

**PRA RANCANGAN PABRIK STIRENA DARI
DEHIDROGENASI ETILBENZENA DENGAN
KAPASITAS 300.000 TON/TAHUN**

PERANCANGAN PABRIK

**Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat
Untuk Memenuhi Gelar Sarjana Teknik Kimia**



Oleh:

Nama : Wena Kusuma Akmala Kuncoro

NIM : 20521171

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

2025

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL PRA RANCANGAN PABRIK

Saya yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Wena Kusuma Akmala Kuncoro

No. Mahasiswa : 20521171

Yogyakarta, Maret 2025

Menyatakan bahwa seluruh hasil Pra rancangan Pabrik ini adalah hasil karya sendiri. Apabila di kemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan hasil karya sendiri, maka saya siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun. Demikian surat pernyataan ini saya buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.

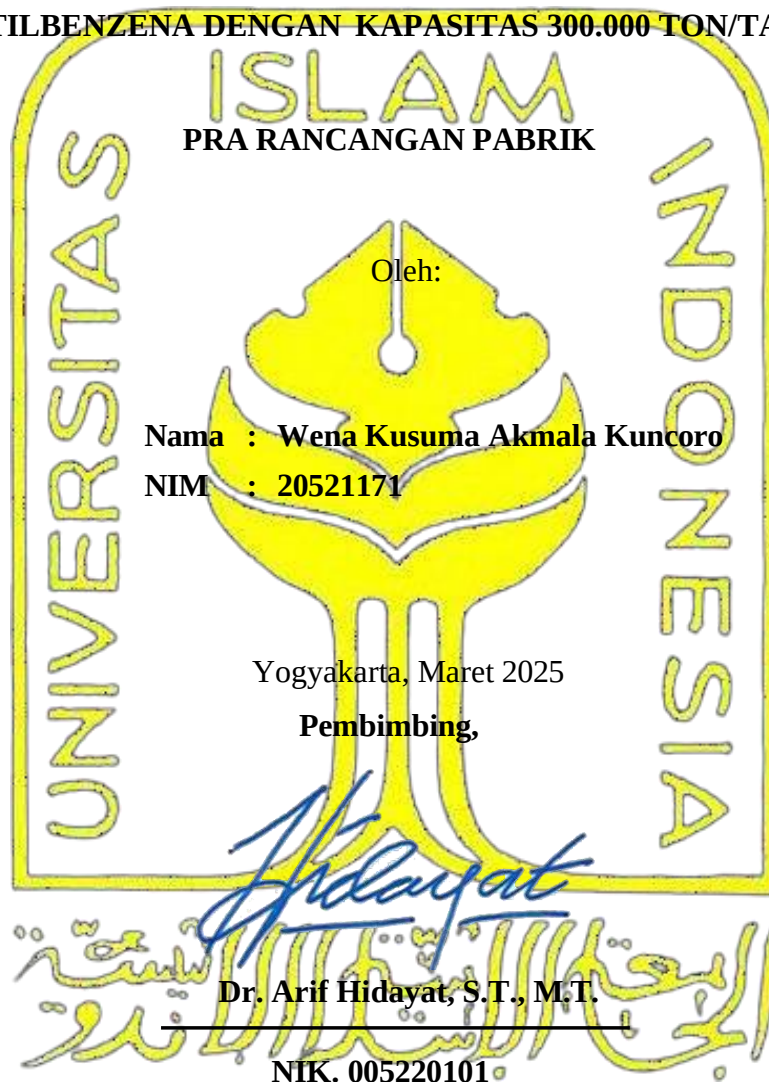
Tanda Tangan



Wena Kusuma Akmala Kuncoro

LEMBAR PENGESAHAN DOSEN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK STIRENA DARI DEHIDROGENASI
ETILBENZENA DENGAN KAPASITAS 300.000 TON/TAHUN



Oleh:

Nama : Wena Kusuma Akmala Kuncoro

NIM : 20521171

Yogyakarta, Maret 2025

Pembimbing,

Dr. Arif Hidayat, S.T., M.T.

NIK. 005220101

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN PABRIK STIRENA DARI DEHIDROGENASI
ETIL BENZENA DENGAN KAPASITAS 300.000 TON/TAHUN

ISLAM
PRA RANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Wena Kusuma Akmala Kuncoro

NIM : 20521171

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, Maret 2025

Tim Penguji,

Dr. Arif Hidayat, S.T., M.T.

Ketua

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

Anggota I

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

Anggota II

[Signature]
22/03/2025

[Signature]
22/03/2025

Mengetahui,
Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia



[Signature]

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

NIK. 995200445

KATA PENGANTAR

Assalamu'alaikum Warahmatullahi Wabarakatuh

Alhamdulillah, puji syukur kepada Allah SWT atas rahmat dan hidayah-Nya. Shalawat dan salam juga tidak lupa kami haturkan kepada junjungan kita, Nabi Muhammad SAW. Berkat segala nikmat tersebut, penulis dapat menyelesaikan seluruh rangkaian pelaksanaan tugas akhir yang berjudul **“Prarancangan Pabrik Stirena dari Dehidrogenasi Etilbenzena Kapasitas 300.000 Ton/Tahun”**.

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.

Penulisan 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, penulis menyampaikan ucapan terima kasih kepada:

1. Allah SWT yang telah melimpahkan rahmat dan hidayah-Nya, serta memberikan nikmat kesehatan, umur panjang, kesabaran, dan kemudahan dalam menyelesaikan Tugas Akhir ini.
2. Kedua orang tua yang selalu memberikan dukungan dan motivasi, baik secara materi maupun mental, serta doa yang tiada henti diberikan kepada saya, sehingga saya dapat menyelesaikan penyusunan Laporan Tugas Akhir ini.
3. Bapak Prof. Dr. Ir. Hari Purnomo, M.T., IPU, ASEAN.Eng, selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
4. Ibu Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D, selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia.
5. Bapak Prof. Ir. Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D, selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia Program Sarjana Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
6. Bapak Dr Arif Hidayat, S.T., M.T., selaku Dosen Pembimbing yang dengan sabar membimbing dan mendukung saya, serta memberikan semangat dan masukan dalam penyusunan dan penulisan Laporan Tugas Akhir ini.
7. Seluruh teman-teman seperjuangan Teknik Kimia Angkatan 2020 yang telah banyak membantu kelancaran Tugas Akhir ini, yang tidak bisa saya sebutkan satu per satu. Semangat teman-teman, perjuangan kita masih panjang.

Penyusun menyadari sepenuhnya bahwa penyusunan laporan Tugas Akhir Prarancangan Pabrik ini masih memiliki banyak kekurangan serta jauh dari sempurna. Oleh karena itu, kritik dan saran yang membangun sangat diharapkan demi penyempurnaan laporan ini. Semoga laporan Tugas Akhir Prarancangan Pabrik ini dapat bermanfaat bagi semua pihak, terutama mahasiswa Teknik Kimia.

Wassalamualaikum

Warahmatullahi

Wabarakatuh

Yogyakarta, Maret 2025

Penyusun

LEMBAR PERSEMBAHAN

Alhamdulillahirabbilalamin

Dengan penuh rasa syukur, saya mengucapkan terima kasih atas segala kemudahan yang diberikan Allah SWT dalam melewati keletihan dan kepenatan, sehingga saya dapat menyelesaikan tugas akhir prarancangan pabrik ini. Tugas ini menandai akhir dari perjuangan saya selama masa kuliah dan merupakan awal baru bagi saya untuk memasuki dunia baru. Perjuangan saya sampai ke titik ini tidak terlepas dari dukungan orang-orang luar biasa yang telah menjadi penyemangat saya dalam menyelesaikan setiap tahap hingga mencapai titik akhir ini. Tidak ada lembaran yang lebih berarti dalam laporan ini selain lembar persembahan yang saya dedikasikan untuk:

1. Kepada keluarga saya terutama Ayah dan Ibu juga ketiga kakak dan keponakan kesayangan saya. Terima kasih atas doa dan dukungannya dari awal hingga akhir pengerjaan tugas akhir ini sehingga saya bisa menyelesaikan dengan baik.
2. Kepada Dr Arif Hidayat, S.T., M.T., selaku dosen pembimbing tugas akhir saya, saya ucapkan terima kasih sebanyak banyaknya atas bimbingan dan segala dukungan serta motivasi yang bapak berikan. Terima kasih juga telah sabar dalam membimbing saya semoga bapak dan keluarga senantiasa diberkahi oleh Allah SWT.

3. Kepada Zizo, terima kasih telah menemani saya selama pengerjaan tugas akhir juga menjadi *support system* yang sangat baik. Terima kasih saya ucapkan sekali lagi atas perhatian dan dukungan yang diberikan semoga kita bisa terus kebersamai sampai akhir nanti. Aamiin
4. Kepada teman-teman saya terutama adel, vava, vira, mauly, ghozy, bagas juga anak-anak wt squad terima kasih telah menjadi teman yang sangat baik sejak sekolah terima kasih atas dukungan dan doanya.
5. Kepada teman-teman kuliah saya terutama ipung, maisya, vinna, rana, aliyyah, devy, ardhi, tanfiz serta anak-anak cemani yang tidak bisa saya sebutkan satu persatu, saya ucapkan banyak terima kasih atas bantuannya serta doa dan dukungannya.
6. Kepada teman-teman seperjuangan di Teknik Kimia 2020 yang namanya tidak bisa saya sebutkan satu persatu, terima kasih atas bantuan dan dukungan yang kalian berikan semoga kita diberikan kesuksesan. Aamiin.

Wena Kusuma Akmala Kuncoro

Teknik Kimia UII 2020

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL PRA RANCANGAN PABRIK.....	i
LEMBAR PENGESAHAN DOSEN PEMBIMBING	ii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI	iii
KATA PENGANTAR.....	iv
LEMBAR PERSEMBAHAN	vii
DAFTAR ISI	ix
DAFTAR TABEL	xii
DAFTAR GAMBAR.....	xiv
DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN	xv
ABSTRAK.....	xvii
ABSTRACT.....	xviii
BAB I PENDAHULUAN.....	2
1.1 Latar Belakang.....	2
1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik.....	3
1.2.1 Penentuan Kapasitas	3
1.2.2 Pabrik penyedia Etilbenzena (Bahan Baku)	10
1.3 Tinjauan Pustaka.....	11
1.3.1 Stirena	11
1.3.2 Jenis Proses produksi Stirena.....	12
1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika.....	14
1.4.1 Tinjauan Termodinamika.....	14
1.4.2 Tinjauan Kinetika	17
BAB II PERANCANGAN PRODUK	19
2.1 Spesifikasi Produk	19
2.1.1 Stirena	19
2.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung.....	19
2.2.1 Etilbenzena.....	19
2.2.2 Air.....	20
2.2.3 Besi (III) Oksida	20
2.3 Pengendalian Kualitas.....	21
2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku.....	21

2.3.2 Pengendalian Kualitas Proses.....	22
2.3.3 Pengendalian Kualitas Produk	22
BAB III PERANCANGAN PROSES	24
3.1 Diagram Alir Proses	24
3.2 Uraian Proses.....	26
3.2.1 Tahap Persiapan Bahan Baku.....	26
3.2.2 Tahap Pembentukan Produk.....	27
3.2.3 Tahap Pemurnian Produk.....	27
3.2.4 Tahap Penyimpanan Produk.....	28
3.3 Spesifikasi Alat.....	29
3.3.1 Spesifikasi Reaktor	29
3.3.2 Furnace	30
3.3.3 Spesifikasi Alat Pemisah dan Alat Pendukung.....	31
3.3.4 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan	35
3.3.5 Spesifikasi Alat Penyimpanan Bahan Baku dan Produk	36
3.3.6 Spesifikasi Alat Penukar Panas	37
3.4 Neraca Massa	41
3.5 Neraca Panas	43
BAB IV PERANCANGAN PABRIK.....	47
4.1 Lokasi Pabrik.....	47
4.1.1 Faktor Primer	48
4.1.2 Faktor Sekunder	48
4.2 Tata Letak Pabrik (Plant Layout).....	50
4.3 Tata Letak Mesin/Alat Proses.....	54
4.4 Organisasi Perusahaan	57
BAB V UTILITAS	73
5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (Water Treatment System)	75
5.1.1 Unit Penyediaan Air.....	75
5.1.2 Unit Pengolahan Air.....	78
5.1.3 Unit Pembangkit Listrik.....	83
5.1.4 Unit Penyedia Udara Tekan	85
5.1.5 Unit Penyedia Bahan Bakar	86
5.1.6 Unit Pengolahan Limbah atau Air Buangan	86
5.2 Spesifikasi Alat Utilitas	88
BAB VI EKONOMI.....	101
6.1 Penaksiran Harga Alat	102
6.2 Dasar Perhitungan.....	106
6.3 Komponen Biaya	106
6.3.1 Modal Investasi (Capital Investment)	106
6.3.2 Biaya Produksi (Manufacturing Cost).....	108

6.3.3 Pengeluaran Umum (General Expenses)	110
6.4 Analisis Kelayakan (Feasibility Analysis)	110
6.5 Analisa Resiko Pabrik	116
BAB VII PENUTUP.....	119
7.1 Kesimpulan.....	119
7.2 Saran.....	120
DAFTAR PUSTAKA.....	122
LAMPIRAN A.....	123
LAMPIRAN B.....	139
LAMPIRAN C.....	141

DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Impor stirena	4
Tabel 1. 2 Persen Pertumbuhan Impor Stirena.....	5
Tabel 1. 3 Persen Pertumbuhan Stirena	5
Tabel 1. 4 Eskpor Stirena	6
Tabel 1. 5 Persen Pertumbuhan Ekspor Stirena	7
Tabel 1. 6 Persen Pertumbuhan Stirena	8
Tabel 1. 7 Persen Pertumbuhan Konsumsi Stirena	8
Tabel 1. 8 Persen Pertumbuhan Stirena	9
Tabel 1. 9 Pabrik Penyedia Etilbenzena	10
Tabel 3. 1 Spesifikasi Pompa	35
Tabel 3. 2 Spesifikasi Tangki.....	36
Tabel 4. 1 Luas Tanah & Bangunan Pabrik	52
Tabel 4. 2 Jadwal Jam Kerja Karyawan Non-Shift.....	66
Tabel 4. 3 Jadwal Jam Kerja Karyawan Shift.....	66
Tabel 4. 4 Jadwal Jam Kerja Karyawan Shift	67
Tabel 4. 5 Jadwal Jam Kerja Karyawan Shift	67
Tabel 4. 6 Jumlah Pekerja dan Sistem Penggajian.....	68
Tabel 5. 1 Total Kebutuhan Listrik Alat Proses.....	84
Tabel 5. 2 Tabel Kebutuhan Listrik Utilitas.....	84
Tabel 5. 3 Spesifikasi Pompa Utilitas	88
Tabel 5. 4 Spesifikasi Pompa Utilitas	90
Tabel 5. 5 Spesifikasi Pompa Utilitas	92
Tabel 5. 6 Spesifikasi Tangki Utilitas	93
Tabel 5. 7 Lanjutan Spesifikasi Tangki Utilitas.....	94
Tabel 5. 8 Lanjutan Spesifikasi Tangki Utilitas.....	95
Tabel 5. 9 Spesifikasi Kompresor	96
Tabel 5. 10 Spesifikasi Tangki Boiler.....	97
Tabel 5. 11 Spesifikasi Clarifier.....	98
Tabel 5. 12 Spesifikasi Saringan Pasir.....	99
Tabel 5. 13 Spesifikasi Cooling Tower.....	100
Tabel 6. 1 Indeks Harga Alat	102
Tabel 6. 2 Harga Alat Proses.....	104
Tabel 6. 3 Harga Alat Utilitas	105
Tabel 6. 4 Physical Plant Cost.....	107
Tabel 6. 5 Direct Plant Cost (DPC).....	107
Tabel 6. 6 Fixed Capital Invesment (FCI)	107
Tabel 6. 7 Working Capital Investment	108
Tabel 6. 8 Direct Cost	109
Tabel 6. 9 Indirect Cost.....	109
Tabel 6. 10 Fixed Cost	109
Tabel 6. 11 Total Manufacturing Cost	110
Tabel 6. 12 General Expenses.....	110
Tabel 6. 13 Annual Fixed Cost (Fa).....	113
Tabel 6. 14 Annual Regulated Expenses (Ra)	113

Tabel 6. 15 Annual Variable Value (Va)	114
Tabel 6. 16 Annual Sales Value (Sa)	114

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Impor Stirena.....	4
Gambar 1. 2 Ekspor Stirena	7
Gambar 3. 1 Diagram Alir Kualitatif	24
Gambar 3. 2 Diagram Alir Kuantitatif	25
Gambar 4. 1 Lokasi Pabrik Stirena	47
Gambar 4. 2 Luas Tanah & Bangunan Pabrik	56
Gambar 4. 3 Struktur Organisasi Perusahaan Pabrik Stirena.....	60
Gambar 5. 1 Diagram Alir Utilitas.....	74
Gambar 6. 1 Grafik Regresi Linier	104
Gambar 6. 2 Grafik Evaluasi Ekonomi	118

DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN

T: Temperature, °C

D: Diameter, m

H: Tinggi, m

P: Tekanan, psia

μ : Viskositas, cP

ρ : Densitas, kg/m³

Q: Kebutuhan Kalor, Kj/Jam

A: Luas Penampang, m²

V: Volume, m³

t: Waktu, jam

M: Massa, Kg

Fv: Laju Volumetrik, m³

R: Jari- jari, in

P: Power motor, Hp

Ts: Tebal shell, in

ΔP : Presure drop, psia

ID: Inside diameter, in

OD: Outside diameter, in

Th: Tebal head, in

Re: Bilangan Reynold

F: Allowable stress, psia

icr: Jari-jari sudut dalam, in

L: Lebar pengaduk, m

N: Kecepatan putaran, rpm

UD: Koefisien perpindahan panas overall HE, Btu/jam ft² °F

UC: Koefisien perpindahan panas menyeluruh pada awal HE dipakai, Btu/jam ft² °F

P: Panjang, m

l: Lebar, m

X: Konversi, %

E: Efisiensi sambungan

K: Konduktivitas termal, Btu/jam ft² °F

k: Konstanta kinetika reaksi

R: Tatapan konstan gas

Fv: Laju alir, m³/jam

Sg: Specific gravity

LMTD: Long Mean Temperature Different, °F

ABSTRAK

Pabrik stirena dari dehidrogenasi etilbenzena dirancang dengan kapasitas 300.000 ton/tahun sebagai pemenuhan kebutuhan stirena di Indonesia dan memungkinkan Indonesia sebagai pengespor stirena sebagai pemenuhan kebutuhan stirena di ASEAN. Pabrik direncanakan didirikan di kawasan industri Pulo Ampel di Kabupaten Serang, Banten. Secara garis besar, pabrik stirena terdapat 4 proses utama yaitu tahap persiapan bahan baku, tahap pembentukan produk, tahap pemurnian produk, dan tahap penyimpanan. Bahan baku disiapkan sampai sesuai dengan kondisi operasi di reaktor yaitu 625°C dan tekanan 1,4 atm. Reaktor yang digunakan adalah jenis *fixed bed multitube reactor*. Terdapat 2 reaksi di dalam reaktor yaitu pembentukan stirena dan toluena dimana toluena merupakan produk samping dari reaksi pembentukan stirena. Untuk menghasilkan stirena sebanyak 300.000 ton/tahun dibutuhkan 51.679 kg/jam etilbenzena dengan bantuan katalis Fe_2O_3 . Utilitas yang diperlukan meliputi air, bahan bakar, *steam*, udara tekan serta listrik yang dibutuhkan sebesar 3000 kW. Berdasarkan kriteria yang ada pabrik ini tergolong beresiko tinggi. Hasil analisis ekonomi menunjukkan ROI sebelum pajak sebesar 48,6% sedangkan ROI 35,7 % setelah pajak. POT sebelum pajak 0,6 tahun untuk sesudah pajak sebesar 0,7 tahun. BEP di dapat hasil sebesar 42,4%. Untuk SDP sebesar 28,2% dan DCF sebesar 10%/tahun. Berdasarkan hasil analisis ekonomi, pabrik stirena dari dehidrogenasi etilbenzena dirancang dengan kapasitas 300.000 ton/tahun ini menarik untuk dikaji lebih lanjut.

Kata Kunci: stirena, dehidrogenasi, etilbenzena, *fixed bed multitube*

ABSTRACT

The styrene plant from ethylbenzene dehydrogenation is designed with a capacity of 300.000 tons/year to meet the needs of styrene in Indonesia and to enable Indonesia as a styrene exporter to meet the needs of styrene in ASEAN. The plant is planned to be established in the Pulo Ampel industrial area in Serang Regency, Banten. In general, the styrene plant has 4 main processes, namely the raw material preparation stage, the product formation stage, the product purification stage, and the storage stage. The raw materials are prepared until they are in accordance with the operating conditions in the reactor, namely 625°C and a pressure of 1.4 atm. The reactor used is a fixed bed multitube reactor type. There are 2 reactions in the reactor, namely the formation of styrene and toluene where toluene is a by-product of the styrene formation reaction. To produce 300.000 tons/year of styrene, 51.679 kg/hour of ethylbenzene is needed with the help of Fe_2O_3 catalyst. The required utilities include water, fuel, steam, compressed air and electricity required of 3000 kW. Based on the existing criteria, this factory is classified as high risk. The results of the economic analysis show ROI before tax of 48.6% while ROI is 35.7% after tax. POT before tax is 0.6 years for after tax of 0.7 years. BEP is obtained at 42.4%. For SDP of 28.2% and DCF of 10% / year. Based on the results of the economic analysis, the styrene plant from ethylbenzene dehydrogenation is designed with a capacity of 300,000 tons / year, this is interesting to study further.

Key words: styrene, dehydrogenation, ethylbenzene, fixed bed multitube

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Untuk mencapai masyarakat yang adil dan makmur secara merata, baik material maupun spiritual, pemerintah khususnya telah merumuskan kebijakan pembangunan di berbagai sektor yang diharapkan dapat mendorong perekonomian nasional. Salah satu kebijakan tersebut adalah pembangunan industri, yang bertujuan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri, membuka lebih banyak lapangan kerja, dan menjadi sumber devisa bagi negara.

Tingginya kebutuhan akan bahan kimia dasar mendorong pemerintah dan sektor swasta untuk memproduksi bahan kimia yang sangat dibutuhkan di dalam negeri, mengingat selama ini sebagian besar bahan kimia tersebut masih diimpor. Partisipasi pihak swasta diharapkan dapat mempercepat perkembangan industri yang berbasis teknologi dan sumber daya alam di Indonesia.

Stirena (C_8H_8) pertama kali ditemukan J.C. Lassaigne pada tahun 1839 dan telah berkembang pesat dalam industri, terutama dalam pembuatan plastik dan polimer. Senyawa ini memiliki struktur kimia berupa cincin benzena yang terikat pada gugus vinyl ($-CH=CH_2$). Stirena terdiri dari dua bagian utama yaitu cincin benzena (C_6H_6) dan gugus vinyl (C_2H_3). Cincin benzena sendiri stabil dan memiliki ikatana rangkap bergantian, yang membuatnya aromatik. Gugus vinyl, di sisi lain memiliki ikatan rangkap karbon-karbon yang membuat stirena mudah berpolimerasi.

Stirena memiliki banyak aplikasi penting dalam berbagai sektor industri, terutama sebagai bahan baku untuk produksi polimer. Salah satu produk paling terkenal yang dihasilkan dari polimerisasi stirena adalah polistirena (PS). Polistirena merupakan plastik yang banyak digunakan dalam berbagai produk sehari-hari, seperti kemasan makanan, mainan anak-anak, wadah plastik, dan barang-barang rumah tangga lainnya. Selain polistirena, stirena juga digunakan dalam pembuatan elastomer stirena-butadiena (SBR) yang digunakan dalam industri karet, serta dalam pembuatan komposit dan plastik rekayasa lainnya. Stirena juga digunakan dalam produksi plastik yang tahan terhadap suhu tinggi, seperti polistirena tahan panas (HIPS) yang banyak dipakai dalam industri elektronik dan otomotif.

Dengan meningkatnya industri kimia di Indonesia, maka pendirian pabrik stirena dapat menjadi hal yang baik, dikarenakan kebutuhan akan stirena sebagai bahan baku dalam industri juga akan meningkat, selain itu harapannya dengan pendirian pabrik stirena dapat mengurangi angka import stirena dari luar negeri serta dapat memberikan lapangan pekerjaan bagi masyarakat Indonesia, yang pastinya akan memberikan dampak positif dari bidang ekonomi maupun sosial.

1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik

1.2.1 Penentuan Kapasitas

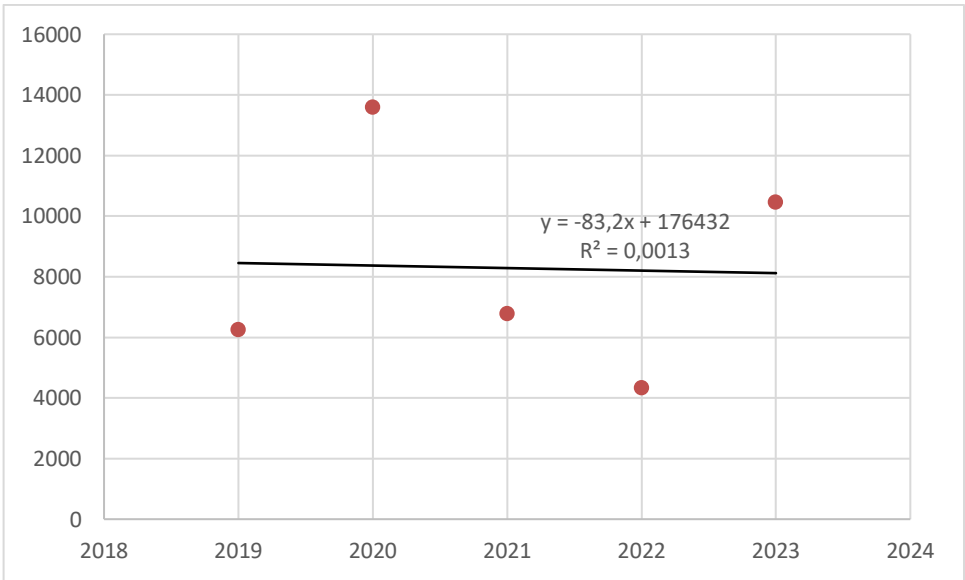
Saat ini, produsen stirena di Indonesia tergolong masih sedikit, namun ada beberapa perusahaan petrokimia yang memproduksi stirena seperti PT. Chandra Asri Petrochemical Tbk, PT. Lotte Chemical Titan Nusantara dan PT. Asahimas Chemical. Selain itu, ada perusahaan yang khusus memproduksi stirena dan satu-

satunya yang ada di Indonesia ialah PT. Styrene Monomer Indonesia yang memproduksi 340.000 Ton/Tahun.

Tabel 1. 1 Impor stirena

Tahun	Kapasitas Ton/Tahun
2019	6.256
2020	13.587
2021	6.778
2022	4.337
2023	10.465

(Sumber: BPS)



Gambar 1. 1 Impor Stirena

Dari grafik tersebut di peroleh nilai suatu persamaan regresi linear yang hampir mendekati 0, mengakibatkan pada nilai impor memerlukan perhitungan persen pertumbuhan.

Tabel 1. 2 Persen Pertumbuhan Impor Stirena

Tahun	Kapasitas Ton/Tahun	% Pertumbuhan
2019	6.256	
2020	13.587	117%
2021	6.778	-50%
2022	4.337	-36%
2023	10.465	141%
Total		172%
Rata-rata		43%

Dari hasil persen pertumbuhan didapat 43% untuk perhitungan impor hingga tahun 2028.

Tabel 1. 3 Persen Pertumbuhan Stirena

Tahun	Kapasitas Ton/Tahun
2024	14.974,15
2025	21.426,20
2026	30.658,30
2027	43.868,33

2028	62.770,28
------	-----------

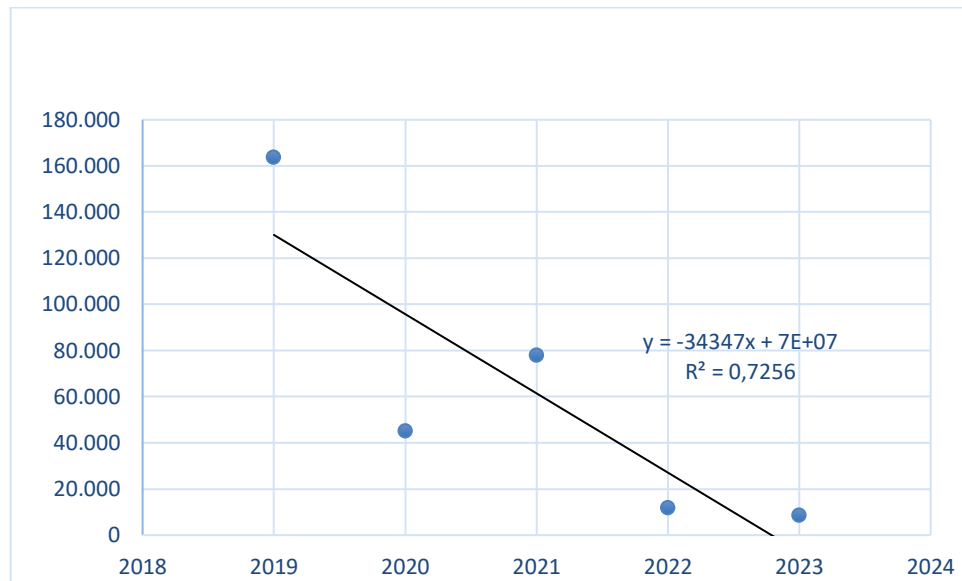
Pabrik stirena direncanakan akan didirikan pada tahun 2028, dengan mempertimbangkan negara lain. Untuk data ekspor stirena sebagai berikut.

Tabel 1. 4 Eskpor Stirena

Tahun	Kapasitas Ton/Tahun
2019	163.701
2020	44.997
2021	77.963
2022	11.827
2023	8.553

(Sumber: BPS)

Berdasarkan tabel diatas dapat dibuat grafik hubungan antara tahun dan jumlah ekspor stirena sebagai berikut:



Gambar 1. 2 Ekspor Stirena

Dari grafik tersebut diperoleh nilai suatu persamaan regresi linear yang hampir mendekati 0, mengakibatkan pada nilai ekspor memerlukan perhitungan persen pertumbuhan.

Tabel 1. 5 Persen Pertumbuhan Ekspor Stirena

Tahun	Kapasitas Ton/Tahun	% Pertumbuhan
2019	163.701	
2020	44.997	-73%
2021	77.963	73%
2022	11.827	-85%
2023	8.553	-28%
Total		-112%
Rata-rata		-28%

Dari hasil persen pertumbuhan didapati -28% untuk perhitungan ekspor hingga tahun 2028.

Tabel 1. 6 Persen Pertumbuhan Stirena

Tahun	Kapasitas Ton/Tahun
2024	6.163,24
2025	4.441,20
2026	3.200,30
2027	2.306,11
2028	1.661,78

Untuk mengetahui nilai konsumsi stirena di Indonesia dapat dihitung dengan persen pertumbuhan, dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel 1. 7 Persen Pertumbuhan Konsumsi Stirena

Tahun	Kapasitas Ton/Tahun	% Pertumbuhan
2019	146.712	
2020	121.704	-40%
2021	126.057	-17%
2022	152.343	3,5%
2023	184.109	20,8%
Total		28%
Rata-rata		7%

Tabel 1. 8 Persen Pertumbuhan Stirena

Tahun	Kapasitas Ton/Tahun
2024	195.357
2025	250.516
2026	321.215
2027	411.956
2028	528.272

(Sumber: BPS)

Berdasarkan data ekspor dan konsumsi stirena di Indonesia pada tahun 2028 yang telah diketahui, maka dapat ditentukan nilai demand stirena di Indonesia, yaitu:

$$\text{Demand} = \text{Ekspor} + \text{Konsumsi}$$

$$\text{Demand} = 1.661,78 + 528.272$$

$$= 529.933 \text{ Ton/Tahun}$$

Kemudian untuk nilai supply yaitu:

$$\text{Supply} = \text{Produksi} + \text{Impor}$$

$$\text{Supply} = 340.000 + 62.770,28$$

$$= 402.770 \text{ Ton/Tahun}$$

Berdasarkan proyeksi impor, ekspor, konsumsi dan produksi pada tahun 2028, maka peluang pasar untuk kapasitas pabrik stirena yang didirikan adalah:

$$\begin{aligned}
 \text{Peluang} &= \text{Demand} - \text{Supply} \\
 &= 529.933 \text{ Ton/Tahun} - 402.770 \text{ Ton/Tahun} \\
 &= 127.163 \text{ Ton/Tahun}
 \end{aligned}$$

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 meningkat tiap tahunnya maka ditentukan kapasitas untuk pendirian pabrik stirena dengan kapasitas 300.000 Ton/Tahun.

1.2.2 Pabrik penyedia Etilbenzena (Bahan Baku)

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

Tabel 1. 7 Pabrik Penyedia Etilbenzena

Nama Perusahaan	Kapasitas (Ton/Tahun)
PT. Styrimo Mono Indonesia	220.000
PT. Chandra Asri Petrochemical	420.000

Untuk menghitung kebutuhan bahan baku digunakan data neraca massa pada etilbenzena berdasarkan kapasitas 300.000 Ton/Tahun. Diketahui banyaknya massa etilbenzena yang diperlukan yaitu 52.734,2719 Kg/Jam. Sehingga $52.734,2719 \text{ Kg/Jam} \times 330 \text{ Hari} \times 24 \text{ Jam} / 1000 = 417.655,4334 \text{ Ton/Tahun}$.

Dari perhitungan diatas dan juga berdasarkan data kapasitas pabrik etilbenzena yang sudah berdiri di Indonesia, maka dapat disimpulkan bahwa kebutuhan bahan baku untuk membangun pabrik stirena dengan kapasitas 300.000 Ton/Tahun dapat terpenuhi.

1.3 Tinjauan Pustaka

1.3.1 Stirena

Stirena adalah senyawa monomer aromatik tak jenuh yang berasal dari turunan benzena, dengan rumus molekul $C_6H_5C_2H_3$. Pada suhu kamar, senyawa ini berbentuk cair, tidak berwarna, dan memiliki bau khas. Stirena digunakan sebagai bahan dasar dalam pembuatan karet sintetik, fiberglass, serta polistirena, yang memiliki berbagai kegunaan seperti untuk kemasan makanan, gelas plastik, dan gabus.

Stirena memiliki banyak sifat khas, termasuk kemampuan untuk berpolimerisasi dan kemampuan untuk larut dalam pelarut organik seperti etanol, benzena, dan kloroform. Polimerisasi adalah proses dimana molekul stirena terikat dengan molekul stirena lainnya untuk membentuk rantai panjang. Polimerisasi stirena dapat terjadi melalui dua mekanisme utama yaitu polimerisasi radikal bebas dan polimerisasi ionik. Mekanisme pertama adalah yang paling umum digunakan dalam industri plastik. Proses ini mencakup pembukaan ikatan rangkap pada gugus vinyl. Molekul stirena kemudian terhubung satu sama lain untuk membentuk rantai polistirena. Stirena memiliki titik didih sekitar $145^{\circ}C$ dan titik lebur sekitar $-30^{\circ}C$. Meskipun tidak terlalu berbahaya, paparan dalam jumlah besar dapat menyebabkan iritasi pada kulit dan saluran pernapasan.

Kegunaan stirena dalam industri yaitu antara lain sebagai polistirena yang digunakan dalam industri pengemasan, alat-alat rumah tangga, dan elektronik. Kemudian sebagai *acrylonitrile butadiene styrene* yang digunakan dalam industri pipa dan kelistrikan/elektronik. Selain itu, sebagai *styrene acrylonitrile* yang

digunakan untuk barang-barang rumah tangga juga pengemas kosmetik. Dan juga digunakan dalam industri perekat, ikat pinggang, sepatu, dan ban.

1.3.2 Jenis Proses produksi Stirena

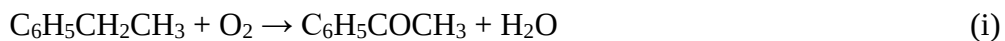
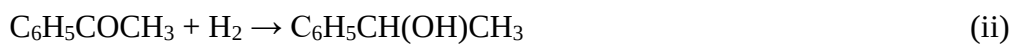
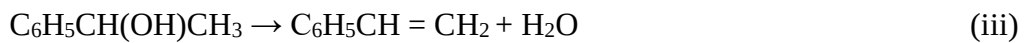
Pembuatan stirena dalam industri dapat dilakukan dengan cara sebagai berikut:

1.3.2.1 Dehidrogenasi Etilbenzena

Dehidrogenasi katalitik adalah reaksi langsung dari etilbenzena menjadi stirena, cara tersebut adalah proses pembuatan stirena yang banyak dikembangkan dalam produksi komersial. Reaksi terjadi pada fase uap dimana gas umpan melewati katalis Fe_2O_3 padat. Reaksi bersifat endotermis dan merupakan reaksi kesetimbangan (Mc. Ketta, 1980). Proses dehidrogenasi etilbenzena merupakan proses sederhana dalam produksi stirena dan hampir 90% produsen dunia menggunakan proses ini. Proses ini merupakan proses dengan teknologi *single-product* yang mampu menghasilkan produk dalam jumlah besar. Menurut Kirk Othmer (1952) proses ini melibatkan reaktor *fixed bed* dan beroperasi pada suhu 550-680°C tetapi reaksi ini dibatasi oleh kesetimbangan termodinamika. Karena proses ini terjadi secara endotermis maka reaksi akan bergantung pada suhu tinggi. Suhu tinggi tidak hanya membantu penghilangan hidrogen secara kinetik maupun termodinamik, tetapi juga meningkatkan produk dari reaksi samping. Reaksi berlangsung pada tekanan rendah sekitar pada tekanan 138 kPa atau 20 psia, hal ini diharapkan akan membuat reaksi berlangsung ke arah kanan dan mengubah 1 mol reaktan menjadi 2 mol produk. Produk samping dari proses ini adalah toluena yang terbentuk dari reaksi katalitik pembentukan stirena.

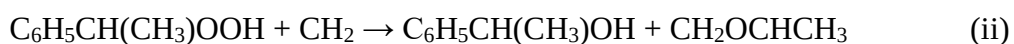
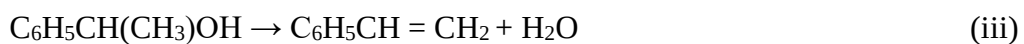
1.3.2.2 Oksidasi Etilbenzena

Menurut Kirk Othmer (1980), produksi stirena dengan proses oksidasi etilbenzena dilakukan dalam 2 macam proses yaitu *Union Carbide* dan *Halogen Internasional*. Pada *Union Carbide*, dilakukan beberapa tahapan reaksi berikut:



Katalis pertama yang digunakan berupa katalis asetat. Pada reaksi reduksi menggunakan katalis chrom-besi-tembaga. Reaksi terakhir berlangsung pada suhu 250°C menggunakan reaksi titania. Sehingga pada proses akan menghasilkan monomer stirena dan *acephenon*. Hanya saja produk stirena yang dihasilkan 10% lebih kecil daripada reaksi dehidrogenasi dan pada proses ini akan terjadi korosi pada reaksi oksidasi pertama.

Untuk proses *Halcon International*, reaksi yang terjadi juga melewati tiga tahapan yaitu sebagai berikut:



Proses oksidasi etilbenzena menjadi *ethylbenzene hydroperoxide* yang bersifat proses endotermis, mengalami penurunan suhu 150°C menjadi 130°C. Reaksi ini

dibantu dengan katalis *asetat*. Pada proses epoksidasi menggunakan katalis molybdenum naphthenate dan merupakan proses eksotermis yang dimana reaktor disertai *cooler*. Sedangkan pada proses reaksi dehidrasi terakhir yang menghasilkan stirena berproses pada suhu 225°C dengan katalis asam.

1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika

1.4.1 Tinjauan Termodinamika

Tinjauan Termodinamika yaitu suatu tinjauan untuk mengetahui sifat reaksi, apakah sebuah reaksi tersebut eksotermis atau endotermis dan untuk mengetahui apakah reaksi tersebut *reversible* atau *irreversible*. Untuk menentukan sifat reaksinya, maka dapat ditentukan dengan menggunakan persamaan berikut:

$$\Delta H_r = \Delta H_{\text{produk}} - \Delta H_{\text{reaktan}}$$

Keterangan:

ΔH_r : Panas Reaksi

ΔH_{produk} : Entalpi Pembentukan Stirena

$\Delta H_{\text{reaktan}}$: Entalpi Pembentukan Etilbenzena

Diketahui:

$\Delta H_{\text{stirena}}$: 146.1 kJ/mol

$\Delta H_{\text{etilbenzena}}$: 82.9 kJ/mol

$$\Delta H : \Delta H_{\text{produk}} - \Delta H_{\text{reaktan}}$$

$$\Delta H : \Delta H_{\text{stirena}} - \Delta H_{\text{etilbenzena}}$$

$$\Delta H : 146.1 \text{ kJ/mol} - 82.9 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H : 63,2 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H : 15,05 \text{ kcal/mol}$$

Karena ΔH bernilai positif maka reaksi yang terjadi adalah reaksi endotermis, sehingga selalu membutuhkan panas.

$$\Delta G^{\circ}_{\text{stirena}} : 82,5 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G^{\circ}_{\text{etilbenzena}} : 2,6 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G^{\circ} : \Delta G^{\circ}_{\text{produk}} - \Delta G^{\circ}_{\text{reaktan}}$$

$$\Delta G^{\circ} : \Delta G^{\circ}_{\text{stirena}} - \Delta G^{\circ}_{\text{etilbenzena}}$$

$$\Delta G^{\circ} : 82,5 \text{ kJ/mol} - 2,6 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G^{\circ} : 79,9 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G^{\circ} : 18,87 \text{ kcal/mol}$$

Berdasarkan perhitungan, ΔG° menggunakan suhu standar (298 K) bernilai positif, maka reaksi tidak berjalan spontan dimana memerlukan energi eksternal atau kondisi khusus untuk berjalan. Meskipun demikian, dalam proses industri dehidrogenasi etilbenzena untuk menghasilkan stirena, reaksi ini cenderung lebih

spontan pada suhu tinggi karena faktor-faktor termodinamik lainnya (seperti entropi yang tinggi pada suhu tinggi) yang mempengaruhi ΔG° sehingga membuat reaksi berjalan meskipun ΔG° positif pada suhu standar. Untuk mengetahui reaksi *irreversible* atau *reversible* (harga k) dapat dihitung dengan persamaan konstanta kesetimbangan berikut:

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

Atau

Dimana:

ΔG° : Energi bebas Gibbs standar, (kcal/mol)

R : Tetapan gas ideal (1,987 kcal/mol. K)

T : Temperatur (K)

K : Konstanta Kesetimbangan

Dari persamaan diatas, dihitung konstanta kesetimbangan pada T referensi 298 K sebagai berikut:

$$K_{298} = \exp\left[-\frac{\Delta G^\circ}{RT}\right]$$

$$K_{298} = \exp\left[-\frac{18,87}{1,987 \times 298}\right]$$

$$K_{298} = \exp[-0,0318]$$

$$K_{298} = 0,9687$$

Reaksi berjalan pada temperatur 625°C (898,15 K) sehingga harga konstan kesetimbangan K pada temperatur 625°C dapat dihitung dengan konstanta persamaan sebagai berikut:

$$\frac{K_{operasi}}{K_{298}} = \exp - \frac{\Delta H^{\circ} 298}{R} \left[\frac{1}{T_{operasi}} - \frac{1}{T_{298}} \right]$$

$$\frac{K_{operasi}}{0,9687} = \exp - \frac{15,05}{1,987} \left[\frac{1}{898,15} - \frac{1}{298} \right]$$

$$K_{operasi} = 0,9852$$

$$K < 1$$

Dari perhitungan diatas harga $K < 1$ sehingga produk dapat kembali menjadi reaktan, diasumsikan bahwa reaksi bersifat *reversible*. Namun, dalam praktik industri reaksi lebih cenderung bersifat *irreversible* karena faktor-faktor seperti suhu tinggi, penghilangan hidrogen, dan penggunaan katalis yang mendukung pembentukan stirena. Oleh karena itu, dalam proses dehidrogenasi etilbenzena untuk produksi stirena, reaksi berjalan hampir sepenuhnya ke arah produk dan sulit untuk balik ke arah etilbenzena.

1.4.2 Tinjauan Kinetika

Reaksi:



Persamaan kinetika diambil dari Snyder dan Subramaniam. Nilai r mengacu pada persamaan (1.4.2.1) – (1.4.2.3), dan energi aktivasi positif dapat muncul dari kinetika non-dasar.

$$r_1 = 10.177 \times 10^{11} \exp \left(-\frac{21,708}{RT} \right) Peb \quad (1.4.2.4)$$

$$r_2 = 20.965 \exp \left(\frac{7804}{RT} \right) Psty Phyd \quad (1.4.2.5)$$

$$r_3 = 7.206 \times 10^{11} \exp \left(-\frac{49675}{RT} \right) Peb \quad (1.4.2.6)$$

$$r_4 = 1.724 \times 10^6 \exp \left(-\frac{26857}{RT} \right) Peb Phyd \quad (1.4.2.7)$$

Dimana p dalam bentuk bar, T dalam K, $R = 1.987$ cal/mol, dan r dalam bentuk mol/m³-reactor s.

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk

2.1.1 Stirena

Rumus Kimia	: C_8H_8 atau $C_6H_5CH = CH_2$
Wujud	: Cair
Warna	: Tidak berwarna
Bau	: Khas aromatik
Berat Molekul	: 104 gr/mol
Densitas	: 0,8998 gr/ml
Titik Didih	: 145°C
Viskositas	: 0,6719 cp
Tekanan Kritis	: 38,4 bar
Temperatur Kritis	: 362,1°C
Volume Kritis	: 3,37 ml/liter
<i>Flash Point</i>	: 31,1°C

2.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung

2.2.1 Etilbenzena

Rumus Kimia	: C_8H_{10} atau $C_6H_5CH_2CH_3$
Wujud	: Cair
Warna	: Tidak Berwarna

Bau	: Khas aromatis
Berat Molekul	: 106 gr/mol
Densitas	: 0,87 gr/mol
Titik Didih	: 136°C
Viskositas	: 0,63 mm ² /s
Tekanan Kritis	: 36,09 bar
Temperatur Kritis	: 344,02°C
<i>Surface Tension</i>	: 28,48 mN/m
<i>Flash Point</i>	: 15°C

2.2.2 Air

Rumus Kimia	: H ₂ O
Wujud	: Cair
Warna	: Tidak berwarna
Bau	: Tidak Berbau
Titik Didih	: 100°C
Kepadatan	: 1 Kg/m ³
Titik Leleh	: 0°C
<i>Spesific Gravity</i>	: 0,99 g/ml (20°C)
<i>Vapour Density</i>	: 0,46 g/cm ³

2.2.3 Besi (III) Oksida

Rumus Kimia	: Fe ₂ O ₃
Wujud	: Padatan
Bentuk	: Granular

Warna	: Kuning
Diameter	: 25 mm
<i>Bulk Density</i>	: 1282 Kg/m ³
Porositas	: 0.4

2.3 Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas (*Quality Control*) pada pabrik Stirena meliputi pengendalian kualitas bahan baku, pengendalian kualitas proses dan pengendalian kualitas produk. Tujuan dari diadakannya pengendalian kualitas ini yaitu untuk memperoleh dan menjaga produk agar sesuai dengan spesifikasi yang sebelumnya telah direncanakan. Pengendalian dan pemantauan jalannya operasi dilakukan dengan alat pengendalian yang berpusat di *control room*, dilakukan dengan cara *automatic control* yang menggunakan indikator. Jika terjadi penyimpangan pada indikator yang sudah ditetapkan baik itu *flow rate* bahan baku atau produk, *temperature control*, maupun *level control*, maka hal ini dapat dilihat dari sinyal atau tanda yang diberikan, misalnya seperti nyala lampu dan bunyi alarm. Apabila penyimpangan benar terjadi, harus dikembalikan pada kondisi atau set semula baik secara otomatis maupun harus dilakukan secara manual.

2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas bahan baku bertujuan untuk mengetahui seperti apa kualitas bahan baku yang akan digunakan, apakah sudah sesuai dengan spesifikasi yang telah ditentukan. Oleh karena itu, diperlukan pengujian terhadap bahan baku etilbenzena dan katalis Fe₂O₃ sebelum dilakukan proses produksi.

2.3.2 Pengendalian Kualitas Proses

Pengendalian kualitas proses merupakan hal penting yang harus dilakukan dari bahan baku hingga menjadi produk, hal ini bertujuan untuk menjaga kualitas produk yang dihasilkan. Pengendalian dan pengawasan pada jalannya proses produksi dapat dilakukan dengan alat kontrol yang terletak di *control room*, dimana fitur otomatis pada alat kontrol dapat mengatur dan menjaga agar proses berjalan baik dan kualitas produk bisa diseragamkan. Adapun alat kontrol yang digunakan dan harus diatur pada kondisi tertentu yaitu:

a. Flow Control

Flow control merupakan alat kontrol berfungsi untuk mengatur aliran pada aliran masuk maupun aliran keluar proses.

b. Level Control

Level control merupakan alat kontrol berfungsi untuk mengatur tinggi cairan atau volume dan alat yang biasanya terletak pada dinding alat.

c. Temperature Control

Temperature control merupakan alat kontrol berfungsi untuk mengatur suhu selama proses berlangsung. Ketika suhu aktual melebihi batasan nilai suhu yang sudah diatur, maka alat akan diberikan isyarat dan outputnya akan bekerja.

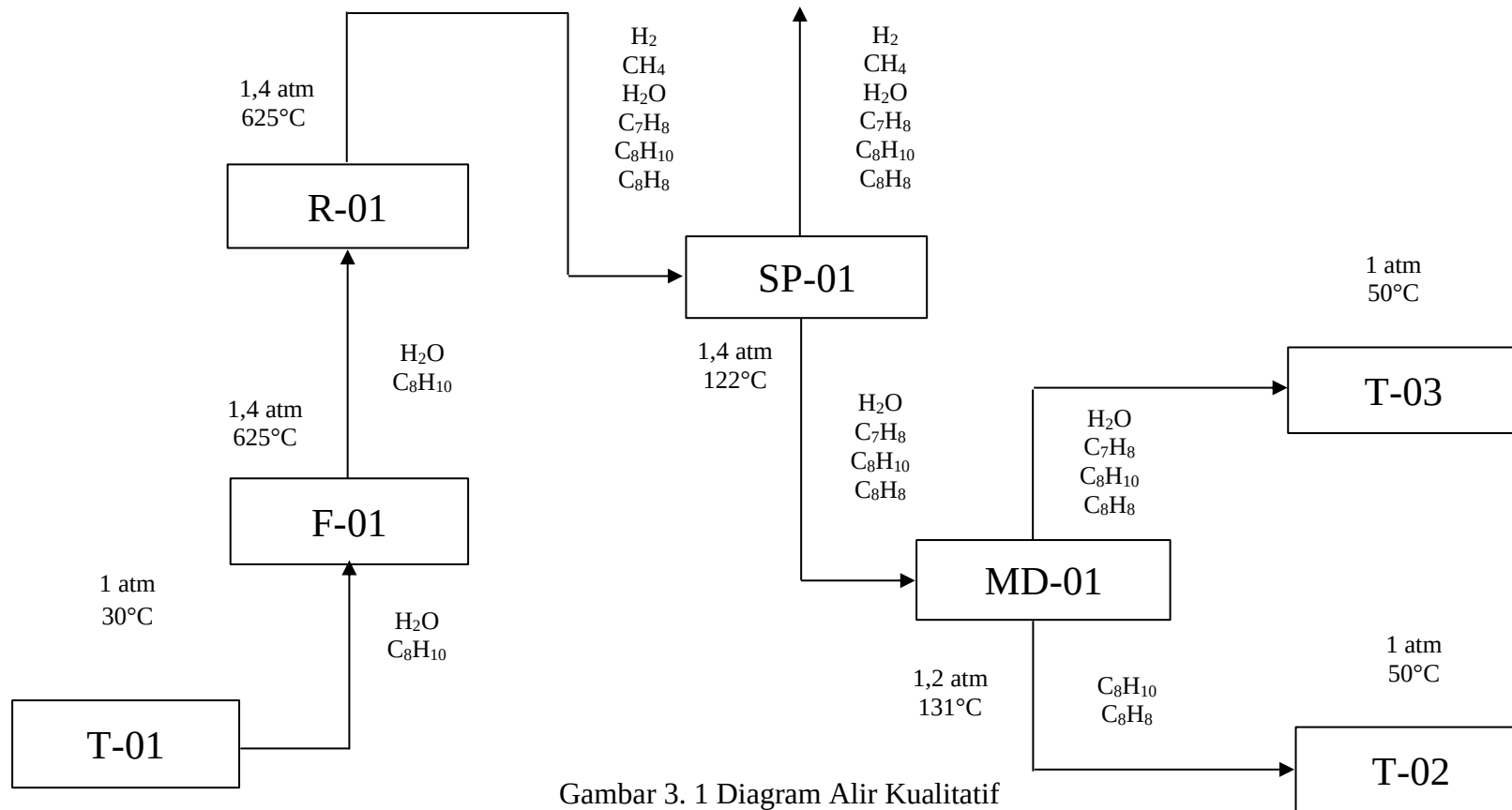
2.3.3 Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian kualitas produk perlu dilakukan demi menjaga mutu dari produk yang dihasilkan agar sesuai standar yang telah ditetapkan. Hal-hal yang dapat dilakukan untuk menjaga kualitas produk yaitu dengan menjaga mutu dari

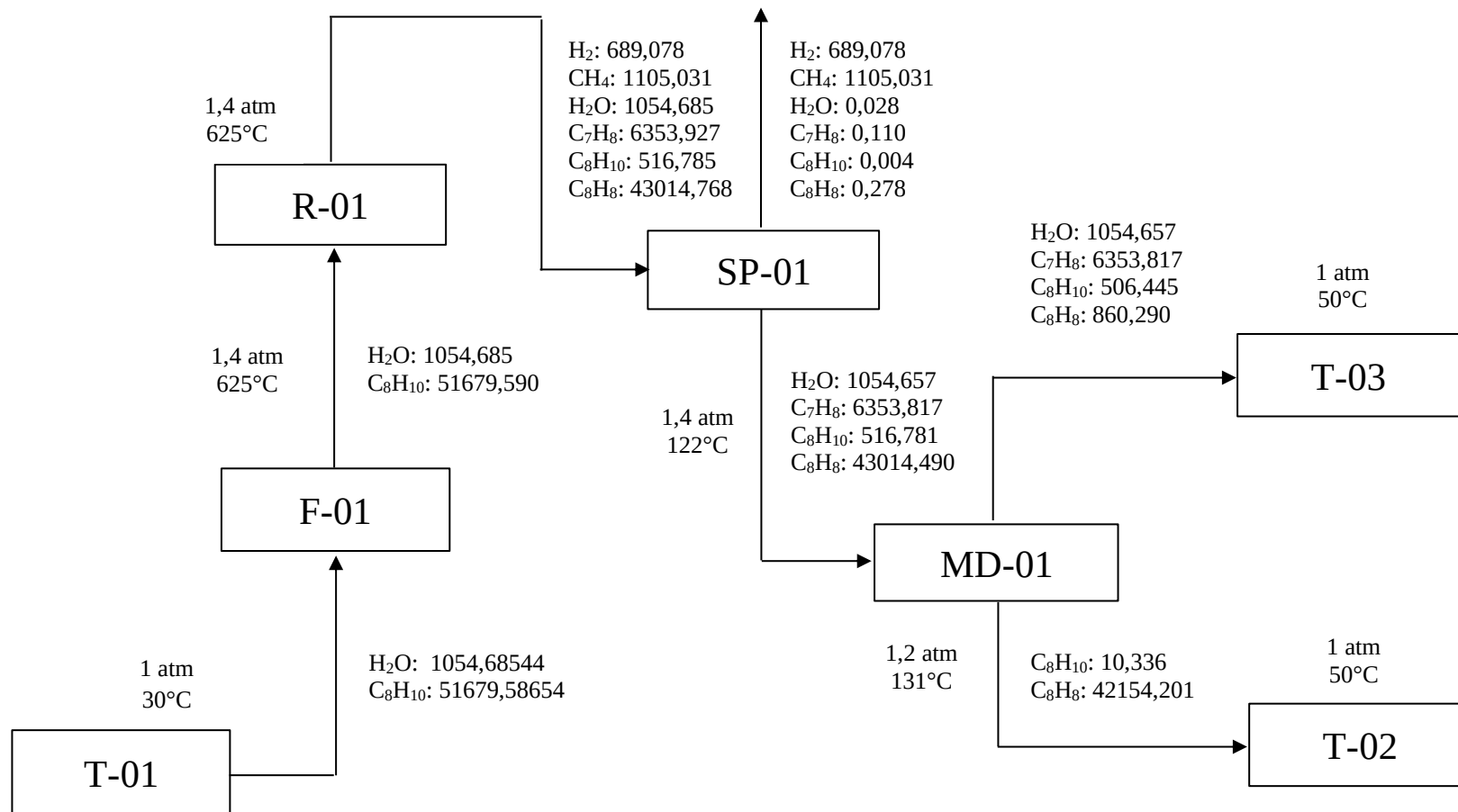
bahan baku maupun bahan pendukung yang digunakan serta pengendalian dan pengawasan pada jalannya proses produksi dengan alat kontrol. Setelah produk dihasilkan juga perlu dilakukan pengujian di laboratorium untuk mengathui sifat-sifat produk yang dihasilkan sudah sesuai dengan standar atau belum.

BAB III PERANCANGAN PROSES

3.1 Diagram Alir Proses



Gambar 3. 1 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 3. 2 Diagram Alir Kuantitatif

Keterangan:

T-01	: Tangki Penyimpanan Etilbenzena
F-01	: <i>Furnace</i>
R-01	: Reaktor
SP-01	: Separator
MD-01	: Menara Distilasi
T-02	: Tangki Penyimpanan Stirena
T-03	: Tangki Penyimpanan Toluena

3.2 Uraian Proses

Pada proses pembuatan stirena ada beberapa tahap, yaitu tahap persiapan bahan baku, tahap pembentukan produk, tahap pemurnian, dan tahap penyimpanan.

3.2.1 Tahap Persiapan Bahan Baku

Pada persiapan bahan baku berisi tahapan mengubah bahan baku etilbenzena dari wujud cair menjadi gas dan mengatur suhu maupun tekanan sesuai dengan kondisi operasi pada reaksi. Bahan baku disimpan didalam tangki penyimpanan (T-01) pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm. Bahan baku etilbenzena dialirkan dari tangki menuju ke *furnace* (F-01) untuk dipanaskan dengan menggunakan pompa (P-02) untuk mendapatkan suhu yang sesuai dengan kondisi operasi pada reaktor yaitu 625°C, setelah tercapai suhu dan tekanan yang sesuai dengan kondisi operasi reaktor, etilbenzena siap dialirkan menuju reaktor (R-01).

3.2.2 Tahap Pembentukan Produk

Etilbenzena dengan suhu 625°C bertekanan 1,4 atm dialirkan dari *furnace* (F-01) menuju reaktor (R-01) yang merupakan reaktor berjenis *fixed bed multitube reactor*. Reaksi yang terjadi pada reaktor merupakan reaksi endotermis yang dimana pada proses reaksi berlangsung dibantu dengan katalis Fe_2O_3 . Pada reaktor juga digunakan *molten salt* (garam cair) yang berfungsi untuk menjaga suhu reaktor tetap berada di suhu operasi. Setelah produk terbentuk dari proses reaksi, produk siap dialirkan menuju tahap pemurnian dimana suhu keluaran dari reaktor sebesar 617°C dan tekanan 1,39 atm.

3.2.3 Tahap Pemurnian Produk

Tahap pemurnian produk bertujuan untuk memisahkan produk stirena dari campuran gas produk. Produk yang keluar dari reaktor (R-01) dialirkan menuju *condensor partial* yang berfungsi untuk mengembunkan gas keluaran reaktor yaitu air, toluena, stirena dan etilbenzena dari campuran gas hidrogen, metana dan etilen, sehingga suhu turun menjadi 122°C. Setelah itu dialirkan menuju separator (SP-01) untuk dipisahkan. Komponen gas yang keluar dari separator (SP-01) akan digunakan sebagai bahan bakar pada *furnace* (F-01). Komponen cair pada separator (SP-01) yang berisi air, toluena, stirena dan etilbenzena akan dipisahkan lagi di menara distilasi (MD-01).

Keluaran bawah separator (SP-01) dialirkan menggunakan pompa (P-03) menuju Heater (HE-01) untuk menaikkan suhu dari 122°C menjadi 131°C. Kemudian dialirkan menuju menara distilasi (MD-01) dimana pada proses pemurnian ini bertujuan untuk memisahkan produk utama yaitu stirena juga produk

samping yaitu campuran toluena. Keluaran bawah menara distilasi (MD-01) yaitu stirena didapat kemurnian stirena sebesar 99,975% dan sedikit etilbenzena sebesar 0,025%. Kemudian produk dialirkan menuju *cooler* (CL-01) sebelum dialirkan menuju tangki penyimpanan stirena (T-02) dengan menggunakan pompa (P-04). Sedangkan keluaran atas menara distilasi (MD-01) yaitu campuran toluena (toluena kotor) diembunkan menggunakan kondensor (CD-02) lalu ditampung di dalam akumulator (ACC-01), kemudian sebagian embun akan dikembalikan sebagai refluk ke menara distilasi (MD-01) dan sisanya akan didinginkan terlebih dahulu dengan *cooler* (CL-02), lalu dialirkan menggunakan pompa (P-05) menuju tangki penyimpanan toluena (T-03).

3.2.4 Tahap Penyimpanan Produk

Produk utama stirena setelah keluar dari keluaran bawah menara distilasi (MD-01) dialirkan menggunakan pompa (P-04) dan didinginkan menggunakan *cooler* (CL-01), lalu akan disimpan di tangki penyimpanan stirena (T-02) dengan suhu 50°C dan tekanan 1 atm. Kemudian untuk produk samping keluaran atas menara distilasi (MD-01) yaitu campuran toluena, setelah dari akumulator (ACC-01) terlebih dahulu didinginkan menggunakan *cooler* (CL-02) lalu dialirkan menggunakan pompa (P-05) menuju tangki penyimpanan toluena (T-03) dengan suhu 50°C dan tekanan 1 atm.

3.3 Spesifikasi Alat

3.3.1 Spesifikasi Reaktor

Spesifikasi Umum

Kode	: R-01
Fungsi	: Tempat terjadinya proses reaksi pembentukan stirena
Jenis	: <i>Fixed Bed Multitube Reactor</i>
Mode Operasi	: <i>Continue</i>
Jumlah	: 1
Harga	: \$129.245

Kondisi Operasi

Suhu	: 625°C
Tekanan	: 1,4 atm
Kondisi Proses	: <i>Non-Isothermal</i>

Konstruksi dan Material

Material	: <i>Low Alloy Steel SA 301 grade B</i>
ID <i>Shell</i>	: 1,158 m
Tebal <i>Shell</i>	: 0,0039816 m
Jenis <i>Head</i>	: <i>Elipsoidal</i>
Tebal <i>Head</i>	: 0,0036148 m
Tinggi <i>Head</i>	: 0,200 m
Tinggi Total	: 2,72 m

Insulasi

Bahan	: <i>Glass Fiber</i>
Konduktivitas panas	: 0,043 W/mK
Tebal Isolasi	: 0,00398 m

Spesifikasi Khusus

Jenis Katalis	: Fe_2O_3
Bentuk Katalis	: Butiran
Ukuran Katalis	: 0,025 m
Tinggi Tumpukan	: 2,197 m
Porositas Tumpukan	: 0,4 m
<i>Pressure Drop</i>	: 0,00001 atm
<i>OD Tube</i>	: 0,060452 m
<i>ID Tube</i>	: 0,052502 m
Jumlah <i>Tube</i>	: 190
Tipe dan Ukuran <i>Pitch</i>	: Bujur Sangkar dan 0,002975 m
Material <i>Tube</i>	: <i>Low Alloy Steel SA 213 grae T9</i>
Jenis <i>Coolant</i>	: <i>Molten Salt</i>

3.3.2 Furnace

Kode	: F-01
Fungsi reaktor	: Memanaskan umpan sebelum masuk ke dalam reaktor
Jenis	: <i>Large Box Furnace</i>
Jumlah	: 1

Kondisi Operasi	: <i>Continue</i>
Beban <i>Furnace</i>	: 20.667.227 btu/jam
Material	: <i>Carbon Steel SA 285 grade C</i>
Jumlah <i>Tube</i>	: 152
Panjang <i>Tube</i>	: 1,829 m
OD <i>Tube</i>	: 0,073 m
Harga Alat	: \$1.836.019

3.3.3 Spesifikasi Alat Pemisah dan Alat Pendukung

1. *Condensor Partial*

Kode	: CD-01
Fungsi	: Mengembunkan gas produk dari campuran gas H ₂ , CH ₄ dan C ₂ H ₄
Jenis	: <i>Shell dan Tube</i>
Diameter <i>Tube</i>	: 0,01905 m
Panjang <i>Tube</i>	: 7,3152 m
Jumlah <i>Tube</i>	: 1355
<i>Dirt Factor</i>	: 0,54988 m ² sK/kJ
U _c	: 0,49175 kJ/m ² sK
U _d	: 0,38708 kJ/m ² sK
Diamteter <i>Shell</i>	: 1,0160 m
Harga Alat	: \$126.039

2. Separator

Kode	: SP-01
Fungsi	: Memisahkan H_2 , CH_4 , C_2H_4 dan C_6H_6 , dengan H_2O , C_7H_8 , C_8H_8 dan C_8H_{10} .
Jenis	: Vertikal Separator
Material	: Baja Karbon
Kondisi Operasi	:
Suhu	: $122^{\circ}C$
Tekanan	: 1,39 atm
Diameter	: 1 m
Tinggi	: 4,5 m
Jumlah	: 1
Harga Alat	: \$65.210

3. Menara Distilasi

Kode	: MD-01
Fungsi	: Memisahkan produk utama stirena dengan produk samping campuran toluena.
Jenis	: Menara Sieve
Material	: Baja Karbon
Kondisi Operasi	
a. Distilat	
Tekanan	: 0,99 atm

Suhu Umpan : 110°C

Suhu Didih : 106°C

b. Umpan

Tekanan : 1,01 atm

Suhu Didih : 131°C

c. *Bottom*

Tekanan : 1,2 atm

Suhu Didih : 146°C

Spesifikasi

Jumlah *Plate* Min : 28

Reflux Min : 1,48184

Reflux Operasi : 0,12904

Jumlah *Plate* Ideal : 31

Jumlah *Plate* : 56

Diameter : 2 m

Tinggi Total : 20,97 m

Jumlah : 1

Harga : \$339.788

4. Kondensor

Kode : CD-02

Fungsi : Mengembunkan hasil atas MD-01

Jenis : *Shell* dan *Tube*

Diameter <i>Tube</i>	: 0,01905 m
Panjang <i>Tube</i>	: 2,4384 m
Jumlah <i>Tube</i>	: 214
Diamteter <i>Shell</i>	: 0,3048 m
<i>Dirt Factor</i>	: 0,48755 m ² sK/kJ
Uc	: 5,21322 kJ/m ² sK
Ud	: 0,70000 kJ/m ² sK
Harga Alat	: \$18.005

5. Akumulator

Kode	: ACC-01
Fungsi	: Menampung keluaran kondensor MD-01
Jenis	: Tangki Silinder Horizontal
Kondisi Operasi	:
Tekanan	: 0,986923 atm
Suhu	: 106°C
Diameter	: 1 m
Panjang	: 3 m
Material	: Baja Karbon
Harga Alat	: \$1.800

6. Reboiler

Kode	: RB-01
------	---------

Fungsi	: Menguapkan sebagian cairan hasil bawah MD-01
Jenis	: <i>Shell dan Tube</i>
Diameter <i>Tube</i>	: 0,01905 m
Panjang <i>Tube</i>	: 2,4384 m
Jumlah <i>Tube</i>	: 372
Diamteter <i>Shell</i>	: 0,4064 m
<i>Dirt Factor</i>	: 0,32988 m ² sK/kJ
Uc	: 4,38469 kJ/m ² sK
Ud	: 1,79226 kJ/m ² sK
Harga Alat	: \$16.302

3.3.4 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan

Tabel 3. 1 Spesifikasi Pompa

Pompa	P-01	P-02	P-03	P-04
Fungsi	Memompa bahan baku etilbenzena dari tangki pembelian ke tangki penyimpanan.	Memompa bahan baku etilbenzena dari tangki penyimpanan ke separator (SP-01).	Memompa hasil keluaran bawah MD-01 dari reboiler untuk dialirkan menuju cooler.	Memompa hasil keluaran atas MD-01 dari akumulator untuk dialirkan menuju cooler.
Jenis	<i>Centrifugal</i>	<i>Centrifugal</i>	<i>Centrifugal</i>	<i>Centrifugal</i>
Material	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>

Ukuran Pipa	OD = 0,1143 m ID = 0,10226 m IPS = 4 in	OD = 0,3239 m ID = 0,3048 m IPS = 12 in	OD = 0,3239 m ID = 0,3048 m IPS = 12 in	OD = 0,2190 m ID = 0,2027 m IPS = 8 in
Efisiensi	80%	91%	84%	80%
HP	3/4	150	7 1/2	1 1/2
Harga Alat	\$2.982	\$29.825	\$4.970	\$2.982

3.3.5 Spesifikasi Alat Penyimpanan Bahan Baku dan Produk

Tabel 3. 2 Spesifikasi Tangki

Tangki	T-01	T-02	T-03
Fungsi	Menyimpan bahan baku etilbenzena	Menyimpan produk utama stirena	Menyimpan Produk samping campuran toluena
Jenis	Tangki silinder tegak (vertikal) dengan dasar <i>flat bottomed</i> dan atap berbentuk <i>torispherical head</i>	Tangki silinder tegak (vertikal) dengan dasar <i>flat bottomed</i> dan atap berbentuk <i>torispherical head</i>	Tangki silinder tegak (vertikal) dengan dasar <i>flat bottomed</i> dan atap berbentuk <i>torispherical head</i>
Fasa	Cair	Cair	Cair
Jumlah	1	1	1
Kondisi Operasi	Suhu = 30°C Tekanan = 1 atm	Suhu = 30°C Tekanan = 1 atm	Suhu = 30°C Tekanan = 1 atm
Spesifikasi	Kapasitas = 8.859,3576 m ³ Bahan = <i>Carbon Steels SA-285 Grade C</i>	Kapasitas = 7.083,6420 m ³ Bahan = <i>Carbon Steels SA-285 Grade C</i>	Kapasitas = 1.664,4704 m ³ Bahan = <i>Carbon Steels SA-285 Grade C</i>

	Diameter standar = 36,5 m Tinggi total = 23,0219 m Tebal <i>head</i> = 0,1875 in	Diameter standar =36,5 m Tinggi total = 21,1931 m Tebal <i>head</i> = 0,1875 in	Diameter standar = 21,3 m Tinggi total = 12,5573 m Tebal <i>head</i> = 0,1875
Harga Alat	\$9.941.980	\$3.976.794	\$4.772.140

3.3.6 Spesifikasi Alat Penukar Panas

1. WHB

Kode : WHB-01

Fungsi : Mendinginkan gas keluaran reaktor

Jenis : Ketel *Boiler*

Kondisi Operasi :

Suhu masuk : 617°C

Suhu keluar : 190°C

Tekanan : 1,4 atm

OD : 0,01905 m

ID : 0,01483 m

Panjang *Tube* : 7,3 m

Jumlah *Tube* : 3.257

Uc : 0,05404 kJ/m²sK

Rd : 2,83795 kJ/m²sK

Harga Alat : \$97.815

2. Heater

Kode	: HE-01
Fungsi	: Memanaskan umpan MD-01 dari keluaran SP-02
Jenis	: <i>Shell dan Tube</i>
Kondisi Operasi	:
Tekanan	: 1,3 atm
Suhu, t1	: 122°C
Suhu, t2	: 131°C
Ids	: 0,4064 m
Jumlah Pipa	: 187
<i>Pass</i>	: 1
Panjang <i>Tube</i>	: 3,6576 m
A	: 40,9339 m ²
<i>Dirt Factor</i>	: 7492,5338 m ² sK/kJ
Uc	: 8,5064911 kJ/m ² sK
Ud	: 0,0001334 kJ/m ² sK
Harga Alat	: \$15.731

3. Cooler

Kode	: CL-01
Fungsi	: Mendinginkan hasil bawah MD-01
Jenis	: <i>Shell dan Tube</i>
Kondisi Operasi	:
Tekanan	: 1,2 atm

Suhu, t_1	: 146°C
Suhu, t_2	: 50°C
Ids	: 0,9144 m
Jumlah Pipa	: 986
<i>Pass</i>	: 1
Panjang <i>Tube</i>	: 7,3152 m
A	: 431,666 m ²
<i>Dirt Factor</i>	: 0,11512 m ² sK/kJ
Uc	: 0,17260 kJ/m ² sK
Ud	: 0,11512 kJ/m ² sK
Harga Alat	: \$90.028

4. Cooler

Kode	: CL-02
Fungsi	: Mendinginkan hasil atas MD-01
Jenis	: <i>Shell</i> dan <i>Tube</i>
Kondisi Operasi	:
Tekanan	: 0,99 atm
Suhu, t_1	: 106°C
Suhu, t_2	: 50°C
Ids	: 0,4064 m
Jumlah Pipa	: 163
<i>Pass</i>	: 1

Panjang <i>Tube</i>	: 7,3152 m
A	: 71,3606 m ²
<i>Dirt Factor</i>	: 8,23849 m ² sK/kJ
Uc	: 3,31612 kJ/m ² sK
Ud	: 0,11709 kJ/m ² sK
Harga Alat	: \$32.605

3.4 Neraca Massa

- *Furnace (F-01)*

Komponen	Input (Kg/h)	Output (Kg/h)
	Arus 1	Arus 2
H ₂ O	1054,685	1054,685
C ₈ H ₁₀	51679,59	51679,59
Total	52734,27	52734,27

- Reaktor (R-01)

Komponen	Input (Kg/h)	Output (Kg/h)
	Arus 2	Arus 3
H ₂		689,078
CH ₄		1105,031
C ₂ H ₄		
C ₆ H ₆		
H ₂ O	1054,685	1054,685
C ₇ H ₈		6353,927
C ₈ H ₁₀	51679,59	516,785
C ₈ H ₈		43014,768
Total	52734,27	52734,27

- Separator (SP-01)

Komponen	Input (Kg/h)	Output (Kg/h)	
	Arus 3	Arus 4	Arus 5
H ₂	689,078		689,078
CH ₄	1105,031		1105,031
C ₂ H ₄			
C ₆ H ₆			
H ₂ O	1054,685	1054,657	0,028
C ₇ H ₈	6353,927	6353,817	0,110
C ₈ H ₁₀	516,785	516,781	0,004
C ₈ H ₈	43014,768	43014,490	0,278
Total	52734,27	52734,27	

- Menara Distilasi (MD-01)

Komponen	Input (Kg/h)	Output (Kg/h)	
	Arus 4	Arus 5	Arus 6
H ₂			
CH ₄			
C ₂ H ₄			
C ₆ H ₆			
H ₂ O	1054,657		1054,657
C ₇ H ₈	6353,817		6353,817
C ₈ H ₁₀	516,781	10,336	506,445

C ₈ H ₈	43014,490	42154,201	860.,290
Total	50939,746	50939,746	

3.5 Neraca Panas

- Reaktor (R-01)

Komponen	Masuk	Keluar
	ΔH in (kJ/jam)	ΔH out (kJ/jam)
H ₂		599682,671
CH ₄		2122867,888
C ₂ H ₄		
C ₆ H ₆		
H ₂ O	1280978,858	1262783,675
C ₇ H ₈		7699890,971
C ₈ H ₁₀	66742729,243	656079,818
C ₈ H ₈		51047503,775
<i>ΔH molten salt</i>	3672676748,750	3672676748,750
Sub total	3740700456,81	
Q reaksi	462258,322	
Total	3745323015,173	3745323015,173

- Furnace (F-01)

Komponen	Masuk	Keluar
	ΔH in (kJ/jam)	ΔH out (kJ/jam)
H ₂ O	828050,414	123206,009
C ₈ H ₁₀	17885951,545	39015380,678
Panas Bahan Bakar	21554584,729	
Total	40268586,687	40268586,687

- Heat Exchanger (HE-01)

Komponen	Masuk	Keluar
	ΔH in (kJ/jam)	ΔH out (kJ/jam)
C ₆ H ₆		
H ₂ O	4770,254	4764,453
C ₇ H ₈	9578,202	9633,403
C ₈ H ₁₀	792,717	796,930
C ₈ H ₈	64679,251	65099,034
Steam	473,397	
Total	80293,820	80293,820

- Cooler (CL-01)

Komponen	Masuk	Keluar
	ΔH in (kJ/jam)	ΔH out (kJ/jam)
C ₆ H ₆		

H ₂ O		
C ₇ H ₈		
C ₈ H ₁₀	16,106	15,133
C ₈ H ₈	64593,680	59575,387
Pendingin		5019,266
Total	64609,786	64609,786

- Cooler (CL-02)

Komponen	Masuk	Keluar
	ΔH in (kJ/jam)	ΔH out (kJ/jam)
C ₆ H ₆		
H ₂ O	4783,407	4849,239
C ₇ H ₈	9472,761	9111,047
C ₈ H ₁₀	768,949	741,475
C ₈ H ₈	1277,177	1215,824
Pendingin		384,648
Total	16302,234	16302,234

- Reboiler (RB-01)

Komponen	Masuk	Keluar
	ΔH in (kJ/jam)	ΔH out (kJ/jam)
C ₆ H ₆		
H ₂ O		

C_7H_8		
C_8H_{10}	22,417	16,106
C_8H_8	89903,878	64593,680
<i>Steam</i>		25316,510
Total	89926,295	89926,295

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Dalam menentukan lokasi pabrik diperlukan banyak pertimbangan karena merupakan salah satu faktor kesuksesan dalam industri. Beberapa pertimbangan seperti: ketersediaan bahan baku, penyediaan infrastruktur, biaya pembangunan, tenaga kerja, penyediaan fasilitas tenaga kerja, transportasi, lingkungan, hingga kemungkinan ekspansi industri. Dari banyaknya pertimbangan tersebut, lokasi perancangan pabrik stirena ini akan dibangun pada kawasan industri yang berada di Pulo Ampel, Kabupaten Serang, Banten. Lokasi ini memiliki akses transportasi yang mudah dan dekat dengan sumber bahan baku yang digunakan yaitu etilbenzena yang di produksi di P.T. Styrindo Mono Indonesia yang berlokasi di Kabupaten Serang, Banten.



Gambar 4. 1 Lokasi Pabrik Stirena

Beberapa pertimbangan dalam pemilihan lokasi pabrik stirena yaitu sebagai berikut:

4.1.1 Faktor Primer

a. Bahan Baku

Ketersediaan bahan baku merupakan hal pokok bagi berlangsungnya sebuah industri. Sudah menjadi salah satu hal utama dalam mempertimbangkan lokasi pabrik. Dengan mendekati sumber bahan baku, pabrik dapat mengurangi biaya transportasi dan penyimpanan bahan baku serta menghemat waktu dalam pengadaannya. PT. Styrindo Monomer Indonesia (PT. SMI) yang berlokasi di kawasan industri Pulo Ampel, Kabupaten Serang, Banten, merupakan salah satu produsen etilbenzena di Indonesia. Sehingga pengadaan bahan baku pabrik stirena dapat diperoleh dari PT. SMI.

b. Transportasi

Akses menuju kawasan industri Pulo Ampel bisa diakses menggunakan jalur darat. Karena lokasi PT. SMI yang tidak jauh dan masih satu daerah dengan lokasi pabrik yang akan dibangun maka pengadaan bahan baku etilbenzena tidak memerlukan biaya yang besar karena akses yang mudah dijangkau, sehingga pengadaan bahan baku bisa dilakukan dengan baik.

4.1.2 Faktor Sekunder

a. Tenaga Kerja dan Tenaga Ahli

Kawasan industri Pulo Ampel tak jauh dari wilayah Jabodetabek. Mengingat bahwa wilayah Jabodetabek memiliki banyak lembaga

pendidikan formal maupun non-formal, tidak menutup kemungkinan industri dapat memiliki tenaga kerja ahli maupun non-ahli yang tentunya dalam industri juga memiliki peran menurunkan angka pengangguran bagi penduduk sekitar maupun nasional.

b. Kebijakan Pemerintah dan Keadaan Masyarakat

Memperhatikan kebijakan pemerintah dan masyarakat juga menjadi salah satu faktor penting dalam pembangunan sebuah pabrik. Hal ini dapat mendukung sebuah pabrik dalam pelaksanaannya hingga ekspansi pabrik. Kawasan industri Pulo Ampel merupakan kawasan yang disiapkan sebagai wilayah industri. Sehingga baik kebijakan pemerintahan dan masyarakat sekitar pun telah selaras dengan keberadaan industri.

c. Utilitas

- Penyediaan Energi

Di sekitar kawasan Pulo Ampel terdapat beberapa Pembangkit Listrik yang mampu menyediakan kebutuhan energi sehingga dapat menyuplai kebutuhan energi pabrik selain menggunakan *generator* sebagai sumber energi cadangan.

- Penyediaan Air

Kebutuhan air pabrik berupa air pendingin proses, air umpan boiler, air konsumsi umum, sanitasi, dan air pemadam kebakaran diperoleh dari air sungai Cikohot yang dikelola pabrik.

- Penyediaan Bahan Bakar

Kebutuhan bahan bakar untuk generator berupa IDO (*Industrial Diesel Oil*) diperoleh dari Pertamina.

4.2 Tata Letak Pabrik (Plant Layout)

Tata letak pabrik adalah suatu rancangan fasilitas, menganalisis, membentuk konsep, dan mewujudkan sistem pembuatan barang atau jasa. Rancangan ini pada umumnya digambarkan sebagai rancangan rantai, yaitu satu susunan fasilitas fisik (perlengkapan, tanah, bangunan, dan saran lain) untuk mengoptimalkan hubungan antara petugas pelaksana, aliran barang, aliran informasi dan tata cara yang diperlukan untuk mencapai tujuan usaha secara ekonomis dan aman. (Apple, 1990)

Penyusunan tata letak yang baik dilihat sebagai suatu daerah kerja yang ekonomis, menjamin keamanan dan kepuasan kerja pegawai, serta meningkatkan prestasi kinerja. Terdapat beberapa hal yang harus diperhatikan dalam menentukan tata letak pabrik berdasarkan Vibrant (1959), yaitu:

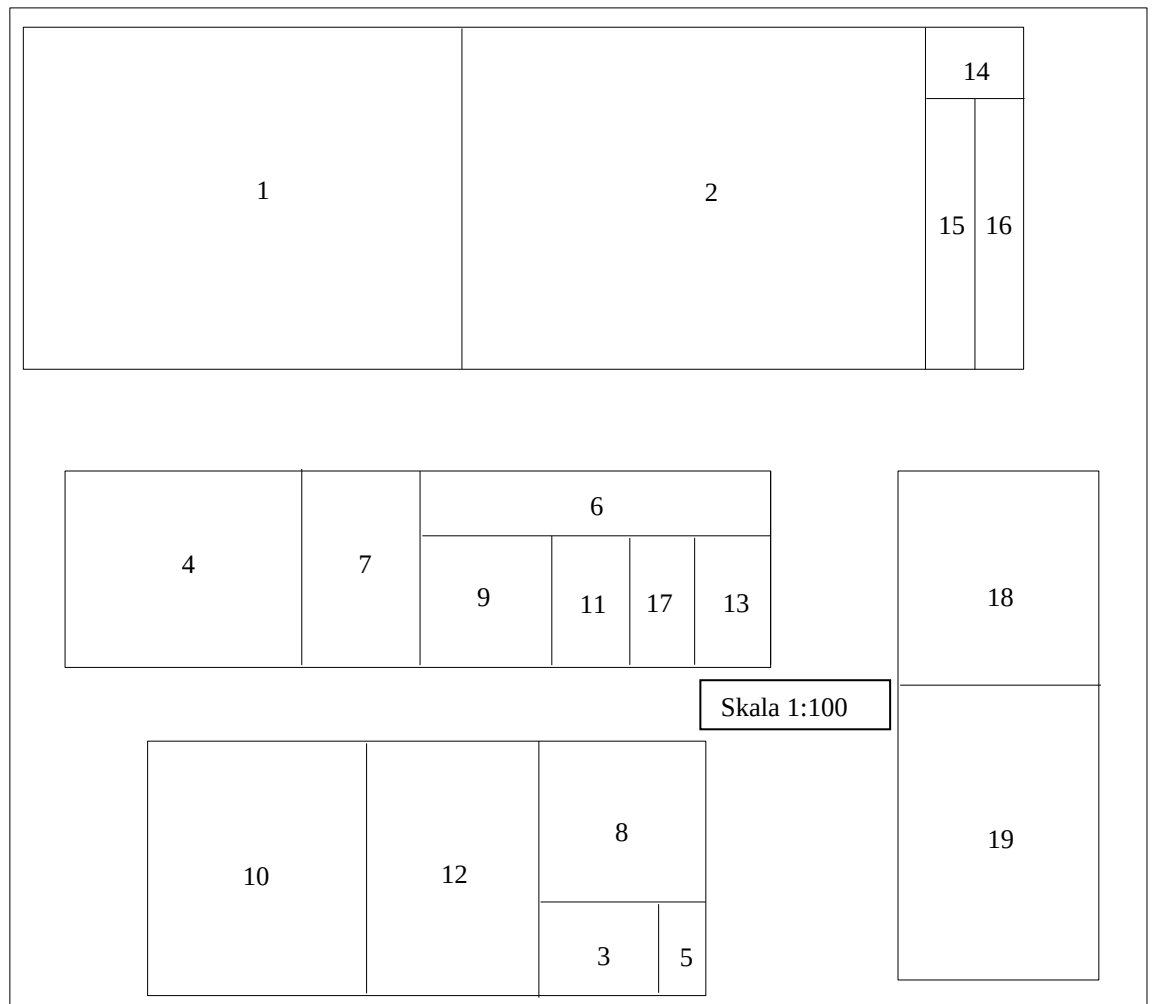
1. Kemungkinan perluasan pabrik sebagai pengembangan pabrik di masa depan.
2. Faktor keamanan sangat diperlukan untuk bahaya kebakaran dan ledakan, maka perencanaan *layout* selalu diusahakan jauh dari sumber api, bahan panas, dan dari bahan yang mudah meledak, juga jauh dari asap atau gas beracun.
3. Sistem konstruksi yang direncanakan adalah *outdoor* untuk menekan biaya bangunan dan gedung, juga karena iklim Indonesia memungkinkan konstruksi secara *outdoor*.
4. Harga tanah amat tinggi sehingga diperlukan efisiensi dalam pemakaian dan pengaturan ruangan atau lahan.

Secara garis besar *layout* dibagi menjadi beberapa bagian utama, yaitu:

1. Daerah administrasi atau perkantoran, laboratorium dan ruang kontrol. Daerah administrasi berfungsi sebagai pusat kegiatan administrasi pabrik dan keuangan pabrik yang mengatur kelancaran operasi. Laboratorium dan ruang kontrol sebagai pusat pengendalian proses, kualitas dan kualitas bahan yang akan diproses serta produk yang dijual.
2. Daerah Proses yaitu daerah tempat proses berlangsung, terdapat rangkaian alat proses.
3. Daerah penyimpanan bahan baku dan hasil produk yaitu daerah penempatan tangki bahan baku dan produk.
4. Daerah gudang, bengkel, dan garasi yaitu daerah untuk menyimpan bahan-bahan yang diperlukan pabrik, tempat perbaikan dan perawatan alat proses.
5. Daerah utilitas yaitu daerah pusat kegiatan penyediaan bahan pendukung proses.

Tabel 4. 1 Luas Tanah & Bangunan Pabrik

No	Nama Bangunan	Luas Area (m ²)
1	Area proses	3.000
2	Area tangki bahan baku	4.000
3	Area parkir	130
4	Kantor administrasi	500
5	Gardu jaga	45
6	Aula	150
7	Kantin	250
8	Gudang	210
9	Perpustakaan	200
10	Pemadam	500
11	Poliklinik	120
12	Bengkel	300
13	Tempat ibadah	150
14	Laboratorium	200
15	Ruang boiler	150
16	Ruang generator	150
17	Kantor utilitas	100
18	Taman	700
19	Perumahan	900
20	Jalan	1.350
Luas bangunan		13.105
Luas tanah		14.000



Keterangan:

1. Area proses
2. Area tangki bahan baku
3. Area parkir
4. Kantor administrasi
5. Gardu jaga
6. Aula
7. Kantin

8. Gudang
9. Perpustakaan
10. Pemadam
11. Poliklinik
12. Bengkel
13. Tempat ibadah
14. Laboratorium
15. Ruang boiler
16. Ruang generator
17. Kantor utilitas
18. Taman
19. Perumahan

4.3 Tata Letak Mesin/Alat Proses

Penentuan *layout* tata letak alat pada pabrik stirena perlu dirancang sedemikian rupa sehingga efisien. Berikut pertimbangan menurut tata letak alat proses:

1. Aliran bahan baku dan produk

Pengaliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomi yang besar serta menunjang kelancaran dan keamanan produksi saat produksi berlangsung.

2. Aliran udara

Kelancaran aliran udara di dalam dan di sekitar area proses perlu diperhatikan sebab untuk menghindari terjadi stagnasi udara pada suatu tempat yang dapat mengakibatkan akumulasi bahan kimia yang dapat mengancam keselamatan kerja.

3. Cahaya

Penerangan seluruh pabrik harus memadai dan pada tempat proses yang berbahaya atau beresiko tinggi perlu diberikan penerangan tambahan.

4. Lalu lintas manusia dan kendaraan

Ruang gerak pekerja dan transportasi dalam pabrik perlu dirancang sedemikian rupa dalam *layout* agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah. Hal ini dapat mengurangi dampak apabila terjadi gangguan pada alat proses sehingga segera diperbaiki dan menjaga keselamatan serta keamanan pekerja pada kondisi darurat.

5. Pertimbangan ekonomi

Penempatan alat-alat proses diusahakan dapat menekan biaya operasi dan menjamin kelancaran dan keamanan produksi pabrik.

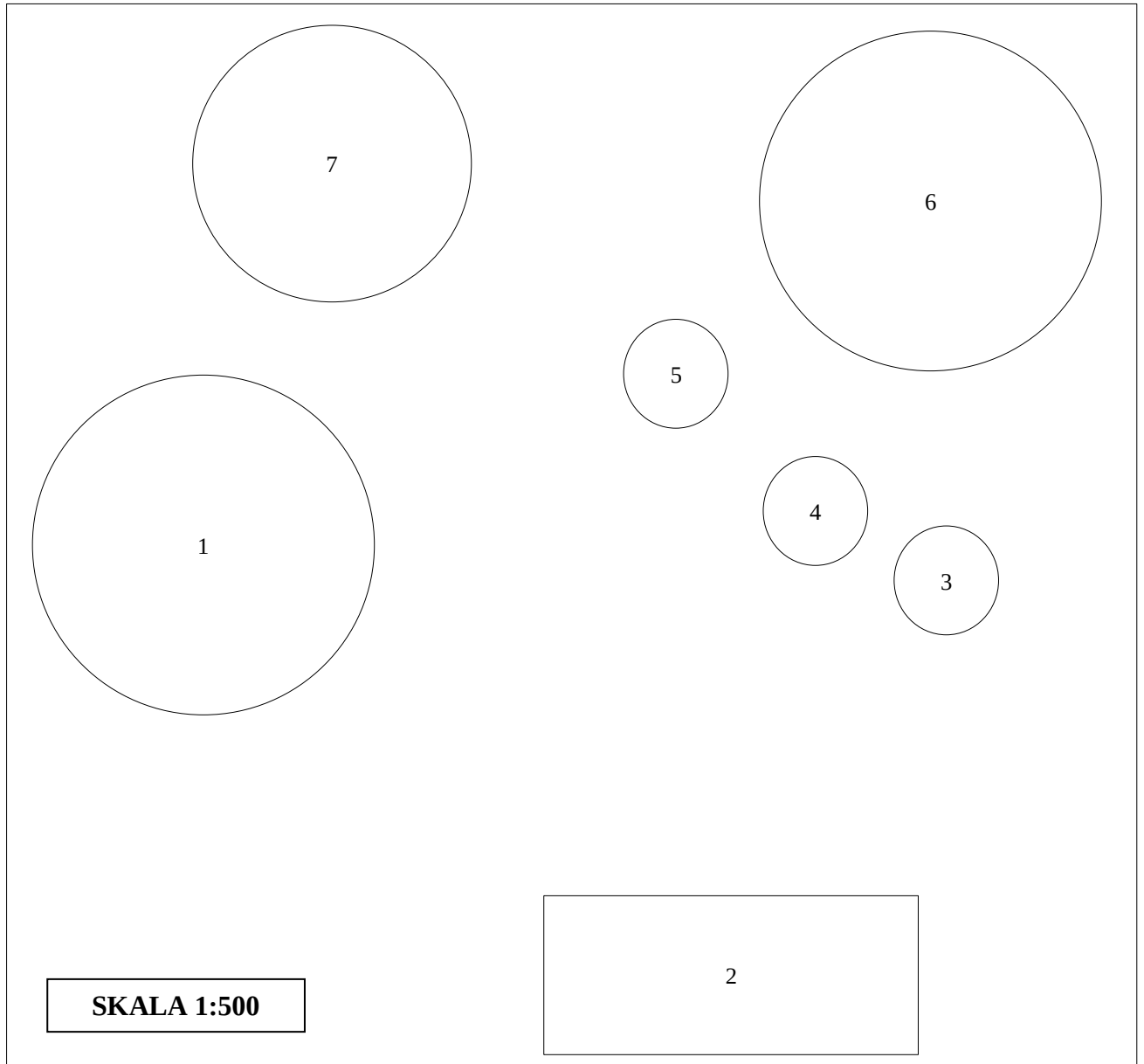
6. Jarak antar alat proses

Alat proses yang memiliki kondisi operasi beresiko tinggi sebaiknya dipisahkan dengan alat proses lainnya sehingga mencegah terjadi ledakan atau kebakaran pada kondisi darurat.

7. Perluasan dan pengembangan pabrik

Perluasan dan pengembangan pabrik tak hanya dari pemasaran tetapi juga pada fisik dari pabrik itu sendiri dengan menambah luas pabrik atau menambah unit proses.

Berikut *layout* tata letak alat proses pada pabrik stirena:



Gambar 4. 2 Luas Tanah & Bangunan Pabrik

Keterangan:

- 1 : Tangki etilbenzena (T-01)
- 2 : *Furnace* (F-01)
- 3 : Reaktor (R-01)
- 4 : Separator (SP-02)
- 5 : Menara Distilasi (MD-01)
- 6 : Tangki Stirena (T-02)
- 7 : Tangki Toluena (T-03)

4.4 Organisasi Perusahaan

1. Bentuk Organisasi

Pabrik Stirena yang akan didirikan direncanakan berbentuk Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas (PT) merupakan asosiasi pemegang saham yang diciptakan berdasarkan hukum dan dianggap sebagai badan hukum. Beberapa faktor yang menjadi alasan dalam pemilihan perusahaan yang berbentuk Perseroan Terbatas adalah sebagai berikut:

- a. Kelancaran produksi hanya bisa dipegang oleh pimpinan perusahaan karena tanggung jawab pemegang saham yang sangat terbatas.
- b. Kemudahan dalam mendapatkan modal dengan menjual saham perusahaan maupun berasal dari bank.
- c. Efisiensi dari manajemen dimana para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris dan direktur utama yang cukup berpengalaman.

- d. Lapangan usahaya yang lebih luas karena suatu perusahaan terbatas dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat sehingga dengan modal ini dapat memperluas usahanya.
- e. Kontinuitas perusahaan lebih terjamin karena perusahaan tidak tergantung pada satu pihak sebab kepemilikan dapat berganti.
- f. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain, pemilik perusahaan adalah pemegang saham dan pengurus perusahaan adalah direksi beserta stafnya yang diawasi oleh dewan komisaris sehingga kelangungan hidup perushaan lebih terjamin, karena tidakterpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi beserta stafnya atau karyawan perusahaan.

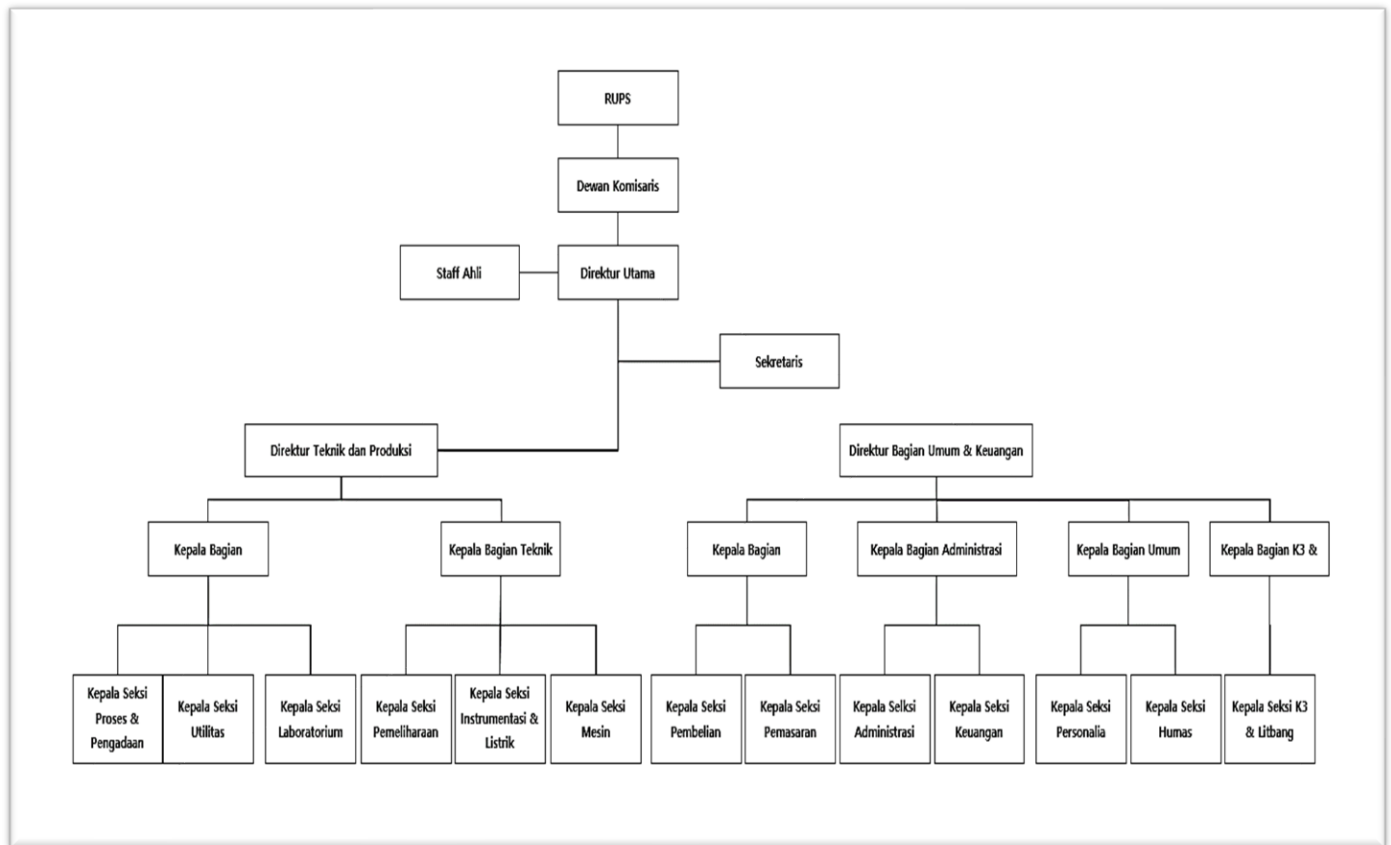
2. Struktur Organisasi

Dalam menjalankan perusahaan yang perlu dibutuhkan yaitu sumber daya manusia dan juga sistem manajemen atau organisasi yang mempunyai pembagian tugas dan wewenang yang baik. Struktur organisasi dari suatu perusahaan dapat disesuaikan dengan bentuk dan kebutuhan dari masing-masing perusahaan. Terbentuknya struktur organisasi yang baik dapat diperoleh dari manajemen perusahaan yang baik juga. Struktur organisasi membantu perusahaan untuk mengatur dan membagi bagian, posisi, tugas, kedudukan, wewenang dan tanggung jawab dari masing-masing bagian autodivisi yang terbentuk di dalam perusahaan tersebut. Bagian-bagian atau jabatan yang akan dibentuk dalam perusahaan ini dimulai dari jenjang tertinggi dimana terdapat dua bentuk struktur organisasi yang baik yaitu sistem line dan staf. Ada dua jenis kelompok orang-orang yang

berpengaruh dalam menjalankan organisasi garis dan staf ini diantaranya adalah sebagai berikut:

- a. Sebagai staf yaitu orang-orang yang melakukan tugasnya dengan keahlian yang dimilikinya, dalam hal ini berfungsi untuk memberikan saran-saran kepada unit operasional.
- b. Sebagai garis atau line yaitu orang-orang yang menjalankan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan.

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan, dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya diwakili oleh seorang Dewan Komisaris, sedangkan tugas menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang Direktur Utama yang dibantu oleh Direktur Produksi serta Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum. Dimana Direktur Produksi membawahi bidang produksi, proses, pengendalian, utilitas dan pemeliharaan. Sedangkan Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum membawahi bidang pembelian, pemasaran, administrasi dan keuangan, personalia, humas dan keamanan serta penelitian dan pengembangan. Direktur membawahi beberapa kepala bagian yang akan bertanggung jawab atas bawahannya sebagai bagian dari pendelegasian wewenang dan tanggung jawab. Masing-masing Kepala bagian akan membawahi beberapa seksi dan masing-masing seksi akan membawahi dan mengawasi beberapa karyawan perusahaan pada masing-masing bidangnya. Karyawan perusahaan akan terbagi menjadi beberapa kelompok regu yang akan dipimpin oleh masing-masing kepala regu, dimana kepala regu akan bertanggung jawab kepada pengawas pada masing-masing seksi. Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi maka perlu dibentuk staf ahli yang terdiri dari orang-orang



Gambar 4. 3 Struktur Organisasi Perusahaan Pabrik Stirena

yang ahli dibidangnya. Staf ahli akan memberikan bantuan pemikiran dan nasehat kepada tingkat pengawas, demi tercapai tujuan perusahaan. Manfaat adanya struktur organisasi tersebut adalah sebagai berikut:

- Sebagai materi pengantar untuk pejabat.
- Penyusunan rencana engembangan manajemen.
- Menjelaskan mengenai pembatasan tugas tanggung jawab dan wewenang.
- Penempatan pegawai yang lebih tepat.
- Penataan ulang langkah kerja dan prosedur kerja yang berlaku bila terbukti kurang lancar dan tidak memenuhi syarat.

3. Tugas dan Wewenang

a. Pemegang Saham

Pemegang saham berada diatas direktur umum adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuy Perseroan Terbatas (PT) adalah Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). Pada RUPS tersebut para pemegang saham berwenang dalam:

1. Menetapkan besar keuntungan tahunan yang diperoleh untuk dibagikan, disimpan atau ditanamkan kembali.
2. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris dan Direktur serta mengesahkan anggota pemegang saham apabila mengundurkan diri sesuai dengan musyawarah.
3. Meminta pertanggung jawaban Dewan Komisaris.
4. Mengesahkan hasil-hasil kerja serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan.

b. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris dipilih RUPS yang merupakan pelaksana dari pemilik saham, sehingga bertanggung jawab terhadap pemilik saham. Tugas-tugas Dewan Komisaris sebagai berikut:

1. Melaksanakan pengawasan terhadap seluruh aktivitas dan pelaksanaan tugas direktur.

2. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijaksanaan umum, target perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahan pemasaran.
3. Membantu Direktur Utama dalam kegiatan yang bersifat penting.

c. Direktur Utama

Direktur utama memiliki jabatan tertinggi dalam perusahaan yang bertanggung jawab sepenuhnya terhadap keberhasilan perusahaan sesuai dengan target dari RUPS. Direktur utama sebagai pimpinan tertinggi dalam perusahaan memiliki tanggung jawab atas segala tindakan dan kebijaksanaan terhadap dewan komisaris. Tugas-tugas Direktur utama meliputi:

1. Merumuskan dan melaksanakan kebijaksanaan umum pabrik sesuai dengan kebijaksanaan RUPS.
2. Mewakili perusahaan untuk menjalin hubungan maupun perjanjian-perjanjian dengan pihak ketiga.
3. Memimpin dan mengembangkan perusahaan secara efektif dan efisien.
4. Mengusulkan kerja sama dengan pihak eksternal demi kepentingan perusahaan.
5. Merencanakan dan mengawasi pelaksanaan tugas setiap orang yang bekerja dalam perusahaan.

Dalam melaksanakan tugasnya, Direktur Utama akan dibantu oleh Sekretaris, Direktur Produksi dan Teknik, serta Direktur Keuangan dan Umum. Berikut merupakan tugas masing-masing sebagai berikut:

1. Sekretaris

Sekretaris diangkat oleh direktur utama untuk menangani masalah surat-menyurat untuk pihak perusahaan, menangani kearsipan dan pekerjaan lain untuk membantu dalam menangani administrasi perusahaan.

2. Direktur Teknik dan Produksi

Direktur teknik dan produksi bertanggung jawab langsung terhadap direktur utama. Tugas direktur teknik dan produksi adalah memimpin semua pelaksanaan kegiatan perusahaan yang memiliki hubungan dengan bidang produksi, operasi, teknik, utilitas, pengembangan, pemeliharaan, pengadaan, dan laboratorium. Direktur teknik dan produksi dibantu oleh dua kepala bagian, yaitu:

a. Kepala Bagian Produksi

Tugas dari kepala bagian produksi adalah mengatur dan mengawasi semua pelaksanaan kegiatan perusahaan yang berhubungan dengan bidang produksi, proses, pengendalian, dan laboratorium. Dalam menjalankan tugasnya, kepala bagian produksi dibantu oleh beberapa seksi yaitu, seksi proses & pengendalian, seksi utilitas dan seksi laboratorium.

b. Kepala Bagian Teknik

Tugas dari kepala bagian teknik adalah mengatur dan mengawasi semua pelaksanaan kegiatan perusahaan yang berhubungan dengan bidang teknik dan pemeliharaan. Dalam menjalankan tugasnya, kepala bagian teknik dibantu oleh 3 Kepala

seksi yaitu seksi pemeliharaan, seksi instrumentasi & listrik serta seksi mesin.

3. Direktur Keuangan dan Umum

Direktur keuangan dan umum bertanggung jawab langsung terhadap direktur utama. Tugas direktur keuangan dan umum adalah memimpin semua kegiatan perusahaan yang berhubungan dengan bidang administrasi, personalia, keuangan, pemasaran, humas, keamanan, dan keselamatan kerja. Direktur keuangan dan umum dibantu oleh beberapa kepala bagian yaitu:

a. Kepala Bagian Pemasaran

Tugas kepala bagian pemasaran adalah mengatur dan mengawasi semua pelaksanaan kegiatan perusahaan yang berhubungan dengan bidang pembelian bahan baku dan pemasaran produk. Dalam menjalankan tugasnya, kepala bagian pemasaran dibantu oleh dua kepala seksi, yaitu seksi pembelian dan seksi pemasaran.

b. Kepala Bagian Administrasi dan Keuangan

Tugas kepala bagian administrasi dan keuangan adalah mengatur dan mengawasi semua pelaksanaan kegiatan operasional perusahaan serta pembukuan dan pengaturan gaji karyawan. Dalam menjalankan tugasnya, kepala bagian administrasi dan keuangan dibantu oleh dua kepala seksi, yaitu seksi administrasi dan seksi keuangan.

c. Kepala Bagian Umum

Tugas kepala bagian umum adalah mengatur dan mengawasi semua pelaksanaan kegiatan perusahaan yang berhubungan dengan bidang personalia, humas, dan keamanan. Dalam menjalankan tugasnya, kepala bagian umum dibantu oleh kepala seksi, yaitu seksi personalia, seksi humas, dan seksi keamanan.

d. Kepala Bagian K3 dan Litbang

Tugas dari kepala bagian K3 dan litbang yaitu mengatur dan mengawasi semua pelaksanaan kegiatan perusahaan yang berhubungan dengan bidang K3 dan litbang. Dalam menjalankan tugasnya, kepala bagian K3 dan litbang dibantu oleh dua kepala seksi, meliputi seksi K3 dan seksi Litbang.

d. Staf Ahli

Staff ahli memiliki tugas memberi masukan, berupa saran, nasihat, dan pandangannya terhadap segala aspek operasional yang terlibat dalam perusahaan.

4. Pengaturan Jam Kerja

Pabrik Stirena dari Dehidrogenasi Etilbenzena direncanakan akan dioperasikan selama 330 hari selama 1 tahun secara kontinyu dalam 24 jam per hari. Sisa hari yang bukan merupakan hari libur digunakan untuk perbaikan, perawatan atau shut down. Menurut pengaturan jam kerja, karyawan dapat dikelompokkan menjadi dua kelompok yaitu:

- a. Karyawan non-shift yaitu karyawan yang bekerja selama 5 hari dengan total kerja 40 jam per minggu. Sedangkan hari Sabtu, Minggu dan hari besar ditetapkan sebagai hari libur. Karyawan non-shift adalah karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Yang termasuk karyawan non-shift adalah Direktur Utama, Sekretaris, Direktur Teknik dan Produksi, Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum, Kepala Bagian serta bawahan yang berada di kantor. Berikut merupakan perincian jam kerja karyawan non-shift sebagai berikut:

Tabel 4. 2 Jadwal Jam Kerja Karyawan Non-Shift

Hari	Jam Kerja	Jam Istirahat
Senin – Kamis	08.00 – 17.00	12.00 – 13.00
Jum'at	08.00 – 17.00	11.30 – 13.00

- b. Karyawan Shift, yaitu karyawan yang langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari perusahaan yang memiliki hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi selama 24 jam. Yang termasuk karyawan shift ini adalah operator produksi, bagian teknik, bagian gudang dan bagian-bagian yang harus siaga untuk menjaga keselamatan dan keamanan pabrik. Adapun jam kerja shift dalam 1 hari diatur dalam 3 shift diantaranya sebagai berikut:

Tabel 4. 3 Jadwal Jam Kerja Karyawan Shift

Kelompok Kerja	Jam Kerja	Jam Istirahat
Shift 1	08.00 – 16.00	12.00 – 13.00

Shift 2	16.00 – 00.00	18.30 – 19.30
Shift 3	00.00 – 08.00	04.00 – 05.00

Karyawan shift dilakukan dalam 4 kelompok (A/B/C/D) dimana dalam satu hari kerja hanya tiga kelompok yang masuk dan ada satu kelompok yang libur. Setiap kelompok mempunyai giliran enam hari kerja dan dua hari libur untuk setiap minggunya. Untuk hari libur atau hari besar yang sudah ditentukan oleh pemerintah, kelompok yang bertugas tetap harus masuk, akan tetapi dihitung kerja lembur dan mendapat intensif tambahan. Masing-masing shift dikepalai oleh satu orang kepala shift. Jadwal kerja masing-masing kelompok sebagai berikut:

Tabel 4. 4 Jadwal Jam Kerja Karyawan Shift

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 Jam Kerja Karyawan Shift

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	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S

C	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L
D	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P

Keterangan:

P : Shift Pagi (08.00 – 16.00) M : Shift Malam (00.00 – 08.00)

S : Shift Sore (16.00 – 00.00) L : Libur

5. Jumlah Karyawan dan Sistem Gaji

Gaji pokok karyawan diatur berdasarkan jabatan, keahlian dan kecakapan karyawan, masa kerja serta prestasi kerja. Jumlah tenaga kerja disesuaikan dengan kebutuhan pekerjaan dapat diselesaikan secara efektif. Berikut merupakan rincian jumlah tenaga kerja dan sistem penggajiannya.

Tabel 4. 6 Jumlah Pekerja dan Sistem Penggajian

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan	Total Gaji	Gaji/Tahun
1	Direktur Utama	1	Rp 45.000.000	Rp 45.000.000	Rp 540.000.000
2	Direktur Teknik dan Operasi	1	Rp 30.000.000	Rp 30.000.000	Rp 360.000.000
3	Direktur Keuangan dan Pemasaran	1	Rp 30.000.000	Rp 30.000.000	Rp 360.000.000
4	Direktur SDM dan Umum	1	Rp 30.000.000	Rp 30.000.000	Rp 360.000.000
5	Kepala Bagian Produksi dan Utilitas	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000	Rp 180.000.000
6	Kepala Bagian Listrik dan Instrumentasi	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000	Rp 180.000.000
7	Kepala Bagian Penelitian,	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000	Rp 180.000.000

	Pengembangan, Pengendalian Mutu				
8	Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000	Rp 180.000.000
9	Kepala Bagian Administrasi	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000	Rp 180.000.000
10	Kepala Bagian Humas dan Keamanan	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000	Rp 180.000.000
11	Kepala Bagian K3 dan Lingkungan	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000	Rp 180.000.000
12	Kepala Seksi Proses	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000	Rp 120.000.000
13	Kepala Seksi Bahan Baku dan Produk	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000	Rp 120.000.000
14	Kepala Seksi Utilitas	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000	Rp 120.000.000
15	Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000	Rp 120.000.000
16	Kepala Seksi Listrik dan Instrument	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000	Rp 120.000.000
17	Kepala Seksi Penelitian dan Pengembangan	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000	Rp 120.000.000
18	Kepala Seksi Laboratorium dan Pengembangan Mutu	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000	Rp 120.000.000
19	Kepala Seksi Keuangan	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000	Rp 120.000.000
20	Kepala Seksi Pemasaran	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000	Rp 120.000.000
21	Kepala Seksi Tata Usaha	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000	Rp 120.000.000

22	Kepala Seksi Personalia	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000	Rp 120.000.000
23	Kepala Seksi Hubungan Masyarakat	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000	Rp 120.000.000
24	Kepala Seksi Keamanan	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000	Rp 120.000.000
25	Kepala Seksi K3	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000	Rp 120.000.000
26	Kepala Seksi Lingkungan	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000	Rp 120.000.000
27	Karyawan Produksi	4	Rp 6.000.000	Rp 24.000.000	Rp 288.000.000
28	Karyawan Utilitas	4	Rp 6.000.000	Rp 24.000.000	Rp 288.000.000
29	Karyawan Bahan Baku dan Produk	6	Rp 6.000.000	Rp 36.000.000	Rp 432.000.000
30	Karyawan Listrik, Instrumentasi dan Pemeliharaan	6	Rp 6.000.000	Rp 36.000.000	Rp 432.000.000
31	Karyawan Litbang	4	Rp 6.000.000	Rp 24.000.000	Rp 288.000.000
32	Karyawan K3 dan Pengolahan Limbah	6	Rp 6.000.000	Rp 36.000.000	Rp 432.000.000
33	Karyawan Kas/Anggaran	4	Rp 5.000.000	Rp 20.000.000	Rp 240.000.000
34	Karyawan Pemasaran/Penjualan	4	Rp 5.000.000	Rp 20.000.000	Rp 240.000.000
35	Karyawan Humas dan Keamanan	8	Rp 5.000.000	Rp 40.000.000	Rp 480.000.000
36	Karyawan Administrasi	6	Rp 5.000.000	Rp 30.000.000	Rp 360.000.000
37	Operator Produksi	30	Rp 7.000.000	Rp 210.000.000	Rp 2.520.000.000
38	Operator Utilitas	15	Rp 7.000.000	Rp 105.000.000	Rp 1.260.000.000
39	Sekretaris	4	Rp 6.500.000	Rp 26.000.000	Rp 312.000.000
40	Dokter	2	Rp 10.000.000	Rp 20.000.000	Rp 240.000.000
41	Perawat	4	Rp 5.000.000	Rp 20.000.000	Rp 240.000.000
42	Supir	6	Rp 3.900.000	Rp 23.400.000	Rp 280.800.000
43	Cleaning Service	10	Rp 3.900.000	Rp 39.000.000	Rp 468.000.000
44	Security	9	Rp 3.900.000	Rp 35.100.000	Rp 421.200.000

45	Kepala Seksi Pendataan Audit	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000	Rp 120.000.000
46	Kepala Seksi Perencanaan Keuangan	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000	Rp 120.000.000
47	Kepala Seksi Pengendalian Keuangan	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000	Rp 120.000.000
48	Kepala Seksi Pengadaan Bahan Baku	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000	Rp 120.000.000
49	Kepsi Seksi Pengadaan Bahan Pendukung	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000	Rp 120.000.000
50	Kepala Seksi Akuntansi	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000	Rp 120.000.000
Total		164	Rp 553.200.000	Rp 1.218.500.000	Rp 14.622.000.000

6. Fasilitas dan Hak Karyawan

Berikut fasilitas serta hak karyawan yang diberikan oleh perusahaan untuk menunjang aktifitas kerja karyawan di antaranya adalah sebagai berikut:

a. Hak Cuti

1. Cuti Tahunan

Setiap karyawan dalam perusahaan mempunyai hak cuti maksimal sebanyak 12 hari dalam satu tahun. Apabila dalam waktu satu tahun tersebut hak cuti tidak digunakan, maka hak cuti akan hilang dan tidak dapat diakumulasikan untuk tahun selanjutnya.

2. Cuti Massal

Setiap tahun diberikan cuti massal untuk karyawan bertepatan dengan hari raya Idul Fitri selama 4 hari kerja.

3. Cuti Hamil

Wanita yang akan melahirkan berhak cuti selama 3 bulan dan selama cuti tersebut gaji tetap dibayar dengan ketentuan jarak kelahiran anak pertama dan anak kedua minimal 2 tahun.

b. Hari Libur Nasional

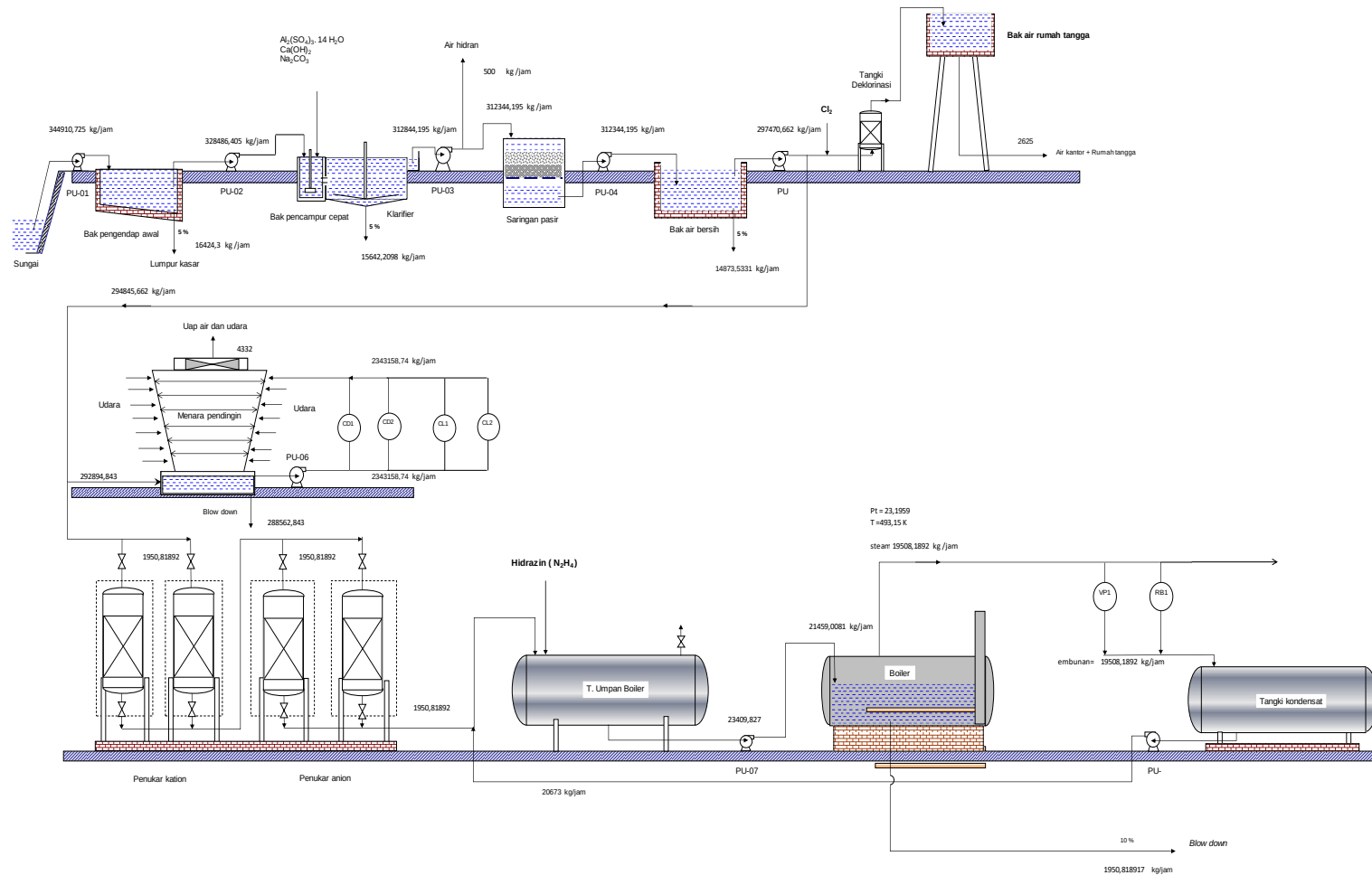
Untuk karyawan harian (non shift), hari libur nasional adalah hari libur kerja. Sedangkan untuk karyawan shift, pada hari libur nasional tetap masuk kerja dengan catatan hari tersebut diperhitungkan sebagai hari kerja lembur (overtime).

BAB V

UTILITAS

Untuk mendukung kelancaran jalannya proses produksi di industri kimia dibutuhkan unit utilitas. Utilitas digunakan sebagai sarana penunjang bahan baku dan bahan pembantu agar produksi dapat berjalan sesuai yang diinginkan. Adapun unit utilitas yang diperlukan dalam perancangan pabrik yaitu sebagai berikut:

- a. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)
- b. Unit Pembangkit Steam (*Steam Generation System*)
- c. Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)
- d. Unit Penyediaan Udara Tekan (*Instrument Air System*)
- e. Unit Penyediaan Bahan Bakar



Gambar 5. 1 Diagram Alir Utilitas

5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (Water Treatment System)

5.1.1 Unit Penyediaan Air

Untuk memenuhi kebutuhan air suatu pabrik pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau maupun air laut sebagai sumbernya. Dalam perancangan pabrik stirena ini, sumber air yang digunakan berasal dari sungai. Air yang digunakan dalam perancangan pabrik stirena ini bersumber dari Sungai Cikohot yang dikelola pabrik. Dalam perancangan pabrik ini, sumber air yang digunakan sebagai sumber untuk mendapatkan air adalah sebagai berikut:

1. Pengolahan air sungai relatif lebih mudah, sederhana, dan biaya pengolahan relatif murah dibandingkan dengan proses pengolahan air laut yang lebih rumit dan biaya pengolahannya umumnya lebih besar.
2. Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya relatif tinggi sehingga kendala kekurangan air dapat dihindari.
3. Jumlah air sungai lebih banyak dibanding dari air sumur.
4. Letak sungai berada tidak jauh dari lokasi pabrik.

Kebutuhan air yang dibutuhkan sebagai utilitas pada pabrik stirena adalah:

1. Air Domestik

Air Domestik merupakan air yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan karyawan seperti air minum, toilet, perumahan dan sebagainya. Air domestik yang digunakan harus memenuhi persyaratan seperti:

- a. Air jernih
- b. Tidak berbau
- c. Tidak berasa
- d. Tidak beracun
- e. Tidak mengandung zat organik dan anorganik

2. Air pendingin

Digunakan sebagai media pendingin pada proses produksi. Berikut merupakan pertimbangan digunakan air pendingin sebagai media pendingin antara lain:

- a. Mudah dalam pengolahan dan pengaturannya.
- b. Tidak mudah menyusut secara berarti dalam batasan dengan adanya perubahan temperatur pendingin.
- c. Dapat menyerap jumlah panas yang relatif tinggi persatuan volume.
- d. Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah besar.
- e. Tidak terdekomposisi.

Namun, terdapat beberapa syarat kandungan zat yang tidak diperbolehkan ada dalam air pendingin. seperti:

- a. Besi. karena dapat menyebabkan korosi.
- b. Silika. karena dapat menyebabkan kerak.
- c. Oksigen terlarut. karena dapat menyebabkan korosi.

3. Air Layanan Umum

Merupakan air yang digunakan untuk kebutuhan layanan

umum atau karyawan seperti bengkel, klinik, laboratorium, masjid dan sebagainya. Kriteria yang digunakan sama seperti air domestik.

4. Air Umpan Boiler

Air umpan boiler merupakan air yang digunakan untuk menghasilkan steam yang digunakan untuk menunjang kelangsungan proses produksi. Berikut merupakan beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam menangani air umpan boiler antara lain:

- a. Zat yang menyebabkan kerak

Dapat menyebabkan kerak pada boiler adalah adanya kesadahan dan suhu tinggi yang biasanya berupa garam karbonat dan silika.

- b. Zat yang menyebabkan korosi

Beberapa kandungan yang dapat menyebabkan korosi pada boiler adalah larutan asam dan gas-gas terlarut seperti CO₂, O₂, NH₃, H₂S dan SO₂.

c. Zat yang menyebabkan *foaming*

Air yang diambil kembali dari proses pemanasan bisa menyebabkan *foaming* pada boiler karena adanya zat-zat organik yang tak larut dalam jumlah besar. Efek pembusaan terutama terjadi pada alkalitas tinggi.

5. Air Proses

Air proses merupakan air yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan air pada area proses produksi. Air proses yang digunakan harus memenuhi persyaratan. seperti:

- a. Tidak berbau
- b. Tidak berasa
- c. Tidak mengandung zat organik dan anorganik
- d. Air jernih

5.1.2 Unit Pengolahan Air

Air sungai tidak dapat langsung digunakan, memerlukan beberapa pengolahan untuk dapat dipakai sebagaimana mestinya. Beberapa tahapan dalam pengolahan air yaitu:

1. Penghisapan

Air dari sungai di Pompa dan dialirkan menuju alat penyaringan (*screen*) untuk menghilangkan partikel kotoran yang berukuran cukup besar. Setelah tahap *screening* air akan ditampung didalam bak penampungan awal.

2. *Screening*

Screening atau penyaringan merupakan tindakan filter secara fisik dengan memisahkan partikel padat ukuran padat dari aliran air dan partikel kecil yang ikut mengalir. Tindakan ini dilakukan agar kotoran besar atau kasar tidak terikut pada tahapan pengolahan air yang bisa menyumbat atau merusak alat/sistem pengolahan air.

3. Koagulasi

Koagulasi merupakan proses penggumpalan akibat penambahan zat kimia atau bahan koagulan ke dalam air. Koagulan yang digunakan biasanya adalah tawas atau *Aluminium Sulfat* ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$), yang merupakan garam yang berasal dari basa lemah dan asam kuat, sehingga dalam air yang mempunyai suasana basa akan mudah terhidrolisa. Untuk memperoleh sifat alkalis agar proses flokulasi dapat berjalan efektif, sering ditambahkan kapur ke dalam air. Selain itu kapur juga berfungsi untuk mengurangi atau menghilangkan kesadahan karbonat dalam air untuk

membuat suasana basa sehingga mempermudah penggumpalan.

4. Pengendapan

Pengendapan ini dilakukan di dalam bak pengendapan yang bertujuan untuk mengendapkan *flok* yang terbentuk dari proses koagulasi-flokulasi. Bentuk-bentuk *flok* tadi akan mengendap yang selanjutnya dapat dibuang (*blow down*).

5. *Sand Filter*

Air dari bak pengendap yang masih mengandung padatan tersuspensi selanjutnya memasuki alat *sand filter* untuk difiltrasi. Filtrasi ini bertujuan untuk menghilangkan mineral-mineral yang terkandung di dalam air. Seperti Ca_2^+ , Mg_2^+ , Na_2^+ , dan lain-lain dengan menggunakan resin. *Sand Filter* dicuci (*back wash rinse*) bila sudah dianggap kotor.

6. Penampungan Sementara

Air yang sudah melalui tahap Filtrasi bisa disebut sebagai air bersih dan ditampung dalam bak penampung air sementara. Air tersebut kemudian didistribusikan untuk keperluan air domestik, air proses, air pendingin dan *steam water*.

7. Klorinasi

Klorinasi air adalah proses penambahan klorin (CL_2) atau *hipoklorit* pada air. Tujuan dari proses klorinasi ini adalah untuk membunuh bakteri dan mikroba dalam air sehingga air aman untuk digunakan dalam keseharian.

8. Demineralisasi

Tujuan dari proses demineralisasi adalah menghilangkan ion-ion yang terkandung pada *filtered water* untuk umpan boiler. Proses demineralisasi ini terbagi menjadi 2, yaitu pelunakan air dan dealkalinasi. Proses pelunakan air terjadi pada kation *exchanger*. Di dalam kation *exchanger*, mineral-mineral sadah seperti Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^{+} dan mineral lainnya akan dibebaskan dari air bersih. Mineral ini akan ditangkap oleh suatu resin berjenis *hydrogen- zeolite*. Resin memiliki kapasitas untuk menangkap ion-ion ini. Suatu waktu resin tidak mampu lagi untuk menangkap mineral. maka akan disubjekkan kedalam proses regenerasi resin. Regenerasi resin kation *exchanger* dilakukan dengan penambahan asam kuat H_2SO_4 .

Air keluaran dari kation *exchanger* adalah air bebas mineral yang tendensi untuk membentuk scalling-nya sudah diminimalkan. Air yang telah melewati kation *exchanger* akan disubjekkan kedalam anion *exchanger* untuk dilakukan

proses dealkalinasi. Proses ini bertujuan untuk menangkap ion-ion negatif seperti HCO_3^- , CO_3^{2-} , SO_4^{2-} , Cl^- , dan lain-lain. Ion negatif ini harus ditangkap karena akan jika air bersifat basa ini dipanaskan akan berpotensi untuk membentuk gas CO_2 yang bisa menurunkan performa boiler dan alat proses lainnya. Proses penangkapan ion-ion memiliki mekanisme yang mirip pada proses pelunakan air.

Perbedaan utama nya adalah jenis resin yang digunakan. Jenis resin yang digunakan *weakly basic anion exchanger*. Pada proses ini, saat resin sudah memenuhi kapasitasnya untuk menangkap ion, resin akan diregenerasikan dengan menambahkan basa kuat NaOH . Air keluaran dari anion *exchanger* ini sudah bisa digunakan sebagai air proses. Tetapi untuk penggunaan sebagai air umpan boiler perlu dilakukan proses lebih lanjut.

9. Dearasi

Air keluaran dari proses demineralisasi yang akan dijadikan umpan boiler akan disubjekkan ke proses dearasi untuk menghilangkan gas-gas terlarut dalam air, terutama gas O_2 yang berpotensi untuk menyebabkan korosi pada boiler. Korosi pada boiler memiliki konsekuensi yang sangat berbahaya. Selain perpendekan umur boiler. Pengikisan di dalam boiler berpotensi menyebabkan peledakan

dikarenakan ekspansi tekanan yang tidak sesuai dengan tekanan desain. Untuk menghilangkan gas-gas terlarut, senyawa N_2H_4 (hidrazin) ditambahkan untuk meningkatkan O_2 dan gas terlarut lainnya. Setelah dihilangkan kandungan gas terlarut, maka air keluaran dearator dapat langsung diumpankan ke *boiler feed water*, kemudian diumpankan ke boiler. Di dalam boiler akan berlangsung proses pembangkitan air menjadi *steam*. Namun, untuk menjaga konsentrasi *suspended solid* yang terakumulasi di dalam boiler, dilakukan sistem *blow down* pada periode tertentu sehingga menghilangkan sejumlah air. Untuk mengganti air yang hilang tersebut ditambahkan *make up water* agar tetap memenuhi kebutuhan proses.

5.1.3 Unit Pembangkit Listrik

Kebutuhan listrik pada pabrik ini dipenuhi oleh 2 sumber yaitu PLN dan generator diesel. PLN menjadi sumber utama sedangkan generator sebagai sumber cadangan. Energi listrik yang dihasilkan generator berasal dari putaran poros engkol yang digerakkan oleh panas yang dihasilkan dari bahan bakar solar. Spesifikasi generator yang digunakan dalam pabrik ini yaitu:

Kapasitas	: 3.000 kW
Jenis	: AC generator diesel
Jumlah	: 1 Unit

Prinsip kerja generator ini adalah solar dan udara yang terbakar secara kompresi dan akan menghasilkan panas. Panas ini digunakan untuk memutar poros engkol sehingga dapat menghidupkan generator yang mampu menghasilkan tenaga listrik. Listrik ini di distribusikan ke panel yang selanjutnya akan dialirkan ke unit pemakai. Pada operasi sehari-hari digunakan listrik PLN 100%. Tetapi apabila listrik padam, operasinya akan menggunakan tenaga listrik dari generator diesel 100%.

Berikut merupakan rincian untuk kebutuhan listrik pabrik stirena:

a. Kebutuhan Listrik Alat Proses

Tabel 5. 1 Total Kebutuhan Listrik Alat Proses

No	Alat	HP	kW
1	Pompa P-01	0,75	0,559
2	Pompa P-02	150	111,857
3	Pompa P-03	7,5	5,593
4	Pompa P-04	1,5	1,119
Total		159,75	119,128

b. Kebutuhan Listrik Utilitas

Tabel 5. 2 Tabel Kebutuhan Listrik Utilitas

No	Alat	HP	kW
1	Pompa PU-01	50	37,286

2	Pompa PU-02	25	18,643
3	Pompa PU-03	10	7,457
4	Pompa PU-04	0	0
5	Pompa PU-05	40	29,828
6	Pompa PU-06	200	149,142
7	Pompa PU-07	30	22,371
8	Kompresor KU	0,5	0,373
9	Pengaduk	0,5	0,373
10	<i>Rake</i>	2	1,491
11	<i>Fan</i>	250	186,428
Total		608	453,392

Total power alat proses yang dibutuhkan adalah 119,128 kW kemudian untuk kebutuhan utilitas adalah 453,392 kW jika di total keduanya sebesar 572,521 kW. Sedangkan perkiraan untuk kebutuhan listrik pada pabrik lainnya yaitu untuk penerangan, kantor dan bengkel dirancang sebesar 2000 kW maka daya total yang dibutuhkan pada pabrik yaitu sebesar 2572,251 kW.

5.1.4 Unit Penyedia Udara Tekan

Dalam pabrik Stirena ini dibutuhkan udara tekan untuk menggerakkan instrumen-instrumen *control* sebagai penggerak alat-alat kontrol di pabrik yang bekerja secara pneumatis. Tekanan udara instrumen yang digunakan adalah 4 bar dengan menekan

udara sebanyak 2 Nm³/jam. Mekanisme atau proses untuk membuat udara tekan yaitu udara lingkungan ditekan menggunakan compressor yang dilengkapi *filter* (penyaring) udara hingga mencapai tekanan 4 bar. selanjutnya udara tersebut dialirkan menuju alat kontrol dan alat proses yang membutuhkannya. Udara yang digunakan harus dalam keadaan kering sehingga begitu keluar dari *blower*. udara dilewatkan melalui sebuah tangki udara (bejana pengering) yang berisi *silica gel*.

5.1.5 Unit Penyedia Bahan Bakar

Penyediaan bahan bakar diperlukan untuk generator, *boiler*, dan *Furnace*. Bahan bakar yang digunakan untuk generator dan *boiler* adalah solar (*Industrial Diesel Oil*). Sedangkan untuk *Furnace* adalah LNG. Bahan bakar untuk *boiler* di perkirakan sebanyak 1.144,52 kg/jam, untuk generator diperkirakan sebesar 9,43 kg/jam, dan untuk *Furnace* sebesar 1.590,8571 kg/jam.

5.1.6 Unit Pengolahan Limbah atau Air Buangan

Limbah yang dihasilkan dari pabrik stirena yaitu berupa buangan air domestik yang berasal dari toilet di sekitar pabrik dan perkantoran. Air tersebut dikumpulkan dan diolah dalam unit stabilisasi dengan menggunakan lumpur aktif, aerasi dan injeksi gas klorin.

Air limbah dari laboratorium diolah melalui beberapa proses terlebih dahulu sebelum dibuang ke lingkungan karena mengandung zat-zat kimia. Proses pengolahan limbah cair ini adalah physical treatment, (pengendapan dan penyaringan), chemical treatment (penambahan bahan kimia, pengontrolan pH) dan biological treatment.

Kemudian bahan buangan udara dari unit proses, dilakukan penanganan dengan cara membuat unit pembuangan limbah yang aman bagi lingkungan sekitar.

5.2 Spesifikasi Alat Utilitas

Tabel 5. 3 Spesifikasi Pompa Utilitas

Kode	PU-01	PU-02	PU-03	PU-04
Fungsi	Memompa air sungai menuju bak pengendap awal	Memompa air dari bak pengendap awal menuju bak <i>clarifier</i>	Memompa air dari bak <i>clarifier</i> menuju <i>sand filter</i>	Memompa air dari <i>sand filter</i> menuju bak air bersih
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan	<i>Cast Iron</i>	<i>Cast Iron</i>	<i>Cast Iron</i>	<i>Cast Iron</i>
Kapasitas (gpm)	1.519	1.446	1.379	1.375
IPS	12	12	12	12
NO. Sch	40	40	40	40
OD (in)	12,75	12,75	12,75	12,75

ID (in)	12	12	12	12
Efisiensi Pompa	82%	82%	80%	-
Tenaga Motor (Hp)	50	25	10	-

Tabel 5. 4 Spesifikasi Pompa Utilitas

Kode	PU-05	PU-06	PU-07
Fungsi	Memompa air dari bak air bersih menuju bak air minum dan ke umpan boiler	Memompa air dari basin menuju <i>cooling tower</i>	Memompa air dari umpan boiler menuju boiler
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan	<i>Cast Iron</i>	<i>Cast Iron</i>	<i>Cast Iron</i>
Kapasitas (gpm)	1.310	10.321	103
IPS	12	30	4
NO. Sch	40	5	40

OD	12,75	30	4,5
ID	12	29,5	4,026
Efisiensi Pompa	80%	88%	64%
Tenaga Motor (HP)	40	200	30

Tabel 5. 5 Spesifikasi Pompa Utilitas

Bak	BP	RMT	BAB	BAM
Fungsi	Mengendapkan kotoran kasar yang terbawa oleh air sungai	Mencampur bahan kimia penggumpal dan pengurang kesadahan	Menampung air bersih dari saringan pasir	Menampung air untuk kantor pelayanan dan rumah tangga
Jenis	Bak persegi panjang	Bak silinder tegak dengan pengaduk	Bak persegi panjang	Bak persegi panjang
Bahan	Beton bertulang	Baja karbon	Beton bertulang	Beton bertulang
Kapasitas (m ³ /jam)				
Panjang (m)	86,5	1	47,5	7,5
Lebar (m)	28,84	2	15,8	2,52
Tinggi (m)	4	1	4	4

Tabel 5. 6 Spesifikasi Tangki Utilitas

Kode	TK-01	TNaCl	TA-01
Fungsi	Menghilangkan mineral yang masih terkandung dalam air (tangki penukar kation)	Melarutkan NaCl untuk regenerasi penukar kation	Menghilangkan mineral yang masih terkandung dalam air (tangki penukar anion)
Jenis	Tangki silinder tegak	Tangki silinder tegak	Tangki silinder tegak
Bahan	Baja karbon	Baja karbon	Baja karbon
Tinggi (m)	0,855	0,615	0,584
Diameter (m)	0,712	0,615	0,487
Volume (m ³)	0,284	0,219	0,09095

Tabel 5. 7 Lanjutan Spesifikasi Tangki Utilitas

Kode	TNaOH	TBFW	TKond
Fungsi	Melarutkan NaOH untuk regenerasi penukar kation	Menyimpan air umpan boiler selama 8 jam	Menampung kondensat selama 1 jam
Jenis	Tangki silinder tegak	Tangki silinder horizontal dengan deaerator	Tangki silinder horizontal
Bahan	Baja karbon	Baja karbon	Baja karbon
Tinggi (m)	0,615	15	9
Diameter (m)	0,615	5	2,22
Volume (m ³)	0,219	225,864	25,880

Tabel 5. 8 Lanjutan Spesifikasi Tangki Utilitas

Kode	TS	TU
Fungsi	Menghilangkan uap air yang masih terkandung dalam udara	Menampung udara tekan selama 120 menit
Jenis	Tangki silinder tegak	Tangki silinder horizontal
Bahan	Baja karbon	Baja karbon
Tinggi (m)	0,790	3
Diameter (m)	0,790	1
Volume (m ³)	0,323	1,124

Tabel 5. 9 Spesifikasi Kompresor

Kode	Kompresor (KU)
Fungsi	Untuk menekan udara sebanyak 2 Nm ³ /jam dari 1,01325 bar sampai 4 bar
Jenis	Kompresor sentrifugal
Bahan	Baja karbon
Kapasitas (kmol/jam)	0,089
Jumlah stage	1
Power (Hp)	0,5

Tabel 5. 10 Spesifikasi Tangki *Boiler*

Kode	Tangki <i>Boiler</i> (TB-01)
Fungsi	Untuk membuat steam jenuh
Jenis	Boiler lorong api
Beban Panas (kJ/jam)	53.292,998
Panjang pipa (m)	0,304
OD (in)	0,073
ID (in)	0,062
Jumlah pipa	9.365

Tabel 5. 11 Spesifikasi *Clarifier*

Kode	<i>Clarifier</i> (CI-01)
Fungsi	Menggumpalkan dan mengendapkan kotoran koloid yang terbawa oleh air
Jenis	Bak silinder dengan bentuk kerucut
Diameter (m)	15.8162
Tinggi (m)	7.9
Volume (m ³)	1650.69

Tabel 5. 12 Spesifikasi Saringan Pasir

Kode	Saringan Pasir (SF-01)
Fungsi	Menyaring kotoran-kotoran yang masih terbawa air dari <i>clarifier</i>
Jenis	Bak empat persegi panjang
Panjang (m)	7,167
Tinggi (m)	1,219
Lebar (m)	7,167

Tabel 5. 13 Spesifikasi Cooling Tower

Kode	<i>Cooling Tower (CT)</i>
Fungsi	Memulihkan suhu air dari suhu 323,15 K sampai 303,15 K
Jenis	Menara pendingin jujut tarik
Panjang (m)	23,462
Tinggi (ft)	30
Lebar (m)	23,462
Daya Motor (Hp)	250

BAB VI EKONOMI

Evaluasi ekonomi adalah salah satu bagian yang penting dalam pendirian suatu pabrik. Untuk menentukan apakah suatu pabrik layak untuk dibangun atau tidak, evaluasi ekonomi dapat digunakan untuk memperkirakan modal investasi yang diperlukan untuk mendirikan pabrik. Estimasi harga alat-alat yang akan digunakan dalam kebutuhan pabrik merupakan bagian penting dari prancangan pabrik ini karena harga ini digunakan sebagai dasar untuk evaluasi ekonomi tentang kelayakan investasi modal dalam kegiatan produksi pabrik dengan melihat seberapa besar kebutuhan modal investasi dapat dikembalikan dan kapan titik impas dapat dicapai.

Terdapat beberapa faktor-faktor yang ditinjau dalam menghitung evaluasi ekonomi yaitu sebagai berikut:

- a. Modal Investasi (*Capital Investment*)
 - 1. Modal tetap (*Fixed Capital Cost*)
 - 2. Modal kerja (*Working Capital*)
- b. Biaya Produksi (*Production Cost*)
 - 1. Biaya pengolahan (*Manufacturing Cost*)
 - 2. Pengeluaran umum (*General Expenses*)
- c. Analisis Kelayakan (*Feasibility Analysis*)
 - 1. Laba (Profit)
 - 2. ROI
 - 3. POT

4. BEP
5. SDP
6. DCF

6.1 Penaksiran Harga Alat

Harga peralatan proses pada tiap alat dipengaruhi oleh kondisi ekonomi yang sedang terjadi. Harga peralatan setiap tahun akan berbeda. harga dapat mengalami kenaikan atau penurunan tergantung dengan kondisi ekonomi, sehingga akan sulit untuk menentukan harga peralatan dapat dilakukan dengan mengetahui harga indeks peralatan operasi pada tahun tersebut. Analisa harga alat dilakukan pada tahun 2024 untuk pembelian alat pada tahun pembangunan yaitu 2028. Berikut adalah indeks harga yang didalam teknik kimia disebut CEP indeks atau Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI).

Tabel 6. 1 Indeks Harga Alat

Xi	Indeks (Yi)
2014	576,1
2015	556,8
2016	541,7
2017	567,5
2018	603,1
2019	607,5

2020	596,2
2021	605,0
2022	611,3
2023	617,5
2024	623,8

Pada Perancangan pabrik stirena akan dibangun pada tahun 2028, sehingga perlu dicari indeks harga alat pada tahun tersebut. Harga alat pada tahun pabrik didirikan dapat ditentukan berdasarkan harga pada tahun referensi dengan rasio indeks harga. (Aries & Newton,1955).

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

(Aries & Newton, 1955)

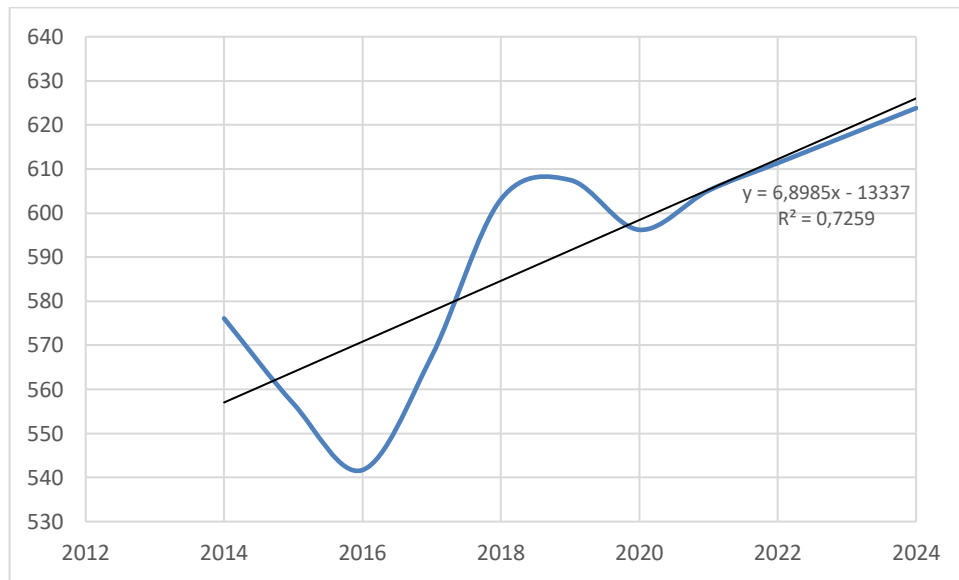
Keterangan :

E_x : Harga pembelian pada tahun 2028

E_y : Harga pembelian pada tahun referensi 2014

N_x : Indeks harga pada tahun 2028

N_y : Indeks harga pada tahun referensi 2014



Gambar 6. 1 Grafik Regresi Linier

Persamaan yang diperoleh dari grafik indeks harga diatas didapatkan persamaan regresi $y =$. Dengan menggunakan 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 576,1. Sementara nilai CEP Indeks pada tahun perancangan 2028 sebesar 636,287. Berdasarkan nilai CEP indeks tersebut, dapat ditentukan harga alat proses dan alat utilitas sebagai berikut:

Tabel 6. 2 Harga Alat Proses

No	Nama alat	Kode	Harga satuan \$	Jumlah	Harga total \$
1	Akumulator	ACC-01	1.800	1	1.800
2	Distilasi	MD-01	339.788	1	339.788
3	<i>Furnace</i>	F-01	1.836.019	1	1.836.019
4	Kondensor	CD-01	126.039	1	126.039
5	Kondensor	CD-02	18.005	1	18.005
6	Pemanas	HE-01	15.731	1	15.731
7	Pendingin	CL-01	90.028	1	90.028
8	Pendingin	CL-02	32.605	1	32.605

9	WHB	WHB-01	97.815	1	97.815
10	Pompa	P-01	2.982	2	5.964
11	Pompa	P-02	29.825	2	59.650
12	Pompa	P-03	4.970	2	9.940
13	Pompa	P-04	2.982	2	5.964
14	Reaktor	R-01	129.245	1	129.245
15	Reboiler	RB-01	16.302	1	16.302
16	Separator	SP-02	65.210	1	65.210
17	Tangki	T-01	9.941.980	1	9.941.980
18	Tangki	T-02	3.976.794	1	3.976.794
19	Tangki	T-03	4.772.140	1	4.772.140
Total					21.655.136

Tabel 6. 3 Harga Alat Utilitas

No	Nama alat	Kode	Harga/m ² atau satuan	Luas/ m ² atau jumlah	Biaya Rp
1	Bak pengendap	BP	2.500.000	817,291	2.043.227.000
2	Bak pencampur cepat	RMT	2.000.000	4,121	8.242.000
3	<i>Clarifier</i>	Cl-01	1.250.000	249,600	312.000.000
4	Saringan pasir	SF-01	1.250.000	51,270	64.088.000
5	Bak air bersih	BAB	600.000	251,200	150.720.000
6	Bak air minum	BAM	600.000	56,850	34.110.000
7	<i>Cooling Tower</i>	CT	2.000.000	457,600	915.200.000
8	Pompa	PU-01	85.670.000	2	171.340.000
9	Pompa	PU-02	85.670.000	2	171.340.000
10	Pompa	PU-03	86.300.000	2	172.600.000
11	Pompa	PU-04	86.300.000	2	172.600.000
12	Pompa	PU-05	86.300.000	2	172.600.000
13	Pompa	PU-06	91.430.000	2	182.860.000
14	Pompa	PU-07	63.297.000	2	126.594.000
15	Kompresor udara	KU	9.500.000	2	19.000.000
16	Tangki silika	Ts	4.600.000	2	9.200.000
17	Tangki udara	Tu	5.750.000	2	11.500.000
19	Penukar kation	TK-01	3.905	2	7.810
20	Penukar anion	TA-01	3.660	2	7.320
21	Tangki umpan boiler	BFW	54.702	1	54.702
22	Tangki kondensat	T-cond	78.145	1	78.145

Total	4,737.368.977
-------	---------------

6.2 Dasar Perhitungan

Kapasitas Produksi	: 300.000 Ton/Tahun
Pabrik Beroperasi	: 330 hari kerja
Umur Alat	: 10 tahun
Kurs Mata Uang	: 1 \$ = Rp. 16.245,00 (Per Februari 2025)
Tahun Pendirian	: 2028
UMR Kab. Serang	: Rp 4.857.353

6.3 Komponen Biaya

6.3.1 Modal Investasi (*Capital Investment*)

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

1. *Fixed Capital Investment*

Fixed Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik dan alat operasi lainnya. Setelah melakukan perhitungan rencana maka pabrik stirena ini memerlukan rencana *Physical Plant Cost, Direct*

Plant Cost dan *Fixed Capital Investment* seperti pada tabel-tabel berikut ini:

Tabel 6. 4 *Physical Plant Cost* (PPC)

No	Perihal	Biaya \$	Biaya Rp
1	<i>Delivered Equipment Cost</i>	25.228.233	7.035.754.000
2	Instalasi Cost	2.451.362	13.720.707.000
3	Pemipaan	80.124	188.240.517.000
4	Instrumentasi	2.605.113	1.286.307.000
5	Insulasi	660.481	2.143.845.000
6	Instalasi listrik	32.274	527.682.000
7	Bangunan	1.806.269	29.532.500.000
8	<i>Land & Yard Improvement</i>	6.116.210	100.000.000.000
9	Utilitas	753.363	6.321.624.000
Total (PPC)		39.733.428	348.808.936.000

Tabel 6. 5 *Direct Plant Cost* (DPC)

No	Perihal	Biaya \$	Biaya Rp
1	<i>Engineering & Construction</i>	6.355.735	69.761.787.000
2	PPC	39.733.428	348.808.936.000
Total (DPC)		46.089.163	418.570.723.000

Tabel 6. 6 *Fixed Capital Investment* (FCI)

No	Perihal	Biaya \$	Biaya Rp
1	DPC	46.089.163	418.570.723.000
2	<i>Contractor Fee</i>	3.813.441	41.857.072.000
3	<i>Contingency Cost</i>	5.720.162	62.785.608.000
Total (FCI)		55.622.766	523.213.403.000

2. *Working Capital Investment*

Working capital investment adalah biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu. Ada beberapa sumber modal yang bisa didapatkan

dalam pendirian suatu pabrik yaitu bisa dari pinjaman bank, uang pribadi, atau dari pihak investor. Tujuan akhir dari penanaman modal adalah mendapatkan keuntungan dari modal yang sudah ditanam. Beberapa ciri-ciri investasi yang baik yaitu:

- a. Investasi yang cepat kembali
- b. Bisa menghasilkan laba yang maksimum
- c. Menganut hukum baik, teknologi yang memadai, aman, dan lain-lain.

Tabel 6. 7 *Working Capital Investment* (WCI)

No	Perihal	\$	Rp
1	<i>Raw Material Inventory</i>	34.059.577	556.873.912.000
2	<i>In Process Inventory</i>	13.759	10.897.106.000
3	<i>Product Inventory</i>	756.730	599.340.823.000
4	<i>Extended Credit</i>	1.513.459	1.198.681.646.000
5	<i>Available Cash</i>	756.730	599.340.823.000
<i>Working Capital Investment</i>		37.100.255	2.965.134.310.000

6.3.2 Biaya Produksi (Manufacturing Cost)

Manufacturing cost adalah biaya yang dibutuhkan untuk melakukan produksi suatu produk. *Manufacturing cost* merupakan jumlah dari *Direct Cost*, *Indirect Cost*, *Fixed Cost* yang selalu berkaitan dengan pembuatan suatu produk. *Manufacturing Cost* antara lain:

1. *Direct Cost*

Direct cost atau biaya langsung adalah biaya pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.

Tabel 6. 8 *Direct Cost*

No	Perihal	\$/tahun	Rp /tahun
1	Bahan baku	408.714.934	6.682.486.945.000
2	Buruh	253.211	4.140.000.000
3	Supervisi	37.981	621.000.000
4	Pemeliharaan alat	3.336.761	36.624.938.000
5	Persediaan alat	500.514	5.493.741.000
6	Royalti dan paten	5.437.093	88.896.446.000
7	Utilitas	2.419.658	39.561.408.000
<i>Direct Cost</i>		420.700.152	6.857.824.478.000

2. *Indirect Cost*

Indirect Cost biaya tidak langsung adalah biaya-biaya yang tidak ikut terkait langsung oleh unit produksi dalam pabrik.

Tabel 6. 9 *Indirect Cost*

No	Perihal	\$/tahun	Rp/tahun
1	<i>Payroll overhead</i>	50.642	828.000.000
2	<i>Laboratory</i>	50.642	828.000.000
3	<i>Plant overhead</i>	253.211	4.140.000.000
4	<i>Packaging</i>	10.874.186	177.792.891.000
5	<i>Shipping</i>	4.901.973	80.147.232.000
<i>Indirect Cost</i>		16.130.654	263.736.123.000

3. *Fixed Cost*

Fixed Cost atau biaya tetap adalah biaya yang dikeluarkan oleh pabrik pada saat kondisi operasi maupun tidak. Pengeluaran yang bersifat konstan atau tetap yang tidak tergantung waktu dan tingkat produksi.

Tabel 6. 10 *Fixed Cost*

No	Perihal	\$	Rp
1	<i>Depreciation</i>	4.766.801	52.321.340.000
2	<i>Property Tax</i>	793.627	12.975.803.000

3	<i>Insurance</i>	476.680	5.232.134.000
Biaya tetap		6.037.108	70.529.277.000

Tabel 6. 11 Total *Manufacturing Cost*

No	Perihal	\$	Rp
1	<i>Direct Manufacturing Cost</i>	420.700.152	6.857.824.478.000
2	<i>Indirect Manufacturing Cost</i>	16.130.655	263.736.123.000
3	<i>Fixed Manufacturing Cost</i>	6.037.108	70.529.277.000
Total		442.867.915	7.192.089.878.000

6.3.3 Pengeluaran Umum (*General Expenses*)

General expenses atau pengeluaran umum meliputi pengeluaran-pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi perusahaan yang tidak termasuk *manufacturing cost*. Biaya yang harus dikeluarkan guna untuk kepentingan dalam kelancaran jalannya perusahaan secara keseluruhan.

Tabel 6. 12 General Expenses

No	Perihal	\$	Rp
1	Administrasi	16.311.279	266.689.337.000
2	Sales dan promosi	10.874.186	177.792.891.000
3	Penelitian dan pengembangan	13.592.733	222.241.114.000
4	Finansial	13.521.261	226.742.601.000
Pengeluaran umum		54.646.253	893.465.943.000

6.4 Analisis Kelayakan (*Feasibility Analysis*)

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

1. Laba (Profit)

a. Keuntungan sebelum pajak

Total penjualan	: Rp. 8.889.644.570.000
Total Production Cost	: Rp. 8.257.785.587.000
Keuntungan	: Total Penjualan – Total Biaya Produksi : Rp. 631.858.983.000

b. Keuntungan Sesudah Pajak

Pajak 26,5% dari keuntungan :

Pajak	: Rp 167.442.630.000/Tahun
Keuntungan	: Keuntungan Sebelum Pajak – Pajak : Rp. 446.416.353.000

2. Return On Investment (ROI)

Return On Investment (ROI) adalah tingkat keuntungan yang didapat setiap tahun tingkat investasi yang dikeluarkan. Pabrik dengan resiko rendah mempunyai minimum ROI *before tax* sebesar 11% sedangkan pada pabrik dengan resiko tinggi mempunyai minimum ROI *before tax* sebesar 44%. Jumlah uang yang diterima atau hilang disebut laba/rugi atau bunga.

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

1. ROI sebelum pajak (ROIb)

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

$$ROIb = 48,6\%$$

2. ROI setelah pajak (ROIa)

$$ROIa = 35,7\%$$

3. *Pay Out Time* (POT)

Pay Out Time adalah lama waktu pengembalian modal yang berdasarkan keuntungan yang diperoleh. Perhitungan ini diperlukan untuk mengetahui dalam beberapa tahun investasi akan kembali.

Nilai *Pay Out Time* (POT) didapatkan menggunakan rumus:

$$POT = \frac{\text{Fixed capital investment}}{(\text{Keuntungan} + \text{Depresiasi})}$$

1. POT Sebelum Pajak (POTb)

Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah maksimum adalah 5 tahun.

$$POTb = 0,6 \text{ Tahun}$$

2. POT Setelah Pajak (POTa)

$$POTa = 0,7 \text{ Tahun}$$

4. *Break Even Point* (BEP)

Break Even Point (BEP) merupakan titik yang menunjukkan pada suatu tingkat dimana biaya dan penghasilan jumlahnya adalah

sama. Dalam *break even point* kita dapat menentukan tingkat harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan beberapa harga perunit yang dijual agar mendapat keuntungan jika pabrik beroperasi di atas titik impas, begitu juga sebaliknya pabrik akan mengalami kerugian apabila pabrik beroperasi dibawah BEP. Nilai *Break Even Point* (BEP) didapatkan dengan rumus:

$$BEP = \frac{Fa + (0.3 \times Ra)}{(Sa - Va - 0.7 \times Ra)} \times 100\%$$

Keterangan:

Fa : *Fixed Cost*

Ra : *Regulated Cost*

Va : *Variable Cost*

Sa : *Sales* (Biaya penjualan)

Tabel 6. 13 *Annual Fixed Cost (Fa)*

No	Perihal	\$	Rp
1	<i>Depreciation</i>	4.766.801	52.321.340.000
2	<i>Property Tax</i>	793.627	12.975.803.000
3	<i>Insurance</i>	476.680	5.232.134.000
<i>Fixed Cost</i>		6.037.108	70.529.277.000

Tabel 6. 14 *Annual Regulated Expenses (Ra)*

No	Perihal	\$	Rp
1	Buruh	253.211	4.140.000.000
2	<i>Payroll Overhead</i>	50.642	828.000.000
3	<i>Plant Overhead</i>	253.211	4.140.000.000
4	Supervisi	37.981	621.000.000
5	<i>Laboratory</i>	50.642	828.000.000
6	<i>General Expenses</i>	1.521.261	893.465.943.000
7	Pemeliharaan Alat	3.336.761	36.624.938.000
8	Persediaan Alat	500.514	5.493.741.000

<i>Regulated Cost</i>	6.004.223	946.141.622.000
-----------------------	-----------	-----------------

Tabel 6. 15 *Annual Variable Value (Va)*

No	Perihal	\$	Rp
1	Bahan Baku	408.714.934	6.682.486.945.000
2	<i>Packaging</i>	10.874.186	177.792.891.000
3	Utilitas	2.419.658	39.561.408.000
4	<i>Shipping</i>	4.901.973	80.147.232.000
5	Royalti dan Paten	5.437.093	88.896.446.000
<i>Variable Value</i>		432.347.844	7.068.884.922.000

Tabel 6. 16 *Annual Sales Value (Sa)*

No	Perihal	\$	Rp
1	<i>Annual Sales Value</i>	543.709.330	8.889.644.570.000
<i>Sales Value</i>		543.709.330	8.889.644.570.000

Sehingga didapat nilai BEP (*Break Even Point*) dengan menggunakan data pada tabel diatas yaitu sebesar 42,4%.

5. *Shut Down Point (SDP)*

Shut Down Point adalah titik atau kondisi saat penentuan suatu aktifitas produksi harus berhenti. Penyebabnya antara lain *variable cost* yang terlalu tinggi, atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktifitas produksi (tidak menghasilkan profit). Hal tersebut diakibatkan karena biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal dari pada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *fixed cost*.

$$SDP = \frac{(0.3Ra)}{(Sa - Va - 0.7 \times Ra)} \times 100\%$$

Keterangan:

Ra : *Annual regulated expenses*

Sa : *Annual sales value*

Va : *Annual variable value*

Sehingga, didapatkan SDP (*Shut Down Point* sebesar 28,2%

6. *Discounted Cash Flow (DCF)*

Discounted Cash Flow adalah besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahunnya. Didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada setiap akhir tahun selama umur pabrik. Persamaan untuk menghitung DCF adalah sebagai berikut:

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

Keterangan:

FCI : *Fixed Capital Investment*

WC : *Working Capital Investment*

SV : *Salvage Value* = depresiasi

n : Umur investasi pabrik 10 tahun

i : Nilai DCF

Sebagai perhitungan digunakan data sebagai berikut:

FCI : Rp. 523.213.403.000

WC : Rp. 3.014.530.124.000

SV : Rp. 129.532.500.000

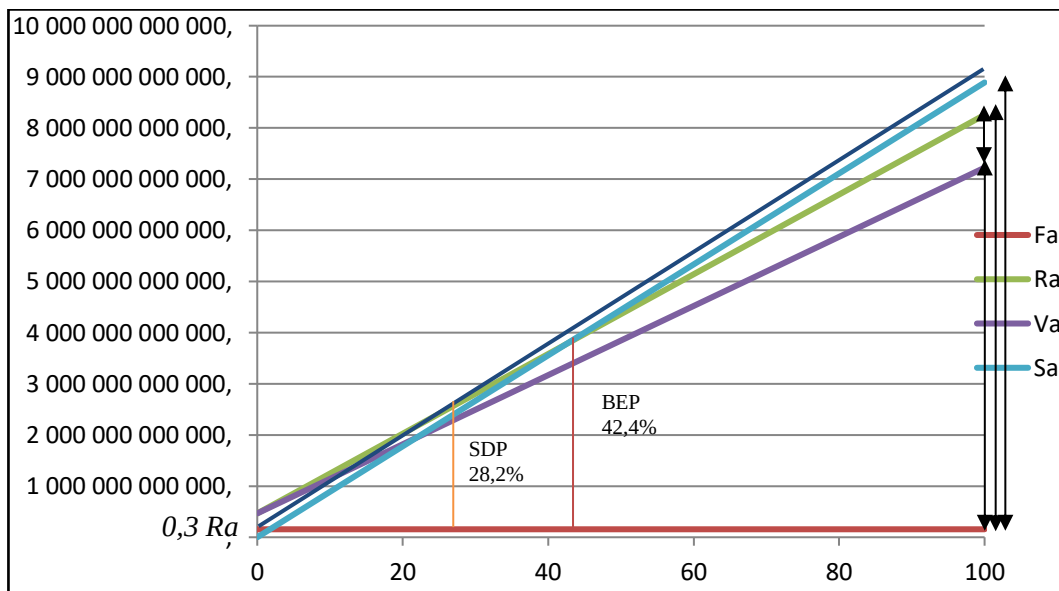
n : 10 tahun

Sehingga, dapat dihitung dengan trial & error dan diperoleh nilai DCFR sebesar 10,6%

6.5 Analisa Resiko Pabrik

Selain itu, dalam perancangan ekonomi pabrik ini membahas manajemen resiko untuk mendirikan pabrik stirena. Ini dilakukan dengan menentukan seberapa besar resiko sebuah pabrik (*high risk* atau *low risk*), mempertimbangkan kemungkinan yang terjadi, dan kemudian mencari solusi untuk setiap resiko. Identifikasi, analisis, penilaian, pengendalian, dan upaya menghindari resiko adalah proses. Meminimalkan atau bahkan menghilangkan resiko yang mungkin terjadi adalah hasil dari mengidentifikasi resiko. Kategori resiko termasuk *low*, *medium*, dan *high*. Manajemen resiko ini diterapkan pada perusahaan untuk melindungi perusahaan dan lingkungan sekitar dari resiko yang dapat merugikan, menciptakan tempat kerja yang aman dan terjamin bagi semua karyawan dan pelanggan, meningkatkan stabilitas operasional pabrik dan mengatur tanggung jawab hukum. Memberikan perlindungan kepada semua orang dan aset yang terlibat dalam resiko berbahaya. Dengan mengetahui kategori resiko, manajemen perusahaan

dapat membuat keputusan dan tindakan yang tepat untuk mengurangi dampak negatif dan kemungkinan yang terjadi di masa yang akan datang.



Gambar 6. 2 Grafik Evaluasi Ekonomi

BAB VII PENUTUP

7.1 Kesimpulan

Berikut kesimpulan dari perancangan pabrik stirena dari dehidrogenasi etilbenzena dengan kapasitas 300.000 ton/tahun:

- a. Berdasarkan tinjauan proses, kondisi operasi, sifat-sifat bahan baku dan produk, serta lokasi pabrik, maka pabrik stirena tergolong pabrik beresiko tinggi.
- b. Pendirian pabrik stirena dengan kapasitas 300.000 ton/tahun bertujuan untuk memenuhi kebutuhan stirena dalam negeri dan mengurangi ketergantungan impor serta membuka lapangan pekerjaan dan meningkatkan pertumbuhan ekonomi.
- c. Pabrik stirena didirikan di daerah Serang dengan pertimbangan dekat dengan pabrik bahan baku yaitu PT. Styrimdo Monomer. Memiliki prospek pemasaran yang baik karena berlokasi dikawasan industri.
- d. Dari segi evaluasi ekonomi serta analisis kelayakan, pabrik ini cukup menarik dan layak untuk didirikan dengan beberapa parameter kelayakan sebagai berikut:
 1. *Return On Investment* (ROI)
 - a. ROI_b : 48,6%
 - b. ROI_a : 35,7%
 2. *Pay Out Time* (POT)
 - a. POT_b : 0,6 tahun

b. POTa : 0,7 tahun

Syarat POT maksimum sebelum pajak untuk pabrik dengan resiko rendah adalah 5 tahun.

3. *Break Even Point* (BEP) : 42,4%

Nilai *Break Event Point* (BEP) untuk pabrik pada umumnya pada rentang 40% - 60%.

4. *Shut Down Point* (SDP) : 28,2%

5. Nilai DCF :10,6%

Dari hasil analisis ekonomi diatas, maka dapat disimpulkan bahwa pabrik stirena dari dehidrogenasi etilbenzena dengan kapasitas 300.000 ton/tahun ini layak untuk didirikan dan menarik untuk dikaji lebih lanjut.

7.2 Saran

Perancangan suatu pabrik kimia diperlukan pemahan konsep dasar yang dapat meningkatkan kelayakan pabrik untuk didirikan diantaranya sebagai berikut:

1. Perancangan pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah, sehingga diharapkan berkembangnya pabrik-pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan.
2. Optimasi pemilihan seperti alat proses atau alat penunjang dan bahan baku perlu diperhatikan sehingga akan lebih mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh.
3. Produk stirena dapat direalisasikan sebagai sarana untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri maupun ekspor di masa mendatang yang

jumlahnya semakin meningkat dan juga menunjang perekonomian di Indonesia.

DAFTAR PUSTAKA

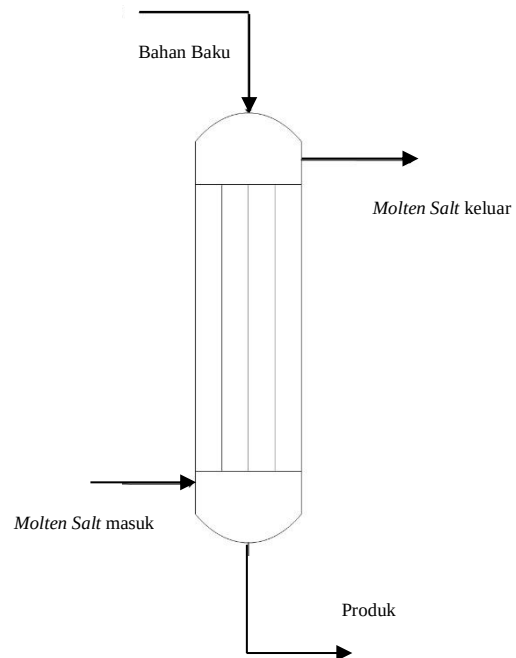
- Aries, R.S., and Newton, R.D., 1955, Chemical Engineering Cost Estimation, Mc Graw Hill Handbook Co., Inc., New York
- Brown, G.G., Donal Katz, Foust, A.S., and Schneidewind, R., 1978, Unit Operation, Modern Asia Edition, John Wiley and Sons, Inc., New York
- Brownell, L.E., and Young, E.H., 1959, Process Equipment Design, John Wiley and Sons, Inc., New York
- Coulson, J.M., and Richardson, J.F., 1983, Chemical Engineering, Vol 1 \$ 6, Pergamon Internasional Library, New York
- Kern, D.Q., 1983, Process Heat Transfer, Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York
- Kirk, R.E., and Othmer, D.F., 1981, Encyclopedia of Chemical Engineering Techonology, New York: Jhon Wiley and Sons Inc.
- Perry, R.H., and Green, D.W., 1997, Perry's Chemical Engineer's Handbook, 7th ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York
- Peters, M.S., and Timmerhaus, K.D., 2004, Plant Design and Economics for Chemical Engineers, 5th ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York
- Ulmann's, 2002, "Encyclopedia of Industrial Chemistry", Weiihim Fifty Completely Revised Edition, John Wiley and Sons Company Inc., Jerman
- Yaws, C.S., Chemical Properties Handbook, Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York

LAMPIRAN A

PERANCANGAN REAKTOR

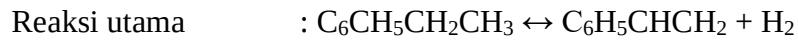
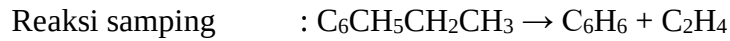
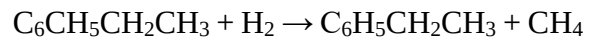
LAMPIRAN A

PERHITUNGAN REAKTOR



Kode	: R-01
Jenis	: Reaktor <i>Fix Bed Multitube</i>
Fungsi	: Tempat berlangsungnya reaksi pemebentukan stirena dari dehidrogenasi etilbenzena
Jumlah	: 1 unit
Kondisi Operasi	: Suhu = 625°C
	Tekanan = 1,4 atm
	Reaksi = Endotermis

Reaksi yang terjadi didalam reaktor:



1. Menentukan jenis reaktor

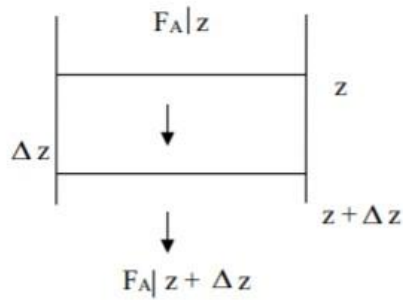
Digunakan reaktor *fixed bed multitube* dengan pertimbangan sebagai berikut:

- a. Umur katalis yang panjang 12-15 bulan.
- b. Reaksi berlangsung secara endotermis sehingga diperlukan luas perpindahan panas yang besar agar kontak dengan pemanas berlangsung optimal.
- c. Pengendalian suhu yang mudah karena menggunakan tipe *shell and tube*.
- d. Zat pereaksi berupa fase padat.
- e. Tidak diperlukan pemisahan katalis dari gas keluaran reaktor

2. Persamaan-persamaan matematis reaktor

a. Neraca massa reaktor

Reaksi berlangsung dalam keadaan steady state dalam reaktor setebal ΔZ dengan konversi X. Neraca massa C_8H_{10} pada elemen volume :



Input – output – bereaksi = 0

$$FA|z - (FA|_{z+\Delta z} + (-ra) \Delta v) = 0$$

$$\Delta v = \frac{\pi D i^2}{4} \varepsilon \Delta z$$

Δv = volume gas diantara katalis pada elemen volume

$$FA|z - FA|_{z+\Delta z} - (-ra) \frac{\pi}{4} D i^2 \varepsilon \Delta z = 0$$

$$\frac{FA|z - FA|_{z + \Delta z}}{\Delta z} = (-ra) \frac{\pi}{4} D i^2 \varepsilon$$

$$\frac{-FA}{\Delta z} = (-ra) \frac{\pi}{4} D i^2 \varepsilon$$

Dimana $F_A = F_{A0} - (1 - X_A)$

$$\Delta F_A = -F_{A0} \cdot \Delta X_A$$

$$F_{A0} \cdot \frac{\Delta X_A}{\Delta z} = (-ra) \frac{\pi}{4} D i^2 \varepsilon$$

$$\frac{\Delta X_A}{\Delta z} = \frac{(-ra) \pi D i^2 \varepsilon}{4 F_{A0}}$$

$$\lim \Delta z \rightarrow 0$$

$$\frac{dX_A}{dz} = \frac{(-ra) \pi D i^2 \varepsilon}{4 F_{A0}}$$

Keterangan: $\frac{dX_A}{dz}$ = perubahan konversi per satuan panjang

ε = porositas

(-ra) = kecepatan reaksi

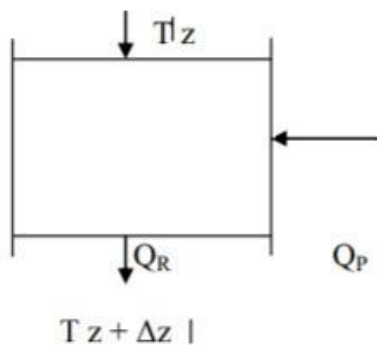
Z = tebal tumpukan katalis

Di = diameter dalam pipa

Tabel 1 Neraca Massa Reaktor

Komponen	Masuk		Keluar	
	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
H ₂	00,00000	0,000	344,53912	0689,078
CH ₄	00,00000	0,000	69,06443	1105,031
C ₂ H ₄	00,00000	0,000	00,00000	0000,000
C ₆ H ₆	00,00000	0,000	00,00000	0000,000
H ₂ O	58,59361	1054,685	58,59361	1054,685
C ₇ H ₈	00,00000	0,000	69,06443	6353,927
C ₈ H ₁₀	487,54330	51679,590	04,87533	0516,785
C ₈ H ₈	00,00000	0,000	413,60354	43014,768
Total	546,13691	52734,275	959,74046	52734,275

b. Neraca Panas Elemen Volume



Q_R = panas reaksi

Q_P = panas yang diserap, ada pemanas

Input – output = accumulation

$$\Sigma m. Cp (T|z - T_o) - [(\Sigma m. Cp)(T|z + \Delta z - T_o) + Q_R + Q_P] = 0$$

$$\Sigma m. Cp (T |Z - T |Z+\Delta Z) = QR + QP$$

$$\Sigma m. Cp (-\Delta T) = QR + QP$$

$$QR = \Delta HR FA_o \Delta XA$$

$$QP = U A (T - Ts)$$

$$A = \pi D_o \Delta Z$$

$$QP = U \pi D_o \Delta Z (T - Ts)$$

$$QP = U \pi D_o \Delta Z (T - Ts)$$

$$\Sigma m. Cp (-\Delta T) = \Delta HR FA_o \Delta XA + U \pi D_o \Delta Z (T - Ts)$$

$$\Delta Z$$

$$\Sigma m. Cp \frac{(-\Delta T)}{\Delta Z} = \Delta HR FA_o \frac{(\Delta XA)}{\Delta Z} + U \pi D_o \Delta Z (T - Ts)$$

$$Ts)$$

$$\frac{(-\Delta T)}{\Delta Z} = \frac{\Delta HR FA_o \frac{(\Delta XA)}{\Delta Z} + U \pi D_o \Delta Z (T - Ts)}{\Sigma m. Cp}$$

$$\text{Lim } \Delta Z \rightarrow 0$$

$$\frac{dT}{dZ} = \frac{\Delta HR FA_o \frac{(dXA)}{dZ} + U \pi D_o \Delta Z (T - Ts)}{\Sigma m. Cp}$$

Keterangan: $\frac{dT}{dZ}$ = perubahan suhu per satuan panjang katalis

ΔHR = panas reaksi

U = overall heat transfer coefficient

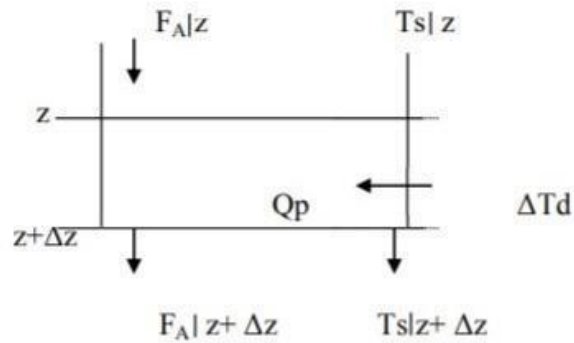
D_o = diameter luar

T = suhu gas

T_s = suhu penelitian

C_p = kapasitas panas

c. Neraca panas untuk pemanas



$$[mp. C_{pp} (T_s|Z - T_o) + QP] - [(mp. C_p) (T_s|Z+\Delta Z - T_o)]$$

$$= 0$$

$$mp. C_{pp} (T_s|Z - T_s|Z+\Delta Z) = -QP$$

$$(T_s|Z - T_s|Z+\Delta Z) = - \frac{U \pi D_o \Delta Z (T - T_s)}{mp.C_{pp}}$$

$$- \frac{(T_s|Z + \Delta Z - T_s|Z)}{\Delta Z}$$

$$= - \frac{U \pi D_o \Delta Z (T - T_s)}{mp.C_{pp}}$$

$$\frac{\Delta T_s}{\Delta Z} = \frac{U \pi D_o (T - T_s)}{(m.C_p)p}$$

$$\text{Lim } \Delta Z \rightarrow 0$$

$$\frac{dT_s}{dZ} = \frac{U \pi D_o (T - T_s)}{(m.C_p)p}$$

Jenis pemanas yang digunakan adalah molten salt. Suhu masuk 500°C dan suhu keluar 500,429°C dengan tekanan 1,4 atm untuk *pressure drop* 0,00001 atm dan massa pemanas 500 kg/jam.

d. Penurunan tekanan (*Pressure drop*)

Persamaan penurunan tekanan dihitung dengan persamaan Tallmagade (Bird, R.B., " Transport Phenomena ", ed 2, halaman 191.

$$\text{Dir} \frac{dPt}{dz} = \left[150 \left(\frac{1-\varepsilon}{\text{Re } p} \right) + 4.2 \left(\frac{1-\varepsilon}{\text{Re } p} \right)^{1/6} \right] \left(\frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3} \right) \frac{Gp^2}{\rho Dp}$$

Dp : diameter katalis (m)

Gp : flux assa (kg/m²s)

Rep : bilangan reynold

Pt : tekanan (Pa)

ε : Porositas katalis

ρ : densitas gas (gr/cm³)

3. Data Katalisator

Nama Katalisator : Fe₂O₃

Porositas : 0,4

Diameter : 0,025 m

Densitas : 1282 kg/m³

4. Dimensi Reaktor

a. Tebal dinding selongsong dan penutup reaktor

1. Tebal dinding selongsong

Dihitung dengan persamaan 13.42 Sinnott, Chemical Engineering Design Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design, (2008), Mc. Graw Hill halaman 986.

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

Dimana:

C' : faktor korosi (m)

f_e : *allowable stress* (pa)

Ids : diameter dalam selongsong (m)

ts : tebal dinding selongsong (m)

P_{gauge} : tekanan perancangan menurut alt ukur (pa)

- Tekanan operasi: 1,4 atm
- Tekanan perancangan:

Dirancang selongsong mampu menahan tekanan sebesar 50% lebih tinggi dari tekanan operasi, sehingga:

$$P_{design} = 150\% \times 1,4 \text{ atm} \times 101325 \text{ Pa}$$

$$P_{design} = 212782,5 \text{ Pa}$$

$$P_{gauge} = 212782,5 \text{ Pa} - 101325 \text{ Pa}$$

$$= 111457,5 \text{ Pa}$$

- Bahan konstruksi: baja karbon A 285

Allowable stress (fall) = 12900 psi

$$\text{fall} = 12900 \text{ Psi} / 14,7 \text{ Psi} \times 101325 \text{ Pa}$$

$$\text{fall} = 88917857,14 \text{ Pa}$$

- $C' = 0,13 \text{ in} \times 0,02540 \text{ m}$

$$= 0,00318 \text{ m}$$

- Efisiensi sambungan = 90%

Tabel 13.2 Brownell and Young

$$\bullet \quad ts = \frac{111457,5 \text{ Pa} \times 1,158 \text{ m}}{2 \times 88917857 \text{ Pa} \times 90\% - 0,8 \times 111457,5 \text{ Pa}} + 0,003175 \text{ m}$$

$$ts = 0,0039816 \text{ m}$$

2. Tutup Reaktor (*Head*)

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

Tebal penutup dihitung dengan persamaan:

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

Dimana:

C' : faktor korosi (m)

fall : allowable stress (Pa)

Ids : diameter dalam selongsong (m)

Pgauge : tekanan alat ukur (Pa)

th : tebal penutup (m)

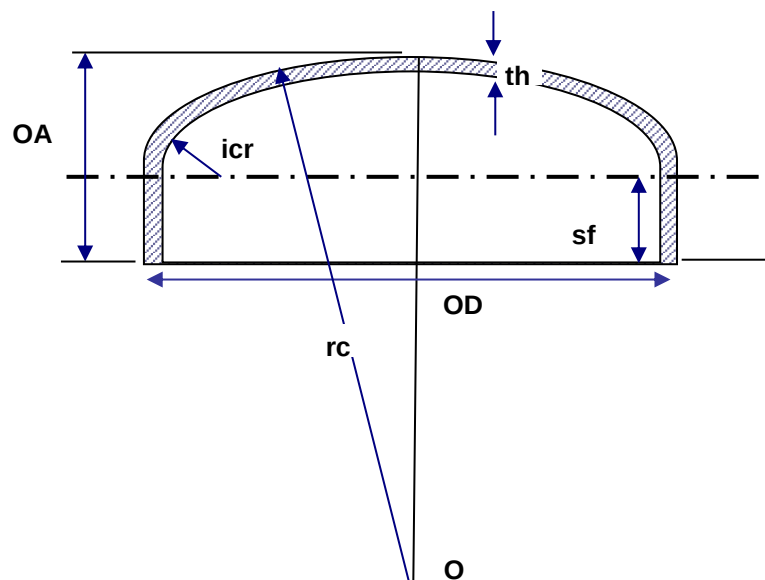
- Tekanan operasi: 1,4 atm
- Tekanan perancangan: 120% x 1,4 atm = 1,68 atm
- Tekanan alat ukur = 1,68 atm – 1,01325 atm = 0,66675 atm

$$= 0,66675 \text{ atm} \times (101325 \text{ Pa} / \text{atm})$$

$$= 67558,44375 \text{ Pa}$$

- $th = \frac{67558,44 \text{ Pa} \times 1,16 \text{ m}}{2 \times 88917857,14 \text{ Pa} - 0,4 \times 67558,44 \text{ Pa}} + 0,00318 \text{ m}$
- $th = 0,0036148 \text{ m}$

b. Tinggi Penutup Reaktor



Keterangan:

Icr : jari-jari sudut internal (m)

rc : jari-jari kelengkungan (m)

sf : flange lurus (m)

th : tebal penutup (m)

OA : tinggi penutup (m)

Tinggi penutup dihitung dengan persamaan:

$$OA = th + b + sf$$

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

$$BC = r - icr$$

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

Nilai sf diperoleh dari tabel 5.6 Brownell dan Young, Process Equipment Design, (1959), John Willey and son, New York. Nilai sf berkisar antara 1 ½ in sampai 3 ½ in.

- Dipilih sf = 3,5 in (0,0254 m/in)

$$= 0,0889 \text{ m}$$

$$R = Ids = 1,158 \text{ m}$$

$$Icr = 3 \text{ in} \times (0,254 \text{ m/in})$$

$$Bc = r - icr = 1,16 \text{ m} - 0,0762 \text{ m} = 1,081 \text{ m}$$

$$AB = \frac{Ids}{2} - icr = \frac{1,158 \text{ m}}{2} - 0,0762 \text{ m} = 0,50261 \text{ m}$$

$$OA = 1,158 \text{ m} - [(1,088142 \text{ m})^2 - (0,50261 \text{ m})^2]^{0.5}$$

$$OA = 0,2 \text{ m}$$

- Tinggi Total

$$H_{\text{total}} = \text{Tinggi katalis} + 2 \times \text{Ballast} + 2 \times \text{Tinggi head}$$

$$\text{Tinggi ballast} = 2,5 \text{ in}$$

$$= 2,5 \text{ in} \times (0,0254 \text{ m/in})$$

$$= 0,0635 \text{ m}$$

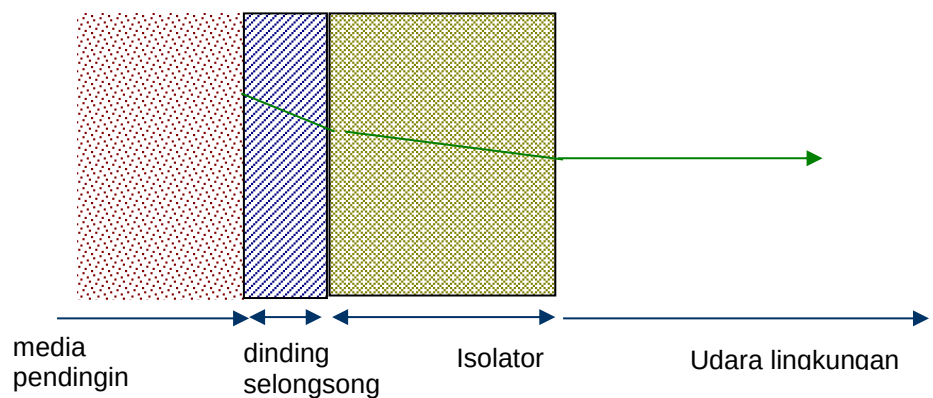
$$\text{Tinggi total} = 2,197 \text{ m} + 2 \times 0,06 \text{ m} + 2 \times 0,2 \text{ m}$$

$$= 2,72 \text{ m}$$

3. Isolator

Untuk menjaga keamanan lingkungan, dinding luar diberi isolator. Suhu udara, $T_u = 303,15 \text{ K}$, dirancang suhu dinding luar isolator, $T_i = 313,15 \text{ K}$. Dan dipilih isolator berbahan *Glass Fiber*.

Sketsa perpindahan kalor dari dinding dalam selongsong ke udara lingkungan.



xs: Tebal dinding selongsong [m]

xi: Tebal dinding isolator [m]

Tp: suhu media pendingin [K]

Ts': Suhu permukaan dalam selongsong [K]

Ts'': Suhu permukaan luar selongsong [K]

ti: Suhu dinding luar isolator [K]

tu: Suhu udara lingkungan [K]

Asumsi:

1. Suhu permukaan dinding dalam selongsong = suhu media pendingin.
2. Perpindahan kalor terjadi dalam keadaan tunak.

Perpindahan kalor yang terjadi:

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

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

$$q = kths \frac{T_p - ts''}{xs}$$

kths: konduktifitas *thermal* baja [kJ/ms K]

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

$$q = k_{thi} \frac{t_s'' - t_i}{x_i}$$

kthi: konduktifitas *thermal* isolator [kJ/ms K]

3. Perpindahan kalor secara konveksi dan radiasi dari permukaan isolator ke udara lingkungan.
 - a. Perpindahan kalor secara konveksi:

$$q_c = hc (t_i - t_u)$$

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

$$hc = 0,3 \times [t_i - t_u]^{0,25} \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ F [Kern D.Q]}$$

$$t_i = \text{suhu isolator dalam} = 104 \text{ F}$$

$$t_u = \text{suhu udara lingkungan} = 86 \text{ F}$$

$$hc = 0,3 (104 - 86)^{0,25} \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ F}$$

$$= 0,6179 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ F}$$

$$hc = 0,617 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ F} \times 5,671 \cdot 10^{-3} \text{ kJ/m}^2 \text{sK}$$

$$hc = 0,0035 \text{ kJ/m}^2 \text{sK}$$

$$Q_c = 0,0035 \text{ kJ/m}^2 \text{sK} \times [313,15 \text{ K} - 303,15 \text{ K}]$$

$$Q_c = 0,035 \text{ kJ/m}^2 \text{sK}$$

$$0,035 \text{ kJ/m}^2\text{sK} = \frac{773,150 \text{ K} - 313,15 \text{ K}}{\frac{0,0802 \text{ kJ/msK}}{0,00398 \text{ m}} + \frac{\text{xi m}}{0,000043 \text{ kJ/msK}}}$$

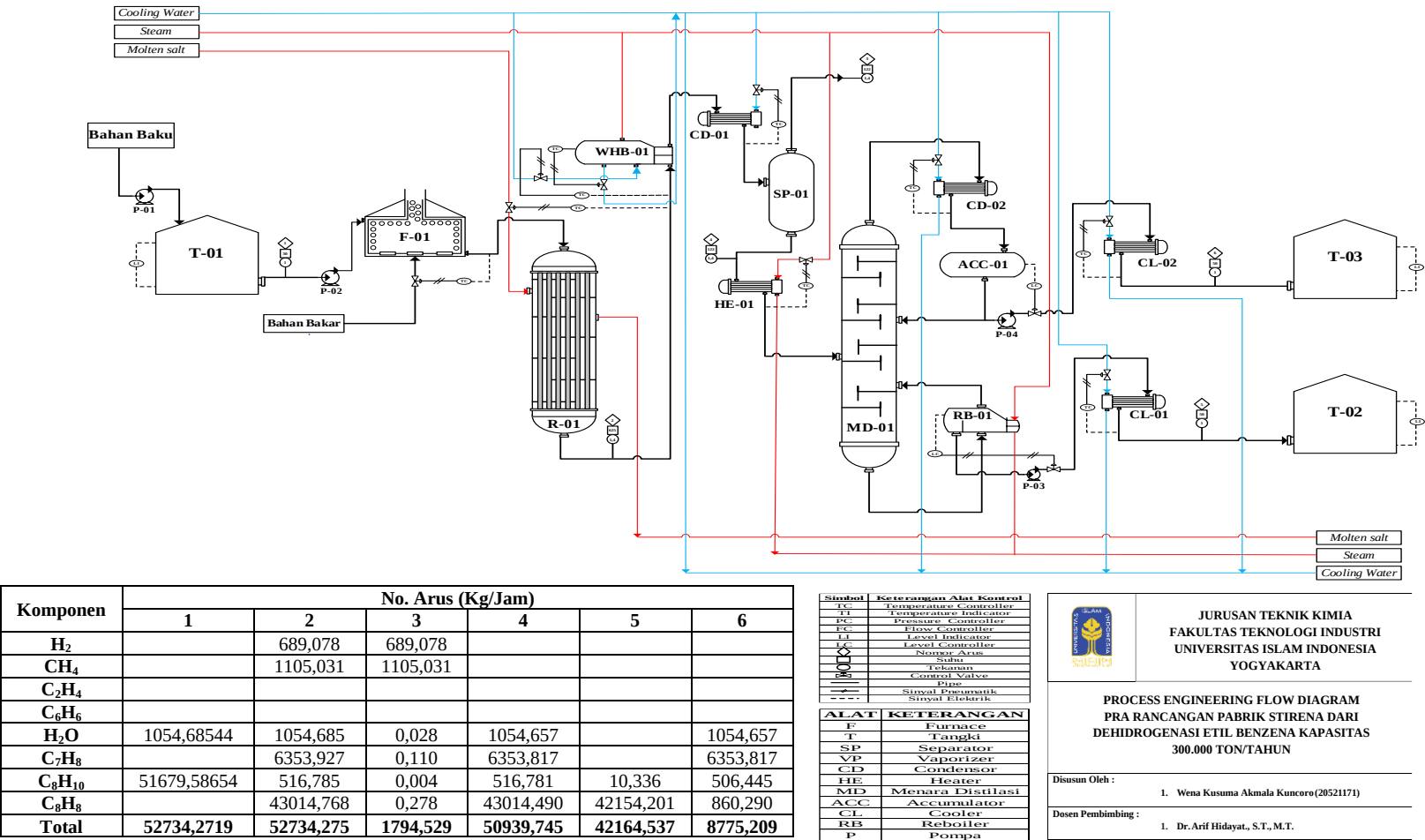
Nilai xi dihitung dengan cara iterasi sampai ruas kiri = kanan

$$\text{Xi} = 0,5610 \text{ m}$$

LAMPIRAN B

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM (PEFD)

PRA RANCANGAN PABRIK STIRENA DARI DEHIDROGENASI ETILBENZENA
KAPASITAS 300.000 TON/TAHUN



LAMPIRAN C

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN

PERANCANGAN PABRIK

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

Nama : **WENA KUSUMA AKMALA KUNCORO**

Nomor Mahasiswa : **20521171**

Judul (Bahasa Indonesia):

Prarancangan Pabrik Stirena dari Dehidrogenasi Etilbenzena

Mulai Masa Bimbingan: 13 Maret 2024

Batas Akhir Bimbingan: 8 Januari 2025

No	Tanggal	Luaran	Uraian
1	5 April 2024 - 28 Mei 2024	Luaran-1	Diagram Alir Kualitatif
2	2 Agustus 2024 - 6 Januari 2025	Luaran-2	Spesifikasi Bahan
3	7 Januari 2025 - 7 Januari 2025	Luaran-3	NERACA MASSA
4	7 Januari 2025 - 7 Januari 2025	Luaran-4	TINJAUAN KENETIKA
5	7 Januari 2025 - 7 Januari 2025	Luaran-5	PERANCANGAN REAKTOR
6	7 Januari 2025 - 7 Januari 2025	Luaran-6	ALAT PEMISAH DAN PENDUKUNGNYA
7	7 Januari 2025 - 7 Januari 2025	Luaran-7	DIAGRAM ALIR
8	7 Januari 2025 - 7 Januari 2025	Luaran-8	PEFD
9	7 Januari 2025 - 7 Januari 2025	Luaran-9	LOKASI, TATA LETAK, STRUKTUR
10	7 Januari 2025 - 7 Januari 2025	Luaran-10	UTILITAS
11	8 Januari 2025 - 8 Januari 2025	Luaran-11	ALAT PENYIMPANAN
12	8 Januari 2025 - 8 Januari 2025	Luaran-12	ALAT TRANSPORTASI
13	8 Januari 2025 - 8 Januari 2025	Luaran-13	ALAT PENUKAR PANAS
14	8 Januari 2025 - 8 Januari 2025	Luaran-14	EKONOMI TEKNIK
15	8 Januari 2025 - 8 Januari 2025	Luaran-15	NERACA PANAS
16	8 Januari 2025 - 8 Januari 2025	Luaran-16	PENYUSUNAN NASKAH

Yogyakarta, 8 Januari 2025



Dr. Arif Hidayat, S.T., M.T.
005220101