

PRARANCANGAN PABRIK STIRENA DARI DEHIDROGENASI
ETILBENZENA KAPASITAS 125.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR

Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia
Konsentrasi Teknik Kimia



Disusun Oleh :

Nama : Afnan Khairunnisa Bahrah

Nama : Karina Dwi Magfirah

NIM : 16521087

NIM : 16521207

KONSENTRASI TEKNIK KIMIA
JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA

2020

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRARANCANGAN PABRIK STIRENA DARI DEHIDROGENASI
ETILBENZENA KAPASITAS 125.000 TON/TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK



Disusun Oleh :

Nama : Afnan Khairunnisa Bahrah

Nama : Karina Dwi Magfirah

NIM : 16521087

NIM : 16521207

Yogyakarta, 31 Oktober 2020

Dosen Pembimbing I,

Dosen Pembimbing II,

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

Achmad Chafidz M. S., S.T., M.Sc.

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI
PRARANCANGAN PABRIK STIRENA DARI DEHIDROGENASI
ETILBENZENA KAPASITAS 125.000 TON/TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama : Afnan Khairunnisa Bahrah Nama : Karina Dwi Magfirah
NIM : 16521087 NIM : 16521207

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Konsentrasi Teknik Kimia
Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia
Yogyakarta, November 2020

Tim Penguji,

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

Ketua

Ariany Zulkania, S.T., M.Eng

Anggota I

Lucky Wahyu Nuzulia S., S.T., M.Eng

Anggota II

Mengetahui,

Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia



Dr. Suharno Rusdi

**LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL PRARANCANGAN
PABRIK STIRENA DARI DEHIDROGENASI ETILBENZENA
KAPASITAS 125.000 TON/TAHUN**

Kami yang bertandatangan di bawah ini :

Nama	: Afnan Khairunnisa Bahrah	Nama	: Karina Dwi Magfirah
NIM	: 16521087	NIM	: 16521207

Yogyakarta, 31 Oktober 2020

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

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



Afnan Khairunnisa Bahrah



Karina Dwi Magfirah

KATA PENGANTAR

Assalamu'alaikum warahmatullahi wabarakatuh.

Alhamdulillah, puji syukur penulis panjatkan atas kehadiran Allah SWT. yang senantiasa memberikan rahmat dan hidayah-Nya sehingga penulis masih dalam nikmatnya iman. Shalawat dan salam tak lupa penulis haturkan kepada manusia sempurna yang pernah berjalan di muka bumi ini, sang pembawa risalah-Nya, Muhammad Rasulullah SAW.

Tugas Akhir merupakan salah satu rangkaian proses yang harus ditempuh mahasiswa Teknik Kimia dalam penyelesaian masa studinya di Fakultas Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia (UII) Yogyakarta agar mendapatkan gelar Sarjana Teknik Strata 1 (S1). Oleh karena itu, Tugas Akhir Prarancangan Pabrik Kimia yang berjudul “Prarancangan Pabrik Stirena dari Dehidrogenasi Etilbenzena Kapasitas 125.000 Ton/Tahun” ini penulis susun dalam pemenuhan persyaratan tersebut.

Penulis menyadari selesainya penulisan Tugas Akhir ini tak lepas dari bantuan dan dukungan dari berbagai pihak. Maka dalam kesempatan ini, penulis ingin mengucapkan terima kasih kepada:

1. Allah SWT. yang telah mengizinkan dan merahmati setiap proses yang penulis lewati sehingga memudahkan selesainya dalam Tugas Akhir ini.
2. Orang tua dan seluruh keluarga yang senantiasa mendukung dan mendoakan penulis selama menempuh Pendidikan S1 Teknik Kimia di UII Yogyakarta.
3. Bapak Dr. Suharno Rusdi, selaku Ketua Prodi Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia (UII) Yogyakarta.
4. Ibu Dr Ifa Puspasari, S.T., M.Eng. selaku Dosen Pembimbing I Tugas Akhir Prodi Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia yang telah membimbing dan mengarahkan penulis dalam penyusunan dan penulisan Tugas Akhir ini.
5. Bapak Achmad Chafidz M. S., S.T., M.Sc. selaku Dosen Pembimbing II Tugas Akhir Prodi Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia yang

telah membimbing dan mengarahkan penulis dalam penyusunan dan penulisan Tugas Akhir ini.

6. Teman-teman seperjuangan Teknik Kimia UII 2016 yang senantiasa membantu dan mendukung dalam penyusunan Tugas Akhir ini.
7. Semua pihak lainnya yang tidak mampu disebutkan satu-persatu yang pastinya selalu mendukung hingga selesainya Tugas Akhir ini.

Penulis menyadari bahwa Tugas Akhir ini masih banyak kekurangan dan kekeliruan, oleh karena itu penulis dengan penuh rendah hati menerima kritik dan saran yang membangun yang diharapkan dapat membantu dalam perbaikan Tugas Akhir ini. Semoga Tugas Akhir ini juga dapat memberikan manfaat bagi para pembaca dan menambah referensi dalam prarancangan pabrik kimia.

Wassalamu 'alaikum warahmatullahi wabarakatuh.



Yogyakarta, Oktober 2020

Penulis

DAFTAR ISI

KATA PENGANTAR	v
DAFTAR ISI.....	vii
DAFTAR TABEL.....	ix
DAFTAR GAMBAR	xii
ABSTRAK	xiii
ABSTRACT.....	xiv
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang.....	1
1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik.....	1
1.2.1 Kebutuhan Stirena di Indonesia	1
1.2.2 Produsen Stirena Komersial.....	7
1.2.3 Negara Pengimpor Stirena	9
1.2.4 Ketersediaan Bahan Baku	11
1.3 Tinjauan Pustaka	11
1.3.1 Proses Produksi Stirena.....	11
1.3.2 Kegunaan Stirena	13
1.3.3 Pemilihan Proses Produksi	14
BAB II PERANCANGAN PRODUK	15
2.1 Spesifikasi Produk	15
2.2 Spesifikasi Bahan	17
2.3 Pengendalian Kualitas	18
2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan.....	18
2.3.2 Pengendalian Proses	18
2.3.3 Pengendalian Kualitas Produk	19
BAB III PERANCANGAN PROSES.....	20
3.1 Uraian Proses	20
3.1.1 Tahap Persiapan Bahan Baku.....	20
3.1.2 Tahap Pembentukan Produk.....	20
3.1.3 Tahap Pemurnian Produk	21

3.1.4	Tahap Penyimpanan	22
3.2	Spesifikasi Alat.....	23
3.2.1	Tangki Penyimpanan.....	23
3.2.2	<i>Furnace</i>	24
3.2.3	Reaktor	25
3.2.4	Flash Drum.....	26
3.2.5	Menara Distilasi	27
3.2.6	Kondensor	29
3.2.7	<i>Accumulator</i>	30
3.2.8	<i>Reboiler</i>	32
3.2.9	<i>Heat Exchanger</i>	34
3.2.10	<i>Cooler</i>	36
3.2.11	<i>Blower</i>	39
3.2.12	Pompa.....	40
BAB IV PERANCANGAN PABRIK		42
4.1	Lokasi Pabrik.....	42
4.2	Tata Letak Pabrik.....	44
4.3	Tata Letak Alat Proses.....	48
4.4	Alir Proses dan Material	50
4.5	Perawatan (<i>Maintenance</i>)	76
4.6	Utilitas	2
4.7	Manajemen Perusahaan	11
4.8	Evaluasi Ekonomi.....	7
BAB V PENUTUP.....		23
5.1	Kesimpulan.....	23
5.2	Saran	24
DAFTAR PUSTAKA		25
LAMPIRAN A		26
LAMPIRAN B		44
LAMPIRAN C		47
LAMPIRAN D.....		48

DAFTAR TABEL

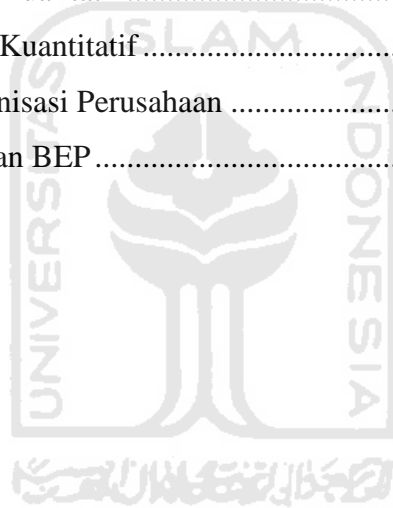
Tabel 1.1 Data Ekspor Stirena di Indonesia.....	2
Tabel 1.2 Data Konsumsi Stirena di Indonesia.....	3
Tabel 1.3 Data Impor Stirena.....	5
Tabel 1.4 Data Produksi Stirena di Indonesia.....	6
Tabel 1.5 Pabrik dan Kapasitas Produksi Stirena di Dunia.....	8
Tabel 1.6 Negara-negara pengimpor stirena.....	9
Tabel 1.7 Perbandingan Proses Produksi Stirena.....	14
Tabel 2.1 Sifat Fisis dan Kimia Produk.....	15
Tabel 3.1 Spesifikasi Tangki Penyimpanan.....	23
Tabel 3.2 Spesifikasi <i>Furnace</i>	24
Tabel 3.3 Spesifikasi Reaktor.....	25
Tabel 3.4 Spesifikasi <i>Flash Drum</i>	26
Tabel 3.5 Spesifikasi Menara Distilasi.....	27
Tabel 3.6 Spesifikasi Kondensor.....	29
Tabel 3.7 Spesifikasi <i>Accumulator</i>	30
Tabel 3.8 Spesifikasi <i>Reboiler</i>	32
Tabel 3.9 Spesifikasi <i>Heat Exchanger</i>	34
Tabel 3.10 Spesifikasi <i>Cooler</i> (C-01 – C-03).....	36
Tabel 3.11 Spesifikasi <i>Cooler</i> (C-04 – C-05).....	37
Tabel 3.12 Spesifikasi <i>Blower</i>	39
Tabel 3.13 Spesifikasi Pompa (P-01 – P-04).....	40
Tabel 3.14 Spesifikasi Pompa (P-05 – P-08).....	41
Tabel 4.1 Rincian Luas Area dan Bangunan.....	46
Tabel 4.2 Neraca Massa Total.....	50
Tabel 4.3 Neraca Massa T-01.....	51
Tabel 4.4 Neraca Massa MP-01.....	52
Tabel 4.5 Neraca Massa F-01.....	52
Tabel 4.6 Neraca Massa R-01.....	53
Tabel 4.7 Neraca Massa FD-01.....	54

Tabel 4.8 Neraca Massa MD-01	55
Tabel 4.9 Neraca Massa MD-02	56
Tabel 4.10 Neraca Massa MD-03	57
Tabel 4.11 Neraca Massa T-02	58
Tabel 4.12 Neraca Massa T-03	59
Tabel 4.13 Neraca Massa T-04	60
Tabel 4.14 Neraca Panas MP-01	61
Tabel 4.15 Neraca Panas HE-02	61
Tabel 4.16 Neraca Panas HE-01	62
Tabel 4.17 Neraca Panas HE-03	62
Tabel 4.18 Neraca Panas F-01	63
Tabel 4.19 ΔH_R	63
Tabel 4.20 ΔH_{in}	64
Tabel 4.21 ΔH_{out}	64
Tabel 4.22 Neraca Energi R-01.....	65
Tabel 4.23 Neraca Energi C-01.....	65
Tabel 4.24 Neraca Energi FD-01	66
Tabel 4.25 Neraca Energi MD-01	66
Tabel 4.26 Neraca Energi CD-01.....	67
Tabel 4.27 Neraca Energi C-02.....	67
Tabel 4.28 Neraca Energi RB-01	68
Tabel 4.29 Neraca Energi MD-02.....	68
Tabel 4.30 Neraca Energi CD-02.....	69
Tabel 4.31 Neraca Energi RB-02	69
Tabel 4.32 Neraca Energi MD-03.....	70
Tabel 4.33 Neraca Energi CD-03.....	71
Tabel 4.34 Neraca Energi C-03.....	71
Tabel 4.35 Neraca Energi RB-03	72
Tabel 4.36 Neraca Energi C-04.....	72
Tabel 4.37 Neraca Energi C-05.....	73
Tabel 4.38 Kebutuhan Air Pembangkit <i>Steam</i>	5

Tabel 4.39 Kebutuhan Air Pendingin.....	6
Tabel 4.40 Kebutuhan Listrik Alat Proses	9
Tabel 4.41 Kebutuhan Listrik Utilitas.....	10
Tabel 4.42 Jadwal Pembagian Shift	6
Tabel 4.43 Jabatan dan Keahlian	7
Tabel 4.44 Harga Indeks	9
Tabel 4.45 <i>Physical Plant Cost</i> (PPC)	15
Tabel 4.46 <i>Direct Plant Cost</i> (DPC).....	15
Tabel 4.47 <i>Fixed Capital Investment</i> (FCI)	16
Tabel 4.48 <i>Direct Manufacturing Cost</i> (DMC)	16
Tabel 4.49 <i>Indirect Manufacturing Cost</i> (IMC)	16
Tabel 4.50 <i>Fixed Manufacturing Cost</i> (FMC)	17
Tabel 4.51 <i>Total Manufacturing Cost</i> (MC).....	17
Tabel 4.52 <i>Working Capital</i> (WC).....	17
Tabel 4.53 <i>General Expense</i> (GE)	18
Tabel 4.54 <i>Total Production Cost</i> (TPC).....	18
Tabel 4.55 <i>Fixed Cost</i> (Fa).....	18
Tabel 4.56 <i>Variable Cost</i> (Va).....	19
Tabel 4.57 <i>Regulated Cost</i> (Ra).....	19

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Grafik Ekspor Stirena.....	2
Gambar 1.2 Grafik Konsumsi Stirena.....	4
Gambar 1.3 Grafik Impor <i>Stirena</i> di Indonesia	5
Gambar 1.4 Grafik Produksi Stirena di Indonesia	6
Gambar 1.5 Grafik Impor Negara ASEAN.....	10
Gambar 4.1 Lahan kosong rencana pembangunan pabrik	42
Gambar 4.2 Tata Letak Pabrik	47
Gambar 4.3 Tata Letak Alat Proses	49
Gambar 4.4 Diagram Alir Kualitatif	74
Gambar 4.5 Diagram Alir Kuantitatif	75
Gambar 4.6 Struktur Organisasi Perusahaan	14
Gambar 4.7 Grafik SDP dan BEP	22



ABSTRAK

Pabrik stirena dari etilbenzena dirancang dengan proses dehidrogenasi kapasitas 125.000 ton/tahun sebagai pemenuhan kebutuhan stirena di Indonesia dan memungkinkan Indonesia sebagai eksportir stirena sebagai pemenuhan kebutuhan stirena di ASEAN. Pabrik direncanakan didirikan di kawasan industri Pulo Merak di daerah Serang, Banten diatas tanah seluas 9340 m². Secara garis besar, pabrik stirena terdapat 5 proses utama yaitu tahap persiapan bahan baku, tahap pembentukan produk, tahap pemisahan 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 3 reaksi di dalam reaktor yaitu pembentukan stirena, benzena, dan toluena dimana benzena dan toluena merupakan produk samping dari reaksi pembentukan stirena. Untuk menghasilkan stirena sebanyak 125.000 ton/tahun dibutuhkan 131.536 ton/tahun etilbenzena dengan katalis Fe₂O₃ yang digunakan sebanyak 2.231 kg/tahun. Utilitas yang diperlukan meliputi air yang diolah sebanyak 3.863.856 ton/tahun, bahan bakar 1.489 m³/tahun, *steam* sebanyak 56.434 ton/tahun, udara tekan sebanyak 577.334 m³/tahun, serta listrik yang dibangkitkan sebesar 616 kW. Berdasarkan kriteria yang ada, pabrik tergolong beresiko tinggi. Biaya produksi total sebesar Rp 896.830.491.264 per tahun. Keuntungan sebelum pajak tiap tahun Rp 237.352.166.955 dan sesudah pajak sebesar Rp 178.014.125.216. Hasil analisis ekonomi menunjukkan *Return On Investment* (ROI) sebelum pajak 44,20% dan setelah pajak 32,04%, *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak 1,85 tahun dan setelah pajak 2,32 tahun, *Break Even Point* (BEP) pada 40,37 % kapasitas terpasang, dan *Shut Down Point* (SDP) pada 22,83% kapasitas terpasang, *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCFR) sebesar 19,09%. Berdasarkan hasil analisis ekonomi, pabrik stirena dari dehidrogenasi etilbenzena dirancang dengan kapasitas 125.000 ton/tahun ini menarik untuk dikaji lebih lanjut.

Kata kunci: stirena, dehidrogenasi, etilbenzena, *multi tubular reactor*

ABSTRACT

Styrene Industry made of ethylbenzene by dehydrogenation process was designed by the capacity of 125,000 tons/year to fulfil styrene in Indonesia and enable Indonesia to become an exporter of styrene to fulfil styrene in ASEAN. The plant is planned to be established industrial area of Pulo Merak, Serang, Banten on the land area of 9.340 m². Generally, styrene industry has 5 main processes, which are preparation of raw materials, product formation, product separation, product purification, and the storage. Raw materials was prepared to fulfil the operating conditions in the reactor whose were temperature of 625°C and pressure of 1.4 atm. The reactor used in this process was Fixed Bed Multi Tubular Reactor. There were 3 reactions in the reactor, which are formation of styrene, benzene and toluene where benzene and toluene were the by-product. To produce 125,000 tons/year of styrene, 131,536 tons/year of ethylbenzene and 2,231 kg of Fe₂O₃ catalyst were required. Utilities use be included 3,863,856 tons per year of treated water, 1,489 m³/year of fuel oil, 56,434 tons/year of steam, 577,334 m³ of compressed air, and electricity generated at 616 kW. Based on the criteria, the plant was considered high risk. The total production cost is as much as Rp 896,830,491,264 per year. The profit before annual tax was Rp 237,352,166,955 and the profit after tax was Rp 178,014,125,216. The results of the economic analysis showed that the Return on Investment (ROI) before tax was 44.20% and after tax was 32.04%, Pay Out Time (POT) before tax was 1.85 years and after tax was 2.32 years, Break Event Point (BEP) at 40.37% of installed capacity and Shut Down Point (SDP) was 22.83% of installed capacity, and Discounted Cash Flow Rate of Return was 19.09%. According to the results of the economic analysis, the styrene plant from ethylbenzene with a capacity of 125,000 tons per year was interesting to study further.

Key words: styrene, dehydrogenation, ethylbenzene, multi tubular reactor

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Dikutip dalam penyampaian Dirjen Industri Kimia, Tekstil, dan Aneka (IKTA) Kemenperin pada kabar online indopremier (2018), Indonesia berpotensi menjadi pusat pertumbuhan industri petrokimia. Hanya saja impor masih memegang kendali dalam pemenuhan kebutuhan Indonesia. Sebab industri petrokimia memiliki peran penting dalam memenuhi kebutuhan produksi di industri manufaktur lainnya. Salah satu produk impor Indonesia adalah stirena.

Stirena merupakan salah satu senyawa aromatik monomer tak jenuh turunan benzena dengan rumus molekul $C_6H_5C_2H_3$. Senyawa ini memiliki wujud cair pada suhu ruang, tidak berwarna, dan memiliki aroma yang khas. Stirena menjadi bahan baku karet sintesis, *fiberglass*, dan bahan baku dari polistirena yang kaya manfaat seperti sebagai kemasan makanan, gelas plastik, dan gabus.

Di ASEAN, stirena merupakan bahan kimia yang penting dalam industri polimer, dimana industri ini memenuhi kebutuhan stirena dengan mengimpor bahan baku dari luar negara ASEAN. Maka dari itu industri kimia yang cukup memiliki potensi untuk didirikan adalah stirena, karena dengan didirikan industri ini tidak hanya memenuhi kebutuhan di Indonesia tetapi juga dapat meningkatkan nilai ekspor yang dapat mendukung Indonesia menjadi pusat pertumbuhan industri petrokimia.

1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik

Dalam penentuan kapasitas perancangan pabrik stirena ada beberapa hal yang dipertimbangkan, antara lain :

1.2.1 Kebutuhan Stirena di Indonesia

a. Demand

- Ekspor

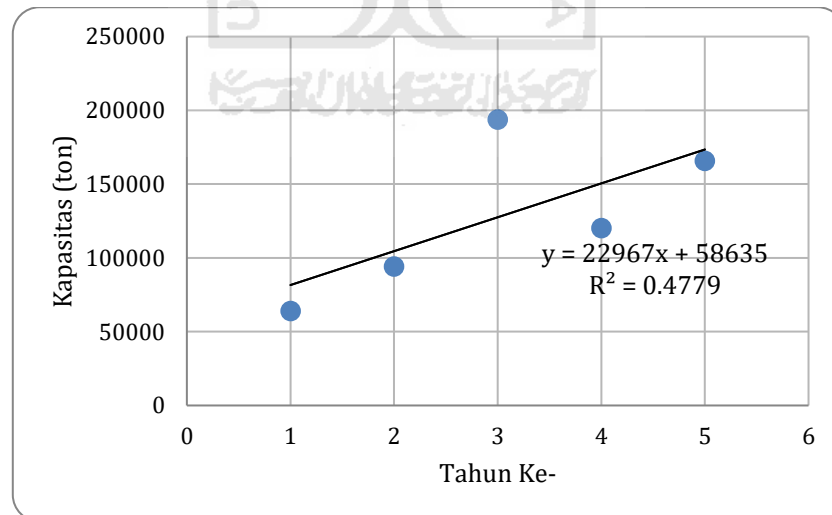
Berdasarkan data Badan Pusat Statistik, ekspor stirena di Indonesia mengalami peningkatan di setiap tahunnya. Dari Tabel 1.1 dapat dilihat data perkembangan ekspor stirena di Indonesia dari tahun 2015-2019.

Tabel 1.1 Data Ekspor Stirena di Indonesia

Tahun	Jumlah Ekspor (Ton)
2015	63.937
2016	9.419
2017	193.596
2018	120.174
2019	165.781

Sumber : Badan Pusat Statistik (2015-2019)

Dari data diatas, dapat dibuat grafik yaitu gambar Grafik 1.1 untuk mendapatkan persamaan linearnya guna memperkirakan jumlah ekspor pada tahun 2024 di Indonesia.



Gambar 1.1 Grafik Ekspor Stirena

Setelah mendapatkan persamaan garis lurus, dapat ditentukan nilai ekspor stirena pada tahun 2024 dengan menggunakan persamaan

$y = 22.967x + 58.635$ dengan nilai x nya merupakan tahun proyeksi dan nilai y adalah jumlah ekspor. Maka dengan menggunakan persamaan diatas proyeksi ekspor stirena pada tahun 2024 (tahun ke-10) adalah:

$$y = 22.967x + 58.635$$

$$y = 22.967 (10) + 58.635$$

$$y = 288.305 \text{ ton}$$

- **Konsumsi**

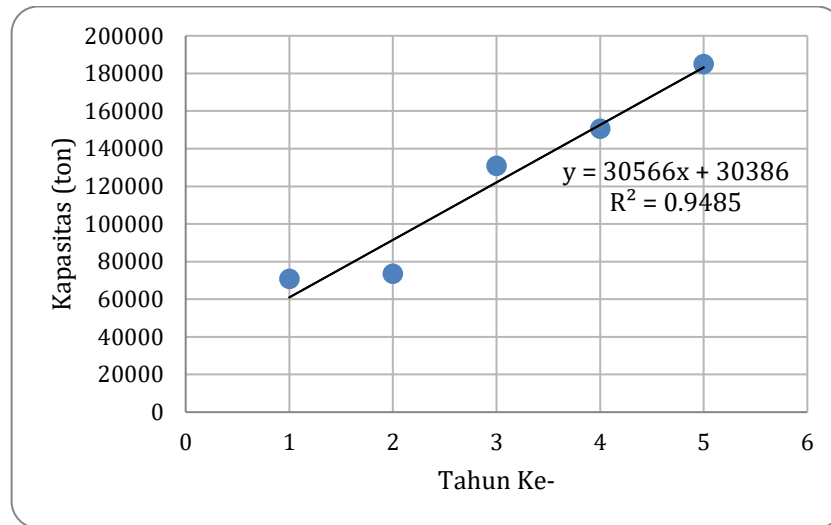
Berdasarkan data statistik pada tahun 2012 sampai 2016, konsumsi stirena meningkat di setiap tahunnya. Hal ini sesuai dengan data dari Badan Pusat Statistik yang ditunjukkan pada Tabel 1.2 berikut:

Tabel 1.2 Data Konsumsi Stirena di Indonesia

Tahun	Jumlah Konsumsi (Ton)
2012	70.713
2013	73.411
2014	130.800
2015	150.500
2016	1.850.000

Sumber : Badan Pusat Statistik (2012-2016)

Dari data diatas, maka dapat digunakan untuk membuat grafik data konsumsi stirena dan menentukan garis persamaan linear.



Gambar 1.2 Grafik Konsumsi Stirena

Dengan menggunakan data konsumsi stirena pada tahun 2012 sampai 2016 dapat diproyeksikan jumlah konsumsi stirena dengan menggunakan persamaan $y = 30.566x + 30.386$ dimana nilai x adalah tahun proyeksi dan y adalah jumlah konsumsi. Maka jumlah konsumsi pada tahun ke-13 atau tahun 2024 adalah:

$$y = 30.566x + 30.386$$

$$y = 30.566 (13) + 30.386$$

$$y = 427.744 \text{ ton}$$

b. Supply

- Impor

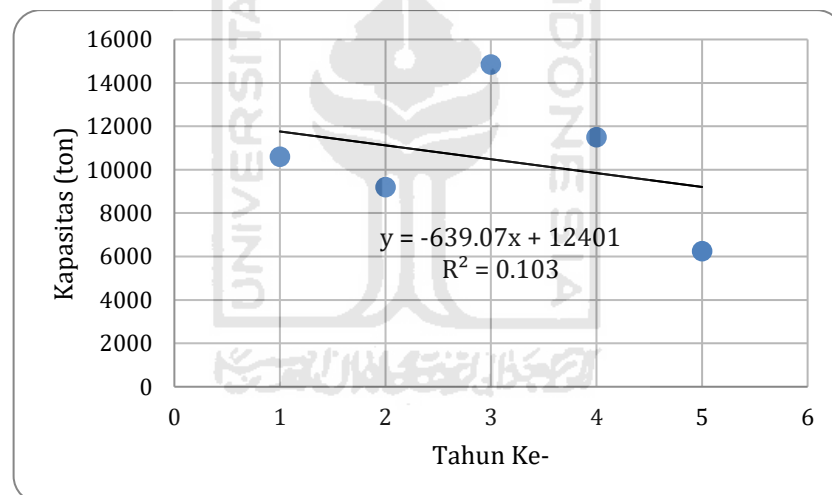
Menurut data Badan Pusat Statistik pada tahun 2015 sampai 2019, jumlah impor mengalami penurunan di Indonesia. Hal ini dapat diasumsikan bahwa kebutuhan bahan baku stirena di Indonesia sudah terpenuhi. Data perkembangan impor stirena di Indonesia dapat dilihat pada Tabel 1.3.

Tabel 1.3 Data Impor Stirena

Tahun	Jumlah Impor (Ton)
2015	10.598
2016	9.207
2017	14.854
2018	11.499
2019	6.256

Sumber : Badan Pusat Statistik (2015-2019)

Berdasarkan data impor di Indonesia, maka dapat dibuat grafik untuk mendapatkan persamaan linear.



Gambar 1.3 Grafik Impor *Stirena* di Indonesia

Jika persamaan linear telah didapatkan, maka jumlah impor pada tahun 2024 (tahun ke-10) dapat diproyeksikan dengan cara :

$$y = -639,07x + 12.401$$

$$y = -639,07 (10) + 12.401$$

$$y = 6.010 \text{ ton}$$

- Produksi

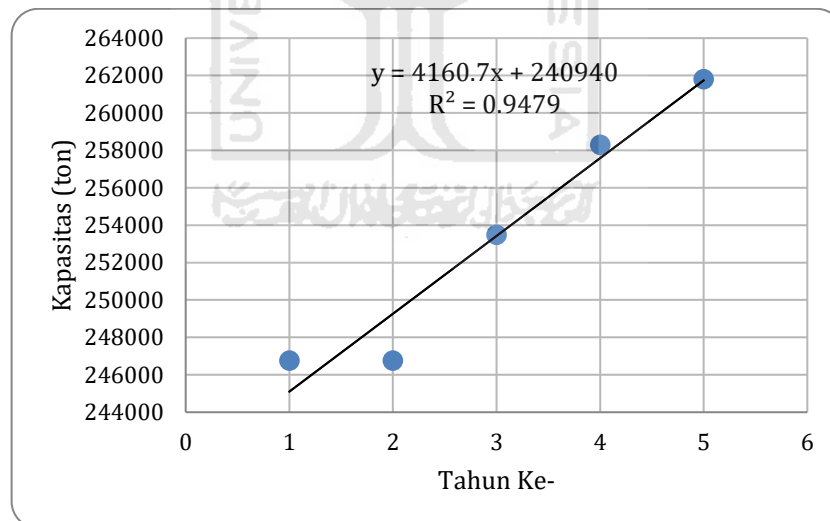
Berbeda dengan data impor stirena, berdasarkan data Badan Pusat Statistik jumlah produksi stirena mengalami peningkatan setiap tahunnya. Hal ini dapat dilihat pada Tabel 1.4 berikut:

Tabel 1.4 Data Produksi Stirena di Indonesia

Tahun	Jumlah Produksi (Ton)
2012	246.764
2013	246.764
2014	253.482
2015	258.300
2016	261.800

Sumber : Badan Pusat Statistik (2012-2016)

Dari data di atas maka didapat grafik sebagai berikut :



Gambar 1.4 Grafik Produksi Stirena di Indonesia

Pada tahun 2024 produksi stirena dapat diproyeksi dengan menggunakan persamaan linear yang didapatkan. Jumlah produksi stirena pada tahun ke-13 sebagai berikut:

$$y = 4.160,7x + 240.940$$

$$y = 4.160,7 (13) + 240.940$$

$$y = 295.029 \text{ ton}$$

Berdasarkan data ekspor, konsumsi, impor, dan produksi maka didapatkan nilai *demand* dan *supply* untuk memproyeksikan peluang pasar stirena pada tahun 2024 yang nantinya akan digunakan sebagai pertimbangan penentuan kapasitas produksi.

$$\begin{aligned} \text{Demand} &= \text{Ekspor} + \text{Konsumsi} \\ &= 288.305 + 427.744 \\ &= 716.049 \text{ ton} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Supply} &= \text{Impor} + \text{Produksi} \\ &= 6.010 + 295.029 \\ &= 301.039 \text{ ton} \end{aligned}$$

Setelah mendapatkan nilai *demand* dan *supply*, maka dapat ditentukan peluang untuk menentukan kapasitas perancangan pabrik sebagai berikut:

$$\begin{aligned} \text{Peluang} &= \text{Demand} - \text{Supply} \\ &= 716.049 - 301.039 \\ &= 415.009 \text{ ton} \end{aligned}$$

Dari hasil perhitungan peluang, kapasitas pabrik yang akan didirikan akan mengambil 30% dari peluang yaitu: $30\% \times 415.009 = 124.502 \text{ ton/tahun}$. Maka pabrik stirena yang akan dibangun memiliki kapasitas produksi sebesar 125.000 ton/tahun.

1.2.2 Produsen Stirena Komersial

Dalam pembangunan dan penentuan kapasitas pabrik, maka diperlukan pertinjauan dari data kapasitas produksi stirena di dunia dalam skala komersil yang sudah beroperasi yang dimana dapat dilihat pada Tabel 1.5 berikut:

Tabel 1.5 Pabrik dan Kapasitas Produksi Stirena di Dunia

No	Pabrik dan Lokasi	Kapasitas (ton/tahun)
1	Santide Refining Company, Corpus City, Texas	27.220
2	El Paso Natural Gas Product Company, Odessa, Texas	39.000
3	Chosden Oil and Chemical Company, Big Spring, Texas	49.900
4	Borg Warner Corporation, Baytown, Texas	56.710
5	Foster Grand Company Inc., Bason Rouge, LA	90.740
6	Shell Chemical Company, Torrance, California	95.280
7	Sinclair Kopper Company, Huston, Texas	122.500
8	The Dow Chemical Company	700.000
9	PT. Styrimdo Mono Indonesia	230.000
10	Mosanto Company, Torrance, California	340.290
11	Jilin Chemical, China	140.000
12	Guangzhou Petrochemical, China	80.000
13	Lanzhou Petrochemical, China	30.000
14	Panjin Chemical, China	60.000
15	Idemitsu Stirena, Malaysia	220.000
16	Thai Petrochemical, Thailand	150.000

Sumber: www.theinnovationgrup.com

Melihat dari data Tabel 1.5, pabrik dengan produksi stirena terbesar adalah *The Dow Chemical Company* dan pabrik produksi stirena terkecil adalah Lanzhou Petrochemical, China. Selain itu, dapat dilihat bahwa wilayah ASEAN hanya memiliki tiga pabrik stirena yang berada di Indonesia, Malaysia, dan Thailand dengan Indonesia sebagai produsen tertinggi. Sehingga hal ini memungkinkan Indonesia mampu menjadi produsen utama stirena dalam pemenuhan stirena di ASEAN maupun Asia.

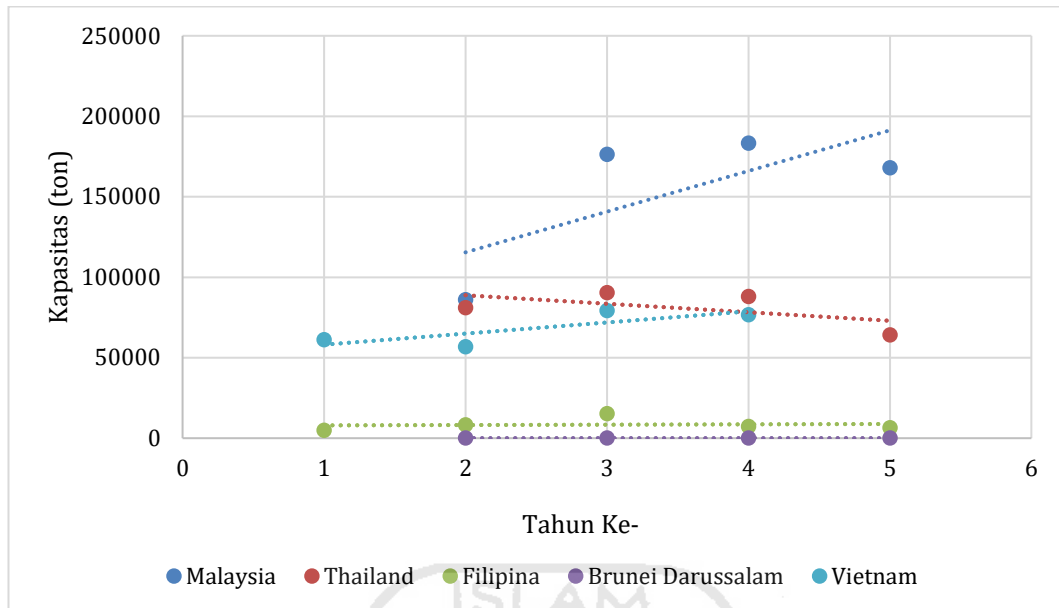
1.2.3 Negara Pengimpor Stirena

Tak hanya Indonesia, ada beberapa negara ASEAN yang mengimpor stirena. Diantaranya ada Malaysia, Thailand, Filipina, Brunei Darussalam, dan Vietnam. Jika dilihat dari data, maka kelima negara ini dapat dijadikan negara tujuan ekspor. Berikut data impor tiap negara dari tahun 2015 hingga 2018 pada Tabel 1.6 berikut:

Tabel 1.6 Negara-negara pengimpor stirena

Tahun	Jumlah Impor Stirena Negara ASEAN (Ton/tahun)				
	Malaysia	Thailand	Filipina	Brunei Darussalam	Vietnam
2015	85.982	80.975	8.287	0,10	61.148
2016	176.263	90.343	15.270	0,40	56.750
2017	183.328	88.032	7.194	0,48	79.142
2018	167.846	64.140	6.368	0,60	76.658

Sumber : UNdata



Gambar 1.5 Grafik Impor Negara ASEAN

Dari Gambar 1.5 dapat dilakukan pendekatan regresi linear, sehingga didapatkan persamaan dibawah ini:

$$y_{\text{Malaysia}} = 25.266x + 90.191$$

$$y_{\text{Thailand}} = -5.281,5x + 94.077$$

$$y_{\text{Filipina}} = 213,36x + 7.735,3$$

$$y_{\text{Brunei Darussalam}} = 0,158x$$

$$y_{\text{Vietnam}} = 6.892,2x + 51.194$$

Dengan menggunakan persamaan di atas, maka dapat diproyeksikan nilai impor Malaysia, Thailand, Filipina, Brunei Darussalam, dan Vietnam pada tahun 2024 atau tahun ke-10 adalah 342.851 ton, 41.262 ton, 9.869 ton, 1,58 ton, dan 120.116 ton.

$$\% \text{ pemenuhan} = \frac{\text{kapasitas pabrik} - \text{impor Indonesia}}{\text{total impor ASEAN}} \times 100\%$$

$$\% \text{ pemenuhan} = \frac{120907}{521205} \times 100\% = 23,20\%$$

Dari pertimbangan di atas, dengan adanya produksi stirena di Indonesia dengan kapasitas 125.000 ton/tahun diharapkan dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri dan kebutuhan stirena sekitar 23,20% dari total kebutuhan konsumsi negara ASEAN.

1.2.4 Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku utama etilbenzena yang digunakan dalam proses stirena *disupply* dari PT Styrimo Mono Indonesia yang merupakan anak perusahaan dari PT Chandra Asri Petrochemical yang berlokasi di Serang, Banten.

1.3 Tinjauan Pustaka

1.3.1 Proses Produksi Stirena

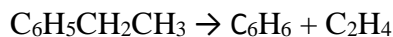
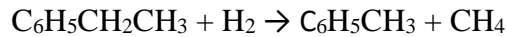
Proses produksi stirena pertama kali pada abad ke-19 dengan distilasi *storax*. Proses ini tidak dilakukan secara komersial sebab hasil stirena yang dihasilkan bersifat getas dan rapuh. Pada akhir tahun 1937, pengembangan proses produksi stirena dengan dehidrogenasi etilbenzena berhasil mencapai kemurnian tinggi dan polimer plastik bersifat stabil. Sedangkan berdasarkan Kirk & Othmer (1952), proses produksi stirena dengan dehidrogenasi etilbenzena dan oksidasi etilbenzena digunakan dalam produksi komersial. (Prabowo, Yacob Ardi., 2013)

a. Dehidrogenasi Etilbenzena

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 serta bertekanan rendah dalam fase uap tetapi reaksi ini dibatasi oleh kesetimbangan termodinamika. Proses dehidrogenasi ini merupakan reaksi endotermis dimana reaksi akan bergantung pada suhu tinggi. Suhu tinggi tidak hanya membantu penghilangan hidrogen secara kinetik maupun termodinamik, tetapi juga meningkatkan produk dari reaksi samping. Dehidrogenasi etilbenzena melibatkan katalis Fe_2O_3 karena cocok untuk reaksi yang sangat endotermis. 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 dan juga kompresor tidak perlu menghilangkan hidrogen dari hasil keluaran kondensor reaktor.

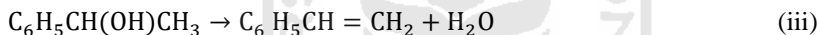
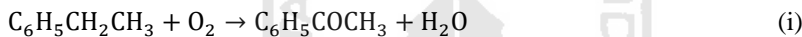


Produk samping dari proses dehidrogenasi adalah toluena dan benzena. Toluena terbentuk dari reaksi katalitik pembentukan stirena sedangkan benzena terbentuk dari hasil dekomposisi termal etilbenzena dan stirena. Berikut merupakan reaksi pembentukan toluena dan benzena:



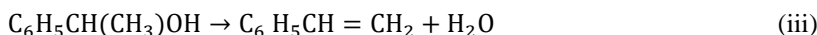
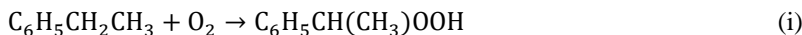
b. Oksidasi Etilbenzena

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 *acetat*. 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.

1.3.2 Kegunaan Stirena

Stirena merupakan produk turunan yang banyak dimanfaatkan sebagai bahan baku industri polimer dan berikut adalah manfaat dari turunan stirena:

a. *Polistirena (PS)*

Kegunaan sebagai bahan pembuat pengemasan, mainan, perabotan rumah tangga, peralatan olahraga, elektronik, peralatan media, dan peralatan laboratorium.

b. *Styrene Acrylonitrile*

Kegunaan sebagai bahan pembuat barang rumah tangga dan pengemasan kosmetik.

c. *Acrylonitrile-Butadiene-Styrene Copolymer (ABS)*

Kegunaan sebagai bahan pembuat pipa, bagian-bagian dari kendaraan, *refrigerator*, kelistrikan/elektronik, dan mainan.

d. *Styrene-Butadiene Latex*

Kegunaan sebagai pelapis kertas, pembuatan karpet, matras busa, komponen cat lateks, dan perekat.

e. *Styrene-Butadiene Rubber (SBR)*

Kegunaan sebagai pembuatan ban, selang, sepatu, ikat pinggang, suku cadang kendaraan, radiator, dan heater.

f. *Unsaturated Polyester Resin (UPR)*

Kegunaan sebagai pelapis dan perekat pada konstruksi kapal, alat kelistrikan, kendaraan, dan industri resin plastik termosetting.

1.3.3 Pemilihan Proses Produksi

Tabel 1.7 Perbandingan Proses Produksi Stirena

Parameter	Proses Dehidrogenasi Etilbenzena	Proses Oksidasi Etilbenzena
Suhu Operasi	550-680°C	110-250°C
Tekanan	3,04-14,19 bar	0,71-40,53 bar
Konversi Reaksi	60-80%	70-85%
Selektivitas	97%	90%
Bahan Pendukung	Katalis Fe ₂ O ₃	Propilena, oksigen, hydrogen, beragam katalis.
Kelebihan	Beroperasi pada tekanan rendah, katalis yang digunakan tidak banyak, proses lebih sederhana dan sering digunakan di industri	Beroperasi pada suhu reaksi rendah, konversi reaksi lebih besar
Kekurangan	Reaksi bersuhu tinggi sehingga turunnya suhu dapat mempengaruhi konversi	Bertekanan tinggi, tahap reaksi banyak dan katalis yang digunakan cukup banyak

Sumber : Kirk Othmer, 1952

Berdasarkan Tabel 1.7 dapat dilihat bahwa proses yang baik dan lebih menguntungkan untuk digunakan dalam rancangan industri stirena ini adalah Proses Dehidrogenasi Etilbenzena. Selain proses telah umum digunakan dalam dunia industri antara lain PT Styrimdo Mono Indonesia, *Guangzhou Petrochemical China*, dan *The Dow Chemical Company Texas*, biaya produksi lebih murah karena proses yang sederhana dan hanya menggunakan satu katalis yaitu katalis Fe₂O₃. Biaya konstruksi alat lebih murah pula karena memiliki tekanan operasi yang lebih rendah.

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk

Tabel 2.1 Sifat Fisis dan Kimia Produk

Karakteristik	Produk	Produk Samping	
	Stirena	Benzena	Toluena
Rumus molekul	C_8H_8 atau $C_6H_5CH = CH_2$	C_6H_6	C_7H_8 atau $C_6H_5CH_3$
Wujud	cair	cair	cair
Warna	Tidak berwarna	Tidak berwarna	Tidak berwarna
Bau	Khas aromatik	Khas aromatik	Khas aromatik
Berat Molekul	104,152 gr/mol	78,114 gr/mol	92,141 gr/mol
Densitas pada 25°C	0,8998 gr/ml	0,8729 gr/cm ³	0,8631 gr/cm ³
Titik Beku	-	-	-
Titik Didih pada 1 atm	145°C	80,10°C	110,625°C
Kelarutan dalam Air	0,032% berat	0,180 gr/100 gr air	0,050 gr/100 gr air
Kapasitas Panas	-	-	-
Volume Kritis	3,37 ml/liter	-	-
Temperatur Kritis	362,1°C	289,0°C	320,8°C
Tekanan Kritis	38,4 bar	48,6 atm	40,23 atm
Faktor Aksentrik	0,57	-	-
Kompresibilitas Kritis	-	-	-
Flash Point	31,1°C	-11,1°C	4,0°C
Refraktif Indeks Pada 25°C	-	-	-

Lanjutan Tabel 2.1 Sifat Fisis dan Kimia Produk

Surface Tension	-	-	-
Viskositas Pada 25°C	0,6719 cp	0,6071 cp	0,5465 cp
Panas Pembentukan	-	48,66 kJ/gmol	
Panas Pembentukan Gas 25°C	147,4 kJ/mol	-	-
Panas Penguapan Pada 25°C	421 J/g	-	-
Panas Penguapan Pada 80°C	-	33,847 kJ/mol	-
Panas Penguapan Pada 110°C	-	-	32,786 kJ/mol
Panas Peleburan	-	9,874 kJ/kmol	-
Panas Pembakaran 25°C	-4,263 MJ/mol	-3267,6 kJ/gmol	-
Tekanan Uap Pada 25°C	-	873,700 kPa	-
Tegangan Permukaan Pada 25°C	-	28,180 dyne/cm	-
Komponen			
Stirena	Stirena minimal 99,7% berat Etilbenzena maksimal 0,3% berat Inhibitor 4 TBC 10-20 ppm		
Benzena	Benzena minimal 99,95% berat Toluena maksimal 0,05% berat		
Toluena	Toluena minimal 99,50% berat Etilbenzena maksimal 0,05% berat Benzena maksimal 0,03% berat		

Sumber: Ullman's, 2002

2.2 Spesifikasi Bahan

Bahan Baku, Etilbenzena

Rumus Molekul	: C_8H_{10} / $C_6H_5CH_2CH_3$
Wujud	: Cair
Warna	: Tidak berwarna
Bau	: Khas aromatis
Berat Molekul	: 106,16 gr/mol
Densitas pada 20°C	: 0,87 gr/mol
Titik Beku	: -95°C
Titik Didih pada 1 atm	: 136°C
Kelarutan Air pada 20°C	: 0,2 g/l
Kapasitas Panas	: 1.169 J/kg.K (gas ideal) : 1.752 J/kg.K (cairan)
Temperatur Kritis	: 344,02°C
Tekanan Kritis	: 36,09 bar
Faktor Aksentrik	: 0,3026
Kompresibilitas Kritis	: 0,263
Flash Point	: 15°C
Refraktif Indeks 25°C	: 1,4932
Surface Tension	: 28,48 mN/m
Viskositas pada 40°C	: 0,63 mm ² /s
Komponen	: Etilbenzena 99,70% berat Benzena 0,30% berat

Sumber: PT.Styrindo Mono Indonesia

Bahan Pembantu, Katalis Fe₂O₃

Wujud	: padatan
Bentuk	: granular
Warna	: kuning
Diameter	: 4,7 mm
Bulk Density	: 977 kg/cm
Porositas	: 0.35

2.3 Pengendalian Kualitas

Kualitas produk merupakan hal penting bagi konsumen. Untuk itu ada beberapa hal yang harus dilakukan untuk menjaga dan memastikan kualitas produk agar sesuai dengan spesifikasi, diantaranya:

2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan

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 Fe_2O_3 sebelum dilakukan proses produksi.

2.3.2 Pengendalian Proses

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



BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1 Uraian Proses

3.1.1 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 reaksi. Bahan baku etilbenzena disimpan didalam tangki penyimpanan (T-01) pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm. Bahan baku etilbenzena dialirkan dari tangki menuju *mix point* dengan menggunakan pompa (P-01), dimana *mix point* merupakan titik pencampuran bahan baku etilbenzena dengan hasil keluaran atas menara distilasi (MD-02) yang *direct cycle*. Setelah melewati *mix point*, bahan baku akan dialirkan menuju *heat exchanger* (HE-1 dan HE-2) dengan menyerap panas produk keluaran reaktor. Setelah menyerap panas produk keluaran reaktor didapatkan suhu bahan baku sebesar 495°C, kemudian dialirkan menuju *furnace* (F-01) untuk mendapatkan suhu yang sesuai dengan kondisi operasi reaktor yaitu 625°C. Setelah tercapai suhu dan tekanan yang sesuai dengan kondisi operasi reaktor, etilbenzena siap dialirkan menuju reaktor (R-01).

3.1.2 Tahap Pembentukan Produk

Etilbenzena pada suhu 625°C dan tekanan 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 Fe₂O₃. Pada reaktor juga digunakan steam yang berfungsi untuk menjaga suhu reaktor tetap berada di suhu 625°C. Setelah produk terbentuk dari proses reaksi, produk siap dialirkan menuju tahap pemurnian dimana suhu keluaran sebesar 625°C dan tekanan 1,37 atm

3.1.3 Tahap Pemurnian Produk

Tahap pemurnian produk bertujuan untuk memisahkan produk stirena dari campuran gas produk. Produk yang keluar dari reaktor (R-01) dialirkan menggunakan pompa (P-02) menuju *heat exchanger* (HE-01 dan HE-02) untuk melepaskan panasnya sehingga suhu produk menurun hingga 174,50°C. Setelah melewati *heat exchanger*, produk didinginkan kembali menggunakan *cooler* (C-01) sehingga suhunya menjadi 138°C. Ketika suhu campuran diturunkan, maka sebagian produk akan berubah fase menjadi cair sehingga produk harus dipisahkan bagian cair dan gasnya di *flash drum* (FD-01). Komponen yang berwujud gas ialah hidrogen, metana, dan dalam jumlah banyak, serta benzena, toluena, stirena dan etilbenzena dalam jumlah sedikit. Komponen gas yang keluar dari *flash drum* (FD-01) akan digunakan sebagai bahan bakar pada *furnace* (F-01). Produk bawah *flash drum* (FD-01) yang berisi benzena, toluena, stirena, dan etilbenzena kemudian akan dipisahkan lagi di menara distilasi.

Keluaran *flash drum* (FD-01) dialirkan menggunakan pompa (P-03) menuju menara distilasi (MD-01) dimana pada proses pemurnian ini bertujuan untuk memisahkan produk samping benzena dan toluena dari stirena dan etilbenzena. Keluaran bawah menara distilasi (MD-01) kemudian didinginkan menggunakan *cooler* (C-02) dan dialirkan dengan pompa (P-05) menuju menara distilasi (MD-02), sedangkan keluaran atas menara distilasi (MD-01) akan diembunkan menggunakan kondensor (CD-01) lalu ditampung didalam akumulator (ACC-01), kemudian sebagian embun akan dikembalikan sebagai refluk ke menara distilasi (MD-01) dan sisanya akan didinginkan terlebih dahulu menggunakan *cooler* (C-03) lalu dialirkan menuju menara distilasi (MD-03) dengan menggunakan pompa (P-04).

Input menara distilasi (MD-02) berisi stirena, etilbenzena, dan sedikit toluena. Pada alat ini akan dipisahkan sebagian etilbenzena dan toluena dari produk stirena, dimana diinginkan kemurnian produk yaitu 99,98% mol stirena dan 0,02% mol etilbenzena. Produk stirena akan keluar melalui bagian bawah menara distilasi (MD-02) dan akan dialirkan menuju tangki penyimpanan stirena (T-02), kemudian produk atas akan diembunkan menggunakan kondensor (CD-02) dan akan

ditampung di akumulator (ACC-02) lalu sebagian embun akan dikembalikan ke menara distilasi (MD-02) dan sisanya akan dialirkan menuju *mix point* menggunakan pompa (P-08).

Pada menara distilasi (MD-03), inputnya mengandung benzena, toluena, dan sedikit etilbenzena sehingga pada alat akan dipisahkan benzena dan toluena sebagai produk samping. Pada hasil atas diinginkan produk dengan kemurnian 99,99% mol benzena dan 0,01% mol toluena, sedangkan hasil bawah diinginkan kemurnian produk 99,46% mol toluena, 0,53% mol etilbenzena dan 0,01% mol benzena. Produk atas akan keluar menara dan diembunkan menggunakan kondensor (CD-03) kemudian ditampung di akumulator (ACC-03), sebagian embun akan dikembalikan ke menara distilasi (MD-03) sebagai refluks dan sisanya sebagai produk akan dialirkan ke tangki penyimpanan benzena (T-04). Produk bawah akan keluar dari menara dan akan dialirkan menuju tangki penyimpanan toluena (T-03).

3.1.4 Tahap Penyimpanan

Produk utama stirena setelah keluar dari menara distilasi (MD-02) dialirkan menggunakan pompa (P-09) dan didinginkan dengan *cooler* (C-04), lalu akan disimpan di tangki penyimpanan stirena (T-02) dengan suhu 30°C dan tekanan 1 atm. Produk samping benzena setelah dari akumulator (ACC-03) terlebih dahulu didinginkan menggunakan *cooler* (C-06) lalu dialirkan menggunakan pompa (P-06) menuju tangki penyimpanan benzena (T-04). Benzena disimpan dalam tangki dengan suhu 30°C dan tekanan 1 atm. Produk samping toluena setelah dari akumulator (ACC-02) terlebih dahulu didinginkan menggunakan *cooler* (C-05) lalu dialirkan menggunakan pompa (P-07) menuju tangki penyimpanan toluena (T-03). Toluena disimpan dalam tangki dengan suhu 30°C dan tekanan 1 atm.

3.2 Spesifikasi Alat

3.2.1 Tangki Penyimpanan

Tabel 3.1 Spesifikasi Tangki Penyimpanan

Tangki	T-01	T-02	T-03	T-04
Fungsi	Menyimpanan bahan baku etilbenzena	Menyimpanan produk utama stirena	Menyimpanan produk samping toluena	Menyimpanan produk samping benzena
Jenis	Tangki silinder dengan tutup <i>torispherical dished head</i>			
Fasa	Cair			
Jumlah	1 unit	2 unit	2 unit	2 unit
Kondisi operasi	Temperatur = 30 °C Tekanan = 1 atm	Temperatur = 30 °C Tekanan = 1 atm	Temperatur = 30 °C Tekanan = 1 atm	Temperatur = 30 °C Tekanan = 1 atm
Spesifikasi	Kapasitas = 1.577 m ³ Bahan = <i>Carbon steel SA 285 grade C</i> ID = 13,56 m OD = 13,72 m Tinggi = 11,21 m Tebal dinding = 0,001 m	Kapasitas = 3.391 m ³ Bahan = <i>Carbon steel SA 285 grade C</i> ID = 18,06 m OD = 18,29 m Tinggi = 13,12 m Tebal dinding = 0,010 m	Kapasitas = 1.955 m ³ Bahan = <i>Carbon steel SA 285 grade C</i> ID = 15,09 m OD = 15,24 m Tinggi = 11,23 m Tebal dinding = 0,006 m	Kapasitas = 1.955 m ³ Bahan = <i>Carbon steel SA 285 grade C</i> ID = 15,09 m OD = 15,24 m Tinggi = 11,23 m Tebal dinding = 0,006 m
Harga alat	\$500.156	\$383.989	\$416.279	\$416.279

3.2.2 Furnace

Tabel 3.2 Spesifikasi *Furnace*

<i>Furnace</i> (F-01)	
Fungsi	: Menyiapkan kondisi bahan baku sebelum masuk ke dalam reaktor
Jenis	: <i>Large box furnace</i>
Jumlah	: 1 unit
Kondisi operasi	: Kontinyu
Spesifikasi	: Beban <i>furnace</i> = 1.902 btu/jam Bahan = <i>Carbon steel SA 285 grade C</i> Jumlah <i>tube</i> = 6 <i>tube</i> Panjang <i>tube</i> = 6,1 ft OD <i>tube</i> = 1,52 in.
Harga alat	\$203.370

3.2.3 Reaktor

Tabel 3.3 Spesifikasi Reaktor

Reaktor (R-01)	
Fungsi	: Tempat terjadinya proses reaksi pembentukan stirena
Jenis	: <i>Fixed Bed Multitube Reactor</i>
Kondisi operasi	: Tekanan masuk = 1,4 atm Tekanan keluar = 1,37 atm Temperatur Operasi = 625°C
Spesifikasi Tube	: Bahan = <i>Low alloy steel SA 213 grade T9</i> ID = 0,0409 m OD = 0,048 m Tebal = 0,0035 m Susunan = <i>Triangular pitch</i> Jumlah tube = 669 buah
Spesifikasi Shell	: Bahan = <i>Low alloy steel SA 301 grade B</i> ID = 1,64 m OD = 1,83 m Tebal = 0,0286 m
Spesifikasi Head	: Bentuk = Torispherical dished head Bahan = <i>Low alloy steel SA 301 grade B</i> Tebal = 0,0286 m Tinggi = 0,4234 m
Tinggi Reaktor	: 4,85 m
Harga alat	: \$219.931

3.2.4 Flash Drum

Tabel 3.4 Spesifikasi *Flash Drum*

<i>Flash Drum (FD-01)</i>	
Fungsi	: Memisahkan campuran produk yang berwujud gas dengan campuran produk berwujud cairan
Jenis	: Silinder vertikal dengan alas-tutup elipsoidal
Kondisi operasi	: Temperatur = 45°C Tekanan = 1,2 atm
Spesifikasi	: Bahan = <i>Low alloy steel SA 203 grade A</i> Diameter = 3,09 m Tinggi = 6,19 m Tebal = 0,0064 m
Harga alat	\$232.955

3.2.5 Menara Distilasi

Tabel 3.5 Spesifikasi Menara Distilasi

Menara Distilasi	MD-01		MD-02		MD-03	
Fungsi	Memisahkan produk utama stirena dan bahan baku sisa etilbenzena dari produk samping toluena dan benzena		Memisahkan produk utama stirena dari bahan baku sisa etilbenzena		Memisahkan produk samping benzena dari produk samping toluena	
Jenis	<i>Sieve tray</i>		<i>Sieve tray</i>		<i>Sieve tray</i>	
Jumlah	1 unit		1 unit		1 unit	
Operasi	Kontinyu		Kontinyu		Kontinyu	
	Bottom	Top	Bottom	Top	Bottom	Top
Tekanan	1,1 atm	1,1 atm	0,85 atm	0,85 atm	1,1 atm	1,1 atm
Temperatur	147°C	102°C	139°C	130 °C	114 °C	83 °C
Tinggi kolom	24,063 m		36,942 m		18,178 m	
<i>Stage feed</i>	<i>Stage 67</i>		<i>Stage 77</i>		<i>Stage 27</i>	
Total tray	75 plate		118 plate		48 plate	
Diameter	1,66 m	0,87 m	1,660 m	1,574 m	0,569 m	0,850 m
<i>Tray spacing</i>	0,3 m		0,3 m		0,3 m	
Tebal silinder	0,0159 m	0,0159 m	0,0159 m	0,0159 m	0,0159 m	0,159 m

Lanjutan Tabel 3.5 Spesifikasi Menara Distilasi

Menara Distilasi	MD-01		MD-02		MD-03	
Tebal <i>head</i>	0,0064 m	0,0064 m	0,0064 m	0,0064 m	0,0064 m	0,008 m
Material	<i>Carbon steel SA 285 Grade C</i>		<i>Carbon steel SA 285 Grade C</i>		<i>Carbon steel SA 285 Grade C</i>	
<i>Downcomer area</i>	2,15 m ²	0,59 m ²	2,16 m ²	1,94 m ²	0,25 m ²	0,57 m ²
<i>Active area</i>	1,72 m ²	0,48 m ²	1,73 m ²	1,56 m ²	0 20 m ²	0,45 m ²
<i>Hole diameter</i>	5 mm	5 mm	5 mm	5 mm	5 mm	5 mm
<i>Hole area</i>	1,96 m ²	1,96 m ²	1,96 m ²	1,96 m ²	1,96 m ²	1,96 m ²
Tinggi <i>weir</i>	50 mm	50 mm	50 mm	50 mm	50 mm	50 mm
Panjang <i>weir</i>	1,43 m	1,43 m	1,43 m	1,43 m	0,73 m	0,73 m
Tebal pelat	5 mm	5 mm	5 mm	5 mm	5 mm	5 mm
<i>Pressure drop per tray</i>	138,04 mm liq	138,04 mm liq	142,41 mm liq	142,41 mm liq	3922,97 mm liq	3922,97 mm liq
Tipe aliran cairan	<i>Single pass</i>		<i>Single pass</i>		<i>Single pass</i>	
Desain % <i>flooding</i>	80%		80%		80%	
Jumlah <i>hole</i>	6.587 buah		6.616 buah		1.733 buah	
Harga alat	\$100.368		\$100.368		\$100.368	

3.2.6 Kondensor

Tabel 3.6 Spesifikasi Kondensor

Kondensor	CD-01	CD-02	CD-03
Fungsi	Mengembunkan hasil atas MD-01	Mengembunkan hasil atas MD-02	Mengembunkan hasil atas MD-03
Jenis	<i>Shell and tube</i>	<i>Shell and tube</i>	<i>Shell and tube</i>
Kondisi operasi	Fluida panas = 102 °C Fluida dingin = 30 – 88 °C	Fluida panas = 130 °C Fluida dingin = 30 – 116 °C	Fluida panas = 83 °C Fluida dingin = 30 – 75 °C
<i>Shell side</i>	Kapasitas = 117,17 kg/jam Fluida = Produk atas MD-01 ID = 0,3048 m <i>Baffle space</i> = 0.5334 m Passes = 1 <i>Pressure drop</i> = 5×10^{-4} psi	Kapasitas = 3.893,24 kg/jam Fluida = Produk atas MD-02 ID = 0,3048 m <i>Baffle space</i> = 0.5334 m Passes = 1 <i>Pressure drop</i> = 1,14 psi	Kapasitas = 54,09 kg/jam Fluida = Produk atas MD-03 ID = 0,3048 m <i>Baffle space</i> = 0.5334 m Passes = 1 <i>Pressure drop</i> = $2,1 \times 10^{-4}$ psi
<i>Tube side</i>	Kapasitas = 470,508 kg/jam Fluida = Air pendingin Panjang = 1,07 m Jumlah = 18 buah OD = 0,0381 m BWG = 15 Passes = 1 <i>Pitch</i> = 0.0476 m <i>Tringular pitch</i> <i>Pressure drop</i> = $6,63 \times 10^{-5}$	Kapasitas = 6.119,792 kg/jam Fluida = Air pendingin Panjang = 6,1 m Jumlah = 18 buah OD = 0,0381 m BWG = 15 Passes = 1 <i>Pitch</i> = 0.0476 m <i>Tringular pitch</i> <i>Pressure drop</i> = 0,0013 psi	Kapasitas = 336,320 kg/jam Fluida = Air pendingin Panjang = 1,1 m Jumlah = 18 buah OD = 0,0381 m BWG = 15 Passes = 1 <i>Pitch</i> = 0.0476 m <i>Tringular pitch</i> <i>Pressure drop</i> = $3,99 \times 10^{-5}$ psi

Lanjutan Tabel 3.6 Spesifikasi Kondensor

<i>Dirt factor</i>	0,00772 jam.ft ² .°F/BTU	0,00125 jam.ft ² .°F/BTU	0,01320 jam.ft ² .°F/BTU
Uc	215,909	237,554	211,581
Kondensor	CD-01	CD-02	CD-03
Ud	80,983	183,255	55,781
A	2,3 m ²	13,1 m ²	2,3 m ²
Harga alat	\$9.928	\$9.928	\$9.928

3.2.7 Accumulator

Tabel 3.7 Spesifikasi Accumulator

<i>Accumulator</i>	ACC-01	ACC-02	ACC-03
Fungsi	Menampung keluaran kondensor MD-01	Menampung keluaran kondensor MD-02	Menampung keluaran kondensor MD-03
Jenis	Tangki silinder horizontal, tutup <i>ellipsoidal head</i>	Tangki silinder horizontal, tutup <i>ellipsoidal head</i>	Tangki silinder horizontal, tutup <i>ellipsoidal head</i>
Kondisi operasi	Temperatur = 95,418 °C Tekanan = 1 atm	Temperatur = 130,287 °C Tekanan = 1 atm	Temperatur = 83,377 °C Tekanan = 1 atm

Lanjutan Tabel 3.7 Spesifikasi *Accumulator*

Spesifikasi	Diameter silinder = 0,37 m Panjang silinder = 1,81 m Tebal dinding = 0,0064 m	Diameter silinder = 1,19 m Panjang silinder = 5,92 m Tebal dinding = 0,0064 m	Diameter silinder = 0,37 m Panjang silinder = 1,80 m Tebal dinding = 0,0064 m
Harga alat	\$5.090	\$9.891	\$5.090



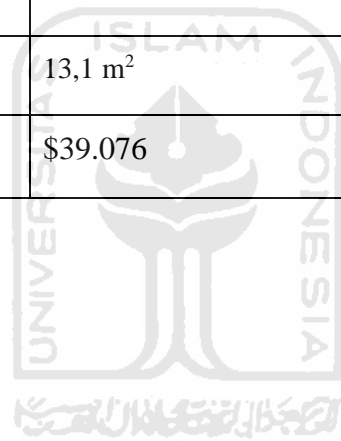
3.2.8 Reboiler

Tabel 3.8 Spesifikasi Reboiler

Reboiler	RB-01	RB-02	RB-03
Fungsi	Menguapkan hasil bawah MD-01	Menguapkan hasil bawah MD-02	Menguapkan hasil bawah MD-03
Jenis	<i>Shell and tube</i>	<i>Shell and tube</i>	<i>Shell and tube</i>
Kondisi operasi	Fluida panas = 200 °C Fluida dingin = 147,56 – 147,19 °C	Fluida panas = 200 °C Fluida dingin = 139,407 – 139,457 °C	Fluida panas = 200 °C Fluida dingin = 144,233 – 144,131 °C
<i>Shell side</i>	Kapasitas = 47,916 kg/jam Fluida = <i>Steam</i> ID = 0,3048 m <i>Baffle space</i> = 0,5334 m Passes = 1 <i>Pressure drop</i> = 0,1097 psi	Kapasitas = 787,832 kg/jam Fluida = <i>Steam</i> ID = 0,3048 m <i>Baffle space</i> = 0,5334 m Passes = 1 <i>Pressure drop</i> = 0,0882 psi	Kapasitas = 23,074 kg/jam Fluida = <i>Steam</i> ID = 0,3048 m <i>Baffle space</i> = 0,5334 m Passes = 1 <i>Pressure drop</i> = 1,2 x 10 ⁻⁶ psi
<i>Tube side</i>	Kapasitas = 19.676,543 kg/jam Fluida = keluaran MD-01 Panjang = 1,5 m Jumlah = 18 buah OD = 0,381 m BWG = 18 <i>Pitch</i> = 0,5715 m <i>Tringular pitch</i> Passes = 1 <i>Pressure drop</i> = 0,0098 psi	Kapasitas = 15.783,306 kg/jam Fluida = keluaran MD-02 Panjang = 6,1 m Jumlah = 18 buah OD = 0,4572 m BWG = 18 <i>Pitch</i> = 0,5715 m <i>Tringular pitch</i> Passes = 1 <i>Pressure drop</i> = 0,0252 psi	Kapasitas = 63,071 kg/jam Fluida = keluaran MD-03 Panjang = 1,5 m Jumlah = 18 buah OD = 0,4572 m BWG = 18 <i>Pitch</i> = 0,5715 m <i>Tringular pitch</i> Passes = 1 <i>Pressure drop</i> = 1 x 10 ⁻⁷ psi

Lanjutan Tabel 3.8 Spesifikasi *Reboiler*

<i>Reboiler</i>	RB-01	RB-02	RB-03
<i>Dirt factor</i>	0,00081 jam.ft ² .°F/BTU	0,00299 jam.ft ² .°F/BTU	0,00270 jam.ft ² .°F/BTU
Uc	170,648	272,208	251,877
Ud	150	150	150
A	3,3 m ²	13,1 m ²	3,3 m ²
Harga alat	\$16.669	\$39.076	\$16.669



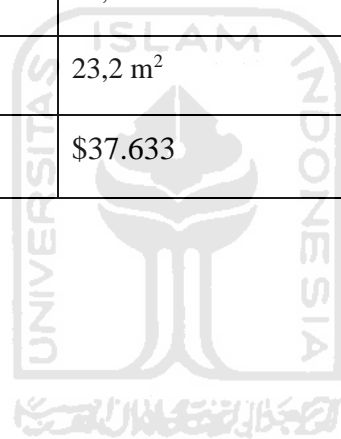
3.2.9 Heat Exchanger

Tabel 3.9 Spesifikasi *Heat Exchanger*

<i>Heat Exchanger</i>	HE-01	HE-02	HE-03
Fungsi	Memanaskan bahan baku dengan memanfaatkan panas keluaran reaktor	Memanaskan bahan baku dengan memanfaatkan panas keluaran reaktor	Memanaskan bahan baku dengan memanfaatkan panas keluaran <i>flash drum</i> (FD-01)
Jenis	<i>Shell and tube</i>	<i>Shell and tube</i>	<i>Shell and tube</i>
Kondisi operasi	Fluida panas = 625 °C Fluida dingin = 140 - 568,870 °C	Fluida panas = 259 °C Fluida dingin = 49,874 – 140 °C	Fluida panas = 568,870 °C Fluida dingin = 39,626 – 146,449 °C
<i>Shell side</i>	Kapasitas = 20.501,781 kg/jam Fluida = Bahan baku ID = 0,635 m <i>Baffle space</i> = 0,254 m Passes = 2 <i>Pressure drop</i> = 0,082 psi	Kapasitas = 20.501,781 kg/jam Fluida = Bahan baku ID = 0,3048 m <i>Baffle space</i> = 0,254 m Passes = 2 <i>Pressure drop</i> = 0,012 psi	Kapasitas = 20.501,781 kg/jam Fluida = keluaran FD-01 ID = 0,254 m <i>Baffle space</i> = 0,254 m Passes = 6 <i>Pressure drop</i> = 0,021 psi
<i>Tube side</i>	Kapasitas = 20.501,781 kg/jam Fluida = keluaran reaktor Panjang = 6,1 m Jumlah = 506 buah OD = 0,0191 m BWG = 10 <i>Pitch</i> = 0,0238 m <i>Tringular pitch</i> Passes = 2 <i>Pressure drop</i> = 0,762 psi	Kapasitas = 20.501,781 kg/jam Fluida = Keluaran reaktor Panjang = 4,7 m Jumlah = 82 buah OD = 0,0191 m BWG = 15 <i>Pitch</i> = 0,0254 m <i>Tringular pitch</i> Passes = 2 <i>Pressure drop</i> = 0,532 psi	Kapasitas = 20.501,781 kg/jam Fluida = Bahan baku Panjang = 3 m Jumlah = 42 buah OD = 0,0191 m BWG = 110 <i>Pitch</i> = 0,0238 m <i>Tringular pitch</i> Passes = 2 <i>Pressure drop</i> = 0,747 psi

Lanjutan Tabel 3.9 Spesifikasi *Heat Exchanger*

<i>Heat Exchanger</i>	HE-01	HE-02	HE-03
<i>Dirt factor</i>	0,00229 jam.ft ² .°F/BTU	0,00339 jam.ft ² .°F/BTU	0,00469 jam.ft ² .°F/BTU
Uc	69,546	74,750	81,046
Ud	59,986	59,628	58,712
A	184,6 m ²	23,2 m ²	7,7 m ²
Harga alat	\$37.633	\$37.633	\$37.633



3.2.10 Cooler

Tabel 3.10 Spesifikasi Cooler (C-01 – C-03)

Cooler	C-01	C-02	C-03
Fungsi	Mendinginkan keluaran reaktor sebelum masuk ke <i>flash drum</i> (FD-01)	Mendinginkan keluaran bawah MD-01 sebelum masuk ke MD-02	Mendinginkan keluaran bawah MD-02 sebelum masuk ke tangki penyimpanan stirena (T-02)
Jenis	<i>Shell and tube</i>	<i>Double pipe</i>	<i>Shell and Tube</i>
Kondisi operasi	Fluida panas = 175 °C Fluida dingin = 30 – 50 °C	Fluida panas = 147 °C Fluida dingin = 30 – 50 °C	Fluida panas = 139,457 °C Fluida dingin = 30 – 50 °C
<i>Shell side</i>	Kapasitas = 223.209 kg/jam Fluida = air pendingin ID = 0,0254 m <i>Baffle space</i> = 0,3286 m Passes = 2 <i>Pressure drop</i> = 3,2 psi	Kapasitas = 19.218 kg/jam Fluida = air pendingin ID = 0,0525 m Panjang = 0,508 m Hairpin = 1 <i>Pressure drop</i> = 1,6 psi	Kapasitas = 142965,09 kg/jam Fluida = air pendingin ID = 0,0254 m <i>Baffle space</i> = 0,3286 m Passes = 1 <i>Pressure drop</i> = 2,2 psi
<i>Tube side</i>	Kapasitas = 20.501,781 kg/jam Fluida = produk reaktor Panjang = 6,1 m Jumlah = 118 buah OD = 0,0254 m BWG = 11 <i>Pitch</i> = 0,0381 m <i>Tringular pitch</i> Passes = 2 <i>Pressure drop</i> = 0,155 psi	Kapasitas = 19676,543 kg/jam Fluida = produk bawah MD-01 Panjang = 6,1 m OD = 0,0422 m ID = 0,0351 m IPS = 1,25 <i>Pressure drop</i> = 9,004 psi	Kapasitas = 15783,306 kg/jam Fluida = produk stirena Panjang = 6,1 m Jumlah = 239 buah OD = 0,0191 m BWG = 14 <i>Pitch</i> = 0,0238 m <i>Tringular pitch</i> Passes = 1 <i>Pressure drop</i> = 0,24 psi

Lanjutan Tabel 3.9 Spesifikasi *Cooler* (C-01 – C-03)

<i>Cooler</i>	C-01	C-02	C-03
<i>Dirt factor</i>	0,008 jam.ft ² .°F/BTU	0,0068 jam.ft ² .°F/BTU	0,007 jam.ft ² .°F/BTU
Uc	223,178	511,42	175,320
Ud	77,929	113,75	76,453
A	56,5 m ²	2,5 m ²	84,2 m ²
Harga alat	\$10.771	\$1.830	\$15.957

Tabel 3.11 Spesifikasi *Cooler* (C-04 – C-05)

<i>Cooler</i>	C-04	C-05
Fungsi	Mendinginkan keluaran bawah MD-03 sebelum masuk ke tangki penyimpanan toluena (T-03)	Mendinginkan keluaran atas MD-03 sebelum masuk tangki penyimpanan benzena (T-04)
Jenis	<i>Double pipe</i>	<i>Double pipe</i>
Kondisi operasi	Fluida panas = 114,131 °C Fluida dingin = 30 – 50 °C	Fluida panas = 83,364 °C Fluida dingin = 30 – 50 °C

Lanjutan Tabel 3.11 Spesifikasi *Cooler* (C-04 – C-05)

<i>Cooler</i>	C-04	C-05
<i>Shell side</i>	Kapasitas = 415,91 kg/jam Fluida = air pendingin ID = 0.0525 m Panjang = 0,508 m Hairpin = 1 <i>Pressure drop</i> = 0,101 psi	Kapasitas = 143,69 kg/jam Fluida = air pendingin ID = 0.0525 m Panjang = 0,508 m Hairpin = 1 <i>Pressure drop</i> = 0,016 psi
<i>Tube side</i>	Kapasitas = 63,071 kg/jam Fluida = produk bawah MD-03 Panjang = 6,1 m OD = 0,0422 m ID = 0,0351 m IPS = 1,25 <i>Pressure drop</i> = 0,0003 psi	Kapasitas = 54,099 kg/jam Fluida = produk atas MD-01 Panjang = 6,1 m OD = 0,0422 m ID = 0,0351 m IPS = 1,25 <i>Pressure drop</i> = 0,0002 psi
<i>Dirt factor</i>	0,049 jam.ft ² .°F/BTU	0,004 jam.ft ² .°F/BTU
Uc	50,16	8,19
Ud	14,502	7,934
A	0,3125 m ²	0,1710 m ²
Harga alat	\$1.606	\$1.576

3.2.11 *Blower*

Tabel 3.12 Spesifikasi *Blower*

<i>Blower</i>	BL-01	BL-02
Fungsi	Menurunkan tekanan gas dari R-01 menuju FD-01	Mengantarkan gas dari FD-01 menuju F-01
Jenis	<i>Centrifugal blower</i>	<i>Centrifugal blower</i>
Kondisi Operasi	P in = 1,37 atm P out = 1,2 atm	P in = 1,2 atm P out = 1,4 atm
Kapasitas	6.950.194 L/jam	228.748 L/jam
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>
Efisiensi	87 %	80 %
<i>Power motor</i>	20 HP	0,05 HP
Harga alat	\$69.190	\$13.972

3.2.12 Pompa

Tabel 3.13 Spesifikasi Pompa (P-01 – P-04)

Pompa	P-01	P-02	P-03	P-04
Fungsi	Mengalirkan bahan baku etilbenzena ke <i>mix point</i>	Mengalirkan produk dari <i>flash drum</i> (FD-01) ke MD-01	Mengalirkan produk atas dari MD-01 ke MD-03	Mengalirkan produk bawah dari MD-01 ke MD-02
Jenis	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>
Impeller	<i>Mix flow impellers</i>	<i>Mix flow impellers</i>	<i>Radial flow impellers</i>	<i>Radial flow impellers</i>
Bahan konstruksi	<i>Commercial steel</i>	<i>Commercial steel</i>	<i>Commercial steel</i>	<i>Commercial steel</i>
Ukuran pipa	OD = 0,1143 m ID = 0,1023 m IPS = 4 <i>Flow area = 0,0114 m²</i>	OD = 0,1143 m ID = 0,1023 m IPS = 4 <i>Flow area = 0,0082 m²</i>	OD = 0,0213 m ID = 0,0158 m IPS = 0,5 <i>Flow area = 0,0002 m²</i>	OD = 0,1143 m ID = 0,1023 m IPS = 4 <i>Flow area = 0,0082 m²</i>
Efisiensi	41%	43%	20%	45%
<i>Power motor</i>	5 HP	15 HP	1 HP	20 HP
Harga alat	\$4.590	\$4.911	\$1.948	\$5.033

Tabel 3.14 Spesifikasi Pompa (P-05 – P-08)

Pompa	P-05	P-06	P-07	P-08
Fungsi	Mengalirkan produk atas dari MD-03 ke tangki penyimpanan <i>benzena</i> (T-04)	Mengalirkan produk bawah dari MD-03 ke tangki penyimpanan toluena (T-03)	Mengalirkan produk atas dari MD-2 ke <i>mix point</i>	Mengalirkan produk bawah dari MD-2 ke tangki penyimpanan <i>stirena</i> (T-02)
Jenis	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>
Impeller	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Radial flow impellers</i>	<i>Radial flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>
Bahan konstruksi	<i>Commercial steel</i>	<i>Commercial steel</i>	<i>Commercial steel</i>	<i>Commercial steel</i>
Ukuran pipa	OD = 0,0213 m ID = 0,0158 m IPS = 0,5 <i>Flow area = 0,0002 m²</i>	OD = 0,0213 m ID = 0,0158 m IPS = 0,5 <i>Flow area = 0,0002 m²</i>	OD = 0,0605 m ID = 0,0525 m IPS = 2 <i>Flow area = 0,0022 m²</i>	OD = 0,1143 m ID = 0,1023 m IPS = 4 <i>Flow area = 0,0082 m²</i>
Efisiensi	23%	20%	30%	45%
<i>Power motor</i>	3 HP	0,125 HP	15 HP	HP
Harga alat	\$2.878	\$1.835	\$3.209	\$4.642

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Lokasi pabrik merupakan salah satu faktor kesuksesan dari berlangsungnya sebuah kegiatan industri. Pemilihan lokasi pabrik ini juga diperlukan banyak pertimbangan seperti: biaya pembangunan, ketersediaan bahan baku, penyediaan infrastruktur, penyediaan fasilitas tenaga kerja, tenaga kerja, transportasi, pasar, lingkungan, hingga kemungkinan ekspansi industri. Dari banyaknya pertimbangan pemilihan lokasi, perancangan pabrik stirena ini akan dibangun pada kawasan industri Pulo Merak, Serang, Banten. Lokasi ini memiliki nilai tambah bagi pabrik stirena sebab mendekati sumber bahan baku dan mudahnya akses transportasi sebagai faktor primer dan beberapa faktor sekunder lainnya.



Gambar 4.1 Lahan kosong rencana pembangunan pabrik

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. Etilbenzena merupakan bahan baku utama dalam produksi stirena. Pada kawasan industri Pulo Ampel, Serang, Banten, terdapat PT. Styrimdo Mono Indonesia (PT. SMI) yang merupakan salah satu produsen etilbenzena di Indonesia. Sehingga dapat pengadaan bahan baku pabrik stirena dapat diperoleh dari PT. SMI.

b. Transportasi

Akses menuju kawasan industri Pulo Merak dapat melewati jalan tol Merak - Jakarta - Cikampek sebagai jalur darat. Selain itu Pulo Merak juga memiliki fasilitas transportasi pelabuhan dan bandara sehingga sangat memudahkan dalam akses transportasi air maupun udara. Banten memiliki pelabuhan Merak, pelabuhan Ciwandan, dan dermaga khusus (Dersus) daerah Anyer dan daerah Karangantu, Serang. Mudahnya akses transportasi ini memudahkan pula industri dalam pengadaan bahan baku hingga pemasaran produk baik dalam maupun luar negeri.

4.1.2 Faktor Sekunder

a. Tenaga Kerja dan Tenaga Ahli

Kawasan industri Pulo Merak berlokasi tak jauh dari wilayah Jabodetabek. Mengingat bahwa wilayah Jabodetabek memiliki banyak lembaga pendidikan formal maupun nonformal, tidak menutup kemungkinan industri dapat memiliki tenaga kerja ahli maupun non ahli yang tentunya 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 Merak merupakan kawasan yang telah disiapkan sebagai wilayah industri.

Sehingga baik kebijakan pemerintahan dan masyarakat sekitar pun telah selaras dengan keberadaan industri.

c. Utilitas

- Penyediaan Energi

Kawasan industri Pulo Merak memiliki PLTU Suralaya yang mampu menyediakan kebutuhan energi hingga 4.025 MW 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 pabrik untuk *generator* berupa IDO (*Industrial Diesel Oil*) diperoleh dari Pertamina.

4.2 Tata Letak Pabrik

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 sarana 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 Vilbrant (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.

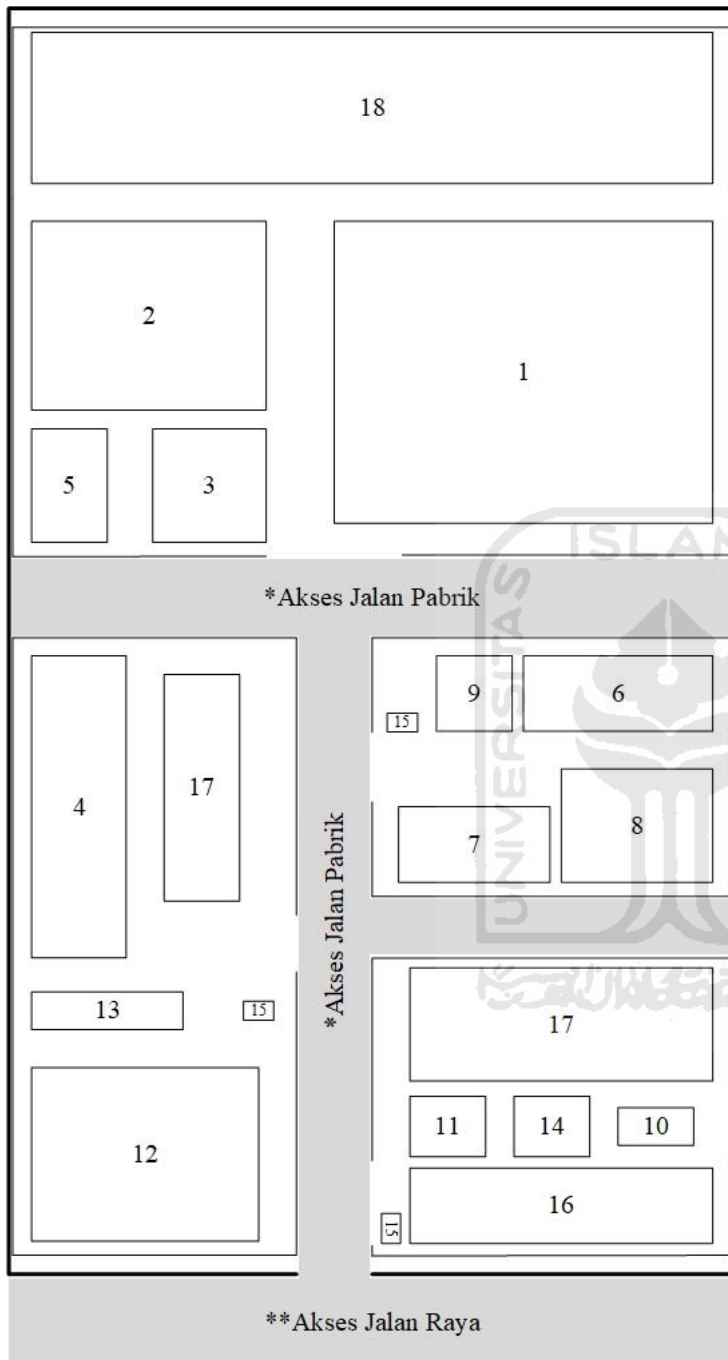
Secara garis besar *layout* dibagi menjadi beberapa bagian utama, yaitu:

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 kuantitas bahan yang akan diproses serta produk yang dijual.
2. Daerah proses
Daerah tempat proses berlangsung, terdapat rangkaian alat proses.
3. Daerah penyimpanan bahan baku dan hasil produk
Daerah penempatan tangki bahan baku dan produk.
4. Daerah gudang, bengkel, dan garasi
Daerah untuk menyimpan bahan-bahan yang diperlukan pabrik, tempat perbaikan dan perawatan alat proses.
5. Daerah Utilitas
Daerah pusat kegiatan penyediaan bahan pendukung proses.

Tabel 4.1 Rincian Luas Area dan Bangunan

No	Lokasi	Luas Area (m ²)
1	Area proses	1.000
2	Area utilitas	1.900
3	Ruang control	150
4	Perkantoran	500
5	Laboratorium	80
6	Gudang peralatan / suku cadang	250
7	Bengkel	200
8	Unit pembangkit listrik	300
9	Unit pemadam kebakaran	100
10	Perpustakaan	60
11	Poliklinik	100
12	Mess karyawan	700
13	Kantin	80
14	Tempat ibadah	100
15	Pos keamanan	20
16	Parkir	300
17	Taman / area penghijauan	1.000
18	Jalan	800
19	Area perluasa	1800
Luas tanah		9.440
Luas bangunan		5.540
Total		14.980

Berikut rincian *layout* tata letak pabrik:



Keterangan:

- 1: Area proses
- 2: Area utilitas
- 3: Ruang control
- 4: Perkantoran
- 5: Laboratorium
- 6: Gudang peralatan/suku cadang
- 7: Bengkel
- 8: Unit pembangkit listrik
- 9: Unit pemadam kebakaran
- 10: Perpustakaan
- 11: Poliklinik
- 12: Mess karyawan
- 13: Kantin
- 14: Tempat ibadah
- 15: Pos keamanan
- 16: Parkir
- 17: Taman/area penghijauan
- 18: Area perluasan
- (*): Jalan pabrik
- (**): Jalan raya

Skala 1 : 1000

Gambar 4.2 Tata Letak Pabrik

4.3 Tata Letak Alat Proses

Penentuan *layout* tata letak alat 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.

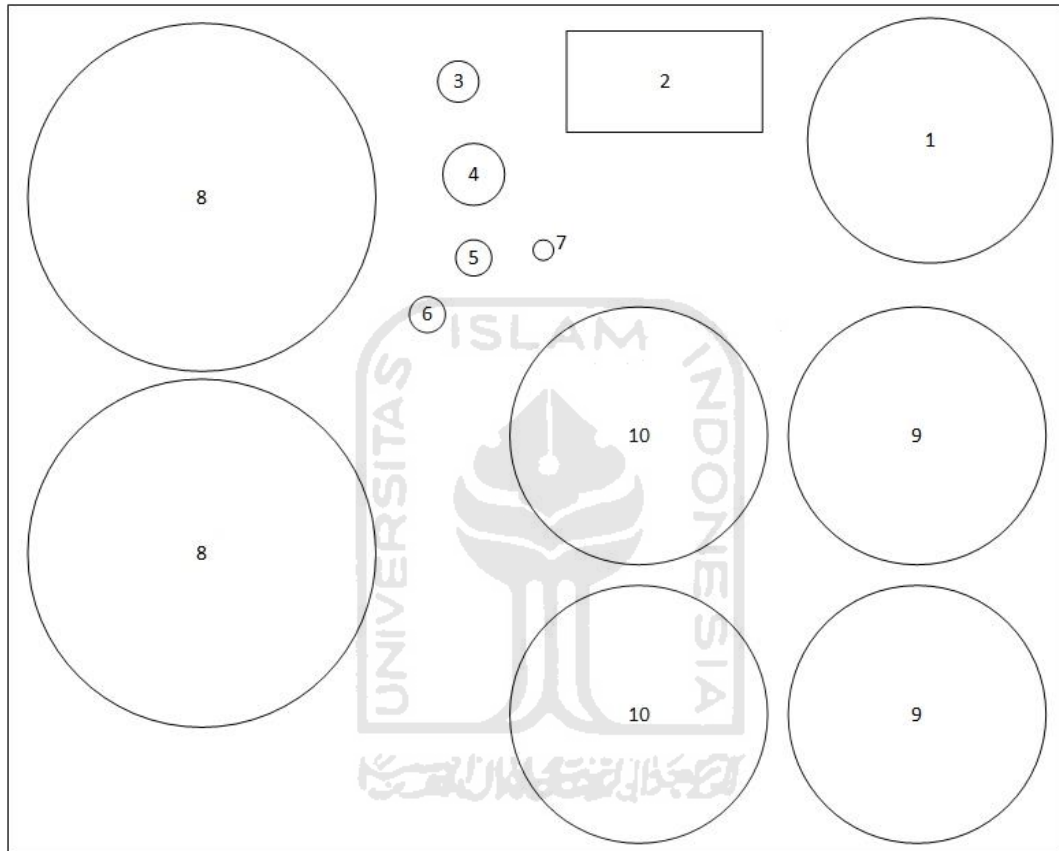
6. Jarak antar alat proses

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:



Skala 1 : 400

Gambar 4.3 Tata Letak Alat Proses

Keterangan:

- 1 : Tangki etilbenzena (T-01)
- 2 : *Furnace* (F-01)
- 3 : Reaktor (R-01)
- 4 : *Flash drum* (FD-01)
- 5 : Menara distilasi 1 (MD-01)
- 6 : Menara distilasi 2 (MD-02)
- 7 : Menara distilasi 3 (MD-03)
- 8 : Tangki stirena (T-02)
- 9 : Tangki toluena (T-03)
- 10 : Tangki benzena (T-04)

4.4 Alir Proses dan Material

4.4.1 Neraca Massa

Tabel 4.2 Neraca Massa Total

Komponen	No. Arus (kg/jam)											
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
H ₂	0,00	0,00	0,00	307	307	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₂ H ₄	0,00	0,00	0,00	8,64	8,64	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CH ₄	0,00	0,00	0,00	12	12	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₆ H ₆	41	41	41	65	11	54	0,00	54	0,003	54	0,00	0,00
C ₇ H ₈	0,00	0,004	0,004	67	4,21	63	0,00	63	63	0,01	0,00	0,00
C ₈ H ₁₀	16.567	20.445	20.445	3.979	98	3.882	3.881	0,39	0,39	0,00	3,87	3.877
C ₈ H ₈	0,00	16	16	16.063	268	15.795	15.795	0,00	0,00	0,00	15.779	15,79
Total	16.608	20.502	20.502	20.502	708	19.794	19.677	117	63	54	15.783	3.893

1. Tangki Etilbenzena (T-01)

Tabel 4.3 Neraca Massa T-01

Komponen	Input		Output	
	1		1	
	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam
H ₂	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₂ H ₄	0,00	0,00	0,00	0,00
CH ₄	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₆ H ₆	41	0,53	40,97	0,53
C ₇ H ₈	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₈ H ₁₀	16.567	156,29	16.567	156,29
C ₈ H ₈	0,00	0,00	0,00	0,00
Sub total	16.608	157	16.608	157
Total	20.502		20.502	

2. *Mix Point-01 (MP-01)*

Tabel 4.4 Neraca Massa MP-01

Komponen	Input				Output	
	1		12		1	
	kg/jam	kmol/ jam	kg/jam	kmol/ jam	kg/jam	kmol/ jam
H ₂	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₂ H ₄	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CH ₄	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₆ H ₆	41	0,53	0,00	0,00	41	0,53
C ₇ H ₈	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₈ H ₁₀	16.567	156,29	3.878	36,58	16.567	156,29
C ₈ H ₈	0,00	0,00	16	0,15	0,00	0,00
Sub total	16.608	157	3.894	37	20.502	197
Total	20.502				20.502	

3. *Furnace-01 (F-01)*

Tabel 4.5 Neraca Massa F-01

Komponen	Input		Output	
	2		3	
	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam
H ₂	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₂ H ₄	0,00	0,00	0,00	0,00
CH ₄	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₆ H ₆	41	0,53	41	0,53
C ₇ H ₈	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₈ H ₁₀	20.445	193	20.445	193
C ₈ H ₈	16	0,15	16	0,15
Sub total	20.501	194	20.501	194
Total	20.501		20.501	

4. Reaktor-01 (R-01)

Tabel 4.6 Neraca Massa R-01

Komponen	Input		Output	
	3		4	
	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam
H ₂	0,00	0,00	307	154
C ₂ H ₄	0,00	0,00	8,64	0,31
CH ₄	0,00	0,00	12	0,73
C ₆ H ₆	41	0,53	65	0,83
C ₇ H ₈	0,00	0,00	67	0,73
C ₈ H ₁₀	20.445	193	3.979	38
C ₈ H ₈	16	0,15	16.063	155
Sub total	20.502	194	20.502	348
Total	20.502		20.502	

5. *Flash Drum-01 (FD-01)*

Tabel 4.7 Neraca Massa FD-01

Komponen	Input		Output			
	4		5 (atas)		6 (bawah)	
	kg/jam	kmol/ jam	kg/jam	kmol/ jam	kg/jam	kmol/ jam
H ₂	307	154	307	154	0,00	0,00
C ₂ H ₄	8,64	0,31	8,64	0,31	0,00	0,00
CH ₄	12	0,73	12	0,73	0,00	0,00
C ₆ H ₆	65	0,83	11	0,14	54	0,69
C ₇ H ₈	67	0,73	4,21	0,046	63	0,68
C ₈ H ₁₀	3.979	38	98	0,92	3.882	37
C ₈ H ₈	16.063	155	268	2,58	15.795	152
Sub total	20.502	348	708	158	19.794	189
Total	20.502		20.502			

6. Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 4.8 Neraca Massa MD-01

Komponen	Input		Output			
	6		8 (atas)		7 (bawah)	
	kg/jam	kmol/ jam	kg/jam	kmol/ jam	kg/jam	kmol/ jam
H ₂	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₂ H ₄	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CH ₄	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₆ H ₆	54	0,69	54	0,69	0,00	0,00
C ₇ H ₈	63	0,68	63	0,68	0,00	0,00
C ₈ H ₁₀	3.882	37	0,39	0,00	3.881	37
C ₈ H ₈	15.795	152	0,00	0,00	15.795	152
Sub total	19.794	189	117	1,74	19.677	189
Total	19.794		19.794			

7. Menara Distilasi (MD-02)

Tabel 4.9 Neraca Massa MD-02

Komponen	Input		Output			
	7		12 (atas)		11 (bawah)	
	kg/jam	kmol/ jam	kg/jam	kmol/ jam	kg/jam	kmol/ jam
H ₂	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₂ H ₄	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CH ₄	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₆ H ₆	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₇ H ₈	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₈ H ₁₀	3.881	37	3.877	37	3,87	0,036
C ₈ H ₈	15.795	152	16	0,15	15.779	152
Sub total	19.677	189	3.893	37	15.783	152
Total	19.677		19.677			

8. Menara Distilasi (MD-03)

Tabel 4.10 Neraca Massa MD-03

Komponen	Input		Output			
	8		10 (atas)		9 (bawah)	
	kg/jam	kmol/ jam	kg/jam	kmol/ jam	kg/jam	kmol/ jam
H ₂	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₂ H ₄	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CH ₄	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₆ H ₆	54	0,69	54	0,69	0,00	0,00
C ₇ H ₈	63	0,68	0,00	0,00	62,67	0,68
C ₈ H ₁₀	0,39	0,00	0,00	0,00	0,39	0,00
C ₈ H ₈	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Sub total	117	1,38	54	0,69	63	0,69
Total	117		117			

9. Tangki Stirena (T-02)

Tabel 4.11 Neraca Massa T-02

Komponen	Input		Output	
	11		11	
	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam
H ₂	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₂ H ₄	0,00	0,00	0,00	0,00
CH ₄	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₆ H ₆	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₇ H ₈	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₈ H ₁₀	3,87	0,04	3,87	0,036
C ₈ H ₈	15.779	152	15.779	152
Sub total	15.783	152	15.783	152
Total	15.783		15.783	

10. Tangki Toluena (T-03)

Tabel 4.12 Neraca Massa T-03

Komponen	Input		Output	
	9		9	
	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam
H ₂	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₂ H ₄	0,00	0,00	0,00	0,00
CH ₄	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₆ H ₆	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₇ H ₈	63	0,68	63	0,68
C ₈ H ₁₀	0,39	0,00	0,39	0,00
C ₈ H ₈	0,00	0,00	0,00	0,00
Sub total	63	0,69	63	0,69
Total	63		63	

11. Tangki (T-04)

Tabel 4.13 Neraca Massa T-04

Komponen	Input		Output	
	10		10	
	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam
H ₂	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₂ H ₄	0,00	0,00	0,00	0,00
CH ₄	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₆ H ₆	54	0,69	54	0,69
C ₇ H ₈	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₈ H ₁₀	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₈ H ₈	0,00	0,00	0,00	0,00
Sub total	54	0,69	54	0,69
Total	54		54	

4.4.1 Neraca Energi

1. *Mix Point* (MP-01)

Tabel 4.14 Neraca Panas MP-01

Komponen	Input (kJ/jam)		Output (kJ/jam)
	1	12	2
H ₂	0,00	0,00	0,00
C ₂ H ₄	0,00	0,00	0,00
CH ₄	0,00	0,00	0,00
C ₆ H ₆	363	0,00	1.829
C ₇ H ₈	0,00	0,73	0,16
C ₈ H ₁₀	143.805	746.271	891.035
C ₈ H ₈	0,00	3.139	714
Subtotal	144.168	749.409	893.578
Total	893.578		893.578

2. *Heat Exchanger-02* (HE-02)

Tabel 4.15 Neraca Panas HE-02

Komponen	Input (kJ/jam)		Output (kJ/jam)	
	2	4	2	4
H ₂	0,00	1.046.346	0,00	666.451
C ₂ H ₄	0,00	3.882	0,00	2.310
CH ₄	0,00	7.117	0,00	4.309
C ₆ H ₆	1.829	22.827	6.134	13.242
C ₇ H ₈	0,16	24.596	0,59	14.327
C ₈ H ₁₀	891.035	1.540.894	4.324.952	899.895
C ₈ H ₈	714	5.851.923	3.447	3.456.096
Subtotal	893.578	8.497.585	4.334.533	5.056.629
Total	9.391.163		9.391.163	

3. Heat Exchanger-01 (HE-01)

Tabel 4.16 Neraca Panas HE-01

Komponen	Input (kJ/jam)		Output (kJ/jam)	
	2	4	2	4
H ₂	0,00	2.705.303	0,00	1.046.346
C ₂ H ₄	0,00	12.753	0,00	3.882
CH ₄	0,00	22.718	0,00	7.117
C ₆ H ₆	8.966	76.861	42.547	22.827
C ₇ H ₈	0,79	82.471	4,11	24.596
C ₈ H ₁₀	4.324.952	5.139.055	23.212.106	1.540.894
C ₈ H ₈	3.446,936	19.392.462	16.745	5.851.923
Subtotal	4.337.366	27.431.621	23.271.401	8.497.585
Total	31.768.986		31.768.986	

4. Heat Exchanger-03 (HE-03)

Tabel 4.17 Neraca Panas HE-03

Komponen	Input (kJ/jam)		Output (kJ/jam)	
	2	5	2	5
H ₂	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₂ H ₄	0,00	0,00	0,00	0,00
CH ₄	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₆ H ₆	42.547	1.411	35.141	12.563
C ₇ H ₈	4,11	1.581	3,39	13.989
C ₈ H ₁₀	23.212.106	98.998	19.189.006	870.720
C ₈ H ₈	16.745	418.226	13.839	3.656.355
Subtotal	23.271.401	520.216	19.237.989	4.553.627
Total	23.791.617		23.791.617	

5. *Furnace-01 (F-01)*

Tabel 4.18 Neraca Panas F-01

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	2	3
H ₂	0,00	0,00
C ₂ H ₄	0,00	0,00
CH ₄	0,00	0,00
C ₆ H ₆	35.141	48.400
C ₇ H ₈	3,39	4,67
C ₈ H ₁₀	19.189.006	26.395.505
C ₈ H ₈	13.839	19.044
<i>Steam</i>	1.690.091	6.178.557
Beban panas	11.713.429	0,00
Total	32.641.511	32.641.511

6. Reaktor-01 (R-01)

Tabel 4.19 ΔH_R

Komponen	n (kmol)	H _{ri} (kJ/jam)
Reaksi 1	463	18.141.295
Reaksi 2	0,93	32.539
Reaksi 3	2,49	-27.261
Total		18.146.574

Tabel 4.20 ΔH_{in}

Komponen	n (kmol)	Cp	Q (kJ/jam)
H ₂	0,00	17.611	0,00
C ₂ H ₄	0,00	41.310	0,00
CH ₄	0,00	31.235	0,00
C ₆ H ₆	0,53	92.141	48.400
C ₇ H ₈	0,00	113.385	4,67
C ₈ H ₁₀	193	136.851	26.395.505
C ₈ H ₈	0,15	125.514	19.044
Total			26.462.953

Tabel 4.21 ΔH_{out}

Komponen	n (kmol)	Cp	Q (kJ/jam)
H ₂	154	17.611	2.704.616
C ₂ H ₄	0,31	41.310	12.749
CH ₄	0,73	31.235	22.710
C ₆ H ₆	0,83	92.141	76.836
C ₇ H ₈	0,73	113.385	82.443
C ₈ H ₁₀	37,54	136.851	5.137.368
C ₈ H ₈	155	125.514	19.386.092
Total			27.422.812

Tabel 4.22 Neraca Energi R-01

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	3	4
H ₂	0,00	2.704.616
C ₂ H ₄	0,00	12.749
CH ₄	0,00	22.710
C ₆ H ₆	48.400	76.836
C ₇ H ₈	4,67	82.443
C ₈ H ₁₀	26.395.505	5.137.368
C ₈ H ₈	19.044	19.386.092
Panas reaksi	0,00	18.146.574
Steam	19.106.433	0,00
Total	45.569.386	45.569.386

7. Cooler

Tabel 4.23 Neraca Energi C-01

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	4	4
H ₂	666.451	87.603
C ₂ H ₄	2.310	273
CH ₄	4.309	529
C ₆ H ₆	13.242	1.448
C ₇ H ₈	14.328	1.586
C ₈ H ₁₀	899.895	100.249
C ₈ H ₈	3.456.096	400.766
Pendingin	1.116.044	5.580.219
Total	6.172.674	6.172.674

8. Flash Drum

Tabel 4.24 Neraca Energi FD-01

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)	
	4	5 (atas)	6 (bawah)
H ₂	87.603	64.686	0,00
C ₂ H ₄	273	201	0,00
CH ₄	529	389	0,00
C ₆ H ₆	1.448	178	1.411
C ₇ H ₈	1.586	73	1.581
C ₈ H ₁₀	100.249	1.801	98.998
C ₈ H ₈	400.766	4.911	418.226
Subtotal	592.455	72.239	520.216
Total	592.455	592.455	

9. Menara Distilasi-01 (MD-01)

Tabel 4.25 Neraca Energi MD-01

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)	
	6	8 (atas)	7 (bawah)
H ₂	0,00	0,00	0,00
C ₂ H ₄	0,00	0,00	0,00
CH ₄	0,00	0,00	0,00
C ₆ H ₆	12.563	7.735	0,00
C ₇ H ₈	13.989	8.628	0,84
C ₈ H ₁₀	870.720	54	876.404
C ₈ H ₈	3.656.355	0,020	3.680.314
Panas kondensor	0,00	114.275	0,00
Panas reboiler	133.784	0,00	0,00
Subtotal	4.687.411	130.692	45.568
Total	4.687.411,222	4.687.411	

10. Condenser

Tabel 4.26 Neraca Energi CD-01

Panas	Panas Masuk (kJ)	Panas keluar (kJ)
Q ₁	23.957	
Q ₂		17.792
Q _c		114.275
Q _w	91.693	16.416
Total	115.650	115.650

11. Cooler

Tabel 4.27 Neraca Energi C-02

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	7	7
H ₂	0,00	0,00
C ₂ H ₄	0,00	0,00
CH ₄	0,00	0,00
C ₆ H ₆	0,00	0,00
C ₇ H ₈	0,84	0,76
C ₈ H ₁₀	876.404	801.864
C ₈ H ₈	3.680.314	3.370.495
Pendingin	96.090	480.448
Total	4.652.809	4.652.809

12. Reboiler

Tabel 4.28 Neraca Energi RB-01

Panas	Panas Masuk (kJ)	Panas keluar (kJ)
Q ₁	4.553.627	
Q ₂		4.556.719
Q _r	133.784	
Q _c		130.692
Total	4.687.411	4.687.411

13. Menara Distilasi-02 (MD-02)

Tabel 4.29 Neraca Energi MD-02

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)	
	7	12 (atas)	11 (bawah)
H ₂	0,00	0,00	0,00
C ₂ H ₄	0,00	0,00	0,00
CH ₄	0,00	0,00	0,00
C ₆ H ₆	0,00	0,00	0,00
C ₇ H ₈	801.864	0,71	0,00
C ₈ H ₁₀	3.370.495	746.179	813
C ₈ H ₈	0,00	3.142	3.429.616
Panas kondensor	2.199.675	2.192.285	0,00
Panas reboiler	6.372.036	0,00	0,00
Subtotal	6.372.036	2.941.606	3.430.429
Total	6.372.036	6.372.036	

14. Condenser

Tabel 4.30 Neraca Energi CD-02

Panas	Panas Masuk (kJ)	Panas keluar (kJ)
Q ₁	1.517.905	
Q ₂		1.187.030
Q _c		2.192.285
Q _w	1.112.089	749.321
Total	2.629.994	2.629.994

15. Reboiler

Tabel 4.31 Neraca Energi RB-02

Panas	Panas Masuk (kJ)	Panas keluar (kJ)
Q ₁	4.172.360	
Q ₂		3.430.429
Q _r	2.192.675	
Q _c		2.941.606
Total	6.372.035	6.372.035

16. Menara Distilasi-03 (MD-03)

Tabel 4.32 Neraca Energi MD-03

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)	
	8	10 (atas)	9 (bawah)
H ₂	0,00	0,00	0,00
C ₂ H ₄	0,00	0,00	0,00
CH ₄	0,00	0,00	0,00
C ₆ H ₆	7.032	5.783	0,54
C ₇ H ₈	7.846	0,65	10.044
C ₈ H ₁₀	49	0,00	63
C ₈ H ₈	0,00	0,00	0,00
Panas kondensor	0,00	63.459	0,00
Panas reboiler	64.424	0,00	0,00
Subtotal	79.351	69.243	10.107
Total	79.351	79.351	

17. Condensor

Tabel 4.33 Neraca Energi CD-03

Panas	Panas Masuk (kJ)	Panas keluar (kJ)
Q ₁	10.644	
Q ₂		10.484
Q _c		63.459
Q _w	57.515	5.784
Total	68.159	68.159

18. Cooler

Tabel 4.34 Neraca Energi C-03

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	11	11
H ₂	0,00	0,00
C ₂ H ₄	0,00	0,00
CH ₄	0,00	0,00
C ₆ H ₆	0,00	0,00
C ₇ H ₈	0,00	0,00
C ₈ H ₁₀	813	34
C ₈ H ₈	3.429.616	142.199
Pendingin	285.930	3.574.127
Total	3.716.361	3.716.361

19. Reboiler

Tabel 4.35 Neraca Energi RB-03

Panas	Panas Masuk (kJ)	Panas keluar (kJ)
Q ₁	14.927	
Q ₂		10.107
Q _r	64.423	
Q _c		69.243
Total	79.350	79.350

20. Cooler

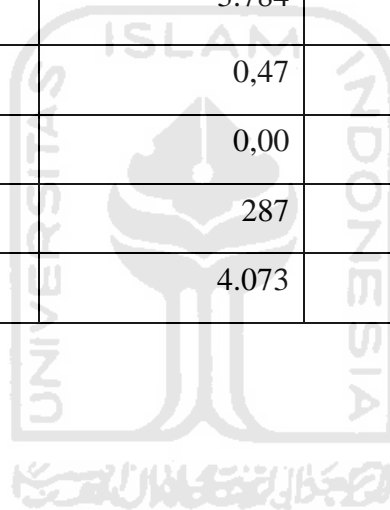
Tabel 4.36 Neraca Energi C-04

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	9	9
H ₂	0,00	0,00
C ₂ H ₄	0,00	0,00
CH ₄	0,00	0,00
C ₆ H ₆	0,00	0,00
C ₇ H ₈	0,54	0,03
C ₈ H ₁₀	10.044	538
C ₈ H ₈	63	3
Pendingin	832	10.398
Total	10.939	10.939

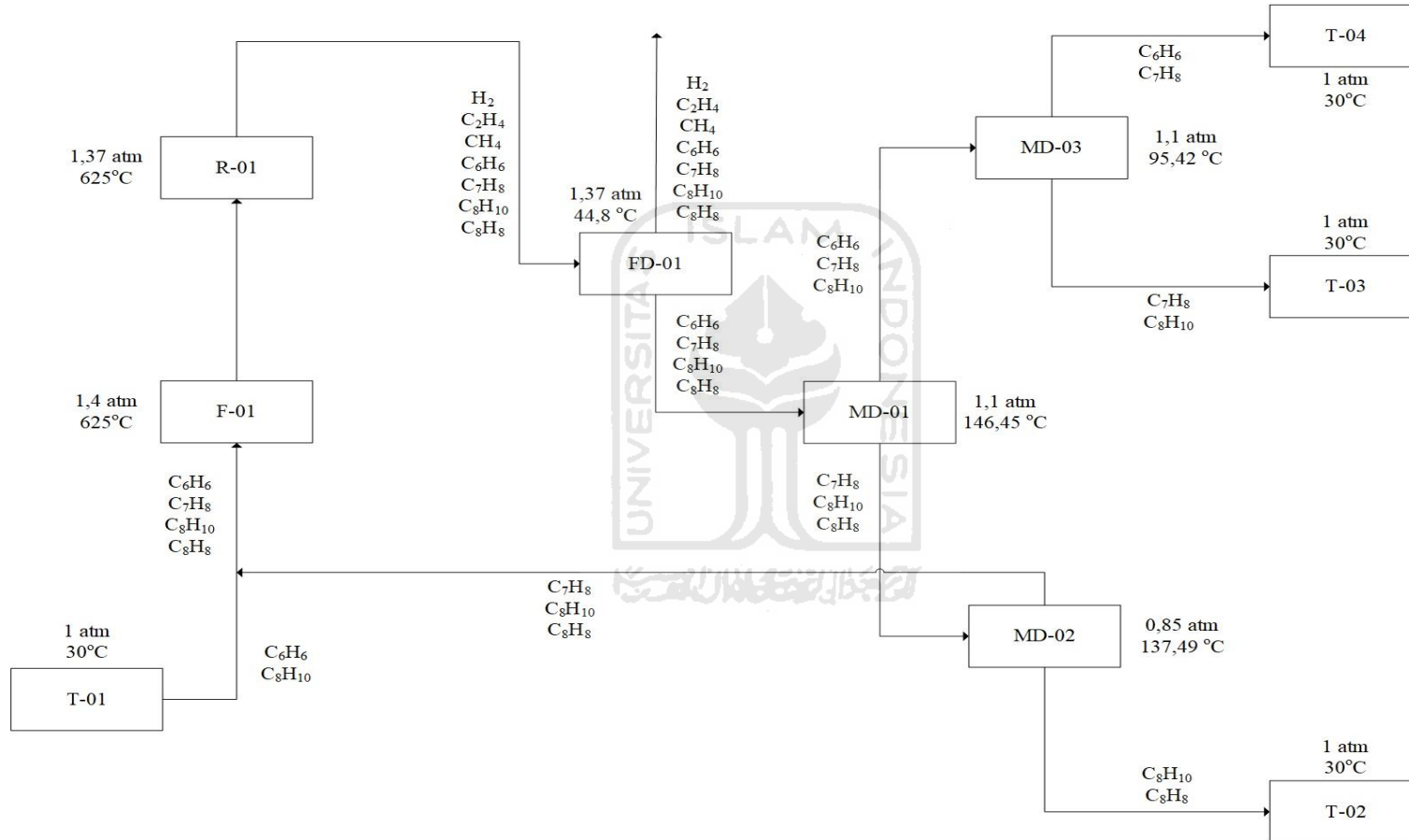
21. Cooler

Tabel 4.37 Neraca Energi C-05

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	10	10
H ₂	0,00	0,00
C ₂ H ₄	0,00	0,00
CH ₄	0,00	0,00
C ₆ H ₆	0,00	0,00
C ₇ H ₈	3.784	479
C ₈ H ₁₀	0,47	0,05
C ₈ H ₈	0,00	0,00
Pendingin	287	3.592
Total	4.073	4.073

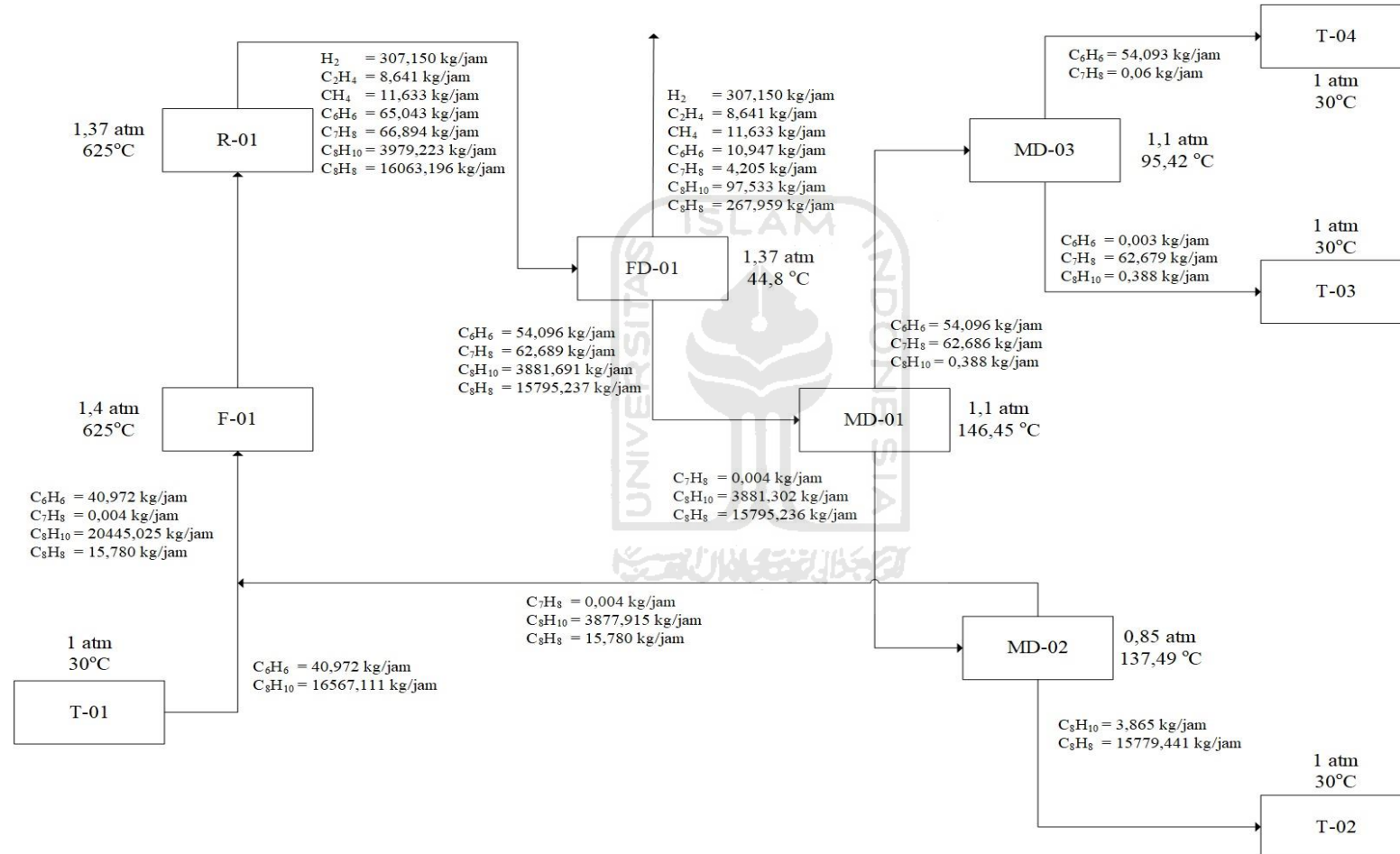


4.4.2 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 4.4 Diagram Alir Kualitatif

4.4.3 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 4.5 Diagram Alir Kuantitatif

4.5 Perawatan (*Maintenance*)

Maintenance berguna untuk menjaga sarana atau fasilitas peralatan pabrik dengan cara pemeliharaan dan perbaikan alat agar produksi dapat berjalan dengan lancar dan produktivitas menjadi tinggi sehingga akan tercapai target produksi dan spesifikasi produk yang diharapkan.

Perawatan preventif dilakukan setiap hari untuk menjaga dari kerusakan alat dan kebersihan lingkungan alat. Sedangkan perawatan periodik dilakukan secara terjadwal sesuai dengan buku petunjuk yang ada. Penjadwalan tersebut dibuat sedemikian rupa sehingga alat-alat mendapat perawatan khusus secara bergantian. Alat-alat berproduksi secara kontinyu dan akan berhenti jika terjadi kerusakan.

Perawatan alat-alat proses dilakukan dengan prosedur yang tepat. Hal ini dapat dilihat dari penjadwalan yang dilakukan pada setiap alat. Perawatan mesin tiap-tiap alat meliputi:

1. *Over head* 1 x 1 tahun

Merupakan perbaikan dan pengecekan serta leveling alat secara keseluruhan meliputi pembongkaran alat, pergantian bagian-bagian alat yang sudah rusak, kemudian kondisi alat dikembalikan seperti kondisi semula.

2. *Repairing*

Merupakan kegiatan *maintenance* yang bersifat memperbaiki bagian-bagian alat. Hal ini biasanya dilakukan setelah pemeriksaan.

Faktor-faktor yang mempengaruhi *maintenance*

1. Umur alat

Semakin tua umur alat, semakin banyak pula perawatan yang harus diberikan yang menyebabkan bertambahnya biaya perawatan.

2. Bahan baku

Penggunaan bahan baku yang kurang berkualitas akan menyebabkan kerusakan alat sehingga alat akan lebih sering dibersihkan.

3. Tenaga manusia

Pemanfaatan tenaga kerja terdidik, terlatih, dan berpengalaman menghasilkan pekerjaan yang baik pula.

4.6 Utilitas

Untuk mendukung proses dalam suatu pabrik diperlukan sarana penunjang yang penting demi kelancaran jalannya proses produksi. Sarana penunjang merupakan sarana lain yang diperlukan selain bahan baku dan bahan pembantu agar proses produksi dapat berjalan sesuai yang diinginkan.

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

1. Unit Penyediaan Air

Dalam memenuhi kebutuhan air suatu industri, pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau maupun air laut sebagai sumber untuk mendapatkan air. Dalam perancangan pabrik ini, sumber air yang digunakan sebagai sumber untuk mendapatkan air adalah:

- Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya relatif tinggi sehingga kendala kekurangan air dapat dihindari.
- 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.
- Jumlah air sungai lebih banyak dibanding dari air sumur.
- Letak sungai berada tidak jauh dari lokasi pabrik.

Air yang diperlukan pada pabrik ini adalah:

a. Air pendingin

Pada umumnya air digunakan sebagai media pendingin karena faktor-faktor berikut:

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

b. Air umpan boiler (*Boiler feed water*)

Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam penanganan air umpan boiler adalah sebagai berikut:

- Zat-zat yang dapat menyebabkan korosi
Korosi yang terjadi dalam boiler disebabkan air mengandung larutan-larutan asam, gas-gas terlarut seperti O_2 , CO_2 , H_2S , dan NH_3 .
- Zat yang dapat menyebabkan kerak (*scale forming*)
Pembentukan kerak disebabkan adanya kesadahan dan suhu tinggi, yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan silika.
- 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.

c. Air sanitasi

Air sanitasi adalah air yang akan digunakan untuk keperluan sanitasi. Air ini antara lain untuk keperluan perumahan, perkantoran, laboratorium, masjid, dan lainnya. Air sanitasi harus memenuhi kualitas tertentu, yaitu:

- Syarat fisika
 - Suhu : Di bawah suhu udara
 - Warna : Jernih
 - Rasa : Tidak berasa
 - Bau : Tidak berbau
- Syarat kimia
 - Tidak mengandung zat organik dan anorganik yang terlarut dalam air.
 - Tidak mengandung bakteri.

2. Unit Pengolahan Air

Pemenuhan kebutuhan air pabrik stirena ini diambil dari air sungai terdekat di wilayah pabrik. Berikut tahapan proses pengolahan air yang dilakukan:

a. *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.

b. Sedimentasi

Kotoran kasar dan lumpur yang masih terikut setelah proses *screening* akan kembali dipisahkan dengan proses sedimentasi secara gravitasi.

c. Koagulasi

Koagulasi merupakan proses penggumpalan akibat penambahan zat kimia atau bahan koagulan ke dalam air. Koagulan yang digunakan biasanya adalah tawas atau *Aluminium Sulfat* ($Al_2(SO_4)_3$), 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.

d. Demineralisasi

Air untuk umpan ketel dan pemanas pada reaktor harus murni dan bebas dari garam-garam terlarut yang terdapat didalamnya. Untuk itu perlu dilakukan proses demineralisasi. Alat demineralisasi terdiri atas penukar kation dan penukar anion yang berfungsi untuk menghilangkan mineral-mineral yang terkandung dalam air seperti Ca^{2+} , Mg^{2+} , $(SO_4)^{2-}$, Cl^- , dan lain-lain, dengan menggunakan resin. Air yang diperoleh adalah air bebas mineral yang akan diproses lebih lanjut menjadi air umpan *boiler*.

e. *Daerator*

Daerator berfungsi untuk memanaskan air yang keluar dari alat penukar ion (*ion exchanger*) dan kondensat bekas sebelum dikirim sebagai air umpan ketel. Air yang telah mengalami demineralisasi akan kembali diproses untuk menghilangkan O_2 dan CO_2 . Hal ini bertujuan agar air tidak menyebabkan korosi pada alat proses. Maka dari itu dilakukan injeksi bahan kimia berupa hidrazin pada *daerator* untuk menghilangkan sisa gas terlarut terutama oksigen.

4.6.2 Kebutuhan Air

1. Kebutuhan air pembangkit steam

Tabel 4.38 Kebutuhan Air Pembangkit *Steam*

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah (kg/jam)
<i>Furnace-01</i>	F-01	5.079
<i>Reboiler-01</i>	RB-01	48
<i>Reboiler-02</i>	RB-02	788
<i>Reboiler-03</i>	RB-03	23
Rancangan (<i>overdesign</i> 20%)		7.126

Air pembangkit *steam* 80% dimanfaatkan kembali, maka *make up* yang diperlukan 20% dengan *blowdown* 15% dan *steam trap* 5%.

Sehingga,

$$\begin{aligned} \text{Blowdown pada reboiler} &= 15\% \text{ dari kebutuhan steam} \\ &= 15\% \times 7.126 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$= 1.069 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Steam trap} &= 5\% \text{ dari kebutuhan steam} \\ &= 5\% \times 7.126 \text{ kg/jam} \\ &= 356 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

2. Air pendingin

Tabel 4.39 Kebutuhan Air Pendingin

Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
<i>Cooler-01</i>	C-01	223.209
<i>Cooler-02</i>	C-02	19.218
<i>Cooler-03</i>	C-04	142.965
<i>Cooler-04</i>	C-05	416
<i>Cooler-05</i>	C-06	144
Kondensor-01	CD-01	470,51
Kondensor-02	CD-02	11.618,62
Kondensor-03	CD-03	757,81
Total		398.798,94

3. *Service water*

Service water adalah air yang digunakan untuk pemakaian layanan umum seperti bengkel, laboratorium, poliklinik, pemadam kebakaran, dan lainnya sebesar 754 kg/jam.

4. *Domestic water*

Domestic water adalah air yang digunakan untuk kebutuhan air untuk keperluan karyawan di dalam lingkup area pabrik dan kebutuhan mess. Berikut rinciannya:

- Kebutuhan air karyawan
 - Jumlah karyawan = 153 orang
 - Perkiraan kebutuhan tiap karyawan = 120 L/hari
 - = 5 kg/jam
 - Kebutuhan air total karyawan = 783 kg/jam
- Kebutuhan air untuk mess

- | | |
|--------------------------------|--------------|
| Jumlah mess | = 32 rumah |
| Total penghuni mess | = 4 orang |
| Perkiraan kebutuhan tiap orang | = 120 L/hari |
| | = 5 kg/jam |
| Kebutuhan air total untuk mess | = 640 kg/jam |
- Kebutuhan total air domestik
 - = kebutuhan air karyawan + kebutuhan air untuk mess
 - = 1.423 kg/jam

4.6.3 Unit Pembangkit *Steam* (*Steam Generation System*)

Unit ini bertujuan untuk mencukupi kebutuhan *steam* pada proses produksi, yaitu dengan menyediakan ketel uap (*boiler*) dengan spesifikasi:

- Kapasitas : 7.125,55 kg/jam
- Jenis : *water tube boiler*
- Jumlah : 1 unit

Boiler tersebut dilengkapi dengan sebuah unit *economizer safety valve system* dan pengaman-pengaman yang bekerja secara otomatis.

Air dari *water treatment plant* yang akan digunakan sebagai umpan *boiler* terlebih dahulu diatur kadar silika, O₂, Ca, dan Mg yang mungkin masih terikut dengan jalan menambahkan bahan-bahan kimia ke dalam *boiler feed water tank*. Selain itu juga perlu diatur pH nya yaitu sekitar 10,5 – 11,5 karena pada pH yang terlalu tinggi, korosivitasnya tinggi. Sebelum masuk ke *boiler*, umpan dimasukkan dahulu ke dalam *economizer* (alat penukar panas yang memanfaatkan panas dari gas sisa pembakaran batubara yang keluar dari *boiler*). Di dalam alat ini air dinaikkan temperaturnya hingga 200°C kemudian diumpankan ke *boiler*.

Di dalam *boiler*, api yang keluar dari alat pembakaran (*burner*) bertugas untuk memanaskan lorong api dan pipa-pipa api. Gas sisa pembakaran ini masuk ke *economizer* sebelum dibuang melalui cerobong asap, sehingga air di dalam *boiler* menyerap panas dari dinding-dinding dan pipa-pipa api maka air menjadi mendidih. Uap air yang terbentuk terkumpul sampai mencapai tekanan 10 bar, kemudian dialirkan ke *steam header* untuk didistribusikan ke area-area proses.

4.6.4 Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)

Kebutuhan listrik pada pabrik ini dipenuhi oleh 2 sumber yaitu PLN dan generator diesel. PLN menjadi sumber utama sedangkan generator sebagai sumber cadangan. Selain itu, generator digunakan untuk menggerakkan power-power yang dinilai penting antara lain *boiler*, kompresor, pompa.

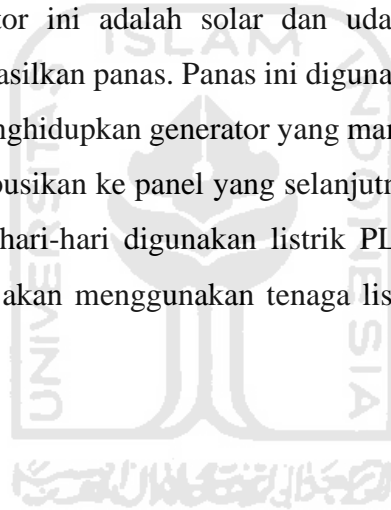
Berikut spesifikasi generator diesel yang digunakan:

Kapasitas : 1.600 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%.



Kebutuhan untuk alat proses terdapat pada rincian berikut:

Tabel 4.40 Kebutuhan Listrik Alat Proses

Alat	Kode Alat	Daya	
		HP	watt
Pompa-01	P-01	5,0	3.730
Pompa-02	P-02	15,0	11.190
Pompa-03	P-03	1,0	74
Pompa-04	P-04	20,0	14.920
Pompa-05	P-05	3,0	2.238
Pompa-06	P-06	0,1	93
Pompa-07	P-07	15,0	11.190
Pompa-08	P-08	3,0	2.238
<i>Blower-01</i>	BL-01	20	14.920
<i>Blower-02</i>	BL-02	0,05	37
Total		82,18	61.303

Tabel 4.41 Kebutuhan Listrik Utilitas

Alat	Daya	
	HP	watt
Bak Penggumpal	2,00	1.491
<i>Blower Cooling Tower</i>	60,00	44.742
Pompa-01	40,00	29.828
Pompa-02	50,00	37.285
Pompa-03	50,00	37.285
Pompa-04	0,50	373
Pompa-05	40,00	29.828
Pompa-06	15,00	11.186
Pompa-07	30,00	22.371
Pompa-08	15,00	11.186
Pompa-09	3,00	2.237
Pompa-10	0,50	373
Pompa-11	0,75	559
Pompa-12	0,50	373
Pompa-13	0,50	373
Pompa-14	0,50	373
Pompa-15	15,00	11.186
Pompa-16	3,00	2.237
Pompa-17	10,00	7.457
Pompa-18	1,50	1.119
Pompa-19	0,75	559
Pompa-20	0,50	373
Pompa-21	3,00	2.237
Total	342,00	255.029

Total power alat proses yang dibutuhkan	= 61 kW
Total power utilitas yang dibutuhkan	= 255 kW
Sedangkan perkiraan untuk kebutuhan listrik pabrik lainnya sebagai berikut:	
Kebutuhan listrik untuk Penerangan dan AC	= 170 kW
Kebutuhan listrik untuk laboratorium dan bengkel	= 100 kW
Kebutuhan listrik untuk instrumentasi	= 30 kW
Sehingga,	
Total kebutuhan listrik pabrik stirena	= 631 kW
Faktor daya diperkirakan 80%	= 770 kW

4.6.5 Unit Penyediaan Udara Tekan

Udara tekan diperlukan untuk pemakaian alat *pneumatic control* pada alat kontrol instrumentasi. Total kebutuhan udara tekan yang digunakan pada pabrik stirena diperkirakan 73 m³/jam.

4.6.6 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Penyediaan bahan bakar diperlukan untuk generator dan *boiler*. Bahan bakar yang digunakan adalah solar (*Industrial Diesel Oil*). Bahan bakar pada generator diperkirakan sebanyak 157 kg/jam, bahan bakar pada *furnace* diperkirakan sebanyak 352 kg/jam, dan bahan bakar pada *boiler* diperkirakan sebanyak 551 kg/jam.

4.7 Manajemen Perusahaan

4.7.1 Bentuk Organisasi Perusahaan

Pabrik stirena yang akan didirikan, direncanakan mempunyai klasifikasi sebagai berikut:

Bentuk perusahaan	: Perseroan Terbatas (PT.)
Status perusahaan	: Swasta
Kapasitas produksi	: 125.000 ton/tahun

Pemilihan bentuk perusahaan Perseroan Terbatas (PT.) berdasarkan beberapa pertimbangan berikut:

1. Mudah mendapatkan modal yaitu dengan menjual saham perusahaan.
2. Tanggaungjawab pemegang saham terbatas sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan.
3. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain. Pemilik perusahaan adalah para pemegang saham dan pengurus perusahaan adalah direksi beserta staff yang diawasi oleh dewan komisaris.
4. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak berpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi beserta staff dan karyawan perusahaan.
5. Efisiensi dari manajemen para pemegang saham duduk dalam dewan komisaris dan dewan komisaris ini dapat memilih dewan direksi diantaranya Direktur Utama yang cukup berpengalaman.
6. Lapangan usaha lebih luas suatu PT. Dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat sehingga dengan modal ini PT. Dapat memperluas usahanya.

4.7.2 Struktur Organisasi

Dalam rangka menjalankan suatu proses pabrik dengan baik, diperlukan suatu manajemen atau organisasi yang memiliki pembagian tugas yang baik. Struktur organisasi dari suatu perusahaan dapat bermacam-macam sesuai dengan bentuk dan kebutuhan dari masing-masing perusahaan.

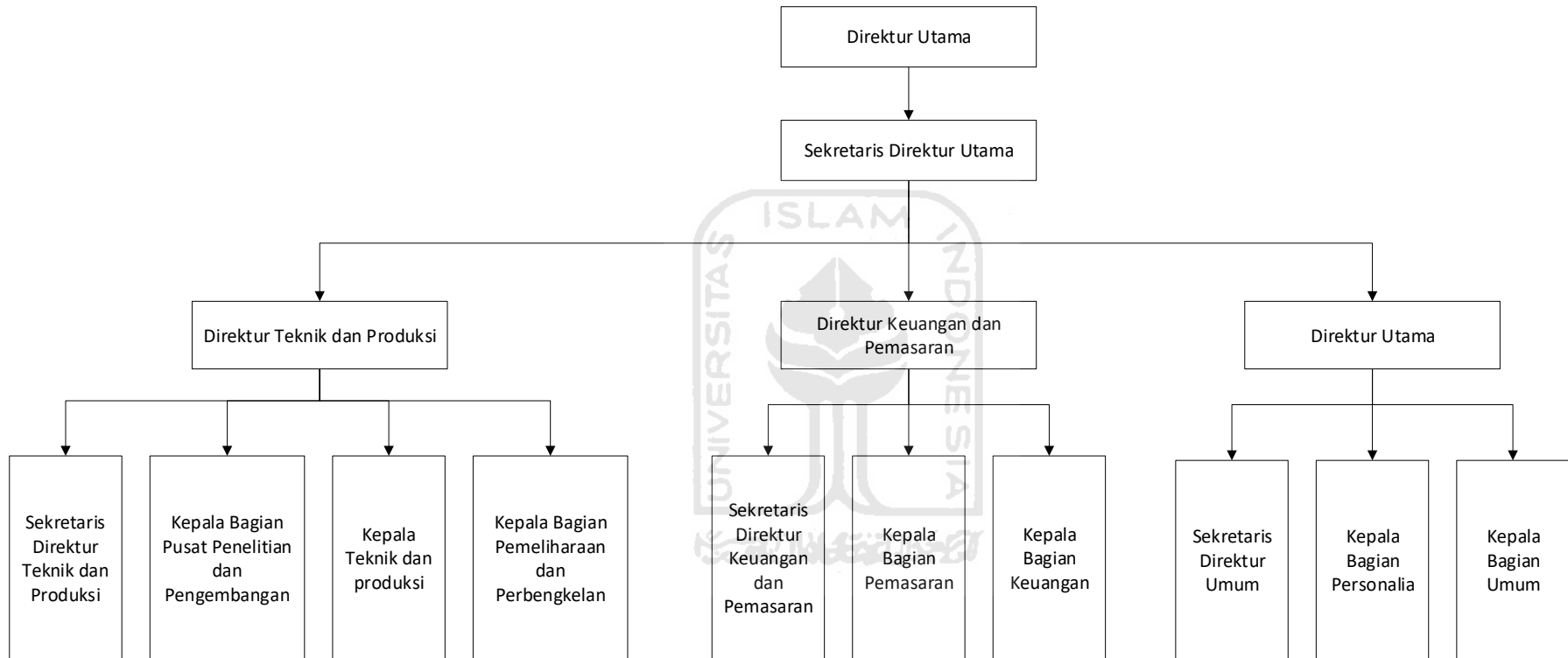
Dalam perusahaan ini, Dewan Komisaris merupakan badan tertinggi yang berkewajiban mengawasi serta menentukan keputusan dan kebijaksanaan perusahaan dan sebagai pelaksana langsung operasional perusahaan. Dewan Komisaris menunjuk dan mengangkat seorang Direktur Utama yang bertanggungjawab langsung kepada Dewan Komisaris.

Dalam melaksanakan tugasnya, Direktur Utama dibantu oleh tiga orang Direktur bagian, yaitu:

1. Direktur Teknik dan Produksi, membawahi:
 - a. Bagian Teknik dan Produksi
 - b. Bagian Pemeliharaan
 - c. Bagian Pusat Penelitian dan Pengembangan

2. Direktur Keuangan dan Pemasaran
 - a. Bagian Keuangan
 - b. Bagian Pemasaran
3. Direktur Umum
 - a. Bagian Umum
 - b. Bagian Personalia





Gambar 4.6 Struktur Organisasi Perusahaan

4.7.3 Tugas dan Wewenang

1. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris dipilih oleh seluruh anggota pemegang saham melalui Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). Biasanya anggota Dewan Komisaris adalah orang atau badan hukum yang memiliki saham mayoritas atau memiliki pengalaman dalam perusahaan. Anggota Dewan memiliki tanggung jawab kepada Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) terhadap seluruh kegiatan yang dilakukan oleh perusahaan.

Berikut adalah tugas dari Dewan Komisaris:

- a. Menunjuk dan membentuk jajaran direktur yang akan mengoperasikan perusahaan.
- b. Memutuskan tujuan dan kebijakan perusahaan berdasarkan rencana para pemegang saham.
- c. Melakukan pengontrolan kinerja pada jajaran direktur.
- d. Mengorganisasikan pelaksanaan Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS).

2. Direktur Utama

Direktur Utama memiliki kewajiban dalam menginformasikan seluruh kebijakan yang telah ditentukan oleh Dewan Komisaris. Dalam melaksanakan kewajibannya, Direktur Utama dibantu oleh Direktur Teknik, Direktur Komersial, dan Direktur Umum. Direktur Utama memiliki tanggungjawab kepada Dewan Komisaris dan seluruh pemegang saham.

Berikut wewenang yang dimiliki oleh seorang Direktur Utama:

- a. Melaksanakan kebijaksanaan Dewan Komisaris.
- b. Mempertanggungjawabkan kebijaksanaan yang telah dijalankan.
- c. Memberikan laporan tentang hal-hal yang berhubungan dengan kegiatan perusahaan kepada Dewan Komisaris.
- d. Mengambil inisiatif serta membuat perjanjian-perjanjian dan kontrak kerja sama dengan pihak di luar organisasi perusahaan.

3. Direktur Teknik dan Produksi

Direktur Teknik dan Produksi mempunyai wewenang dalam merumuskan kebijaksanaan teknik dan operasi pabrik serta mengawasi kesinambungan operasional pabrik. Direktur Teknik dan Produksi membawahi:

- Bagian Teknik dan Produksi, berwenang:
 - a. Melaksanakan operasi selama proses berlangsung.
 - b. Mengawasi persediaan bahan baku dan penyimpanan hasil produksi serta transportasi produk.
 - c. Bertanggungjawab atas kelancaran fungsional dan utilitas.
- Bagian Teknik Pemeliharaan dan Perbengkelan, berwenang:
 - a. Mengawasi dan melaksanakan pemeliharaan peralatan pabrik serta menjaga keselamatan kerja.
 - b. Melakukan perbaikan serta mendukung kelancaran operasi.
 - c. Mengawasi dan melaksanakan pemeliharaan peralatan dan sarana pendukung.
 - d. Membuat program inovasi peningkatan mutu hasil produksi.

4. Direktur Keuangan dan Pemasaran

Direktur Keuangan dan Pemasaran dalam melaksanakan tugasnya memiliki wewenang untuk merencanakan anggaran belanja dan pendapatan perusahaan serta melakukan pengawasan keuangan perusahaan. Direktur Keuangan dan Pemasaran membawahi:

- Bagian Keuangan, berwenang:
 - a. Mengatur dan mengawasi setiap pengeluaran bagi penyediaan bahan baku dan pemasukkan hasil penjualan produk.
 - b. Mengatur dan menyerahkan gaji karyawan.
 - c. Mengatur dan merencanakan anggaran belanja.
- Bagian Pemasaran, berwenang:
 - a. Menentukan daerah pemasaran.
 - b. Menetapkan harga jual produk dan mempromosikan hasil produksi.
 - c. Meningkatkan hubungan kerjasama dengan perusahaan lain.

- d. Bertanggungjawab atas kelancaran transportasi bahan baku dan hasil produksi.

5. Direktur Umum

Direktur Umum dalam melaksanakan tugas memiliki wewenang untuk melaksanakan tata laksana seluruh unsur dalam organisasi. Direktur Umum membawahi:

- Bagian Personalia, berwenang:
 - a. Memberi pelayanan administrasi kepada semua unsur organisasi.
 - b. Mengatur dan meningkatkan hubungan kerjasama antar karyawan perusahaan dengan masyarakat.
 - c. Memberi pelatihan dan pendidikan bagi karyawan-karyawan perusahaan.
- Bagian Umum
 - a. Memberi pelayanan kepada semua unsur dalam organisasi di bidang kesejahteraan dan fasilitas kesehatan serta keselamatan kerja bagi seluruh karyawan dan keluarganya.
 - b. Memberikan penyuluhan mengenai fasilitas perusahaan.

6. Kepala Bagian

Kepala Bagian adalah seseorang yang memimpin setiap departemen yang dibawah oleh Direktur. Adapun tugas dan wewenang dari Kepala Bagian adalah sebagai berikut:

- a. Melakukan tugas yang diberikan oleh pimpinan dan melakukan pengawasan terhadap kinerja bawahannya.
- b. Memberikan laporan pertanggungjawaban kepada pimpinan atas tugas-tugas yang diberikan setelah menerima dan memeriksa tugas yang telah dilakukan oleh bawahannya.
- c. Mengawasi pelaksanaan dari rencana yang dibuat oleh pimpinan dan memberikan saran yang berhubungan dengan pelaksanaan tugas tersebut.

7. Kepala Seksi

Kepala seksi mempunyai tugas dan wewenang sebagai berikut:

- a. Bertanggungjawab kepada Kepala Bagian atau atasan masing-masing atas kelancaran kerja dalam mencapai target yang telah ditentukan.
- b. Mengetahui kualitas dan kuantitas barang-barang dan peralatan kerja yang menjadi tanggungjawabnya.
- c. Menciptakan suasana kerja yang baik dan menjamin keselamatan kerja para karyawan.

8. Operator/karyawan

Operator atau karyawan merupakan tenaga pelaksana yang secara langsung bertugas melaksanakan pekerjaan di lapangan sesuai dengan bidang dan keahliannya masing-masing. Semua pekerjaan operasional lapangan menjadi tugas dan tanggungjawab operator.

4.7.4 Sistem Kerja

Pabrik stirena ini berkapasitas 125.000 ton/tahun beroperasi selama 330 hari dalam setahun dan 24 jam dalam sehari. Untuk menjaga kelancaran proses produksi serta mekanisme administrasi dan pemasaran, maka waktu kerja diatur dengan *daily* dan *shift*.

1. Waktu Kerja Karyawan Harian

- a. Hari Senin s/d Kamis
Pukul 07.00 – 12.00 WIB
Pukul 13.00 – 16.30 WIB
- b. Hari Jum'at
Pukul 07.00 – 11.30 WIB
Pukul 13.00 – 17.00 WIB
- c. Hari Sabtu, Minggu, dan hari besar libur

2. Waktu Kerja Karyawan Shift

Kegiatan perusahaan yang dijalani oleh pekerja staff adalah selama 8 jam per hari. Pembagian shift dilakukan 3 kali tiap hari secara periodik

dengan perulangan dalam 8 hari. Jumlah tim dalam pekerja non staff adalah 4 tim (A, B, C, dan D) dengan 3 tim bekerja secara bergantian dalam 1 hari sedangkan 1 tim lainnya libur.

Berikut penjadwalan dalam 1 hari kerja per periode (30 hari):

- Shift I (pagi) Pukul 07.00 – 15.00 WIB
- Shift II (sore) Pukul 15.00 – 23.00 WIB
- Shift III (malam) Pukul 23.00 – 07.00 WIB
- Shift IV Libur

Tabel 4.42 Jadwal Pembagian Shift

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

Lanjutan Tabel 4.42 Jadwal Pembagian Shift

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

4.7.5 Penggolongan Jabatan dan Keahlian

Setiap jabatan dalam sebuah struktur organisasi pada pabrik ini memiliki kualifikasi dan spesifikasi pendidikan yang sesuai dengan jabatan dan tanggungjawab. Berikut rinci jenjang pendidikan karyawan pada Tabel 4.43:

Tabel 4.43 Jabatan dan Keahlian

Jabatan	Pendidikan (min)
Direktur Utama	S-2
Direktur	S-2
Kepala Bagian	S-1
Kepala Seksi	S-1
Staff Ahli	S-1
Sekretaris	S-1
Medis	D-3
Paramedis	D-3
Karyawan	SLTA
Sopir	SLTA
<i>Cleaning Service</i>	SLTP
Satpam	SLTA

4.8 Evaluasi Ekonomi

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

Dalam evaluasi ekonomi ini faktor-faktor yang ditinjau adalah:

1. *Return on investment*
2. *Pay out time*
3. *Discounted cash flow*
4. *Break even point*
5. *Shut down point*

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

1. Penentuan modal industri (*Total Capital Investment*), meliputi:
 - a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
 - b. Modal kerja (*Working Capital Investment*)
2. Penentuan biaya produksi total (*Total Production Cost*), meliputi:
 - a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)
3. Pendapatan modal

Untuk mengetahui titik impas, perlu dilakukan perkiraan terhadap:

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

4.8.1 Penaksiran Harga Peralatan

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

Pabrik stirena ini beroperasi selama satu tahun produksi yaitu 330 hari dan tahun evaluasi pada tahun 2023. Di dalam analisa ekonomi harga-harga alat maupun harga-harga lain diperhitungkan pada tahun analisa. Untuk mencari harga pada tahun analisa, maka dicari indeks pada tahun analisa.

Harga indeks tahun 2023 diperkirakan secara garis besar dengan data indeks dari tahun 1987 hingga tahun 2023 kemudian dicari dengan persamaan regresi linier.

Tabel 4.44 Harga Indeks

Tahun (X)	X (tahun ke-)	Indeks (Y)
1987	1	324
1988	2	343
1989	3	355
1990	4	356
1991	5	361,3
1992	6	358,2
1993	7	359,2
1994	8	368,1
1995	9	381,1
1996	10	381,7
1997	11	386,5
1998	12	389,5
1999	13	390,6
2000	14	394,1
2001	15	394,3
2002	16	395,6
2003	17	402
2004	18	444,2
2005	19	468,2

Lanjutan Tabel 4.44 Harga Indeks

Tahun (X)	X (tahun ke-)	Indeks (Y)
2006	20	499,6
2007	21	525,4
2008	22	575,4
2009	23	521,9
2010	24	550,8
2011	25	585,7
2012	6	584,6
2013	27	567,3
2014	28	576,1
2015	29	556,8

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

Sehingga indeks pada tahun 2023 adalah 658,194.

Harga-harga alat dan lainnya diperhitungkan pada tahun evaluasi dengan persamaan:

$$Ex = Ey (Nx/Ny) \quad (\text{Aries \& Newton, 1955})$$

Dimana, Ex : Harga pembelian pada tahun 2023

Ey : Harag pembelian pada tahun referensi

Nx : Indeks harga pada tahun 2023

Ny : Indeks harga pada tahun referensi

4.8.2 Dasar Perhitungan

Kapasitas produksi stirena = 125.000 ton/tahun

Satu tahun operasi = 330 hari

Umur pabrik = 10 tahun

Pabrik didirikan pada tahun = 2023

Kurs mata uang = \$ 1 = Rp 14.674,- (per 25/09/2020)

Harga bahan baku

1. Etilbenzena = Rp 386.018.744.053 /tahun
2. Katalis Fe₂O₃ = Rp 15.671.679 /tahun

Harga jual

1. Stirena = Rp 1.118.888.242.813 /tahun
2. Benzena = Rp 9.430.650.431 /tahun
3. Toluena = Rp 5.863.764.973 /tahun

4.8.3 Perhitungan Biaya

1. *Capital Investment*

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

a. *Fixed Capital Investment*

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

b. *Working Capital Investment*

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

2. *Manufacturing Cost*

Manufacturing cost merupakan jumlah *Direct*, *Indirect*, dan *Fixed Manufacturing Cost*, yang bersangkutan dalam pembuatan produk. Menurut Aries & Newton, *Manufacturing Cost* meliputi:

a. *Direct Cost*

Direct cost adalah pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.

b. *Indirect Cost*

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

c. *Fixed Cost*

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

3. *General Expense*

General expense atau pengeluaran umum meliputi pengeluaran-pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi perusahaan yang tidak termasuk *manufacturing cost*.

4.8.4 Analisa Kelayakan

Untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak, sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial atau tidak, maka dilakukan suatu analisa atau evaluasi kelayakan. Berikut beberapa cara yang dilakukan untuk menyatakan kelayakan sebuah pabrik:

1. *Percent Return On Investment*

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

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

2. *Pay Out Time (POT)*

Pay Out Time adalah:

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

- c. Waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang diperoleh. Perhitungan ini diperlukan untuk mengetahui dalam berapa tahun investasi yang telah dilakukan akan kembali.

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

3. Break Even Point (BEP)

Break Even Point (BEP) adalah:

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

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

dimana,

Fa	: <i>Annual fixed manufacturing cost</i> pada produksi maksimum
Ra	: <i>Annual regulated expenses</i> pada produksi maksimum
Va	: <i>Annual variable value</i> pada produksi maksimum
Sa	: <i>Annual sales value</i> pada produksi maksimum

4. Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point (SDP) adalah:

- Suatu titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi dihentikan. Penyebabnya antara lain *variable cost* yang terlalu tinggi atau karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan profit),
- Persen kapasitas minimal suatu pabrik dapat mencapai kapasitas produk yang diharapkan dalam setahun. Apabila tidak mampu mencapai persen

minimal kapasitas tersebut dalam satu tahun maka pabrik harus berhenti operasi atau tutup.

- c. Level produksi di mana biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *fixed cost*.
- d. Merupakan titik produksi dimana pabrik mengalami kebangkrutan sehingga pabrik harus berhenti atau tutup.

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

- dimana,
- Fa : *Annual fixed manufacturing cost* pada produksi maksimum
 - Ra : *Annual regulated expenses* pada produksi maksimum
 - Va : *Annual variable value* pada produksi maksimum
 - Sa : *Annual sales value* pada produksi maksimum

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

Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR) adalah:

- a. Analisa kelayakan ekonomi dengan menggunakan DCFR dibuat dengan menggunakan nilai uang yang berubah terhadap waktu dan dirasakan atau investasi yang tidak kembali pada akhir tahun selama umur pabrik.
- b. Laju bunga maksimal dimana suatu proyek dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.
- c. Merupakan besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada setiap akhir tahun selama umur pabrik.

$$(FC + WC)(1 + i)^N = C \sum (1 + i)^N + WC + SV$$

- dimana,
- FC : *Fixed Capital*
 - WC : *Working Capital*
 - SV : *Salvage value*
 - C : *Cash flow : profit after taxes + depresiasi + finance*
 - N : umur pabrik = 10 tahun
 - i : Nilai DCFR

4.8.5 Hasil Perhitungan

Perhitungan rencana pendirian pabrik stirena memerlukan rencana PPC, PC, MC, serta *General Expense*. Hasil rancangan masing-masing disajikan pada Tabel 4.46 sebagai berikut:

Tabel 4.45 *Physical Plant Cost (PPC)*

No	Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Purchased equipment cost</i>	5.047.747	74.068.120.785
2	<i>Delivered equipment cost</i>	1.261.937	18.517.030.196
3	Instalasi cost	824.255	12.094.710.570
4	Pemipaan	1.186.122	17.404.563.467
5	Instrumentasi	1.261.897	18.516.452.229
6	Insulasi	193.464	2.838.796.324
7	Listrik	504.775	7.406.812.078
8	Bangunan	11.326.541	166.200.000.000
9	<i>Land & yard improvement</i>	5.146.693	75.520.000.000
Total		26.753.432	392.566.485.649

Tabel 4.46 *Direct Plant Cost (DPC)*

No	Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	PPC	26.753.432	392.566.485.649
2	<i>Engineering and construction (20% PPC)</i>	5.350.686	78.513.297.130
DPC		32.104.118	471.079.782.779

Tabel 4.47 *Fixed Capital Investment (FCI)*

No	Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Direct Plant Cost</i>	32.104.118	471.079.782.779
2	Contractor's fee	1.284.164	18.843.191.311
3	<i>Contingency</i>	3.210.411	47.107.978.278
FCI		36.598.695	537.030.952.368

Tabel 4.48 *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

No	Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Raw material</i>	27.988.375	410.687.424.249
2	Labor	1.892.391	27.768.000.000
3	Supervisor	473.097	6.942.000.000
4	<i>Maintenance</i>	1.463.947	21.481.238.095
5	<i>Plant supplies</i>	219.592	3.222.185.714
6	<i>Royalty and patens</i>	3.864.731	3.56.709.132.911
7	Utilitas	778.018	11.416.250.806
DMC		36.680.153	538.226.231.775

Tabel 4.49 *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

No	Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Payroll overhead</i>	378.478	5.553.600.000
2	<i>Laboratory</i>	378.478	5.553.600.000
3	<i>Plant Overhead</i>	1.892.391	27.768.000.000
4	<i>Packaging and Shipping</i>	3.091.784	45.367.306.329
IMC		5.741.132	84.242.506.329

Tabel 4.50 *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

No	Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Depreciation</i>	3.659.869	53.703.095.237
2	<i>Property taxes</i>	731.073	10.740.619.047
3	<i>Insurance</i>	365.986	5.370.309.524
FMC		4.757.830	69.814.023.808

Tabel 4.51 *Total Manufacturing Cost (MC)*

No	Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	36.680.153	538.226.231.775
2	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	5.741.132	84.242.506.329
3	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	4.757.830	69.814.023.808
MC		47.179.116	692.282.761.911

Tabel 4.52 *Working Capital (WC)*

No	Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Raw material inventory</i>	593.692	8.711.551.423
2	<i>Inprocess Inventory</i>	71.483	1.048.913.275
3	<i>Product Inventory</i>	1.000.769	14.684.785.858
4	<i>Extended Credit</i>	1.639.582	24.058.420.022
5	<i>Available Cash</i>	4.289.010	62.934.796.537
WC		7.594.538	111.438.467.118

Tabel 4.53 *General Expense (GE)*

No	Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Administration</i>	2.830.746	41.536.965.715
2	<i>Sales Expense</i>	5.567.135	81.689.365.906
3	<i>Research</i>	3.774.329	55.382.620.963
4	<i>Finance</i>	1.767.729	25.938.776.779
GE		13.939.941	204.547.729.353

Tabel 4.54 *Total Production Cost (TPC)*

No	Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	47.179.116	692.282.761.911
2	<i>General Expenses (GE)</i>	13.939.941	204.547.729.352
TPC		61.119.057	896.830.491.263

Tabel 4.55 *Fixed Cost (Fa)*

No	Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	Depresiasi	3.659.870	53.703.095.237
2	<i>Property Taxes</i>	731.974	10.740.619.047
3	Asuransi	365.987	5.370.309.524
Fa		4.757.830	69.814.023.808

Tabel 4.56 *Variable Cost (Va)*

No	Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Raw material</i>	27.988.375	410.687.424.249
2	<i>Packaging and shipping</i>	3.091.784	45.367.306.329
3	Utilitas	778.018	11.416.250.806
4	<i>Royalty and patent</i>	3.864.731	56.709.132.911
Va		35.722.910	524.180.114.294

Tabel 4.57 *Regulated Cost (Ra)*

No	Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	Gaji Karyawan	1.892.391	27.768.000.000
2	<i>Payroll overhead</i>	378.478	5.553.600.000
3	Supervisor	473.098	6.942.000.000
4	<i>Plant Overhead</i>	1.892.391	27.768.000.000
5	<i>Laboratory</i>	378.478	5.553.600.000
6	<i>General Expense</i>	13.939.941	204.547.728.22
7	<i>Maintenance</i>	1.463.948	21.481.238.095
8	<i>Plant supplies</i>	219.052	3.222.185.714
Ra		20.638.318	302.836.353.161

4.8.6 Analisa Keuntungan

Harga jual	Stirena	= Rp 8.951 /kg
	Toluena	= Rp 22.010 /kg
	Benzena	= Rp 11.739 /kg
<i>Annual Sales</i> (Sa)		= Rp 1.134.182.658.219
<i>Total production cost</i>		= Rp 896.830.491.264

$$\begin{aligned}\text{Keuntungan (sebelum tax)} &= \text{Annual sales} - \text{total production cost} \\ &= \text{Rp } 237.352.166.955\end{aligned}$$

$$\text{Tax 25\%} = \text{Rp } 59.338.041.739$$

$$\text{Keuntungan (setelah tax)} = \text{Rp } 178.014.125.216$$

4.8.7 Hasil Kelayakan Ekonomi

1. Percent Return On Investment (ROI)

$$ROI = \frac{\text{keuntungan sebelum pajak}}{\text{fixed capital}} \times 100\%$$

$$\text{ROI sebelum pajak} = 44,20 \%$$

$$\text{ROI setelah pajak} = 32,04 \%$$

2. Pay Out Time (POT)

$$POT = \frac{\text{fixed capital}}{\text{keuntungan} + \text{depresiasi}}$$

$$\text{POT sebelum pajak} = 1,85 \text{ tahun}$$

$$\text{POT sesudah pajak} = 2,32 \text{ tahun}$$

3. Break Even Point (BEP)

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

$$Fa \text{ (fixed cost)} = \text{Rp } 69.814.023.808$$

$$Ra \text{ (regulated cost)} = \text{Rp } 302.836.353.161$$

$$Va \text{ (variable cost)} = \text{Rp } 524.180.114.294$$

$$Sa \text{ (sales)} = \text{Rp } 1.134.182.658.219$$

Maka, nilai BEP = 40,37 % (BEP layak 40 – 60 %)

4. Shut Down Point (SDP)

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

SDP = 22,83 %

5. Discounted Cash Flow Rate (DCFR)

Umur pabrik = 10 tahun

Fixed Capital Investment = Rp 537.030.952.368

Working Capital = Rp 111.438.467.118

Salvage Value = Depresiasi

= Rp 53.703.095.237

Annual Cash Flow (Ck)

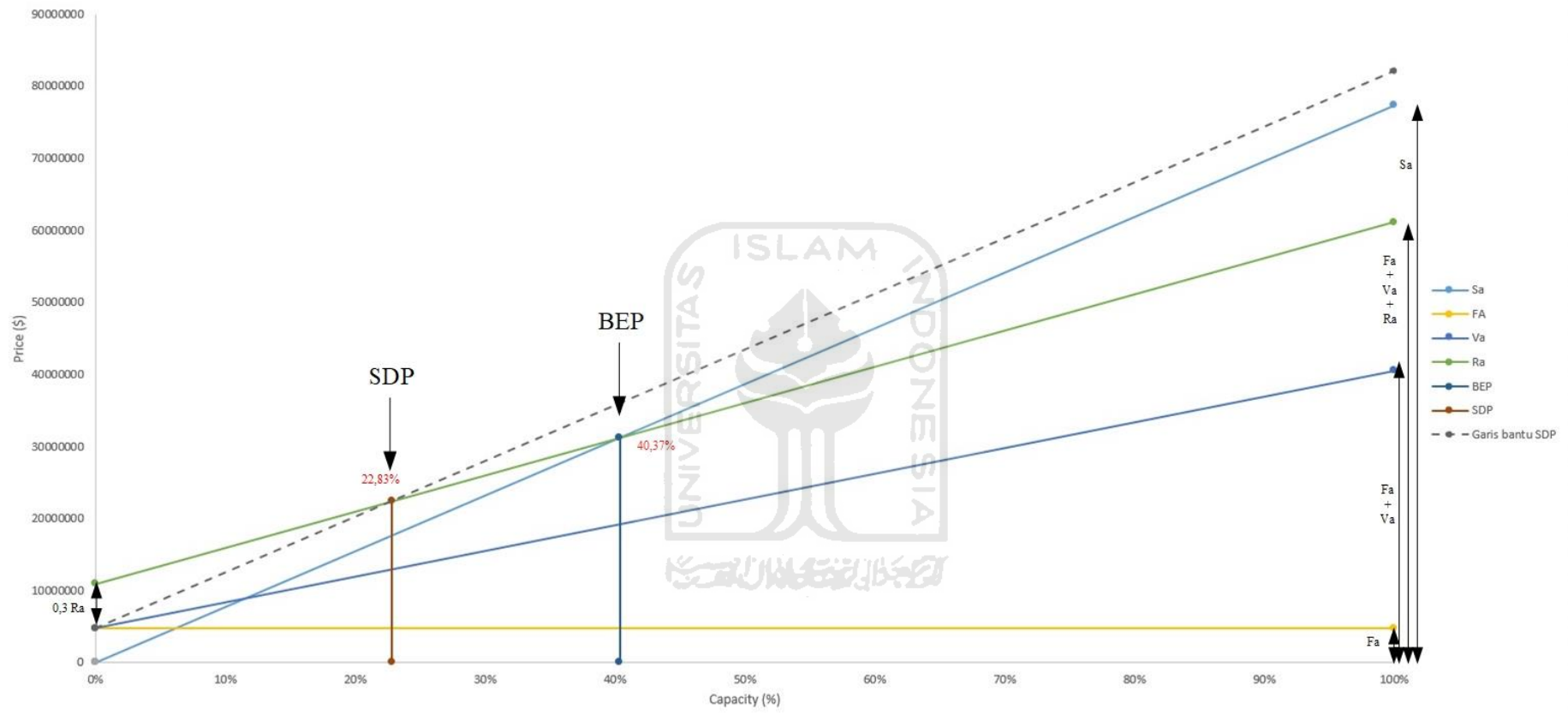
= Annual profit + Depresiasi + Finance

= Rp 203.956.561.865

Discounted Cash Flow Rate dihitung secara trial & error

$$(FCI + WC)(1 + i)^N = \sum_{n=0}^{n=N-1} Ck(1 + i)^N + WC + SV$$

Dengan trial & error diperoleh nilai $i = 19.09\%$



Gambar 4.7 Grafik SDP dan BEP

BAB V

PENUTUP

5.1 Kesimpulan

Kesimpulan perancangan pabrik stirena dari dehidrogenasi etilbenzena, adalah sebagai berikut:

1. Berdasarkan tinjauan proses, kondisi operasi, sifat-sifat bahan baku dan produk, serta lokasi pabrik, maka pabrik stirena tergolong pabrik beresiko tinggi.
2. Pabrik stirena didirikan dengan pertimbangan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri, ekspor, memberi lapangan pekerjaan dan meningkatkan pertumbuhan ekonomi.
3. Pabrik stirena didirikan dengan kapasitas 125.000 ton/tahun, dengan bahan baku etilbenzena sebanyak 16.567 kg/jam.
4. Analisa kelayakan ekonomi sebagai berikut :
 - a. Keuntungan yang diperoleh
Keuntungan sebelum pajak senilai Rp. 237 Milyar/tahun dan keuntungan setelah pajak (25%) sebesar Rp. 178 Milyar/tahun
 - b. *Return on Investment* (ROI)
Presentase ROI sebelum pajak senilai 44,20% dan ROI setelah pajak senilai 32,04%. Syarat ROI sebelum pajak industri kimia dengan resiko tinggi adalah minimal 44% (Aries & Newton, 1955).
 - c. *Pay Out Time* (POT)
POT sebelum pajak ialah 1,85 tahun dan POT setelah pajak ialah 2,32 tahun. Syarat POT sebelum pajak untuk industri kimia dengan resiko tinggi adalah maksimal 2 tahun (Aries & Newton, 1955).
 - d. *Break Even Point* (BEP) & *Shut Down Point* (SDP)
Nilai BEP adalah 40,37% dan SDP adalah 22,83%. BEP untuk industri kimia pada umumnya pada kisaran 40-60%.

e. *Discounted Cash Flow Rate (DCFR)*

Nilai DCFR adalah 19,09%. Suku bunga simpanan bank adalah 7,49% dari Bank Indonesia pada tanggal 17 September 2020. Syarat minimum DCFR adalah 1,5 kali diatas suku bunga pinjaman bank yaitu 11,24%.

Dari hasil analisis ekonomi diatas, maka dapat disimpulkan bahwa pabrik stirena dari dehidrogenasi etilbenzena dengan kapasitas 125.000 ton/tahun ini layak dan menarik untuk dikaji lebih lanjut.

5.2 Saran

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

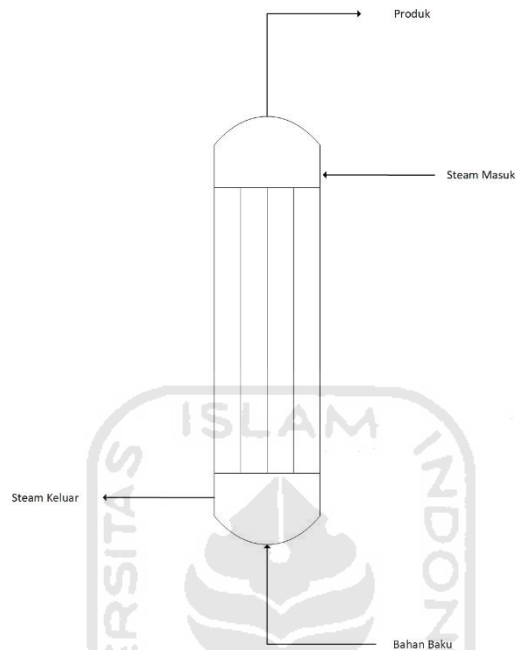
1. Optimasi pemilihan seperti alat proses atau alat penunjang dan bahan baku perlu diperhatikan sehingga akan lebih mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh.
2. Perancangan pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah, sehingga diharapkan berkembangnya pabrik-pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan.
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
- Bank Indonesia. 2020. *Suku bunga acuan Bank Indonesia*. <http://bi.go.id/>. Diakses pada 28 September 2020 pukul 19.00 WIB
- Badan Pusat Statistik, 2012-2019, www.bps.go.id, Indonesia. Diakses pada 23 Februari 2019 pukul 19.00 WIB
- 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

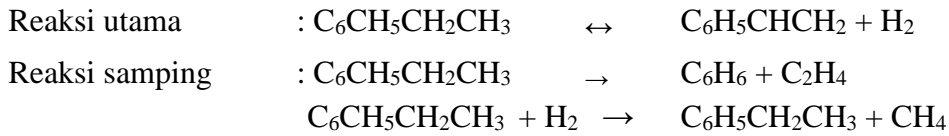
LAMPIRAN A

REAKTOR



- Jenis : Reaktor *Fix Bed Multitube*
- Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi pembentukan stirena dari etilbenzena
- Kondisi Operasi : Suhu = 625°C
Tekanan = 1,4 atm
Reaksi = Endotermis
- Tujuan :
1. Menentukan jenis reaktor
 2. Menghitung pressure drop
 3. Menghitung berat katalis
 4. Menghitung waktu tinggal dalam reaktor
 5. Menentukan dimensi reaktor

Reaksi yang terjadi didalam reaktor :



1. Menentukan jenis reaktor

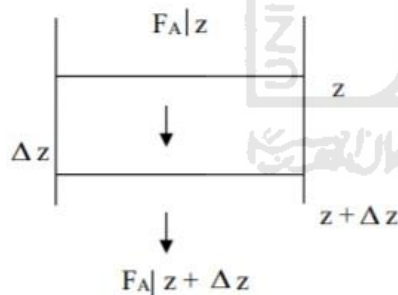
Digunakan reaktor *fixed bed multitube* dengan pertimbangan sebagai berikut :

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

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

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

$$\Delta v = \frac{\pi Di^2}{4} \varepsilon \Delta Z$$

$\Delta v = \text{volume gas diantara katalis pada elemen volume}$

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

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

$$\frac{-FA}{\Delta Z} = (-ra) \frac{\pi}{4} Di^2 \varepsilon$$

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

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

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

$$\frac{\Delta X_A}{\Delta Z} = \frac{(-ra) \pi D_i^2 \varepsilon}{4 F_{A0}}$$

$$\lim \Delta Z \rightarrow 0$$

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

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

ε = porositas

$(-ra)$ = kecepatan reaksi = $k \cdot C_A$

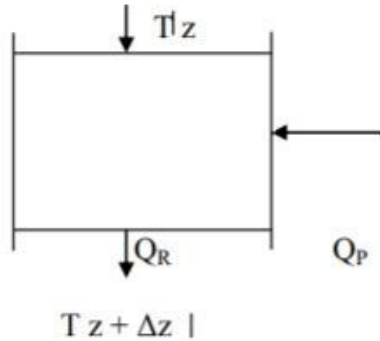
Z = tebal tumpukan kalisator

D_i = diameter dalam pipa

Tabel 1 Komposisi dengan perhitungan kapasitas

Komposisi	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
H ₂	0	307
C ₂ H ₄	0	8,64
CH ₄	0	11,63
C ₆ H ₆	41	65
C ₇ H ₈	0,004	67
C ₈ H ₁₀	20.445	3.979
C ₈ H ₈	16	16.063
Total	20.502	20.502

b. Neraca panas elemen volume



Q_R = panas reaksi
 Q_P = panas yang diserap, ada pemanas

Input – output = accumulation

$$\Sigma m. C_p (T|_z - T_o) - [(\Sigma m. C_p)(T|_{z+\Delta Z} - T_o) + Q_R + Q_P] = 0$$

$$\Sigma m. C_p (T|_z - T|_{z+\Delta Z}) = Q_R + Q_P$$

$$\Sigma m. C_p (-\Delta T) = Q_R + Q_P$$

$$Q_R = \Delta H_R F_{A_o} \Delta X_A$$

$$Q_P = U A (T - T_s)$$

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

$$Q_P = U \pi D_o \Delta Z (T - T_s)$$

$$\frac{\Sigma m. C_p (-\Delta T)}{\Delta Z} = \frac{\Delta H_R F_{A_o} \Delta X_A + U \pi D_o \Delta Z (T - T_s)}{\Delta Z}$$

$$\Sigma m. C_p \frac{(-\Delta T)}{\Delta Z} = \Delta H_R F_{A_o} \frac{\Delta X_A}{\Delta Z} + U \pi D_o \Delta Z (T - T_s)$$

$$\frac{(-\Delta T)}{\Delta Z} = \frac{\Delta H_R F_{A_o} \frac{\Delta X_A}{\Delta Z} + U \pi D_o \Delta Z (T - T_s)}{\Sigma m. C_p}$$

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

$$\frac{dT}{dZ} = \frac{\Delta H_R F_{A_o} \frac{dX_A}{dZ} + U \pi D_o \Delta Z (T - T_s)}{\Sigma m. C_p}$$

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

ΔH_R = panas reaksi

U = overall heat transfer coefficient

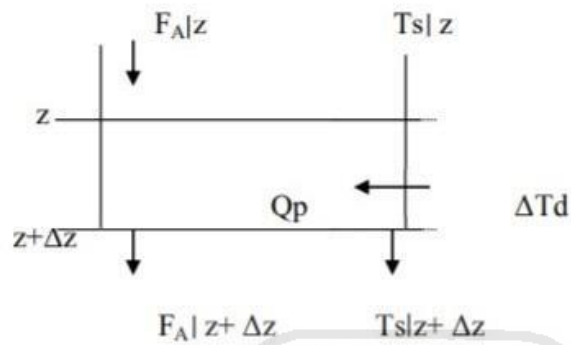
D_o = diameter luar

T = suhu gas

T_s = suhu penelitian

C_p = kapasitas panas

c. Neraca panas untuk pemanas



$$[m_p \cdot C_{pp} (T_s|_z - T_o) + Q_p] - [(m_p \cdot C_p)(T_s|_{z+\Delta z} - T_o)] = 0$$

$$m_p \cdot C_{pp} (T_s|_z - T_s|_{z+\Delta z}) = -Q_p$$

$$(T_s|_z - T_s|_{z+\Delta z}) = -\frac{U \pi D_o \Delta Z (T - T_s)}{m_p \cdot C_{pp}}$$

$$-\frac{(T_s|_{z+\Delta z} - T_s|_z)}{\Delta Z} = -\frac{U \pi D_o (T - T_s)}{m_p \cdot C_{pp}}$$

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

$$\lim_{\Delta Z \rightarrow 0}$$

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

Pemanas yang digunakan adalah *superheated steam* pada suhu 625,85°C dan tekanan 1,4 atm dengan sifat fisis *superheated steam* (T dalam K) sebagai berikut :

$$\Delta H \text{ steam} = 3761,2 \text{ kJ/kg}$$

$$C_p \text{ steam} = 2,2242 \text{ kJ/kg.K}$$

$$\mu \text{ steam} = 0,0337 \text{ cP}$$

$$k \text{ steam} = 0,0886 \text{ W/m.K}$$

Jumlah pemanas yang dibutuhkan = 5.079 kg/jam.

Aliran pemanas dalam reaktor berlawanan dengan aliran gas.

d. Penurunan tekanan (*pressure drop*)

Dalam pipa untuk penurunan tekanan dalam pipa berisi katalisator (fixed bed) digunakan rumus 11.6 (chapter 11, hal. 492, “*Chemical Reactor Design For Process Plants*”, 1990).

$$\frac{dP}{dZ} = \frac{G}{\rho g D_p} \cdot \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^3} \cdot \left[\frac{150 (1 - \varepsilon) \mu}{D_p} + 1,75G \right]$$

- Dimana :
- G = kecepatan aliran massa gas dalam pipa, gr/cm³
 - ρ = densitas gas, gr/cm³
 - Dp = densitas partikel katalisator, cm
 - g = gaya gravitas, cm/s²
 - ε = porositas tumpukan katalisator
 - μ = viskositas gas, gr/cm.jam

3. Data sifat fisis bahan

a. Umpan gas masuk

Tabel 2 Umpan gas masuk reaktor

Komponen	BM	Massa (kg/jam)	Mol (Kmol/jam)	Fraksi mol (yi)
C ₆ H ₆	78	41	0,53	0,0027
C ₇ H ₈	92	0,004	0,00	0,00
C ₈ H ₁₀	106	20.445	193	0,99
C ₈ H ₈	104	16	0,15	0,0008
Total		20.502	194	1,00

b. Volume gas masuk reaktor

$$P \cdot V = n \cdot R \cdot T$$

$$n = 193,555 \text{ kmol} = 193.555 \text{ mol}$$

$$R = 82,05 \text{ atm.cm}^3/\text{mol.}^\circ\text{K}$$

$$T = 898,15 \text{ }^\circ\text{K}$$

$$P = 1,4 \text{ atm}$$

$$V = \frac{n \cdot R \cdot T}{P}$$

$$V = 10.188.330.690 \text{ cm}^3/\text{jam}$$

$$V = 2.830.092 \text{ cm}^3/\text{s}$$

c. Densitas gas masuk reaktor

$$\rho = \frac{P \cdot BM_{campuran}}{Z \cdot R \cdot T}$$

$$P = 1,42 \text{ bar}$$

$$BM \text{ campuran} = 105,92 \text{ kg/kmol}$$

$$Z = 0,9968$$

$$R = 0,0831446 \text{ bar} \cdot \text{m}^3/\text{kmol} \cdot \text{°K}$$

$$T = 898,15 \text{ °K}$$

$$\rho = 2,019 \text{ kg/m}^3$$

d. Viskositas gas masuk reaktor

Tabel 3 Data viskositas

Komponen	A	B	C
C ₆ H ₆	-0,151	2,57E-01	2,23E+02
C ₇ H ₈	1,787	2,36E-01	2,06E+02
C ₈ H ₁₀	-4,267	2,47E-01	1,74E+02
C ₈ H ₈	-10,035	2,52E-01	1,86E+02

(Sumber : *Chemical Properties Handbook*, Yaws)

$$\mu_{\text{gas}} = A + BT + CT^2$$

$$\mu_{\text{gas}} = 0,000017 \text{ kg/m.s}$$

$$\mu_{\text{gas}} = 0,0627 \text{ kg/m.jam}$$

e. Konduktifitas gas masuk reaktor

Tabel 4 Data konduktifitas gas

Komponen	A	B	C
C ₆ H ₆	-0,00565	3,45E-05	6,93E-08
C ₇ H ₈	-0,00776	4,49E-05	6,45E-08
C ₈ H ₁₀	-0,00797	4,06E-05	6,73E-08
C ₈ H ₈	-0,00712	4,55E-05	3,95E-08

(Sumber : *Chemical Properties Handbook*, Yaws)

$$k_{gas} = A + BT + CT^2$$

$$k_{gas} = 0,08273 \text{ W/m.}^\circ\text{K}$$

$$k_{gas} = 0,29784 \text{ kJ/jam.m.}^\circ\text{K}$$

f. Kapasitas panas gas masuk reaktor

Tabel 5 Data kapasitas panas gas

Komponen	A	B	C	D	E
C ₆ H ₆	-31,368	4,7460E-01	-3,1137E-04	8,5237E-08	-5,0524E-12
C ₇ H ₈	-24,097	5,2187E-01	-2,9827E-04	6,1220E-08	1,2576E-12
C ₈ H ₁₀	-20,527	5,9578E-01	-3,0849E-04	3,5621E-08	1,2409E-11
C ₈ H ₈	71,201	5,4767E-02	6,4793E-04	-6,9875E-07	2,1232E-10

(Sumber : *Chemical Properties Handbook*, Yaws)

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

$$C_{p\text{campuran}} = 299,32 \text{ kJ/kmol.}^\circ\text{K}$$

$$C_{p\text{campuran}} = 2,83 \text{ kJ/kg.}^\circ\text{K}$$

g. Panas reaksi

Panas reaksi dihitung dengan rumus :

$$\Delta H_R = \Delta H_{R\ 298} + \int_{298}^T \Delta C_p \cdot dT$$

Tabel 6 Data kapasitas panas gas

Komponen	A	B	C	D	E
H ₂	25,399	2,0178E-02	-3,8549E-05	3,1880E-08	-8,7585E-12
C ₂ H ₄	32,083	-1,4831E-02	2,477E-04	-2,3766E-07	6,8274E-11
CH ₄	34,942	-3,9957E-02	1,9184E-04	-1,5303E-07	3,9321E-11
C ₆ H ₆	-31,368	4,7460E-01	-3,1137E-04	8,5237E-08	-5,0524E-12
C ₇ H ₈	-24,097	5,2187E-01	-2,9827E-04	6,1220E-08	1,2576E-12
C ₈ H ₁₀	-20,527	5,9578E-01	-3,0849E-04	3,5621E-08	1,2409E-11
C ₈ H ₈	71,201	5,4767E-02	6,4793E-04	-6,9875E-07	2,1232E-10

(Sumber : *Chemical Properties Handbook*, Yaws)

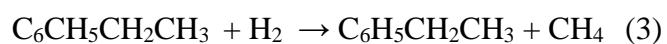
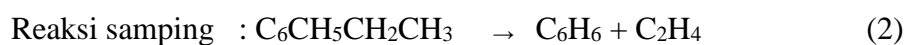
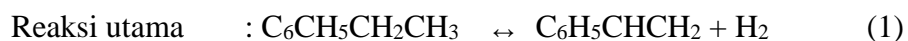
$$Q_{\text{masuk}} = 26.462.953 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{\text{keluar}} = 27.422.812 \text{ kJ/jam}$$

Tabel 7 Data entalpi pembentukan

Komponen	ΔH_f 298 (kJ/mol)	ΔH_f 298 (kJ/kmol)
H ₂	0	0
C ₂ H ₄	52,3	52300
CH ₄	-74,85	-74850
C ₆ H ₆	82,93	82930
C ₇ H ₈	50	50000
C ₈ H ₁₀	29,29	29790
C ₈ H ₈	147,36	147360

(Sumber : *Chemical Properties Handbook*, Yaws)



$$\Delta H_{R\ 298} = \Delta H_{f\ \text{produk}} - \Delta H_{f\ \text{reaktan}}$$

$$H_{R1\ 298} = 18.141.295\ \text{kJ/jam}$$

$$H_{R2\ 298} = 32.539,222\ \text{kJ/jam}$$

$$H_{R3\ 298} = -27.261,042\ \text{kJ/jam}$$

$$\Delta H_{R\ 298} = 18.146.573,58\ \text{kJ/jam}$$

$$\Sigma Q_{\text{total}} = Q_{\text{keluar}} + \Delta H_{R\ 298} - Q_{\text{masuk}}$$

$$\Sigma Q_{\text{total}} = 19.106.432,53\ \text{kJ/jam}$$

Jadi, reaksi yang terjadi dalam proses pembuatan stirena merupakan reaksi endotermis.

h. Data katalisator

Nama katalisator

$$= \text{Fe}_2\text{O}_3$$

Porositas

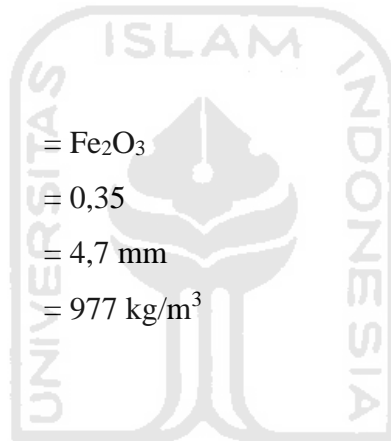
$$= 0,35$$

Diameter

$$= 4,7\ \text{mm}$$

Densitas

$$= 977\ \text{kg/m}^3$$



4. Dimensi reaktor

a. Menentukan ukuran dan jumlah *tube*

Diameter pipa reaktor dipilih berdasarkan pertimbangan tertentu agar perpindahan panas berjalan dengan baik. Mengingat reaksi yang terjadi endotermis, untuk itu dipilih aliran gas dalam pipa turbulen agar koefisien perpindahan panas menjadi lebih besar.

Pengaruh rasio D_p/D_t terhadap koefisien perpindahan panas dalam pipa yang berisi butir-butir katalisator dibandingkan dengan pipa kosong yaitu hw/h telah diteliti oleh Colburn's (Smith, 1971) yaitu :

D_p/D_t	0,05	0,1	0,15	0,2	0,25	0,3
hw/h	5,5	7,0	7,8	7,5	7,0	6,6

Dipilih $D_p/D_t = 0,15$

Dimana : hw = koefisien perpindahan panas dalam pipa berisi katalis

h = koefisien perpindahan panas dalam pipa kosong

D_p = diameter katalisator

D_t = diameter *tube*

Sehingga : $D_p = 0,0047$ m

$D_p/D_t = 0,15$

$D_t = 0,0313$ m = 1,2336 in

Dari perhitungan tersebut, maka diambil ukuran pipa standar berdasarkan tabel 11 Kern, dengan spesifikasi pipa sebagai berikut :

Nominal pipe size = 1,5 in = 0,0381 m

Outside diameter = 1,9 in = 0,04826 m

Inside diameter = 1,61 in = 0,04089 m

Flow area per pipe = 2,04 in²

Aliran dalam pipa dipilih turbulen (N_{Re}) = 4100

$$N_{Re} = \frac{G_t \cdot D_t}{\mu}$$

$$G_t = \frac{\mu \cdot N_{Re}}{D_t}$$

Dalam hubungan ini :

μ = viskositas umpan = 0,0627 kg/m.jam

$D_t = 0,04089$ m

$N_{Re} = 4.100$

$$G_t = 6288,9348 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{jam}}$$

Digunakan 1 buah reaktor :

$$A_t = \frac{G}{G_t}$$

Dimana :

G = umpan masuk = 20.501,78 kg/jam

$A_t = 3,259$ m²

$$N_{t \max} = \frac{A_t}{A_o}$$

Dimana :

A_o = luas penampang *tube* = 0,00131 m²

$N_{t \max}$ = 2.483,28 buah

$$V_{\max} = \sqrt{\frac{4(\rho_b - \rho_g) g \cdot D_p}{3 \cdot \rho_g \cdot f_D}}$$

Dimana :

ρ_b = densitas katalisator = 977 kg/m³

ρ_g = densitas gas = 2,0188 kg/m³

D_p = diameter katalisator = 0,0047 m

f_D = *friction factor* = 2

V_{\max} = 3,851 m/s = 13.864,53 m/jam

$$A_t = \frac{Q}{V_{\max}}$$

Dimana :

Q = laju alir volumetrik = 10.157,06 m³/jam

A_t = 0,733 m²

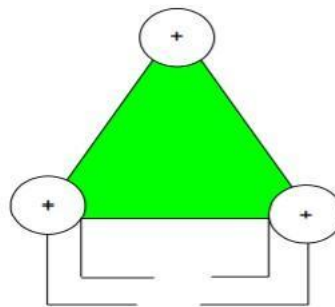
$$N_{t \min} = \frac{A_t}{A_o}$$

$N_{t \min}$ = 558,05 buah

Jumlah *tube* dalam reaktor dipilih dalam rentang 559 – 2484 buah. Maka dipilih jumlah *tube* dalam reaktor adalah 669 buah.

b. Menghitung diameter dalam reaktor

Direncanakan *tube* disusun dengan pola *triangular pitch*.



P_t (*pitch*) = 1,25 x OD_t

= 1,25 x 1,9 in

$$= 2,375 \text{ in}$$

$$C' \text{ (clearance)} = P_t - OD_t$$

$$= 2,375 - 1,9 \text{ in}$$

$$= 0,475 \text{ in}$$

$$ID_s = \sqrt{\frac{4 \cdot N_t \cdot P_t^2 \cdot 0,866}{\pi}}$$

$$ID_s = 64,52 \text{ in} = 163,88 \text{ cm}$$

c. Menghitung tebal dinding reaktor

Tebal dinding reaktor (*shell*) dihitung dengan persamaan (Brownell, 1980)

:

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

Bahan yang digunakan *low alloy steel SA-301 grade B*

t_s = tebal *shell*

E = efisiensi pengelasan = 0,085

f = maksimum *allowable stress* bahan = 1000 psi

r = jari-jari dalam *shell* = $ID_s/2 = 32,2608 \text{ in}$

C = faktor korosi = 0,125 in

P = tekanan desain = tekanan operasi + *over design* 20%

$$= 120\% \times 20,5743 \text{ psi}$$

$$= 24,6892 \text{ psi}$$

$$t_s = 1,08 \text{ in}$$

Dari hasil perhitungan t_s dipilih tebal standar dinding shell adalah 1,125 in, sehingga didapatkan diameter luar reaktor:

$$\text{Diameter luar reaktor} = ID + 2t_s$$

$$= 64,5210 + 2(1,125) \text{ in}$$

$$= 66,77 \text{ in}$$

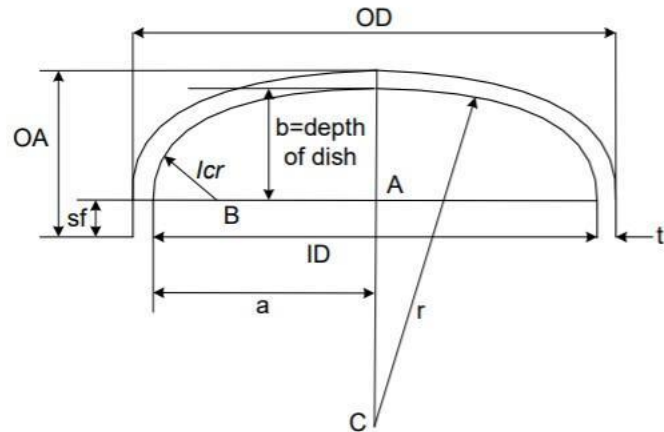
Dipilih diameter standar luar reaktor adalah 72 in (Brownell, 1980).

5. Menghitung *head* reaktor

a. Menghitung tebal *head* reaktor

Bentuk head : *Torispherical dished head*

Bahan konstruksi : *Low alloy steel SA-301 grade B*



Keterangan gambar :

- ID = diameter dalam *head*
- OD = diameter luar *head*
- a = jari-jari dalam *head*
- t = tebal *head*
- r = jari-jari luar *dish*
- icr = jari-jari dalam sudut *icr*
- b = tinggi *head*
- sf = *straight flange*
- OA = tinggi total *head*

Tebal head dihitung berdasarkan persamaan (Brownell, 1980) :

$$t_H = \frac{P \cdot ID_s}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 \cdot P} + C$$

P = tekanan desain = 24,6892 psi

ID_s = diameter dalam reaktor = 64,5210 in

f = maksimum *allowable stress* bahan = 1000 psi

E = efisiensi pengelasan = 0,085

C = faktor korosi = 0,125 in

$t_H = 1,07$ in

Dari hasil perhitungan t_H dipilih tebal standar *head* adalah 1,125 in.

b. Menghitung tinggi *head* reaktor

$$ODs = 72 \text{ in}$$

$$ts = 1,125 \text{ in}$$

$$\text{didapatkan : } icr = 4,375 \text{ in}$$

$$r = 66 \text{ in}$$

$$a = IDs/2 = 32,3 \text{ in}$$

$$AB = a - icr = 27,8855 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 61,625 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{1/2} = 54,9549 \text{ in}$$

$$B = r - AC = 11,0451 \text{ in}$$

Berdasarkan Tabel 5.6 Brownell dengan $ts = 1,125 \text{ in}$ didapatkan $sf = 1,5 - 4,5 \text{ in}$ dan dipilih nilai sf untuk perancangan yaitu $4,5 \text{ in}$.

$$h_H = t_H + b + sf$$

$$= 16,6701 \text{ in}$$

$$= 0,4234 \text{ m}$$

c. Menghitung tinggi reaktor

$$\text{Tinggi reaktor} = \text{panjang shell} + 2 \times \text{tinggi head}$$

$$= 4 + 2(0,4234) \text{ m}$$

$$= 4,85 \text{ m}$$

6. Menghitung volume reaktor

a. Volume *head* (V_h)

$$V_h = 0,000049 \times IDs^3$$

$$= 13,16 \text{ in}^3$$

b. Volume *shell* (V_s)

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times IDs^2 \times Z$$

$$= 514.632,86 \text{ in}^3$$

c. Volume reaktor (V_r)

$$V_r = V_s + 2V_h$$

$$= 514632,8593 + 2(13,1613)$$

$$= 514.659,18 \text{ in}^3$$

7. Menghitung berat dan volume katalisator

a. Berat katalisator (w)

$$w = \rho_b \cdot N_t \cdot \frac{\pi}{4} \cdot IDt^2 \cdot Z \cdot (1 - \varepsilon)$$

Dimana :

- ρ_b = densitas katalisator = 0,977 gr/cm³
- N_t = jumlah *tube* = 669 buah
- IDt = diameter dalam *tube* = 4,0894 cm
- Z = panjang *tube* = 400 cm
- ε = porositas katalis = 0,35

$$\begin{aligned} w &= \rho_b \cdot N_t \cdot \frac{\pi}{4} \cdot IDt^2 \cdot Z \cdot (1 - \varepsilon) \\ &= 0,997 \times 669 \times (3,14/4) \times (4,0894)^2 \times 400 \times (1-0,35) \\ &= 2230914,219 \text{ gr} \\ &= 2.231 \text{ kg} \end{aligned}$$

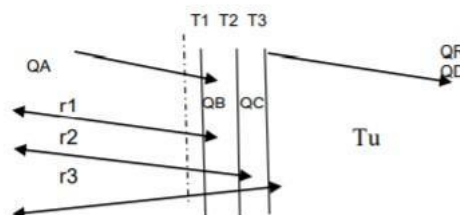
b. Volume katalisator

$$\begin{aligned} V &= \frac{\text{berat katalisator}}{\text{densitas katalisator}} \\ &= \frac{2230914,219 \text{ gr}}{0,977 \text{ gr/cm}^3} \\ &= 2283433,182 \text{ cm}^3 \\ &= 2,28 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

8. Tebal isolasi reaktor

Asumsi :

1. Suhu dalam reaktor = suhu permukaan dinding dalam *shell* = suhu pemanas rata-rata
2. Steady state
3. Konveksi bebas pada sekeliling reaktor



Keterangan :

- r_1 = jari-jari dalam reaktor
 r_2 = jari-jari luar reaktor
 r_3 = jari-jari isolator luar
QA = perpindahan panas konveksi dari gas ke dinding dalam reaktor
QB = perpindahan panas konduksi melalui dinding reaktor
QC = perpindahan panas konduksi melalui isolator
QD = perpindahan panas konveksi dari permukaan luar isolator
QR = perpindahan panas radiasi
 T_1 = suhu dinding dalam reaktor
 T_2 = suhu dinding luar reaktor
 T_3 = suhu isolator luar
 T_u = suhu udara luar
- a. Sifat fisis isolator
- Bahan = silika
Densitas (ρ) = 8,5 lb/ft² (Tabel 2, Kern)
Emisivitas (ϵ) = 0,8 (Tabel 4.1, Kern)
Konduktivitas panas (k) = 0,0515 Btu/hr.ft².F
- b. Sifat fisis udara
- T_u = 30°C
 T_3 = 50°C
 T_f = $(T_u + T_3)/2 = 40^\circ\text{C}$
 β = 0,025 1/°C
 ΔT = 10°C
 ρ = 1,1302 kg/m³
Cp = 1006,5679 kJ/kg.°C
 μ = 0,00019 kg/m.s
 ν = 17,0234 m²/s
k = 0,0272 W/m.°C
Pr = 0,7051
g = 9,8 m/s²

c. Perpindahan panas konduksi

$$Q_B = \frac{2 \cdot \pi \cdot k_s \cdot L \cdot (T_1 - T_2)}{\ln \ln \left(\frac{r_2}{r_1} \right)}$$

$$Q_C = \frac{2 \cdot \pi \cdot k_{is} \cdot L \cdot (T_2 - T_3)}{\ln \ln \left(\frac{r_3}{r_2} \right)}$$

d. Perpindahan panas konveksi

$$Q_D = hc \cdot A \cdot (T_3 - T_4)$$

$$Q_D = hc \cdot 2 \cdot \pi \cdot r_3 \cdot L \cdot (T_3 - T_4)$$

$$G_r = \frac{L^3 \cdot \rho^2 \cdot \beta \cdot g \cdot \Delta T}{\mu^2}$$

$$R_{af} = G_r \cdot P_r$$

Karena $R_{af} = 10^9 - 10^{12}$ (*Heat Transmission*, Henry Mc Adams), maka :

$$hc = 0,19(\Delta T)^{\frac{1}{3}}$$

e. Perpindahan panas radiasi

$$Q_R = \varepsilon \cdot \sigma \cdot A \cdot (T_3^4 - T_4^4)$$

$$Q_R = \varepsilon \cdot \sigma \cdot 2 \cdot \pi \cdot r_3 \cdot L \cdot (T_3^4 - T_4^4)$$

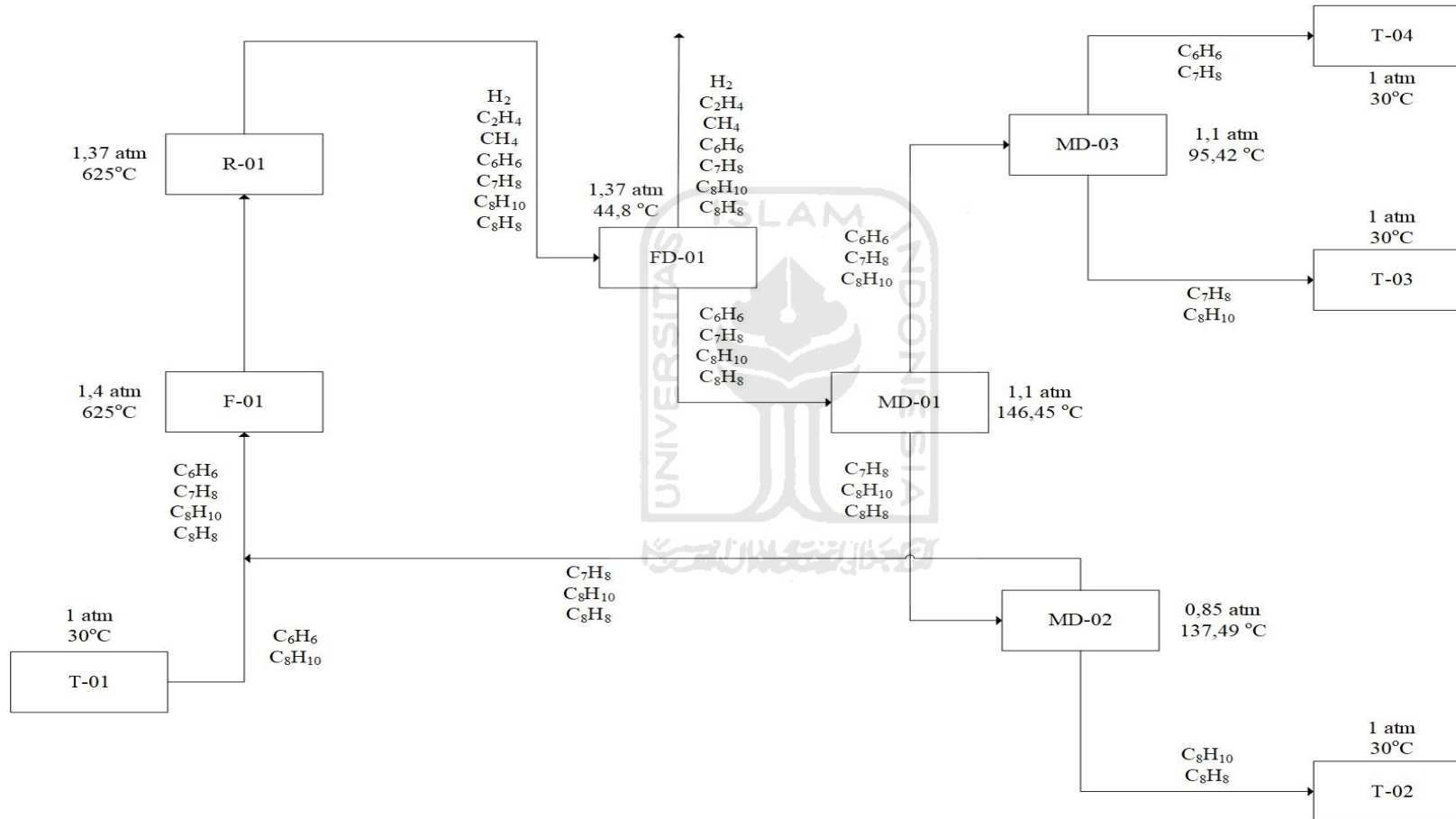
Dari persamaan pada poin c, d dan e maka didapatkan tebal isolasi :

Tebal isolasi (t_{is}) = 20,28 cm

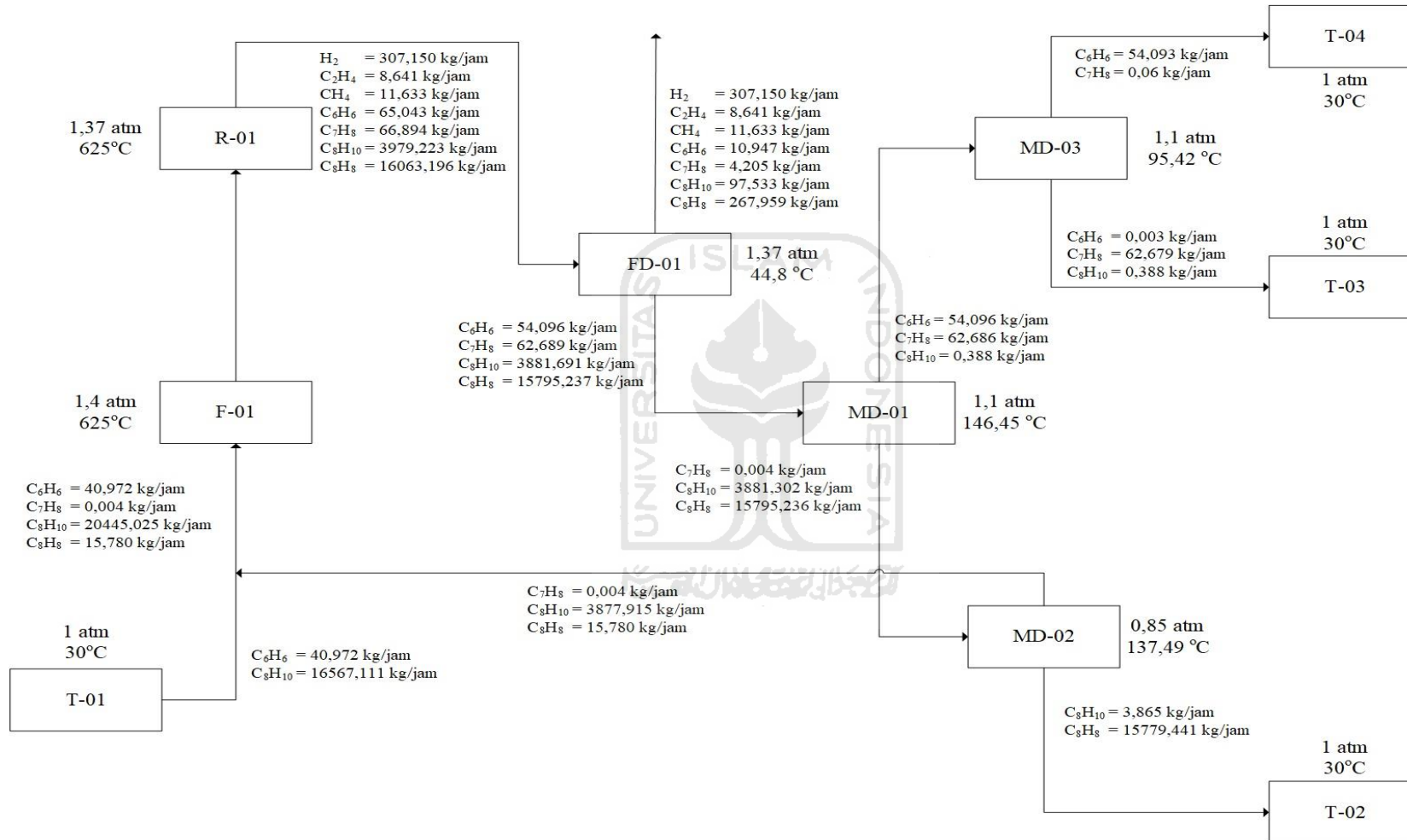
Tabel 8 Perhitungan hasil simulasi panjang reaktor menggunakan metode Runge Kutta

Z (m)	x	Ts (K)	T (K)	P (atm)	dx/dz	dT/dz	dTs/dz	dP/dz
0,0	0,0	899	898,15	1,4	0,00	0,00	-0,75	-0,00
3,9	0,79	898,115	898,15	1,37	0,00	0,00	-0,02	-0,00
4,0	0,80	898,15	898,15	1,37	0,00	0,00	-0,02	-0,00
4,1	0,81	898,15	898,15	1,36	0,00	0,00	-0,02	-0,00

LAMPIRAN B

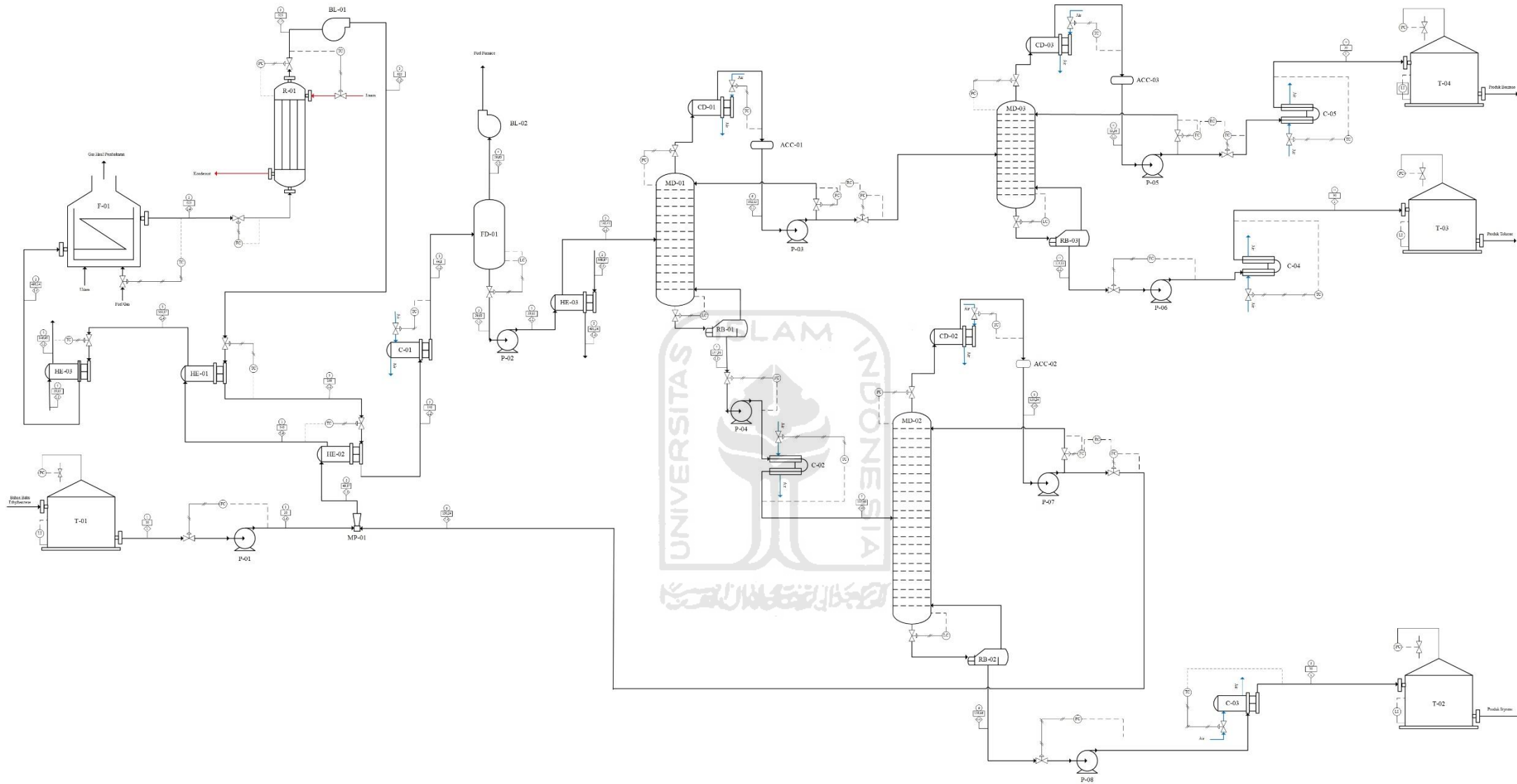


Gambar B.1 Diagram Alir Kualitatif



Gambar B.2 Diagram Alir Kuantitatif

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK STYRENE DARI DEHIDROGENASI ETHYLBENZENE
KAPASITAS 125.000 TON/TAHUN



Komponen	Nomor Arus (Kg/jam)										
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H ₂			307,150	307,150							
C ₂ H ₄			8,641	8,641							
Cl ₄			11,633	11,633							
C ₆ H ₆	40,972	40,972	65,043	10,947	54,096	54,096				54,093	0,003
C ₂ H ₂		0,004	66,894	4,205	62,689	62,686	0,003	0,004		0,006	62,678
C ₈ H ₁₀	16567,111	20445,025	3979,223	97,533	3881,691	0,388	3881,302	3877,915	3,387		0,388
C ₆ H ₅		15,780	16063,196	267,959	15795,237		15795,236	15,780	15779,456		

Alat	Keterangan
ACC	Accumulator
BL	Blower
C	Cooler
CD	Condenser
F	Furnace
FD	Flash Drum
HE	Heat Exchanger
MD	Menara Distilasi
MP	Mix Point
P	Pompa
R	Reaktor
RB	Reboiler
T	Tangki

Simbol	Keterangan
LC	Level Controller
LI	Level Indicator
PC	Pressure Controller
TC	Temperature Controller
Nomor Arus	Nomor Arus
Suhu, °C	Suhu, °C
Tekanan, atm	Tekanan, atm
Control Valve	Control Valve
Electric Connection	Electric Connection
Piping	Piping
Udara Tekan	Udara Tekan
Vent	Vent



UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK STYRENE DARI DEHIDROGENASI ETHYLBENZENE
KAPASITAS 125.000 TON/TAHUN

Disusun Oleh :
 1. Afham Klairmanusa Bahriah (16521087)
 2. Kartana Dwi Magfirah (16521207)

Dosen Pembimbing :
 Dr. Ifa Puspasari, S.T., M.Eng
 Achmad Chafidz M. S., S.T., M.Sc

LAMPIRAN C

Harga Alat Proses

No	Nama Alat	Jumlah (unit)	Indeks		Harga (\$)		Harga total (\$)
			2002	2023	2002	2023	
1	Tangki etyhybenzena (T-01)	1	395,6	658,194	300.613	500.156	500.156
2	Tangki stirena (T-02)	2	395,6	658,194	230.792	383.989	767.977
3	Tangki toluena (T-03)	2	395,6	658,194	250.200	416.279	832.559
4	Tangki benzena (T-04)	2	395,6	658,194	250.200	416.279	832.559
5	<i>Furnace</i> (F-01)	1	395,6	658,194	122.233	203.370	203.370
6	Reaktor (R-01)	1	395,6	658,194	81.869	136.213	136.213
7	<i>Flash Drum</i> (FD-01)	1	395,6	658,194	140.015	232.955	232.955
8	Menara Distilasi (MD-01)	1	395,6	658,194	60.325	140.382	140.382
9	Menara Distilasi (MD-02)	1	395,6	658,194	60.325	163.633	163.633
10	Menara Distilasi (MD-03)	1	395,6	658,194	60.325	125.782	125.782
11	<i>Heat exchanger</i> (HE-01)	1	395,6	658,194	22.619	37.633	37.633
12	<i>Heat exchanger</i> (HE-02)	1	395,6	658,194	22.619	37.633	37.633
13	<i>Heat exchanger</i> (HE-03)	1	395,6	658,194	22.619	37.633	37.633
14	<i>Condenser</i> (CD-01)	1	395,6	658,194	5.967	9.928	9.928
15	<i>Condenser</i> (CD-02)	1	395,6	658,194	5.967	9.928	9.928
16	<i>Condenser</i> (CD-03)	1	395,6	658,194	5.967	9.928	9.928
17	<i>Accumulator</i> (ACC-01)	1	395,6	658,194	3.059	5.090	5.090
18	<i>Accumulator</i> (ACC-02)	1	395,6	658,194	5.945	9.891	9.891
19	<i>Accumulator</i> (ACC-03)	1	395,6	658,194	3.059	5.090	5.090
20	<i>Reboiler</i> (RB-01)	1	395,6	658,194	10.019	16.669	16.669
21	<i>Reboiler</i> (RB-02)	1	395,6	658,194	23.486	39.076	39.076
22	<i>Reboiler</i> (RB-03)	1	395,6	658,194	10,019	16.669	16.669
23	Pompa (P-01)	1	395,6	658,194	2.759	4.590	4.590
24	Pompa (P-02)	1	395,6	658,194	2.952	4.911	4.911
25	Pompa (P-03)	1	395,6	658,194	1.171	1.948	1.948
26	Pompa (P-04)	1	395,6	658,194	3.025	5.033	5.033
27	Pompa (P-05)	1	395,6	658,194	1.730	2.878	2.878
28	Pompa (P-06)	1	395,6	658,194	1.103	1.835	1.835
29	Pompa (P-07)	1	395,6	658,194	1.929	3.209	3.209
30	Pompa (P-08)	1	395,6	658,194	2.790	4.642	4.642
31	<i>Blower</i> (BL-01)	1	395,6	658,194	41.586	69.190	69.190
32	<i>Blower</i> (BL-02)	1	395,6	658,194	8.398	13.972	13.972
32	<i>Cooler</i> (C-01)	1	395,6	658,194	6.474	10.771	10.771
33	<i>Cooler</i> (C-02)	1	395,6	658,194	1.100	1.830	1.830
34	<i>Cooler</i> (C-03)	1	395,6	658,194	9.591	15.957	15.957
35	<i>Cooler</i> (C-04)	1	395,6	658,194	965	1.606	1.606
36	<i>Cooler</i> (C-05)	1	395,6	658,194	947	1.576	1.576
TOTAL							4.269.729



LAMPIRAN D

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Afnan Khairunnisa Bahrah

No. MHS : 16521087

2. Nama Mahasiswa : Karina Dwi Magfirah

No. MHS : 16521207

Judul Prarancangan)* : PRARANCANGAN PABRIK STIRENA DARI
DEHIDROGENASI ETILBENZENA KAPASITAS
125.000 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 29 September 2020

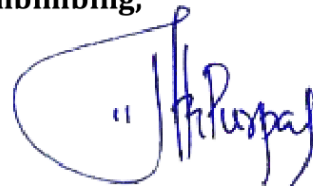
Batas Akhir Bimbingan : 28 Maret 2021

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	5/10/19	Konsultasi judul TA	
2.	3/02/20	Konsultasi judul TA	
3.	5/02/20	Konsultasi judul TA	
4.	14/06/20	Neraca Massa	
5.	19/06/20	Neraca Massa (recycle)	
6.	15/07/20	Neraca Massa	
7.	28/07/20	VLE Calculation	
8.	1/09/20	Neraca Panas	
9.	31/10/20	Review Naskah	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 31 Oktober 2020

Pembimbing,



Achmad Chafidz M. S., S.T., M.Sc.

)* **Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok**

- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy


KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Afnan Khairunnisa Bahrah
No. MHS : 16521087
2. Nama Mahasiswa : Karina Dwi Magfirah
No. MHS : 16521207

Judul Prarancangan)* : PRARANCANGAN PABRIK STIRENA DARI
DEHIDROGENASI ETILBENZENA KAPASITAS
125.000 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 29 September 2020

Batas Akhir Bimbingan : 28 Maret 2021

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	08/11/2019	Konsultasi judul pertama TA	
2	13/11/2019	Konsultasi judul kedua TA & penentuan kapasitas	
3	12/02/2020	Kapasitas pabrik	
4	09/04/2020	Penentuan alur proses	
5	15/04/2020	Penentuan alat proses	
6	11/08/2020	Neraca panas dan penentuan spesifikasi alat	
7	10/10/2020	Review PEFD	
8	26/10/2020	Naskah dan PEFD	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 31 Oktober 2020

Pembimbing,



Achmad Chafidz M. S., S.T., M.Sc.

)* **Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok**

- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy

