

No:TA/TK/2018/57

**PRARANCANGAN PABRIK *STYRENE* DARI DEHIDROGENASI
ETHYLBENZENE KAPASITAS 250.000 TON/TAHUN**

TUGAS AKHIR

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



Disusun Oleh :

Nama : Bagas Rahmat G. Nama : Adrian Ristanto A.

No. Mahasiswa : 14 521 166 No. Mahasiswa : 14 521 180

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

2018

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN PERANCANGAN PABRIK

Kami yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama : Bagas Rahmat G.

Nama : Adrian Ristanto Adi

No. Mahasiswa : 14521166

No. Mahasiswa : 14521180

Yogyakarta, 10 September 2018

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

Demikian surat pernyataan ini saya buat, semoga dapat dipergunakan

sebagaimana mestinya.



Bagas Rahmat Gumelar
NIM. 14521166

Adrian Ristanto Adi
NIM. 14521180

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

**PRA RANCANGAN PABRIK *STYRENE* DARI DEHIDROGENASI
ETHYLBENZENE KAPASITAS 250.000 TON/TAHUN**

PERANCANGAN PABRIK



Oleh:

Nama : Bagas Rahmat G. Nama : Adrian Ristanto A.

No. Mahasiswa : 14521166 No. Mahasiswa : 14521180

Yogyakarta, 10 September 2018

Pembimbing Prarancangan Pabrik

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

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN PABRIK *STYRENE* DARI DEHIDROGENASI
ETHYLBENZENE KAPASITAS 250.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Bagas Rahmat G. Nama : Adrian Ristanto A.
No. Mahasiswa : 14521166 No. Mahasiswa : 14521180

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, September 2018

Tim Penguji,

Ketua
Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D.
Anggota I
Ariany Zulkania, S.T., M.Eng.
Anggota II
Zainus Salimin, Prof., Ir., M.Si.



Mengetahui:

Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia




Harno Rusdi, Dr.

KATA PENGANTAR



Alhamdulillahirobbil ‘Alamin. Puji dan Syukur kami panjatkan kehadiran Allah SWT yang telah memberikan rahmat dan karunia-Nya sehingga kami dapat menyelesaikan Tugas Akhir ini dengan baik. Sholawat serta salam tak lupa kami haturkan kepada Nabi Besar Muhammad SAW yang telah membawa kita dari zaman jahiliyah menuju zaman terang benderang.

Tugas Akhir kami yang berjudul “Pra Rancangan Pabrik Styrene Dari Dehidrogenasi Ethylbenzene kapasitas 250.000 Ton/Tahun” disusun sebagai penerapan teori Teknik Kimia yang kami pelajari selama di bangku perkuliahan dan sebagai salah satu syarat agar dapat mendapatkan gelar Sarjana Teknik Strata 1 (S1) di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Penulisan Tugas Akhir ini dapat berjalan dengan baik atas bantuan berbagai pihak. Oleh karena itu, melalui kesempatan ini penyusun ingin menyampaikan terima kasih kepada:

1. Allah SWT atas seluruh kebaikan-Nya yang tidak pernah putus selama proses penulisan Tugas Akhir ini. Selesainya Tugas Akhir ini adalah Rahmat dari-Nya.
2. Kedua Orang Tua kami atas do’a, kasih sayang, dan semangat serta *support* yang juga tidak pernah terputus.
3. Bapak Prof. Dr. Ir. Hari Purnomo, M.T, selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri.

4. Bapak Suharno Rusdi, Dr., selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia.
5. Bapak Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D. selaku pembimbing Tugas Akhir yang telah memberikan pengarahan dan bimbingan selama penulisan Tugas Akhir ini.
6. Seluruh dosen dan civitas akademik di lingkungan Fakultas Teknologi Industri.
7. Teman-teman seperjuangan Teknik Kimia 2014.
8. Annisa Muchtar dan beberapa sahabat yang telah membantu dan bersama dalam penulisan Tugas Akhir ini.
9. Seluruh pihak yang tidak bisa disebutkan satu per satu yang telah membantu selesainya Tugas Akhir ini.

Kami menyadari bahwa Tugas Akhir yang kami buat ini masih jauh dari kesempurnaan. Oleh karena itu, kami mengharapkan kritik dan saran yang membangun dari berbagai pihak. Besar harapan kami agar laporan Tugas Akhir ini dapat memberikan manfaat bagi banyak pihak maupun bagi kami selaku penyusun.

Yogyakarta, 10 September 2018

Penyusun

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN PERANCANGAN PABRIK **Error!**

Bookmark not defined.

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING **Error! Bookmark not defined.**

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI **Error! Bookmark not defined.**

KATA PENGANTAR iv

DAFTAR ISI vi

DAFTAR TABEL xi

DAFTAR GAMBAR xvi

ABSTRAK xvii

ABSTRACT xviii

BAB I 1

PENDAHULULAN 1

1. 1 Latar Belakang 1

1. 2 Penentuan Kapasitas Rancangan Pabrik 2

1.2. 1 Kebutuhan Produk di Indonesia 2

1.2. 2 Kapasitas Komersial 10

1.2. 3 Ketersediaan Bahan Baku 11

1. 3 Tinjauan Pustaka 11

1.2. 4 Jenis Proses Produksi <i>Styrene</i>	11
1.2. 5 Tinjauan Proses Dehidrogenasi Secara Umum	14
1.2. 6 Kegunaan <i>Styrene</i>	16
1.2. 7 Sifat Fisis dan Kimia Senyawa yang Terlibat	16
BAB II.....	21
PERANCANGAN PRODUK	21
2. 1 Spesifikasi Produk.....	21
2. 2 Spesifikasi Bahan Baku.....	21
2. 3 Spesifikasi Bahan Pembantu	22
2. 4 Pengendalian Kualitas	22
2.4. 1 Pengendalian Kualitas Bahan.....	22
2.4. 2 Pengendalian Kualitas Produk	23
2.4. 3 Pengendalian Waktu Produksi	24
BAB III	25
PERANCANGAN PROSES	25
3. 1 Uraian Proses	25
3.1. 1 Tahap Penyiapan Bahan Baku	25
3.1. 2 Tahap Pembentukan Produk	26
3.1. 3 Tahap Pemurnian Produk.....	26
3.1. 4 Tahap Penyimpanan	28

3. 2 Spesifikasi Alat/Mesin Produk.....	29
3.2. 1 Tangki Penyimpanan Bahan	29
3.2. 2 <i>Furnace</i>	32
3.2. 4 <i>Flash Drum</i>	34
3.2. 5 Menara Destilasi.....	34
3.2. 6 Kondenser	39
3.2. 7 <i>Accumulator</i>	43
3.2. 8 <i>Reboiler</i>	45
3.2. 9 <i>Heat Exchanger</i>	49
3.2. 10 Pompa.....	61
3. 3 Perancangan Produksi	64
3.3. 1 Kapasitas Perancangan.....	64
3.3. 2 Perencanaan Bahan Baku dan Alat Proses.....	65
BAB IV	68
PERANCANGAN PABRIK.....	68
4. 1 Lokasi Pabrik	68
4.4. 1 Faktor Primer	69
4.4. 2 Faktor Sekunder	69
4. 2 Tata Letak Pabrik	71
4. 3 Tata Letak Alat Proses	74

4. 4 Alir Proses dan Material.....	78
4.4. 1 Neraca Massa	78
Komponen.....	78
No. Arus (Kg/Jam).....	78
Total	78
4.4. 2 Neraca Energi.....	95
4.4. 3 Diagram Alir Kualitatif	106
4.4. 4 Diagram Alir Kuantitatif	107
4. 5 Perawatan (<i>Maintenance</i>).....	108
4. 6 Utilitas	109
4.6. 1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (<i>Water Treatment System</i>)	109
4.6. 2 Unit Pembangkit <i>Steam</i> (<i>Steam Generation System</i>)	115
4.6. 3 Unit Pembangkit Listrik (<i>Power Plant System</i>).....	116
4.6. 4 Unit Penyediaan Udara Tekan	120
4.6. 5 Unit Penyediaan Bahan Bakar	120
4. 7 Manajemen Perusahaan.....	120
4.7. 1 Bentuk Organisasi Perusahaan	120
4.7. 2 Struktur Organisasi	122
4.7. 3 Tugas dan Wewenang	124
4.7. 4 Sistem Kerja	129

4.7. 5 Penggolongan Jabatan dan Keahlian.....	132
4. 8 Evaluasi Ekonomi	133
4.8. 1 Penaksiran Harga Peralatan.....	134
4.8. 2 Dasar Perhitungan	134
4.8. 3 Perhitungan Biaya	135
4.8. 4 Analisa Kelayakan	136
4.8. 5 Hasil Perhitungan	140
4.8. 6 Analisa Keuntungan.....	145
4.8. 7 Hasil Kelayakan Ekonomi	146
BAB V.....	149
PENUTUP.....	149
5. 1 Kesimpulan	149
5. 2 Saran.....	150
DAFTAR PUSTAKA	152
LAMPIRAN A	1
SUMMARY	25
LAMPIRAN B	26
LAMPIRAN C	29

DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Data Perkembangan Impor <i>Styrene</i> di Indonesia.....	3
Tabel 1. 2 Data Perkembangan Produksi <i>Styrene</i> di Indonesia	4
Tabel 1. 3 Data Perkembangan Ekspor <i>Styrene</i> di Indonesia	6
Tabel 1. 4 Data Pemakaian atau Konsumsi <i>Styrene</i> di Indonesia.....	8
Tabel 1. 5 Pabrik <i>styrene</i> di dunia.....	10
Tabel 1. 6 Perbandingan Proses Dehidrogenasi dan Oksidasi <i>Ethylbenzene</i>	13
Tabel 1. 7 Tabel Sifat Fisis dan Kimia Senyawa yang Terlibat.....	16
Tabel 2. 1 Spesifikasi Produk.....	21
Tabel 3. 1 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Bahan <i>Ethylbenzene</i>	29
Tabel 3. 2 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Bahan <i>Benzene</i>	29
Tabel 3. 3 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Bahan <i>Toulene</i>	30
Tabel 3. 4 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Bahan <i>Styrene</i>	31
Tabel 3. 5 Spesifikasi <i>Furnace</i>	32
Tabel 3. 6 Spesifikasi Reaktor	33
Tabel 3. 7 Spesifikasi <i>Flash Drum</i>	34
Tabel 3. 8 Spesifikasi Menara Destilasi (MD-01)	34
Tabel 3. 9 Spesifikasi Menara Destilasi (MD-02)	36
Tabel 3. 10 Spesifikasi Menara Destilasi (MD-03)	37
Tabel 3. 11 Spesifikasi Kondenser (CD-01)	39
Tabel 3. 12 Spesifikasi Kondenser (CD-02)	40

Tabel 3. 13 Spesifikasi Kondenser (CD-03)	42
Tabel 3. 14 Spesifikasi <i>Accumulator</i> (ACC-01)	43
Tabel 3. 15 Spesifikasi <i>Accumulator</i> (ACC-02)	43
Tabel 3. 16 Spesifikasi <i>Accumulator</i> (ACC-03)	44
Tabel 3. 17 Spesifikasi <i>Reboiler</i> (RB-01)	45
Tabel 3. 18 Spesifikasi <i>Reboiler</i> (RB-02)	46
Tabel 3. 19 Spesifikasi <i>Reboiler</i> (RB-03)	47
Tabel 3. 20 Spesifikasi <i>Heat Exchanger</i> (HE-01)	49
Tabel 3. 21 Spesifikasi <i>Heat Exchanger</i> (HE-02)	50
Tabel 3. 22 Spesifikasi <i>Heat Exchanger</i> (HE-03)	51
Tabel 3. 23 Spesifikasi <i>Cooler</i> (C-01)	53
Tabel 3. 24 Spesifikasi <i>Cooler</i> (C-02)	54
Tabel 3. 25 Spesifikasi <i>Cooler</i> (C-03)	55
Tabel 3. 26 Spesifikasi <i>Cooler</i> (C-04)	57
Tabel 3. 27 Spesifikasi <i>Cooler</i> (C-05)	58
Tabel 3. 28 Spesifikasi <i>Cooler</i> (C-06)	60
Tabel 3. 29 Spesifikasi Pompa (P-01)	61
Tabel 3. 30 Spesifikasi Pompa (P-02)	61
Tabel 3. 31 Spesifikasi Pompa (P-03)	62
Tabel 3. 32 Spesifikasi Pompa (P-04)	62
Tabel 3. 33 Spesifikasi Pompa (P-05)	62
Tabel 3. 34 Spesifikasi Pompa (P-06)	63
Tabel 3. 35 Spesifikasi Pompa (P-07)	63

Tabel 4. 1 Neraca Massa Total.....	78
Tabel 4. 2 Neraca Massa T-01	79
Tabel 4. 3 Neraca Massa MP-01	80
Tabel 4. 4 Neraca Massa F-01.....	81
Tabel 4. 5 Neraca Massa R-01	81
Tabel 4. 6 Neraca Massa FD-01	82
Tabel 4. 7 Neraca Massa MD-01	83
Tabel 4. 8 Neraca Massa CD-01	84
Tabel 4. 9 Neraca Massa ACC-01.....	84
Tabel 4. 10 Neraca Massa RB-01	85
Tabel 4. 11 Neraca Massa MD-02	86
Tabel 4. 12 Neraca Massa CD-02	87
Tabel 4. 13 Neraca Massa ACC-02.....	88
Tabel 4. 14 Neraca Massa RB-02	88
Tabel 4. 15 Neraca Massa MD-03	89
Tabel 4. 16 Neraca Massa CD-03	90
Tabel 4. 17 Neraca Massa ACC-03.....	91
Tabel 4. 18 Neraca Massa RB-03	91
Tabel 4. 19 Neraca Massa T-02	92
Tabel 4. 20 Neraca Massa T-03	93
Tabel 4. 21 Neraca Massa T-04	94
Tabel 4. 22 Neraca Energi MP-01	95

Tabel 4. 23 Neraca Energi HE-02	95
Tabel 4. 24 Neraca Energi HE-01	96
Tabel 4. 25 Neraca Energi F-01	96
Tabel 4. 26 ΔH_R	97
Tabel 4. 27 ΔH_{in}	97
Tabel 4. 28 ΔH_{out}	98
Tabel 4. 29 Neraca Energi R-01	98
Tabel 4. 30 Neraca Energi C-01	99
Tabel 4. 31 Neraca Energi HE-03	99
Tabel 4. 32 Neraca Energi MD-01	99
Tabel 4. 33 Neraca Energi CD-01	100
Tabel 4. 34 Neraca Energi C-03.....	100
Tabel 4. 35 Neraca Energi RB-01	101
Tabel 4. 36 Neraca Energi C-02.....	101
Tabel 4. 37 Neraca Energi MD-02.....	102
Tabel 4. 38 Neraca Energi CD-02.....	102
Tabel 4. 39 Neraca Energi C-04.....	103
Tabel 4. 40 Neraca Energi RB-02	103
Tabel 4. 41 Neraca Energi MD-03	103
Tabel 4. 42 Neraca Energi CD-03.....	104
Tabel 4. 43 Neraca Energi C-01	104
Tabel 4. 44 Neraca Energi RB-03	105
Tabel 4. 45 Neraca Energi C-05.....	105

Tabel 4. 46 Kebutuhan Air Pembangkit <i>Steam</i>	113
Tabel 4. 47 Kebutuhan Air Proses Pendinginan	114
Tabel 4. 48 Kebutuhan Listrik Alat Proses	117
Tabel 4. 49 Kebutuhan Listrik Utilitas.....	118
Tabel 4. 50 Jadwal Pembagian <i>Shift</i>	130
Tabel 4. 51 Jabatan dan Keahlian	132
Tabel 4. 52 <i>Physical Plant Cost</i> (PPC)	140
Tabel 4. 53 <i>Direct Plant Cost</i> (DPC).....	141
Tabel 4. 54 <i>Fixed Capital Investment</i> (FCI)	141
Tabel 4. 55 <i>Direct Manufacturing Cost</i> (DMC)	141
Tabel 4. 56 <i>Indirect Manufacturing Cost</i> (IMC)	142
Tabel 4. 57 <i>Fixed Manufacturing Cost</i> (FMC)	142
Tabel 4. 58 <i>Total Manufacturing Cost</i> (MC).....	143
Tabel 4. 59 <i>Working Capital</i> (WC).....	143
Tabel 4. 60 <i>General Expense</i> (GE)	143
Tabel 4. 61 Total Biaya Produksi.....	144
Tabel 4. 62 <i>Fixed Capital</i> (Fa).....	144
Tabel 4. 63 <i>Variable Cost</i> (Va)	144
Tabel 4. 64 <i>Regulated Cost</i> (Ra).....	145
Tabel C. 1 Harga Alat Proses	29
Tabel C. 2 Harga Alat Utilitas.....	32

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Grafik Impor <i>Styrene</i>	3
Gambar 1. 2 Grafik Produksi <i>Styrene</i>	5
Gambar 1. 3 Grafik Ekspor <i>Styrene</i>	7
Gambar 1. 4 Grafik Konsumsi <i>Styrene</i>	8
Gambar 1. 5 <i>Styrene</i>	12
Gambar 4. 1 Lahan kosong untuk Lokasi Pabrik	68
Gambar 4. 2 Tata Letak Pabrik	73
Gambar 4. 3 Tata Letak Alat Proses	76
Gambar 4. 4 Diagram Alir Kualitatif	106
Gambar 4. 5 Diagram Alir Kuantitatif	107
Gambar 4. 6 Struktur Organisasi Perusahaan	123
Gambar 4. 7 Grafik SDP dan BEP	148
Gambar A. 1 Ilustrasi Reaktor	1
Gambar B. 1 Diagram Alir Kualitatif	26
Gambar B. 2 Diagram Alir Kuantitatif	27
Gambar B. 3 <i>Process Flow Diagram</i>	28

ABSTRAK

Pabrik *Styrene* dari *Ethylbenzene* dirancang dengan proses dehidrogenasi kapasitas 250.000 ton/tahun, pabrik direncanakan didirikan di kawasan industri Pulo Ampel di daerah Serang, Banten diatas tanah seluas 3,518 Ha. Secara garis besar, pabrik *styrene* terdapat 4 proses utama yaitu tahap penyiapan bahan baku, tahap pembentukan produk, tahap pemurnian produk, dan tahap penyimpanan.

Bahan baku disiapkan sampai sesuai dengan kondisi operasi di reaktor yaitu 625 °C dan tekanan 1,4 atm. Reaktor yang digunakan adalah jenis *Fixed Bed Multitubular Reactor*. Terdapat 3 reaksi di dalam reaktor yaitu pembentukan *styrene*, *benzene* dan *toluene* dimana *benzene* dan *toluene* merupakan produk samping dari reaksi pembentukan *styrene*. Untuk menghasilkan *styrene* sebanyak 250.000 ton/tahun dibutuhkan 263.692 ton/tahun *ethylbenzene* dengan katalis Fe_2O_3 yang digunakan sebanyak 23.336 kg/tahun. Utilitas yang diperlukan meliputi air yang diolah sebanyak 501.4746,744 ton/tahun, bahan bakar 148.452,468 ton/tahun, *steam* sebanyak 1.131.361,228 ton/tahun, udara tekan sebanyak 370.085,8 m³/tahun, serta listrik yang dibangkitkan sebesar 682,087 kW.

Berdasarkan kriteria yang ada pabrik tergolong beresiko tinggi. Biaya produksi total sebesar Rp 5.546.502.804.333 per tahun. Keuntungan sebelum pajak tiap tahun Rp 362.292.169.894 dan sesudah pajak sebesar Rp 181.146.084.947. Hasil analisis ekonomi menunjukkan Return on Investment (ROI) setelah pajak 31,87%, Pay Out Time (POT) sesudah pajak 2,5 tahun, Break Event Point (BEP) pada 41,79% kapasitas terpasang dan Shut Down Point (SDP) pada 32,66% kapasitas terpasang, Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR) sebesar 11,33%. Berdasarkan hasil analisis ekonomi, pabrik *Styrene* dari dehidrogenasi *Ethylbenzene* dirancang dengan kapasitas 250.000 ton/tahun ini menarik untuk dikaji lebih lanjut.

Kata-kata kunci : *Styrene*, dehidrogenasi, *ethylbenzene*, *multitubular reactor*

ABSTRACT

Styrene Industry made of ethylbenzene by dehydrogenation process was designed by the capacity of 250,000 tons/year. The plant is planned to be established industrial area of Pulo Ampel, Serang, Banten on the land area of 3,518 Ha. Generally, styrene industry has 4 main processes, which are preparation of raw materials, product formation, product purification, and the storage.

Raw materials was prepared to fulfill 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 Multitubular 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 250,000 tons/year of styrene, 263,692 tons/year of ethylbenzene and 23,336 kg of Fe₂O₃ catalyst were required. Utilities use be included 501,4746.744 tons per year of treated water, 148,452.468 tons/year of fuel oil, 1,131,361.228 tons/year of steam, 370,085.8 m³ of compressed air, and electricity generated at 682,087 kW.

Based on the criteria, the plant was considered high risk. The total production cost is as much as Rp 5,546,502,804,333 per year. The profit before annual tax was Rp 362,292,169,894 and the profit after tax was Rp 181,146,084,947. The results of the economic analysis showed that the Return on Investment (ROI) after tax was 31.87%, Pay Out Time (POT) after tax was 2.5 years, Break Event Point (BEP) at 41.79 % of installed capacity and Shut Down Point (SDP) was 32.66% of installed capacity, and Discounted Cash Flow Rate of Return was 11.33%. According to the results of the economic analysis, the styrene plant from ethylbenzene with a capacity of 250,000 tons per year was interesting to study further.

Keywords : Styrene, dehydrogenation, ethylbenzene, multitubular reactor

BAB I

PENDAHULUAN

1. 1 Latar Belakang

Dalam usaha mewujudkan suatu masyarakat adil dan makmur yang merata material dan spritualnya, pemerintah khususnya telah membuat kebijakan tentang pembangunan di berbagai bidang yang diharapkan akan memberikan stimulant bagi perekonomian nasional. Salah satunya adalah pembangunan Industri. Tujuannya adalah untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri, memperluas kesempatan kerja dan sebagai sumber devisa bagi Negara.

Kebutuhan akan bahan Kimia Dasar mendorong pemerintah dan swasta memproduksi bahan – bahan Kimia yang sangat diperlukan pemakainnya di dalam negeri karena selama ini sebahagian besar dari bahan – bahan Kimia tersebut masih didatangkan dari luar negeri. Keikutsertaan pihak swasta diharapkan bisa mempercepat pembangunan industri yang berbasiskan Teknologi dan Sumberdaya alam di Indonesia.

Styrene dengan rumus Kimia $C_6H_5CH = CH_2$ merupakan salah satu bahan Kimia Dasar yang sangat penting yang kebutuhannya masih didatangkan dari luar negeri. Sampai saat ini kebutuhan akan *styrene* didatangkan dari Jepang, USA, Australia dan Negara Timur tengah. *Styrene* merupakan produk yang digunakan sebagai senyawa penyusun utama polymer – polymer penting seperti: *Acrylonitrile – Butadiene – Styrene Polymer (ABS)*, *Styrene – Acrylonitrile Copolymer (SAN)* dan *Styrene – Butadiene Rubber (SBR)*.

Perencanaan pabrik kimia *styrene* diharapkan dapat dilaksanakan di Indonesia dengan sumber daya alam yang tak terbatas dan bahan baku yang tersedia dan diharapkan dengan kehadiran pabrik *styrene* ini akan dapat memacu perekonomian, memperkecil ketergantungan terhadap impor *styrene*, membuka lapangan kerja baru, dan memberikan devisa bagi Negara.

1. 2 Penentuan Kapasitas Rancangan Pabrik

Pabrik *Styrene* dari dehidrogenasi *Ethylbenzene* akan dibangun dengan kapasitas 250.000 ton/tahun untuk pembangunan pabrik di tahun 2033. Penentuan kapasitas ini dapat ditinjau dari beberapa pertimbangan, antara lain :

1.2. 1 Kebutuhan Produk di Indonesia

a. Supply

- Impor

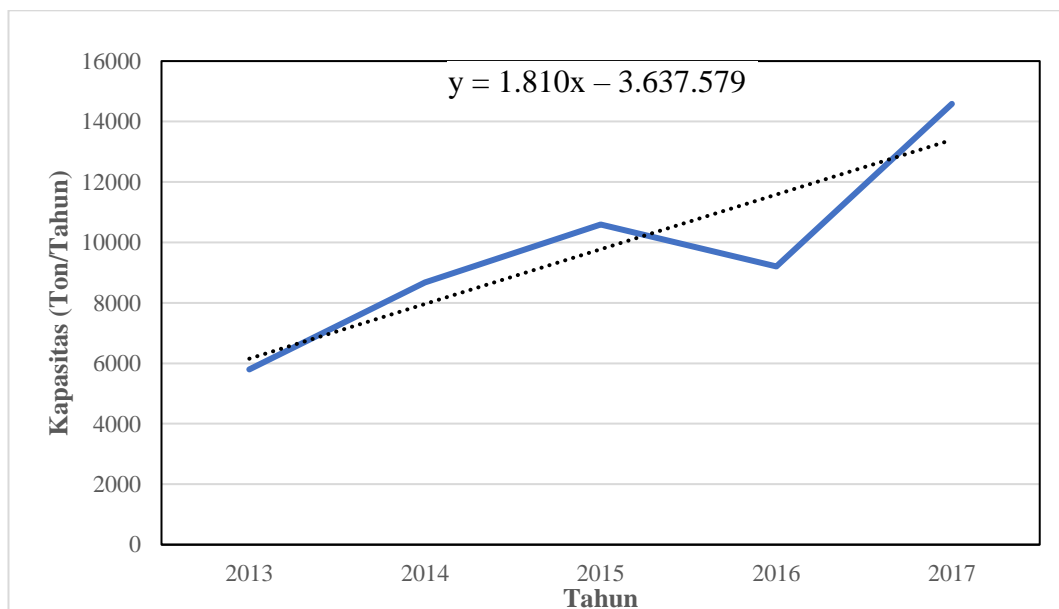
Data statistik yang diterbitkan Badan Pusat Statistik (BPS) dan trademap.org tentang kebutuhan impor *styrene monomer* di Indonesia dari tahun ke tahun mengalami peningkatan. Perkembangan data impor akan *styrene* di Indonesia pada tahun 2013 sampai tahun 2017 dapat dilihat pada Tabel 1.1.

Tabel 1. 1 Data Perkembangan Impor *Styrene* di Indonesia

Tahun	Jumlah Impor (Ton/Tahun)
2013	5.798
2014	8.678
2015	10.598
2016	9.207
2017	14.584

Sumber: (Badan Pusat Statistik & trademap.org, 26 Maret 2018)

Dari data impor diatas dapat dibuat grafik Linear antara data tahun pada sumbu x dan data impor data impor dari sumbu y, Grafik dapat dilihat pada Gambar 1.1.

Gambar 1. 1 Grafik Impor *Styrene*

Perkiraan impor *styrene* di Indonesia pada tahun yang akan datang saat pembangunan pabrik dapat dihitung dengan menggunakan persamaan $y = 1.810x - 3.637.579$ dimana nilai x sebagai tahun dan y sebagai jumlah impor *styrene*.

Dengan persamaan di atas diperkirakan untuk tahun 2033 kebutuhan impor *styrene* di Indonesia sebesar :

$$y = 1.810x - 3.637.579$$

$$y = 1.810(2033) - 3.637.579$$

$$y = 42.355 \text{ ton/tahun}$$

- Produksi

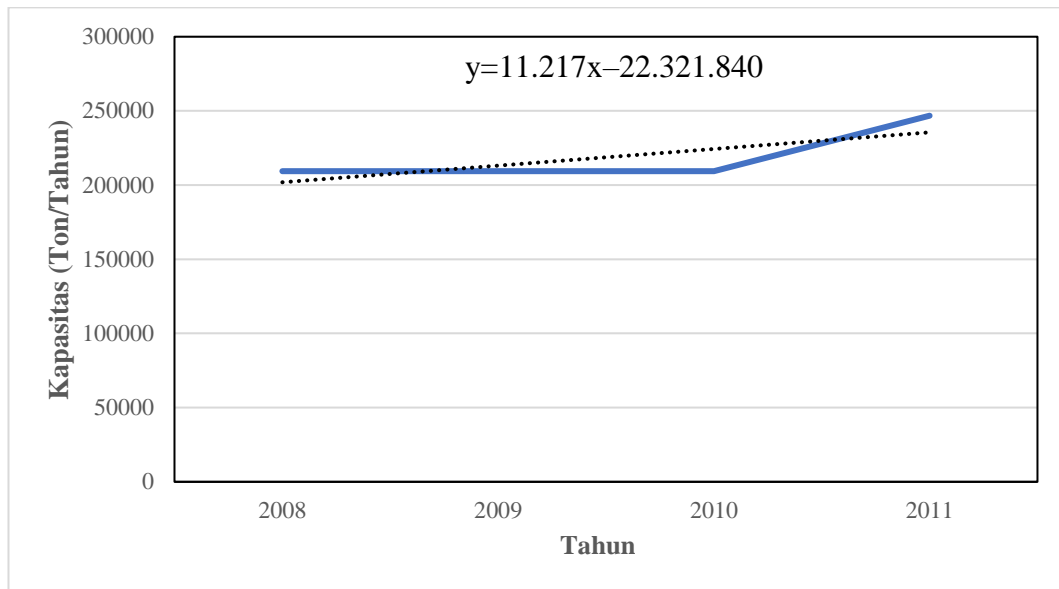
Produksi *styrene* dalam negeri menurut data statistik yang diterbitkan Badan Pusat Statistik (BPS) di Indonesia dari tahun ke tahun cenderung stabil. Perkembangan data produksi *styrene* di Indonesia pada tahun 2008-2011 dapat dilihat pada Tabel 1.2.

Tabel 1. 2 Data Perkembangan Produksi *Styrene* di Indonesia

Tahun	Jumlah Produksi (Ton/Tahun)
2008	209.374
2009	209.374
2010	209.374
2011	246.764

Sumber: (Badan Pusat Statistik, 26 Maret 2018)

Dari data produksi *styrene* diatas dapat dibuat grafik Linear antara data tahun pada sumbu x dan data konsumsi dari sumbu y, Grafik dapat dilihat pada Gambar 1.2.



Gambar 1. 2 Grafik Produksi *Styrene*

Perkiraan produksi *styrene* di Indonesia pada tahun yang akan datang dihitung dengan menggunakan persamaan $y = 11.217x - 22.321.840$ dimana x sebagai tahun dan y sebagai jumlah konsumsi *styrene*. Dengan persamaan di atas diperkirakan untuk tahun 2033 kebutuhan produksi *styrene* di Indonesia sebesar :

$$y = 11.217x - 22.321.840$$

$$y = 11.217(2033) - 22.321.840$$

$$y = 482.321 \text{ ton/tahun}$$

Berdasarkan data impor dan produksi *styrene* di Indonesia pada tahun 2033 yang telah diketahui, maka dapat ditentukan nilai *supply styrene* di Indonesia, yaitu:

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

$$= (42.355 + 482.321) \text{ ton/tahun}$$

= 524.676 ton/tahun

b. Demand

- Ekspor

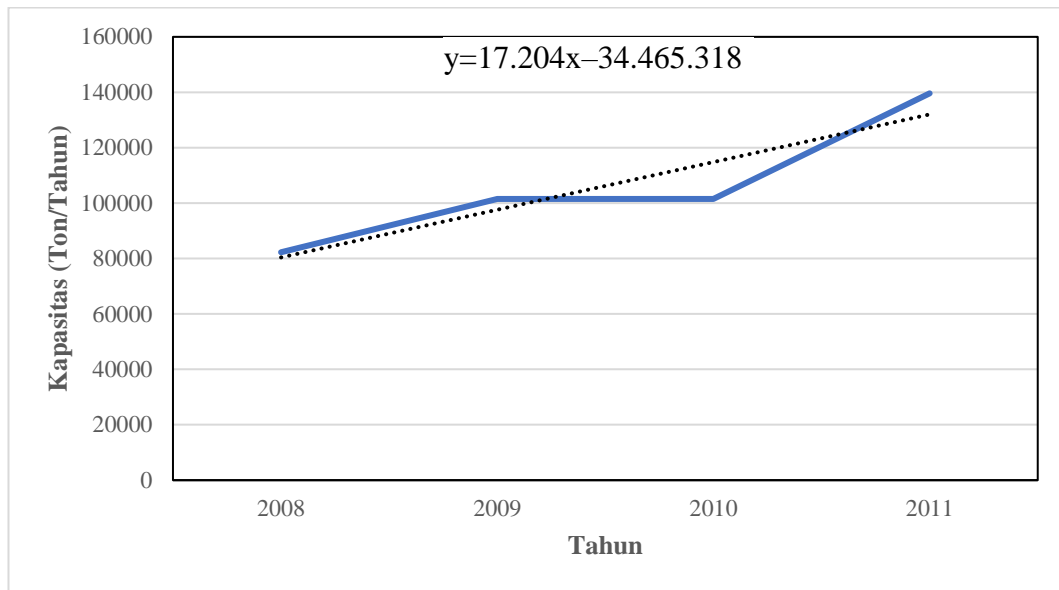
Data statistik yang diterbitkan Badan Pusat Statistik (BPS) tentang ekspor *styrene* di Indonesia dari tahun ke tahun mengalami peningkatan. Perkembangan data produksi akan *styrene* di Indonesia pada tahun 2008 sampai tahun 2011 dapat dilihat pada Tabel 1.3.

Tabel 1. 3 Data Perkembangan Ekspor *Styrene* di Indonesia

Tahun	Jumlah Ekspor (Ton/Tahun)
2008	82.265
2009	101.469
2010	101.469
2011	139.611

Sumber: (Badan Pusat Statistik & trademap.org, 26 Maret 2018)

Dari data ekspor *styrene* diatas dapat dibuat grafik Linear antara data tahun pada sumbu x dan data konsumsi dari sumbu y, Grafik dapat dilihat pada Gambar 1.3.



Gambar 1. 3 Grafik Ekspor *Styrene*

Perkiraan ekspor *styrene* di Indonesia pada tahun yang akan datang dapat dihitung dengan menggunakan persamaan $y = 17.204x - 34.465.318$ dimana x sebagai tahun dan y sebagai jumlah konsumsi *styrene*. Dengan persamaan di atas diperkirakan untuk tahun 2033 kebutuhan ekspor *styrene* di Indonesia sebesar:

$$y = 17.204x - 34.465.318$$

$$y = 17.204(2033) - 34.465.318$$

$$y = 510.499 \text{ ton/tahun}$$

- Konsumsi Dalam Negeri

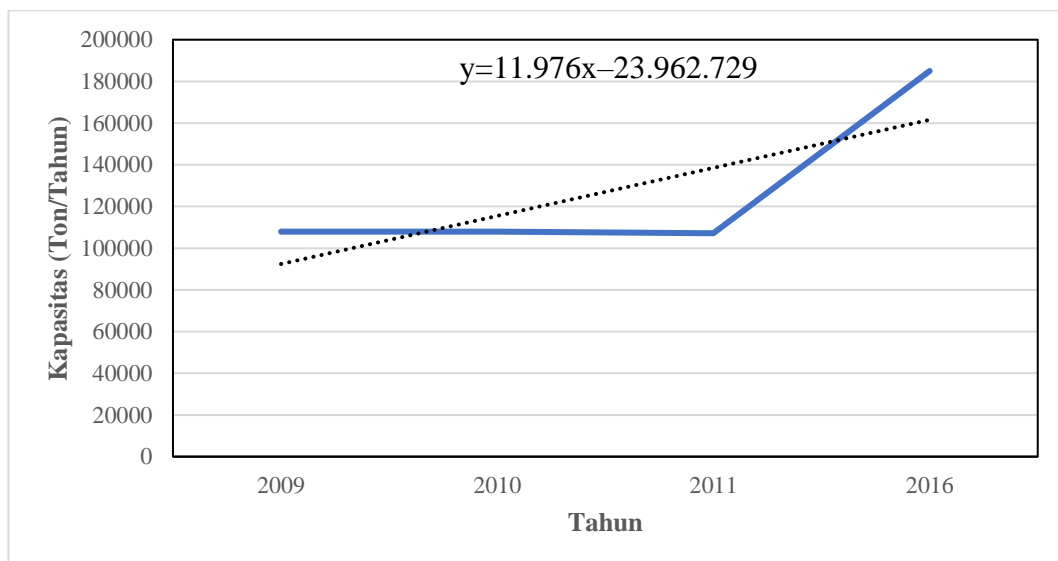
Konsumsi *styrene* dalam negeri menurut Data statistik yang diterbitkan Badan Pusat Statistik (BPS) di Indonesia dari tahun ke tahun cenderung meningkat. Data konsumsi atau pemakaian akan *styrene* di Indonesia pada tahun 2009, 2010, 2011 dan 2016 dapat dilihat pada Tabel 1.4.

Tabel 1. 4 Data Pemakaian atau Konsumsi Styrene di Indonesia

Tahun	Jumlah Konsumsi (Ton/Tahun)
2009	107.905
2010	107.905
2011	107.153
2016	185.000

Sumber: (BPS dan PT. CAP, 2016)

Dari data konsumsi *styrene* diatas dapat dibuat grafik Linear antara data tahun pada sumbu x dan data konsumsi dari sumbu y, Grafik dapat dilihat pada gambar 1.4.

Gambar 1. 4 Grafik Konsumsi *Styrene*

Perkiraan konsumsi *styrene* di Indonesia pada tahun yang akan datang dapat dihitung dengan menggunakan persamaan $y = 11.976x - 23.962.729$ dimana x

sebagai tahun dan y sebagai jumlah konsumsi *styrene*. Dengan persamaan di atas diperkirakan untuk tahun 2033 kebutuhan konsumsi *styrene* di Indonesia sebesar :

$$y = 11.976x - 23.962.729$$

$$y = 11.976(2033) - 23.962.729$$

$$y = 384.475 \text{ ton/tahun}$$

Berdasarkan data ekspor dan konsumsi *styrene* di Indonesia pada tahun 2033 yang telah diketahui, maka dapat ditentukan nilai *demand* (Permintaan) dari *styrene* di Indonesia, yaitu :

$$\begin{aligned} \text{Demand} &= \text{Ekspor} + \text{Konsumsi} \\ &= (510.499 + 384.475) \text{ ton/tahun} \\ &= 894.973 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

Berdasarkan proyeksi impor, ekspor, konsumsi, dan produksi pada tahun 2033. Maka, peluang pasar untuk *styrene* dapat ditentukan kapasitas perancangan pabrik sebagai berikut :

$$\begin{aligned} \text{Peluang} &= \text{Demand} - \text{Supply} \\ &= (\text{Konsumsi} + \text{Ekspor}) - (\text{Produksi} + \text{Impor}) \\ &= (384.475 + 510.499) - (482.321 + 42.355) \\ &= 370.297 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

Kapasitas pabrik *styrene* yang akan didirikan diambil 70 % dari peluang sebesar : $70 \% \times 370.297 = 259.208 \text{ ton/tahun}$

Dari data dan hasil perhitungan perancangan pabrik *styrene* ini akan dibangun dengan kapasitas sebesar 250.000 ton/tahun, sesuai data pada Tabel 1.5 kapasitas tersebut telah memenuhi kapasitas ekonomis.

1.2. 2 Kapasitas Komersial

Untuk menentukan kapasitas perancangan juga diperlukan data berupa kapasitas pabrik yang telah didirikan, data yang diperoleh pada tahun 2008 dari CMAI terdiri dari kapasitas pabrik yang telah dibangun di dunia. Data disajikan pada Tabel 1.5.

Tabel 1. 5 Pabrik *styrene* di dunia

No.	Pabrik dan Lokasi	Kapasitas	Proses
		Ton/Tahun	
1.	Chevron (St. James, La)	974.000	Dehidrogenasi
2.	Dow (Freeport, Texas)	644.000	Dehidrogenasi
3.	Sterling (Texas)	770.000	Dehidrogenasi
4.	Westlake (Lake Charles, La)	220.000	Dehidrogenasi
5.	Lyondell/Bayer (Rotterdam, Bld)	640.000	Oksidasi
6.	CSPC (Guangdong, China)	560.000	Oksidasi
7.	Jilin Chemical (China)	140.000	Dehidrogenasi
8.	Guangzhou Petrochemical (China)	80.000	Dehidrogenasi
9.	Lanzhou Petrochemical (China)	30.000	Dehidrogenasi
10.	Panjin Chemical (China)	60.000	Dehidrogenasi
11.	Fushun Petrochemical (China)	40.000	Dehidrogenasi
12.	Dallian Petrochemical (China)	60.000	Dehidrogenasi
13.	Mitshubishi Chemical (Khasima, Japan)	400.000	Dehidrogenasi
14.	Asahi (Mizushima, Japan)	150.000	Dehidrogenasi
15.	Styrindo Mono Indonesia (Indonesia)	200.000	Dehidrogenasi
16.	Idemitsu Styrene (Malaysia)	220.000	Dehidrogenasi
17.	Ellba Eastern (Singapura)	550.000	Oksidasi
18.	Seraya Chemical (Singapura)	315.000	Oksidasi
19.	Thai Petrochemical (Thailand)	150.000	Dehidrogenasi

Sumber: (CMAI,2008)

Dari tabel, maka diperoleh kapasitas pabrik *styrene* terkecil yang pernah dibangun adalah Lanzhou Petrochemical yang berlokasi di China dengan kapasitas 30.000

ton/tahun, sedangkan pabrik terbesar yang pernah dibangun adalah Chevron yang berlokasi di St. James, Los Angeles dengan kapasitas 974.000 ton/tahun

1.2. 3 Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku Ethylbenzene yang digunakan dalam pembuatan styrene dapat diperoleh dari PT. Styrindo Mono Indonesia yang berada di kawasan industri Pulo Ampel di daerah Serang, Banten.

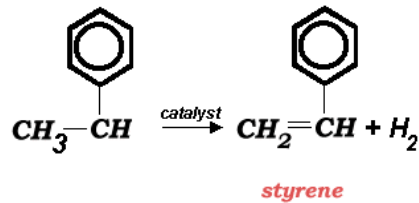
1. 3 Tinjauan Pustaka

1.2. 4 Jenis Proses Produksi *Styrene*

Pembuatan *Styrene* dalam industry dapat dilakukan dengan cara-cara sebagai berikut:

1.2.1. 1 Pembuatan *Styrene* dengan Dehidrogenasi *Ethylbenzene*

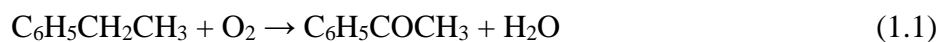
Dehidrogenasi katalitik adalah reaksi langsung dari *ethylbenzene* menjadi *styrene*, cara tersebut adalah proses pembuatan *styrene* yang banyak dikembangkan dalam produksi komersial. Reaksi terjadi pada fase uap dimana gas umpan melewati katalis Fe_2O_3 padat. Reaksi bersifat endotermis dan merupakan reaksi kesetimbangan (Mc. Ketta, 1980). Reaksi yang terjadi dapat dilihat pada Gambar 1.5.

Gambar 1. 5 *Styrene*

Diperoleh *yield* yang rendah jika reaksi ini berlangsung tanpa menggunakan katalis. Temperatur reaktor 537–665°C pada tekanan 0,27-1,4 atm (US Patent 6.096.937). Konversi *ethylbenzene* mencapai 97% (Wenner Dybdal, 1948) dengan selektivitas pembentukan *styrene* 93-97% (Mc. Ketta, 1980).

1.2.1. 2 Oksidasi *Ethylbenzene*

Menurut Kirk Othmer (1994), proses ini ada dua macam yaitu dari Union Carbide dan Halogen Internasional. Proses dari Union Carbide mempunyai dua produk yaitu *styrene* dan *acetophenon*. Menggunakan katalis *acetate* diikuti dengan reaksi reduksi menggunakan katalis chrome-besi-tembaga kemudian dilanjutkan dengan reaksi hidrasi alkohol menjadi *styrene* dengan katalis titania pada suhu 250 - 280°C. Reaksi yang terjadi berturut – turut adalah sebagai berikut:



Kekurangan proses ini adalah terjadinya korosi pada tahap oksidasi. Proses Halogen Internasional menghasilkan *styrene* dan *propilenaoxide*. Yaitu proses mengoksidasi *ethylbenzene* menjadi *ethylbenzene hidroperoxide* kemudian direaksikan dengan

propilena membentuk *propilenaoxide* dan *α-phenil-etilalkohol* kemudian didehidrasi menjadi *styrene*.

Perbandingan kedua proses disajikan pada Tabel 1.6. Dari uraian proses pembuatan *styrene* tersebut, maka pabrik *styrene* dirancang dengan proses dehidrogenasi katalitik dengan menggunakan katalis Fe_2O_3 dengan alasan sebagai berikut:

1. Proses dehidrogenasi adalah proses yang paling sederhana.
2. Proses dehidrogenasi katalitik yang paling banyak dipakai secara komersial.
3. Hasil samping berupa *toluene* dan *benzene* bisa dijual sehingga dapat menambah keuntungan.
4. Tekanan yang digunakan rendah, sehingga lebih aman.
5. Selektivitas tinggi, sehingga pembentukan produk utama akan semakin besar.
6. Kebutuhan bahan pembantu sedikit.

Perbandingan kelebihan dan kekurangan proses dehidrogenasi dan oksidasi *ethylbenzene* terdapat pada Tabel 1. 6.

Tabel 1. 6 Perbandingan Proses Dehidrogenasi dan Oksidasi *Ethylbenzene*

Parameter	Proses Dehidrogenasi Katalitik <i>Ethylbenzene</i>	Proses Oksidasi <i>Ethylbenzene</i>
Suhu reaksi	537-665°C	250-280°C
Tekanan	0,27-1,4 atm	8,16-15 atm
Hasil konversi	97%	25-30%
Selektivitas	93-97%	70%
Katalis yang digunakan	Fe_2O_3	Acetat, krom, besi, tembaga, dan titania

Lanjutan Tabel 1. 6 Perbandingan Proses Dehidrogenasi dan Oksidasi

Ethylbenzene

Kebutuhan bahan pembantu	Katalis	Propilena, oksigen, <i>hydrogen</i> , dan bermacam-macam katalis
Keuntungan	Tekanan rendah Konversi lebih tinggi Selektivitas tinggi Kebutuhan bahan pembantu sedikit	Suhu reaksi rendah
Kekurangan	Suhu reaksi tinggi	Tekanan tinggi Konversi lebih rendah Selektivitas rendah Kebutuhan bahan pembantu lebih banyak

(Kirk Othmer vol. 22, 1983)

1.2. 5 Tinjauan Proses Dehidrogenasi Secara Umum

Dehidrogenasi adalah salah satu reaksi yang penting dalam industri kimia meskipun penggunaannya relatif sedikit bila dibandingkan dengan proses hidrogenasi. Reaksi dehidrogenasi adalah reaksi yang menghasilkan komponen yang berkurang kejenuhannya dengan cara mengeliminasi atom hidrogen dari suatu senyawa menghasilkan suatu senyawa yang lebih reaktif. Pada prinsipnya semua senyawa yang mengandung atom hidrogen dapat dihidrogenasi, tetapi umumnya yang dibicarakan adalah senyawa yang mengandung carbon seperti hidrokarbon dan alkohol. Proses dehidrogenasi kebanyakan berlangsung secara endotermis yaitu membutuhkan panas.

Dehidrogenasi adalah reaksi yang bersifat endotermis yaitu membutuhkan panas untuk terjadinya reaksi dan suhu yang tinggi diperlukan untuk mencapai

konversi yang tinggi pula. Reaksi dehidrogenasi yang sering digunakan dalam skala besar adalah dehidrogenasi *ethylbenzene* menjadi *styrene*. Reaksi pembentukan *styrene* dari *ethylbenzene*:



Serta terjadi reaksi samping berupa pembentukan benzene dan toluene dengan reaksi dapat dilihat pada persamaan 1.5 dan 1.6.



Pada umumnya reaksi dehidrogenasi terhadap senyawa hidrokarbon membutuhkan temperatur tinggi agar tercapai kesetimbangan dan kecepatan reaksi yang lebih sehingga proses ini dapat berlangsung dengan baik pada fase gas. Reaksi dehidrogenasi dalam fase gas hanya sesuai dilakukan pada senyawa hidrokarbon tertentu. Senyawa tersebut harus mempunyai stabilitas termal yang cukup untuk menghindari terjadinya dekomposisi yang tidak diinginkan.

Reaksi dehidrogenasi merupakan reaksi endotermis. Panas untuk reaksi ditambahkan melalui pipa-pipa dan pemanasan umpan. Proses dehidrogenasi ini membutuhkan *supply* panas untuk menjaga suhu reaksi. Pemilihan katalis didasarkan atas kondisi reaksi yang bersifat *highly endothermic*. Katalis yang digunakan adalah Fe_2O_3 yang cocok digunakan pada reaksi suhu tinggi (550-670°C). Katalis menurun keaktifannya seiring dengan berkurangnya umur hidup katalis sehingga secara periodik perlu dilakukan regenerasi katalis (Ullmans, 1989).

1.2. 6 Kegunaan *Styrene*

Styrene dalam industri dapat digunakan antara lain dalam bentuk :

- *Polystyrene*.

Digunakan dalam industri pengemasan, alat-alat rumah tangga, dan elektronik.

- *Acrylonitrile Butadiena Styrene*.

Digunakan dalam industri pipa dan kelistrikan/elektronik.

- *Styrene Acrylonitrile*.

Digunakan dalam barang-barang rumah tangga, pengemas kosmetik.

- *Styrene Butadiena Rubber*

Digunakan dalam industri perekat, ikat pinggang, sepatu dan ban.

- *Styrene Butadiena Latex*.

Digunakan dalam industri karpet, matras busa dan perekat.

- *Unsaturated Polyester Resins*.

Digunakan dalam industri resin *plastic thermosetting*.

1.2. 7 Sifat Fisis dan Kimia Senyawa yang Terlibat

Tabel 1. 7 Tabel Sifat Fisis dan Kimia Senyawa yang Terlibat

Karakteristik	Bahan baku	Produk	Produk Samping	
	<i>Ethylbenzene</i>	<i>Styrene</i>	<i>Benzene</i>	<i>Toluene</i>
Wujud	cair	cair	cair	cair
Berat molekul	106,168 gram / mol	104,152 gram / mol	78,114 gram / mol	92,141 gram / mol
Densitas pada 25°C	0,86262 gram / mL	0,8998 gram / mL	0,8729 gram/cm ³	0,8631 g/cm ³
Titik beku	- 94,949 °C	-	-	-

Lanjutan Tabel 1. 7 Tabel Sifat Fisis dan Kimia Senyawa yang Terlibat

Titik didih pada 1 atm	136,2 °C	145 °C	80,10 °C	110,625 °C
Kelarutan dalam air	0,001 % berat	0,032 % berat	-	-
Kelarutan dalam air pada 25°C	-	-	0,180 gram/100 gram air	0,050 gram/100 gram air
Kapasitas panas	untuk gas ideal = 1169 J/kg K	-	-	-
	untuk cairan = 1752 J/kg K	-	-	-
Volume kritis	-	3,37 mL/gram	-	-
Temperatur kritis	344,02 °C	362,1 °C	289,0 °C	320,8 °C
Tekanan kritis	36,09 bar	38,4 bar	48,6 atm	40,23 atm
Faktor aksentrik	0,3026	0,257	-	-
Kompresibilitas kritis	0,263	-	-	-
Flash point	15 °C	31,1 °C	-11,1°C	4,0°C
Refraktif indeks pada 25°C	1,4932	-	-	-
Surface tension	28,48 mN/m	-	-	-
Viskositas pada 25°C	0,6317 cp	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/kmol	-

Lanjutan Tabel 1. 7 Tabel Sifat Fisis dan Kimia Senyawa yang Terlibat

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	-

Sumber: (Ullman's, 2002)

1.2.4. 1 Bahan baku: *Ethylbenzene*

Sifat Kimia (Ullman's, 2002):

- Reaksi Dehidrogenasi

Proses ini dilakukan pada fase gas dengan katalis Fe_2O_3 dan membutuhkan panas.

Reaksi yang terjadi:



Ethylbenzene *Styrene* *Hidrogen*

- Reaksi Oksidasi

Reaksi oksidasi menghasilkan *ethylbenzene hidroperside* .

Reaksi yang terjadi :



Reaksi fase cair dengan udara digelembungkan melalui cairan terhadap katalis.

Hidropersida merupakan senyawa yang tidak stabil, maka kemungkinan

kenaikan temperatur harus dihindari karena akan terjadi dekomposisi.

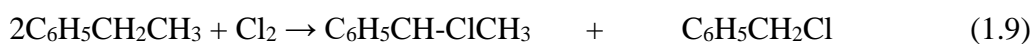
Poliethylbenzene merupakan produk samping dari pembuatan *ethylbenzene*.

- Reaksi Hidrogenasi

Dapat terjadi dengan bantuan katalis Ni, Pt, atau Pd menghasilkan *etilsiklohexana*

- Reaksi Halogenasi

Dapat terjadi dengan adanya bantuan panas atau cahaya. Reaksi yang terjadi :



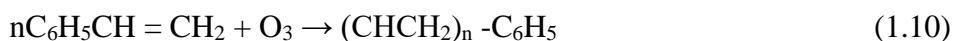
Ethylbenzene *1-chloro-2phenilethana* *2-chloro phenilethana*

1.2.4. 2 Produk: *Styrene*

Sifat Kimia (Ulman's, 2002):

1. Polimerisasi *styrene* menjadi polivinilbenzene

Reaksi yang terjadi:



2. *Styrene* ditambah ozon menjadi benzaldehida

Reaksi yang terjadi:



3. Alkilasi *styrene* dengan *methanol* menjadi *metilether*

Reaksi yang terjadi:



1.2.4. 3 Produk Samping

A. *Benzene*

Sifat Kimia (Ulman's, 2002) :

- *Benzene* adalah sumber senyawa organik yang banyak digunakan sebagai senyawa antara
- Pembentukan *benzene* terjadi pada temperatur diatas 500⁰C
- Alkilasi katalitik *benzene* dengan etilen menghasilkan *ethylbenzene*
- Alkilasi katalitik pada fase gas *benzene* dan propena menghasilkan *cumene*

B. *Toluene*

Sifat Kimia (Ullman's, 2002) :

- Senyawa *aromatic*
- Pengoksidasi group metil menghasilkan benzaldehida dan asam *benzoate*
- Dapat mengalami dekarboksilasi menjadi phenol atau mengalami hidrogenasi menjadi asam sikloheksankarboksilik
- Alkilasi dari *toluene* dengan propilen menghasilkan *methylcumene* isomer

BAB II
PERANCANGAN PRODUK

2. 1 Spesifikasi Produk

Tabel 2. 1 Spesifikasi Produk

Karakteristik	Produk	Produk Samping	
	<i>Styrene</i>	<i>Benzene</i>	<i>Toluene</i>
Wujud	Cair	Cair	Cair
Kenampakan	Tidak berwarna	Tidak berwarna	Tidak berwarna
Bau	Khas aromatis	Khas aromatis	Khas aromatik
Komposisi (<i>Ethylbenzene</i>)	Maksimal 0,3% berat	-	Maksimal 0,05% berat
Komposisi (<i>Inhibitor</i>)	<i>4-tert-butylcatechol</i> 10 – 20 ppm	-	-
Komposisi (<i>Styrene</i>)	Minimal 99,7% berat	-	-
Komposisi (<i>Benzene</i>)	-	Minimal 99,95% berat	Maksimal 0,03% berat
Komposisi (<i>Toluene</i>)	-	Maksimal 0,05% berat	Minimal 99,92% berat

2. 2 Spesifikasi Bahan Baku

Ethylbenzene (PT. Styrindo Mono Indonesia, 2009)

Wujud = Cair

Kenampakan = Tidak berwarna

Bau = Khas aromatis

Komposisi :

<i>Ethylbenzene</i>	=	Minimal 99,85 % berat
<i>Benzene</i>	=	Maksimal 0,15 % berat
Berat jenis pada 25°C	=	0,867 g/mL
Viskositas pada 25°C	=	0,6268 cp

2. 3 Spesifikasi Bahan Pembantu

Spesifikasi Katalis (Chemsource Enterprice,Pte, Ltd, 2009)

Jenis katalis	=	Fe ₂ O ₃
Wujud	=	Butiran padat
Kenampakan	=	Kuning
Bentuk	=	Granular
Diameter	=	4,7 mm
<i>Bulk density</i>	=	977 kg/m ³
Porositas	=	0,35

2. 4 Pengendalian Kualitas

2.4. 1 Pengendalian Kualitas Bahan

Pengendalian kualitas dari bahan baku dimaksudkan untuk mengetahui sejauh mana kualitas bahan baku yang digunakan, apakah sudah sesuai dengan spesifikasi yang ditentukan untuk proses.

Kegiatan proses produksi diharapkan menghasilkan produk yang mutunya sesuai dengan standar dan jumlah produksi yang sesuai dengan rencana serta waktu

yang tepat sesuai jadwal. Penyimpangan kualitas terjadi karena mutu bahan baku tidak baik, kesalahan operasi dan kerusakan alat. Penyimpangan dapat diketahui dari hasil *monitoring* atau analisis pada bagian laboratorium pemeriksaan. Pengendalian kualitas (*quality control*) pada pabrik *styrene* ini meliputi:

1. Pengendalian kualitas bahan baku

Pengendalian kualitas dari bahan baku dimaksudkan untuk mengetahui sejauh mana kualitas bahan baku yang digunakan, apakah sudah sesuai dengan spesifikasi yang ditentukan untuk proses. Apabila setelah dianalisa ternyata tidak sesuai, maka ada kemungkinan besar bahan baku tersebut akan dikembalikan kepada *supplier*.

2. Pengendalian kualitas produk

Pengendalian kualitas produk dilakukan terhadap produksi *styrene*.

3. Pengendalian kualitas produk pada waktu pemindahan (dari satu tempat ke tempat lain).

Pengendalian kualitas yang dimaksud disini adalah pengawasan produk terutama *styrene* pada saat akan dipindahkan ke tangki penyimpanan tetap (*storage tank*), dari *storage tank* ke mobil truk dan ke kapal.

2.4. 2 Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian produksi dilakukan untuk menjaga kualitas produk yang akan dihasilkan. Pengendalian dilakukan setiap tahapan proses mulai dari bahan baku hingga menjadi produk. Pengendalian ini meliputi pengawasan terhadap mutu bahan baku, bahan pembantu, produk setengah jadi maupun produk penunjang

mutu proses. Semua pengawasan mutu dapat dilakukan dengan analisis bahan di laboratorium maupun penggunaan alat kontrol.

Pengendalian dan pengawasan terhadap proses produksi dilakukan dengan alat pengendalian yang berpusat di *control room*, dengan fitur otomatis yang menjaga semua proses berjalan dengan baik dan kualitas produk dapat diseragamkan. Beberapa alat kontrol yang dijalankan yaitu, *control* terhadap kondisi operasi baik tekanan maupun suhu.

Alat control yang harus diatur pada kondisi tertentu antara lain:

a. *Level Controller*

Level Controller merupakan alat yang dipasang pada bagian dinding tangki berfungsi sebagai pengendalian volume cairan tangki / *vessel*.

b. *Flow Rate Controller*

Flow Rate Controller merupakan alat yang dipasang untuk mengatur aliran, baik itu aliran masuk maupun aliran keluar proses.

c. *Temperature Controller*

Alat ini mempunyai *set point* / batasan nilai suhu yang dapat diatur. Ketika nilai suhu actual yang diukur melebihi *set point*-nya maka outputnya akan bekerja.

2.4. 3 Pengendalian Waktu Produksi

Pengendalian waktu dibutuhkan agar waktu yang digunakan selama proses produksi berlangsung dapat diminimalkan.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

3. 1 Uraian Proses

3.1. 1 Tahap Penyiapan Bahan Baku

Persiapan bahan baku selalu dipertimbangkan dalam suatu pabrik, karena kondisi operasi yang diinginkan tidak begitu saja tercapai sehingga bahan baku perlu dikondisikan sedemikian rupa sehingga reaksi bisa berjalan dengan baik. Tahap penyiapan bahan baku bertujuan untuk mengubah fase *ethylbenzene* dari cair menjadi gas dan menyesuaikan suhu dan tekanan *ethylbenzene* agar sesuai dengan suhu dan tekanan reaksi.

Bahan baku *ethylbenzene* cair disimpan di dalam tangki penyimpanan (T-01) pada suhu 30 °C dan tekanan 1 atm. *Ethylbenzene* dari tangki penyimpanan dialirkan dengan pompa (P-01) ke *Mix Point* (MP-01) yang kemudian dialirkan ke *Heat Exchanger* (HE-02) melalui *shell* untuk menyerap panas yang keluar dari *Heat Exchanger* (HE-01) sehingga diperoleh suhu bahan baku 130 °C. Kemudian dialirkan ke *Heat Exchanger* (HE-01) melalui *shell* untuk menyerap panas yang keluar dari hasil reaksi pada reaktor sehingga diperoleh suhu bahan baku 457 °C. Kemudian bahan baku dimasukkan ke *Furnace* (F-01) untuk memperoleh bahan baku yang siap untuk direaksikan di reaktor dengan suhu keluar *Furnace* (F-01) mencapai 625 °C.

3.1. 2 Tahap Pembentukan Produk

Bahan baku *ethylbenzene* yang tekanan dan suhunya sudah disesuaikan dengan kondisi operasinya diumpankan ke reaktor. Reaksi terjadi di dalam reaktor pada suhu 625 °C dan tekanan 1,4 atm dan dijalankan di dalam sebuah *Reactor Fix Bed Multitube* (R-01) dengan reaksi yang bersifat endotermis. Pemanas berupa steam yang berfungsi untuk menjaga suhu reaktor berada pada 625 °C. Produk keluar dari reaktor berada pada suhu 625 °C dengan tekanan 1,24 atm.

3.1. 3 Tahap Pemurnian Produk

Tahap ini bertujuan untuk memisahkan *styrene* dari campuran gas produk. Campuran gas produk keluar reaktor diturunkan suhunya melalui *Heat Exchanger* pertama (HE-01) dan *Heat Exchanger* kedua (HE-02) sehingga suhu menjadi 257 °C yang kemudian didinginkan kembali melalui *Cooler* pertama (C-01) sehingga suhu campuran produk menjadi 70 °C. Ketika suhu campuran diturunkan maka akan terjadi perbedaan antara komponen produk berwujud gas dan cairan yang kemudian dipisahkan melalui *Flash Drum* (FD-01). Komponen produk berwujud gas sebagian besar adalah gas *hydrogen*, *methane* dan *ethylene* serta *styrene*, *benzene* dan *toluene* dalam jumlah kecil. Komponen gas yang keluar melalui *Flash Drum* (FD-01) akan digunakan sebagai bahan bakar pada *Furnace* dan *Boiler*. Cairan produk reaktor akan keluar dari bagian bawah *Flash Drum* menuju menara distilasi (MD-01). Hasil bawah menara distilasi (MD-01) yaitu produk *styrene* dengan kemurnian 99,7% berat keluar pada suhu 162 °C. Produk *styrene*

dialirkan dengan pompa (P-02) menuju *cooler* (C-02) untuk diturunkan suhunya sampai 30 °C kemudian dimasukkan ke tangki penyimpan *styrene* (T-04).

Hasil atas menara distilasi (MD-01) yaitu campuran *benzene*, *toluene*, *ethylbenzene* dan sedikit *styrene* diembunkan pada kondensor (CD-01) selanjutnya ditampung dalam akumulator (ACC-01). Sebagian embunan akan dikembalikan ke menara distilasi sebagai refluk dan sebagian lagi diambil sebagai produk. Sebagian produk atas MD-01 kemudian dipompa menggunakan pompa (P-03) menuju *cooler* (C-03) untuk didinginkan sebelum dialirkan ke MD-02. Hasil bawah menara distilasi (MD-02) yaitu campuran *toluene*, *ethylbenzene* dan *styrene* dialirkan dengan pompa (P-04) ke *mix point* (MP-01) sebagai umpan *recycle* untuk *reactor*. Hasil atas menara distilasi (MD-02) yaitu campuran *benzene*, *toluene* dan *ethylbenzene* diembunkan pada kondensor (CD-02) selanjutnya ditampung dalam akumulator (ACC-02). Sebagian embunan akan dikembalikan ke menara distilasi sebagai refluk dan sebagian lagi diambil sebagai produk. Selanjutnya produk atas dipisahkan lebih lanjut ke dalam menara distilasi (MD-03). Hasil atas menara distilasi (MD-03) yaitu *benzene* dengan kemurnian 99,95% berat keluar pada suhu 81 °C dan diembunkan pada kondensor (CD-03) selanjutnya ditampung dalam akumulator (ACC-03). Sebagian embunan akan dikembalikan ke menara distilasi sebagai refluk dan sebagian lagi diambil sebagai produk. Hasil bawah menara distilasi (MD-03) yaitu *toluene* dengan kemurnian 99,96 % berat keluar pada suhu 158 °C. Produk *benzene* dan *toluene* dialirkan dengan pompa (P-07) dan (P-06) menuju *cooler* (C-06) dan (C-05) untuk diturunkan suhunya sampai 30 °C

kemudian dimasukkan ke tangki penyimpan *benzene* (T-02) dan tangki penyimpan *toluene* (T-03).

3.1. 4 Tahap Penyimpanan

Produk utama berupa *styrene* keluaran Menara Distilasi (MD-01) kemudian dialirkan ke Tangki Penyimpanan Styrene (T-04). Produk samping berupa *Benzene* keluaran hasil atas Menara Distilasi (MD-03) kemudian dialirkan ke Tangki Penyimpanan *Benzene* (T-02) dan produk samping berupa *Toluene* keluaran hasil bawah Menara Distilasi (MD-03) kemudian dialirkan ke Tangki Penyimpanan *Toluene* (T-03). Semua produk berada pada suhu 30 °C dan tekanan 1 atm.

3. 2 Spesifikasi Alat/Mesin Produk

3.2. 1 Tangki Penyimpanan Bahan

Tabel 3. 1 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Bahan *Ethylbenzene*

T-01	
Fungsi	Menyimpan bahan baku <i>Ethylbenzene</i>
Jenis	Silinder Vertikal, <i>ellipsoidal head</i>
Fasa	Cair
Jumlah	5 unit
Kondisi	Tekanan : 1 atm
Operasi	Suhu : 30 °C
Spesifikasi	Kapasitas : 613,8101 m ³ Bahan : <i>carbon steel</i> ID : 6,5331 m OD : 6,5503 m Tinggi : 11,4330 m Tebal Dinding : 0,0086 m

Tabel 3. 2 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Bahan *Benzene*

T-02	
Fungsi	Menyimpan produk samping <i>Benzene</i>

Lanjutan Tabel 3. 2 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Bahan *Benzene*

Jenis	Silinder Vertikal, <i>ellipsoidal head</i>
Fasa	Cair
Jumlah	1 unit
Kondisi	Tekanan : 1 atm
Operasi	Suhu : 30 °C
Spesifikasi	Kapasitas : 266,805 m ³ Bahan : <i>carbon steel</i> ID : 5,0883 m OD : 5,1075 m Tinggi : 8,9045 m Tebal Dinding : 0,0096 m

Tabel 3. 3 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Bahan *Toulene*

T-03	
Fungsi	Menyimpan produk samping <i>Toluene</i>
Jenis	Silinder Vertikal, <i>ellipsoidal head</i>
Fasa	Cair
Jumlah	1 unit

Lanjutan Tabel 3. 3 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Bahan *Toulene*

Kondisi	Tekanan : 1 atm
Operasi	Suhu : 30 °C
Spesifikasi	Kapasitas : 269,034 m ³
	Bahan : <i>carbon steel</i>
	ID : 5,1010 m
	OD : 5,1202 m
	Tinggi : 8,9267 m
	Tebal Dinding : 0,0096 m

Tabel 3. 4 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Bahan *Styrene*

T-04	
Fungsi	Menyimpan produk utama <i>Styrene</i>
Jenis	Silinder Vertikal, <i>ellipsoidal head</i>
Fasa	Cair
Jumlah	7 unit
Kondisi	Tekanan : 1 atm
Operasi	Suhu : 30 °C

Lanjutan Tabel 3. 4 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Bahan *Styrene*

Spesifikasi	Kapasitas : 664,0432 m ³
	Bahan : <i>carbon steel</i>
	ID : 6,6891 m
	OD : 6,7067 m
	Tinggi : 11,7060 m
	Tebal Dinding : 0,0088 m

3.2. 2 Furnace

Tabel 3. 5 Spesifikasi *Furnace*

<i>FURNACE (F-01)</i>	
Fungsi	Menaikkan temperatur reaktan dari 416 °C ke 625 °C sebelum masuk R – 01 melalui pembakaran minyak diesel pada suhu 1500 °F (815 °C)
Jenis	<i>Horizontal Tube Cabin, Fire Shell</i>
Jumlah	1 buah
Kondisi Operasi	Kontinyu
Spesifikasi	Beban <i>Furnace</i> : 16.593.768,844 Btu/jam Jumlah Tube : 223 buah Panjang Tube : 19 ft OD Tube : 1,5 in Bahan Konstruksi : <i>Carbon Steel</i>

3.2. 3 Reaktor

Tabel 3. 6 Spesifikasi Reaktor

REAKTOR (R-01)	
Fungsi	Sebagai tempat terjadinya hidrogenasi <i>ethylbenzene</i> menjadi <i>styrene</i> monomer
Jenis	<i>Fix bed multi tube</i>
Jumlah	1 Buah
Kondisi	Tekanan : 1,4 atm
Operasi	Suhu Operasi : 625°C Suhu pendingin masuk : 625°C Suhu pendingin keluar : 610°C
Spesifikasi Tube	Jumlah : 2786 buah Panjang : 20 ft IDT : 2,067 in ODT : 2,380 in Susunan : <i>triangular pitch</i> Material : <i>Stainlees Steel 167 Grade 3</i>
Spesifikasi Shell	IDS : 125,3273 in ODS : 128,148 in Tebal : 1,4106 in Material : <i>Stainlees Steel 167 Grade 3</i>
Spesifikasi Head	Bentuk : <i>Eliptical</i> Tinggi : 62,6637 in

Lanjutan Tabel 3. 6 Spesifikasi Reaktor

Tinggi Total	365,3274 in
---------------------	-------------

3.2. 4 Flash Drum

Tabel 3. 7 Spesifikasi *Flash Drum*

FLASH DRUM (F-01)	
Fungsi	Memisahkan campuran produk yang berwujud gas dengan campuran produk yang berwujud cairan
Tipe	Silinder Vertikal dengan <i>Head Elipsoidal</i>
Kondisi Operasi	Tekanan Operasi : 1,24 atm Suhu Operasi : 70 °C
Spesifikasi	Diameter Silinder : 0,3172 m Panjang Silinder : 10,7479 m Tebal Dinding Silinder : 1,5 mm

3.2. 5 Menara Destilasi

Tabel 3. 8 Spesifikasi Menara Destilasi (MD-01)

MENARA DISTILASI-01 (MD-01)	
Fungsi	Memisahkan produk utama <i>styrene</i> dari campuran produk
Tipe	<i>Tray Column</i>
Jumlah	1 buah
Operasi	Kontinyu

Lanjutan Tabel 3. 8 Spesifikasi Menara Destilasi (MD-01)

	<i>Top</i>	<i>Bottom</i>
Tekanan	1,184 atm	1,403 atm
Temperatur	145,890 °C	162,482 °C
Tinggi Kolom	15,211 m	
Umpan Masuk	Stage ke-6	
Total Tray	44 tray	
Diameter	4,241 m	1,403 m
Tray Spacing	0,3 m	0,3 m
Jumlah Tray	6 buah	38 buah
Tebal Silinder	6,953 mm	4,811 mm
Tebal Head	6,950 mm	4,809 mm
Material	<i>Stainless steel</i>	
Downcomer Area	1,694 m ²	0,185
Active Area	10,729	1,174
Hole Diameter	6,5 mm	6,5 mm
Hole Area	1,073	0,117
Tinggi Weir	67,5 mm	45 mm
Panjang Weir	3,265 m	1,080 m
Tebal Pelat	5 mm	5 mm
Pressure Drop Per Tray	124,286 mm liquid	109,152 mm liquid
Tipe Aliran Cairan	<i>Single Pass</i>	<i>Single Pass</i>

Lanjutan Tabel 3. 8 Spesifikasi Menara Destilasi (MD-01)

Desain % Flooding	80 %	80 %
Jumlah Hole	32349 buah	3540 buah

Tabel 3. 9 Spesifikasi Menara Destilasi (MD-02)

MENARA DISTILASI-02 (MD-02)		
Fungsi	Memisahkan bahan baku <i>Ethylbenzene</i> sisa yang belum bereaksi menjadi <i>Styrene</i>	
Tipe	<i>Tray Column</i>	
Jumlah	1 buah	
Operasi	Kontinyu	
	Top	Bottom
Tekanan	1,095 atm	1,532 atm
Temperatur	105,366 °C	157,660 °C
Tinggi Kolom	9,950 m	
Umpan Masuk	Stage ke-29	
Total Tray	62 tray	
Diameter	0,808 m	0,593 m
Tray Spacing	0,150 m	0,150 m
Jumlah Tray	29 buah	33 buah
Tebal Silinder	3,839 mm	3,859 mm

Lanjutan Lanjutan Tabel 3. 9 Spesifikasi Menara Destilasi (MD-02)

Tebal Head	3,838 mm	3,858 mm
Material	<i>Stainless steel</i>	
Downcomer Area	0,061 m ²	0,033 m ²
Active Area	0,387 m ²	0,210 m ²
Hole Diameter	6,5 mm	6,5 mm
Hole Area	0,031 m ²	0,021 m ²
Tinggi Weir	60 mm	50 mm
Panjang Weir	0,620 m	0,457 m
Tebal Pelat	5 mm	5 mm
Pressure Drop Per Tray	92,589 mm <i>liquid</i>	95,285 mm <i>liquid</i>
Tipe Aliran Cairan	<i>Single Pass</i>	<i>Single Pass</i>
Desain % Flooding	80 %	80 %
Jumlah Hole	934 buah	633 buah

Tabel 3. 10 Spesifikasi Menara Destilasi (MD-03)

MENARA DISTILASI-03 (MD-03)	
Fungsi	Memisahkan produk samping dari campuran aliran
Tipe	<i>Tray Column</i>
Jumlah	1 buah
Operasi	Kontinyu

Lanjutan Tabel 3. 10 Spesifikasi Menara Destilasi (MD-03)

	<i>Top</i>	<i>Bottom</i>
Tekanan	1,038 atm	1,331 atm
Temperatur	81,347 °C	120,986 °C
Tinggi Kolom	10,436 m	
Umpan Masuk	Stage ke-14	
Total Tray	66 tray	
Diameter	0,673 m	0,271 m
Tray Spacing	0,150 m	0,150 m
Jumlah Tray	14 buah	52 buah
Tebal Silinder	3,700 mm	3,446 mm
Tebal Head	3,700 mm	3,446 mm
Material	<i>Stainless steel</i>	
Downcomer Area	0,053 m ²	0,007 m ²
Active Area	0,249 m ²	0,044 m ²
Hole Diameter	6,500 mm	6,500 mm
Hole Area	0,017 m ²	0,003 m ²
Tinggi Weir	50,000 mm	50,000 mm
Panjang Weir	0,538 m	0,206 m
Tebal Pelat	5,000 mm	5,000 mm
Pressure Drop Per Tray	89,788 mm liquid	92,115 mm liquid
Tipe Aliran Cairan	<i>Single Pass</i>	<i>Single Pass</i>

Lanjutan Lanjutan Tabel 3. 10 Spesifikasi Menara Destilasi (MD-03)

Desain % Flooding	80 %	80 %
Jumlah Hole	510 buah	93 buah

3.2. 6 Kondenser

Tabel 3. 11 Spesifikasi Kondenser (CD-01)

KONDENSOR-01 (CD-01)	
Fungsi	Mengondensasikan hasil atas MD-01
Tipe	<i>Shell and tube</i>
Kondisi Operasi	Fluida panas : 145,890 °C Fluida dingin: 30 °C - 50 °C
Shell side	Kapasitas : 45062,119 kg/jam Fluida : Air Pendingin ID : 21,25 in <i>Baffle space</i> : 10,625 in Passes : 8 <i>Pressure drop</i> : 0,0055 psi

Lanjutan Tabel 3. 11 Spesifikasi Kondenser (CD-01)

<i>Tube side</i>	Kapasitas : 9647 kg/jam Fluida : Produk atas MD-01 Panjang : 10 ft Jumlah : 61 OD : 1,5 in BWG : 8 Pitch : $1^{15}/_{16}$ in <i>triangular pitch</i> <i>Pressure drop</i> : 0,1697 psi
<i>Dirt factor</i>	0,0002 jam ft ² F/Btu
Uc	79,749
Ud	78,640
A	239,425 ft ²

Tabel 3. 12 Spesifikasi Kondenser (CD-02)

KONDENSOR-02 (CD-02)	
Fungsi	Mengondensasikan hasil atas MD-02
Tipe	<i>Double Pipe</i>
Kondisi Operasi	Fluida panas : 105,366 °C Fluida dingin : 30 °C - 50 °C

Lanjutan Lanjutan Tabel 3. 12 Spesifikasi Kondenser (CD-02)

<i>Shell side</i>	Kapasitas : 3846,223 kg/jam Fluida : Air Pendingin ID : 12 in <i>Baffle space</i> : 6 in Passes : 1 <i>Pressure drop</i> : 0,037 psi
<i>Tube side</i>	Kapasitas : 876,050 kg/jam Fluida : Produk atas MD-02 Panjang : 5 ft Jumlah : 18 OD : 1,5 in BWG : 8 Pitch : $1^{15}/_{16}$ in <i>triangular pitch</i> <i>Pressure drop</i> : 0,004 psi
<i>Dirt factor</i>	0,0019 jam ft ² F/Btu
Uc	85,980
Ud	74,061
A	35,325 ft ²

Tabel 3. 13 Spesifikasi Kondenser (CD-03)

KONDENSOR-03 (CD-03)	
Fungsi	Mengondensasikan hasil atas MD-03
Tipe	<i>Double Pipe</i>
Kondisi Operasi	Fluida panas : 81,347 °C Fluida dingin : 30 °C - 50 °C
Shell side	Kapasitas : 1371,271 kg/jam Fluida : Air Pendingin ID : 8 in <i>Baffle space</i> : 4 in Passes : 8 <i>Pressure drop</i> : 0,027 psi
Tube side	Kapasitas : 292,011 kg/jam Fluida : Produk atas MD-03 Panjang : 6 ft Jumlah : 18 OD : 0,75 in BWG : 10 Pitch : $1^{15}/_{16}$ in <i>triangular pitch</i> Pressure drop : 0,185 psi
Dirt factor	0,0006 jam ft ² F/Btu
Uc	73,647

Lanjutan Tabel 3. 13 Spesifikasi Kondenser (CD-03)

Ud	70,402
A	21,200 ft ²

3.2.7 Accumulator

Tabel 3. 14 Spesifikasi Accumulator (ACC-01)

Accumulator-01 (ACC-01)	
Fungsi	Memisahkan campuran produk yang berwujud gas dengan campuran produk yang berwujud cairan pada MD-01
Tipe	Silinder Vertikal dengan <i>Head Elipsoidal</i>
Kondisi	Tekanan Operasi : 1,184 atm
Operasi	Suhu Operasi : 154,890 °C
Spesifikasi	Diameter Silinder : 1,519 m Panjang Silinder : 6,076 m Tebal Dinding Silinder : 4,674 mm

Tabel 3. 15 Spesifikasi Accumulator (ACC-02)

Accumulator-02 (ACC-02)	
Fungsi	Memisahkan campuran produk yang berwujud gas dengan campuran produk yang berwujud cairan pada MD-02
Tipe	Silinder Vertikal dengan <i>Head Elipsoidal</i>
Kondisi	Tekanan Operasi : 1,095 atm
Operasi	Suhu Operasi : 105,366 °C

Lanjutan Tabel 3. 15 Spesifikasi *Accumulator* (ACC-02)

Spesifikasi	Diameter Silinder	: 0,119 m
	Panjang Silinder	: 0,476 m
	Tebal Dinding Silinder	: 3,790 mm

Tabel 3. 16 Spesifikasi *Accumulator* (ACC-03)

<i>Accumulator-03 (ACC-03)</i>		
Fungsi	Memisahkan campuran produk yang berwujud gas dengan campuran produk yang berwujud cairan pada MD-03	
Tipe	Silinder Vertikal dengan <i>Head Elipsoidal</i>	
Kondisi	Tekanan Operasi : 1,038 atm	
Operasi	Suhu Operasi : 81,347 °C	
Spesifikasi	Diameter Silinder	: 0,039 m
	Panjang Silinder	: 0,156 m
	Tebal Dinding Silinder	: 3,739 mm

3.2. 8 Reboiler

Tabel 3. 17 Spesifikasi *Reboiler* (RB-01)

REBOILER-01 (RB-01)	
Fungsi	Menguapkan kembali produk <i>bottom</i> MD-01
Tipe	<i>Shell and tube</i>
Kondisi Operasi	Fluida panas : 162,482 °C Fluida dingin : 145,890 °C -150,254 °C
Shell side	Kapasitas : 31392,998 kg/jam Fluida : <i>Bottom</i> produk MD-01 ID : 39 in <i>Baffle space</i> : 19,5 in Passes : 6 <i>Pressure drop</i> : 0,0219 psi
Tube side	Kapasitas : 4030,364 kg/jam Fluida : <i>Steam</i> Panjang : 24 ft Jumlah : 284 OD : 1,5 in BWG : 8 Pitch : 1 ¹⁵ / ₁₆ in <i>triangular pitch</i> <i>Pressure drop</i> : 0,0381 psi
Dirt factor	0,0001 jam ft ² F/Btu
Uc	101,266

Lanjutan Tabel 3. 17 Spesifikasi *Reboiler* (RB-01)

Ud	100,559
A	2675,280 ft ²

Tabel 3. 18 Spesifikasi *Reboiler* (RB-02)

REBOILER-02 (RB-02)	
Fungsi	Menguapkan kembali produk <i>bottom</i> MD-02
Tipe	<i>Shell and tube</i>
Kondisi Operasi	Fluida panas : 157,659 °C Fluida dingin : 105,366 °C - 144,585 °C
Shell side	Kapasitas : 9913,405 kg/jam Fluida : <i>Bottom</i> produk MD-01 ID : 29 in <i>Baffle space</i> : 14,5 in Passes : 8 <i>Pressure drop</i> : 0,010 psi

Lanjutan Tabel 3. 18 Spesifikasi *Reboiler* (RB-02)

<i>Tube side</i>	Kapasitas : 2455,214 kg/jam Fluida : <i>Steam</i> Panjang : 25 ft Jumlah : 136 OD : 1,5 in BWG : 8 <i>Pitch</i> : 1 ¹⁵ / ₁₆ in <i>triangular pitch</i> <i>Pressure drop</i> : 0,0061 psi
<i>Dirt factor</i>	0,0003 jam ft ² F/Btu
Uc	105,417
Ud	101,889
A	1334,500 ft ²

Tabel 3. 19 Spesifikasi *Reboiler* (RB-03)

<i>REBOILER-03 (RB-03)</i>	
Fungsi	Menguapkan kembali produk <i>bottom</i> MD-03
Tipe	<i>Shell and tube</i>
Kondisi Operasi	Fluida panas : 120,986 °C Fluida dingin : 81,347 °C - 100,942 °C

Lanjutan Tabel 3. 19 Spesifikasi Reboiler (RB-03)

<i>Shell side</i>	Kapasitas : 31392,998 kg/jam Fluida : <i>Bottom</i> produk MD-03 ID : 29 in <i>Baffle space</i> : 14,5 in Passes : 8 <i>Pressure drop</i> : 0,0001 psi
<i>Tube side</i>	Kapasitas : 4030,364 kg/jam Fluida : <i>Steam</i> Panjang : 25 ft Jumlah : 136 OD : 1,5 in BWG : 10 <i>Pitch</i> : 1 ¹⁵ / ₁₆ in <i>triangular pitch</i> <i>Pressure drop</i> : 0,058 psi
<i>Dirt factor</i>	0,0003 jam ft ² F/Btu
Uc	103,917
Ud	100,315
A	1334,500 ft ²

3.2.9 Heat Exchanger

3.2.9.1 Heat Exchanger

Tabel 3. 20 Spesifikasi *Heat Exchanger* (HE-01)

HEAT EXCHANGER-01 (HE-01)	
Fungsi	Menurunkan suhu fluida panas keluaran R-01 dan Menaikkan suhu bahan baku keluaran HE-02
Tipe	<i>Shell and tube</i>
Kondisi Operasi	Fluida panas : 625 °C - 305 °C Fluida dingin : 130 °C - 457,149 °C
Shell side	Kapasitas : 43207,968 kg/jam Fluida : Outlet HE-02 ID : 29 in <i>Baffle space</i> : 14,5 in Passes : 1 <i>Pressure drop</i> : 0,149 psi
Tube side	Kapasitas : 43207,968 kg/jam Fluida : Outlet R-01 Panjang : 10 ft Jumlah : 160 OD : 1,5 in BWG : 10 <i>Pitch</i> : 1 ¹⁵ / ₁₆ in <i>triangular pitch</i> <i>Pressure drop</i> : 0,444 psi

Lanjutan Tabel 3. 20 Spesifikasi *Heat Exchanger* (HE-01)

<i>Dirt factor</i>	0,0004 jam ft ² F/Btu
Uc	75,398
Ud	73,210
A	628 ft ²

Tabel 3. 21 Spesifikasi *Heat Exchanger* (HE-02)

<i>HEAT EXCHANGER-02 (HE-02)</i>	
Fungsi	Menurunkan suhu fluida panas keluaran HE-01 dan Menaikkan suhu bahan baku keluaran MP-01
Tipe	<i>Shell and tube</i>
Kondisi Operasi	Fluida panas : 305 °C - 258,716 °C Fluida dingin : 62,443 °C - 130 °C
<i>Shell side</i>	Kapasitas : 43207,968 kg/jam Fluida : Outlet MP-01 ID : 27 in <i>Baffle space</i> : 13,5 in Passes : 6 <i>Pressure drop</i> : 0,440 psi

Lanjutan Tabel 3. 21 Spesifikasi *Heat Exchanger* (HE-02)

<i>Tube side</i>	Kapasitas : 43207,968 kg/jam Fluida : <i>Outlet HE-01</i> Panjang : 20 ft Jumlah : 118 OD : 1,5 in BWG : 12 <i>Pitch</i> : 1 ¹⁵ / ₁₆ in <i>triangular pitch</i> <i>Pressure drop</i> : 0,080 psi
<i>Dirt factor</i>	0,0007 jam ft ² F/Btu
Uc	78,093
Ud	74,154
A	926,300 ft ²

Tabel 3. 22 Spesifikasi *Heat Exchanger* (HE-03)

<i>HEAT EXCHANGER-03 (HE-03)</i>	
Fungsi	Menurunkan suhu fluida panas keluaran HE-01 dan Menaikkan suhu bahan baku sebelum masuk MD-01
Tipe	<i>Shell and tube</i>
Kondisi Operasi	Fluida panas : 457,149 °C - 409,404 °C Fluida dingin : 70 °C - 150,254 °C

Lanjutan Tabel 3.22 Spesifikasi *Heat Exchanger* (HE-03)

<i>Shell side</i>	Kapasitas : 42355,074 kg/jam Fluida : Inlet MD-01 ID : 25 in Baffle space : 12,5 in Passes : 6 <i>Pressure drop</i> : 0,213 psi
<i>Tube side</i>	Kapasitas : 43207,968 kg/jam Fluida : <i>Outlet</i> HE-01 Panjang : 8 ft Jumlah : 98 OD : 1,5 in BWG : 10 <i>Pitch</i> : 1 ¹⁵ / ₁₆ in <i>triangular pitch</i> <i>Pressure drop</i> : 0,219 psi
<i>Dirt factor</i>	0,0006 jam ft ² F/Btu
Uc	83,611
Ud	79,314
A	307,720 ft ²

3.2.9. 2 Cooler

Tabel 3. 23 Spesifikasi Cooler (C-01)

COOLER-01 (C-01)	
Fungsi	Menurunkan suhu inlet FD-01
Tipe	<i>Shell and tube</i>
Kondisi Operasi	Fluida panas : 258,716 °C - 70 °C Fluida dingin : 30 °C - 50 °C
<i>Shell side</i>	Kapasitas : 178753,388 kg/jam Fluida : Air Pendingin ID : 27 in <i>Baffle space</i> : 13,5 in Passes : 2 <i>Pressure drop</i> : 0,198 psi
<i>Tube side</i>	Kapasitas : 43207,968 kg/jam Fluida : <i>Outlet</i> HE-02 Panjang : 10 ft Jumlah : 131 OD : 1,5 in BWG : 10 <i>Pitch</i> : 1 ¹⁵ / ₁₆ in <i>triangular pitch</i> <i>Pressure drop</i> : 0,683 psi

Lanjutan Tabel 3.23 Spesifikasi *Cooler* (C-01)

<i>Dirt factor</i>	0,0015 jam ft ² F/Btu
Uc	193,601
Ud	150,076
A	514,175 ft ²

Tabel 3. 24 Spesifikasi *Cooler* (C-02)

COOLER-02 (C-02)	
Fungsi	Menurunkan suhu produk <i>bottom</i> MD-02
Tipe	<i>Shell and tube</i>
Kondisi Operasi	Fluida panas : 162,482 °C - 30 °C Fluida dingin : 25 °C - 50 °C
<i>Shell side</i>	Kapasitas : 178753,388 kg/jam Fluida : Air Pendingin ID : 37 in <i>Baffle space</i> : 18,5 in Passes : 6 <i>Pressure drop</i> : 0,031 psi

Lanjutan Tabel 3. 24 Spesifikasi *Cooler* (C-02)

<i>Tube side</i>	Kapasitas : 31392,998 kg/jam Fluida : Produk bawah MD-01 Panjang : 8 ft Jumlah : 986 OD : 0,75 in BWG : 10 <i>Pitch</i> : 1 ⁸ / ₁₄ in triangular pitch <i>Pressure drop</i> : 0,642 psi
<i>Dirt factor</i>	0,002 jam ft ² F/Btu
Uc	118,904
Ud	147,417
A	1548,414 ft ²

Tabel 3. 25 Spesifikasi *Cooler* (C-03)

COOLER-03 (C-03)	
Fungsi	Menurunkan suhu <i>top</i> produk MD-01 sebelum masuk ke MD-02
Tipe	<i>Double Pipe</i>
Kondisi Operasi	Fluida panas : 145,890 °C – 144,585 °C Fluida dingin : 30 °C - 50 °C

Lanjutan Tabel 3. 25 Spesifikasi *Cooler* (C-03)

<i>Shell side</i>	Kapasitas : 42355,074 kg/jam Fluida : Air Pendingin ID : 8 in <i>Baffle space</i> : 4,0 in Passes : 2 <i>Pressure drop</i> : 0,113 psi
<i>Tube side</i>	Kapasitas : 276,589 kg/jam Fluida : Produk atas MD-01 Panjang : 0,25 ft Jumlah : 32 OD : 0,50 in BWG : 10 <i>Pitch</i> : $1^{15}/_{16}$ in <i>triangular pitch</i> <i>Pressure drop</i> : 0,574 psi
<i>Dirt factor</i>	0,0014 jam ft ² F/Btu
Uc	132,192
Ud	110,935
A	1,047 ft ²

Tabel 3. 26 Spesifikasi Cooler (C-04)

COOLER-04 (C-04)	
Fungsi	Menurunkan suhu produk atas MD-02 sebelum masuk ke MD-03
Tipe	<i>Double Pipe</i>
Kondisi Operasi	Fluida panas : 105,366 °C – 100,942 °C Fluida dingin : 30 °C - 50 °C
<i>Shell side</i>	Kapasitas : 10789,418 kg/jam Fluida : Air Pendingin ID : 10 in <i>Baffle space</i> : 5,0 in Passes : 6 <i>Pressure drop</i> : 0,000 psi
<i>Tube side</i>	Kapasitas : 65,056 kg/jam Fluida : Produk atas MD-02 Panjang : 0,25 ft Jumlah : 18 OD : 0,50 in BWG : 10 <i>Pitch</i> : 1 ¹⁵ / ₁₆ in <i>triangular pitch</i> <i>Pressure drop</i> : 0,595 psi
<i>Dirt factor</i>	0,0024 jam ft ² F/Btu
Uc	65,219

Lanjutan Tabel 3. 26 Spesifikasi *Cooler* (C-04)

Ud	77,489
A	0,589 ft ²

Tabel 3. 27 Spesifikasi *Cooler* (C-05)

<i>COOLER-05 (C-05)</i>	
Fungsi	Menurunkan suhu produk bawah MD-03
Tipe	<i>Double Pipe</i>
Kondisi Operasi	Fluida panas : 120,986 °C - 30 °C Fluida dingin : 30 °C - 50 °C
<i>Shell side</i>	Kapasitas : 583,997 kg/jam Fluida : Air Pendingin ID : 13,25 in <i>Baffle space</i> : 6,6 in Passes : 1 <i>Pressure drop</i> : 0,0003 psi

Lanjutan Tabel 3. 27 Spesifikasi Cooler (C-05)

<i>Tube side</i>	Kapasitas : 844,657 kg/jam Fluida : Produk bawah MD-03 Panjang : 2 ft Jumlah : 27 OD : 1,5 in BWG : 10 <i>Pitch</i> : 1 ¹⁵ / ₁₆ in <i>triangular pitch</i> <i>Pressure drop</i> : 0,574 psi
<i>Dirt factor</i>	0,0029 jam ft ² F/Btu
Uc	58,498
Ud	70,636
A	21,195 ft ²

Tabel 3. 28 Spesifikasi Cooler (C-06)

COOLER-06 (C-06)	
Fungsi	Menurunkan suhu produk atas MD-03
Tipe	<i>Double Pipe</i>
Kondisi Operasi	Fluida panas : 81,347 °C - 30 °C Fluida dingin : 30 °C - 50 °C
<i>Shell side</i>	Kapasitas : 875,996 kg/jam Fluida : Air Pendingin ID : 8 in <i>Baffle space</i> : 4, in Passes : 4 <i>Pressure drop</i> : 0,0010 psi
<i>Tube side</i>	Kapasitas : 210,763 kg/jam Fluida : Produk atas MD-03 Panjang : 2 ft Jumlah : 26 OD : 0,50 in BWG : 10 <i>Pitch</i> : 1 ¹⁵ / ₁₆ in <i>triangular pitch</i> <i>Pressure drop</i> : 0,574 psi
<i>Dirt factor</i>	0,0022 jam ft ² F/Btu
Uc	78,883
Ud	95,105

Lanjutan Tabel 3. 28 Spesifikasi Cooler (C-06)

A	6,807 ft ²
---	-----------------------

3.2. 10 Pompa

Tabel 3. 29 Spesifikasi Pompa (P-01)

POMPA 01	
Fungsi	Mengalirkan bahan baku <i>ethylbenzene</i> menuju MP-01
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>
Jumlah	2 Unit
Kapasitas	93,838 gal/min
Daya Motor Desain	6,043 HP
Daya Motor Aktual	7 HP

Tabel 3. 30 Spesifikasi Pompa (P-02)

POMPA 02	
Fungsi	Mengalirkan produk bawah MD-01 ke T-04
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>
Jumlah	2 Unit
Kapasitas	99,031 gal/min
Daya Motor Desain	0,4236 HP
Daya Motor Aktual	1 HP

Tabel 3. 31 Spesifikasi Pompa (P-03)

POMPA 03	
Fungsi	Mengalirkan produk atas MD-01 ke MD-02
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>
Jumlah	2 Unit
Kapasitas	67,197 gal/min
Daya Motor Desain	0,5108 HP
Daya Motor Aktual	1 HP

Tabel 3. 32 Spesifikasi Pompa (P-04)

POMPA 04	
Fungsi	Mengalirkan produk bawah MD-02 ke MP-01
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>
Jumlah	2 Unit
Kapasitas	62,914 gal/min
Daya Motor Desain	3,4686 HP
Daya Motor Aktual	4 HP

Tabel 3. 33 Spesifikasi Pompa (P-05)

POMPA 05	
Fungsi	Mengalirkan produk atas MD-02 ke MD-03
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>

Lanjutan Tabel 3.33 Spesifikasi Pompa (P-05)

Jumlah	2 Unit
Kapasitas	5,3511 gal/min
Daya Motor Desain	0,085 HP
Daya Motor Aktual	1 HP

Tabel 3. 34 Spesifikasi Pompa (P-06)

POMPA 06	
Fungsi	Mengalirkan produk bawah MD-03 ke T-03
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>
Jumlah	2 Unit
Kapasitas	3,673 gal/min
Daya Motor Desain	0,0187 HP
Daya Motor Aktual	1 HP

Tabel 3. 35 Spesifikasi Pompa (P-07)

POMPA 07	
Fungsi	Mengalirkan produk atas MD-03 ke T-02
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>
Jumlah	2 Unit
Kapasitas	1,747 gal/min
Daya Motor Desain	0,026 HP

Lanjutan Tabel 3.35 Spesifikasi Pompa (P-07)

Daya Motor Aktual	1 HP
-------------------	------

3.3 Perancangan Produksi

3.3.1 Kapasitas Perancangan

Pemilihan kapasitas perancangan didasarkan pada kebutuhan *styrene* monomer di Indonesia serta kebutuhan *styrene* monomer di beberapa negara di Asia sebagai target ekspor. Kebutuhan *styrene* dari tahun ke tahun mengalami peningkatan. Hal ini menunjukkan pesatnya perkembangan industri kimia di Indonesia. Diperkirakan kebutuhan *styrene* akan terus meningkat di tahun-tahun mendatang karena pada tahun 2018 hanya terdapat 1 pabrik penghasil *styrene* monomer di Indonesia yaitu PT. Styrindo Mono Indonesia, serta sejalan dengan berkembangnya industri - industri yang menggunakan *styrene* sebagai bahan baku dan bahan tambahan. Untuk mengantisipasi hal tersebut, maka ditetapkan kapasitas pabrik yang akan didirikan adalah 250.000 ton/ tahun.

Untuk menentukan kapasitas produksi ada beberapa hal yang perlu dipertimbangkan, yaitu :

1. Proyeksi kebutuhan dalam negeri

Berdasarkan data statistik yang diterbitkan oleh BPS dalam “Statistik Perdagangan Indonesia” tentang impor *styrene* di Indonesia dari tahun ke tahun cenderung meningkat. Serta data dari PT. Chandra Asri Petrochemical yang memproyeksikan bahwa peningkatan kebutuhan *styrene* di Indonesia yang menunjukkan kecenderungan meningkat.

Dengan kapasitas tersebut diharapkan :

- a. Dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri.
 - b. Dapat menghemat devisa negara yang cukup besar karena laju impor *styrene* dapat ditekan seminimal mungkin.
2. Proyeksi kebutuhan di Asia

Berdasarkan data yang diperoleh dari trademap.org didapat data kebutuhan *styrene* di berbagai negara di Asia. Dari data diperoleh peningkatan impor *styrene* yang cukup signifikan di beberapa negara di Asia

3. Ketersediaan bahan baku

Kontinuitas ketersediaan bahan baku dalam pembuatan *styrene* adalah penting dan mutlak yang harus diperhatikan pada penentuan kapasitas produksi suatu pabrik.

3.3. 2 Perencanaan Bahan Baku dan Alat Proses

Dalam menyusun rencana produksi secara garis besar ada dua hal yang perlu diperhatikan, yaitu faktor eksternal dan faktor internal. Faktor eksternal adalah faktor yang menyangkut kemampuan pasar terhadap jumlah produk yang dihasilkan, sedangkan faktor internal adalah kemampuan pabrik.

1. Kemampuan Pasar

Dapat dibagi menjadi 2 kemungkinan, yaitu :

- a. Kemampuan pasar lebih besar dibandingkan kemampuan pabrik, maka rencana produksi disusun secara maksimal.

b. Kemampuan pasar lebih kecil dibandingkan kemampuan pabrik. Oleh karena itu perlu dicari alternatif untuk menyusun rencana produksi, misalnya :

- 1) Rencana produksi sesuai dengan kemampuan pasar atau produksi diturunkan sesuai kemampuan pasar dengan mempertimbangkan untung dan rugi.
- 2) Rencana produksi tetap dengan mempertimbangkan bahwa kelebihan produksi disimpan dan dipasarkan tahun berikutnya.
- 3) Mencari daerah pemasaran.

2. Kemampuan Pabrik

Pada umumnya pabrik ditentukan oleh beberapa faktor, antara lain :

a. Material (bahan baku)

Dengan pemakaian material yang memenuhi kualitas dan kuantitas maka akan tercapai target produksi yang diinginkan.

b. Manusia (tenaga kerja)

Kurang terampilnya tenaga kerja akan menimbulkan kerugian pabrik, untuk itu perlu dilakukan pelatihan atau training pada karyawan agar keterampilannya meningkat.

c. Mesin (peralatan)

Ada dua hal yang mempengaruhi keandalan dan kemampuan mesin, yaitu jam kerja mesin efektif dan kemampuan mesin. Jam kerja efektif adalah kemampuan suatu alat untuk beroperasi pada kapasitas yang diinginkan

pada periode tertentu. Kemampuan mesin adalah kemampuan suatu alat dalam proses produksi.

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik merupakan hal yang sangat penting dalam setiap perancangan suatu pabrik karena menyangkut kelangsungan dan keberhasilannya, baik dari segi ekonomi maupun teknis. Orientasi perusahaan dalam menentukan lokasi pabrik pada prinsipnya ditentukan berdasarkan pertimbangan pada letak geografis, teknis, ekonomis dan lingkungan. Dari pertimbangan tersebut lokasi pabrik dari prarancangan pabrik *styrene* ini dipilih kawasan industri Pulo Ampel di daerah Serang, Banten yang dekat dengan daerah penghasil bahan baku dengan pertimbangan sebagai berikut.



Gambar 4. 1 Lahan kosong untuk Lokasi Pabrik

4.4. 1 Faktor Primer

a. Penyediaan Bahan Baku

Bahan baku merupakan kebutuhan utama bagi kelangsungan suatu pabrik untuk beroperasi sehingga pengadaannya harus benar-benar diperhatikan. Sehingga diutamakan lokasi pabrik yang akan didirikan dekat dengan bahan baku. Hal ini dapat mengurangi biaya transportasi dan penyimpanan serta mengurangi investasi pabrik. Lokasi pabrik yang dipilih adalah kawasan industri Pulo Ampel di daerah Serang, Banten. Bahan baku *ethylbenzene* yang digunakan diperoleh dari PT. Styrimo Mono Indonesia (PT. SMI) yang merupakan salah satu anak perusahaan dari PT. Chandra Asri Petrochemical yang juga terletak di Serang, Banten.

b. Transportasi

Transportasi bahan baku menuju Pulo Ampel cukup mudah, mengingat fasilitas jalan tol Merak – Jakarta – Cikampek cukup memadai dan fasilitas umum transportasi seperti pelabuhan dan bandara tersedia dekat lokasi pabrik sehingga baik transportasi bahan baku maupun pemasaran hasil produksi untuk luar negeri tidak mengalami kesulitan. Banten mempunyai pelabuhan Merak, pelabuhan Ciwandan, juga terdapat dermaga khusus (Dersus) di daerah Anyer dan di daerah Karangantu, Serang.

4.4. 2 Faktor Sekunder

a. Tenaga Kerja dan Tenaga Ahli

Area kawasan industri Pulo Ampel berlokasi tidak jauh dari wilayah Jabodetabek yang memiliki banyak lembaga pendidikan formal maupun nonformal sehingga memiliki potensi tenaga ahli maupun non ahli baik dari segi kualitas maupun kuantitas. Dengan didirikannya pabrik ini maka akan mengurangi tingkat pengangguran baik dari penduduk sekitar ataupun penduduk urban.

b. Kebijakan Pemerintah dan Keadaan Masyarakat

Pendirian suatu pabrik perlu mempertimbangkan kebijakan pemerintah yang terkait didalamnya. Kebijakan pengembangan industri dan hubungannya dengan pemerataan kerja dan hasil-hasil pembangunan. kawasan industri Pulo Ampel merupakan daerah yang telah disiapkan untuk kawasan industri sehingga sudah sesuai dengan kebijakan dari pemerintah.

c. Utilitas

- Penyediaan Energi

Kawasan industri Pulo Ampel menyediakan fasilitas berupa fasilitas untuk memenuhi kebutuhan listrik dari PLTU Sulfindo dengan kapasitas 1050 MW yang mampu mensuplai kebutuhan tenaga listrik pabrik serta menggunakan *generator* yang dibangun sendiri sebagai cadangan.

- Penyediaan Air

Kebutuhan air pabrik meliputi air pendingin proses, air umpan boiler, air konsumsi umum dan sanitasi serta air pemadam kebakaran diperoleh dari air sungai serta dapat diperoleh juga dari PT. Sauh Bahtera Samudera yang berada di kawasan industri.

- Penyediaan *Steam*

Kebutuhan *steam* sebagai media pemanas pada *reboiler* dipenuhi oleh boiler yang menggunakan bahan bakar hasil atas *flash drum*.

- Penyediaan Udara Tekan

Penyediaan udara tekan bertujuan untuk memenuhi kebutuhan instrumentasi, untuk penyediaan udara tekan di bengkel, dan untuk kebutuhan umum yang lain.

- Penyediaan Bahan Bakar

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

4. 2 Tata Letak Pabrik

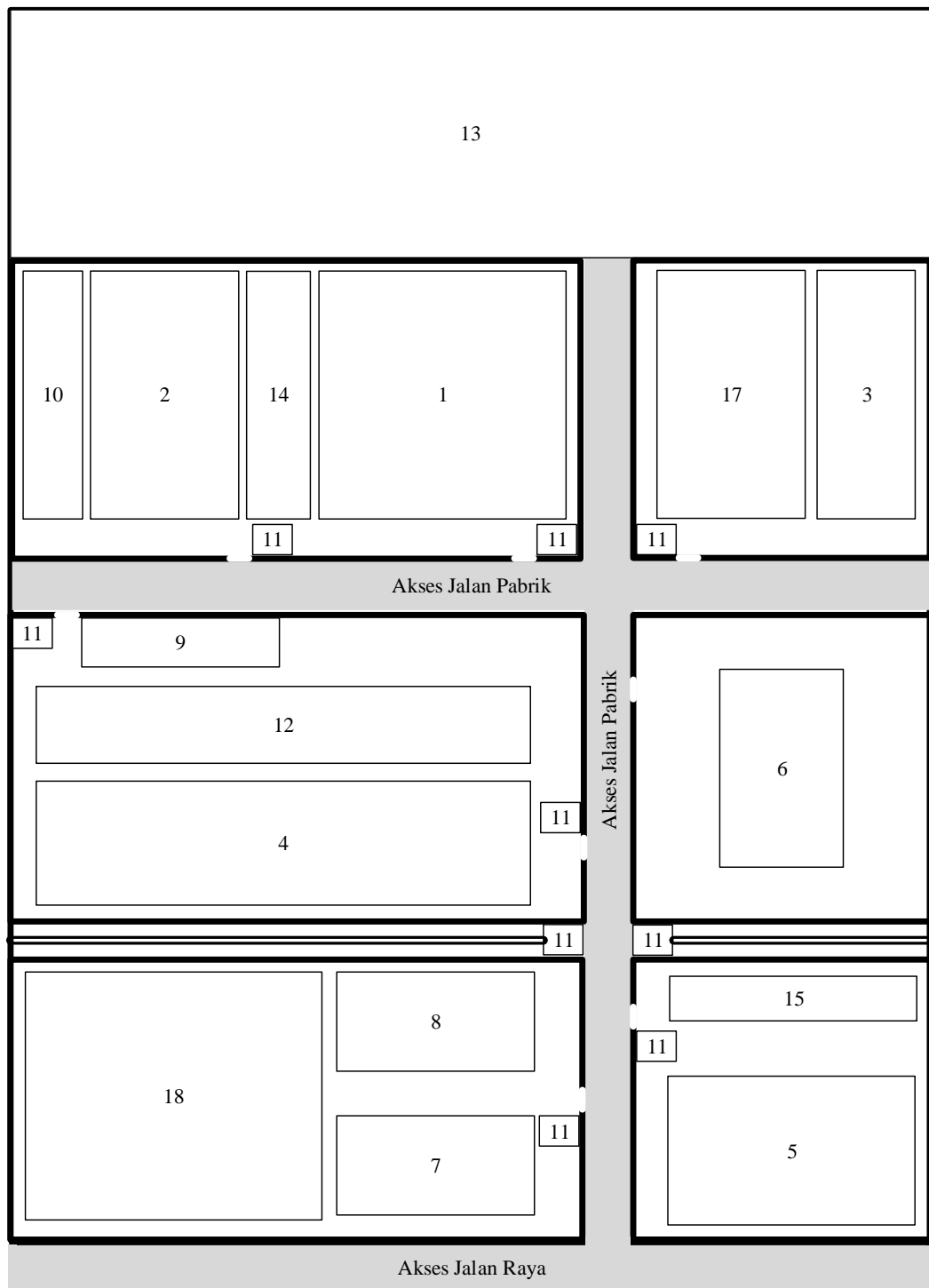
Tata letak pabrik merupakan suatu pengaturan yang optimal dari seperangkat fasilitas-fasilitas dalam pabrik. Tata letak yang tepat sangat penting untuk mendapatkan efisiensi, keselamatan dan kelancaran kerja para pekerja serta keselamatan proses. Menurut Vilbrant, 1959 untuk mencapai kondisi yang optimal, maka hal-hal yang harus diperhatikan dalam menentukan tata letak pabrik adalah :

1. Kemungkinan perluasan pabrik sebagai pengembangan pabrik di masa depan.
2. Faktor keamanan sangat diperlukan untuk bahaya kebakaran dan ledakan, maka perencanaan *lay out* 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 *out door* untuk menekan biaya bangunan dan gedung, juga karena iklim Indonesia memungkinkan konstruksi secara *out door*.
4. Harga tanah amat tinggi sehingga diperlukan efisiensi dalam pemakaian dan pengaturan ruangan / lahan.

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

1. Daerah administrasi / perkantoran, laboratorium dan ruang *control*
Daerah administrasi berfungsi sebagai pusat kegiatan administrasi pabrik dan 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 alat proses diletakkan dan proses berlangsung.
3. Daerah penyimpanan bahan baku dan produk
Daerah untuk tangki bahan baku dan produk.
4. Daerah gudang, bengkel dan garasi
Daerah untuk menampung bahan-bahan yang diperlukan oleh pabrik dan untuk keperluan perawatan peralatan proses.
5. Daerah utilitas
Daerah dimana kegiatan penyediaan bahan pendukung proses berlangsung dipusatkan.



Skala 1:1000

Gambar 4. 2 Tata Letak Pabrik

Keterangan:

1. Area Alat Proses
2. Area Alat Utilitas
3. Perbengkelan
4. Area Perkantoran
5. Area Parkir
6. *Fire and Safety*
7. Masjid
8. Klinik
9. Laboratorium
10. Pergudangan
11. Pos Pengamanan
12. Area Hijau
13. Area Perluasan
14. *Control Room*
15. Kantin
16. Jalan (Berwarna Abu-Abu)
17. Area Pengolahan Limbah
18. Area Mess

4.3 Tata Letak Alat Proses

Beberapa hal yang harus diperhatikan dalam menentukan *lay out* peralatan proses pada pabrik *styrene* menurut Vilbrant, 1959, antara lain :

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.

2. Aliran udara

Aliran udara di dalam dan di sekitar area proses perlu diperhatikan kelancarannya. Hal ini bertujuan untuk menghindari terjadinya stagnasi udara pada suatu tempat sehingga mengakibatkan akumulasi bahan kimia yang dapat mengancam keselamatan pekerja.

3. Cahaya

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

4. Lalu lintas manusia

Dalam perancangan *lay out* pabrik perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah. Hal ini bertujuan apabila terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki. Keamanan pekerja selama menjalani tugasnya juga diprioritaskan.

5. Pertimbangan ekonomi

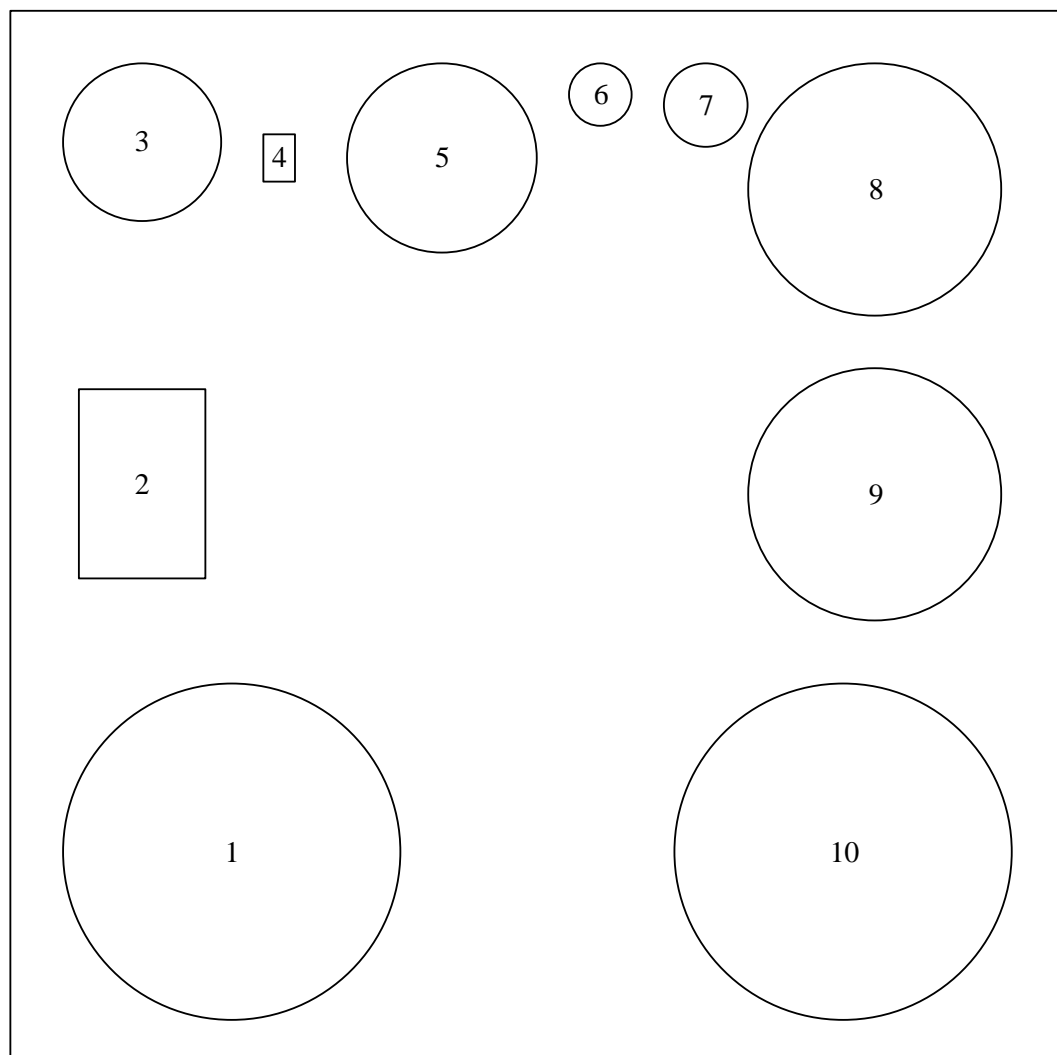
Dalam menempatkan alat-alat proses diusahakan dapat menekan biaya operasi dan menjamin kelancaran dan keamanan produksi pabrik.

6. Jarak antar alat proses

Untuk alat proses yang mempunyai suhu dan tekanan operasi tinggi sebaiknya dipisahkan dengan alat proses lainnya, sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut maka kerusakan dapat diminimalkan.

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

- Kelancaran proses produksi dapat terjamin.
- Dapat mengefektifkan luas lahan yang tersedia.
- Karyawan mendapat kepuasan kerja agar dapat meningkatkan produktifitas kerja disamping keamanan yang terjadi.



Skala 1:100

Gambar 4. 3 Tata Letak Alat Proses

Keterangan:

1. Tangki Ethylbenzene
2. Furnace
3. Reaktor
4. Flash Drum
5. Menara Distilasi-01 (MD-01)
6. Menara Distilasi-02 (MD-02)
7. Menara Distilasi-03 (MD-03)
8. Tangki Benzene
9. Tangki Toluene
10. Tangki Styrene

4. 4 Alir Proses dan Material

4.4. 1 Neraca Massa

Tabel 4. 1 Neraca Massa Total

Komponen	No. Arus (Kg/Jam)										
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
$C_6H_5CH_2CH_3$	33244,604	36746,983	3597,098	3597,098		94,697	3502,401	3502,378	0,023	0,023	
$C_6H_5CHCH_2$		6294,192	37765,152	37765,152		31470,960	6294,192	6294,192			
H_2			596,379		596,379						
C_6H_6	49,942	49,942	341,940	292,028	49,913		292,028	0,000	292,028	0,175	291,853
C_2H_4			104,869		104,869						
$C_6H_5CH_3$	0,000	116,852	700,849	700,797	0,052		700,797	116,852	583,945	583,799	0,146
CH_4			101,681		101,681						
Total	33294,546	43207,968	43207,968	42355,074	852,894	31565,657	10789,418	9913,422	875,996	583,997	291,999

1. Tangki-01 (T-01)

Tabel 4. 2 Neraca Massa T-01

Komponen	<i>Input</i>		<i>Output</i>	
	1		1	
	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam
<i>Ethylbenzene</i>	33244,604	313,129	33244,604	313,129
<i>Styrene</i>				
<i>Hydrogene</i>				
<i>Benzene</i>	49,942	0,639	49,942	0,639
<i>Ethylene</i>				
<i>Toluene</i>				
<i>Methane</i>				
Sub Total	33294,546	313,769	33294,546	313,769
Total (kg/jam)	33294,546		33294,546	

2. Mix Point-01 (MP-01)

Tabel 4. 3 Neraca Massa MP-01

Komponen	Input				Output	
	1		8		2	
	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam
<i>Ethylbenzene</i>	33244,604	313,129	3502,378	32,989	36746,983	346,118
<i>Styrene</i>			6294,192	60,432	6294,192	60,432
<i>Hydrogene</i>						
<i>Benzene</i>	49,942	0,639			49,942	0,639
<i>Ethylene</i>						
<i>Toluene</i>			116,852	1,268	116,852	1,268
<i>Methane</i>						
Sub Total	33294,546	313,769	9913,422	94,689	43207,968	408,458
Total (kg/jam)	43207,968				43207,968	

3. Furnace-01 (F-01)

Tabel 4. 4 Neraca Massa F-01

Komponen	Input		Output	
	2		2	
	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam
<i>Ethylbenzene</i>	36746,983	346,118	36746,983	346,118
<i>Styrene</i>	6294,192	60,432	6294,192	60,432
<i>Hydrogene</i>				
<i>Benzene</i>	49,942	0,639	49,942	0,639
<i>Ethylene</i>				
<i>Toluene</i>	116,852	1,268	116,852	1,268
<i>Methane</i>				
Sub Total	43207,968	408,458	43207,968	408,458
Total (kg/jam)	43207,968		43207,968	

4. Reaktor-01 (R-01)

Tabel 4. 5 Neraca Massa R-01

Komponen	Input		Output	
	2		3	
	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam
<i>Ethylbenzene</i>	36746,983	346,118	3597,098	33,881
<i>Styrene</i>	6294,192	60,432	37765,152	362,593

Lanjutan Tabel 4. 5 Neraca Massa R-01

<i>Hydrogene</i>			596,379	295,823
<i>Benzene</i>	49,942	0,639	341,940	4,377
<i>Ethylene</i>			104,869	3,738
<i>Toluene</i>	116,852	1,268	700,849	7,606
<i>Methane</i>			101,681	6,338
Sub Total	43207,968	408,458	43207,968	714,357
Total (kg/jam)	43207,968		43207,968	

5. Flash Drum-01 (FD-01)

Tabel 4. 6 Neraca Massa FD-01

Komponen	Input		Output			
	3		4		5	
	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam
<i>Ethylbenzene</i>	3597,098	33,881	3597,098	33,881		
<i>Styrene</i>	37765,152	362,593	37765,152	362,593		
<i>Hydrogene</i>	596,379	295,823			596,379	295,823
<i>Benzene</i>	341,940	4,377	292,028	3,738	49,913	0,639
<i>Ethylene</i>	104,869	3,738			104,869	3,738
<i>Toluene</i>	700,849	7,606	700,797	7,606	0,052	0,001
<i>Methane</i>	101,681	6,338			101,681	6,338

Lanjutan Tabel 4. 6 Neraca Massa FD-01

Sub Total	43207,968	714,357	42355,074	407,818	852,894	306,539
Total (kg/jam)	43207,968				43207,968	

6. Menara Distilasi-01 (MD-01)

Tabel 4. 7 Neraca Massa MD-01

Komponen	Input		Output			
	4		6		7	
	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam
<i>Ethylbenzene</i>	3597,098	33,881	94,697	0,892	3502,401	32,989
<i>Styrene</i>	37765,152	362,593	31470,960	302,161	6294,192	60,432
<i>Hydrogene</i>						
<i>Benzene</i>	292,028	3,738			292,028	3,738
<i>Ethylene</i>						
<i>Toluene</i>	700,797	7,606			700,797	7,606
<i>Methane</i>						
Sub Total	42355,074	407,818	31565,657	303,053	10789,418	104,765
Total (kg/jam)	42355,074				42355,074	

7. *Condenser-01 (CD-01)*

Tabel 4. 8 Neraca Massa CD-01

Komponen	Input		Output			
	V (Kmol)	V (kg)	L (Kmol)	L (kg)	D (Kmol)	D (kg)
<i>Ethylbenzene</i>	32,992	3502,710	0,003	0,309	32,989	3502,401
<i>Styrene</i>	62,095	6467,421	0,005	0,571	62,090	6466,851
<i>Hydrogene</i>						
<i>Benzene</i>	3,739	292,054	0,000	0,026	3,738	292,028
<i>Ethylene</i>						
<i>Toluene</i>	7,606	700,858	0,001	0,062	7,606	700,797
<i>Methane</i>						
Total	106,432	10963,043	0,009	0,967	106,423	10962,076
	106,432	10963,043	106,432		10963,043	

8. *Accumulator-01 (ACC-01)*

Tabel 4. 9 Neraca Massa ACC-01

Komponen	Input		Output			
	Kmol	Kg	L		D	
			Kmol	Kg	Kmol	Kg
<i>Ethylbenzene</i>	32,992	3502,710	0,003	0,309	32,989	3502,401

Lanjutan Tabel 4. 9 Neraca Massa ACC-01

<i>Styrene</i>	62,095	6467,421	0,005	0,571	62,090	6466,851
<i>Hydrogene</i>						
<i>Benzene</i>	3,739	292,054	0,000	0,026	3,738	292,028
<i>Ethylene</i>						
<i>Toluene</i>	7,606	700,858	0,001	0,062	7,606	700,797
<i>Methane</i>						
Total	106,432	10963,043	0,009	0,967	106,423	10962,076
			106,432		10963,043	

9. Reboiler-01 (RB-01)

Tabel 4. 10 Neraca Massa RB-01

Komponen	<i>Input</i>		<i>Output</i>			
	Kmol	Kg	V		B	
			Kmol	Kg	Kmol	Kg
<i>Ethylbenzene</i>	1,207	128,135	0,315	33,441	0,892	94,694
<i>Styrene</i>	406,611	42349,763	106,117	11052,437	300,494	31297,326
<i>Hydrogen</i>						
<i>Benzene</i>						
<i>Ethylene</i>						
<i>Toluene</i>						

Lanjutan Tabel 4. 10 Neraca Massa RB-01

<i>Methane</i>						
Total	407,818	42477,898	106,432	11085,878	301,386	31392,020
			407,818		42477,898	

10. Menara Distilasi-02 (MD-02)

Tabel 4. 11 Neraca Massa MD-02

Komponen	<i>Input</i>		<i>Output</i>			
	7		8		9	
	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam
<i>Ethylbenzene</i>	3502,401	32,989	3502,378	32,989	0,023	0,000
<i>Styrene</i>	6294,192	60,432	6294,192	60,432		
<i>Hydrogen</i>						
<i>Benzene</i>	292,028	3,738			292,028	3,738
<i>Ethylene</i>						
<i>Toluene</i>	700,797	7,606	116,852	1,268	583,945	6,337
<i>Methane</i>						

Lanjutan Tabel 4. 11 Neraca Massa MD-02

Sub Total	10789,418	104,765	9913,422	94,689	875,996	10,076
Total (kg/jam)	10789,418				10789,418	

11. *Condenser-02 (CD-02)*

Tabel 4. 12 Neraca Massa CD-02

Komponen	Input		Output			
	V	V	L	L	D	D
	(Kmol)	(kg)	(Kmol)	(kg)	(Kmol)	(kg)
<i>Ethylbenzene</i>	0,000	0,039			0,000	0,039
<i>Styrene</i>						
<i>Hydrogen</i>						
<i>Benzene</i>	3,739	292,040	0,0002	0,013	3,738	292,028
<i>Ethylene</i>						
<i>Toluene</i>	6,338	583,970	0,0003	0,025	6,337	583,945
<i>Methane</i>						
Total	10,077	876,050	0,0004	0,038	10,076	876,012
	10,077	876,050	10,077		876,050	

12. *Accumulator-02 (ACC-02)*

Tabel 4. 13 Neraca Massa ACC-02

Komponen	Input		Output			
	Kmol	Kg	L		D	
			Kmol	Kg	Kmol	Kg
<i>Ethylbenzene</i>	0,000	0,039			0,000	0,039
<i>Styrene</i>						
<i>Hydrogen</i>						
<i>Benzene</i>	3,739	292,040	0,000	0,013	3,738	292,028
<i>Ethylene</i>						
<i>Toluene</i>	6,338	583,970	0,000	0,025	6,337	583,945
<i>Methane</i>						
Total	10,077	876,050	0,000	0,038	10,076	876,012
			10,077		876,050	

13. *Reboiler-02 (RB-02)*

Tabel 4. 14 Neraca Massa RB-02

Komponen	Input		Output			
	Kmol	Kg	V		B	
			Kmol	Kg	Kmol	Kg
<i>Ethylbenzene</i>	36,499	3875,064	3,511	372,718	32,988	3502,346
<i>Styrene</i>	66,863	6963,985	6,431	669,822	60,432	6294,162

Lanjutan Tabel 4.14 Neraca Massa RB-02

<i>Hydrogene</i>						
<i>Benzene</i>						
<i>Ethylene</i>						
<i>Toluene</i>	1,403	129,286	0,135	12,435	1,268	116,851
<i>Methane</i>						
Total	104,765	10968,335	10,077	1054,976	94,689	9913,359
			104,765		10968,335	

14. Menara Distilasi-03 (MD-03)

Tabel 4. 15 Neraca Massa MD-03

Komponen	Input		Output			
	9		10		11	
	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam
<i>Ethylbenzene</i>	0,023	0,000	0,023	0,000		
<i>Styrene</i>						
<i>Hydrogene</i>						
<i>Benzene</i>	292,028	3,738	0,175	0,002	291,853	3,736
<i>Ethylene</i>						
<i>Toluene</i>	583,945	6,337	583,799	6,336	0,146	0,002
<i>Methane</i>						
Sub Total	875,996	10,076	583,997	6,338	291,999	3,738

Lanjutan Tabel 4.15 Neraca Massa MD-03

Total (kg/jam)	875,996	875,996
---------------------------------	---------	---------

15. Condenser-03 (CD-03)

Tabel 4. 16 Neraca Massa CD-03

Komponen	Input		Output			
	V (Kmol)	V (kg)	L (Kmol)	L (kg)	D (Kmol)	D (kg)
<i>Ethylbenzene</i>						
<i>Styrene</i>						
<i>Hydrogene</i>						
<i>Benzene</i>	3,736	291,865	0,0002	0,012	3,736	291,853
<i>Ethylene</i>						
<i>Toluene</i>	0,002	0,146			0,002	0,146
<i>Methane</i>						
Total	3,738	292,011	0,0002	0,012	3,738	291,999
	3,738	292,011	3,738		292,011	

16. *Accumulator-03 (ACC-03)*

Tabel 4. 17 Neraca Massa ACC-03

Komponen	Input		Output			
	Kmol	Kg	L		D	
			Kmol	Kg	Kmol	Kg
<i>Ethylbenzene</i>						
<i>Styrene</i>						
<i>Hydrogene</i>						
<i>Benzene</i>	3,736	291,865	0,000	0,012	3,736	291,853
<i>Ethylene</i>						
<i>Toluene</i>	0,002	0,146	0,000	0,000	0,002	0,146
<i>Methane</i>						
Total	3,738	292,011	0,000	0,012	3,738	291,999
			3,738		292,011	

17. *Reboiler-03 (RB-03)*

Tabel 4. 18 Neraca Massa RB-03

Komponen	Input		Output			
	Kmol	Kg	V		B	
			Kmol	Kg	Kmol	Kg
<i>Ethylbenzene</i>	0,000	0,036	0,000	0,014	0,000	0,023

Lanjutan Tabel 4. 18 Neraca Massa RB-03

<i>Styrene</i>						
<i>Hydrogene</i>						
<i>Benzene</i>	0,004	0,279	0,001	0,103	0,002	0,175
<i>Ethylene</i>						
<i>Toluene</i>	10,072	928,072	3,736	344,273	6,336	583,799
<i>Methane</i>						
Total	10,076	928,387	3,738	344,390	6,338	583,997
			10,076		928,387	

18. Tangki-02 (T-02)

Tabel 4. 19 Neraca Massa T-02

Komponen	Input		Output	
	10		10	
	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam
<i>Ethylbenzene</i>	0,023	0,000	0,023	0,000
<i>Styrene</i>				
<i>Hydrogene</i>				
<i>Benzene</i>	0,175	0,002	0,175	0,002
<i>Ethylene</i>				
<i>Toluene</i>	583,799	6,336	583,799	6,336
<i>Methane</i>				

Lanjutan Tabel 4.19 Neraca Massa T-02

Sub Total	583,997	6,338	583,997	6,338
Total (kg/jam)	583,997		583,997	

19. Tangki-03 (T-03)

Tabel 4. 20 Neraca Massa T-03

Komponen	<i>Input</i>		<i>Output</i>	
	11		11	
	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam
<i>Ethylbenzene</i>				
<i>Styrene</i>				
<i>Hydrogen</i>				
<i>Benzene</i>	291,853	3,736	291,853	3,736
<i>Ethylene</i>				
<i>Toluene</i>	0,146	0,002	0,146	0,002
<i>Methane</i>				
Sub Total	291,999	3,738	291,999	3,738
Total (kg/jam)	291,999		291,999	

20. Tangki-04 (T-04)

Tabel 4. 21 Neraca Massa T-04

Komponen	<i>Input</i>		<i>Output</i>	
	6		6	
	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam
<i>Ethylbenzene</i>	94,697	0,892	94,697	0,892
<i>Styrene</i>	31470,960	302,161	31470,960	302,161
<i>Hydrogene</i>				
<i>Benzene</i>				
<i>Ethylene</i>				
<i>Toluene</i>				
<i>Methane</i>				
Sub Total	31565,657	303,053	31565,657	303,053
Total (kg/jam)	31565,657		31565,657	

4.4. 2 Neraca Energi

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

Tabel 4. 22 Neraca Energi MP-01

Panas	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q₁	203100,9128	
Q₂	1864828,34	
Q₃		2067929,253
Total	2067929,253	2067929,253

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

Tabel 4. 23 Neraca Energi HE-02

Panas	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q₁	2073238,092	
Q₂		6413418,867
Q₃	22115411,13	
Q₄		17775230,35
Total	24188649,22	24188649,22

3. *Heat Exchanger-01 (HE-01)*

Tabel 4. 24 Neraca Energi HE-01

Panas	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q₁	6397006,784	
Q₂		35952913,18
Q₃	48244304,2	
Q₄		18688397,8
Total	54641310,99	54641310,99

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

Tabel 4. 25 Neraca Energi F-01

Komponen	Q_{in} (kJ/jam)	Q_{out} (kJ/jam)
Q₁	11568187,135	
Q_{beban}	17155648,979	
Q₂		28723836,114
Total	28723836,114	28723836,114

5. Reaktor-01 (R-01)

Tabel 4. 26 ΔH_R

Komponen	$\Delta H_R(298)$	n (kmol)	$\Delta H_{Ri}(kJ/jam)$
Reaksi 1	117.650,0000	362,5933667	42659109,6
Reaksi 2	105.500,0000	4,377414408	461817,2201
Reaksi 3	-54.640,00	7,61	-415602,6413
Total			42.705.324,18

Tabel 4. 27 ΔH_{in}

Komponen	n (kmol)	Cp	Q(kJ/jam)
<i>Ethylbenzene</i>	346,12	299,58	103.690,16
<i>Styrene</i>	60,43	340,12	20.554,05
<i>Hydrogene</i>		29,82	0,00
<i>Benzene</i>	0,64	202,17	129,26
<i>Ethylene</i>		90,84	0,00
<i>Toluene</i>	1,27	248,99	315,76
<i>Methane</i>		68,51	0,00
Total			124.689,2267

Tabel 4. 28 ΔH_{out}

Komponen	n (kmol)	Cp	Q(kJ/jam)
<i>Ethylbenzene</i>	33,8809	299,5803	10.150,0497
<i>Styrene</i>	362,5934	340,1173	123.324,2908
<i>Hydrogene</i>	295,8231	29,8232	8.822,3804
<i>Benzene</i>	4,3774	202,1717	884,9894
<i>Ethylene</i>	3,7381	90,8393	339,5642
<i>Toluene</i>	7,6062	248,9869	1.893,8432
<i>Methane</i>	6,3380	68,5143	434,2455
Total			145.849,36

Tabel 4. 29 Neraca Energi R-01

Panas Masuk		Panas Keluar	
ΔH_{in} (kJ/jam)	Steam(kJ/jam)	ΔH_{out} (kJ/jam)	ΔHR (kJ/jam)
124.689,23	42.726.484,31	145.849,36	42.705.324,18
42.851.173,54		42.851.173,54	

6. Cooler-01 (C-01)

Tabel 4. 30 Neraca Energi C-01

Panas	Panas Masuk (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/jam)
Q₁	17775230,35	
Q₂		2809996,689
Q-w_{in}	3741308,416	
Q-w_{out}		18706542,08
Total	21516538,77	21516538,77

7. Heat Exchanger-03 (HE-03)

Tabel 4. 31 Neraca Energi HE-03

Panas	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q₁	2403827,629	
Q₂		6754764,97
Q₃	36045863	
Q₄		31694925,66
Total	38449690,63	38449690,63

8. Menara Distilasi-01 (MD-01)

Tabel 4. 32 Neraca Energi MD-01

Panas	Panas masuk	Panas keluar
Q, MD-01	6754764,970	

Lanjutan Tabel 4. 32 Neraca Energi MD-01

Q, RB-01	17614776,430	
Q, CD-01		14860632,290
Q_B		7301004,277
Q_D		2207904,833
Total	24369541,400	24369541,400

9. Kondenser-01 (CD-01)

Tabel 4. 33 Neraca Energi CD-01

Panas	Panas Masuk (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/jam)
Q₁	1865284,010	
Q₂		1865284,010
Q_{lc}		-14860632,290
Q_{w-in}	3715158,072	
Q_{w-out}		18575790,362
Total	5580442,083	5580442,083

10. Cooler-03 (C-03)

Tabel 4. 34 Neraca Energi C-03

Panas	Panas Masuk (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/jam)
Q₁	1865119,467	
Q₂		1841963,462

Lanjutan Tabel 4. 34 Neraca Energi C-03

Q-win	5789,001244	
Q-wout		28945,00622
Total	1870908,469	1870908,469

11. *Reboiler-01 (Rb-01)*

Tabel 4. 35 Neraca Energi RB-01

Panas	Panas Masuk (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/jam)
Q₁	9878996,477	
Q₂		17180000,754
Qs-in	11293079,760	
Qc-out		3992075,483
Total	21172076,237	21172076,237

12. *Cooler-02 (C-02)*

Tabel 4. 36 Neraca Energi C-02

Panas	Panas Masuk (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/jam)
Q₁	6133969,978	
Q₂		185765,4067
Q-win	1487051,143	
Q-wout		7435255,714
Total	7621021,121	7621021,121

13. Menara Destilasi-02 (MD-02)

Tabel 4. 37 Neraca Energi MD-02

Panas	Panas masuk	Panas keluar
Q, MD-02	1841963,462	
Q, RB-02	4447619,479	
Q, CD-02		3967943,059
Q_B		2126084,171
Q_D		195555,712
Total	6289582,941	6289582,941

14. Kondenser-02 (CD-02)

Tabel 4. 38 Neraca Energi CD-02

Panas	Panas Masuk (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/jam)
Q₁	89141,424	
Q₂		89141,424
Q_{lc}		-3967943,059
Q_{w-in}	991985,765	
Q_{w-out}		4959928,824
Total	1081127,188	1081127,188

15. *Cooler-04 (C-04)*

Tabel 4. 39 Neraca Energi C-04

Panas	Panas Masuk (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/jam)
Q₁	89137,54321	
Q₂		83691,04233
Q-w_{in}	1361,62522	
Q-w_{out}		6808,126098
Total	90499,16843	90499,16843

16. *Reboiler-02 (RB-02)*

Tabel 4. 40 Neraca Energi RB-02

Panas	Panas Masuk (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/jam)
Q₁	9878996,477	
Q₂		14326615,956
Q_{s-in}	6879508,573	
Q_{c-out}		2431889,094
Total	16758505,050	16758505,050

17. *Menara Distilasi-03 (MD-03)*

Tabel 4. 41 Neraca Energi MD-03

Panas	Panas masuk	Panas keluar
Q, MD-03	83691,042	

Lanjutan Tabel 4. 41 Neraca Energi MD-03

Q, RB-03	29466609,096	
Q, CD-03		29351236,213
Q_B		134924,764
Q_D		64139,161
Total	29550300,138	29550300,138

18. Kondenser-03 (CD-03)

Tabel 4. 42 Neraca Energi CD-03

Panas	Panas Masuk (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/jam)
Q₁	19204,068	
Q₂		19204,068
Q_{lc}		-29351236,213
Q_{w-in}	7337809,053	
Q_{w-out}		36689045,267
Total	7357013,121	7357013,121

19. Cooler-06 (C-06)

Tabel 4. 43 Neraca Energi C-01

Panas	Panas Masuk (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/jam)
Q₁	19203,25496	
Q₂		1558,197607

Lanjutan Tabel 4.43 Neraca Energi C-01

Q-w_{in}	4411,264339	
Q-w_{out}		22056,3217
Total	23614,5193	23614,5193

20. *Reboiler-03 (RB-03)*

Tabel 4. 44 Neraca Energi RB-03

Panas	Panas Masuk (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/jam)
Q₁	284939,814	
Q₂		29751548,910
Q_{s-in}	45578492,236	
Q_{c-out}		16111883,141
Total	45863432,050	45863432,050

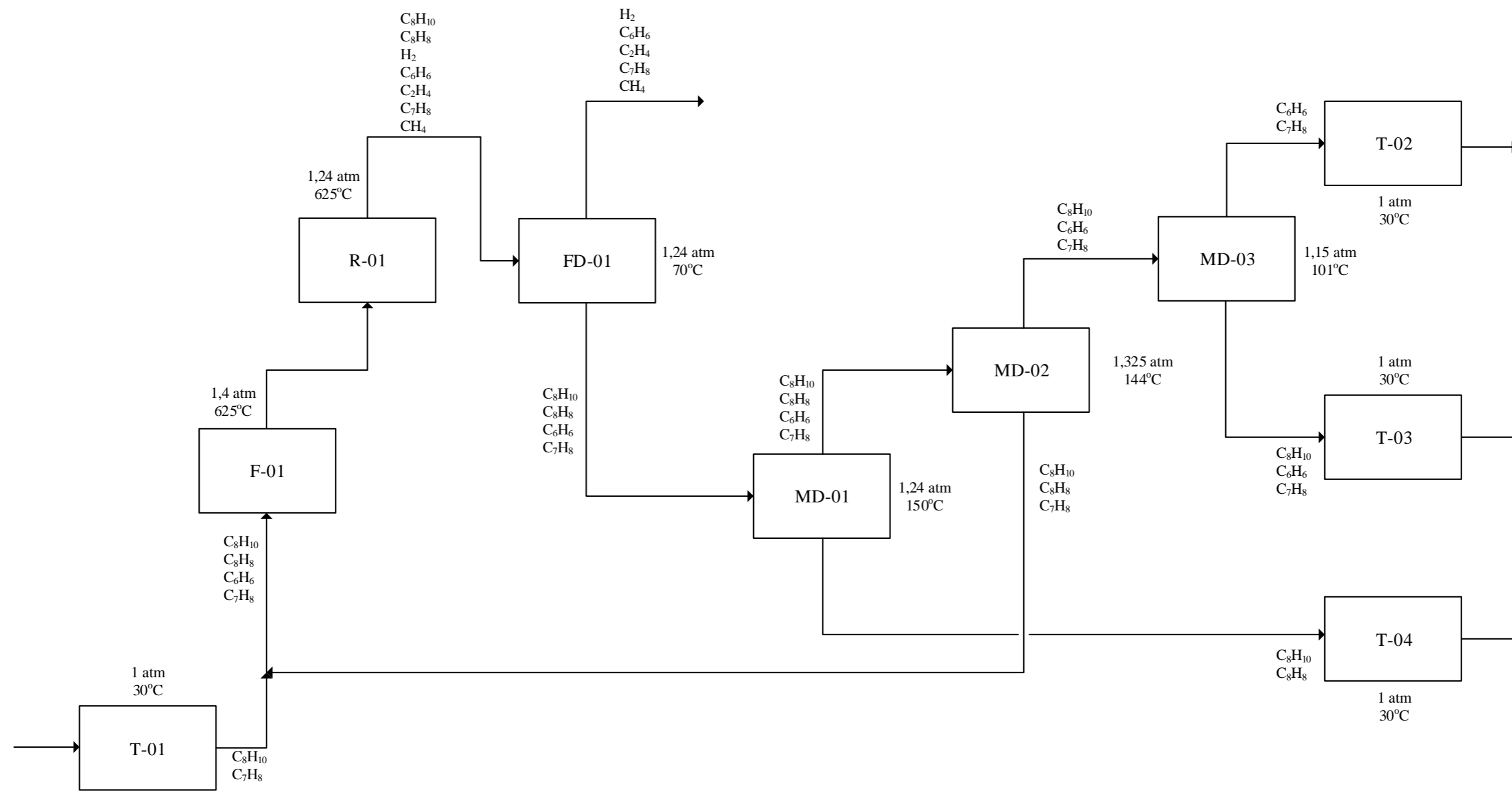
21. *Cooler-05 (C-05)*

Tabel 4. 45 Neraca Energi C-05

Panas	Panas Masuk (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/jam)
Q₁	74075,54788	
Q₂		3360,904459
Q-w_{in}	17678,66085	
Q-w_{out}		88393,30427
Total	91754,20873	91754,20873

44.3 Diagram Alir Kualitatif

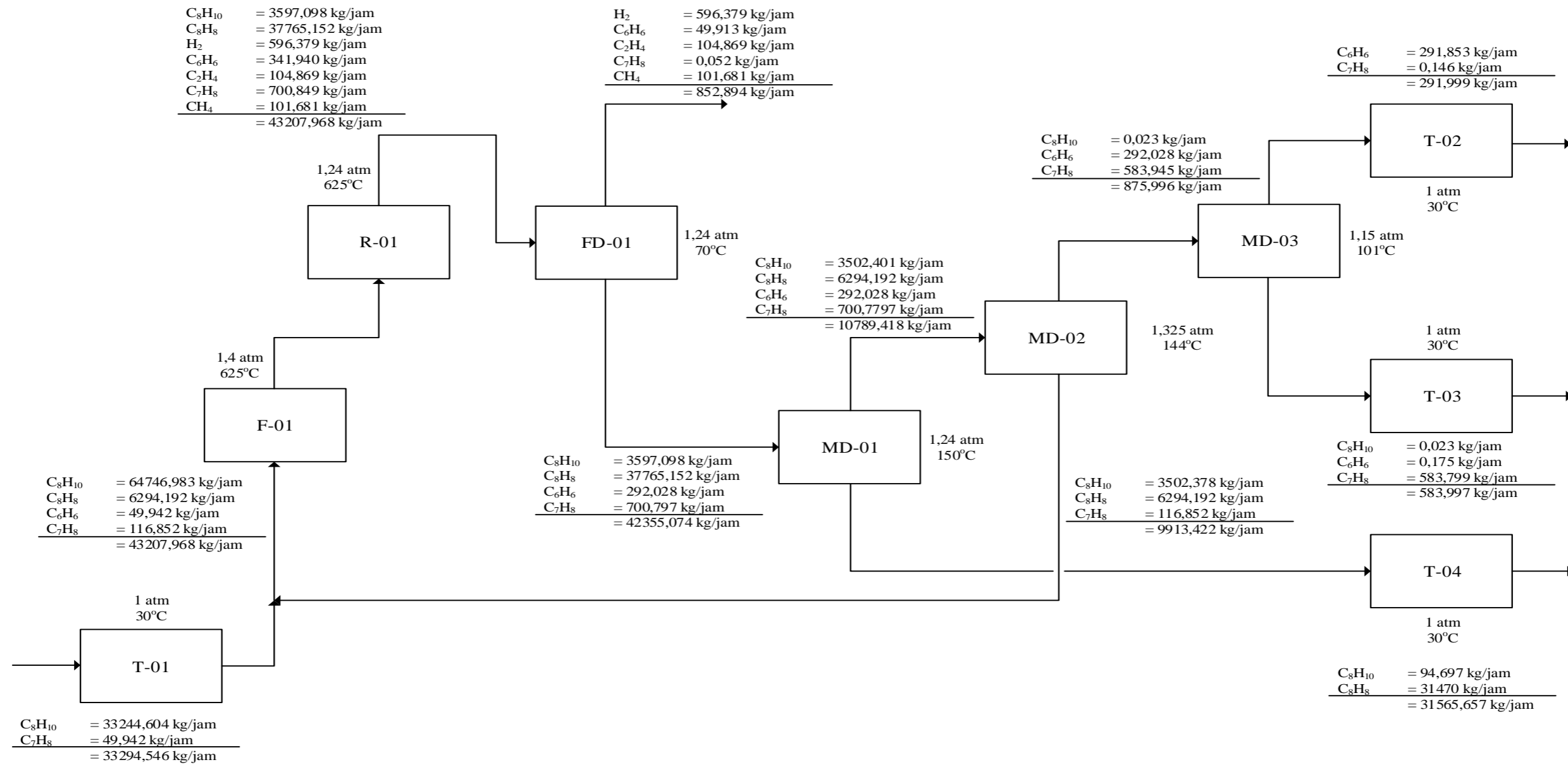
Diagram Alir Kualitatif



Gambar 4.4 Diagram Alir Kualitatif

4.4 Diagram Alir Kuantitatif

Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 4.5 Diagram Alir Kuantitatif

4.5 Perawatan (*Maintenance*)

Maintenance berguna untuk menjaga saran atau fasilitas peralatan pabrik dengan cara pemeliharaan dan perbaikan alat agar produksi dapat berjalan dengan lancar dan produktifitas 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*:

- a. Umur alat

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

b. Bahan baku

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

c. Tenaga manusia

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

4. 6 Utilitas

4.6. 1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)

4.6.1. 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 *Styrene* ini, sumber air yang digunakan berasal air sungai yang terdekat dengan pabrik, Pertimbangan menggunakan air sungai 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.

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 , O_2 masuk karena aerasi maupun kontak dengan udara luar.

- 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. Air sanitasi harus memenuhi kualitas tertentu, yaitu:

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

4.6.1. 2 Unit Pengolahan Air

Dalam perancangan pabrik *styrene* ini, kebutuhan air diambil dari air sungai yang terdekat dengan pabrik. Adapun tahap-tahap proses pengolahan air yang dilakukan meliputi :

a. Penyaringan (*Screening*)

Pada *screening*, partikel-partikel padat yang besar akan tersaring tanpa bantuan bahan kimia. Sedangkan partikel-partikel yang lebih kecil akan terikut

bersama air menuju unit pengolahan selanjutnya. Penyaringan dilakukan agar kotoran-kotoran bersifat kasar atau besar tidak terikut ke sistem pengolahan air, maka sisi isap pompa di pasang saringan (*screen*) yang dilengkapi dengan fasilitas pembilas apabila screen kotor.

b. Pengendapan (Sedimentasi)

Kotoran kasar dan lumpur yang terdapat dalam air akan mengalami pengendapan yang terjadi karena 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 (*cation exchanger*) dan penukar anion (*anion exchanger*).

Unit ini 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. Deaerator

Air yang telah mengalami demineralisasi masih mengandung gas-gas terlarut terutama O₂ dan CO₂. Gas tersebut dihilangkan lebih dahulu, karena dapat menimbulkan korosi. Unit deaerator diinjeksikan bahan kimia berupa Hidrazin yang berfungsi menghilangkan sisa-sisa gas yang terlarut terutama oksigen sehingga tidak terjadi korosi.

Deaerator berfungsi untuk memanaskan air yang keluar dari alat penukar ion (*ion exchanger*) dan kondensat bekas sebelum dikirim sebagai air umpan ketel. Pada *deaerator* ini, air dipanaskan hingga 90°C supaya gas-gas yang terlarut dalam air, seperti O₂ dan CO₂ dapat dihilangkan. Karena gas-gas tersebut dapat menimbulkan suatu reaksi kimia yang menyebabkan terjadinya bintik-bintik yang semakin menebal dan menutupi permukaan pipa-pipa dan hal ini akan menyebabkan korosi pada pipa-pipa ketel. Pemanasan dilakukan dengan menggunakan koil pemanas di dalam *deaerator*.

4.6.1. 3 Kebutuhan Air

- a. Kebutuhan air pembangkit *steam*

Tabel 4. 46 Kebutuhan Air Pembangkit *Steam*

Nama alat	Jumlah (kg/jam)
R-01	120.096,648
RB-01	4.030,364

Lanjutan Tabel 4.46 Kebutuhan Air Pembangkit *Steam*

RB-02	2.455,214
RB-03	16.266,414
Total	142.848,639

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

$$\begin{aligned} \text{Blowdown pada boiler} &= 15\% \times \mathbf{142848,639} \text{ kg/jam} \\ &= 25713 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Blowdown pada boiler} &= 5\% \times \mathbf{142848,639} \text{ kg/jam} \\ &= 8571 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

b. Air Proses Pendinginan

Tabel 4. 47 Kebutuhan Air Proses Pendinginan

Nama alat	Jumlah (kg/jam)
C-01	17.8753,388
C-02	71.048,788
C-03	276,589
C-04	65,056
C-05	844,657
C-06	210,763
CD-01	45062,120

Lanjutan Tabel 4.47 Kebutuhan Air Proses Pendinginan

CD-02	3846,223
CD-03	1371,271
Total	301478,854

Dengan make up air pendingin sebesar 6.150 kg/jam

c. Service Water

Service water adalah air yang digunakan untuk pemakaian layanan umum seperti bengkel, laboratorium, dan pemadam kebakaran sebesar yang diasumsikan penggunaan sebesar 3.000 kg/jam

d. Domestic Water

Domestic Water adalah air yang digunakan untuk kebutuhan air untuk keperluan karyawan di dalam lingkup area pabrik. Dengan jumlah karyawan 195 orang diasumsikan kebutuhan air untuk 1 orang adalah 120 L/hari maka kebutuhan air tiap karyawan adalah 5 kg/jam.

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan air untuk semua karyawan} &= 192 \text{ orang} \times 5 \text{ kg/jam} \\ &= 982 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

4.6. 2 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 : 151.899 kg/jam

Jenis : *Water Tube Boiler*

Jumlah : 1 buah

Boiler tersebut dilengkapi dengan sebuah unit *economizer safety valve sistem* 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*, yaitu alat penukar panas yang memanfaatkan panas dari gas sisa pembakaran batubara yang keluar dari *boiler*. Di dalam alat ini air dinaikkan temperaturnya hingga 200⁰C, 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, baru kemudian dialirkan ke steam *header* untuk didistribusikan ke area-area proses.

4.6. 3 Unit Pembangkit Listrik (Power Plant System)

Kebutuhan listrik pada pabrik ini dipenuhi oleh 2 sumber, yaitu PLN dan generator diesel. Selain sebagai tenaga cadangan apabila PLN mengalami gangguan, diesel juga dimanfaatkan untuk menggerakkan power - power yang

dinilai penting antara lain *boiler*, kompresor, pompa, Spesifikasi diesel yang digunakan adalah :

Kapasitas : 1.000 kW
 Jenis : Generator Diesel
 Jumlah : 1 buah

Prinsip kerja dari diesel ini adalah solar dan udara yang terbakar secara kompresi akan menghasilkan panas. Panas ini digunakan untuk memutar poros engkol sehingga dapat menghidupkan generator yang mampu menghasilkan tenaga listrik. Listrik ini didistribusikan 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 diesel 100%. Kebutuhan listrik untuk alat proses terdapat pada Tabel 4.48.

Tabel 4. 48 Kebutuhan Listrik Alat Proses

Nama Alat	Jumlah Unit	Total Daya	
		Total HP	Total Watt
Pompa-01	2	7,5000	5592,7500
Pompa-02	2	0,5000	372,8500
Pompa-03	1	0,7500	559,2750
Pompa-04	1	5,0000	3728,5000
Pompa-05	1	0,1250	93,2125
Pompa-06	1	0,0500	37,2850
Pompa-07	1	0,0500	37,2850
Total		13,9250	10.383,8725

Kebutuhan listrik untuk keperluan alat proses = 13,925 Hp

maka total power yang dibutuhkan = 10.383,873 kW

Kebutuhan listrik untuk utilitas terdapat pada Tabel 4.49.

Tabel 4. 49 Kebutuhan Listrik Utilitas

Nama Alat	Jumlah Unit	Total Daya	
		Total HP	Total Watt
Bak Penggumpal	1	2,0000	1491,4000
Blower Cooling Tower	1	40,0000	29828,0000
PU-01	4	20,0000	14914,0000
PU-02	6	60,0000	44742,0000
PU-03	4	60,0000	44742,0000
PU-04	1	1,0000	745,7000
PU-05	6	60,0000	44742,0000
PU-06	4	60,0000	44742,0000
PU-07	3	22,5000	16778,2500
PU-08	3	30,0000	22371,0000
PU-09	3	15,0000	11185,5000
PU-10	1	1,0000	745,7000
PU-11	2	40,0000	29828,0000
PU-12	2	40,0000	29828,0000
PU-13	1	15,0000	11185,5000

Lanjutan Tabel 4.49 Kebutuhan Listrik Utilitas

PU-14	1	15,0000	11185,5000
PU-15	2	10,0000	7457,0000
PU-16	2	10,0000	7457,0000
PU-17	1	10,0000	7457,0000
PU-18	40	60,0000	44742,0000
PU-19	40	30,0000	22371,0000
PU-20	1	10,0000	7457,0000
PU-21	40	60,0000	44742,0000
Total		671,5000	500.737,5500

Kebutuhan listrik alat instrumentasi dan kontrol jumlah kebutuhan listrik untuk alat instrumentasi dan kontrol diperkirakan sebesar 10kW.

Kebutuhan Listrik untuk penerangan dan AC sebesar 15kW dan 100

Kebutuhan Listrik Laboratorium, Rumah Tangga, Perkantoran dan lain-lain jumlah kebutuhan listrik untuk laboratorium, rumah tangga perkantoran dan lain-lain diperkirakan sebesar 40kW

Kebutuhan Listrik Total

Jumlah kebutuhan listrik total = 682,0870 kW

Faktor daya diperkirakan 80 % = 852,6088 kW

4.6. 4 Unit Penyediaan Udara Tekan

Udara tekan diperlukan untuk pemakaian alat *pneumatic control*. Total kebutuhan udara tekan diperkirakan 46,728 m³/jam.

4.6. 5 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Unit ini bertujuan untuk menyediakan bahan bakar yang digunakan pada generator dan *boiler*. Bahan bakar yang digunakan untuk generator adalah solar (*Industrial Diesel Oil*). Sedangkan bahan bakar yang dipakai pada *boiler* adalah batu bara. Dibutuhkan bahan bakar sebanyak 18744 kg/jam untuk memanaskan air dengan kapasitas 151.899 kg/jam

4. 7 Manajemen Perusahaan

4.7. 1 Bentuk Organisasi Perusahaan

Salah satu tujuan utama didirikannya sebuah pabrik adalah untuk memperoleh keuntungan (*profit*) yang maksimal. Untuk mencapai tujuan tersebut harus ada suatu sistem yang mengatur dan mengarahkan kerja dan operasional seluruh pihak dalam pabrik. Oleh karena itu, hendaknya suatu industri memiliki wadah dan tempat yang jelas bagi pihak-pihak tersebut untuk melakukan aktivitas yang sesuai dengan kapabilitas dan tingkat intelegensianya. Wadah yang dimaksud di atas adalah sebuah organisasi atau dengan kata lain lembaga. Proses pengorganisasian merupakan upaya untuk menyeimbangkan kebutuhan pabrik terhadap stabilitas dan perubahan.

Bentuk organisasi yang dipilih dalam operasi pabrik pembuatan *Monomer Styrene* adalah Perseroan Terbatas (PT). Bentuk organisasi ini adalah suatu bentuk usaha berbadan hukum yang dapat memiliki, mengatur, dan mengolah kekayaannya sendiri, serta dapat mengumpulkan modal secara efektif.

Berdasarkan strukturnya, pola hubungan kerja dan lalu lintas wewenang dapat dibedakan menjadi 3 sistem organisasi, yaitu :

1. Organisasi Garis

Merupakan organisasi yang sederhana, jumlah karyawan sedikit dan mempunyai hubungan darah, serta kepemimpinan yang bersifat diktator.

2. Organisasi *Line and Staff*

Merupakan organisasi yang memiliki dua kelompok yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi.

3. Organisasi Fungsional

Merupakan organisasi yang berdasarkan pembagian tugas dan kegiatannya berdasarkan spesialisasi yang dimiliki oleh pejabatnya.

Dari ketiga bentuk sistem organisasi diatas, dipilih bentuk sistem organisasi Garis dan Staf (*Line and Staff*). Bentuk organisasi semacam ini mempunyai kelebihan antara lain :

- a. Dapat digunakan dalam organisasi dalam skala besar dengan susunan organisasi yang kompleks dan pembagian tugas yang beragam.
- b. Dapat menghasilkan keputusan yang logis dan sehat karena adanya staf ahli.
- c. Lebih mudah dalam pelaksanaan pengawasan dan pertanggung-jawaban.
- d. Cocok untuk perubahan yang cepat (rasionalisasi dan promosi).

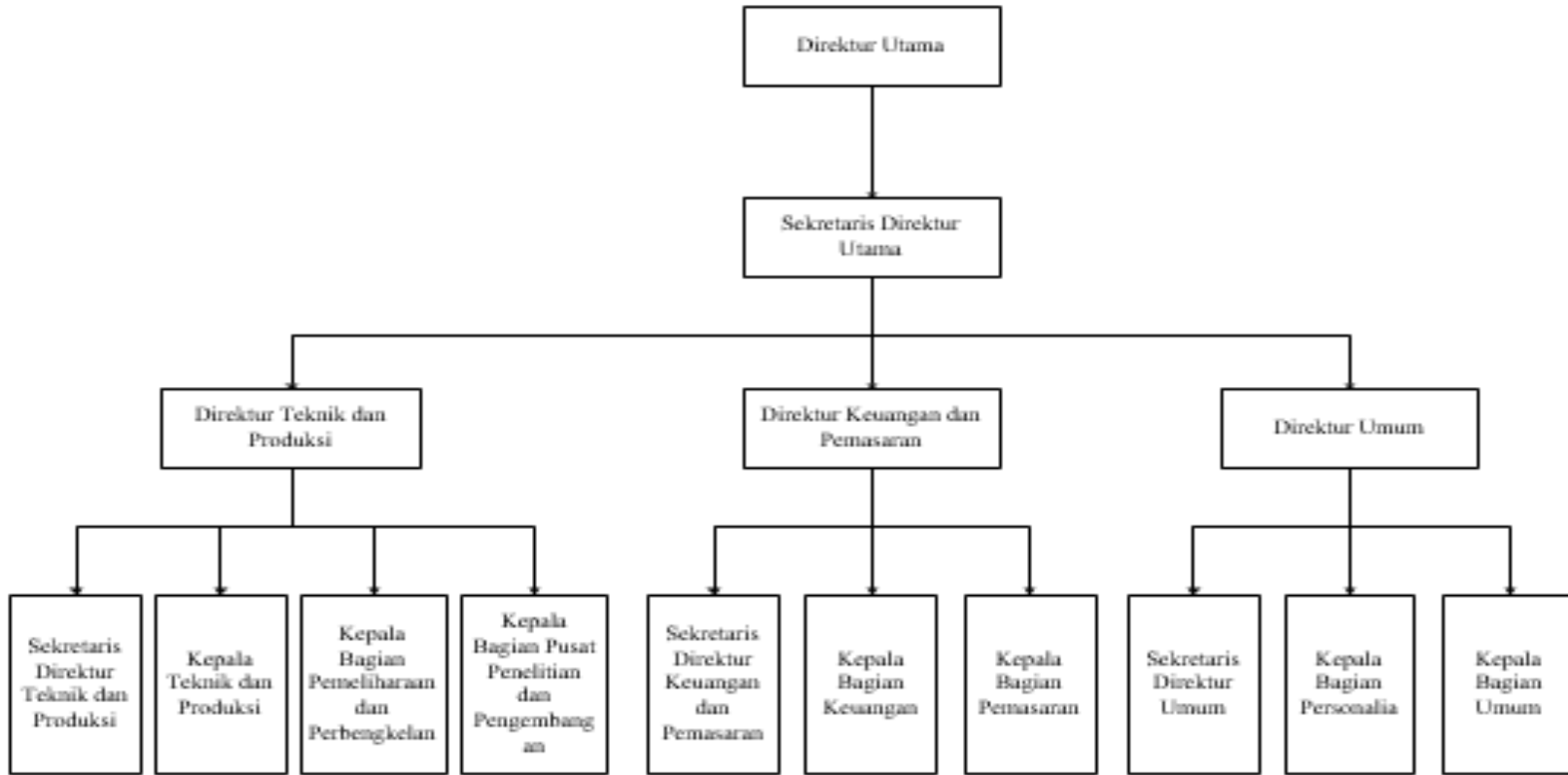
- e. Memungkinkan konsentrasi dan loyalitas tinggi terhadap perusahaan.
- f. Modal untuk pengoperasian sebagian berasal dari pemilik saham dan sebagian lagi berasal dari pinjaman bank.

4.7. 2 Struktur Organisasi

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 atau mengangkat seorang Direktur Utama yang bertanggung jawab langsung kepada Dewan Komisaris.

Dalam melaksanakan tugasnya, Direktur Utama dibantu oleh tiga orang Direktur, 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 membawahi :
 - a. Bagian Keuangan dan Pemasaran
 - b. Bagian Personalia dan Umum
3. Direktur Umum, membawahi :
 - a. Bagian Umum
 - b. Bagian Personalia



Gambar 4. 6 Struktur Organisasi Perusahaan

4.7.3 Tugas dan Wewenang

4.7.3.1 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. Tugas dari Dewan Komisaris adalah sebagai berikut :

- 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).

4.7.3.2 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 tanggung jawab kepada Dewan Komisaris dan seluruh pemegang saham.

Beberapa wewenang yang dimiliki oleh seorang Direktur Utama adalah sebagai berikut :

- 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.

4.7.3. 3 Direktur Teknik dan Produksi

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

1. Bagian Teknik dan Produksi

Kepala bagian ini mempunyai wewenang untuk :

- a. Melaksanakan operasi selama proses berlangsung.
- b. Mengawasi persediaan bahan baku dan penyimpangan hasil produksi serta transportasi produk.
- c. Bertanggung jawab atas kelancaran fungsional dan utilitas.

2. Bagian Teknik Pemeliharaan dan Perbengkelan

Kepala bagian ini mempunyai wewenang untuk :

- 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

4.7.3. 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 :

1. Bagian Keuangan

Tugas dan wewenang bagian ini adalah :

- a. Mengatur dan mengawasi setiap pengeluaran bagi penyediaan bahan baku dan pemasukan hasil penjualan produk
- b. Mengatur dan menyerahkan gaji karyawan
- c. Mengatur dan merencanakan anggaran belanja

2. Bagian Pemasaran

Tugas dan wewenang bagian ini adalah :

- a. Menentukan daerah pemasaran
- b. Menetapkan harga jual produk dan mempromosikan hasil produksi
- c. Meningkatkan hubungan kerjasama dengan perusahaan lain
- d. Bertanggung jawab atas kelancaraan transportasi bahan baku dan hasil produksi

3. Direktur Umum

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

1. Bagian Personalia

Tugas dan wewenang bagian ini adalah :

- 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

2. Bagian Umum

Tugas dan wewenang bagian ini adalah :

- 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

3. Kepala Bagian

Kepala Bagian adalah seseorang yang memimpin setiap departemen yang dibawahi 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 pertanggung-jawaban kepada pimpinan atas tugas-tugas yang diberikan setelah menerima dan memerikan tugas yang telah dilakukan oleh bawahannya.
- c. Mengawasi pelaksanaan dari rencana yang dibuat oleh pimpinan dan memberikan saran yang berhubungan dengan pelaksanaan tugas tersebut.

4. Kepala Seksi

Kepala Seksi mempunyai tugas dan wewenang sebagai berikut :

- a. Bertanggung jawab 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 tanggung jawabnya.
- c. Menciptakan suasana kerja yang baik dan menjamin keselamatan kerja para karyawan.

5. Operator/Karyawan

Operator/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 tanggung jawab operator.

4.7. 4 Sistem Kerja

Pabrik pembuatan Monomer Styrene berkapasitas 250.000 ton/tahun beroperasi selama 330 hari dalam satu tahun dan 24 jam dalam sehari. Untuk menjaga kelancaraan proses produksi serta mekanisme administrasi dan pemasaran, maka waktu kerja diatur dengan *daily* dan *shift*.

4.7.4. 1 Waktu Kerja Karyawan Daily

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

4.7.4. 2 Waktu Kerja Karyawan Shift

Kegiatan perusahaan yang dijalani oleh pekerja staf adalah selama 8 jam per hari. Pembagian *shift* 3 kali per hari yang bergantian secara periodik dengan perulangan dalam 8 hari. Jumlah tim dalam pekerja nonstaf adalah 4 tim (A, B, C, dan D) dengan 3 tim bekerja secara bergantian dalam 1 hari sedangkan 1 tim lainnya libur. Penjadwalan dalam 1 hari kerja per periode (31 hari) adalah sebagai berikut :

- a. *Shift* I (Pagi) : Pukul 07.00 – 15.00 WIB
- b. *Shift* II (Sore) : Pukul 15.00 – 23.00 WIB

- c. *Shift III (Malam)* : Pukul 23.00 – 07.00 WIB
- d. *Shift IV (Libur)*

Adapun hari libur diatur sebagai berikut:

- a. *Shift I* : 5 hari kerja, 2 hari libur
- b. *Shift II* : 5 hari kerja, 2 hari libur
- c. *Shift III* : 5 hari kerja, 2 hari libur

Pembagian Jam kerja Pekerja *shift*, sebagai asumsi terdapat 31 hari.

Tabel 4. 50 Jadwal Pembagian *Shift*

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

Lanjutan Tabel 4. 50 Jadwal Pembagian *Shift*

14	I	III	II	
15		III	II	I
16		III	II	I
17	III		II	I
18	III		II	I
19	III	II		I
20	III	II	I	
21	III	II	I	
22		II	I	III
23		II	I	III
24	II		I	III
25	II	I		III
26	II	I		III
27	II	I	III	
28	II	I	III	
29		I	III	II
30	I		III	II
31	I		III	II

Pembagian jadwal shift untuk pekerja non staff dapat dilihat Tabel 4.50 dimana pergantian antara shift dilakukan berdasarkan standar prosedur operasional yang diberlakukan oleh pihak perusahaan.

4.7. 5 Penggolongan Jabatan dan Keahlian

Masing-masing jabatan dalam struktur organisasi diisi oleh orang-orang dengan spesifikasi pendidikan yang sesuai dengan jabatan dan tanggung jawab. Jenjang pendidikan karyawan yang diperlukan berkisar dari Sarjana S-1 sampai lulusan SMP. Perinciannya sebagai berikut:

Tabel 4. 51 Jabatan dan Keahlian

Jabatan	Pendidikan
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
Cleaning Service	SLTP
Satpam	SLTA

4. 8 Evaluasi Ekonomi

Dalam pra rancangan pabrik diperlukan analisa ekonomi untuk mendapatkan perkiraan (*estimation*) 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:

- a. *Return On Investment*
- b. *Pay Out Time*
- c. *Discounted Cash Flow*
- d. *Break Even Point*
- e. *Shut Down Point*

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

- a. Penentuan modal industri (*Total Capital Investment*)

Meliputi :

- 1) Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
- 2) Modal kerja (*Working Capital Investment*)

- b. Penentuan biaya produksi total (*Total Production Cos*)

Meliputi :

- 1) Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
 - 2) Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)
- c. Pendapatan modal

Untuk mengetahui titik impas, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap :

- 1) Biaya tetap (*Fixed Cost*)
- 2) Biaya variabel (*Variable Cost*)
- 3) 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 *Styrene* beroperasi selama satu tahun produksi yaitu 330 hari, dan tahun evaluasi pada tahun 2028. Di dalam analisa ekonomi harga–harga alat maupun harga–harga lain diperhitungkan pada tahun analisa. Untuk mencari harga pada tahun analisa, maka dicari index pada tahun analisa.

4.8. 2 Dasar Perhitungan

Kapasitas produksi <i>Styrene</i>	=	250000 ton/tahun
Satu tahun operasi	=	330 hari
Umur pabrik	=	11 tahun

Pabrik didirikan pada tahun	=	2028
Kurs mata uang	=	1 US\$ = Rp 15,000,-
Harga bahan baku (<i>Ethylbenzene</i>)	=	Rp 3.362.083.262.051,- /tahun
Harga bahan baku (Fe_2O_3)	=	Rp 280.034.837,- /tahun
Harga jual <i>styrene</i>	=	Rp 5.662.500.000.000,- /tahun
Harga jual <i>toluene</i>	=	Rp 208.136.597.938,- /tahun
Harga jual <i>benzene</i>	=	Rp 38.158.376.288,- /tahun

4.8. 3 Perhitungan Biaya

4.8.3. 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.

4.8.3. 2 Manufacturing Cost

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

Menurut Aries & Newton, 1955 *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.

4.8.3. 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. Beberapa cara yang digunakan untuk menyatakan kelayakan adalah:

4.8.4. 1 Percent Return On Investment

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

$$\text{ROI} = \frac{\text{Keuntungan}}{\text{Fixed Capital}} \times 100 \% \quad (4.1)$$

4.8.4. 2 Pay Out Time (POT)

Pay Out Time (POT) adalah :

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

$$\text{POT} = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{(\text{Keuntungan Tahunan} + \text{Depresiasi})} \quad (4.2)$$

4.8.4. 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 berapa biaya pengeluaran 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 dibawah BEP dan akan untung jika beroperasi diatas BEP.

$$\text{BEP} = \frac{(Fa + 0,3 Ra)}{(Sa - Va - 0,7 Ra)} \times 100 \% \quad (4.3)$$

Dalam hal ini:

Fa : *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi maksimum

Ra : *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum

Va : *Annual Variable Value* pada produksi maksimum

Sa : *Annual Sales Value* pada produksi maksimum

4.8.4. 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 bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan *profit*).

- b. Persen kapasitas minimal suatu pabrik dapat mancapai kapasitas produk yang diharapkan dalam setahun. Apabila tidak mampu mencapai persen minimal kapasitas tersebut dalam satu tahun maka pabrik harus berhenti beroperasi atau tutup.
- c. Level produksi di mana biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *Fixed Cost*.
- d. Merupakan titik produksi dimana pabrik mengalami kebangkrutan sehingga pabrik harus berhenti atau tutup.

$$SDP = \frac{(0,3 Ra)}{(Sa - Va - 0,7 Ra)} \times 100 \% \quad (4.4)$$

4.8.4. 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.

Persamaan untuk menentukan DCFR :

$$(FCI+WC)(1+i)^N = \sum_{n=0}^{n=N-1} C_k(1+i)^N + WC + SV \quad (4.5)$$

Dimana:

FC : *Fixed capital*

WC : *Working capital*

SV : *Salvage value*

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

n : Umur pabrik = 11 tahun

i : Nilai DCFR

4.8. 5 Hasil Perhitungan

Perhitungan rencana pendirian pabrik styrene memerlukan rencana PPC, PC, MC, serta *General Expense*. Hasil rancangan masing–masing disajikan pada tabel sebagai berikut :

Tabel 4. 52 *Physical Plant Cost (PPC)*

No	<i>Type of Capital Investment</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Purchased Equipment cost</i>	Rp 89.503.050.609	\$ 5.966.870
2	<i>Delivered Equipment Cost</i>	Rp 22.375.762.652	\$ 1.491.718
3	Instalasi cost	Rp 13.454.098.568	\$ 896.940
4	Pemipaan	Rp 48.029.127.018	\$ 3.201.942
5	Instrumentasi	Rp 22.157.375.209	\$ 1.477.158
6	Insulasi	Rp 3.248.960.737	\$ 216.597
7	Listrik	Rp 8.950.305.061	\$ 596.687
8	Bangunan	Rp 23.088.719.697	\$ 1.539.248
9	<i>Land & Yard Improvement</i>	Rp 184.709.757.572	\$ 12.313.984

Lanjutan Tabel 4. 52 *Physical Plant Cost (PPC)*

<i>Physical Plant Cost (PPC)</i>	Rp 415.517.157.123	\$ 27.701.144
---	---------------------------	----------------------

Tabel 4. 53 *Direct Plant Cost (DPC)*

No	<i>Type of Capital Investment</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Teknik dan Konstruksi	Rp 83.103.431.425	\$ 5.540.229
<i>Total (DPC + PPC)</i>		Rp 498.620.588.547	\$ 33.241.373

Tabel 4. 54 *Fixed Capital Investment (FCI)*

No	<i>Type of Capital Investment</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Total DPC + PPC	Rp 498.620.588.547	\$ 33.241.373
2	Kontraktor	Rp 19.944.823.542	\$ 1.329.655
3	Biaya tak terduga	Rp 49.862.058.855	\$ 3.324.137
<i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>		Rp 568.427.470.944	\$ 37.895.165

Tabel 4. 55 *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material</i>	Rp 3.362.363.296.888	\$ 224.157.553
2	<i>Labor</i>	Rp 1.101.500.000	\$ 73.433
3	<i>Supervision</i>	Rp 110.150.000	\$ 7.343
4	<i>Maintenance</i>	Rp 11.368.549.419	\$ 757.903
5	<i>Plant Supplies</i>	Rp 1.705.282.413	\$ 113.685
6	<i>Royalty and Patents</i>	Rp 59.087.949.742	\$ 3.939.197

Lanjutan Tabel 4. 55 *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

7	<i>Utilities</i>	Rp 1.095.147.892.108	\$ 73.009.859
<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>		Rp 4.530.884.620.570	\$ 302.058.975

Tabel 4. 56 *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Payroll Overhead</i>	Rp 165.225.000	\$ 11.015
2	<i>Laboratory</i>	Rp 110.150.000	\$ 7.343
3	<i>Plant Overhead</i>	Rp 550.750.000	\$ 36.717
4	<i>Packaging and Shipping</i>	Rp 295.439.748.711	\$ 19.695.983
<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>		Rp 296.265.873.711	\$ 19.751.058

Tabel 4. 57 *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Depreciation</i>	Rp 45.474.197.676	\$ 3.031.613
2	<i>Propertu taxes</i>	Rp 5.684.274.709	\$ 378.952
3	<i>Insurance</i>	Rp 5.684.274.709	\$ 378.952
<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>		Rp 56.842.747.094	\$ 3.789.516

Tabel 4. 58 *Total Manufacturing Cost (MC)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	Rp 4.530.884.620.570	\$ 302.058.975
2	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	Rp 296.265.873.711	\$ 19.751.058
3	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	Rp 56.842.747.094	\$ 3.789.516
<i>Manufacturing Cost (MC)</i>		Rp 4.883.993.241.375	\$ 325.599.549

Tabel 4. 59 *Working Capital (WC)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	Rp 305.669.390.626	\$ 20.377.959
2	<i>In Process Inventory</i>	Rp 221.999.692.790	\$ 14.799.980
3	<i>Product Inventory</i>	Rp 443.999.385.580	\$ 29.599.959
4	<i>Extended Credit</i>	Rp 537.163.179.475	\$ 35.810.879
5	<i>Available Cash</i>	Rp 443.999.385.580	\$ 29.599.959
<i>Working Capital (WC)</i>		Rp 1.952.831.034.050	\$ 130.188.736

Tabel 4. 60 *General Expense (GE)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Administration</i>	Rp 146.519.797.241	\$ 9.767.986
2	<i>Sales expense</i>	Rp 244.199.662.069	\$ 16.279.977
3	<i>Research</i>	Rp 170.939.763.448	\$ 11.395.984

Lanjutan Tabel 4. 60 *General Expense (GE)*

4	<i>Finance</i>	Rp 100.850.340.200	\$ 6.723.356
<i>General Expense (GE)</i>		Rp 662.509.562.958	\$ 44.167.304

Tabel 4. 61 Total Biaya Produksi

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	Rp 4.883.993.241.375	\$ 325.599.549
2	<i>General Expense (GE)</i>	Rp 662.509.562.958	\$ 44.167.304
<i>Total Production Cost (TPC)</i>		Rp 5.546.502.804.333	\$ 369.766.854

Tabel 4. 62 *Fixed Capital (Fa)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Depreciation</i>	Rp 45.474.197.676	\$ 3.031.613
2	<i>Property taxes</i>	Rp 5.684.274.709	\$ 378.952
3	<i>Insurance</i>	Rp 5.684.274.709	\$ 378.952
<i>Fixed Cost (Fa)</i>		Rp 56.842.747.094	\$ 3.789.516

Tabel 4. 63 *Variable Cost (Va)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw material</i>	Rp 3.362.363.296.888	\$ 224.157.553
2	<i>Packaging & shipping</i>	Rp 295.439.748.711	\$ 19.695.983
3	<i>Utilities</i>	Rp 1.095.147.892.108	\$ 73.009.859
4	<i>Royalties and Patents</i>	Rp 59.087.949.742	\$ 3.939.197

Lanjutan Tabel 4. 63 *Variable Cost (Va)*

<i>Variable Cost (Va)</i>	Rp 4.812.038.887.449	\$ 320.802.592
----------------------------------	-----------------------------	-----------------------

Tabel 4. 64 *Regulated Cost (Ra)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Labor cost</i>	Rp 1.101.500.000	\$ 73.433
2	<i>Plant overhead</i>	Rp 550.750.000	\$ 36.717
3	<i>Payroll overhead</i>	Rp 165.225.000	\$ 11.015
4	<i>Supervision</i>	Rp 110.150.000	\$ 7.343
5	<i>Laboratory</i>	Rp 110.150.000	\$ 7.343
6	<i>Administration</i>	Rp 146.519.797.241	\$ 9.767.986
7	<i>Finance</i>	Rp 100.850.340.200	\$ 6.723.356
8	<i>Sales expense</i>	Rp 244.199.662.069	\$ 16.279.977
9	<i>Research</i>	Rp 170.939.763.448	\$ 11.395.984
10	<i>Maintenance</i>	Rp 11.368.549.419	\$ 757.903
11	<i>Plant supplies</i>	Rp 1.705.282.413	\$ 113.685
<i>Regulated Cost (Ra)</i>		Rp 677.621.169.790	\$ 45.174.745

4.8. 6 Analisa Keuntungan

Harga jual produk *styrene* = Rp 1510/kg

Harga jual produk *benzene* = Rp 1100/kg

Harga jual produk *toluene* = Rp 3000/kg

<i>Annual Sales</i> (Sa)	= Rp 5.908.794.974.226
<i>Total Cost</i>	= Rp 5.546.502.804.333
Keuntungan sebelum pajak	= Rp 362.292.169.894
Pajak Pendapatan	= 50%
Keuntungan setelah pajak	= Rp 181.146.084.947

4.8. 7 Hasil Kelayakan Ekonomi

4.8.7. 1 *Percent Return On Investment (ROI)*

$$ROI = \frac{Keuntungan}{Fixed\ Capital} \times 100\% \quad (4.6)$$

$$ROI\ \text{sebelum pajak} = 63,74\%$$

$$ROI\ \text{sesudah pajak} = 31,87\%$$

4.8.7. 2 *Pay Out Time (POT)*

$$POT = \frac{Fixed\ Capital\ Investment}{(Keuntungan\ Tahunan + Depresiasi)} \quad (4.7)$$

$$POT\ \text{sebelum pajak} = 1,4\ \text{tahun}$$

$$POT\ \text{sesudah pajak} = 2,5\ \text{tahun}$$

4.8.7. 3 *Break Even Point (BEP)*

$$BEP = \frac{(Fa + 0,3 Ra)}{(Sa - Va - 0,7 Ra)} \times 100\% \quad (4.8)$$

$$BEP = 41,79\%$$

4.8.7. 4 *Shut Down Point (SDP)*

$$SDP = \frac{(0,3 Ra)}{(Sa - Va - 0,7 Ra)} \times 100 \% \quad (4.9)$$

$$SDP = 32,66\%$$

4.8.7. 5 *Discounted Cash Flow Rate (DCFR)*

Umur pabrik = 11 tahun

Fixed Capital Investment = Rp 568.427.470.944

Working Capital = Rp 1.952.831.034.050

Salvage Value (SV) = Rp 45.474.197.676

Annual Cash Flow (Ck) = *Annual profit + depresiasi + finance*

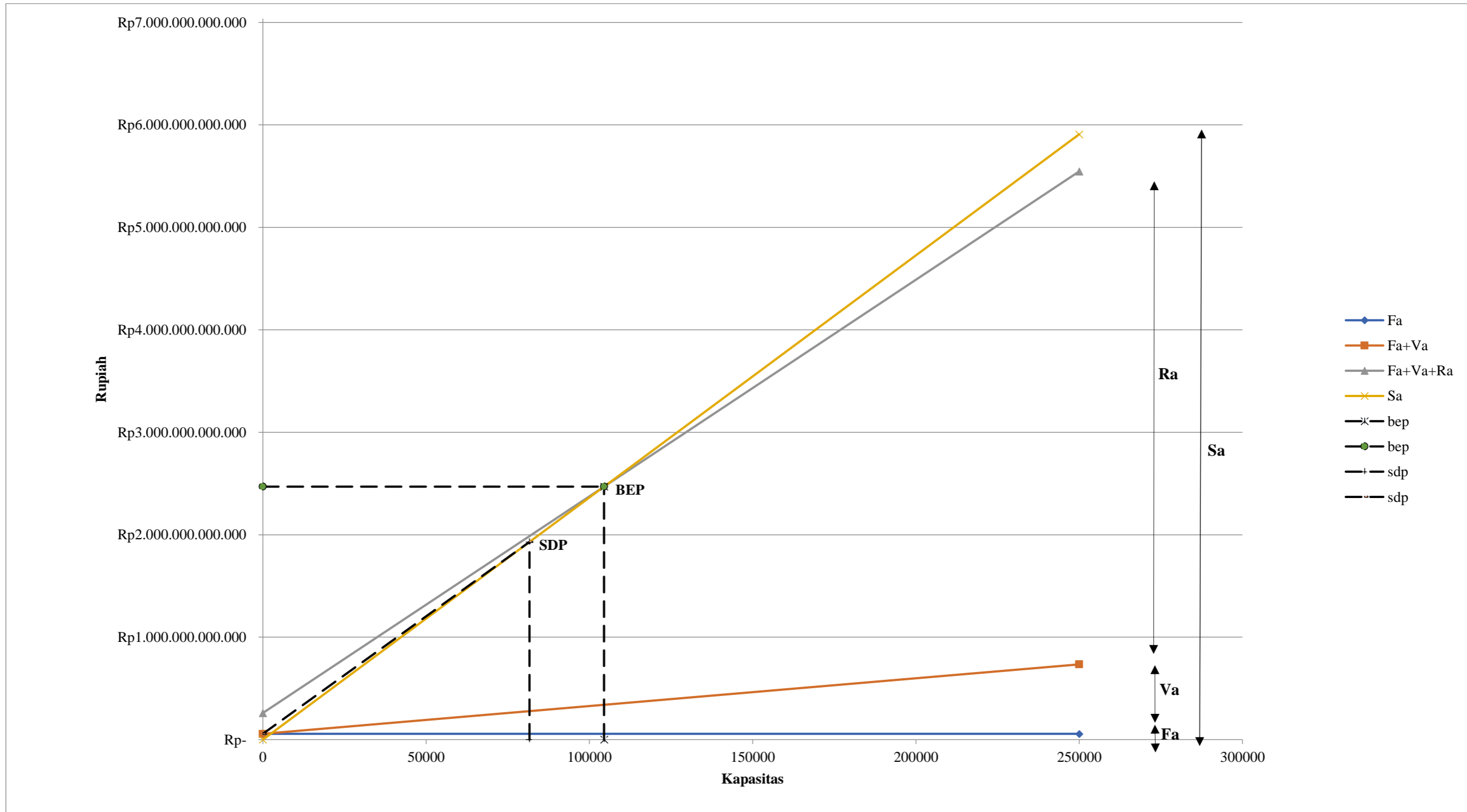
Ck = Rp 281.999.456.760

Discounted cash flow dihitung secara *trial & error*

$$(FCI+WC)(1+i)^N = \sum_{n=0}^{n=N-1} Ck(1+i)^N + WC + SV \quad (4.10)$$

$$R = S$$

Dengan *trial & error* diperoleh nilai $i = 11,33\%$



Gambar 4.7 Grafik SDP dan BEP

BAB V

PENUTUP

5.1 Kesimpulan

Pabrik *Styrene Monomer* dari Dehidrogenasi *Ethylbenzene* dengan kapasitas 250000 ton/tahun dapat digolongkan sebagai pabrik beresiko tinggi karena:

1. Berdasarkan tinjauan proses, kondisi operasi, sifat-sifat bahan baku dan produk, serta lokasi pabrik, maka pabrik *styrene monomer* dari dehidrogenasi *ethylbenzene* ini tergolong pabrik beresiko tinggi.
2. Berdasarkan hasil analisis ekonomi adalah sebagai berikut:
 - a. Keuntungan yang diperoleh:
Keuntungan sebelum pajak Rp 362 Milyar/tahun, dan keuntungan setelah pajak (30%) sebesar Rp 181 Milyar/tahun.
 - b. *Return On Investment*
Presentase ROI sebelum pajak sebesar 63,74%, dan ROI setelah pajak sebesar 31,87%. Syarat ROI setelah pajak untuk pabrik kimia dengan resiko tinggi minimum adalah 44% (Aries & Newton, 1955).
 - c. *Pay Out Time*
POT sebelum pajak selama 1,4 tahun dan POT setelah pajak selama 2,5 tahun. Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko tinggi maksimal adalah 2 tahun (Aries & Newton, 1955).

- d. *Break Event Point* (BEP) pada 41,79%, dan *Shut Down Point* (SDP) pada 32,66%. BEP untuk pabrik kimia pada umumnya adalah 40–60%.
- e. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) sebesar 11,33%. Suku bunga pinjaman di bank adalah 9,95% dari Bank BNI pada tanggal 30 Juni 2018. Syarat minimum DCFR adalah diatas suku bunga pinjaman bank.

Dari hasil analisis ekonomi di atas dapat disimpulkan bahwa pabrik *styrene* dari dehidrogenasi *ethylbenzene* dengan kapasitas 250.000 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 *styrene* 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
- Badan Pusat Statistik, “Statistik Industri Manufaktur 2014”, www.bps.go.id, 2014
- Elvers, B., 2002, “Ullmann’s *Encyclopedia Of Industrial Chemistry*”, Wiley-VCH Verlag GmbH & Co.
- Kirk, R.E., and Othmer, D.F., 1981, “*Encyclopedia of Chemical Engineering Technology*”, New York: Jhon Wiley and Sons Inc.
- Vilbrandt, F. C. and Dryden, C. E., 1959 “*Chemical Engineering Plant Design Fourth Edition*”
- Yaws, C.L., 1999 “*Chemical Properties Handbook*”, Mc Graw Hill Handbook Co., Inc., New York
- Chemical Market Associates, Inc 2008*
- Suku Bunga Dasar Bank BNI: <http://www.bni.co.id/id-id/beranda/sukubungadasarkredit> diakses 6 September 2018
- Harga *Ethylbenzene* Terbaru: https://www.alibaba.com/product-detail/Methyl-acetate-sicl4-chlorine-ethyl-benzene_60404361107.html?spm=a2700.7724857.normalList.10.50935de2MAmjxz diakses 6 September 2018
- Harga Fe_2O_3 Terbaru: https://www.alibaba.com/product-detail/Plastic-colorant-pigment-carbon-black-n330_60682450974.html?spm=a2700.7724857.normalList.2.5b191eb5kynAwL&s=p diakses 6 September 2018

Harga *Styrene Monomer* Terbaru: https://www.alibaba.com/product-detail/99-99-Ethenylbenzene-Styrene-styrene-monomer_60724462554.html?spm=a2700.7724857.normalList.14.1ad38e0aYioO
[Kx](#) diakses 6 September 2018

Harga *Toluene* Terbaru: https://www.alibaba.com/product-detail/tdi-80-20-toluene-diisocyanate-chemical_60759933912.html?spm=a2700.7724857.normalList.6.2f227326HNVK
[Ho&s=p](#) diakses 6 September 2018

Harga *Benzene* Terbaru: https://www.alibaba.com/product-detail/Benzene-Benzene-CAS-NO-71-43_60725504060.html diakses 6 September 2018

<http://matche.com/> diakses 5 September 2018

<https://www.barito-pacific.com/our-business/page/pt-styrindo-mono-indonesia>
diakses 26 Maret 2018

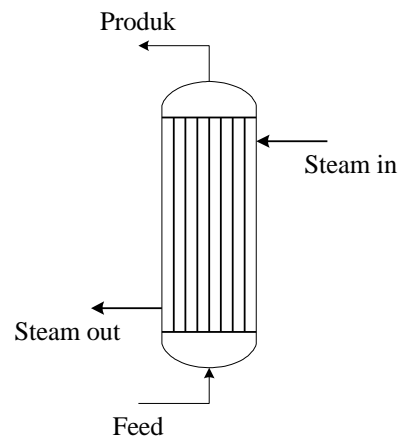
www.chandra-asri.com/ diakses 26 Maret 2018

trademap.org, 2017 diakses 26 Maret 2018

LAMPIRAN A
PERHITUNGAN DETAIL ALAT

REAKTOR

- Fungsi : Tempat terjadinya pembentukan *styrene* melalui reaksi dehidrogenasi Etilbenzene
- Tipe : *Multitubular Fixed Bed Reactor*
- Operasi : Kontinyu
- Gambar :



Gambar A. 1 Ilustrasi Reaktor

Kondisi Operasi

Temperatur, T = 625 °C

Tekanan, P = 1,4 atm

Konversi C_8H_{10} = 90 %

Laju alir massa, W = 43207,968 kg/jam

BM rata-rata = 105,776 kg/kmol

Percepatan gravitasi, $g = 9,8 \text{ m/s}^2$

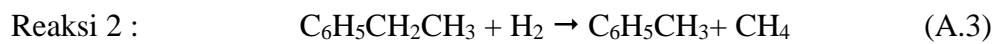
Densitas campuran, $\rho = 2,017 \text{ kg/m}^3$

Viskositas campuran, $\mu = 1,97\text{E-}02 \text{ mNs/m}^2$ ($1,97\text{E-}05 \text{ kg/m.s}$)

Reaksi



Reaksi Samping :



Data Katalis

Nama katalis = Fe_2O_3

Porositas katalis, $\phi = 0,35$

Diameter katalis, $d_p = 4,7 \text{ mm}$

Densitas katalis, $\rho_k = 977 \text{ kg/m}^3$

Tortuosity katalis = 3,00

Penghitungan Desain Reaktor

1. Menentukan Laju Volumetrik Umpan

$$\begin{aligned} Q_f &= \frac{M_{fr}}{\rho} && \text{(A.4)} \\ &= \frac{43207,968 \text{ kg/jam}}{2,017 \text{ kg/m}^3} \\ &= 18220,429 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$= 5,061 \text{ m}^3/\text{s}$$

2. Menentukan Laju Reaksi Spesifik

$$SV = \text{Space Velocity} = 595 \text{ /jam} \quad (\text{US Pat.6031143A})$$

$$WHSV = 0,64$$

Menghitung Residence Time(t) :

$$SV = \frac{1}{t}$$

$$\text{maka : } t = 0,1008 \text{ menit} = 6,050 \text{ detik}$$

Menghitung Volume Reaktor, V_R :

$$t = \frac{V_R}{q} \quad (\text{persamaan 2.21 fogler})$$

$$\text{maka ; } V_R = 5,061 \text{ m}^3/\text{s} \times 6,050 \text{ s}$$

$$V_R = 30,623 \text{ m}^3$$

Dengan Mempertimbangkan Faktor Keamanan maka reaktor tersebut didesain 20% lebih besar dari volume :

$$\begin{aligned} V_R &= (1 + 0,2) \times 30,623 \text{ m}^3 \\ &= 36,747 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Menghitung Berat Katalis :

$$V_T = V_k + V_g \quad (\text{A.5})$$

$$\frac{V_T}{V_k} = 1 + \frac{V_g}{V_k} \quad (\text{A.6})$$

$$\frac{V_T}{V_k} = 1 + \frac{V_g}{(V_T - V_g)} \quad (\text{A.7})$$

$$\frac{V_T}{V_k} = 1 + \frac{1}{(1 - \theta)} \quad (\text{A.8})$$

$$V_k = (1 - \theta)V_T \quad (\text{A.9})$$

$$V_k = 23,886 \text{ m}^3$$

Dengan ρ katalis = 977 kg/m³

Maka Massa Katalis, $m_k = 23336,236 \text{ kg}$

Pada contoh buku fogler hal 150 (Isothermal Design Tubular Reaktor)

$$V_R = F_{A0} \int_0^x \frac{dx}{-r_A} \quad (\text{A.10})$$

Menghitung Konsentrasi EB (komponen A) :

$$C_{A0} = \frac{Y_{A0} \times P_o}{R T} \quad (\text{A.11})$$

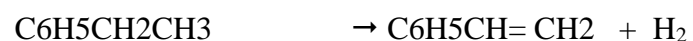
Dimana $Y_{A0} = 0,847$

Maka :

$$C_{A0} = \frac{0,847 \times 1,4}{0,082 \times 898,15} = 0,016 \text{ mol/dm}^3 = 0,016 \text{ kmol/m}^3$$

$$F_{A0} = C_{A0} \times q = 0,082 \text{ kmol/s}$$

Reaksi 1 : konversi Reaksi 1 (X_a) = 87,3%%



$$\text{C}_6\text{H}_5\text{CH}_2\text{CH}_3 \text{ mula-mula} = C_{A0} = 0,016$$

$$\text{C}_6\text{H}_5\text{CH}_2\text{CH}_3 \text{ sisa} = C_{A0} (1 - x) = 0,002$$

$$\text{H}_2 = C_{A0} X = 0,014$$

$$\text{C}_6\text{H}_5\text{CH}=\text{CH}_2 = C_{A0} X = 0,014$$

$$C_A = \frac{F_A}{V} = \frac{F_{A0} (1-x)}{V_0 (1+\varepsilon X)} = C_{A0} \frac{(1-x)}{(1+\varepsilon X)} \quad (\text{A.11})$$

$$V = \frac{F_{A0}}{C_{A0}} = \int \frac{(1+\varepsilon X) dx}{k(1-x)} = F_{A0} \frac{(1+\varepsilon X)}{k(1-x)}$$

Fogler : 151

Setelah diintegrasikan diperoleh :

$$V = \frac{F_{A0}}{kC_{A0}} = \int \frac{(1+\varepsilon X) dx}{(1-x)} = \frac{F_{A0}}{kC_{A0}} \left[(1+\varepsilon) \ln(1/(1-x)) - \varepsilon x \right] \quad (\text{A.12})$$

Dimana :

$$F_{A0} = 0,081 \text{ kmol/s}$$

$$V = 36,747 \text{ m}^3$$

$$X = 0,87$$

$$C_{A0} = 0,016 \text{ kmol/m}^3$$

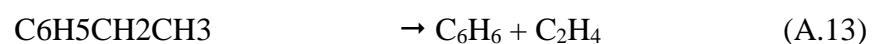
$$\varepsilon = Y_{A0} X \delta = 0,122 (1 + 1 - 1)$$

$$= 0,847$$

Mensubstitusikan Nilai-nilai diatas kedalam persamaan (1) :

$$k = 0,423$$

Reaksi 2 : konversi (X_B)= 0,9%



$$\text{C}_6\text{H}_5\text{CH}_2\text{CH}_3 \text{ mula -mula} = C_{A0} (1 - X_A) = 0,002$$

$$\text{C}_6\text{H}_5\text{CH}_2\text{CH}_3 \quad \text{sisal} = \text{C}_{\text{Ao}} (1 - \text{X}_\text{A}) (1 - \text{X}_\text{B}) = 0,002$$

$$\text{C}_\text{A} = \frac{F_\text{A}}{V} = \frac{F_{\text{Ao}} (1 - x)}{V_0 (1 + \varepsilon X)} = C_{\text{Ao}} \frac{(1 - x)}{(1 + \varepsilon X)} \quad (\text{A.14})$$

$$V = \frac{F_{\text{Ao}}}{C_{\text{Ao}}} = \int \frac{(1 + \varepsilon X) dx}{k (1 - x_\text{A})(1 - x_\text{B})} = F_{\text{Ao}} \frac{(1 + \varepsilon X)}{k (1 - x_\text{A})(1 - x_\text{B})} \quad (\text{A.15})$$

Fogler : 151

Setelah diintegrasikan diperoleh :

$$V = \frac{F_{\text{Ao}}}{k C_{\text{Ao}}} = \int \frac{(1 + \varepsilon X) dx}{(1 - x)} = \frac{F_{\text{Ao}}}{k C_{\text{Ao}}} \left[(1 + \varepsilon) \ln (1/(1 - x_\text{A})(1 - x_\text{B})) - \varepsilon x_\text{A} x_\text{B} \right] \quad (\text{A.16})$$

Setelah Variabel-variabel yang diperlukan untuk menghitung nilai k terpenuhi maka nilai k dapat dihitung :

$$k = 0,527$$

Reaksi 3 : konversi (X_c) 1,8%



$$\text{C}_6\text{H}_5\text{CH}_2\text{CH}_3 \text{ mula-mula} = \text{C}_{\text{Ao}} (1 - \text{X}_\text{A}) (1 - \text{X}_\text{B}) = 0,002$$

$$\text{C}_6\text{H}_5\text{CH}_2\text{CH}_3 \text{ sisa} = \text{C}_{\text{Ao}} (1 - \text{X}_\text{A}) (1 - \text{X}_\text{B}) (1 - \text{X}_\text{C}) = 0,002$$

$$\text{H}_2 \text{ mula-mula} = \text{C}_{\text{Ao}} \text{X}_\text{A} = 0,014$$

$$\text{H}_2 \text{ sisa} = \text{C}_{\text{Ao}} \text{X}_\text{A}(1 - \text{X}_\text{C}) = 0,014$$

$$-r_3 = kRT_0 \left[\frac{C_{\text{Ao}}(1 - \text{X}_\text{A})(1 - \text{X}_\text{B})(1 - \text{X}_\text{C})}{(1 + \varepsilon \text{X}_\text{C})} \frac{P}{P_0} \left[\frac{C_{\text{Ao}} \text{X}_\text{A}(1 - \text{X}_\text{C})}{(1 + \varepsilon \text{X}_\text{C})} \frac{P}{P_0} \right] \right]$$

$$\text{dimana : } k' = k P_{\text{Ao}} \text{X}_\text{A} (1 - \text{X}_\text{A})(1 - \text{X}_\text{B})$$

$$= k P_{\text{Ao}} 0,109$$

$$P_{Ao} = 0,847 \times 1,4 \text{ atm} = 1,186 \text{ atm}$$

Untuk $\varepsilon x < 1$, maka :

$$\frac{P}{P_o} = (1 - \alpha W)^{1/2}$$

maka :

$$F_{Ao} \frac{dx}{dW} = -r_3 = k' \left[(1 + \varepsilon) \tan^{-1} \left[\frac{(1 - Xc)}{(Xc)} \right] \right] = \frac{2}{3} [1 - (1 - \alpha W)^{3/2}] \quad (\text{A.17})$$

Mencari nilai α :

$$\alpha = \frac{2\beta}{Ac(1-\phi)\rho_c \cdot P_o} \quad (\text{A.18})$$

Menentukan Ukuran Tube

Rasio Diameter katalis terhadap diameter tube dengan harga minimal

$$0,15. \text{ dengan } \frac{dp}{dt} = 0,15, \text{ dimana } d_k = d_p = 4,7 \text{ mm}$$

maka diameter tube :

$$d_t = \frac{4,7m}{0,15} = 1,234 \text{ mm}$$

dipilih spesifikasi Tube berdasarkan tabel 11, buku kern :

$$\text{IPS} = 2,00 \text{ inch}$$

$$\text{Sch. No} = 40$$

$$L = 20 \text{ ft} = 6,096 \text{ m}$$

$$\text{OD} = 2,38 \text{ in} = 0,0604 \text{ m}$$

$$\text{Tube sheet} = 1,250 \text{ in (triangular pitch)}$$

$$\text{Flow area, a''} = 0,542 \text{ ft}^2$$

$$\text{Surface Area} = 0,274 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$\text{ID} = 2,067 \text{ in} = 0,052 \text{ m}$$

Cross Sectional area of tube , A_c :

$$A_c = \frac{\text{Volume Katalis}}{\text{Panjang Tube}} = \frac{23,886 \text{ m}^3}{6,096 \text{ m}} = 3,918 \text{ m}^2$$

Menghitung Superficial velocity, u

$$u^{0,67} = \frac{(2,344 \times 10^{-3} \times (1-\phi))^{0,67}}{d_p} \quad (\text{A.19})$$

$$= 2,757$$

$$u = 4,543 \text{ m/s}$$

$$\rho_{\text{camp}} = 2,017 \text{ kg/m}^3$$

$$G = u \times \rho_{\text{camp}}$$

$$G = 9,163 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

Menghitung β_o :

$$\beta_o = \frac{G(1-\phi)}{gc \cdot \rho_{\text{cam}} \cdot d_p} \left[\frac{150(1-\phi)\mu}{d_p} + 1,75G \right] \quad (\text{A.20})$$

$$\beta_o = 1,054 \text{ atm/m}$$

Menghitung α :

$$\alpha = \frac{2\beta}{Ac(1-\phi)\rho_c \cdot P_o}$$

$$\alpha = 0,293 / \text{kg katalis}$$

$$\frac{F_{Ao}}{k'} \left[(1 + \varepsilon) \tan^{-1} \left[\frac{(1 - Xc)}{(Xc)} \right] \right] = \frac{2}{3} \left[1 - (1 - \alpha w)^{3/2} \right] \quad (\text{A.21})$$

diketahui :

$$Xc = 0,02$$

$$F_{ao} = 0,082$$

$$\alpha = 0,293$$

$$W_k = 23336,24$$

Sehingga diperoleh nilai k' :

$$k' = 1,943\text{E-}06$$

$$k_3 = 1493\text{E-}05$$

3. Menentukan Difusifitas Etilbenzen dalam Campuran

- Difusifitas Etilbenzen dalam stirene

$$\begin{aligned} \sigma_{AB} &= \frac{(\sigma_A + \sigma_B)}{2} && (\text{Pers. 24-39 Welty}) \\ &= \frac{(6,253 + 6,197)}{2} \end{aligned}$$

$$= 6,225 \text{ \AA}$$

$$\frac{\varepsilon_{AB}}{k} = \sqrt{\left(\frac{\varepsilon_A}{k} \right) \left(\frac{\varepsilon_B}{k} \right)} \quad (\text{Pers. hal 434 Welty})$$

$$= \sqrt{475,167 \times 498,19}$$

$$= 498,19 \text{ K}$$

$$\frac{\varepsilon_{AB}}{kT} = \frac{49819\text{K}}{883\text{K}}$$

$$= 0,5509$$

$$\frac{kT}{\varepsilon_{AB}} = 1,815$$

$$\Omega_D = 1,212$$

Catatan : Harga σ_i , $\frac{\varepsilon_i}{k}$, dan Ω_D didapat dari appendix K, Welty.

Maka,

$$D_{AB} = \frac{0,001858T^{\frac{3}{2}} \left[\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B} \right]^{\frac{1}{2}}}{P \sigma_{AB}^2 \Omega_D} \quad (\text{Pers. 24-33 Welty})$$

$$D_{EB\text{-stiren}} = 0,1302 \text{ cm}^2/\text{s} = 1,302 \cdot 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$$

Analog dengan cara diatas didapat :

- Difusifitas EB dalam H₂

$$D_{EB\text{-H}_2} = 1,79 \text{ cm}^2/\text{s}$$

- Difusifitas Etilbenzen dalam Toluene

$$D_{EB\text{-Toluene}} = 0,155 \text{ cm}^2/\text{s}$$

- Difusifitas Etilbenzen dalam metana

$$D_{EB\text{-metana}} = 0,497 \text{ cm}^2/\text{s}$$

- Difusifitas Etilbenzen dalam Benzen

$$D_{EB\text{-benzen}} = 0,176 \text{ cm}^2/\text{s}$$

- Difusifitas Etilbenzen dalam Etilen

$$D_{EB\text{-etilen}} = 0,346 \text{ cm}^2/\text{s}$$

Difusifitas DME dalam campuran, D

Dengan menggunakan persamaan, $y_2' = \frac{y_2}{y_2 + y_3 + \dots + y_n}$ didapat :

$$D_{\text{DME-Mix}} = \frac{1}{y_2'/D_{1-2} + y_3'/D_{1-3} + \dots + y_n'/D_{1-n}} \quad (\text{Pers. 24-49 Welty})$$

$$= 4,5 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$$

4. Menghitung Luas Permukaan Terluar Partikel Solid per Satuan Volum

Gas

$$a = \frac{6x(1-\phi)}{d_p} \quad (\text{Pers. hal 713 Fogler})$$

$$= 829,787 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

5. Menghitung Global Rate, k_o

Menghitung Reynold Number, N_{Re}

$$N_{\text{Re}} = \frac{\rho x d_p x u}{\mu} \quad (\text{Pers. 11-31 Fogler})$$

$$= 2190,712$$

Menghitung Schmidt Number, Sc

$$Sc = \frac{\mu}{\rho x D} \quad (\text{Pers.28-2 Welty})$$

$$= 0,033$$

Menentukan k_c

$$K_c = 0,62 \times (N_{Re})^{0,5} \times (Sc)^{0,33} \times \frac{D}{d_p} \quad (\text{Pers. 11-49 Fogler})$$

$$= 0,0012$$

Menentukan j_D

$$j_D = \left(\frac{k_c}{u} \right) \times Sc^{2/3} \quad (\text{Pers. 30-1 Welty})$$

$$= 2,766E-05$$

$$k_g = \left(\frac{j_D \times G}{\rho} \right) \times \left(\frac{\rho \times D}{\mu} \right)^{2/3} \quad (\text{Syarifuddin Ismail, hal.181})$$

$$= 1,983E-05 \text{ m/s}$$

Menghitung luas permukaan external katalis

$$S_{\text{ext}} = \frac{6}{\rho_k \times d_p}$$

$$= 2,886E-05 \text{ m}^2/\text{kg}$$

Menentukan luas permukaan internal katalis

$$S_{\text{int}} = \frac{a}{\rho_k} \quad (\text{Pers. 11-55 Fogler})$$

$$= 0,849 \text{ m}^2/\text{kg}$$

Menghitung De

Dimana :

Constriction factor, $\sigma = 0,8$

Tortuosity, $\tau = 3,00$

$$De = \frac{D \times \phi \times \sigma}{\tau}$$

$$= 5,705E-08 \text{ m}^2/\text{s}$$

Menghitung Modulus Thiele

Dimana :

$$Ca_o = 0,016 \text{ kmol/m}^3$$

R = jari-jari katalis

$$\phi_{s2} = R \times \left(\frac{k \times S_{int} \times \rho_k \times Ca_o}{De} \right)^{0,5} \quad (\text{Pers. hal 618 Fogler})$$

$$= 0,160$$

Menghitung effectiveness factor

$$\eta = \left(\frac{3}{\phi_2^2} \right) \times \{ \phi_2 \coth(\phi_2 - 1) \} \quad (\text{Pers. 12.32 Fogler})$$

$$= -16,792$$

karena ϕ_2 sangat besar, maka persamaan diatas direduksi menjadi :

$$\eta = \left(\frac{3}{\phi_2} \right) \quad (\text{Pers. 12.33 Fogler})$$

$$= 18,728$$

Menghitung koefisien transfer massa pada permukaan internal katalis, k_s

$$N_{Re}' = \frac{u \times d_p}{(1 - \phi)D} \quad (\text{Pers. hal 633 Fogler})$$

$$= 53740,831$$

$$Sc = 0,033$$

$$Sh = 0,023 \times (N_{Re}')^{0,83} \times Sc^{0,33} \quad (\text{Pers. 30-18 Welty})$$

$$= 62,896$$

Maka,

$$k_s = \frac{(1 - \phi)}{\phi} \times \frac{D}{d_p} \times Sh \quad (\text{Fogler, hal. 633})$$

$$= 0,015 \text{ m/s}$$

Sehingga, didapatkan harga global rate, k_o

$$k_o = \frac{1}{1/k_g \cdot S_{ext}} + \frac{1}{1/k_s \cdot S_{int} \cdot \eta} + \frac{1}{1/k_{ads}} + \frac{1}{1/k} \quad (\text{Syarifuddin Ismail, hal. 187})$$

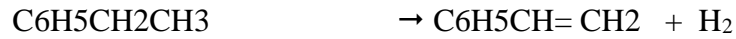
Pada penjelasan Patent No. 0052647 A1, dijelaskan bahwa reaksi yang terjadi pada reaktor tersebut menggunakan katalis dan merupakan reaksi yang sangat cepat, maka dengan persamaan diatas k_{ads} dan k akan menjadi sangat besar dan resistansinya menjadi sangat kecil sehingga dapat diabaikan. Akibatnya global rate akan ditentukan oleh koefisien transfer massa k_g dan k_s . Dengan demikian k_g dan k_s merupakan parameter transpor yang signifikan dan persamaan diatas akan direduksi menjadi :

$$k_o = \frac{1}{1/k_g \cdot S_{ext}} + \frac{1}{1/k_s \cdot S_{int} \cdot \eta}$$

$$= 0,242 \text{ m}^3/\text{kmol.s}$$

6. Menghitung Laju reaksi, r_T :

Reaksi 1 : konversi (X_A) 87,3%



$$\text{C}_6\text{H}_5\text{CH}_2\text{CH}_3 \text{ mula-mula} = C_{A0} = 0,016$$

$$\text{C}_6\text{H}_5\text{CH}_2\text{CH}_3 \text{ sisa} = C_{A0} (1 - x) = 0,002$$

$$-r_1 = k_1 C_{EB}$$

$$-r_1 = k_1 (C_{A0} (1 - x))$$

$$-r_1 = 8,657\text{E-}04$$

Reaksi 2 : konversi (X_B) 0,9%



$$\text{C}_6\text{H}_5\text{CH}_2\text{CH}_3 \text{ mula-mula} = C_{A0} (1 - X_A) = 0,002$$

$$\text{C}_6\text{H}_5\text{CH}_2\text{CH}_3 \text{ sisa} = C_{A0} (1 - X_A) (1 - X_B) = 0,002$$

$$-r_1 = k_1 C_{EB}$$

$$-r_1 = k_2 (C_{A0} (1 - X_A) (1 - X_B))$$

$$-r_1 = 1,066\text{E-}03$$

Reaksi 3 : konversi (X_C) 1,8%



$$\text{C}_6\text{H}_5\text{CH}_2\text{CH}_3 \text{ mula-mula} = C_{A0} (1 - X_A) (1 - X_B) = 0,002$$

$$\text{C}_6\text{H}_5\text{CH}_2\text{CH}_3 \text{ sisa} = C_{A0} (1 - X_A) (1 - X_B) (1 - X_C) = 0,002$$

$$\text{H}_2 \text{ mula-mula} = C_{A0} X_A = 0,014$$

$$\text{H}_2 \text{ sisa} = C_{A0} X_A (1 - X_C) = 0,014$$

$$-r_3 = k_3 C_{EB} C_{H_2}$$

$$-r_3 = k_3 (C_{A0} (1 - X_A) (1 - X_B) (1 - X_C))(C_{A0} X_A(1-X_C))$$

$$-r_3 = 4,094E-10$$

7. Menentukan Berat Katalis

$$V_T = V_k + V_g$$

$$\frac{V_T}{V_k} = 1 + \frac{V_g}{V_k}$$

$$\frac{V_T}{V_k} = 1 + \frac{V_g}{(V_T - V_g)}$$

$$\frac{V_T}{V_k} = 1 + \frac{1}{(1 - \theta)}$$

$$V_k = (1 - \theta)V_T$$

$$V_k = 23,886 \text{ m}^3$$

Dengan ρ katalis = 977 kg/m^3

Maka Massa Katalis, $m_k = 23336,236 \text{ kg}$

8. Menentukan Ukuran Tube

Rasio diameter katalis terhadap diameter tube dengan harga minimal 0,15

$$\frac{d_p}{d_t} = 0,15 \text{ inch, dimana } d_p = 4,7 \text{ mm} \quad (\text{Pers. hal 571 J.M. Smith})$$

$$d_t = 1,234 \text{ mm}$$

dipilih spesifikasi Tube berdasarkan tabel 11, buku kern :

$$\text{IPS} = 2,00 \text{ inch}$$

Sch. No	= 40
L	= 20 ft = 6,096 m
OD	= 2,38 in = 0,0604 m
Tube sheet	= 1,250 in (triangular pitch)
Flow area, a''	= 0,542 ft ² = 0,050 m ²
Surface Area	= 0,274 ft ² /ft
ID	= 2,067 in = 0,052 m

9. Menentukan Jumlah Tube Dalam Reaktor

Volume 1 tube, V_t

$$V_t = \frac{\pi}{4} ID^2 L_t \quad (\text{A.22})$$

$$= 0,013 \text{ m}^3$$

Jumlah tube yang dibutuhkan, N_t

$$N_t = \frac{V}{V_t} \quad (\text{A.23})$$

$$= \frac{36,747 \text{ m}^3}{0,013 \text{ m}^3}$$

$$= 2786 \text{ tube}$$

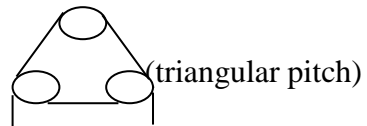
10. Diameter Shell Equivalent, D_s

Tube disusun secara triangular pitch dengan alasan :

- Susunan tube lebih kuat

- Lebih mudah dibersihkan
- Koefisien perpindahan panas lebih baik

Sehingga,



Menghitung Clearance, C' :

$$C' = 0,5 \times OD = 0,0302 \text{ m}$$

$$Pt = OD + C' = 0,0906 \text{ m}$$

Luas triangular pitch, A

$$\begin{aligned} A &= 0,5 Pt \times (Pt \sin 30^\circ) \\ &= 0,002 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Free area, A_f

$$\begin{aligned} A_f &= \{0,5 Pt \times (Pt \sin 60^\circ)\} - \left\{ \frac{\pi}{4} OD^2 \right\} \\ &= 0,00069 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Total free volum, V_f

$$\begin{aligned} V_f &= A_f \times N_t \times L_t && \text{(A.24)} \\ &= 11,745 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Volume Shell, V_s

$$\begin{aligned} V_s &= V + V_f \\ &= 48,492 \text{ m}^3 \end{aligned} \quad (\text{A.25})$$

Area Sheel, A_s

$$\begin{aligned} A_s &= \frac{V_s}{L_t} \\ &= 7,955 \text{ m}^2 \end{aligned} \quad (\text{A.26})$$

Diameter shell, D_s

$$\begin{aligned} D_s &= \left(\frac{4A_s}{\pi} \right)^{0,5} \\ &= 3,1833 \text{ m} \end{aligned} \quad (\text{A.27})$$

11. Tinggi Head Reaktor, H_s

Head berbentuk elipsoidal.

$$\begin{aligned} H_s &= 0,5 \times D_s \\ &= 1,592 \text{ m} \end{aligned} \quad (\text{A.28})$$

12. Tinggi Reaktor Total, H_R

$$\begin{aligned} H_R &= L_t + 2 H_s \\ &= 9,279 \text{ m} \end{aligned} \quad (\text{A.29})$$

13. Volume Head Reaktor, V_{HR}

$$V_{HR} = \frac{2\pi}{24} D_s^3 \quad (A.30)$$

$$= 8,441 \text{ m}^3$$

14. Volume Total Reaktor, V_R

$$V_R = V_t + V_{HR} \quad (A.31)$$

$$= 45,188 \text{ m}^3$$

15. Tebal Dinding Reaktor, t

$$t = \left[0,5D_s \left\{ \left(\frac{SE + P}{SE - P} \right)^{0,5} \right\} \right] - 0,5D_s + C \quad (A.32)$$

(Tabel. 4 Peter)

Dimana :

$$D_s = \text{diameter shell} = 3,1833 \text{ m}$$

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

$$S = \text{working stress available} = 68,045 \text{ atm}$$

$$E = \text{welding joint efficiency} = 0,85$$

$$C = \text{tebal korosi yang diperbolehkan} = 0,003175 \text{ m}$$

Maka, tebal dinding reaktor adalah ;

$$t = 0,036 \text{ m}$$

16. Outside Diameter Reaktor

$$OD = ID + 2t$$

$$= 3,255 \text{ m}$$

17. Koefisien Heat Transfer Tube, h_i Linear Velocity, u_t

$$G_t = \frac{W_t}{3600 \times a'' \times N_t} \quad (\text{A.33})$$

$$G_t = 0,086 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

$$u_t = \frac{G_t}{\rho} \quad (\text{A.34})$$

$$= \frac{0,086}{2,017}$$

$$= 0,042 \text{ m/s}$$

Bilangan Reynold, R_e

$$\text{Viskositas, } \mu = 1,966 \times 10^{-5} \text{ kg/m.s}$$

$$R_e = \frac{\rho \cdot u_t \cdot ID}{\mu} \quad (\text{A.35})$$

$$= \frac{2,017 \times 0,042 \times 0,053}{1,966 \times 10^{-5}}$$

$$= 228,517$$

Bilangan Prandtl, Pr

$$\text{Kapasitas panas, } C_p = 169,055 \text{ kJ/kg.}^\circ\text{C}$$

$$\text{Konduktivitas termal, } k_f = 0,122 \text{ W/m.}^\circ\text{C}$$

$$\begin{aligned} \text{Pr} &= \frac{C_p \cdot \mu}{k_f} & (\text{A.36}) \\ &= 0,027 \end{aligned}$$

Rasio Panjang Tube dan Inside Diameter, L/ID

$$\begin{aligned} \frac{L}{ID} &= \frac{6,096}{0,053} \\ &= 116,110 \end{aligned}$$

Dari gambar 12.23 Coulson didapat $j_h = 0,0013$

Maka, koefisien heat transfer-nya adalah :

$$\begin{aligned} h_i &= j_h \times R_e \times \text{Pr}^{0,33} \times \frac{k_f}{ID} & (\text{A.37}) \\ &= 0,0013 \times 228,517 \times 0,027^{0,33} \times \frac{0,122}{0,053} \\ &= 0,210 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C} \end{aligned}$$

18. Koefisien Heat Transfer Shell, h_o

Flux Massa Shell, G_s

$$\begin{aligned} G_s &= \frac{W_{air}}{A_s} & (\text{A.38}) \\ &= \frac{120.096,648 / 3600}{7,955} \\ &= 4,194 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s} \end{aligned}$$

Tube Pitch, P_t

Digunakan triangular pitch, maka :

$$\begin{aligned}
 P_t &= 1,25 \times OD & (A.39) \\
 &= 1,25 \times 3,255 \\
 &= 4,069 \text{ mm}
 \end{aligned}$$

Diameter Equivalent, D_e

$$\begin{aligned}
 D_e &= \frac{1,1}{OD} \times (P_t^2 - 0,917OD^2) \\
 (A.40) \\
 &= \frac{1,1}{3,255} \times (4,069^2 - 0,917 \cdot 3,255^2) \\
 &= 2,311 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Bilangan Reynold, Re

Viskositas, $\mu = 0,5635 \text{ mNs/m}^2$

$$\begin{aligned}
 Re &= \frac{G_s \cdot D_e}{\mu} & (A.41) \\
 &= \frac{4,194 \times 2,311}{1,97E-02 \times 10^{-3}} \\
 &= 493,070
 \end{aligned}$$

Bilangan Prandtl, Pr

Kapasitas panas, $C_p = 169,055 \text{ kJ/kg} \cdot ^\circ\text{C}$

Konduktivitas termal, $k_f = 0,122 \text{ W/m} \cdot ^\circ\text{C}$

$$\begin{aligned} \text{Pr} &= \frac{C_p \cdot \mu}{k_f} & (\text{A.42}) \\ &= 0,027 \end{aligned}$$

Dari gambar 12.23 Coulson didapat $j_h = 0,07$

Maka, koefisien heat transfer-nya adalah :

$$\begin{aligned} h_o &= j_h \times \text{Re} \times \text{Pr}^{0,33} \times \frac{k_f}{D_e} & (\text{A.43}) \\ &= 0,07 \times 493,070 \times 0,027^{0,33} \times \frac{0,122}{2,311} \\ &= 0,555 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C} \end{aligned}$$

19. Penentuan Pressure Drop

$$\begin{aligned} -\frac{dP}{dL} &= \frac{G}{\rho \cdot g_c \cdot d_p} \left(\frac{1-\phi}{\phi^3} \right) \left(\frac{150(1-\phi)\mu}{d_p} + 1,75G \right) & (\text{Pers. 4.22 Fogler}) \\ &= 15721,284 \text{ N/m}^3 \end{aligned}$$

Dimana :

$$L_o = 0 \text{ m}$$

$$L = 6,096 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} P_{in} - P_{out} &= 15721,284 \text{ N/m}^3 (6,096 - 0) \text{ m} \\ &= 0,155 \text{ atm} \end{aligned}$$

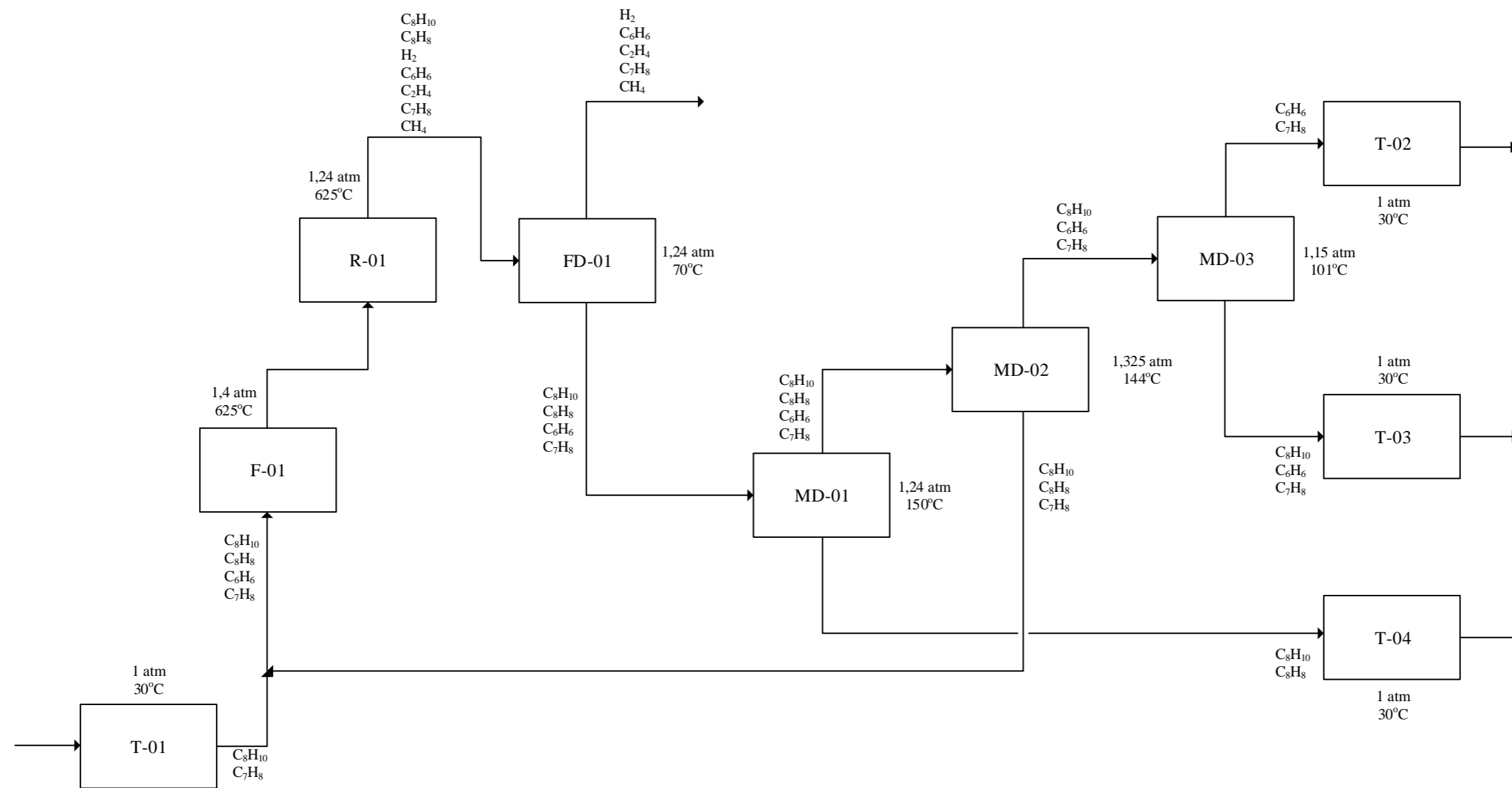
$$\begin{aligned} P_{out} &= (1,4 - 0,155) \text{ atm} \\ &= 1,09999 \text{ atm} \\ &= 1,245 \text{ atm} \end{aligned}$$

SUMMARY	
Tipe	: Multitubular Fixed Bed Reactor
Tekanan	: 1,4 atm
Temperatur	: 625 °C
Jumlah Tube	: 2786 tube
Panjang Tube	: 6,096 m
Diameter Tube	: 2 in
Diameter Reaktor	: 3,255 m
Tinggi Reaktor	: 9,279 m
Tebal Dinding	: 0,036 m
Bahan Konstruksi	: Commercial Steel (low alloy steel)
h_i	: 0,210 W/m ² .°C
h_o	: 0,555 W/m ² .°C
ΔP	: 0,155 atm

LAMPIRAN B

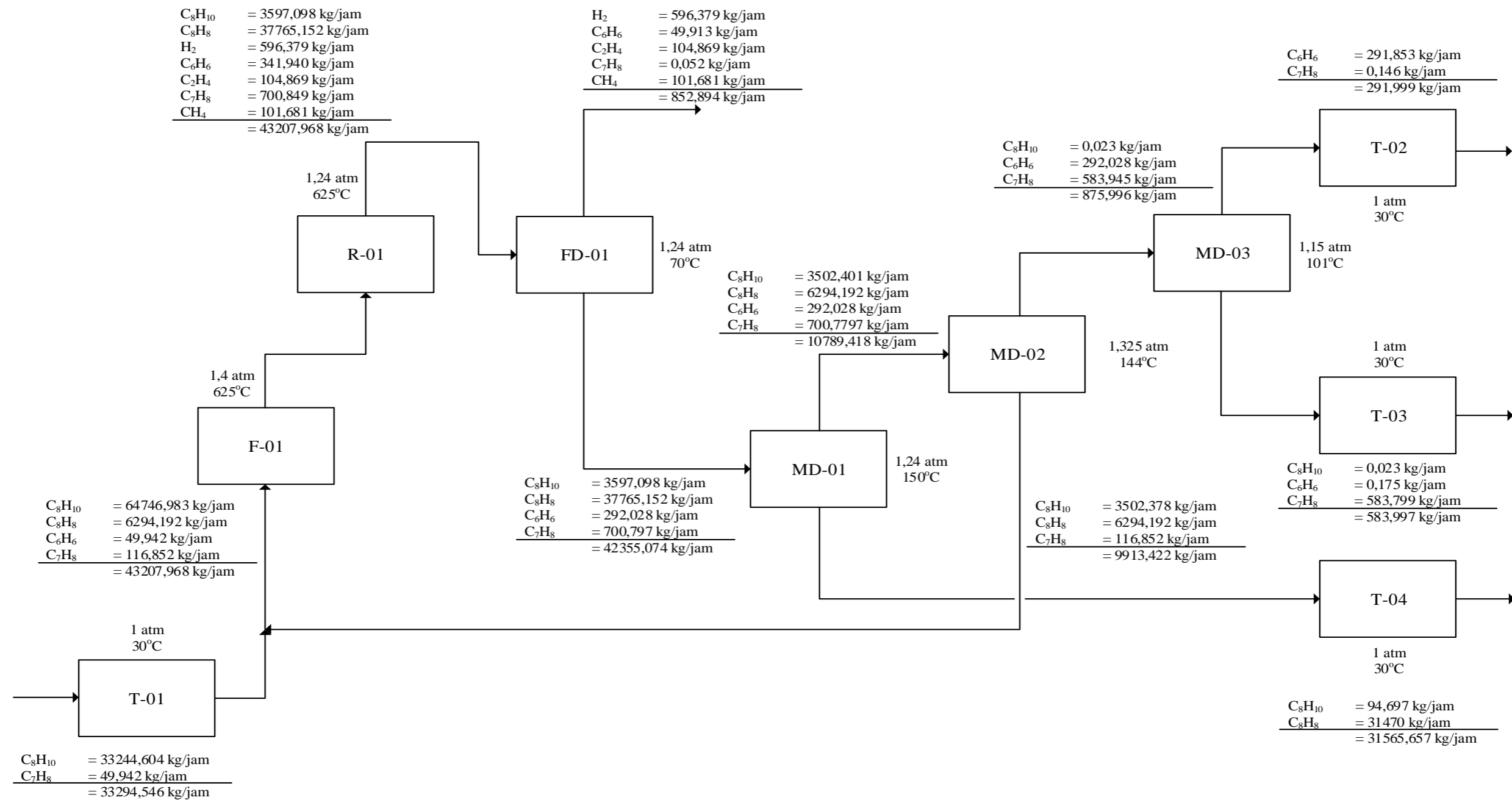
PROSES FLOW DIAGRAM, DIAGRAM ALIR KUALITATIF, DIAGRAM ALIR KUANTITATIF, DAN STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN

Diagram Alir Kualitatif



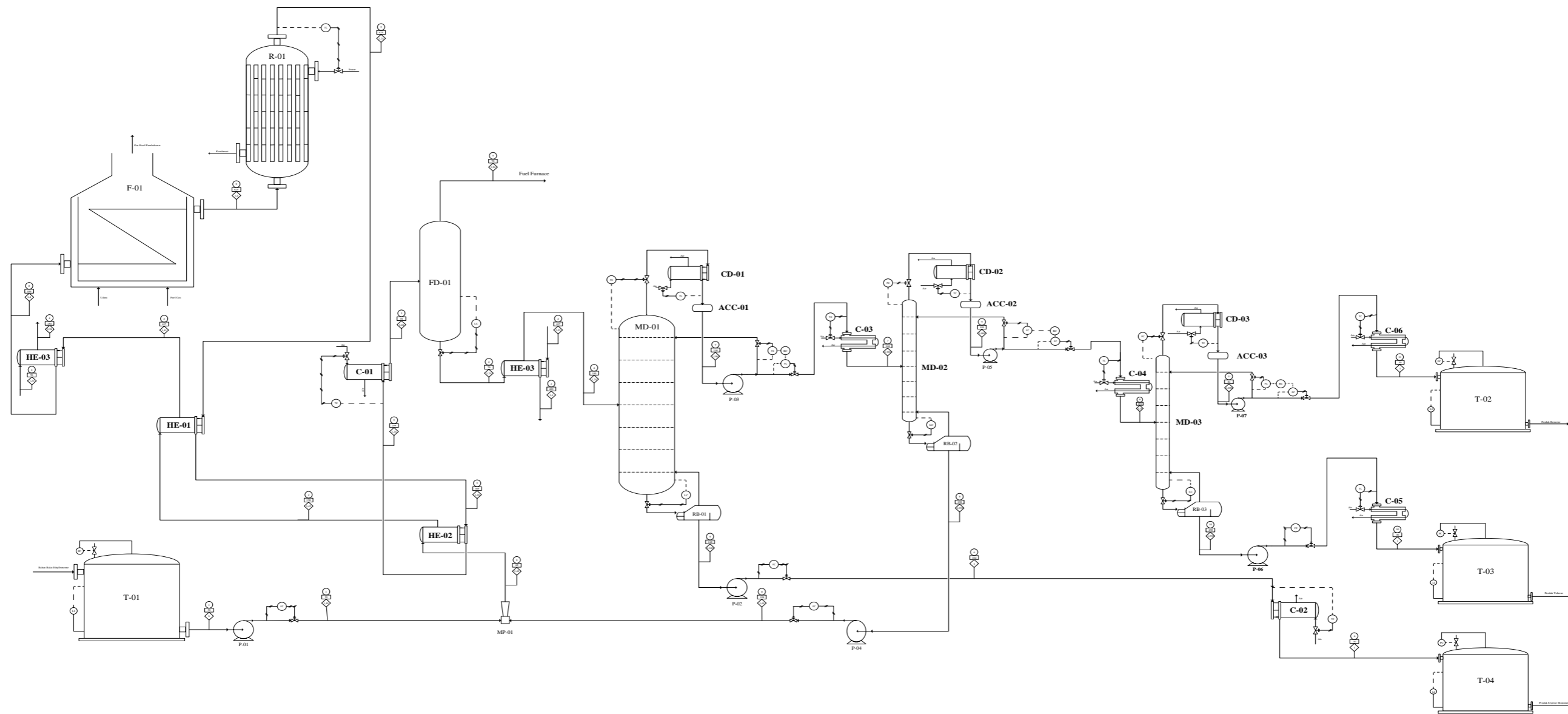
Gambar B. 1 Diagram Alir Kualitatif

Diagram Alir Kuantitatif



Gambar B. 2 Diagram Alir Kuantitatif

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK STYRENE DARI DEHIDROGENASI ETHYLBENZENE
KAPASITAS 250.000 TON/TAHUN



Komponen	No. Arus (Kg/Jam)										
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
$C_6H_5CH_2CH_3$	33244,604	36746,983	3597,098	3597,098		94,697	3502,401	3502,378	0,023	0,023	
$C_6H_5CH=CH_2$		6294,192	37765,152	37765,152		31470,960	6294,192	6294,192			
H_2			596,379	596,379							
C_6H_6	49,942	49,942	341,940	292,028	49,913		292,028		292,028	0,175	291,853
C_2H_4			104,869	104,869							
$C_6H_5CH_3$		116,852	700,849	700,797	0,052		700,797	116,852	583,945	583,799	0,146
CH_4			101,681	101,681							
Total	33294,546	43207,968	43207,968	42355,074	852,894	31565,657	10789,418	9913,422	875,996	583,997	291,999

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

Simbol	Keterangan
LC	Level Controller
LI	Level Indikator
PC	Pressure Controller
TC	Temperature Controller
Nomer Arus	Nomer 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

	JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA YOGYAKARTA
PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM PABRIK STYRENE DARI DEHIDROGENASI ETHYLBENZENE KAPASITAS 250000 TON/TAHUN	
Dosen Pembimbing: 1. Bagas Rahmat Gunelar (14 521 166) 2. Adrian Ristanto Adi (14 521 180)	
Dosen Pembimbing: Sholeh Maimun, S.T., M.T., Ph.D.	

Gambar B. 3 *Process Flow Diagram*

LAMPIRAN C**HARGA ALAT****ALAT PROSES**

Tabel C. 1 Harga Alat Proses

Kode Alat	Jumlah	NY	NX	EY	EX
		2014	2028	2014	2028
ACC-01	1	576,10	707,58	\$ 16.300,00	\$ 20.020
ACC-02	1	576,10	707,58	\$ 3.100,00	\$ 3.808
ACC-03	1	576,10	707,58	\$ 1.900,00	\$ 2.334
C-01	1	576,10	707,58	\$ 28.700,00	\$ 35.250
C-02	1	576,10	707,58	\$ 71.300,00	\$ 87.573
C-03	1	576,10	707,58	\$ 700,00	\$ 860
C-04	1	576,10	707,58	\$ 700,00	\$ 860
C-05	1	576,10	707,58	\$ 1.200,00	\$ 1.474
C-06	1	576,10	707,58	\$ 900,00	\$ 1.105
HE-01	1	576,10	707,58	\$ 33.900,00	\$ 41.637
HE-02	1	576,10	707,58	\$ 47.200,00	\$ 57.973
HE-03	1	576,10	707,58	\$ 18.500,00	\$ 22.722
P-01	2	576,10	707,58	\$ 9.300,00	\$ 22.845
P-02	2	576,10	707,58	\$ 9.300,00	\$ 22.845
P-03	1	576,10	707,58	\$ 9.300,00	\$ 11.423
P-04	1	576,10	707,58	\$ 9.300,00	\$ 11.423

Lanjutan Tabel C. 1 Harga Alat Proses

P-05	1	576,10	707,58	\$ 9.300,00	\$ 11.423
P-06	1	576,10	707,58	\$ 9.300,00	\$ 11.423
P-07	1	576,10	707,58	\$ 9.300,00	\$ 11.423
CD-01	1	576,10	707,58	\$ 32.300,00	\$ 39.672
CD-02	1	576,10	707,58	\$ 12.600,00	\$ 15.476
CD-03	1	576,10	707,58	\$ 9.800,00	\$ 12.037
KD-01	1	576,10	707,58	\$ 302.200,00	\$ 371.171
KD-02	1	576,10	707,58	\$ 109.300,00	\$ 134.246
KD-03	1	576,10	707,58	\$ 23.600,00	\$ 28.986
FD-01	1	576,10	707,58	\$ 5.300,00	\$ 6.510
R-01	1	576,10	707,58	\$ 138.200,00	\$ 169.742
RB-01	1	576,10	707,58	\$ 64.100,00	\$ 78.730
RB-02	1	576,10	707,58	\$ 39.900,00	\$ 49.006
RB-03	1	576,10	707,58	\$ 39.900,00	\$ 49.006
T-01	5	576,10	707,58	\$ 77.000,00	\$ 472.869
T-02	1	576,10	707,58	\$ 76.000,00	\$ 93.346

Lanjutan Tabel C. 1 Harga Alat Proses

T-03	1	576,10	707,58	\$ 76.500,00	\$ 93.960
T-04	7	576,10	707,58	\$ 78.000,00	\$ 670.614
F-01	1	576,10	707,58	\$ 450.000,00	\$ 552.704
Gate Valve	17	576,10	707,58	\$ 200,00	\$ 4.176

ALAT UTILITAS

Tabel C. 2 Harga Alat Utilitas

Nama Alat	Kode	Jumlah	NY	NX	EY	EX
	Alat		2014	2028	2014	2028
Screening	FU-01	6	576,10	707,58	\$ 31.000	\$ 228.451
Reservoir	BU-01	6	576,10	707,58	\$ 1.500	\$ 11.054
Bak Koagulasi dan Flokulasi	BU-02	1	576,10	707,58	\$ 2.000	\$ 2.456
Bak Pengendap I	BU-03	1	576,10	707,58	\$ 2.000	\$ 2.456
Bak Pengendap II	BU-04	1	576,10	707,58	\$ 2.000	\$ 2.456
Sand Filter	FU-02	6	576,10	707,58	\$ 6.900	\$ 50.849
Bak Air Penampung Sementara	BU-05	1	576,10	707,58	\$ 2.000	\$ 2.456
Bak Air Pendingin	BU-06	1	576,10	707,58	\$ 9.700	\$ 11.914
Cooling Tower	CT-01	1	576,10	707,58	\$ 9.700	\$ 11.914
Blower Cooling Tower	BL-01	1	576,10	707,58	\$ 300.000	\$ 368.469

Lanjutan Tabel C. 2 Harga Alat Utilitas

Deaerator	De-01	1	576,10	707,58	\$ 2.000	\$ 2.456
Boiler	Bo-01	1	576,10	707,58	\$ 20.000	\$ 24.565
Tangki Alum	TU-01	1	576,10	707,58	\$ 12.300	\$ 15.107
Tangki Klorinasi	TU-02	1	576,10	707,58	\$ 44.400	\$ 54.533
Tangki Kaporit	TU-03	1	576,10	707,58	\$ 800	\$ 983
Tangki Air Bersih	TU-04	1	576,10	707,58	\$ 76.300	\$ 93.714
Tangki Service Water	TU-05	1	576,10	707,58	\$ 50.200	\$ 61.657
Tangki Air Bertekanan	TU-06	1	576,10	707,58	\$ 50.200	\$ 61.657
Mixed Bed	TU-07	1	576,10	707,58	\$ 66.100	\$ 81.186
Tangki NaCl	TU-08	1	576,10	707,58	\$ 33.400	\$ 41.023
Tangki Air Demin	TU-09	1	576,10	707,58	\$ 70.000	\$ 85.976
Tangki Hydrazine	TU-10	1	576,10	707,58	\$ 67.700	\$ 83.151
Pompa 1	PU-01	4	576,10	707,58	\$ 10.000	\$ 49.129

Lanjutan Tabel C. 2 Harga Alat Utilitas

Pompa 2	PU-02	6	576,10	707,58	\$ 10.000	\$ 73.694
Pompa 3	PU-03	4	576,10	707,58	\$ 19.100	\$ 93.837
Pompa 4	PU-04	1	576,10	707,58	\$ 4.400	\$ 5.404
Pompa 5	PU-05	6	576,10	707,58	\$ 11.900	\$ 87.696
Pompa 6	PU-06	4	576,10	707,58	\$ 11.900	\$ 58.464
Pompa 7	PU-07	3	576,10	707,58	\$ 11.900	\$ 43.848
Pompa 8	PU-08	3	576,10	707,58	\$ 11.900	\$ 43.848
Pompa 9	PU-09	3	576,10	707,58	\$ 11.900	\$ 43.848
Pompa 10	PU-10	1	576,10	707,58	\$ 4.400	\$ 5.404
Pompa 11	PU-11	2	576,10	707,58	\$ 7.800	\$ 19.160
Pompa 12	PU-12	2	576,10	707,58	\$ 7.800	\$ 19.160
Pompa 13	PU-13	1	576,10	707,58	\$ 4.400	\$ 5.404
Pompa 14	PU-14	1	576,10	707,58	\$ 4.400	\$ 5.404

Lanjutan Tabel C. 2 Harga Alat Utilitas

Pompa 15	PU-15	2	576,10	707,58	\$ 11.900	\$ 29.232
Pompa 16	PU-16	2	576,10	707,58	\$ 11.900	\$ 29.232
Pompa 17	PU-17	1	576,10	707,58	\$ 4.400	\$ 5.404
Pompa 18	PU-18	40	576,10	707,58	\$ 4.900	\$ 240.733
Pompa 19	PU-19	40	576,10	707,58	\$ 4.900	\$ 240.733
Pompa 20	PU-20	1	576,10	707,58	\$ 4.400	\$ 5.404
Pompa 21	PU-21	40	576,10	707,58	\$ 4.900	\$ 240.733
Tangki Bahan Bakar		15	576,10	707,58	\$ 4.800	\$ 88.433
Kompresor		2	576,10	707,58	\$ 5.500	\$ 13.511
Total		221				\$ 2.746.202