki kadar garam tinggi dan memerlukan proses desalinasi. Biaya pengolahan air sungai lebih rendah karena tidak membutuhkan peralatan khusus yang mahal seperti yang digunakan untuk air laut.

4. Kuantitas yang melimpah

Sungai memiliki volume air yang jauh lebih besar dan terbarukan dibandingkan dengan sumber seperti air tanah atau sumur bor yang terbatas.

Secara keseluruhan, air merupakan komponen vital dalam operasional pabrik atirena, baik untuk keperluan proses maupun penunjang operasional nonproses. Air yang digunakan akan melalui proses pengolahan terlebih dahulu untuk memenuhi standar spesifik sesuai dengan peruntukannya. Berikut adalah rincian kebutuhan air berdasarkan fungsinya:

1. Air Domestik

Kebutuhan air domestik diperuntukan untuk air konsumsi bagi karyawan dan juga air bersih yang digunakan untuk menunjang kebutuhan harian setiap orang. Baik untuk dikonsumsi, maupun non-konsumsi. Menurut Towrt. (2000) kebutuhan air domestic untuk tiap orang adalah 200-300 liter/hari.

$$\text{Diambil } 300 \text{ liter/hari} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} = 12,5 \text{ liter/jam}$$

$$P_{\text{air}} = 1000 \text{ kg/m}^3 = 1 \text{ kg/liter}$$

$$\text{Jumlah karyawan} = 210 \text{ orang}$$

$$\text{Maka total air kantor} = 12,5 \times 211 = 2.637,5 \text{ liter/jam} \times 1 \text{ kg/liter} = 2.637,5 \text{ kg/jam.}$$

Kebutuhan air untuk area perkantoran standar konsumsinya 50 liter/hari

$$\text{Yaitu: } 50 \text{ liter/hari} \times \frac{1 \text{ hari}}{8 \text{ jam}} = 6,25 \text{ liter/jam}$$

$$\text{Maka total air untuk area karyawan} = 6,25 \times 210 = 1.312 \text{ liter/jam} \times 1 \text{ kg/liter}$$

= 1.312 kg/jam.

Tabel 5.1 Kebutuhan Air Domestik

No.	Keterangan	Kebutuhan air (kg/jam)
1.	Area kantor	2.625
2.	Area mess karyawan	1.312
Total		3.937

2. Air Pendingin

Air pendingin digunakan untuk berbagai peralatan dengan fungsi untuk menurunkan suhu. Kebutuhan air media pendingin pada pabrik stirena ini terlampir pada Tabel berikut ini:

Tabel 5.2 Kebutuhan Air Media Pendingin

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah (kg/jam)
Kondensor-01	CD-01	48.979
Kondensor-02	CD-02	7.053
Kondensor -03	CD-03	98.986
Kondensor parsial-01	CDP-01	21.890.852
<i>Cooler-02</i>	CL-02	6.064
<i>Cooler-03</i>	CL-03	7.025
<i>Cooler-04</i>	CL-04	192.663
Total		22.251.624

Air pendingin bekas digunakan kembali setelah didinginkan dalam Menara pendingin air. Dengan menganggap terjadi kehilangan air selama proses sirkulasi, maka air tambahan yang diperlukan adalah jumlah air yang hilang karena penguapan dan blowdown (Perry, 1999). Setelah dilakukan perhitungan didapatkan kebutuhan air make up yaitu sebesar 94.019 kg/jam.

3. *Chill water*

Chill water adalah salah satu dari jenis media pendingin dengan bantuan air. yang membedakan di sini adalah suhu dari *chill water* lebih rendah dari suhu rata-rata air pada keadaan lingkungan. *Chill water* di pabrik stirena ini dijaga pada suhu 10°C menggunakan *refrigerant*. *Chill water* ini sendiri akan digunakan pada alat pendingin-01 (CI-01) dengan jumlah media pendingin sebesar 838.012 kg/jam.

4. Air untuk steam (*steam*)

Air umpan boiler adalah air yang akan diubah menjadi steam sebagai media pemanas. Air umpan boiler yang dapat digunakan adalah air yang sudah memenuhi standar sebagai air umpan boiler. Hal ini apabila air tidak memenuhi standar sebagai air umpan boiler dapat mengakibatkan kerusakan pada alat. Sehingga pencegahan harus dilakukan agar alat-alat pabrik tidak terjadi *scaling*, *fouling* dan juga *foaming*. Kebutuhan steam pabrik stirena terlampir pada Tabel berikut ini

Tabel 5.3 Kebutuhan Air Guna Membuat Steam

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah (kg/jam)
<i>Reboiler-01</i>	Rb-01	1.083
<i>Reboiler-02</i>	Rb-02	841
<i>Reboiler-03</i>	Rb-03	15.683
<i>Heat Exchanger-01</i>	Rb-01	3.683
<i>Vaporizer-01</i>	Vp-01	4.000
Total		24.647

Pada saat berlangsungnya proses terjadi 90% kondensat dari steam ini akan digunakan kembali sebagai air umpan boiler dan selebihnya akan di *blow-down*. Setelah dilakukan perhitungan air make-up yang dibutuhkan adalah sebesar 2.464 kg/jam.

5. Air untuk proses (*proses water*)

Pada pabrik stirena air kebutuhan proses diperlukan tetapi, air tersebut akan diubah terlebih dahulu menjadi steam. Steam ini akan dimasukkan ke dalam reaktor-01 yang bertujuan sebagai pembawa energi untuk melakukan reaksi, *anti-fouling* pada katalis dan juga sebagai menurunkan tekanan parsial reaktan. Steam yang digunakan cukup besar sehingga membutuhkan jumlah air yang besar juga. Setelah diperhitungkan kebutuhan air yang digunakan untuk membangkitkan steam proses adalah sebesar 357.433 kg/jam.

5.1.2 Unit Pengolahan Air

Air sungai tidak langsung digunakan, karena mengandung banyak kotoran (fisik & kimia). Oleh karena itu, diperlukan beberapa tahap pengolahan. Beberapa pengolahan dalam air yaitu:

1. Penghisapan

Air sungai sebagai sumber utama dipompa menggunakan pompa hisap dan dialirkan menuju unit screening. Tahap ini berfungsi menyaring kotoran berukuran besar seperti sampah organik (ranting, daun) dan benda padat lainnya. Setelah itu, air dialirkan ke dalam bak pengendapan awal untuk menurunkan beban partikel kasar sebelum pengolahan lanjutan.

2. *Screening*

Proses screening adalah penyaringan fisik awal untuk menghilangkan material berukuran besar yang tidak dapat larut. Screen logam dipasang di sisi hisap pompa atau saluran masuk. Tahap ini mencegah penyumbatan atau kerusakan pada peralatan di tahap pengolahan berikutnya.

3. Pengendapan awal

Air hasil screening dimasukkan ke dalam bak sedimentasi awal untuk mengendapkan partikel-partikel tersuspensi yang masih cukup besar. Tahap ini membantu mengurangi turbiditas air dan mengoptimalkan efisiensi proses koagulasi-flokulasi berikutnya.

4. Koagulasi dan Flokulasi

Koagulasi dilakukan dengan menambahkan bahan kimia (koagulan) seperti aluminium sulfat ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$) atau polyaluminium chloride (PAC)

ke dalam air. Koagulasi berfungsi untuk menetralkan muatan partikel tersuspensi sehingga memungkinkan mereka saling bergabung. Setelah itu, dilakukan flokulasi, yaitu proses pengadukan lambat agar partikel kecil berkumpul membentuk floc (gumpalan besar). Proses ini dilakukan di tangki pengaduk cepat lalu dialirkan ke tangki pengaduk lambat atau langsung ke clarifier.

5. Sedimentasi / Settling

Air yang mengandung floc dari proses flokulasi dialirkan ke unit clarifier. Di sini, floc akan mengendap secara gravitasi, dan air jernih di bagian atas akan diteruskan ke tahap berikutnya. Lumpur hasil endapan dikumpulkan dan dibuang atau diolah lebih lanjut.

6. Filtrasi (*Sand filter*)

Air jernih dari clarifier selanjutnya melewati media penyaringan pasir (sand filter). Proses ini menghilangkan sisa padatan halus yang lolos dari sedimentasi. Sand filter akan dicuci ulang secara berkala (backwash) untuk menjaga performa penyaringan.

7. Penampungan air bersih

Air hasil filtrasi dikumpulkan ke dalam bak penampung air bersih (clean water tank). Air ini siap digunakan untuk berbagai keperluan di pabrik seperti:

- Air domestic
- Air layanan umum dan hidran
- Air make-up untuk cooling water

- Bahan baku untuk air demineralisasi

8. Demineralisasi

Air bak penampung akan diolah lebih lanjut untuk menghasilkan air demineralisasi (demin water) yang dibutuhkan oleh boiler dan system proses. Proses ini melibatkan dua tahap:

- Penukaran kation menggunakan resin penukar ion untuk menghilangkan ion seperti Ca^+ , Mg^{2+} , dan Na^+
- Penukaran anion untuk menghilangkan ion negative seperti Cl^- , SO_4 , dan HCO_3^-

Resin yang jenuh akan diregenerasi:

- Kation exchanger diregenerasi dengan larutan NaCl (brine)
- Anion exchanger diregenerasi dengan NaOH

9. Dearasi

Air demin ahakn diproses di unit deaerator untuk menghilangkan gas-gas terlarut, khususnya oksigen (O_2) yang menyebabkan korosi pada peralatan bertekanan tinggi. Penambahan hidrazin (N_2H_4) dilakukan untuk mengikat sisa oksigen sebelum air masuk ke tangka boiler feed water sebagai air umpan boiler (Boiler Feed Water).

5.2 Unit Pembangkit Steam (*Steam Generator System*)

Unit pembangkit siteam bertujuan untuk memenuhi kebutuhan steam yang dibutuhkan oleh proses produksi stirena itu digunakan sebagai media pemanas ataupun sebagai sistem proses. Steam diproduksi dengan menyediakan ketel uap dengan spesifikasi:

Kapasitas	: 497.129 kg/jam
Jenis	: <i>Water Tube Boiler</i>
Jumlah	: 1

Boiler tersebut juga dilengkapi dengan unit ekonomizer dan pengaman-pengaman yang bekerja secara otomatis. *Boiler* bekerja pada tekanan 15,5 bar dan memproduksi steam yang bersifat jenuh. Di dalam boiler air dinaikan suhunya hingga 150°C. Bahan bakar yang digunakan untuk membuat steam adalah LNG. Di dalam boiler air dalam tube akan dipanaskan langsung menggunakan api dari *burner*. Steam yang terbentuk akan langsung dialirkan menuju area proses produksi stirena sebagai steam proses dan juga steam untuk kebutuhan alat penukar panas.

5.3 Unit Pembangkit Listrik

Kebutuhan listrik di pabrik stirena dipenuhi oleh PLN. Selain itu listrik cadangan dihasilkan dari generator pabrik apabila terjadi gangguan pasokan listrik dari PLN. Hal ini, bertujuan agar kebutuhan tenaga listrik dapat dipenuhi secara terus-menerus meskipun terjadi gangguan pasokan dari PLN. Energi listrik yang dihasilkan oleh generator pabrik, akan diproduksi dengan bahan bakar solar. Spesifikasi generator yang digunakan adalah:

Kapasitas	: 1.600 kW
Jenis	: AC Generator
Jumlah	: 1

Berikut ini adalah rincian kebutuhan listrik pabrik stirena diantaranya sebagai berikut:

a. Kebutuhan listrik area proses dan utilitas

Tabel 5.4 Kebutuhan Listrik Area Proses dan Utilitas

Nama Alat	Kode alat	jumlah	Daya (Hp)	kW/jam
Pompa-01	P-01	1	1,5	1,118
Pompa-02	P-02	1	300	223,713
Pompa-03	P-03	1	16000	11931,39
Pompa-04	P-04	5	75	279,642
Pompa-06	P-06	1	3	2,237
Pompa-08	P-08	1	1500	1118,568
Pompa-09	P-09	1	250	186,428
Pompa-10	P-10	1	2	1,491
Pompa-11	P-11	1	4500	3355,705
Pompa-13	P-13	1	0,5	0,372
Kompresor-01	Komp-01	1	0,5	0,372
Pompa utilitas-01	PU-01	2	75	111,856
Pompa utilitas-02	PU-02	2	40	59,656
Pompa utiitas-03	PU-03	2	40	59,656
Pompa utilitas-04	PU-04	2	40	59,656
Pompa utilitas-05	PU-05	2	200	298,284
Pompa utilitas-06	PU-06	2	5500	8202,834
Pompa utilitas-07	PU-07	2	125	186,428
Pompa utilitas-08	PU-08	2	3	4,474

Pompa utilitas-09	PU-09	2	10	14,914
Kompresor-02	Komp-02	1	0,5	0,372
fan	F	1	800	596,569
Pengaduk	Ag	5	0,5	1,864
Rake	R	5	2	7,457
Total				26.705,07

b. Kebutuhan listrik alat control

Kebutuhan listrik perkantoran diperkirakan sebesar 190 kW

c. Kebutuhan listrik perkantoran, bengkel, perumahan, dan laboratorium

Kebutuhan listrik untuk area perkantoran, bengkel, perumahan, dan laboratorium diperkirakan sekitar 210 kW

Total kebutuhan listrik pabrik stirena dapat dilihat berdasarkan table berikut:

Tabel 5.5 Total Kebutuhan Listrik Pabrik

No	Keperluan	Kebutuhan (kW)
1.	Kebutuhan listrik area proses dan utilitas	26.705,07
2.	Kebutuhan listrik alat kontrol	190
3.	Kebutuhan listrik area perkantoran bengkel, perumahan dan juga laboratorium	210

Total	27.105,07
-------	-----------

Kebutuhan listrik disuplay oleh PLN. Namun sebagai Cadangan apabila terjadi pemadaman oleh pihak PLN maka pabrik setirena mengadakan fasilitas generator listrik berbahan bakar diesel sebagai cadangan untuk memproduksi listriknya.

5.4 Unit Penyedia Udara Tekan

Di pabrik stirena ini, alat-alat instrument seperti instrument control seperti valve, actuator, akan dikontrol dari jarak jauh dengan menggunakan udara tekan yang bekerja secara pneumatis. Tekanan udara yang digunakan adalah sebesar 10 bar. Dalam pabrik stirena ini terdapat beberapa jenis alat kontrol yang mana memerlukan udara tekan unntuk menggerakan alat-alat tersebut. Dan mekanisme proses pembuatan udara tekan yaitu dengan menggunakan udara lingkungan yang ditekan menggunakan kompresor yang dilengkapi dengan filter untuk menangkap kandungan air yang terdapat di udara tersebut. Udara dari lingkungan ditekan menggunakan kompresor hingga mencapai tekanan 10 bar. Selanjutnya, udara disimpan dalam sbuah Tangki penyimpan udara tekan. Sehingga, ketika udara tekan dibutuhkan valve pada tangka udara tekan akan membuka untuk mengalirkan udara tekan tersebut ke alat kontrol yang membutuhkannya. Total kebutuhan udara tekan diperkirakan sebesar 22,564 m³/jam.

5.5 Unit Penyedia Bahan Bakar

Unit Penyediaan bahan bakar adalah unit unntuk menyediakan bahan bakar

yang akan digunakan pada unit pembangkit uap, dan juga sebagai bahan bakar reaktor *furnace*. Bahan bakar yang digunakan adalah natural gas ataupun (LNG) yang akan dibeli dari PT Pertamina Indonesia dengan menginstalasiakan pipa gas dari Pertamina ke pabrik ini. Sedangkan bahan bakar untuk generator adalah solar ataupun diesel yang akan dibeli juga dari PT Pertamina Indonesia. Sedangkan untuk jumlah dari masing masing bahan bakar tersebut adalah 67453,890 liter/jam untuk bahan bakar LNG dengan rincian 31807,52 liter/jam untuk unit pembangkit *steam* dan selebihnya adalah untuk bahan bakar reaktor *furnace*. Sedangkan jumlah kebutuhan solar untuk bahan bakar generator pembangkit listrik diperkirakan sebesar 888326,80 liter per tahun.

5.6 Unit Pengolahan Limbah atau Air Buangan

Unit pengolahan limbah yang dihasilkan dari pabrik stirena dapat di klasifikaikan menjadi dua:

1. Limbah bahan cair

Limbah cairan dapat berupa:

- a) Limbah air domestik.
- b) *Blow-down cooling tower* ataupun alat proses
- c) Limbah air yang mengandung zat organik
- d) Kondensat dari steam proses

Limbah air domestik berasal dari toilet di sekitar pabrik ataupun perkantoran. Limbah air domestik dikumpulkan dan diolah dalam unit stabilisasi dengan menggunakan lumpur katif, aerasi dan juga injeksi klorin.

Air limbah laboratorium diolah melalui beberapa tahapan proses terlebih dahulu sebelum akhirnya dilepas ke lingkungan. Proses yang perlu dilakukan untuk menangani limbah ini dapat dibagi menjadi tiga bagian. Yang pertama, pemrosesan secara fisik seperti pengendapan dan juga penyaringan. Kedua, menggunakan proses secara kimiawi dengan cara menambahkan bahan kimia ataupun pengontrolan terhadap pH dari limbah air tersebut. Dan yang ketiga, adalah pemrosesan secara biologis.

2. Limbah padatan berupa lumpur dari proses pengolahan air

Untuk menghindari pencemaran dari limbah padatan tersebut maka dilakukan penanganan terhadap limbah padat tersebut berupa membuat unit pembuangan limbah yang aman bagi lingkungan sekitar.

5.7 Spesifikasi Alat Utilitas

Tabel 5.6 Spesifikasi Alat Transportasi Fluida pada Area Utilitas

Pompa	PU-01	PU-02	PU-03	PU-04	PU-05
Fungsi	Mengalirkan air sungai menuju bak pengendapan awal	Mengalirkan air Dari bak pengendapan awal menuju bak pencampuran cepat	Mengalirkan air dari klarifier menuju bak <i>sand filter</i>	Memompa air dari bak saringan pasir menuju ke bak air bersih	Memompa air dari bak air bersih untuk di distribusikan ke Tangki penyimpanan air domestik, menjadi <i>cooling water</i> , <i>chill water</i> , ataupun di pompa ke <i>water demin plant</i>
Jenis	<i>Centrifugal Pump Single Stage</i>				
Tipe	<i>Axial flow impeller</i>	<i>Axial flow impeller</i>	<i>Axial flow impeller</i>	<i>Axial flow impeller</i>	<i>Axial flow impeller</i>
Bahan	<i>Commercial Steel</i>				
Kapasitas (gpm)	4870	4638	4638	4417	4201
Head Pump (ft)	35,2	18	18	18	73
Spesifikasi					
IPS (in)	24	24	10	24	24
No.Sch	20	20	40	20	20
OD (in)	24	24	10,75	24	24
ID (in)	23,25	23,25	10,2	23,25	23,25
Efisiensi pompa	83%	83%	80%	83%	85%
Tenagapompa (Hp)	51,890	25,057	7,765	23,829	90,919
Tenaga motor (Hp)	60	30	10	30	125
Jumlah	2	2	10	2	2

Tabel 5.7 Spesifikasi Alat Transportasi Fluida Area Utilitas (Lanjutan)

Pompa	PU-06A	PU-06B	PU-07	PU-08	PU-09
Fungsi	Memompa air pendingin ke alat penukar panas yang membutuhkan di area proses.	Memompa <i>cooling water</i> menuju alat kondenser parsial	Memompa air dan menaikkan tekanan air dari 1 bar ke 10 bar dan juga memompaknya ke dalam boiler	Memompakan air yang terdapat pada Tangki kondensat steam untuk dialirkan kembali ke Tangki umpan boiler	Memompa <i>chill water</i> dari <i>water chiller</i> menuju ke unit proses <i>cooler-01</i>
Jenis	<i>Centrifugal Pump Single Stage</i>				
Tipe	<i>Radial flow impeller</i>	<i>Radial flow impeller</i>	<i>Radial flow impeller</i>	<i>Axial flow impeller</i>	<i>Axial flow impeller</i>
Bahan	<i>Comercial Steel</i>				
Kapasitas (gpm)	2296,42	5380	4620	119	326
<i>Head Pump</i> (ft)	511	79	18	42	91
Spesifikasi					
IPS (in)	16	24	24	4	6
No.Sch	30	20	20	40	40
OD (in)	16	24	24	4,5	6,625
ID (in)	15,25	23,25	23,25	4,026	6,06
Efisiensi pompa	81%	83%	83%	80%	73%
Tenagapompa (Hp)	62,622	128,377	25,468	1,540	5,736
Tenaga motor (Hp)	75	150	30	2	7,5
Jumlah	2	10	12	2	2

Tabel 5.8 Spesifikasi Bak Area Utilitas

Bak	B-01	B-02	B-03	B-04	B-05	B-06
Fungsi	Bak penampungan awal (BPA). Untuk mengendapkan kotoran kasar yang terbawa oleh air sungai	Bak pencampuran cepat (BPC). Untuk mencampurkan bahan kimia penggumpal dan juga pengurang kesadahan	Klarifier Mengumpalkan kotoran koloid yang terbawa oleh air	Bak saringan pasir (BSF). Untuk menyaring air dari partikel kotoran yang masih terbawa air menggunakan saringan pasir	Bak air bersih (BAB). Digunakan untuk menampung air bersih setelah air disaring menggunakan saringan pasir	Bak air domestik (BAD). Untuk menampung air bersih yang telah diklorinasi untuk air layanan rumah tangga dan perkantoran
Jenis	Bak persegi panjang	Bak silinder tegak dilengkapi dengan pengaduk	Bak silinder tegak dilengkapi dengan rake	Bak persegi	Bak persegi	Bak persegi
Bahan	Beton bertulang	Beton bertulang	Beton bertulang	Beton bertulang	Beton bertulang	Beton bertulang
Panjang (m)	109,296	-	-	53,716	53,716	5,401
Lebar (m)	36,432	-	-	17,905	17,905	1,800
Tinggi (m)	8	2,993	7,489 + 1,5	10	10	4
Diameter (m)	-	2,993	14,978	-	-	-
Jumlah	1	5	5	1	1	1

Tabel 5.9 Spesifikasi Tangki Utilitas

Tangki	TU-01	TU-02	TU-03	TU-04
Fungsi	Tangki penukar kation digunakan untuk menangkap kation yang terkandung dalam air	Tangki penukar anion digunakan untuk menangkap kandungan anion yang terkandung dalam air	Tangki untuk Meregenerasi resin penukar kation	Tangki untuk meregenerasi resin pennukar anion
Jenis	Tangki silinder vertikal	Tangki silinder vertikal	Tangki silinder vertikal	Tangki silinder vertikal
Bahan	Carbon steel			
Spesifikasi				
Tinggi (m)	2,10	1,72	0,973	1,103
Diameter (m)	2,52	1,43	0,973	1,103
Volume (m ³)	8,69	2,78	0,725	0,878
Jumlah	2	2	1	1

Tabel 5.10 Spesifikasi Tangki Utilitas (Lanjutan)

Tangki	TU-05	TU-06	T-Udara	T-07
Fungsi	Tangki boiler water feed (TBWF). Menampung kebutuhan air untuk dijadikan steam jenuh	Tangki kondensat digunakan untuk menampung kondensat dari steam yang telah digunakan pada unit operasi	Menampung udara tekan yang akan digunakan untuk menggerakkan actuator instrument kontrol	Tangki untuk menampung kebutuhan bahan bakar LNG
Jenis	Tangki silinder horizontal dilengkapi dengan deaerator	Tangki silinder horizontal	Tangka silinder horizontal	Tangki silinder vertikal

Bahan	<i>Carbon steel</i>			
Spesifikasi				
Panjang/tinggi (m)	17,647	7,119	3	12,801
Diameter (m)	5,882	2,373	0,781	54,864
Volume (m ³)	479,641	31,490	1,124	29140,08
Jumlah	1	1	1	1

Tabel 5.11 Spesifikasi Tangki Utilitas (Lanjutan)

Tangki	T-08			
Fungsi	Tangki untuk menampung kebutuhan bahan bakar solar untuk pembangkit generator			
Jenis	Tangki silinder vertikal			
Bahan	<i>Carbon steel</i>			
Spesifikasi				
Panjang/tinggi (m)	3,467			
Diameter (m)	4,572			
Volume (m ³)	27,795			
Jumlah	1			

Tabel 5.12 Spesifikasi Screener Utilitas

Alat	Screener (FU-01)
Fungsi	Menyaring kotoran-kotoran yang berukuran besar dan melindungi pompa (PU-01) dari kotoran kotoran tersebut.
Jenis	Alumunium
Spesifikasi	
Kapasitas (kg/jam)	1.100.550,48
Panjang (ft)	10
Lebar (ft)	8
Diameter (in)	24,25
Jumlah	1

Tabel 5.13 Spesifikasi Sand Filter Utilitas

Alat	Sand Filter (BSF)
Fungsi	Menyaring partikel-partikel halus yang masih terbawa dari klarifier
Bahan	Bak berbentuk balok
Material	Pasir dan kerikil
Ukuran pasir dan kerikil (mm)	0,45 – 38,1
Spesifikasi	
Kapasitas (kg/jam)	996.888
Panjang (m)	12,804
Lebar (m)	12,804
Tinggi (m)	4
Jumlah	1

Tabel 5.14 Spesifikasi Cooling Tower (CT-01)

Alat	Cooling Tower (CT-01)
Fungsi	Mendinginkan air pendingin setelah digunakan
Jenis	Natural draft
Spesifikasi	
Panjang (m)	39,37
Lebar (m)	39,37
Tinggi (m)	39,37
Jumlah	1

Tabel 5.15 Spesifikasi Boiler Ketel Uap

Alat		Kettel uap (Boiler)
Fungsi		Membuat steam jenuh yang akan di gunakan sebagai steam proses dan juga steam alat penukar panas
Jenis		Boiler lorong api
Tipe		Boiling feed water
Kondisi operasi		
	tube	selongsong
Suhu masuk (°C)	30	-
Suhu keluar (°C)	150	-
Tekanan	15,5	15,5
Beban panas (kJ/jam)	1.257.802.902	
Mechanical design		
	tube	selongsong
Panjang (ft)	12	-
ID (in)	2,469	-
OD (in)	2,875	-
Area (m ²)	3694,274	
Nt	4402	
Jumlah	1	

Tabel 5.16 Spesifikasi Refrigerant (Rf-01)

Alat		Refigerator (Ref-01)
Fungsi		Mendinginkan air <i>chill water</i> hingga suhu nya 10°C
Jenis		<i>Compact Refrigerator</i>
Material		Freon
Spesifikasi		
Kapasitas (kg/jam)		73598,657
Panjang (m)		-
Lebar (m)		-
Tinggi (m)		-
Jumlah		1

BAB VI

EVALUASI EKONOMI

Untuk menilai kelayakan dan potensi keuntungan dari pendirian pabrik stirena dari sudut pandang ekonomi, diperlukan evaluasi ekonomi yang komprehensif dan cermat. Salah satu aspek krusial dalam perancangan pabrik adalah melakukan estimasi biaya peralatan yang dibutuhkan. Estimasi ini sangat penting karena akan menjadi dasar utama dalam perhitungan investasi modal awal. Evaluasi ini bertujuan untuk memastikan bahwa investasi yang dilakukan dapat kembali (*Return of Investment*) dalam jangka waktu yang wajar dan mencapai titik impas (*Break-Even Point*). Dengan demikian, keputusan pendirian pabrik dapat dilakukan berdasarkan data finansial yang terkuru, serta memperkecil risiko kerugian akibat kesalahan dalam perancangan biaya.

Dengan demikian, dalam perancangan pabrik stirena ini, terdapat beberapa faktor yang perlu dipertimbangkan dalam melakukan perhitungan evaluasi ekonomi, yang meliputi:

1. Modal Invenstasi (*Capital Investment*)
 - a. Modal Tetap (*Fixed Capital Cots*)
 - b. Modal kerja (*Working Capital Investment*)
2. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)
 - a. Biaya Produksi Langsung (*Direct Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya Produksi Tidak Langsung (*Indirect Manufacturing Cost*)
 - c. Biaya Produksi Tidak Langsung (*Indirect Manufacturing Cost*)

- d. 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 event point (BEP)*
 - d. *Shut down point (SDP)*
 - e. *Discounted cash flow (DCF)*

6.1 Penaksiran harga alat

Harga peralatan proses pada setiap unit sangat dipengaruhi oleh kondisi ekonomi yang berlaku. Setiap tahun, harga peralatan dapat berubah, baik mengalami kenaikan ataupun penurunan, tergantung pada situasi ekonomi saat itu. Hal ini menyebabkan penentuan harga peralatan secara pasti menjadi sulit. Untuk memperkirakan harga peralatan, dapat digunakan indeks harga peralatan operasi pada tahun yang bersangkutan.

Analisis harga peralatan dilakukan pada tahun 2024 sebagai dasar untuk memperkirakan biaya pembelian peralatan pada tahun pembangunan pabrik, yaitu 2030. Dalam analisis ekonomi, harga peralatan dan kebutuhan lainnya untuk operasional pabrik dihitung berdasarkan data yang tersedia pada tahunn analisis. Salah satu alat bantu yang digunakan untuk memperkirakan perubahan harga dari waktu ke waktu adalah indeks harga yang dikenal dalam teknik kimia sebagai *Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI)*.

Tabel 6.1 Indeks Harga Alat

Tahun	<i>Cost Index</i>
1991	931
1992	943
1993	964
1994	993
1995	1028
1996	1039
1997	1057
1998	1062
1999	1068
2000	1089
2001	1094
2002	1104
2003	1124
2004	1179
2005	1245
2006	1302

Pada perancangan pabrik stirena akan dibangun pada tahun 2030, sehingga perlu dicari indeks alat pada tahun tersebut. Harga alat pada tahun pabrik didirikan dapat ditentukan berdasarkan harga pada tahun referensi dengan rasio indeks harga. (Peter,2003).

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

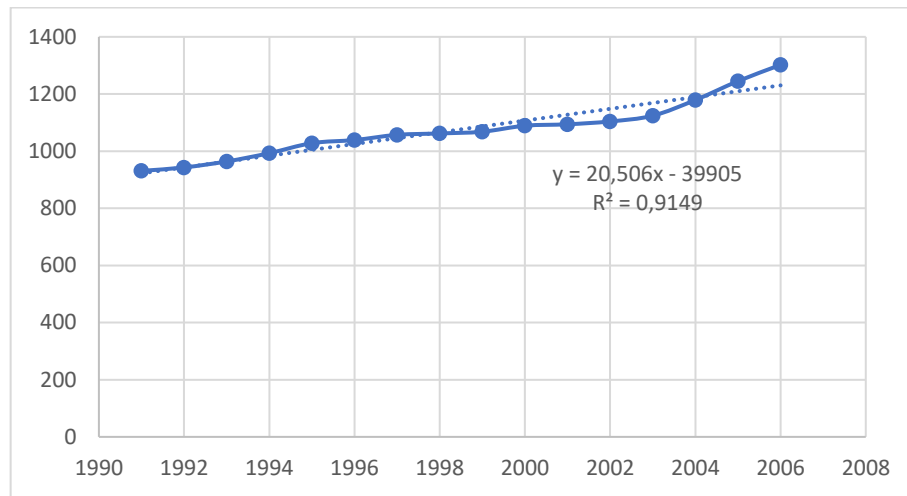
Dimana:

Ex : Harga pembelian pada tahun 2030

Ey : Harga pembelian yang diketahui

Ny : Indeks harga pada tahun 2030

Nx : Indeks harga yang diketahui



Gambar 6.1 Grafik Regresi Linier

Persamaan yang diperoleh dari grafik indeks harga diatas didapatkan persamaan regresi linier $y = 20,506x - 39905$. Dengan pemngguakan persamaan CEP indeks pada tahun referensi perancangan diatas dapat dicari nilai CEP indeks pada tahun referensi dan perancangan. Sehingga nilai CEP indeks pada tahun referensi 2014 adalah 1394,084. Sementara nilai CEP indeks pada tahun perancangan 2030 sebesar 1772.18. berdasarkan nilai CEP indeks tersebut, harga peralatan proses dan peralatan utilitas dapat ditentukan sebagai berikut:

Tabel 6.2 Harga Alat Proses

Nama Alat	Kode	Jumlah	Index Harga		Harga (USD) 2014	Harga (USD) 2030
			2014	2030		
Akumulator	AC-01	1	1394,08	1722,18	11.814	14.594
Akumulator	AC-02	1	1394,08	1722,18	5.251	6.487
Akumulator	AC-03	1	1394,08	1722,18	52.508	64.866
Dekanter	DC-(A- E)	5	1394,08	1722,18	105.016	648.659
Distilasi	MD-01	1	1394,08	1722,18	196.905	243.247

Distilasi	MD-02	1	1394,08	1722,18	170.651	210.814
Distilasi	MD-03	1	1394,08	1722,18	2.124.003	2.623.892
<i>Heatexchanger</i>	HE-01	1	1394,08	1722,18	69.400	85.733
Kondensor	CD-01	1	1394,08	1722,18	1.100	1.359
Kondensor	CD-02	1	1394,08	1722,18	1.100	1.359
Kondensor	CD-03	1	1394,08	1722,18	37.300	46.079
Kondensor	CDP	1	1394,08	1722,18	286.326	353.713
Pendingin	CL-01	1	1394,08	1722,18	43.200	53.367
Pendingin	CL-02	1	1394,08	1722,18	2.700	3.335
Pendingin	CL-03	1	1394,08	1722,18	2.700	3.335
Pendingin	CL-04	1	1394,08	1722,18	100.500	124.153
Pompa	P-01	2	1394,08	1722,18	11.200	27.672
Pompa	P-02	2	1394,08	1722,18	14.400	35.578
Pompa	P-03	2	1394,08	1722,18	24.953	61.651
Pompa	P-04	2	1394,08	1722,18	10.000	24.707
Pompa	P-06	2	1394,08	1722,18	5.000	12.354
Pompa	P-08	2	1394,08	1722,18	14.400	35.578
Pompa	P-09	2	1394,08	1722,18	11.200	27.672
Pompa	P-10	2	1394,08	1722,18	5.000	12.354
Pompa	P-11	2	1394,08	1722,18	15.000	37.061
Pompa	P-13	2	1394,08	1722,18	5.000	12.354
Reaktor	R-01	1	1394,08	1722,18	6.826.000	8.432.515
<i>Reboiler</i>	Rb-01	1	1394,08	1722,18	23.100	28.537
<i>Reboiler</i>	Rb-02	1	1394,08	1722,18	10.200	12.601
<i>Reboiler</i>	Rb-03	1	1394,08	1722,18	93.700	115.753
<i>Separator</i>	Sp-01	1	1394,08	1722,18	18.000	22.236
<i>Separator</i>	Sp-02	1	1394,08	1722,18	17.000	21.001
Tangki	T-01	1	1394,08	1722,18	4.422.935	5.463.883
Tangki	T-02	1	1394,08	1722,18	78.762	97.299
Tangki	T-03	1	1394,08	1722,18	105.016	129.732
Tangki	T-04	1	1394,08	1722,18	2.205.812	2.724.955
<i>Vaporizer</i>	Vp-01	1	1394,08	1722,18	83.200	102.781
Total						21.923.266

Tabel 6.3 Harga Alat Utilitas

Nama Alat	Kode	Jumlah	Index Harga		Harga (USD) 2014	Harga (Rp) 2030
			2014	2030		
Pompa	PU-01	2	1394,08	1722,18	27.838	1.122.205.951
Pompa	PU-02	2	1394,08	1722,18	27.838	1.122.205.951
Pompa	PU-03	2	1394,08	1722,18	27.838	1.122.205.951
Pompa	PU-04	2	1394,08	1722,18	27.838	1.122.205.951
Pompa	PU-05	2	1394,08	1722,18	27.838	1.122.205.951
Pompa	PU-06A	2	1394,08	1722,18	21.826	879.850.100
Pompa	PU-06B	10	1394,08	1722,18	27.838	5.611.029.756
Pompa	PU-07	2	1394,08	1722,18	27.838	1.122.205.951
Pompa	PU-08	2	1394,08	1722,18	10.000	403.120.178
Pompa	PU-09	2	1394,08	1722,18	12.300	495.837.819
Kompresor Udara	KU	2	1394,08	1722,18	52.400	2.112.349.732
Tangki Silika	Ts	2	1394,08	1722,18	7.876	317.497.452
Tangki Udara	Tu	2	1394,08	1722,18	13.127	529.175.858
Total						17.082.096.602

Tabel 6.4 Harga Alat Utilitas

Nama Alat	Kode	Jumlah	Index Harga		Harga (USD) 2014	Harga (USD) 2030
			2014	2030		
Penukar Kation	TK-01	2	1394,084	1722,18	23.629	58.380
Penukar Anion	TA-01	2	1394,084	1722,18	13.783	34.054
Tangki umpan Boiler	BFW	10	1394,084	1722,18	302.202	3.733.249

Tangki Kondensat	T-Cond	1	1394,084	1722,18	65.635	81.082
Tangki LNG	T-LNG	3	1394,084	1722,18	131.400	486.974
Tangki Solar	T-S	1	1394,084	1722,18	1.419.584	1.753.681
Ketel Boiler	B	1	1394,084	1722,18	8.039.065	9.931.049
Unit Refrigerasi	Unit-RF	1	1394,084	1722,18	490.900	606.433
Total						16.684.903

Tabel 6.5 Harga Alat Utilitas

Nama alat	Kode	harga/m² atau satuan	Luas m²	Jumlah	Biaya Rp.
Bak Pengendapan	BP	1.500.000	3981,429	1	5.972.143.500
Bakpencampuran cepat	RMT	1.250.000	2,406771	5	15.042.319
<i>Clarifier</i>	CI-01	1.250.000	176,2187	5	1.101.366.875
Saringan Pasir	SF-01	1.250.000	163,9251	1	204.906.375
Bak air bersih	BAB	1.250.000	961,7097	1	1.202.137.125
Bak air minum	BAM	1.250.000	9,723618	1	12154523
Cooling tower	CT	2.500.000	1217,475	1	3.043.687.500
Total					11.551.438.216

6.2 Dasar perhitungan

Kapasitas produksi	: 240.000 Ton/Tahun
Pabrik beroperasi	: 330 hari kerja
Umur alat	: 10 tahun
Kurs mata uang	: 1\$ = Rp 16.207 (per Juni 2025)
Tahun pabrik didirikan	: 2030
UMR kota tuban	: Rp 3.050.400

5.3 Perhitungan biaya

1. Modal Investasi (*Capital Investment*)

Modal investasi (*capital investment*) merupakan total biaya yang diperlukan untuk membangun fasilitas-fasilitas pabrik beserta kelengkapannya, serta biaya yang dibutuhkan untuk mengoperasikan suatu pabrik. Investasi modal ini terdiri dari:

a. *Fixed Capital Investment*

Investasi modal tetap (*Fixed Capital Investment*) adalah biaya yang dibutuhkan untuk membangun fasilitas-fasilitas pabrik.

b. *Working Capital Investment*

Working Capital Investment adalah sejumlah dana yang dibutuhkan perusahaan untuk menjalankan aktivitas operasional harian, seperti pembelian bahan baku, pembayaran gaji, pengeluaran utilitas, dan kebutuhan operasional lainnya.

2. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)

Manufacturing Cost adalah total biaya yang dikeluarkan untuk memproses suatu barang hingga siap dijual. Ini mencakup semua pengeluaran langsung dan tidak langsung dalam proses produksi.

a. *Direct Cost*

Direct cost adalah pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.

b. *Indirect Cost*

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

c. *Fixed Cost*

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

3. Pengeluaran Umum (*General Expenses*)

General expenses adalah pengeluaran yang tidak secara langsung terkait dengan proses produksi, tetapi tetap diperlukan untuk menjalankan operasi bisnis atau pabrik secara keseluruhan.

5.4 Analisa kelayakan

Analisis kelayakan bertujuan untuk mengevaluasi potensi laba yang dapat diperoleh, sehingga dapat dipastikan apakah pabrik yang direncanakan dapat menghasilkan keuntungan maksimal atau tidak. Melalui analisis ini, dapat diketahui apakah pabrik stirena yang direncanakan memiliki potensi ekonomi

yang baik atau tidak. Terdapat beberapa metode yang dapat digunakan untuk menganalisis kelayakan pembangunan pabrik, antara lain:

1. ROI (*Return on Investment*)

ROI adalah indikator keuangan yang digunakan untuk mengukur seberapa efisien atau seberapa menguntungkan suatu investasi dibandingkan dengan biayanya. Dalam konteks analisis kelayakan pabrik, ROI membantu menentukan apakah investasi pada pembangunan pabrik akan memberikan keuntungan yang memadai.

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

2. POT (*Pay out Time*)

POT adalah salah satu metode analisis kelayakan investasi yang digunakan untuk mengukur berapa lama waktu yang dibutuhkan untuk mengembalikan modal awal investasi dari arus kas bersih yang diperoleh setiap tahun.

$$POT = \frac{\text{Fixed capital investment}}{(\text{keuntungan tahunan} + \text{depresiasi})}$$

3. BEP (*Break Even Point*)

BEP adalah titik di mana total pendapatan dengan total biaya, sehingga perusahaan tidak mengalami laba maupun rugi. Dalam konteks analisis kelayakan pabrik, BEP digunakan untuk mengetahui berapa unit produk yang harus dijual agar seluruh biaya produksi dan operasional tertutupi.

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

Dimana:

Fa : *Annual fixed manufacturing cost* pada produksi maksimal

Ra : *Annual regulated expenses* pada produksi maksimal

Va : *Annual variable value* pada produksi maksimal

Sa : *Annual sales value* pada produksi maksimal

4. SDP (*Shut Down Point*)

SDP adalah titik atau kondisi di mana suatu aktivitas produksi harus dihentikan karena secara ekonomi tidak lagi menguntungkan untuk dilanjutkan. Pada titik ini, pendapatan yang diperoleh dari penjualan produk tidak cukup untuk menutupi biaya variabel produksi, sehingga perusahaan mengalami kerugian operasional. Beberapa penyebab terjadinya shut down point antara lain biaya variabel yang terlalu tinggi, penurunan harga jual yang signifikan, atau inefisiennya manajemen operasional sehingga tidak mampu menghasilkan profit. Menurut Peters (2003), kondisi shut down terjadi ketika biaya untuk melanjutkan operasi pabrik lebih besar dibandingkan dengan biaya tetap (*fixed cost*) yang harus dibayar walaupun pabrik berhenti beroperasi. Dengan kata lain, lebih baik menutup pabrik sementara dan hanya menanggung biaya tetap daripada melanjutkan produksi yang justru menambah kerugian.

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

Dimana:

Fa : *Annual fixed manufacturing cost* pada produksi maksimal

Ra : *Annual regulated expenses* pada produksi maksimal

Va : *Annual variable value* pada produksi maksimal

$$Sa = (FCI + WCI) * (i + 1)^n = CF * ((i + 1)^{n-1} + (i + 1)^{n-2} + (i + 1)^{n-3} \dots + (i + 1)^0) + (Wc + Sv)$$

5. DCFI

DCFR adalah tingkat pengembalian investasi (rate of return) yang dihitung dengan mempertimbangkan nilai waktu uang. DCFR digunakan untuk mengevaluasi kelayakan proyek jangka Panjang, seperti pembangunan pabrik.

Dimana:

FCI : Fixed capital investment

WCI : Working capital investment

SV : Salvage value

CF : Cash flow: profit after taxes + depresiasi + finance

n : umur pabrik = 10 tahun

i : nilai DCFR

5.5 Hasil Perhitungan

Perhitungan rencana pendirian pabrik stirena memerlukan rencana PPC, PC, MC, serta General Expenses. Hasil rancangan masing-masing disajikan pada table sebagai berikut:

Tabel 6.6 *Physical Plant Cost (PPC)*

No	Komponen	Harga (USD)	Harga (Rp)
1	Harga alat sampai ditempat	22.366.689	362.496.690.837
2	Instalasi alat	9.617.676	155.873.679.308
3	Pemipaan	3.131.336	50.749.570.007
4	Instrumentasi	1.118.334	18.124.846.431
5	Isolasi	1.789.335	28.999.754.290
6	Instalasi listrik	2.236.669	36.249.692.862
7	Bangunan	11.583.340	187.204.500.000
8	Tanah dan perbaikan	10.542.110	170.845.500.000
9	Utilitas	223.667	3.624.969.286
PPC		62.609.157	1.014.169.203.022

Tabel 6.7 *Direct Plant Cost (DPC)*

No	Komponen	Harga (USD)	Harga (Rp)
1	Rekayasa dan konstruksi	12.521.831	202.941.321.792
2	Investasi Fisis Pabrik	62.609.157	1.014.169.203.022
DPC		75.130.989	1.217.110.524.813

Tabel 6.8 *Fixed Capital Investment (FCI)*

No	Komponen	Harga (USD)	Harga (Rp)
1	Investasi Pabrik Langsung	75.130.989	1.217.110.524.813
2	Upah kontraktor	3.005.240	48.705.917.230
3	Biaya tak terduga	7.513.099	121.764.793.075
FCI		85.649.327	1.387.581.235.118

Tabel 6.9 *Working Capital Cost (WCI)*

No	Komponen	Harga (USD)	Harga (Rp)
1	Inventory bahan baku	16.700.060	150.074.173.508
2	Inventory bahan dalam proses	2.835.900	25.531.575.342
3	Inventory produk	29.347.870	474.999.952.998
4	Kredit perluasan	29.347.870	474.999.952.998
5	Persediaan tunai	22.008.200	224.942.015.833
WC		100.239.900	1.350.547.670.679

Tabel 6.10 *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

No	Komponen	Harga (USD/tahun)	Harga (Rp/tahun)
1	Bahan baku	124.924.180	3.651.804.888.692
2	Buruh	1.029.000	16.653.600.000
3	Supervisi	154.350	2.501.550.450
4	Pemeliharaan	8.564.933	138.811.864.105
5	Persediaan alat	1.284.740	20.821.779.616
6	Royalty dan patent	18.039.510	346.749.965.688
7	Utilitas	280.810	4.580.000.000
DMC		154.277.523	4.181.923.648.552

Tabel 6.11 *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

No	Komponen	Harga USD	Harga (Rp/tahun)
1	Payroll overhead	205.800	3.335.400.600
2	Laboratorium	205.800	3.335.400.600
3	Plant Overhead	1.029.000	16.677.003.000
4	Kemasan	3.010.000	57.791.660.948
5	Distribusi	2.130.413	34.500.000.000
IMC		6.581.013	115.639.465.148

Tabel 6.12 *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

No	Komponen	Harga (USD)	Harga (Rp)
1	Depresiasi	10.706.166	173.514.830.132
2	Pajak Kekayaan	856.493	13.881.186.411
3	Asuransi	856.493	13.881.186.411
FMC		12.419.152	201.277.202.953

Tabel 6.13 *Total Manufacturing Cost (TMC)*

No	Komponen	Harga (USD)	Harga (Rp)
1	Direct Manufacturing Cost (DMC)	154.277.523	4.181.923.648.552
2	Indirect Manufacturing Cost (IMC)	6.581.013	115.639.465.148
3	Fixed Manufacturing Cost (FMC)	12.419.152	201.277.202.953
	TMC	173.277.688	4.498.840.316.653

Tabel 6,14 *General Expenses (GE)*

No	Komponen	Harga (USD)	Harga (Rp)
1	Administrasi	3.465.554	56.166.229.786
2	Sales & Promosi	17.327.769	280.831.148.932
3	R & D	8.663.884	140.415.574.466
4	Finansial	8.564.933	138.811.864.105
GE		38.022.140	616.224.817.289

Tabel 6.15 *Total Production Cost (TPC)*

No	Komponen	Harga (USD)	Harga (Rp)
1	Biaya Pengolahan	173.277.688	4.498.840.316.653
2	Pengeluaran Umum	38.022.140	616.224.817.289
TPC		211.299.828	5.115.065.133.942

Tabel 6.16 *Fixed Cost (Fa)*

No	Komponen	Harga (USD)	Harga (Rp)
1	Depresiasi	10.706.166	173.514.830.132
2	Pajak Kekayaan	856.493	13.881.186.411
3	Asuransi	856.493	13.881.186.411
Fa		12.419.152	201.277.202.953

Tabel 6.17 *Regulated Cost (Ra)*

No	Komponen	Harga (USD)	Harga (Rp)
1	Buruh	1.029.000	16.653.600.000
2	Payroll Overhead	205.800	3.335.400.600
3	Plant Overhead	1.029.000	16.677.003.000
4	Supervisi	154.350	2.501.550.450
5	Laboratorium	205.800	3.335.400.600
6	Pengeluaran Umum	38.022.140	616.224.817.289
7	Pemeliharaan alat	8.564.933	138.811.864.105
8	Persediaan alat	1.284.740	20.821.779.616
Ra		50.495.762	818.361.415.660

Tabel 6.18 *Variable Cost (Va)*

No	Komponen	Harga (USD)	Harga (Rp)
1	Bahan Baku	124.924.180	3.651.804.888.692
2	Kemasan	3.010.000	57.791.660.948
3	Utilitas	280.810	4.580.000.000
4	Distribusi	2.130.413	34.500.000.000
5	Royalty dan Patent	18.039.510	346.749.965.688
Va		148.384.913	4.095.426.515.329

5.6 Analisa Keuntungan

1. Keuntungan sebelum pajak

Total penjualan (Sa)	: Rp 5.779.166.094.808
Total biaya produksi	: Rp 5.115.065.133.942
Keuntungan	: total penjualan – total biaya produksi
	: Rp 664.100.960.866

2. Keuntungan sesudah pajak

Pajak 22% dari keuntungan	: 22% x Rp 664.100.960.866
	: Rp 146.102.211.390
Keuntungan setelah pajak	: Rp 517.998.749.475

5.7 Hasil Kelayakan Ekonomi

1. Return on Investment (ROI)

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

ROI sebelum pajak = 48%

ROI sesudah pajak = 37%

2. Pay Out Time (POT)

$$POT = \frac{\text{Fixed capital invesment}}{\text{Keuntungan} + \text{Depresiasi}}$$

POT sebelum pajak = 2 Tahun

POT sesudah pajak = 2,01 Tahun

3. Break Even Point (BEP)

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

Fa	Rp201.277.202.953
Ra	Rp818.361.415.660
Sa	5.779.166.094.808
Va	Rp4.095.426.515.329

Maka, nilai BEP = 40,22%

4. Shut Down Point (SDP)

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

Fa	Rp201.277.202.953
Ra	Rp818.361.415.660
Sa	Rp5.779.166.094.808
Va	Rp4.095.426.515.329

Maka, SDP = 22%

5. Discounted Cash Flow Rate (DCFR)

Umur pabrik : 10 tahun

FCI : Rp 1.387.581.235.118

WCI : Rp 21.350.547.670.679

Salvage Value (SV) : Depresiasi

: Rp 173.514.830.132

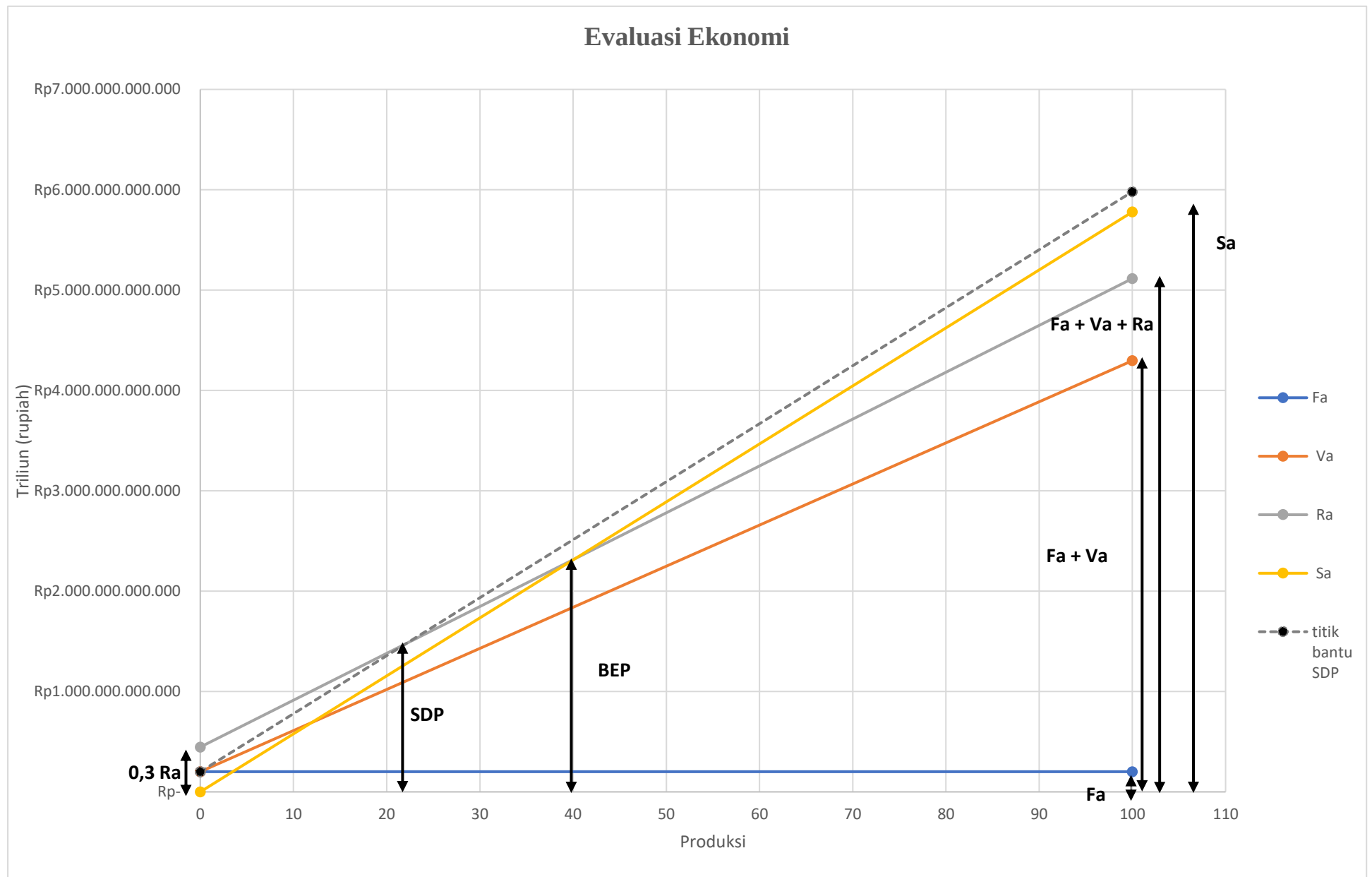
Cf : keuntungan sesudah pajak + depresiasi + finance

: Rp 830.325.443.712

Discountes Cash Flow Rate dihitung secara trial & error

$$(FCI + WCI) * (i + 1)^n = CF * ((i + 1)^{n-1} + (i + 1)^{n-2} + (i + 1)^{n-3} \dots + (i + 1)^0) + (Wc + Sv)$$

Dengan trial & error diperoleh nilai i = 36%



Gambar 6.2 Grafik Evaluasi Ekonomi

6.8 Analisa risiko

Berikut ini adalah table analisis resiko dari pembangunan pabrik stirena

Tabel 6.19 Analisis Resiko Pabrik Stirena

No.	Potensi Resiko	Dampak	Kemungkinan	Mitigasi
1	Emisi gas berbahaya (CO ₂)	Pencemaran udara, sanksi lingkungan, penurunan reputasi	Tinggi	- Menggunakan teknologi kontrol emisi -Mengikuti standar regulasi lingkungan
2	Reaksi endotermik dengan bantuan pemanas api	Ledakan kebakaran, kerugian material dan jiwa	Sedang	- Menginstalasi sistem pemantauan suhu dan tekanan otomatis
3	Kebocoran bahan kimia berbahaya (Etilbenzena, Stirena)	Resiko Kesehatan pekerja, kontaminasi lingkungan, bahaya kebakaran	Tinggi	-Memasang detektor kebocoran gas - Menyediakan APD yang memadai
4	Kegagalan alat utama (reaktor, distilasi, kondensor)	Penurunan produktivitas, downtime, kerugian finansial	Sedang	-Perawatan dan inspeksi berkala - Menyediakan suku cadang penting

Tabel 6.20 Analisis Resiko Pabrik Stirena (lanjutan)

No.	Potensi Resiko	Dampak	Kemungkinan	Mitigasi
5	Fluktuasi harga bahan baku	Meningkatnya biaya produksi, menurunnya profitabilitas	Sedang	-Diversifikasi pemasok bahan baku -Peraencanaan kontrak jangka panjang
6	Tidak mematuhi peraturan lingkungan dan keselamatan	Sanksi hukum, penghentian operasi, kerugian reputasi	Rendah	-Memastikan pabrik sesuai regulasi sejak tahap design -Audit reguliasi secara berkala
7	Kebakaran atau ledakan akibat gas berlebih	Kerusakaan property dan bahaya bagi keselamatan pekerja	Tinggi	-Memasang detektor gas dan alarm kebakaran -Melakukan inspeksi rutin pada peralatan
8	Penolakan masyarakat sekitar	Hambatan operasional, protes, citra perusahaan memburuk	Rendah	-mengedukasi masyarakat tentang dampak positif pabrik -memberi kontribusi kepada masyarakat

Tabel 6.21 Analisis Resiko Pabrik Stirena (lanjutan)

No.	Potensi Resiko	Dampak	Kemungkinan	Mitigasi
9	Paparan bahan kimia selama proses	Gangguan Kesehatan pekerja, penurunan produktivitas	Sedang	-Pelatihan keselamatan rutin -Penggunaan APD dan penerapan SOP
10	Gangguan pasokan utilitas (air, listrik, uap)	Gangguan operasional, <i>downtime</i>	Sedang	-Memiliki generator cadangan - Menyediakan tangki penyimpanan untuk air dan bahan bakar
11	Ketidaksesuaian teknologi dengan kondisi operasi	Penurunan efisiensi proses, peningkatan konsumsi energi	Rendah	-memilih teknologi yang telah teruji -melibatkan tenaga ahli dalam pemilihan teknologi
12	Pengolahan limbah yang tidak memadai	Pencemaran lingkungan, sanksi hukum, biaya pembersihan	Tinggi	-Menginstal unit pengolahan limbah terpadu -Monitoring kualitas limbah secara rutin

Tabel 6.22 Analisis Resiko Pabrik Stirena (lanjutan)

No.	Potensi Resiko	Dampak	Kemungkinan	Mitigasi
13	Bencana alam (Banjir,gempa bumi)	Kerusakan fasilitas, penghentian operasi	Rendah	-Lokasi pabrik dipilih dengan resiko bencana rendah -design bangunan tahan gempa dan banjir
14	Persaingan harga dan pasar	Keberadaan pabrik serupa didalam negeri dapat menyebabkan persaingan ketat dalam pasar stirena dari segi harga maupun pangsa pasar	Rendah	Melakukan kajian pasar untuk memahami kebutuhan local dan regional yang belum tercukupi/ ekspor

BAB VII

PENUTUP

7.1 KESIMPULAN

Berdasarkan perhitungan perancangan pabrik stirena dari dehidrogenasi etilbenzena dengan kapasitas 240.000 ton/tahun baik ditinjau secara teknis maupun ekonomi, maka dapat disimpulkan sebagai berikut:

1. Kapasitas produksi stirena 240.000 ton/tahun menggunakan bahan baku etilbenzena sebanyak 56.899 kg/jam.
2. Produksi utama stirena yang dihasilkan mempunyai kemurnian 99%.
3. Bentuk hukum perusahaan yang direncanakan adalah Perseroan Terbatas (PT).
4. Bentuk organisasi yang direncanakan adalah garis dan staf dengan jumlah tenaga kerja yang dibutuhkan 210 orang.
5. Luas tanah yang dibutuhkan adalah 198.100 m².
6. Analisa ekonomi:
 - Total modal investasi : Rp1.387.581.235.118
 - Biaya produksi : Rp5.115.065.133.942
 - Hasil penjualan : Rp5.779.166.094.808
 - Keuntungan sebelum pajak : Rp664.100.960.866
 - Keuntungan setelah pajak : Rp517.998.749.475
 - *Retrun on investment*
 - ROI sebelum pajak : 48%

- ROI sesudah pajak : 37%
- *Pay out time*
 - POT sebelum pajak : 2 Tahun
 - POT sesudah pajak : 2,01 Tahun
- *Break even point* : 40,22%
- *Shut down point* : 22%
- *Discountent cash flow* : 36%

Dari hasil analisa aspek ekonomi dapat disimpulkan bahwa pabrik pembuatan stirena dari dehidrogenasi etilbenzena ini layak untuk didirikan.

7.2 Saran

Dalam perancangan suatu pabrik dibutuhkan pengetahuan dan pemahaman yang didukung dengan adanya referensi dan pranalar lain yang berhubungan dengan konsep dasar pendirian suatu pabrik. Mempelajari lebih dalam akan seluruh konsep tersebut harapanya akan menjadikan produk stirena dapat direalisasikan sebagai sarana untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri dan ekspor keluar negeri dimasa yang akan datang, yang harapanya jumlahnya semakin meningkat.

DAFTAR PUSTAKA

- Abdalla, B. K. (1994). Intrinsic kinetics and industrial reactors modelling for the dehydrogenation of ethylbenzene to styrene on promoted iron oxide catalysts. *Applied Catalysis A: General*, 89-102. doi:10.1016/0926-860x(94)80243-2
- Ali emad, M. (2018). Energy efficiency analysis of styrene production by adiabatic ethylbenzene dehydrogenation using exergy analysis and heat integration. *Pol. j. Chem.Tech.*, 20.
- Aries R. S. & Newton, R. D. (1955). *Chemical Engineering Cost Estimation*. New York: McGraw-Hill Book Company. Inc.
- Arnold, D., Plank, C., Erickson, E., & Pike, F. (1958). Solubility of Benzene in Water. *Industrial & Engineering Chemistry Chemical & Engineering Data Series*, 253-256. doi:10.1021/i460004a016
- Badan Pusat Statistik. (2025, Maret 15). Retrieved from Badan Pusat Statistik Web site: Sumber : <https://www.bps.go.id/exim>
- Baya G.M., N. F. (2022). *Prarancangan Pabrik Hexamethylenediamine dari Adiponitrile Kapasitas 35.000 Ton/Tahun*. Yogyakarta: Universitas Islam Indonesia.
- Beacon, S. T. (1950). Magnitude of Industrial demand for Process Water . *American Water works Association*, 777-785.

- Behr, A. (2017). Styrene production from ethyl benzene. Retrieved July, 13, 2017.
- Bohon, R. L. (1951). The Solubility of Aromatic Hydrocarbons in Water. *Journal of the American Chemical Society* 73(4), 1571-1578. doi:10.1021/ja01148a047
- Boyer, R. F. (1981). Anecdotal History of Styrene and Polystyrene. *Journal of Macromolecular Science: Part A - Chemistry*, 15(7), 1411-1434. doi:10.1080/00222338108056791
- Cavani, F. &. (1995). Alternative processes for the production of styrene. *Applied Catalysis A: General*, 133(2), 219-239. doi:10.1016/0926-860x(95)00218-
- Chemanalyst. (2023, August 15). Retrieved maret 15, 2024, from Styrene Market Analysis: Industry market size, Plant Capacity, Production, Process, Technology, Operating efficiency, Demand&Supply, End-use, Foreign trade, Shales Channel, regional Demand, Company Share, 2015-2030: <https://www.chemanalyst.com/industry-report/styrene-market-650>
- Chen, S.-S. (2000). Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology | Styrene. In *Encyclopedia of Chemical Technology*. doi:10.1002/0471238961.1920251803080514
- Elvers, B. H. (1991). *Ullmann's encyclopedia of industrial chemistry* (Vol. 17).
- Ernest E. Ludwig. (2001). *Applied process design for chemical and petrochemical plants* (3rd ed., Vol. III). Boston: Gulf Professional Publishing.
- Evans, F. L. (1974). *Equipment Design Handbook for Refineries and Chemical Plants* (2nd ed., Vol. II). Houston: Gulf Publishing Company.
- Fruscella, W. (2000). *Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology* | Benzene.
- G.F.Hewitt, G. L. (1994). *Proces Heat Transfer*. Florida: CRC Press LLC.
- Gomez Sanz, S. M., & Al-Yassir, N. A. (2015). A new perspective on catalytic dehydrogenation of ethylbenzene: the influence of side-reactions on catalytic performance. *Catal. Sci. Technol.*, 5(7), 3782–3797. doi:10.1039/C5CY00457H
- Handayani, A. S. (2019). *Prarancangan Pabrik Styrene Dari Sampah Polystyrene Dengan Kapasitas 30.000 Ton/Tahun*. Tangerang: Institut Teknologi Indonesia.
- Harker, J. F. (2002). *CHEMICAL ENGINEERING* (5th ed.). Oxford: Butterworth-Heinemann.
- Hirano, T. (1986). Roles of potassium in potassium-promoted iron oxide catalyst

- for dehydrogenation of ethylbenzene. *Applied Catalysis*, 26, 65–79. doi:10.1016/s01669834(00)82542-7
- Hoboken, NJ: Verlag Chemie.
- Irún, O., Sadosche, S. A., Lasobras, J., Soler, J., Francés, E., Herguido, J., & Menéndez, M. (2013). Catalysts for the production of styrene from ethylbenzene: Redox and deactivation study. *Catalysis Today*, 203, 53-59.
- J. D. Seader, E. J. (2011). *Separation Process Principles Chemical and Biochemical Operation* (3rd ed.). John Wiley & Sons, Inc.
- J. L. Heidman, C. T. (1985). High-temperature mutual solubilities of hydrocarbons and water. Part II: Ethylbenzene, ethylcyclohexane, and n-octane. 31(3), 376–384. doi:10.1002/aic.690310304
- Jae Lee, W., & Froment, G. F. (2008). Ethylbenzene dehydrogenation into styrene: kinetic modeling and reactor simulation. *Industrial & engineering chemistry research*, 47(23), 9183-9194.
- James, D. H. (2000). *Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry* |Styrene.
- Kern, D. Q. (1965). *Process Heat Transfer*. Tokyo: McGraw-Hill.
- Lane, W. (1946). Determination of Solubility of Styrene in Water and of Water in Styrene. *Industrial & Engineering Chemistry Analytical Edition*, 18(5), 295–296. doi:10.1021/i560153a009
- Ludwig, E. E. (1997). *Applied process design for chemical and petrochemical* (3rd ed., Vol. II). Houston: Gulf Publishing Company.
- Ludwig, E. E. (1999). *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants* (3rd ed., Vol. I). Houston: Gulf Publishing Company.
- Max S. Peters, Klaus D. Timmerhause & Ronald E. West. (2003). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers* (5th ed.). Colorado: McGraw-Hill Companies.
- Megyesy, E. F. (1997). *Pressure Vessel Handbook*. Oklahoma: Pressure Vessel Publishing, Inc.
- Meima, G. R. (2001). Catalyst deactivation phenomena in styrene production. *Applied Catalysis A: General*, 212(1-2), 239–245. doi:10.1016/s0926-860x(00)00849-8
- Miller, R. R., Newhook, R., & Poole, A. (1994). Styrene Production, Use, and Human Exposure. *Critical Reviews in Toxicology*, 24(s1), 1-10. doi:10.3109/10408449409020137
- Norrish, R. G. W., & Brookman, E. F. (1939). The mechanism of polymerization reactions. I. The polymerization of styrene and methyl methacrylate. *Proceedings of*

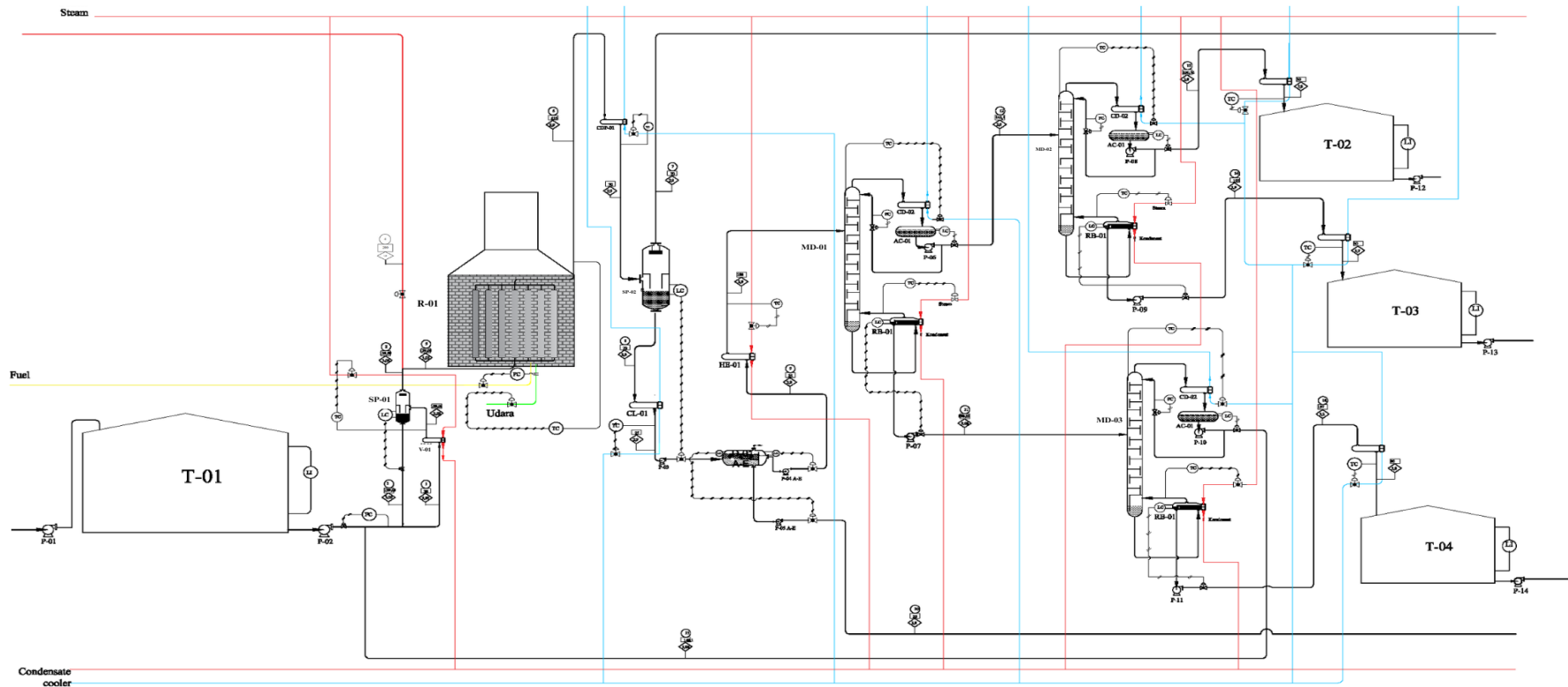
the Royal Society of London. Series A. Mathematical and Physical Sciences, 171(945), 147-171.

- Perry, R. H. (Ed.). (1997). *Perry's Chemical engineering Handbook* (7th ed.). New York: McGraw-Hill.
- Pham, L. H. H. P., Le, D. A., Tran, V. Q., Nguyen, T. A., & Nguyen, T. K. (2021, December). A dynamic simulation of a styrene production process. In *IOP Conference Series: Earth and Environmental Science* (Vol. 947, No. 1, p. 012006). IOP Publishing.
- Poulson, S. H. (1999). The solubility of toluene in aqueous salt solutions. *Talanta*, 48(3), 633-641. doi:10.1016/s00399140(98)00292-6
- Powell, S. T. (1948). Some Aspect of The Requirment for The Quality of Water Industrial Uses . *Seawage Works Journal*, 36-50.
- Richard Turton, Richard C. Bailie, Wallace B. Whiting, Wallace B. Whiting. (2009). *Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Process* (3rd ed.). Boston: Prentice Hall.
- S.T. Powell, H. E. (1937). Industrial Water Supplies-Requirments, Developments, and Design . *Industrial & Engineering Chemistry*, 615-622.
- Safitri. (2020). *Chandra Asri Resmi Merger dengan PT SMI*. kompas.com.
- Takano, H., & Hideyuki Takahashi: Ryoichi Hirogohri, K. (1981). *Tokyo, Japan Patent No. 4347396*.
- Tamsilian, Y. E. (2012). Modeling and sensitivity analysis of styrene monomer production process and investigation of catalyst behavior. *Computers & Chemical Engineering*, 40, 1-11. doi:10.1016/j.compchemeng.2012.01.014
- Tang, W., Hemm, I., & Eisenbrand, G. (2000). Estimation of human exposure to styrene and ethylbenzene. *Toxicology*, 144(1-3), 39-50.
- Thompson, J. D. (2022). Optimization of Styrene from Ethylbenzene Case Study.
- Towler, G., & Sinnott, R. (2008). *CHEMICAL ENGINEERING DESIGN; Principle, Practice and Economics of Plant and Process Design*. California: Elsevier Inc.
- Tsuji, J. Y. (2006). Development of new propylene oxide process. *Sumitomo Kagaku*, 4-10.
- Walas, S. M. (1990). *Chemical Process Equipment: Selection and Design*.
- Washington, United States of America: Butterworth-Heinemann. Winkle, M. V. (1967). *Distillation*. New York, USA: McGraw-Hill, Inc.

- Yang, Y. M. (1997). Toluene Solubility in Water and Organic Partitioning from Gasoline and Diesel Fuel into Water at Elevated Temperatures and Pressures. *42*(5), 908–913. doi:10.1021/je960395v
- Yaws, C. L. (1999). *Chemical properties Handbook: physical, thermodynamic, environmental Transport, safety, and health related properties for Organic an in organic Chemicals*. New York: McGraw Hill handbooks.
- Yudistira A.D., K. E. (2012). *Perncangan Pabrik Styrene Proses Dehidrogenasi Katalitik Ethylbenzene Kapasitas 45000 Ton/Tahun*. Semarang: Universitas Diponegoro.
- Zhu, X., Gao, Y., Wang, X., Haribal, V., Liu, J., Neal, L. M., ... & Li, F. (2021). A tailored multi-functional catalyst for ultra-efficient styrene production under a cyclic redox scheme. *Nature communications*, *12*(1), 1329.

**LAMPIRAN PROSES ENGINEERING FLOW
DIAGRAM PFD**

PROSES FLOW DIAGRAM
PRARANCANGAN PABRIK STIRENA DARI DEHIDROGENASI ETILBENZENA
KAPASITAS: 240.000 TON/TAHUN



Nomor arus (kg/jam)															
KOMPONEN	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
H ₂	0,00	0,00	0,00	0,00		1.192,03	1.192,03	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO ₂						3.769,84	3.769,84	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₆ H ₆	396,39	318,63	79,46	0,00	318,63	3.383,89	0,00	3.383,89	2.847,31	286,37	0,00	2.847,31	2.818,84	28,47	0,00
H ₂ O	0,00	360.216,38			360.216,38	397.433,26	0,00	397.433,26	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₆ H ₅	176,09	136,58	34,13	0,00	136,58	1.486,63	0,00	1.486,63	1.275,38	176,09	15,75	1.590,25	15,75	1.540,00	15,75
C ₆ H ₄	86.539,68	48.064,04	11.566,33	0,00	48.064,04	13.068,39	0,00	13.068,39	11.707,58	286,06	11.690,23	117,07	0,00	11.573,17	116,90
C ₆ H ₂				0,00	0,00	27.528,39	0,00	27.528,39	27.117,12	114,37	27.117,22	0,00	0,00	0,00	271,37
TOTAL	86.899,67	48.419,74	11.779,93	360.414,38	408.406,09	408.892,13	4.868,81	401.223,07	42.944,18	388.278,88	38.720,26	4.223,92	2.586,78	1.392,48	31.798,31

Keterangan	
AC	Akumulator
AF	Air Filter
CD	Kondensor
CL	Pendingin
HE	Pemanas
K	Kompresor
MD	Menara Distilasi
P	Pompa
PR	Penurun Tekanan
RB	Reaktor
T	Tangki
V	Vaporizer

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

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

PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
 FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
 UNIVERSITAS INDONESIA
 YOGYAKARTA

PROSES FLOW DIAGRAM
PRARANCANGAN PABRIK STIRENA DARI
DEHIDROGENASI ETILBENZENA
KAPASITAS PRODUKSI: 240.000 TON/TAHUN

Dikerjakan Oleh: **I. Lia Mulia Ningsih (19521117)**

Dosen Pembimbing: **Venitalitya Alethea S.A., S.T., M.Eng.**