PRA RANCANGAN PABRIK

STIRENA DARI ETILBENZENA KAPASITAS 295.426 TON/TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK

Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat

Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia

Disusun oleh:

Khotim Mei Widodo (18521192)

PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA

FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI

UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA

YOGYAKARTA

2025

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

PRARANCANGAN PABRIK STIRENA DARI ETILBENZENA KAPASITAS 295.426 TON/TAHUN

Saya yang bertandatangan di bawah ini :

Nama : Khotim Mei Widodo

No. Mahasiswa : 18521192

Yogyakarta, 28 Desember 2024

Menyatakan bahwa seluruh hasil Penelitian ini adalah hasil karya sendiri. Apabila di kemudian hari terbukti 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.



Khotim Mei Widodo
NIM. 18521192

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRARANCANGAN PABRIK STIRENA DARI ETILBENZENA KAPASITAS 295.426 TON/TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama	:	Khotim Mei Widodo
No. Mahasiswa	:	18521192

Yogyakarta, 14 Januari 2025

Pembimbing I,	**Pembimbing II,**
Suharno Rusdi, Ph.D.	**Venitalitya Alethea Sari Augustia, S. T., M. Eng.**

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRARANCANGAN PABRIK STIRENA DARI ETILBENZENA KAPASITAS 295.426 TON/TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama : Khotim Mei Widodo

No. Mahasiswa : 18521192

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji Sebagai Salah Satu Syarat Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia

Yogyakarta, 6 Februari 2025

Tim Penguji,

Ketua

Venitalitya Alethea S.A., S.T., M.Eng.

Anggota I

Dr. Ariany Zulkania, S.T., M.Eng.

Anggota II

Dr. Nur Indah Fajar Mukti, S.T., M.Eng.

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

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

KATA PENGANTAR

Puji syukur penulis panjatkan kepada Tuhan Yang Maha Esa, karena atas kuasa dan Rahmat-Nya penulis dapat menyelesaikan penulisan tugas akhir prarancangan pabrik. Tugas akhir yang berjudul "Prarancangan Pabrik Stirena dari Etilbenzena dengan Kapasitas 295.426 ton/tahun" disusun untuk memenuhi salah satu persyaratan dalam menyelesaikan program studi strata satu teknik kimia di fakultas teknologi industri Universitas Islam Indonesia.

Dalam Penyusunan laporan ini penulis dibantu oleh berbagai pihak, oleh kerena itu penulis berterimakasih yang sebesar-besarnya, terutama kepada:

1. Orang Tua dan Keluarga yang selalu memberikan doa, semangat, dan dukungan tiada henti-hentinya
2. Bapak Suharno Rusdi, Ph.D. selaku pembimbing mohon minta tandatanganya untuk kelancaran saya
3. Ibu Venithaletea Sari Augustia, S.T., M.Eng. selaku dosen pebimbing penulisan tugas akhir atas kesabaran, saran dan juga arahanya selama mengarjakan tugas akhir ini.
4. Ibu Ifa Puspitasari, S.T., M.Eng., Ph.D. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia
5. Bapak Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D. selaku Ketua Program Sarjana Studi Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia
6. Rekan-rekan yang kadang menyapa dan membeikan buah pikiranya dalam penulisan tugas akhir ini.

Penulis juga mengucapkan terimakasih kepada orang tua, keluarga dan juga teman-teman yag senantiasa memberikan dukungan disetiap proses yang penulis lalui serta kepada seluruh pihak yang tidak dapat disebutkan satu persatu atas bantuanya sehingga laporan ini dapat selesai. Penulis menyadari bahwa masih terdapat kekuranagn dalam penulisan laporan ini. Penulis berharap adanya kritik

dan saran yang membangun sehingga laporan kerja praktik ini dapat bermanfaat bagi pembaca.

Yogyakarta,28 Desember 2024

Penulis,

LEMBAR PERSEMBAHAN

Karya ini saya persembahkan, kepada ibu saya, Ibu Haryatun, bapak saya, Bapak Muksin kepada kepada saudara-saudariku Ani Prihatin, Mei Istiharoh, Ratna Triasih, dan Anah Mutofiah.

Terimakasih atas dukunganya dan tidak pernah menyerah untuk mempercayai saya, bahwasanya saya dapat menyelesaikan pendidikan sarjana saya.

”Ik wil wegvliegen, zonder mijn gezicht naar achteren te hoeven draaien”

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL ..... **i**
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING ..... **ii**
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI ..... **iii**
KATA PENGANTAR ..... **iv**
LEMBAR PERSEMBAHAN ..... **vi**
DAFTAR ISI ..... **vii**
DAFTAR TABEL ..... **xi**
DAFTAR GAMBAR ..... **xv**
DAFTAR LAMPIRAN ..... **xvi**
DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN ..... **xvii**
ABSTRAK ..... **xix**
ABSTRACK ..... **xx**
BAB I PENDAHULUAN **1**
1.1 Latar Belakang 1
1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik 4
1.2.1 Supply 4
1.2.2 Demand 8
1.3 Tinjauan Pustaka 13
1.3.1 Stirena 13
1.3.2 Macam-macam Proses 14
1.3.3 Pemilihan Proses 18
1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinematika 19
1.4.1 Tinjauan Termodinamika 19
1.4.2 Tinjauan Kinetika 23
BAB II PERANCANGAN PRODUK **27**
2.1 Spesifikasi Produk 27
2.1.1 Sifat Kimia Produk 28
2.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung 32

2.3 Pengendalian Kualitas 33
2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku 34
2.3.2 Pengendalian Kualitas Bahan Pendukung 35
2.3.3 Pengendalian Kualitas Produk 35
2.3.4 Pengendalian Proses Produksi 35
2.3.5 Pengendalian Kualitas Produk 37
2.3.6 Pengendalian Kualitas Produk pada Saat Pemindahan 37
BAB III PERANCANGAN PROSES 39
3.1 Diagram Alir Proses dan Material 40
3.1.1 Diagram Alir Kualitatif 40
3.1.2 Diagram Alir Kuantitatif 41
3.2 Uraian Proses 42
3.2.1 Persiapan Bahan Baku dan Bahan Pembantu 42
3.2.2 Proses Reaksi Pembuatan Produk 43
3.2.3 Proses Pemisahan Dan Pemurnian 44
3.3 Spesifikasi Alat 47
3.3.1 Spesifikasi Reaktor 47
3.3.2 Spesifikasi Alat Pendukung dan Pemisah 48
3.3.3 Spesifiaksi Tangki Penyimpanan 58
3.3.4 Spesifikasi Expansion Valve dan Compressor 60
3.3.5 Alat transportasi fluida 61
3.3.6 Spesifikasi Alat Penukar Panas 64
3.4 Neraca Massa 86
3.4.1 Neraca Massa Total 86
3.4.2 Neraca Massa Alat 86
3.5 Neraca Panas 90
3.5.1 Neraca Panas Total 90
3.5.2 Neraca Panas Alat 90
BAB IV PERANCANGAN PABRIK 93
4.1 Lokasi Pabrik 93
4.1.1 Ketersediaan Bahan Baku 94
4.1.2 Pemasaran Produk 94

4.1.3 Sarana Transportasi dan Telekomunikasi 95
4.1.4 Utilitas 95
4.1.5 Tenaga Kerja 96
4.1.6 Keadaan Iklim 96
4.1.7 Lingkungan dan Masyarakat 97
4.1.8 Limbah Industri 97
4.2 Tata Letak Pabrik 97
4.3 Tata Letak Alat Proses 103
4.4 Organisasi Perusahaan 106
4.4.1 Bentuk Organisasi 106
4.4.2 Struktur Organisasi 107
4.4.3 Tugas dan Wewenang 111
4.4.4 Pengaturan Jam Kerja 116
4.4.5 Jumlah Karyawan dan Sistem Gaji 119
4.4.6 Fasilitas dan Hak Karyawan 122
BAB V UTILITAS 125
5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*water treatment system*) 125
5.1.1 Unit Penyediaan Air 125
5.1.2 Unit Pengolahan Air 132
5.2 Unit Pembangkit steam (Steam Generator System) 136
5.3 Unit Pembangkit Listrik 137
5.4 Unit Penyedia Udara Tekan 140
5.5 Unit Penyedia Bahan Bakar 141
5.6 Unit Pengolahan Limbah atau Air Buangan 141
BAB VI EVALUASI EKONOMI 150
6.1 Penaksiran Harga Alat 151
6.2 Dasar Perhitungan 157
6.3 Komponen Biaya 157
6.4 Analisa Keuntungan 163
6.5 Analisis Kelayakan 163
6.6 Analisis Resiko 170
BAB VII PENUTUP 174

7.1 Kesimpulan 174
7.2 Saran 175
DAFTAR PUSTAKA 176
Daftar Pustaka 176
LAMPIRAN A PERANCANGAN REAKTOR-01 181
LAMPIRAN B PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM (PEFD) 225
LAMPIRAN C KARTU KONSULTASI PRARANCANGAN PABRIK 227

DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Impor Stirena dari Tahun 2014-2023 5
Tabel 1. 2 Kapasitas Pertumbuhan Import Stirena di Indonesia di masa yang akan datang 6
Tabel 1. 3 Produksi Stirena dari Tahun 2017-2023 7
Tabel 1. 4 Tabel Pertumbuhan Rata-rata Produksi Stirena di Indonesia pada masa yang akan datang 8
Tabel 1. 5 Ekspor Stirena Tahun 2017-2023 9
Tabel 1. 6 Pertumbuhan Nilai Ekspor Stirena di Indonesia pada masa yang akan datang 9
Tabel 1. 7 Konsumsi Stirena di Indonesia Tahun 2017-2021 10
Tabel 1. 8 Pertumbuhan nilai konsumsi stirena di Indonesia di masa yang akan datang 11
Tabel 1. 9 Data Kapasitas Pabrik Stirena yang Telah Berdiri 12
Tabel 1. 10 Perbandingan Proses dan Kondisi Operasi Stirena 17
Tabel 1. 11 Nilai Enthalpy Pembentukan Standar 20
Tabel 1. 12 Nilai Energi Gibbs 20
Tabel 1. 13 Nilai Kinetika Reaksi Dehidrogenasi Etilbenzena Menjadi Stirena 24
Tabel 1. 14 Konstanta Laju Reaksi dan konstanta Kesetimbangan Adsorpsi Etilbenzena pada Suhu 580°C Pembentukan Stirena, Benzena, & Toluena 25
Tabel 1. 15 Data Kinetika Reaksi 26
Tabel 2. 1 Spesifiaksi Produk 27
Tabel 2. 2 Spesifikasi Produk (Lanjutan) 28
Tabel 2. 3 Sifat Fisik Bahan Baku dan Bahan Pendukung 33
Tabel 3. 1 Spesifikasi Alat Penyimpanan Bahan Baku, Bahan pendukung dan Produk 58
Tabel 3. 2 Spesifikasi Alat Penyimpanan Bahan Baku, Bahan Pendukung dan Produk (Lanjutan) 59
Tabel 3. 3 Spesifikasi Expansion valve 60
Tabel 3. 4 Spesifikasi Alat Transportasi Fluida 61
Tabel 3. 5 Spesifikasi Alat Transportasi Fluida (Lanjutan) 62
Tabel 3. 6 Spesifikasi Alat Vaporizer (VP-01) 64
Tabel 3. 7 Spesifikasi Alat Vaporizer (VP-01) (Lanjutan) 65
Tabel 3. 8 Spesifiakasi Heater (HE-01) 65
Tabel 3. 9 Spesifikasi Heater (HE-01) (Lanjutan) 66
Tabel 3. 10 Spesifikasi Heater (He-01) (Lanjutan) 67
Tabel 3. 11 Spesifiaksi Cooler (Cl-01) 67
Tabel 3. 12 Spesifikasi Cooler (Cl-01) (Lanjutan) 68
Tabel 3. 13 Spesifiaksi Cooler (CL-02) 69
Tabel 3. 14 Spesifikasi Cooler (Cl-02) (Lanjutan) 70
Tabel 3. 15 Spesifikasi Cooler (CL-03) 70

Tabel 3. 16 Spesifikasi Cooler (Cl-03) (Lanjutan) 71
Tabel 3. 17 Spesifikassi Cooler (Cl-03) (Lanjutan) 72
Tabel 3. 18 Spesifikasi Cooler (Cl-04) 72
Tabel 3. 19 Spesifikasi Cooler (Cl-04) (Lanjutan) 73
Tabel 3. 20 Spesifikasi Kondensor parsial (CDP-01) 74
Tabel 3. 21 Spesifikasi Kondensor Parsial (CDP-01) (Lanjutan) 75
Tabel 3. 22 Spesifikasi Kondensor (CD-01) 75
Tabel 3. 23 Spesifikasi Kondensor (CD-01) (Lanjutan) 76
Tabel 3. 24 Spesifikasi Kondensor (CD-01) (Lanjutan) 77
Tabel 3. 25 Spesifikasi Kondensor (CD-02) 77
Tabel 3. 26 Spesifikasi Kondensor (CD-02) (Lanjutan) 78
Tabel 3. 27 Spesifiakasi Kondensor (CD-03) 79
Tabel 3. 28 Kondensor (CD-03) (Lanjutan) 80
Tabel 3. 29 Spesifikasi Kettel Reboiler (RB-01) 80
Tabel 3. 30 Spesifikasi Kettel Reboiler (Rb-01) (Lanjutan) 81
Tabel 3. 31 Spesifikasi Kettel Reboiler (Rb-01) (Lanjutan) 82
Tabel 3. 32 Spesifikasi Kettel Reboiler (RB-02) 82
Tabel 3. 33 Spesifikasi Kettel Reboiler (Rb-02) (Lanjutan) 83
Tabel 3. 34 Spesifikasi Reboiler (RB-03) 84
Tabel 3. 35 Spesifikasi Kettel Reboiler (Rb-03) (Lanjutan) 85
Tabel 3. 36 Neraca Massa Total 86
Tabel 3. 37 Neraca Massa Separator (Sp-01) 86
Tabel 3. 38 Neraca Massa Reaktor (R-01) 87
Tabel 3. 39 Neraca Masa Separator (Sp-02) 87
Tabel 3. 40 Neraca Massa Dekanter (DC- A-E) 88
Tabel 3. 41 Neraca Massa Menara Distilasi (MD-01) 88
Tabel 3. 42 Neraca Massa Menara Distilasi (MD-02) 89
Tabel 3. 43 Neraca Massa Menara Distilasi (MD-03) 89
Tabel 3. 44 Neraca Panas Total 90
Tabel 3. 45 Neraca Panas Reaktor (R-01) 90
Tabel 3. 46 Neraca Panas Separator (SP-02) 90
Tabel 3. 47 Neraca Panas Dekanter (DC-A-E) 91
Tabel 3. 48 Neraca Panas Menara Distilasi (MD-01) 91
Tabel 3. 49 Neraca Panas Menara Distilasi (MD-02) 91
Tabel 3. 50 Neraca Panas Menara Distilasi (MD-03) 92
Tabel 4. 1 Perincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik 99
Tabel 4. 2 Perincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik (Lanjutan) 100
Tabel 4. 3 Perincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik (Lanjutan) 101
Tabel 4. 4 Jam Kerja Karyawan Non-shift 117
Tabel 4. 5 Jam Kerja Karyawan shift 117
Tabel 4. 6 Jadwal Kerja Setiap Kelompok 118
Tabel 4. 7 Jadwal Kerja Setiap Kelompok 118
Tabel 4. 8 Jumlah Tenaga Kerja dan Sistem Penggajian 119

Tabel 4. 9 Jumlah Tenaga Kerja dan Sistem Penggajiaan (Lanjutan) 120
Tabel 4. 10 Jumlah Tenaga Kerja dan Sistem Penggajian (Lanjutan)..... 121
Tabel 4. 11 Jumlah Tenaga Kerja dan Sistem Penggajian (Lanjutan)..... 122
Tabel 5. 1 Kebutuhan Air Domestik..... 127
Tabel 5. 2 Kebutuhan Air Media Pendingin..... 128
Tabel 5. 3 Kebutuhan Air Guna Membuat Steam 129
Tabel 5. 4 Kebutuhan Listrik Area Proses dan Utilitas 138
Tabel 5. 5 Kebutuhan Listrik Area Proses dan Utilitas (Lanjutan) 139
Tabel 5. 6 Total Kebutauhan Listrik Pabrik 140
Tabel 5. 7 Spesifikasi Alat Transportasi Fluida pada Area Utilitas..... 143
Tabel 5. 8 Spesifikasi Alat Transportasi Fluida Area Utilitas (Lanjutan) 144
Tabel 5. 9 Spesifikasi Bak Area Utilitas..... 145
Tabel 5. 10 Spesifikasi Tangki Utilitas..... 146
Tabel 5. 11 Spesifikasi Tangki Utilitas (Lanjutan)..... 146
Tabel 5. 12 Spesifikasi Tangki Utilitas (Lanjutan)..... 147
Tabel 5. 13 Spesifikasi Screener Utilitas..... 148
Tabel 5. 14 Spesifikasi Sand Filter Utilitas..... 148
Tabel 5. 15 Spesifikasi Cooling Tower (CT-01)..... 148
Tabel 5. 16 Spesifikasi Boiler/ Kettel Uap..... 149
Tabel 5. 17 Spesifikasi Refrigerant (Rf-01) 149
Tabel 5. 18 Harga Alat Proses (Lanjutan) 155
Tabel 6. 1 Indeks Harga Alat Tahun 1991-2006..... 152
Tabel 6. 2 Harga Alat Proses 154
Tabel 6. 3 Harga Alat Utilitas..... 156
Tabel 6. 4 Harga Alat Utilitas..... 156
Tabel 6. 5 Harga Alat Utilitas..... 157
Tabel 6. 6 Physical Plant Cost (PPC)..... 158
Tabel 6. 7 Direct Plant Cost (DPC)..... 158
Tabel 6. 8 Fixed Capital Investment (FCI)..... 158
Tabel 6. 9 Working Capital Investment (WCI) 160
Tabel 6. 10 Direct Manufacturing Cost (DMC)..... 161
Tabel 6. 11 Indirect Manufacturing Cost (IMC) 161
Tabel 6. 12 Fixed Manufacturing Cost (FMC)..... 162
Tabel 6. 13 Total Manufacturing Cost (TMC) 162
Tabel 6. 14 General Expenses (GE)..... 162
Tabel 6. 15 Total Cost Production..... 163
Tabel 6. 16 Annual Fixed Manufacturing Cost (Fa) 165
Tabel 6. 17 Annual Regulated Expenses (Ra)..... 166
Tabel 6. 18 Annual Variable value (Va)..... 166
Tabel 6. 19 Annual Sales value (Sa)..... 166
Tabel 6. 20 Analisis Resiko Pabrik Stirena 170
Tabel 6. 21 Analisis Resiko Pabrik Stirena (Lanjutan) 171
Tabel 6. 22 Analisis Resiko Pabrik Stirena (Lanjutan) 172

Tabel 6. 23 Analisis Resiko Pabrik Stirena (Lanjutan) 173

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2. 1 Hazard Diamond Senyawa Stirena 29
Gambar 2. 2 Hazard diamond Senyawa Benzena 30
Gambar 2. 3 Hazard Diamond Senyawa Toluena 31
Gambar 3. 1 Diagram Alir Kualitatif 40
Gambar 3. 2 Diagram Alir Kuantitatif 41
Gambar 4. 1 Layout Pabrik Stirena 102
Gambar 4. 2 Layout Alat Proses Pabrik Stirena 105
Gambar 4. 3 Struktur Organisasi Perusahan Pabrik Stirena 110
Gambar 5. 1 Diagram Alir Utilitas 131
Gambar 6. 1 Grafik Perkembangan Indeks Harga Alat Marshall & Swift 153
Gambar 6. 2 Grafik Evaluasi Ekonomi 169

DAFTAR LAMPIRAN

LAMPIRAN A PERANCANGAN REAKTOR-01 181
LAMPIRAN B PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM (PEFD)..... 225
LAMPIRAN C KARTU KONSULTASI PRARANCANGAN PABRIK..... 227

DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN

T	:	*Temperature*, ˚C
D	:	Diameter, m
H	:	Tinggi, m
P	:	Tekanan, psia
μ	:	Viskositas, cP
P	:	Densitas, kg/m^3
Q	:	Kebutuhan Kalor, Kj/Jam
A	:	Luas Penampang, m^2
V	:	Volume, m^3
T	:	Waktu, jam
M	:	Massa, Kg
Fv	:	Laju Volumetrik, m^3
R	:	Jari- jari, in
P	:	*Power motor*, Hp
Ts	:	Tebal *shell*, in
ΔPT	:	*Presure drop*, psia
ID	:	*Inside* diameter, in
OD	:	*Outside* diameter, in
Th	:	Tebal *head*, in
Re	:	Bilangan Reynold
u_0	:	Kecepatan awal fluidisasi, m/s
Umf	:	Kecepatan fluidisasi minimum, m/s

Ud	:	Koefisien transfer panas dalam keadaan kotor, Btu/jam ft^2 ˚F
Uc	:	Koefisien transfer panas dalam keadaan bersih, Btu/jam ft^2 ˚F
Rd	:	Faktor pengotor
Cp	:	Kapasitas Panas, Btu/lb ˚F
K	:	Konduktivitas termal, Btu/jam ft^2 ˚F
JH	:	Heat transfer factor
Hi	:	Inside film coefficient, Btu/jam ft^2 ˚F
Ho	:	Outside film coefficient, Btu/jam ft^2 ˚F
LMTD	:	Long mean temperature different, ˚F
K	:	Konstanta kinetika reaksi, 1/waktu
Wf	:	Total head, in
ΔH	:	Entalpi, kJ/Jam
Th	:	Tebal head, in

ABSTRAK

Stirena, senyawa organik dengan rumus kimia C_8H_8, molekulnya disusun oleh hidrokarbon aromatis dan juga sebuah gugus fungsi alkena, memiliki peran vital dalam industri petrokimia sebagai bahan baku utama untuk berbagai polimer maupun kopolimer, seperti *polystirene* (PS), *acrylonitrile butadiene styrene* (ABS), dan *styrene-acrylonitrile* (SAN). Material-material tersebut digunakan dalam berbagai macam industri seperti otomotif, rumah tangga, elektronik dan lain sebaggainya, terhitung sudah ada industri stirena yang telah berdiri di Indonesia. Meskipun demikian, peluang industri stirena di Indonesia masih cukup besar mengingat kebutuhanya yang terus meningkat setiap waktunya. Prarancangan pabrik stirena dari etilbenzena dengan kapasitas 295.426 ton per tahun dilakukan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri. Pabrik ini direncanakan akan dibangun pada Kawasan Industri Tuban, Kecamatan Jenu, Kabupaten Tuban, Jawa Timur, dan akan beroperasi selama 330 hari dalam setahun dengan jumlah karyawan sebanyak 210 orang. Metode Pembuatan stirena ini adalah dengan cara mendehidrogenasi senyawa etilbenzena yang mana dalam prosesnya terdapat komponen medium seperti steam dan katalis Shell 105. Proses reaksi yang bersifat kontinyu ini dijalankan dalam reaktor alir pipa berkatalis *(fixedbed multitube reactor)*. Dan akan direaksikan pada tekanan 3,03 bar pada suhu 620^0C. selanjutnya keluaran reaktor akan dipisahkan komponen cari dan gasnya pada *vertical separator* dan dimurnikan menggunakan dekanter dan juga tiga menara destilasi. Untuk memperoleh kapasitas sebesar 295.426 ton/tahun dibutuhkan setidaknya 466.304 ton/tahun etilbenzena. Selain itu pabrik juga dilengkapi dengan beberapa komponen utilitas yang membutuhkan jumlah air pendingin 52.256.911,40 ton/tahun, 582.901,37 ton/tahun *chill water*, 198.048,87 ton/tahun *steam*, 3.730.460,32 ton/tahun *steam* proses, 24.750,00 ton/tahun air domestik, 26,78 m3/jam udara tekan, 16.343,11 kW listrik, 533.675,02 kl/tahun *liquified natural gas* (LNG), 541,84 kl/tahun bahan bakar solar. Hasil analisis menunjukan bahwa pabrik stirena ini memiliki tingkat resiko rendah, sedangkan dari hasil evaluasi ekonomi pabrik stirena setidaknya menunjukan nilai kebutuhan dari modal tetap sebesar Rp 2.475.697.263.630, modal kerja sebesar Rp 25.328.104.587.000 ditambah dengan USD 4.576.059. dan mendapatkan keuntungan sebelum pajak sebesar Rp 2.310.381.450.000, dan keuntungan sesudah pajak sebesar Rp 1.802.097.531.000 dari perhitungan didapatkan ROI sebelum pajak sebesar 91% dan ROI setelah perhitungan pajak sebesar 71%, POT sebelum pajak 0,98 tahun dan POT sesudah pajak sebesar 1,22 tahun sementara nilai BEP sebesar 58%, Shut down point (SDP) sebesar 52,49%, discounted cash flow sebesar 19%. Berdasarkan hasil evaluasi ekonomi ini, dapat disimpulkan bahwa pabrik stirena secara ekonomi layak untuk didirikan dan memiliki potensi besar untuk dikembangkan.

Kata Kunci: Dehidrogenasi, Etilbenzena, Hidrokarbon Aromatis, Stirena

ABSTRACK

Styrene, an organic compound with the chemical formula C_8H_8, consists of an aromatic hydrocarbon and an alkene functional group. It plays a vital role in the petrochemical industry as the primary raw material for various polymers and copolymers, such as polystyrene (PS), acrylonitrile butadiene styrene (ABS), and styrene-acrylonitrile (SAN). These materials are widely used in industries such as automotive, household appliances, electronics, and others. Currently, there are already styrene industries operating in Indonesia. However, the opportunity for styrene production in Indonesia remains substantial, given the continuously increasing demand. The preliminary design of a styrene plant from ethylbenzene with a production capacity of 295,426 tons per year is being carried out to meet domestic demand. The plant is planned to be built in the Tuban Industrial Area, Jenu District, Tuban Regency, East Java, and will operate for 330 days per year with a workforce of 210 employees. The styrene production method involves the dehydrogenation of ethylbenzene, in which steam and Shell 105 catalyst serve as medium components. This continuous reaction process is conducted in a fixed-bed multitube reactor, operating at a pressure of 3.03 bar and a temperature of 620°C.The reactor output will be separated into liquid and gas components in a vertical separator and further purified using a decanter and three distillation towers. To achieve a production capacity of 295,426 tons per year, at least 466,304 tons per year of ethylbenzene is required. Additionally, the plant is equipped with several utility components, requiring the following resources annually: 52,256,911.40 tons of cooling water, 582,901.37 tons of chilled water, 198,048.87 tons of steam, 3,730,460.32 tons of process steam, 24,750.00 tons of domestic water, 26.78 m^3/hour of compressed air, 16,343.11 kW of electricity, 533,675.02 kL of liquefied natural gas (LNG), and 541.84 kL of diesel fuel. The analysis results indicate that this styrene plant has a low-risk level. Meanwhile, the economic evaluation shows that the required fixed capital investment amounts to IDR 2,475,697,263,630, while the working capital requirement is IDR 25,328,104,587,000 plus USD 4,576,059. The projected pre-tax profit is IDR 2,310,381,450,000, while the post-tax profit is IDR 1,802,097,531,000. The calculated return on investment (ROI) before tax is 91%, and after tax, it is 71%. The payback period (POT) before tax is 0.98 years, while the post-tax POT is 1.22 years. Meanwhile, the break-even point (BEP) is 58%, the shutdown point (SDP) is 52.49%, and the discounted cash flow (DCF) is 19%. Based on this economic evaluation, it can be concluded that the styrene plant is economically feasible to establish and has significant potential for further development.

Key Word: *Aromatic Hydrocarbon, Dehydrogenation, Ethylbenzene, Styrene*

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Perkembangan industri di Indonesia berkembang dengan cepat dibarengi dengan berkembangnya ilmu pengetahuan dan teknologi (IPTEK). Proses industrialisasi menjadikan perekonomian di Indonesia berkembang pesat dan membaik, menyebabkan perubahan dalam struktur perekonomian nasional. Dari banyaknya jenis industri yang berkembang di Indonesia, industri kimia merupakan salah satu jenis industri yang paling disorot karena perkembanganya. Industri kimia terus berkembang secara luas, dinamis, dan komprehensif. Tujuanya tidak lain adalah untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri yang selalu meningkat dan kebutuhan industri akan berbagai bahan penunjang yang semakain bertambah. Untuk itu perlu dibangun pabrik baru yang dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri. Salah satunya adalah pabrik stirena.

Stirena merupakan senyawa organik tidak jenuh memiliki rumus kimia C_8H_8 atau $C_6H_5CH=CH_2$. Stirena adalah salah satu senyawa terpenting dalam industri petrokimia modern (Miller, dkk., 1994). Produksi dunia saat ini sekitar 20 juta ton per tahun. Stirena juga dikenal sebagai *etenilbenzena, vinylbenzena*, ataupun *phenylethane*. Bentuk senyawanya adalah cairan seperti minyak tidak berwarna yang mudah menguap dan juga memiliki bau khas yang menyengat.

Stirena tidak dapat larut di dalam air, tetapi senyawa stirena dapat larut ke dalam larutan organik lainya. Stirena pertama kali ditemukan pada tahun 1831 sebagai produk distilasi resin dari tumbuhan *storax*. Sedangkan sintesisnya dikembangkan pada tahun 1930-an secara independen dan simultan oleh perusahaan BASF di Jerman dan oleh Dow Chemical's di Amerika Serikat. Eksudat atau cairan yang dihasilkan dari kayu gubal dan kulit pohon *liquidambar orientalis dan L. styraciflua.* Stirena bukan suatu komoditas yang penting sampai perang dunia II, ketika Amerika Serikat (AS) memprakarsai program besar untuk dikembangkanya karet sintesis. Sejak saat itu, stirena menjadi komoditas bahan kimia yang sangat penting. Tidak ada pemakaian secara langsung dalam penggunaan stirena, utamanya penggunaan stirena adalah untuk memproduksi berbagai jenis material polimer, seperti *polystirene*, *stirene-acrylonitrle* dan *acrylonitrile-butadiene-stirene* (ABS). Stirena juga digunakan dalam pembuatan berbagai produk selain karet sintesis (Miller, dkk., 1994; Meima, dkk., 2001).

Terdapat banyak jenis polimer maupun kopolimer yang bahan utama pembuatnya adalah stirena. Beberapa di antaranya adalah seperti polistirena (PS) sebagai bahan utama pembuatan plastik untuk kemasan, dan juga insulator, *expanded polystirene* (EPS) sebagai bahan pembuatan insulator, kemasan, material konstruksi, *styrene acrylonityle* (SAN) sebagai produk tansparan dan anti panas yang bayak digunaka pada alat-alat dapur dan juga lensa optik, *acrylonitrile butadiene styrene* (ABS) digunakan untuk bagian plastik yang ada pada otomotif dan juga mainan, *styrene butadiene rubber* (SBR) digunakan

untuk membuat ban, alas kaki, sabuk konveyor, *styrene butadiene latex* (SBL) sebagai bahan untuk membuat perekat dan pelapis, *unsaturated polystyrene resin* (UPR) digunakan untuk membuat *friberglass-reinforced plastics* (FRP) untuk badan perahu, pipa, dan material konstruksi (Handayani, dkk., 2019).

Dikarenakan banyaknya macam produk yang dapat dihasilkan dari senyawa stirena. Hal ini menjadikan pasar stirena menjadi suatu pasar yang cukup kompetitif dan komprehensif. Penggunaan stirena meningkat karena banyaknya macam produk turunan yang dapat dihasilkan.

Konsumsi industri berbasis stirena di dunia cukup besar nilainya mencapai 37 juta ton pada tahun 2022. Dan masih diperkirakan untuk terus tumbuh hingga 5,68% pada tahun 2030. Hal tersebut mempunyai nilai pasar yang diperkirakan sebesar 50 juta ton dengan rincian pangsa pasar sebagaimana berikut: kemasan 35%, komponen otomitif sebanyak 25%, industri konstruksi sebesar 20%, dan barang konsumsi sebesar 12%, dan lainya sebesar 8% ini adalah perkiraan untuk pangsa pasar tahun 2022. Sedangkan pangsa pasar pada tahun 2030 diperkirakan industri kemasan memiliki nilai sebesar 37%, komponen otomotif sebesar 27%, industri konstruksi sebesar 21%, barang konsumsi sebesar 14%, dan 1% untuk hal yang lainya. Hal ini juga berlaku untuk tren konsumsi dalam negeri yang mana nilainya naik per tahunya (Chemanalyst, 2023).

Dengan kenaikan pasar global industri stirena yang cukup besar dan juga dibarengi dengan tren konsumsi semakin meningkat dan juga diprediksi masih meningkat. Diharapkan perencanaan pembangunan pabrik untuk industri

stirena dapat dilakukan di Indonesia guna memenuhi pasar stirena di dunia dan utamanya untuk memenuhi kebutuhan pasar stirena dalam negeri. Dengan adanya pembangunan pabrik stirena ini diharapkan dapat memacu perekonomian negara, memberikan lapangan kerja yang baru terhadap masyarakat, memangkas nilai impor stirena dan juga menambah devisa negara.

1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik

Dalam perencanaan perancangan kapasitas pabrik stirena ini, terdapat beberapa pertimbangan di antaranya adalah nilai *supply* dan *demand*. Nilai *supply* ini mempunyai komponen yang terdiri dari nilai kapasitas impor dan produksi dalam negeri, sedangkan nilai *demand* mempunyai komponen yang terdiri dari nilai ekspor dan juga konsumsi dalam negeri (Baya, dkk., 2022).

1.2.1 Supply

Supply suatu produk dapat diperoleh dari pengumpulan data produksi stirena dan juga data impor stirena di dalam negeri. Data impor tersebut telah tercatat oleh Badan Pusat Statistik (BPS) dari tahun 2014 sampai dengan tahun 2023 dan dapat dilihat pada Tabel 1.1.

Tabel 1. 1 Impor Stirena dari Tahun 2014-2023

Tahun	**Kapasitas Ton**	**% Pertumbuhan**
2014	7.838	
2015	9.220	17,63%
2016	6.017	-34,73%
2017	12.888	114,17%
2018	10.157	-21,19%
2019	6.254	-38,42%
2020	13.566	116,92%
2021	6.775	-50,06%
2022	4.375	-35,43%
2023	10.493	139,85%
	Average %	23,19%

(Sumber: BPS Indonesia, 2014-2023)

Berdasarkan data pada Tabel 1.1 dapat dilihat bahwasanya nilai impor stirena di Indonesia masih cukup besar, walapun jika dilihat dari angkanya dari tahun ke tahun ada kenaikan nilai di tahun 2019 dan mengalami tren penurunan di tahun berikutnya. Penurunan tersebut cukup signifikan.

Dari data pada Tabel 1.1 maka didapatkan nilai rata-rata pertumbuhan import stirena di Indonesia sebesar 23,19 %. Maka untuk memperkirakan besar kapasiatas impor stirena di Indonesia pada tahun 2030 dapat dilihat pada Tabel 1.2 berikut ini.

Tabel 1. 2 Kapasitas Pertumbuhan Import Stirena di Indonesia di masa yang akan datang

Tahun	Kapasitas Ton	% Pertumbuhan
2014	7.838	
2015	9.220	17,63%
2016	6.017	-34,73%
2017	12.888	114,17%
2018	10.157	-21,19%
2019	6.254	-38,42%
2020	13.566	116,92%
2021	6.775	-50,06%
2022	4.375	-35,43%
2023	10.493	139,85%
2024	12.927	23,19%
2025	15.925	23,19%
2026	19.618	23,19%
2027	24.168	23,19%
2028	29.773	23,19%
2029	36.677	23,19%
2030	45.184	23,19%

Dari Tabel 1.2 diatas dapat dilihat jika persen pertumbahan impor stirena di Indonesia adalah 23,19% maka, pada tahun 2030 kebutuhan impor Indonesia khususnya stirena akan mencapai 45.184 ton/tahun. Impor stirena di Indonesia berasal dari negara-negara seperti China, India, Jepang, Malaysia, Singapura, dan Jerman.

Di Indonesia, sudah terdapat pabrik yang memproduksi produk monomer stirena seperti PT Chandra Asri Pasifik Tbk (CAP) yang bergabung dengan PT Styrindo Mono Indonesia (SMI) (Safitri, dkk., 2020). Industri tersebut mempunyai kapasitas produksi stirena per tahunya sebesar 340.000 ton/tahun.

Data kapasitas produksi stirena di Indonesia yang sudah dicatat oleh BPS dan juga diinformasikan oleh Kementerian Perindustrian Indonesia (Kemenperin) dapat dilihat pada Tabel 1.3

Tabel 1. 3 Produksi Stirena dari Tahun 2017-2023

Tahun	**Kapasitas Ton**	**% Pertumbuhan**
2017	326.650	
2018	303.020	-7,23%
2019	332.062	9,58%
2020	213.067	-35,84%
2021	301.795,31	41,64%
2022	216.939,25	-28,12%
2023	205.121	-5,45%
	Average %	-4,23%

(sumber: BPS & Kemenperin 2017-2023)

Dari Tabel 1.3 produksi stirena di Indonesia menunjukan data yang cukup fluktuatif. Bahkan, lebih mengarah kearah penurunan nilai produksi per tahunya. Dan didapati nilai persen pertumbuhan rata-rata dari produksi stirena di Indonesia menurut data dari tahun 2017-2023 adalah -4,23%. Sehingga dapat diperkirakan untuk kapasitas produksi stirena di Indonesia pada masa yang akan datang dan dapat dilihat pada Tabel 1.4 berikut.

Tabel 1. 4 Tabel Pertumbuhan Rata-rata Produksi Stirena di Indonesia pada masa yang akan datang

Tahun	Kapasitas Ton	% Pertumbuhan
2017	326.650	
2018	303.020	-7,23%
2019	332.062	9,58%
2020	213.067	-35,84%
2021	301.795	41,64%
2022	216.939	-28,12%
2023	205.121	-5,45%
2024	196.435	-4,23%
2025	188.117	-4,23%
2026	180.152	-4,23%
2027	172.523	-4,23%
2028	165.218	-4,23%
2029	158.222	-4,23%
2030	151.522	-4,23%

Pada Tabel 1.4 dapat dilihat bahwasanya kapasaitas produksi stirena pada tahun 2030 adalah sebesar 151.522 ton/tahun.

1.2.2 Demand

Demand suatu produk dapat diperoleh dari mengumpulkan data ekspor stirena dan juga data konsumsi stirena di dalam negeri. Dan berdasarkan data yang sudah tercatat oleh BPS, data ekspor stirena dapat dilihat pada Tabel 1.5.

Tabel 1. 5 Ekspor Stirena Tahun 2017-2023

Tahun	**Kapasitas Ton**	**% Pertumbuhan**
2014	66.797	
2015	42.888	-35,79%
2016	77.310	80,26%
2017	138.184	78,74%
2018	117.422	-15,02%
2019	159.312	35,68%
2020	39.264	-75,35%
2021	66.214	68,64%
2022	11.759	-82,24%
2023	5.513	-53,12%
	Average %	0,20%

(Sumber:BPS Indonesia, 2014-2023)

Dari data ekspor stirena pada Tabel 1.5 dapat dilihat bahwasanya nilainya cukup besar namun, menurun dari 4 tahun terakhir ini. Dan dapat dilihat juga bahwasanya rata-rata persen pertumbuhan ekspor stirena adalah 0,20%. Sehingga untuk memperkirakan nilai ekspor pada tahun yang akan datang, dapat dilihat pada Tabel 1.6 berikut ini.

Tabel 1. 6 Pertumbuhan Nilai Ekspor Stirena di Indonesia pada masa yang akan datang

Tahun	**Kapasitas Ton**	**% Pertumbuhan**
2014	66.797	
2015	42.888	-35,79%
2016	77.310	80,26%
2017	138.184	78,74%
2018	117.422	-15,02%
2019	159.312	35,68%
2020	39.264	-75,35%
2021	66.214	68,64%
2022	11.759	-82,24%
2023	5.513	-53,12%
2024	5.524	0,20%

Tahun	Kapasitas Ton	% Pertumbuhan
2025	5.535	0,20%
2026	5.546	0,20%
2027	5.557	0,20%
2028	5.568	0,20%
2029	5.579	0,20%
2030	5.590	0,20%

Dapat dilihat pada Tabel 1.6 bahwasanya pada tahun 2030 kapasitas ekspor stirena di Indonesia diperkirakan sebesar 5.590 ton/tahun.

Terdapat beberapa industri di Indonesia yang menggunakan bahan baku stirena dalam memproduksi produknya. Seperti industri karet sintesis yang dilakukan oleh PT Syinthetic Rubber Indonesia (SRI) yang juga melakukan kerja sama dengan PT Micheline Indonesia bersama PT Chandra Asri Petrochemical Tbk (CAPT) dalam memproduksi ban ataupun PT Gajah Tunggal Tbk dan juga industri-industri lainya (Basori, 2023). Menurut BPS nilai konsumsi stirena di Indonesia dari tahun 2017 - 2021 dapat dilihat pada Tabel 1.7.

Tabel 1. 7 Konsumsi Stirena di Indonesia Tahun 2017-2021

Tahun	Kapasitas Ton	% Pertumbuhan
2017	104.293	
2018	247.897	137,69%
2019	146.712	-40,82%
2020	121.704	-17,05%
2021	126.057	3,58%
	Average %	20,85%

(Sumber: BPS, 2017 -2021)

Dapat dilihat pada Tabel 1.7 nilai rata-rata persen pertumbuhan konsumsi stirena berada pada nilai 20,85%. Dengan demikian untuk

memperkirakan nilai konsumsi stirena di Indonesia pada masa yang akan datang dapat dilihat pada Tabel 1.8 berikut ini.

Tabel 1. 8 Pertumbuhan nilai konsumsi stirena di Indonesia di masa yang akan datang

Tahun	**Kapasitas Ton**	**% Pertumbuhan**
2017	104.293	
2018	247.897	137,69%
2019	146.712	-40,82%
2020	121.704	-17,05%
2021	126.057	3,58%
2022	152.343	20,85%
2023	184.109	20,85%
2024	222.498	20,85%
2025	268.893	20,85%
2026	324.962	20,85%
2027	392.722	20,85%
2028	474.611	20,85%
2029	573.575	20,85%
2030	693.175	20,85%

Dari Tabel 1.8 dapat dilihat kapasitas konsumi stirena di Indonesia pada tahun 2030 adalah sebesar 693.175 ton/tahun. Dari data nilai prediksi yang telah didapat maka proyeksi peluang kapasitas pabrik yang akan dibangun dapat ditentukan dengan mengguanakan rumus sebagai berikut:

Peluang Kapasitas = (Ekspor+Konsumsi)-(Impor+Produksi)

$= (Me_{2030}+Mk_{2030}) - (Mi_{2030}+Mp_{2030})$

= (5.590 ton +693.175ton) - (45.184ton +151.522 ton)

= 502.059 ton

Selain itu, penentuan kapasitas suatu pabrik dapat ditentukan dengan melihat dari kapasitas industri yang telah berdiri. Di Indonesia sendiri

pabrik stirena yang telah berdiri seperti PT Chandra asri pacific Tbk mempunyai kapasitas sebesar 340.000 Ton/Tahun (Chandra Asri,2023). Adapaun beberapa pabrik stirena yang telah berdiri menurut data dari CMAI dan dikutip oleh Adi, dkk (2018), akan dipaparkan pada Tabel 1.9.

Tabel 1. 9 Data Kapasitas Pabrik Stirena yang Telah Berdiri

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

(Sumber: CMAI, 2008)

Berdasarkan hasil analisis *supply-demand* peluang kapasitas produksi stirena di Indonesia mencapai 502.059 ton/tahun. sementara kapasitas pabrik yang paling terkecil sebesar 30.000 ton/tahun. Dan yang paling besar

dalam memproduksi stirena sebesar 974.000 ton/tahun. Peluang kapasitas produksi stirena di Indonesia masih cukup besar. Dan karena di Indonesia sendiri sudah ada industri yang berdiri dan memproduksi stirena, dengan pertimbangan untuk mengurangi nilai impor stirena dalam negeri dan juga nilai peluang kapasitas yang cukup signifikan, serta trend dari pasar global stirena yang masih diperkirakan terus meningkat maka, penentuan kapasitas pabrik stirena yang akan diambil adalah 58,84% dari nilai kapasitas peluang yang ada. sehingga dengan mengalikan 58,84% x 502.059 ton/tahun nilainya sebesar 295.426 ton/tahun.

Berdasarkan analisis perhitungan tersebut perancangan pabrik stirena ini akan dibangun dengan kapasitas sebesar 295.426 ton/tahun.

1.3 Tinjauan Pustaka

1.3.1 Stirena

Stirena dikenal juga sebagai feniletena, vinilbenzena, *sterol* dan *cinnamene*, memiliki rumus kimia $C_6H_5CH=CH_2$ atau pun C_8H_8 adalah anggota yang sangat sederhana dan sejauh ini juga paling penting dari serangkaian monomer aromatik lainya (Chen dkk., 2000). Cairan berminyak berwarna hingga kekuningan yang diproduksi secara komersial melalui proses dehidrogenasi etilbenzena. Stirena digunakan dalam produksi plastik, dan resin. Seperti resin polistirena, resin *acrilonytrile butadiene-styrene* (ABS), resin *styrene-acrilonytrile*, resin kopolimer seperti stirenabutadiena, karet stirenabutadiena, dan juga resin poliester tidak jenuh. vinil yang terdapat pada stirena bersifat sangat reaktif, stirena

berpolimerisasi pada tingkat yang signifikan pada suhu kamar. Dan akan meningkat padah suhu yang tinggi atau jika dihadapkan dengan reagen umum. (Chen dkk., 2000; Bond, 1989)

Stirena yang beredar dipasaran mengandung *inhibitor* untuk mencegah stirena berautopolimerisasi. *Inhibitor* yang biasa dijumpai di dalam produk stirena umumnya adalah *4-tersier-butylcatechol* dengan jumlah sebesar 10-15 ppm (Chen dkk., 2000; Bond, 1989).

1.3.2 Macam-macam Proses

Menurut Chen dkk (2000) dikutip dari buku ensiklopedia Krik Othmer umumnya produksi komersial yang telah dilakukan oleh industri-industri yang telah berdiri adalah menggunakan proses dehidrogenasi dan proses koproduksi dengan propilen oksida.

a. Proses Dehidrogenasi (Fina-Badger Proses)

Pertama adalah proses dehidrogenasi dari senyawa etilbenzena pada katalis *iron oxide-potassium oxide* di dalam *fixed-beds* reaktor pada suhu 550-680^{0}C. Dengan dilengkapi *heater* di reaktor tersebut. Dioperasikan dengan selektifitas katalis yang tinggi pada tekanan 41 kPa (6 psia) pada keluaran reaktor ke-2. Selektivitasnya berada pada angka 97% dengan nilai konversi etilbenzenanya sebesar 60-70% (Bher, 2017). Pertama umpan etilbenzena dengan arus umpan balik dari kolom pemisah etilbenzena dengan stirena dicampur dan ditambahkan dengan steam

dan dipanaskan dengan aliran dari reaktor. Uap campuran dari etilbenzena dan *steam* dinaikan suhunya hingga mencapai suhu operasi reaksi dengan menambahkan *steam* yang sudah menjadi *superheated steam* mencapai 800^0C ataupun lebih dalam pemanas api. Campuranya kemudian diumpankan ke dalam reaktor dan di panaskan menggunakan pemanas api. Aliran dari reaktor dilewatkan alat penukar panas untuk pemanasan awal campuran etilbenzena-steam dan untuk menghasilkan uap yang akan digunakan pada rangkaian menara destilasi. Arus dari reaktor yang terkondensaisi dipisahkan pada *settling drum* dan dipisah menjadi gas, air proses, dan fase organiknya. Aliran pada gasnya umumnya berisi hidrogen dialirakan menggunakan kompresor untuk digunakan sebagai bahan bakar ataupun dipulihkan. Air prosesnya dimurnikan ataupun di-*striping* dari fase organiknya dan digunakan kembali. Fase organiknya ditambahkan suatu inhibitor biasanya *dinitrophenol* dan *dinitrocresol* lalu dialirkan menuju rankaian menara destilasi dan memisahkan benzena-toluena dengan etilbenzena-stirena. Etilbenzena dan stirena dimasukan ke rankaian menara destilasi yang lain dan dipisahakan etilbenzena dari stirenanya. Etilbenzena menjadi hasil atas dan masuk menjadi aliran *recycle* dengan komposisi memiliki 3% stirena di dalamnya. Aliran stirena ditambah inhibitor *4-tert-butylcatechol* (TBC) dalam prose penyimpana ataupun pengiriman dengan konsentrasi sebesar 10-15 ppm.

Benzena dengan toluena dipisahkan pada menera distilasi pemisah benzena dan toluena (Chen, dkk., 2000)

Lebih dari 90% plant stirena beroperasi dalam keadaan adiabatis di dalam *multitube reactor* ataupun dalam *multitube fixed-beds reactor* yang dioperasikan secara seris (Bher, 2017).

b. Proses Koproduksi dengan Propilen Oksida (ARCO Proses)

Terdapat 3 langkah dalam pembuatan stirena dengan proses koproduksi dari propilen oksida dan stirena. Langkah pertama adalah mengoksidasi etilbenzena menjadi etilbenzena hidroperoksida, yang kedua adalah epoksidasi dari etilbenzena hidroperoxida dengan propilen untuk membentuk *α-phenylethanol* dan propilen oksida dan yang terakhir adalah mendehidrasi senyawa *α-pehenylethanol* menjadi stirena. Dilakukan dengan melewatkan glembung udara pada campuran reaktan yang berfase cair pada suhu 100-130^{0}C. epoksidasi dari etilbenzena hidroperoksida menjadi *α-pehenylethanol* dan propilen oksida adalah kunci dari pengembangan proses ini. Dilakukan dengan melewatkan glembung udara pada campuran reaktan yang berfase cair pada suhu 100-130^{0}C dengan bantuan katalis *molybdenum naphthenate* yang terlarut di dalamnya ataupun katalis Ti yang di-*support* dengan silika sebagai katalis yang bersifat hetrogen. Dari beberapa reaktor yang dirangkai secara seri yang dilengkapai pendingin diantara reator-

reaktor tersebut. Dehidrasi dari *α-pehenylethanol* menjadi stirena terjadi pada katalis asam pada suhu 225^0C. proses pemulihan dan penjernihan dari metode juga besifat kompleks jika dibandingkan dengan proses dehidrogenasi etilbenzena. Alasanya adalah reaksi samping teroksigenasi terbentuk di dalam reaktor, khususnya untuk senyawa seperti aldehide. Diketahui aldehide adalah senyawa yang menghalangi stirena untuk berpolimerisasi dan menyebabkan warna yang tidak stabil. Sehingga pemurinian yang lebih lanjut perlu dilakukan (Chen, dkk., 2000). Menurut Tsuji, dkk (2006) dalam memproduksi 1ton propilen oksida maka 2,5ton stirena akan terbentuk.

Berikut merupakan tabel perbandingan jenis proses pembuatan stirena dapat dilihat pada Tabel 1.10

Tabel 1. 10 Perbandingan Proses dan Kondisi Operasi Stirena

PROSES		
Nama	Dehidrogenasi Etilbenzena *(Fina-Badger Processes)*	Koproduksi Propilen Oksida dengan Stirena *(ARCO Processes)*
langkah	Dehidrogenasi etilbenzena secara langsung	mengoksidasi etilbenzena menjadi etilbenzena hidroperoksida, lalu epoksidasi dari etilbenzena hidroperoxida dengan propilen untuk membentuk *α-phenylethanol* dan propilen oksida, terakhir adalah mendehidrasi senyawa *α-pehenylethanol* menjadi stirena

PROSES				
Reaktan	Etilbenzena		Etilbenzena dan O_2,	
Medium	*Steam*		Larutan	
Katalis	Shell-105 yang mempunyai komponen terdiri dari Fe_2O_3, Cr_2O_3, K_2CO_3 atau katalis 40-90% Fe_2O_3, 5-30% K_2O		*molybdenum naphthenate*, asam	
Reaktor	Tipe	*fixed-bed reactors*	*Multiple bubble reactors*	
	Tekanan	41 kPa	Tekanan	1,5-6 MPaG
	Suhu	550 – 680°C	Suhu	100-225^{0}C
	Konversi	60-70%	Konversi	-
	Selektivitas	95%	Selektivitas	-
	Fasa	Gas	Fasa	*Multiple phase*
	Yields	88--95%	Yields	-
Bahan pembantu	Steam, inhibitor *4-tert-butylcatechol (produk dan pengemasan), dinitrophenol/ dinitrocresol*		Inhibitor	
Keuntungan	Dilakukan pada tekanan yang relatif rendah selektivitas tinggi, reaksi secara langsung, 90 % industri menggunakan metode ini		Suhu relatif rendah,	
Kekurangan	Suhu tinggi		Reaksi tidak langsung dan diperlukan melakukan beberapa langkah (langkah rumit), dan *yield* rendah	
Status	Komersial		percobaan	

1.3.3 Pemilihan Proses

Proses dehidrogenasi adalah proses yang umum dilakukan oleh industri-industri yang telah berdiri. dapat dilihat bawa pembuatan stirena dengan proses dehidrogenasi dengan bantuan *steam* mengingat proses ini adalah yang paling umum. selain itu proses ini juga bekerja pada tekanan

yang rendah. Dan jika menggunakan proses koproduksi dengan propilen oksida akan melalui proses reaksi yang cukup rumit dan proses pemurniannya pun cukup sama halnya rumit seperti pemurnian dari proses dehidrogenasi.

Sehingga pemilihan proses yang akan digunakan berdasarkan Tabel 1.10 dapat dilihat bawa pembuatan stirena dengan proses dehidrogenasi etilbenzena dengan bantuan steam mengingat proses ini adalah yang paling umum, simple, dilakukan pada tekanan yang rendah dan sangat umum dilakukan pada industri-industri yang telah berdiri.

1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinematika

1.4.1 Tinjauan Termodinamika

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

$$C_6H_5CH_2CH_3 \leftrightarrow C_6H_5CH=CH_2 + H_2 \qquad (1.1)$$

Nilai (ΔH_f^o) masing-masing komponen pada suhu 298 K dapat dilihat padat Tabel 1.11.

Tabel 1. 11 Nilai Enthalpy Pembentukan Standar

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

(Sumber: Yaws, 1999)

Setelah mengetahui nilai (ΔH_f^o) pada masing masing komponen, kemudian menghitung enthalpy reaksi pada Suhu 298 K

- Enthalpy reaksi pada 298 K

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

$$\Delta H_{r(298)} = [\Delta H_f^0(C_8H_8) + \Delta H_f^0(H_2)] - [\Delta H_f^0(C_8H_{10})]$$

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

$$\Delta H_{r(298)} = 159,86 \text{ (kJ/mol)}$$

Setelah nilai entalpi reaksi diketahui, kemudian menghitung nilai Gibbs keseluruhan pada reaksi yang sama pada suhu 298K. berikut adalah Tabel 1.12 berisi nilai Gibbs masing masing komponen

Tabel 1. 12 Nilai Energi Gibbs

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

(Sumber: Yaws, 1999)

Energi Gibbs secara keseluruhhan: reaksi pada 298 K

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

$\Delta G_{r(298)}$=[$\Delta G_f^0(C_8H_8)$ + $\Delta G_f^0(H_2)$] - [$\Delta G_f^0(C_8H_{10})$]

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

$\Delta G_{r(298)}$= 8,31E+01 (kJ/mol)

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

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

Berdasarkan dari Van Ness (1997), maka:

$$\ln K_1 = \left(\frac{-\Delta G°r}{T.R}\right) \quad (1.4)$$

$$\ln K_1 = \frac{1}{T} x \frac{-(83{,}1) kJ/mol}{8.314472 \text{j/k.mol}}$$

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

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

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

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

$$K_1 = 0{,}967015$$

Pada suhu 620^0C (893 K), besarnya konstanta kesetimbangan K_2 dapat di hitung dengan persamaan:

$$ln\frac{K_2}{K_1} = \left[\frac{-\Delta Hr}{R}\right]\left[\frac{1}{T2} - \frac{1}{T1}\right] \quad (1.5)$$

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

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

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

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

$$K_2 = 0{,}952745 \text{ x } 0{,}967015$$

$$K_2 = 0{,}952745 \text{ x } 0{,}967015$$

$$K_2 = 0{,}921319$$

Reaksi berjalan searah atau produk bersifat dominan apabila nilai K > 1, dan dari hasil perhitungan nilai kesetimbangan K1 dan K2 berturut-turut adalah 0,967015 dan 0,921319 sehingga hal ini menunjukan bahwasanya reaktan bersifat dominan pada saat K < 1.

1.4.2 Tinjauan Kinetika

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

a. Karakteristik Katalis

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

b. Tinjauan Kinetika

Kinetika reaksi dari dehidrogenasi etilbenzena menurut Luyben (2011) didefinisikan mengalami berbagai reaksi. Sebanyak 6 kemungkinan reaksi yang terjadi di dalam reaktor. Berikut ini adalah reaksi kimia yang terjadi di dalam reaktor.

$C_6H_5CH_2CH_3 \leftrightarrow C_6H_5CHCH_2 + H_2$ (1.6)

$C_6H_5CH_2CH_3 \rightarrow C_6H_6 + C_2H_4$ (1.7)

$C_6H_5CH_2CH_3 + H_2 \rightarrow C_6H_5CH_3 + CH_4$ (1.8)

$2H_2O + C_2H_4 \rightarrow 2CO + 4H_2$ (1.9)

$H_2O + CH_4 \rightarrow CO + 3H_2$ (1.10)

$H_2O + CO \rightarrow CO_2 + H_2$ (1.11)

Dengan laju reaksinya dirumuskan sebagai berikut:

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

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

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

$$R_3 = P_{eb} P_H k_3 exp^{-\frac{E_3}{RT}} \quad (1.15)$$

$$R_4 = P_W \left(P_e^{\,0,5}\right) k_4 exp^{-\frac{E_4}{RT}} \quad (1.16)$$

$$R_5 = P_W P_M k_5 exp^{-\frac{E_5}{RT}} \quad (1.17)$$

$$R_6 = P_W P_{CO} k_6 exp^{\left(-\frac{E_6}{RT}\right)} \quad (1.18)$$

Tabel 1.13 merupakan data yang digunakan Luyben, (2011). Dan semua laju reaksinya mempunyai satuan sebagai kmol $s^{-1}m^{-3}$. Nilai konsentrasinya ditujukan menggunakan nilai tekanan gas parsial dalam satuan pascal.

Tabel 1. 13 Nilai Kinetika Reaksi Dehidrogenasi Etilbenzena Menjadi Stirena

	K (kmol $s^{-1}m^{-3}$)	E (kJ/kmol)	Konsentrasi (Pascal)
Reaksi 1 *forward*	0.044	90.981	P_{Eb}
Reaksi 1 *backward*	6 x 10^{-8}	61.127	$P_S P_H$
Reaksi 2	27,100	207.989	P_{Eb}
Reaksi 3	6.484 x 10^{-7}	91.515	$P_{Eb} P_H$
Reaksi 4	4.487 x 10^{-7}	103.997	$(P_W)^2 P_E$
Reaksi 5	2.564 x 10^{-6}	6723	$P_W P_M$
Reaksi 6	1779	73.638	$P_W P_{CO}$

(sumber: Luyben, 2011)

Jika dengan meninjau dari data pada Tabel 1.13 secara kimia bahwasanya jika reaksi menggunakan suhu yang tinggi akan sangat membantu reaksi tersebut dikarenakan energi aktivasi untuk reaksi *forward* itu lebih besar daripada energi aktivasi reaksi baliknya. Reaksinya bersifat endotermik. Dan secara kinetik dapat diketahui bahwasanya menggunakan tekanan yang rendah pada saat reaksi dan menggunakan etilbenzena dengan konsentrasi yang pekat akan sangat menguntungkan dalam memproduksi stirena (Luyben, 2011).

Menurut Hirano (1986) reaksinya didefinsikan sebagai berikut:

$$r_{St} = \frac{k_{St} k_{Eb} P_{Eb}}{k_{Eb} P_{Eb} + k_{St} P_{St}} \tag{1.19}$$

$$r_{Bz} = \frac{k_{Bz} k_{Eb} P_{Eb}}{1 + k_{Eb} P_{Eb} + k_{St} P_{St}} \tag{1.20}$$

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

Dengan menggunakan katalis dengan komposisi Fe sebesar 80% dan K sebesar 20% dan didapatkan data K-nya pada Tabel 1.14

Tabel 1. 14 Konstanta Laju Reaksi dan konstanta Kesetimbangan Adsorpsi Etilbenzena pada Suhu 580ºC Pembentukan Stirena, Benzena, & Toluena

katalis	K_{Bz} x10^5/mol.g^{-1}min^{-1}	$(K_{Eb})_{Bz}$/atm^{-1}	K_{Tl} x 10^5/mol.g^{-1}min^{-1}	$(K_{Eb})_{Tl}$/atm^{-1}	K_{St} x 10^5/mol.g^{-1}min^{-1}	K_{St}/K_{Eb}
80Fe-20K	1,20	18,2	0,57	54,9	34,0	8,37

(Sumber: Hirano, T.1986)

Dan menurut Abdalla, dkk (1994), didapatkan data tabel kinetika intrinsik katalis industri pada Tabel 1.15 dengan persamaan laju rakasinya dirumuskan sebagai berikut:

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

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

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

$$R_4 = k_4 P_{H_2} P_{Eth}^{0,5} \quad (1.25)$$

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

$$R_6 = k_6\left(\frac{P_{Tl}}{T^3}\right) P_{H2O} P_{CO} \quad (1.27)$$

$$k_i = Exp[Ai - \left(\frac{Ei}{RT}\right)] \quad (1.28)$$

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

Tabel 1. 15 Data Kinetika Reaksi

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

(sumber: Abdalla, dkk., 1994)

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

Dalam upaya mendapatkan kualitas produk yang sesuai spesifikasi dan target yang telah ditetapkan, maka proses pembuatan stirena dengan menggunakan etilbenzena sebagai bahan baku utama pembuatanya, dapat dirancang berdasarkan variable-variabel utama seperti spesifikasi produk, spesifikasi bahan baku, spesifikasi bahan pembantu serta pengendalian proses.

2.1 Spesifikasi Produk

Berikut pada Tabel 2.1, merupakan sifat fisika dan kimia dari produk akhir berupa stirena,toluene dan benzena yang akan dihasilkan

Tabel 2. 1 Spesifiaksi Produk

Karakteristik	Produk	Produk samping	
	Stirena	Benzena	Toluena
Rumus kimia	C_8H_8/ $C_6H_5CH=CH_2$	C_6H_6	C_7H_8
Berat molekul	104.153 g/mol	78,115 g/mol	92,14 g/mol
Fase fisik	Cair	Cair	Cair
Kemurnian	99%	-	-
Titik Beku	-30,6 ^{0}C	5,53 ^{0}C	-
Titik Didih,	145,15^{0}C	80,094 ^{0}C	110,6 ^{0}C
Densitas, pada 25 ^{0}C	0,8998 g/ml	0,8736 g/cm3	0,8631 g/cm3
Viskositas 25 ^{0}C	20^{0}C = 0,763 cP	0,6010 cP	1,47 cP
Tekanan Uap, 25 ^{0}C	0,6 kPa	12,6 kPa	-
Panas Pembakaran,	4262,78 kJ/mol	-	-
Tegangan permukaan 25 ^{0}C	0,9059 dyn/cm	28,20 dyn/cm	27,9 dyn/cm
Temperatur kritis	362,1 ^{0}C	289.01 ^{0}C	318,65 ^{0}C
Volume kritis	3,37 mL/g	259.0 cm3/mol	0,316 L/(g.mol)

Tabel 2. 2 Spesifikasi Produk (Lanjutan)

Tekanan kritis	3,83 MPa	4,898 x 10^3 kPa	4,108 Mpa
Panas pembentukan, gas	147,4 kJ/mol	82,93 kJ/mol	-
Panas pembakaran	-4,263 MJ/mol	3,2676 x 10^3 kJ/mol	-
Panas peleburan	-11,0 kJ/mol	9,866 kJ/mol	-
Panas penguapan, 25 ^{0}C	421,7 J/g	33,899 kJ/mol	-
TBC (*Inhibitor*)	10-50		-
Kelarutan dalam air ,25 0C	-	0,180 g/100g H_2O	-
komposisi			
Stirena	Stirena dengan kemurnian 99 % berat. etilbenzena maksimal 1% berat Inhibitor TBC 10-15 ppm		
Benzena	Benzena dengan kemurnian 99% berat, toluene maksimal 1%		
Toluena	Toluena sebesar 99% berat, etilbenzena maksimal 0,2%berat, benzena maksimal 0,8% berat		

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

2.1.1 Sifat Kimia Produk

Berikut merupakan sifat kimia dari stirena, benzena dan toluena

1. Sifat Kimia Stirena (C_8H_8)

Secara kimia, stirena memliliki sifat yang cukup reaktif dan mudah terbakar, dapat menyebabkan iritasi pada kulit ataupun pernapasan dan juga dan berbahaya terhadap kehidupan organisme air pada konsentrasi yang rendah. *National Fire Protection and Association* atau yang biasa dikenal NFPA 704 atau biasa juga

disebut sebagai simbol *hazard diamond*, tingkat bahaya untuk senyawa stirena dapat ditunjukan pada Gambar 2.1



Gambar 2. 1 *Hazard Diamond* Senyawa Stirena

Berdasarkan Gambar 2.1 bahwasanya senyawa stirena dapat digolongan dalam 4 macam hal berikut:

a. Reativitas (warna kuning)

   Menurut NFPA 704 senyawa stirena digolongkan dengan nomer 2 yang artinya senyawa stirena sangat reaktif

b. Terbakar (warna merah)

   Menururut NFPA 704 bahwasanya senyawa stirena termasuk kedalam golongan yang mudah terbakar dan dikategorikan dalam nomer 3 yaitu senyawa yang mudah terbakar meskipun suhu di bawah 100^0C

c. Bahaya Kesehatan (warna biru)

   Untuk bahaya kesehatan menurut NFPA704 senyawa stirena digolongkan dengan nomer 2 yang artinya senyawa stirena bersifat berbahaya bagi kesehatan

d. Peringatan khusus (warna putih)

Untuk waran putih, senyawa stirena tidak memiliki peringatan khusus apapun.

2. Benzena (C_6H_6)

Secara kimia senyawa benzena memilikai sifat yang stabil, mudah terbakar dan juga berbahaya untuk kesehatan jika terkana paparanya. Dapat menyebabkan iritasi mata dan kulit ataupun saluran pernafasan. Menurut NFPA 704 senyaw benzena memiliki *hazard diamon* seperti pada Gambar 2.2



Gambar 2. 2 *Hazard diamond* Senyawa Benzena

Berdasarkan Gambar 2.2 senyawa benzena dapat digolongkan dalam 4 macam hal sebagai berikut:

a. reaktivitas (warna Kuning)

Menurut hazard diamond pada Gambar 2.2 senyawa benzena digolongkan dengan nomer 0 yang artinya senyawa benzena tidak reaktif

b. Mudah terbakar (warna merah)

Menurut *hazard diamiond* pada Gambar 2.2 bahaya kebakaran, benzena digolongkan sebagai nomer 3 yang mana artinya benzena sangat mudah terbakar dan bahkan dibawah temperatu 100^0C

c. Bahaya kesehatan (warna Biru)

Menurut *hazard diamond* pada Gambar 2.2 senyawa benzena dimasukan ke dalam golongan nomer 2 yang artinya senyawa benzena bersifat berbahaya bagi kesehatan

d. Peringatan khusus (warna Putih)

Menurut *hazard diamond* pada Gambar 2.2 senyawa benzena tidak memiliki beringatak khusus apapun

3. Toluena (C_7H_8)

Secara kimia senyawa toluena memilikai sifat yang stabil, mudah terbakar dan juga berbahaya untuk kesehatan seperti membuat iritasi mata dan kulit ataupun sluran pernafasan. jika terkana paparanya. Menurut NFPA 704 senyawa toluena memiliki *hazard diamon* seperti pada Gambar 2.3



Gambar 2. 3 *Hazard Diamond* Senyawa Toluena

Berdasarkan Gambar 2.3 senyawa toluena dapat digolongkan dalam 4 macam hal sebagai berikut:

a. Reativitas (warna Kuning)

Menurut hazard diamond pada Gambar 2.3 senyawa toluen golongkan dengan nomer 0 yang artinya senyawa benzena tidak reaktif

b. Mudah terbakar (warna merah)

Menurut hazard diamiond pada Gambar 2.3 bahaya kebakaran, toluene memiliki tinkat mudah terbakar nomer 3 yang mana artinya toluene sangat mudah terbakar dan bahkan dibawah temperatur 100^0C

c. Bahaya kesehatan (warna Biru)

Menurut hazard diamond pada Gambar 2.3 senyawa toluene dimasukan ke dalam golongan nomer 2 yang artinya senyawa toluena bersifat berbahaya bagi kesehatan

d. Peringatan khusus (warna Putih)

Menurut hazard diamond pada Gambar 2.3 senyawa toluene tidak memiliki peringatan khusus apapun.

2.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung

Berikut merupakan sifat fisika dan kimia dari bahan baku dan pendukung yang terlibat dalam proses pembuatan stirena. Sifat fisika bahan baku dan bahan pendukung dapat dilihat pada Tabel 2.3

Tabel 2. 3 Sifat Fisik Bahan Baku dan Bahan Pendukung

Karakteristik	Bahan baku	Bahan pendukung	Katalis	Inhibitor	
Nama senyawa	Ethyl benzena	Steam	Katalis shell 105	TBC	Dinirocresol
Rumus kimia	C_8H_{10}	H_2O	-	$C_{10}H_{14}O_2$	$C_7H_6N_2O_5$
Berat molekul kg/mol	106,16 kg/mol	18,02 g/mol	-	166.217 g/mol	198,134 g/mol
Fase	Cair	Gas	Padat/pelet	-	Padat
Kenampakan	*colourless*	*colourless*	-	-	*Kuning*
Titik didih, ^{0}C	136^{0}C	100^{0}C	-	285 0C	312 0C
Suhu kritis, ^{0}C	346,4^{0}C	-	-	-	-
Densitas, kg/m^3	0,867	0,998	Bulk density ±1282	-	1,58 g/cm3
Viskositas, cp	0,669 cp (20^{0}C)	-	-	-	-
Komposisi	99 % wt	100%	Fe_2O_3=84,3 % K_2CO_3=13,3 % Cr2O3=2,4 %	-	-
	0,7% toluena 0,3 % benzena	-	Diameter 25 mm Kenampakan, merah	-	-

(Sumber: Yudistira, dkk., 2012)

2.3 Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas dimaksudkan untuk menjaga, kualitas dari bahan bahan yang akan diproses dan juga produk yang telah jadi. Dengan maksud

untuk memantau sejauh mana kualitas dan mutu dari bahan-bahan tersebut ataupun, produk yang telah dibuat.

Dengan harapan saat proses produksi bahan-bahan yang digunakan memenuhi standar. Supaya tidak memberatkan alat-alat proses. Sehingga hasilnya juga memenuhi kriteria dan standar perusahaan.

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

2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas bahan baku diperuntukan untuk mengontrol kualitas bahan-bahan yang akan dimasukan ke dalam proses produksi. Bertujuan untuk meminimalisir adanya hal-hal yang kurang menguntungkan ketika produksi sedang berjalan yang diakibatkan kaerna kualitas bahan baku tidak sesuai dengan standar yang ditetapkan. Penggunan bahan baku yang kurang memenuhi setandar akan memberatkan alat proses ketiak produksi.

2.3.2 Pengendalian Kualitas Bahan Pendukung

Pengendalian bahan pendukung memliliki tujuan yang sama seperti pengendalian kualitas bahan baku. Karena bahan pendukung juga kan memasuki alat proses, maka kualitas dari bahan pendukung juga mempunyai standar tertentu. Apabila standar tersebut tidak dipenuhi maka kemungkinan terjadi hal yang tidak diinginkan saat proses produksi lebih besar dan juga mengakibatkan bertambahnya biaya. Dengan demikian langkah *preventive*-nya adalah mengendalikan kualits dari, bahan tersebut. Dan mengikuti standar yang telah ditetapkan.

2.3.3 Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian dalam kualitas produk dilakukan oleh *quality control* (QC) dimana bertujuan untuk memastikan apakah kualitas suatu produk sudah mencapai standar yang telah ditetapkan perusahan, sebelum produk itu dijual keluar oleh perusahan.

2.3.4 Pengendalian Proses Produksi

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

alarm, ataupun sebagainya. Dan apabila terjadi penyimpangan maka penyimpangan tersebut harus dikembalikan pada kondisi *setting*-an semula (Baya, dkk., 2022). Dan ketika proses beroperasi ataupun proses dimatikan melakukanya dengan cara manual ataupun otomatis. Adapun jenis-jenis alat kontrolnya dan indikator nya adalah sebagai berikaut:

a. *Flow control* dan *flow indicator*

   Flow kontrol adalah alat yang berfungssi untuk mengukur dan mengatur kecepatan fluida yang lewat di dalam pipa.dengan cara membuka tutup *valve* dari pipa. Sedangkan *flow indicator* adalah alat untuk mengientifikasi apakah ada bahan yang lewat atau mengalir di pipa tersebut.

b. *Temperature control* dan *temperature indicator*

   Temperature control berfungsi untuk mengkontrol dengan cara men-setting *temperature* yang diinginkan suatu sistem dengan cara membuka ataupun menutup *valve* aliran pipa pemanas ataupun pendingin yang dibutukhan. Sedangkan temperature indikator adalah alat untuk memonitoring angka dari temperatur yang terukur di dalam sistem.

c. *Pressure control* dan *pressure indicator*

   Pressure control adalah suatu alat untuk mengkontrol tekanan dalam *vessel* ataupun bejana dengan cara men-setting nilainya. yang mana akan direalisasikan dengan membuka atau menutupnya *valve* atau *vent.* Sedangkan untuk *pressure*

indicatornya adalah alat untuk mengukur tekanan dalam sistem tersebut.

d. *Level control* dan *level indicator*

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

e. Indicator dry run

Adalah sebuah indikator yang berfungsi untuk mengetahui apakah sistem bekerja pada keadan kering atau kosong dan berada sebelum pipa bagian *inlet* pompa.

2.3.5 Pengendalian Kualitas Produk

Pengawasan terhadap produk sejatinya adalah rentetan pengujian produk dari ketika masih menjadi bahan baku, sedang diproses ataupun menjadi produk. gunanya untuk memastikan bahwasanya bahan-bahan tersebut sudah berada pada standar yang ditetapkan.

2.3.6 Pengendalian Kualitas Produk pada Saat Pemindahan

Pengandalian kualitas suatu produk pada saat pemindahan adalah pengendalian kualitas yang dilakukan ketika bahan akan I dipindahkan dari suatu tempat. Misalnya tempat penyimpanan ke dalam kemasan siap jual.

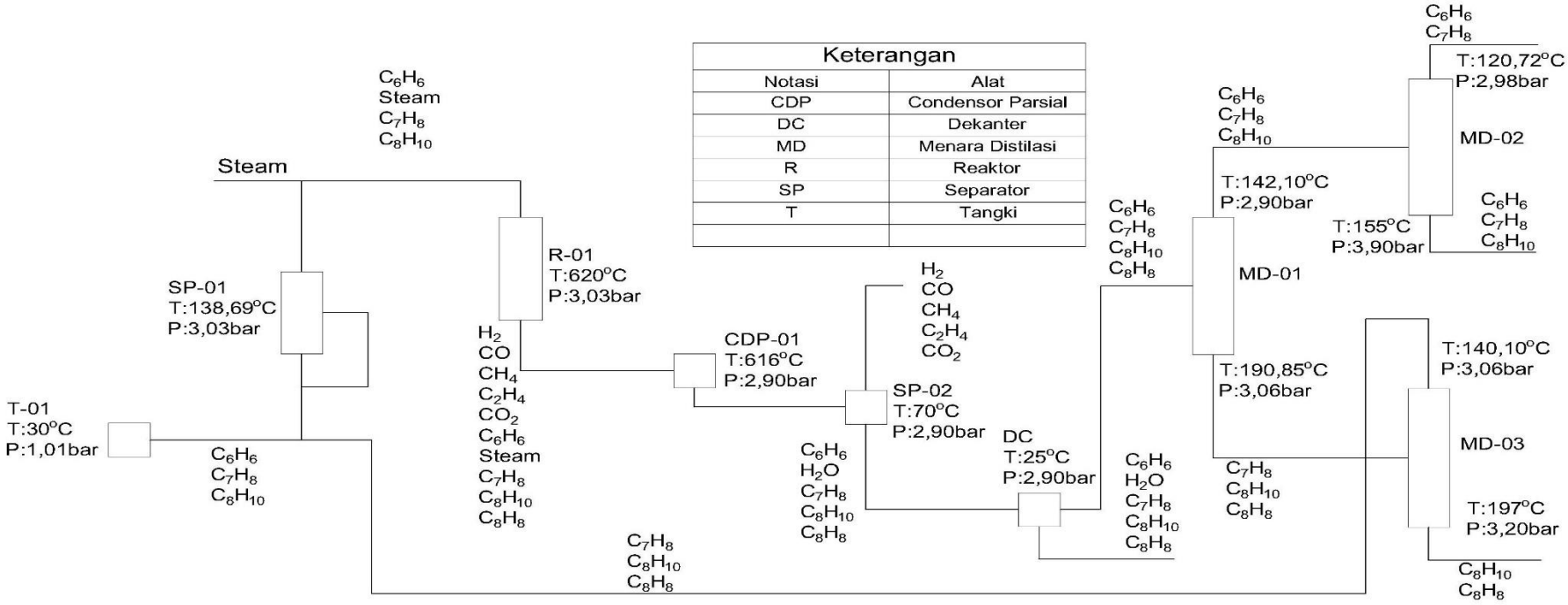
Di perlukan pengecekan kembali guna memastikan kembali dan mengawasi bahwasanya kualitas produk yang akan dipasarkan sesuai dengan standar yang ditetapkan dan tidak ada perubahan pada peroduknya ketika akan dipasarkan.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

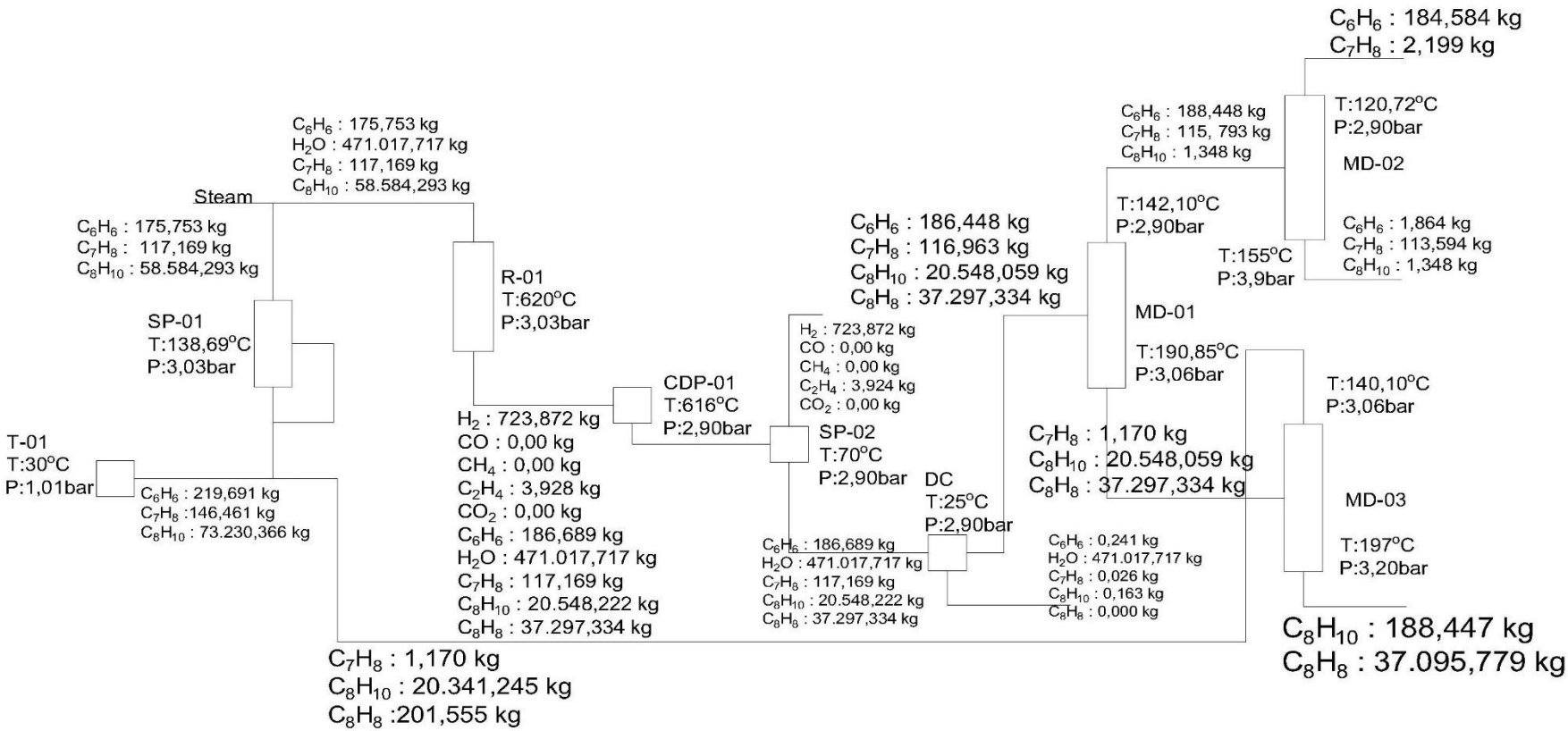
3.1 Diagram Alir Proses dan Material

3.1.1 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 3. 1 Diagram Alir Kualitatif

3.1.2 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 3. 2 Diagram Alir Kuantitatif

3.2 Uraian Proses

Pra-rancangan pabrik stirena dengan kapasitas 295.426 ton/tahun, menggunakan metode dehidrogenasi dari senyawa etilbenzena dalam fase gas. Dalam prosesnya katalis dibutuhkan yang mana fungsinya untuk membantu menurunkan energi aktifasi dalam proses pembentukan stirena.

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

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

3.2.1 Persiapan Bahan Baku dan Bahan Pembantu

Bahan baku etilbenzena mempunyai nilai kemurnian 99% dari produsen (Henang Fengda Chemical ltd) dialirkan dan disimpan ke dalam tangki penyimpanan (T-01) untuk persedian selama 15 hari pada suhu 30^{o}C dan tekanan 1,01325 bar.

Lalu ketika bahan baku akan diproses etilbenzena dialirkan dari tangki penyimpanan (T-01) ke unit operasi *vaporizer* (VP-01) untuk diubah fasanya menjadi gas. Sebelum masuk unit operasi *vaporizer* terlebih dahulu aliran tekanan bahan baku tersebut dinaikan menggunakan pompa dari 1,01325 bar menjadi 3 bar. Setelah masuk kedalam *vaporizer* bahan baku tersebut akan dipanaskan sehingga fasenya berubah dari air menjadi gas dari suhu 30^{o}C menjadi 140^{o}C. sehingga sekitar 80% akan berubah menjadi fase

gas dan yang selebihnya adalah fase cair yang lalu aliran bahan multifase tersebut akan dipisah pada alat operasi *separator* (SP-01). Fase gas akan menjadi hasil atas *separator* dan fase cair yang berada di *separator* akan dikembalikan ke *vaporizer* menjadi arus *recycle* bahan baku pada unit operasi *vaporizer* (VP-01).

Dan sebelum etilbenzena masuk kedalam reaktor bahan baku tersebut ditambahi dengan superheated steam dengan perbandingan 1:8 yang mana steam tersebut mempunyai tujuan untuk menurunkan tekanan parsial dari bahan baku, merawat katalis dari pembentukan kokas dan memberikan energi tambahan dalam reaksi pembentukan stirena.

3.2.2 Proses Reaksi Pembuatan Produk

Setelah bahan baku telah diubah fasenya menjadi gas pada *vaporizer* (VP-01) dan dan diambil hasil atasnya yang berfase gas pada *separator* (SP-01) dan juga ditambahkan dengan *superheated steam* bahan baku berfase gas tersebut dan juga steam tersebut dialirkan ke dalam reaktor untuk dipanaskan secara lebih lanjut ke suhu 620ºC sebelum dilewatan pada katalis Shell 105 yang disusun di dalam reaktor (R-01) sehingga reaksi dehidrogenasi senyawa etil benzena menghasilkan senyawa stirena dan hidrogen. Terdapat juga reaksi samping berupa reaksi pembentukan benzene dan etilene. Reaktor *fixed bed* ini dipanaskan menggunakan radiasi dari api sehingga reaktor ini adalah reaktor pipa berkatalis yang ditempatkan di dalam *furnaces*.

3.2.3 Proses Pemisahan Dan Pemurnian

Setelah reksi pembentukan stirena di dalam reaktor (R-01) selesai aliran produk selanjutnya akan dimurnikan produknya dari bahan bahan lainya seperti etilbezena yang belum bereaksi dan juga reaksi hasil samping seperti benzena, etilena, dan juga air ataupun hidrogen.

Pertama aliran dari reaktor akan dialirkan menuju unit operasi kondensor parsial (CDP-01) untuk dikondensasikan terlebih dahulu sebelum setiap komponen dari aliran tersebut dipisahkan. Pada alat CDP-01 tersebut suhu aliran tersebut akan dikondaensasi menggunakan *cool water*. suhu 616^{o}C diturunkan menjadi suhu 69,85^{o}C pada tekanan 2,9 bar sehingga komponen-komponen seperti benzena, air, toluena, etilbenzena dan juga stirena berubah fasanya menjadi cair. Dan komponen-komponen seperti hidrogen dan juga etilena yang tidak dapat terkondensasi akan dipisahkan pada unit proses *separator* (SP-02). Setelah aliran tersebut dipisahkan dari komponen-komponen yang tidak dapat terkondensasi, aliran dengan fasa cair di *separator* (SP-02) akan dialirkan menuju alat *cooler* (CL-01) dari suhu 69,85^{o}C menjadi 25^{o}C dengan media pendingin *chill water*. Setelah suhu aliranya mempunyai suhu 25^{o}C kemudian aliran tersebut akan di distribusikan ke alat unit operasi dekanter yang terdiri dari 5 buah dekanter. Pada alat-alat dekanter tersebut produk organik berupa benzena, toluena, etilbenzena dan juga stirena akan dipisahkan dari komponen anorganik seperti air proses pada aliran tersebut. Komponen air proses akan dialirkan menuju unit pembuangan limbah sedangkan fase organiknya, akan diproses

dialirkan ke menara distilasi untuk dipisahkan setiap komponennya. Aliran yang keluar dari dekanter dialirkan akan disatukan kembali dan dialirkan menggunakan pompa menuju *heat exchanger* (HE-01) untuk dipanaskan terlebih dahulu sebelum memasuki unit operasi menara distilasi (MD-01) dengan komponen kunci ringan berupa toluena dan komponen kunci berat berupa etiletibenzena. Pada unit operasi MD-01 didapatkanlah hasil atas yang mana berupa campuran dengan komponen benzena, dan juga toluena dan sedikit etilbenzena, yang mana keluar pada suhu 142,1^{0}C dengan tekanan 2,9 bar yang kemudian akan dialirkan ke kondensor (CD-01) dan setelah itu dialirkan ke alat penampung sementara. Setelah itu aliranya akan dipisah menjadi 2 bagian, yang pertama akan dipompakan kembali ke MD-01 untuk dijadikan *reflux* dan aliran yang kedua kan dipompakan ke menara distilasi (MD-02). Hasil bawah MD-01 yang berupa campuran dari 1% toluena dan selebihnya adalah campuran etibenzena dan juga stirena. Aliran hasil bawah MD-01 ini akan dialirkan menuju alat *reboiler* (Rb-01) yang akan dipanaskan pada suhu 190,85ºC sehingga mendidih dan terbentuklah fase uap dan juga fase cair. Fase cair akan dialirkan kembali ke MD-01, dan sebagianya fase cairnya akan dipompakan menujau alat menara destilasi (MD-03). Pada MD-02 terjadi pemisahan antara komponen benzena yang akan menjadi hasil atas dan juga toluena yang menjadi hasil bawah menara. Pada hasil atas MD-02 yang berupa fase gas akan dialirkan menuju kondensor (CD-02) dan lalu ditampung pada penampungan sementara (Acc-02) yang mana sebagianya akan dipompa kembali ke dalam MD-02

dan juga sebagian lain akan dipompakan akan didinginkan terlebih dahulu menggunakan *cooler* (CL-02) dari suhu 120,72ºC ke suhu 30ºC dengan media *cooling water*, sebelum dipompakan ke tangki (T-02) yang berisi produk benzena. Sedangkan hasil bawah dari dari menara distilasi (MD-02) yang berupa fase cair akan dialirkan ke *reboiler* (Rb-02) untuk dididihkan kembali sehinga terbentuk fase gas dan fase cair. Fase gas akan mengalir kembali ke MD-02 sedangkan fase cairnya akan dipompakan menuju alat pendingin dari suhu 155ºC menjadi suhu 30ºC dengan bantuan media pendingin berupa *cooling water* sebelum akhirnya dipompa dan ditampung ke tangki (T-03). Diketahui bahwa hasil bawah MD-01 yang berupa fase cair sehingga dimasukan ke dalam *reboiler* untuk dididihkan pada *reboiler* (Rb-01) sehingga terbentuk fase gas dan cair, yang mana fase gas akan mengalir kembali ke MD-01 dan yang cair akan dipompa menuju menara distilasi (MD-03). Dan pada unit proses pada MD-03 ini akan dipisahkan antara etilbezena dan juga stirena. Etilbenzena akan menjadi produk hasil atas MD-03 yang mana akan dikondensasi pada kondensor (CD-03) yang lalu aliranya akan dialirkan ke tangki penampung sementara (Acc-03) yang mana sebagianya akan dipompakan kembali ke MD-03 sebagai *reflux* dan sebagianya lagi akan dipompakan kembali ke aliran sebelum reaksi sebagai arus *recycle.* Hasil bawah MD-03 yang mana banyak mengandung stirena akan mengalir menuju *reboiler* (Rb-03) yang akan dididihkan kembali, sehingga sebagian akan berubah menjadi fase gas dan akan mengalir kembali menuju MD-03 dan sebagian lainya akan dipompakan ke alat

cooler (CL-04) dari suhu 197ºC ke suhu 30ºC dengan media pendingin *cooling water* dan setelah itu diompakan menuju tangki penyimpanan produk (T-04).

3.3 Spesifikasi Alat

3.3.1 Spesifikasi Reaktor

a. Reaktor

Spesifikasi

Kode	:	R-01
Fungsi	:	Mereaksikan C_8H_{10} dengan media bantu berupa steam menjadi C_8H_8
Jenis/tipe	:	Reaktor *fixedbed multitube* dengan pemanas api
Mode operasi	:	*Steady state*
Jumlah	:	1
Harga	:	8.432.431 USD

Kondisi Operasi

Suhu (ºC)	:	620-616
Tekanan (bar)	:	3,03975
Kondisi proses	:	Fase gas

Konstruksi dan material

Jenis Pipa	:	*Carbon steel A285*
Isolator	:	*Magnesium oksida brick* (MGO)

Dimensi

Tinggi bed (m)	:	5,43
Panjang (m)	:	25,25
Lebar (m)	:	13,60
Tebal isolator (m)	:	2,11
Tinggi stack (m)	:	5

Katalis

Jenis	:	Shell 105
Bentuk	:	Butiran
Diameter (m)	:	$12,5 \times 10^{-6}$
Porositas	:	0,45

3.3.2 Spesifikasi Alat Pendukung dan Pemisah

a. *Separator* (SP-01)

Spesifikasi

Kode	:	SP-01
Fungsi	:	Memisahkan fasa gas dan cair dari aliran yang keluar *vaporizer* (VP-01)
Jenis/tipe	:	*Vertical separator*
Mode operasi	:	*Steady state*
Jumlah	:	1
Harga	:	22.236 USD

Kondisi Operasi

Suhu (^oC)	:	139,69
Tekanan (bar)	:	3,03
Kondisi proses	:	*Continuous*

Konstruksi dan material

Bahan konstruksi	:	*Carbon steel*

Dimensi

Volume (m^3)	:	6.288,19
Tinggi (m)	:	6,38
Diameter (m)	:	2

Tebal *vessel* (*inch*) : 3/32

b. *Separator* (SP-02)

Spesifikasi

Kode	:	SP-02
Fungsi	:	Memisahkan gas-gas yang tidak dapat terkondensasi pada kondensor parsial (CDP-01)
Jenis/tipe	:	*Vertical separator*
Mode operasi	:	*Steady state*
Jumlah	:	1
Harga	:	21.001 USD
		Kondisi Operasi
Suhu (^oC)	:	70
Tekanan (bar)	:	2,98
Kondisi proses	:	*Continuous*
		Konstruksi dan material
Bahan konstruksi	:	*Carbon steel*
		Dimensi
Volume (m^3)	:	4.731,36
Tinggi (m)	:	18,70

Diameter (m) : 4

Tebal vessel : 3/32

(*inch*)

c. *Decanter*

Spesifikasi

Kode : DC-01 (A-E)

Fungsi : Memishkan komponen organik seperti C_6H_6, C_7H_8, C_8H_{10}, C_8H_8 dari air proses

Jenis/tipe : *Vessel decanter (horizontal)*

Mode operasi : *Steady state*

Jumlah : 5

Harga : 129.731 USD

Kondisi Operasi

Suhu (°C) : 25

Tekanan (bar) : 2,90

Kondisi proses : *Continuous*

Konstruksi dan material

Bahan konstruksi	:	*Carbon steel*

Dimensi

Volume (m^3)	:	50,95
Panjang (m)	:	9,42
Diameter (m)	:	2,79
Tebal vessel (*inch*)	:	3/32
Over design	:	20%

d. Menara Distiilasi 01 (MD-01)

Spesifikasi

Kode	:	MD-01
Fungsi	:	Memishakan campuran komponen antara C_6H_6 dan C_7H_8 dengan campuran antara C_8H_{10} dan C_8H_8
Jenis/tipe	:	*Tray tower*
Mode operasi	:	*Continous*
Jumlah	:	1 unit

Harga	:	243.246 USD
		Kondisi Operasi
Umpan (°C)	:	188,86
Distilat (°C)	:	142,10
Bottom (°C)	:	190,84
Tekanan (bar)	:	2,90
		Konstruksi dan material
Bahan konstruksi	:	*Carbon steel*
		Dimensi
Tinggi (m)	:	12,39
Diameter (m)	:	1,52
		Tray
Jenis tray	:	*Sieve*
Tebal tray (m)	:	5×10^{-3}
Tray spacing (m)	:	0,15

Jumlah *plate* : 37

actual

e. Menara Distilasi 02 (MD-02)

Spesifikasi

Kode : MD-02

Fungsi : Memishakan campuran antara komponen C_6H_6 dan C_7H_8

Jenis/tipe : *Tray tower*

Mode operasi : *Continous*

Jumlah : 1 unit

Harga : 210.813 USD

Kondisi Operasi

Umpan (°C) : 130,67

Distilat (°C) : 120,72

Bottom (°C) : 155,25

Tekanan (bar) : 2,90

Konstruksi dan material

Bahan konstruksi	:	*Carbon steel*
		Dimensi
Tinggi (m)	:	16,18
Diameter (m)	:	0,34
		Tray
Jenis tray	:	*Sieve*
Tebal tray (m)	:	5×10^{-3}
Tray spacing (m)	:	0,45
Jumlah *plate actual*	:	28

f. Menara Distilasi 03 (MD-03)

Spesifikasi

Kode	:	MD-03
Fungsi	:	Memishakan campuran komponen antara C_8H_{10} dan C_8H_8
Jenis/tipe	:	*Tray tower*

Mode operasi	:	*Continous*
Jumlah	:	1 unit
Harga	:	2.623.884 USD

Kondisi Operasi

Umpan (°C)	:	190,85
Distilat (°C)	:	140,10
Bottom (°C)	:	197,34
Tekanan (bar)	:	3,07

Konstruksi dan material

Bahan konstruksi	:	*Carbon steel*

Dimensi

Tinggi (m)	:	36,09
Diameter (m)	:	3,35

Tray

Jenis tray	:	*Sieve*
Tebal tray (m)	:	5×10^{-3}

Tray spacing (m)	:	0,30
Jumlah *plate actual*	:	106

3.3.3 Spesifiaksi Tangki Penyimpanan

Tabel 3. 1 Spesifikasi Alat Penyimpanan Bahan Baku, Bahan pendukung dan Produk

Tangki	T-01	T-02	T-03	T-04
Fungsi	Menyimpan kebutuhan Etilbenzena (C_8H_{10})	Menyimpan produk samping berupa benzena (C_6H_6)	Menyimpan produk samping berupa toluena (C_7H_8)	Menyimpan produk utama berupa stirena (C_8H_8)
Lama penyimpanan	15 hari	1 bulan	1 bulan	1 bulan
Fasa	Cair	Cair	Cair	Cair
Jumlah tangki	1	1	1	1
Jenis tangki	Silinder vertikal	Silinder vertikal	Silinder vertikal	Silinder vertikal
Kondisi Operasi				
Suhu:	30^{o}C	30^{o}C	30^{o}C	30^{o}C
Tekanan:	1,01 bar	1,01 bar	1,01 bar	1,01 bar
Spesifikasi				
Bahan konstruksi	*Carbon steel*	*Carbon steel*	*Carbon steel*	*Carbon steel*
Volume (m^3)	90.29	566,07	394,99	44.566,72

Tabel 3. 2 Spesifikasi Alat Penyimpanan Bahan Baku, Bahan Pendukung dan Produk (Lanjutan)

Tangki	T-01	T-02	T-03	T-04
Diameter (m)	18,29	3,05	3,05	13,72
Tinggi tangki (m)	9,14	3,66	3,66	9,14
Jumlah Course	5	2	2	30
Tebal shell (inch)	0,26	0,50	0,50	0,19
Head & bottom				
Jenis head	*hemisperical*	*hemisperical*	*hemisperical*	*hemisperical*
Tebal head	-	-	-	-
Jenis bottom	*flat*	*flat*	*flat*	*flat*
Tebal Bottom (in)	0,26	0,50	0,50	0,19
Harga (USD)	5.463.868	97.298	129.731	2.724.947

3.3.4 Spesifikasi Expansion Valve dan Compressor

Tabel 3. 3 Spesifikasi *Expansion valve*

Nama		*Expansion Valve* 01
Kode		(EV-01)
Fungsi		Menurunkan tekanan umpan pada *steam* proses menuju reaktor
Jenis		*Globe valve*
Material		*Carbon steel*
Kondisi Operasi	T (^{0}C)	200
	P in (bar)	15,54
	P out (bar)	3,09
Ukuran pipa	ID (in)	1,38
	OD (in)	1,66
	SCH	40
	IPS (in)	1,25
	Luas (in2)	1,50
Panjang ekivalen (m)		10,67
Daya (Hp)		-
Jumlah		1
Harga (Rp)		13.926.500

3.3.5 Alat transportasi fluida

Tabel 3. 4 Spesifikasi Alat Transportasi Fluida

Spesifikasi	Keterangan										
Kode	P-01	P-02	P-03	P-04	P-05	P-06	P-08	P-09	P-10	P-11	P-13
Fungsi	Memompa fluida dari tangki pembelian ke T-01	Memompa bahan baku dari T-01 ke VP-01	Memompa bahan dari SP-02 ke DC	Memompa fluida keluardari DC ke MD-01	Memompa fluida dari Dekanter ke UPL	Memompa fluida dari Acc-01 ke MD-01 dan MD-02	Memompa fluida dari Rb-01 ke MD-03	Memompa fluida dari Acc-03 ke MD-03 dan arus *recycle*	Memompa fluida dari Acc-02 ke MD-02 dan ke T-02	Mempompa fluida dari Rb-03 ke T-04	Memompa fluida dari Rb-02 ke T-03
kondisi operasi											

Tabel 3. 5 Spesifikasi Alat Transportasi Fluida (Lanjutan)

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

Kode	P-01	P-02	P-03	P-04	P-05	P-06	P-08	P-09	P-10	P-11	P-13
Submersibility	*dry*	*dry*	*dry*	*dry*	*dry*	*dry*	*dry*	*dry*	*dry*	*dry*	*dry*
Jenis pompa	*Dinamic Pump*	*Dinamyc Pump*	*Dinamy Pump*	*Dinamyc Pump*	*Dinamyc Pump*	*Dinamyc Pump*	*Dinamyc Pump*	*Dinamyc Pump*	*Dinamyc Pump*	*Dinamy c Pump*	*Dinamy c Pump*
Efisiensi pompa	70%	80%	90%	80%	80%	35%	82%	70%	35%	80%	82%
Daya motor (Hp)	1,5	300	16000	75	75	3	1500	250	2	4500	1/2
Jumlah	2	2	2	10	10	2	2	2	2	2	2
Material Construction	*Carbon steel*	*Carbon steel*	*Carbon steel*	*Carbon steel*	*Carbon steel*	*Carbon steel*	*Carbon steel*	*Carbon steel*	*Carbon steel*	*Carbon steel*	*Carbon steel*
Harga (USD)	13.836	17.789	30.826	12.354	12.354	6.177	17.789	13.836	6.177	18.530	6.177

3.3.6 Spesifikasi Alat Penukar Panas

a. *Vaporizer* (VP-01)

Tabel 3. 6 Spesifikasi Alat *Vaporizer (VP-01)*

Spesifikasi	Keterangan
Kode	VP-01
Fungsi	Mengubah fasa umpan menjadi gas
Jenis	*Shell and tube*
Bahan	*Carbon steel*
Kondisi operasi	
Beban Panas (kJ/jam)	24.725.007,85
Luas transfer panas (m^2)	227,36
Tekanan (bar)	3,03
Shell	
Aliran fluida	Etilbenzena (fluida dingin)
Suhu masuk (^oC)	30
Suhu keluar (^oC)	139,69
ID (in)	42
Jarak baffle (m)	1,06
*Pressure drop*ss (Pa)	181,53
Tube	
Aliran masuk	Steam
Suhu masuk (^oC)	180

Tabel 3. 7 Spesifikasi Alat *Vaporizer (VP-01)* (Lanjutan)

Suhu keluar (^oC)	180
ID (in)	0,58
OD (in)	0,75
Nt	1.558
Passes	1
Pitch (in)	3/4 pada 15/16 *triangular pitch*
L (ft)	8
BWG	14
Pressure dropss (Pa)	2,90 x 10^{-4}
Rd	
Rd (kJ/m^2. s. K)	1,88
Rdmin (kJ/m^2. s. K)	0,52
Harga (USD)	102.781

b. Heat Exchanger (HE-01)

Tabel 3. 8 Spesifiakasi *Heater (HE-01)*

Spesifikasi	Keterangan
Kode	*Heat Exchanger* / HE-01
Fungsi	*Preheating* umpan sebelum masuk MD-01
Jenis	*Shell and tube*

Tabel 3. 9 Spesifikasi *Heater (HE-01)* (Lanjutan)

Bahan	*Carbon steel*
Kondisi operasi	
Beban Panas (kJ/jam)	79.434,69
Luas transfer panas (m^2)	135,71
Tekanan (bar)	2,98
Shell	
Aliran fluida	Benzena, toluena, etilbenzena, stirena
Suhu masuk (^oC)	25
Suhu keluar (^oC)	143,21
ID (in)	37
Jarak baffle (m)	1,06
Pressure dropss (Pa)	18,41
Tube	
Aliran masuk	*Steam*
Suhu masuk (^oC)	160
Suhu keluar (^oC)	160
ID (in)	0,58
OD (in)	0,75
Nt	1.240
Passes	1
Pitch (in)	3/4 pada 15/16 *triangular pitch*
L (ft)	6

Tabel 3. 10 Spesifikasi *Heater (He-01)* (Lanjutan)

BWG	14
Pressure dropss (Pa)	$2{,}8 \times 10^{-4}$
Rd	
Rd (kJ/m^2. s. K)	1,28
Rdmin (kJ/m^2. s. K)	0,88
Harga (USD)	85.733

c. Pendingin (CL-01)

Tabel 3. 11 Spesifiaksi *Cooler* (Cl-01)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	Pendingin 01 / CL-01
Fungsi	Menurunkan suhu aliran ke 25 ^oC
Jenis	*Shell and tube*
Bahan	*Carbon steel*
Kondisi operasi	
Beban Panas (kJ/jam)	2.463.494,25
Luas transfer panas (m^2)	77,63
Tekanan (bar)	2,98
Shell	
Aliran fluida	Aliran produk samping benzena

Tabel 3. 12 Spesifikasi *Cooler (Cl-01)* (Lanjutan)

Suhu masuk (^oC)	70
Suhu keluar (^oC)	25
ID (in)	25
Jarak baffle (m)	1,06
Pressure dropss (Pa)	4.540,23
Tube	
Aliran masuk	*Cooling water*
Suhu masuk (^oC)	7
Suhu keluar (^oC)	15
ID (in)	0,58
OD (in)	0,75
Nt	532
Passes	1
Pitch (in)	3/4 pada 15/16 *triangular pitch*
L (ft)	8
BWG	14
Pressure dropss (Pa)	24,94
Rd	
Rd (kJ/m^2. s. K)	3,02
Rdmin (kJ/m^2. s. K)	0,88
Harga	53.367

d. Pendingin (CL-02)

Tabel 3. 13 Spesifiaksi *Cooler (CL-02)*

Spesifikasi	Keterangan
Kode	Pendingin / CL-02
Fungsi	Menurunkan suhu fluida dari Acc-02 a ke 30 ^{o}C
Jenis	Shell and tube
Bahan	*Carbon steel*
Kondisi operasi	
Beban Panas (kJ/jam)	48.181,84
Luas transfer panas (m^2)	6,78
Tekanan (bar)	2,98
Shell	
Aliran fluida	Aliran produk samping benzena
Suhu masuk (^{o}C)	83,72
Suhu keluar (^{o}C)	30
ID (in)	10
Jarak baffle (m)	1,06
Pressure dropss (Pa)	0,39
Tube	
Aliran masuk	*Cooling water*
Suhu masuk (^{o}C)	29

Tabel 3. 14 Spesifikasi *Cooler (Cl-02)* (Lanjutan)

Suhu keluar (^oC)	40
ID (in)	0,58
OD (in)	0,75
Nt	62
Passes	2
Pitch (in)	3/4 pada 15/16 *triangular pitch*
L (ft)	6
BWG	14
Pressure dropss (Pa)	0,89
Rd	
Rd (kJ/m^2. s. K)	2,38
Rdmin (kJ/m^2. s. K)	0,88
Harga (USD)	3.335

e. Pendingin (CL-03)

Tabel 3. 15 Spesifikasi *Cooler (CL-03)*

Spesifikasi	Keterangan
Kode	Pendingin / CL-03
Fungsi	Menurunkan suhu aliran dari Rb-02 ke 30 ^oC sebelum masuk ke T-03
Jenis	*Shell and tube*

Tabel 3. 16 Spesifikasi *Cooler (Cl-03)* (Lanjutan)

Bahan	*Carbon steel*
Kondisi operasi	
Beban Panas (kJ/jam)	146.155,44
Luas transfer panas (m^2)	6,78
Tekanan (bar)	1,33
Shell	
Aliran fluida	Aliran produk samping toluena
Suhu masuk (^oC)	155,25
Suhu keluar (^oC)	30
ID (in)	8
Jarak baffle (m)	1,06
Pressure drops (Pa)	0,72
Tube	
Aliran masuk	*Cooling water*
Suhu masuk (^oC)	29
Suhu keluar (^oC)	40
ID (in)	0,58
OD (in)	0,75
Nt	62
Passes	1
Pitch (in)	3/4 pada 15/16 *triangular pitch*
L (ft)	6

Tabel 3. 17 Spesifikassi *Cooler (Cl-03)* (Lanjutan)

BWG	14
Pressure drops (Pa)	3,41
Rd	
Rd (kJ/m^2. s. K)	1,67
Rdmin (kJ/m^2. s. K)	0,88
Harga (USD)	3.335

f. Pendingin (CL-04)

Tabel 3. 18 Spesifikasi *Cooler (Cl-04)*

Spesifikasi	Keterangan
Kode	Pendingin / CL-04
Fungsi	Menurunkan suhu aliran fasa cair dari Rb-03 ke 30 ^oC
Jenis	*Shell and tube*
Bahan	*Carbon steel*
Kondisi operasi	
Beban Panas (kJ/jam)	19.543.211,34
Luas transfer panas (m^2)	397,95
Tekanan (bar)	2,98
Shell	

Tabel 3. 19 Spesifikasi *Cooler (Cl-04)* (Lanjutan)

Aliran fluida	Aliran fluida stirena
Suhu masuk (^oC)	197,34
Suhu keluar (^oC)	30
ID (in)	31
Jarak baffle (m)	1,06
Pressure dropss (Pa)	139,18
Tube	
Aliran masuk	*Cooling water*
Suhu masuk (^oC)	29
Suhu keluar (^oC)	40
ID (in)	0,5
OD (in)	0,75
Nt	909
Passes	1
Pitch (in)	3/4 pada 15/16 *triangular pitch*
L (ft)	24
BWG	14
Pressure dropss (Pa)	284,44
Rd	
Rd (kJ/m^2. s. K)	1,86
Rdmin (kJ/m^2. s. K)	0,88
Harga (USD)	124.153

g. Kondensor Parsial (CDP-01)

Tabel 3. 20 Spesifikasi Kondensor parsial (CDP-01)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	Kondensor parsial / CDP-01
Fungsi	Merubah fase gas komponen organik menjadi fase cair
Jenis	*Shell and tube*
Bahan	*Carbon steel*
Kondisi operasi	
Beban Panas (kJ/jam)	534.136.521,70
Luas transfer panas (m^2)	2641,65
Tekanan (bar)	2,98
Shell	
Aliran fluida	Larutan komponen organik dengan air
Suhu masuk (^oC)	616
Suhu keluar (^oC)	70
ID (in)	78
Jarak baffle (m)	1,82
Pressure drops (Pa)	$1,5 \times 10^{-3}$
Tube	
Aliran masuk	*Cooling water*

Tabel 3. 21 Spesifikasi Kondensor Parsial (CDP-01) (Lanjutan)

Suhu masuk (^oC)	30
Suhu keluar (^oC)	50
ID (in)	0,58
OD (in)	0,75
Nt	6.034
Passes	1
Pitch (in)	3/4 pada 15/16 *triangular pitch*
L (ft)	24
BWG	14
Pressure drops (Pa)	0,00
Rd	
Rd (kJ/m^2. s. K)	1,23
Rdmin (kJ/m^2. s. K)	0,88
Harga (USD)	353.713

h. Kondensor (CD-01)

Tabel 3. 22 Spesifikasi Kondensor (CD-01)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	Kondensor / CD-01
Fungsi	Mengembunkan distilat MD-01
Jenis	*Shell and tube*

Tabel 3. 23 Spesifikasi Kondensor (CD-01) (Lanjutan)

Bahan	*Carbon steel*
Kondisi operasi	
Beban Panas (kJ/jam)	203.828,34
Luas transfer panas (m^2)	14,30
Tekanan (bar)	2,98
Shell	
Aliran fluida	Campuran benzena dengan toluena
Suhu masuk (^oC)	108
Suhu keluar (^oC)	100
ID (in)	8
Jarak baffle (m)	1,06
Pressure drops (Pa)	4,06
Tube	
Aliran masuk	*Cooling water*
Suhu masuk (^oC)	10
Suhu keluar (^oC)	15
ID (in)	0,58
OD (in)	0,75
Nt	32
Passes	2
Pitch (in)	3/4 pada 15/16 *triangular pitch*
L (ft)	6

Tabel 3. 24 Spesifikasi Kondensor (CD-01) (Lanjutan)

BWG	14
Pressure drops (Pa)	211,05
Rd	
Rd (kJ/m^2. s. K)	1,91
Rdmin (kJ/m^2. s. K)	0,88
Harga	1.359

i. Kondensor (CD-02)

Tabel 3. 25 Spesifikasi Kondensor (CD-02)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	Kondensor / CD-02
Fungsi	Mengumbunkan distilat MD-02
Jenis	*Shell and tube*
Bahan	*Carbon steel*
Kondisi operasi	
Beban Panas (kJ/jam)	19.204,03
Luas transfer panas (m^2)	3,50
Tekanan (bar)	2,98
Shell	
Aliran fluida	Aliran produk samping benzena

Tabel 3. 26 Spesifikasi Kondensor (CD-02) (Lanjutan)

Suhu masuk (^oC)	120,89
Suhu keluar (^oC)	120,72
ID (in)	8
Jarak baffle (m)	1,06
Pressure drops (Pa)	1,00
Tube	
Aliran masuk	*Cooling water*
Suhu masuk (^oC)	30
Suhu keluar (^oC)	50
ID (in)	0,58
OD (in)	0,75
Nt	32
Passes	2
Pitch (in)	3/4 pada 15/16 *triangular pitch*
L (ft)	6
BWG	14
Pressure drops (Pa)	52,6
Rd	
Rd (kJ/m^2. s. K)	1,13
Rdmin (kJ/m^2. s. K)	0,88
Harga (USD)	1.359

j. Kondensor (CD-03)

Tabel 3. 27 Spesifiakasi Kondensor (CD-03)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	Kondensor / CD-03
Fungsi	Mengembunkan destilat MD-03 ^{o}C
Jenis	*Shell and tube*
Bahan	*Carbon steel*
Kondisi operasi	
Beban Panas (kJ/jam)	2.463.494,25
Luas transfer panas (m^2)	3,94
Tekanan (bar)	2,98
Shell	
Aliran fluida	Aliran fluida etilbenzena
Suhu masuk (^{o}C)	140,16
Suhu keluar (^{o}C)	140,10
ID (in)	17,25
Jarak baffle (m)	0,43
Pressure drops (Pa)	119,06
Tube	
Aliran masuk	*Cooling water*
Suhu masuk (^{o}C)	30
Suhu keluar (^{o}C)	50

Tabel 3. 28 Kondensor (CD-03) (Lanjutan)

ID (in)	0,58
OD (in)	0,75
Nt	224
Passes	2
Pitch (in)	3/4 pada 15/16 *triangular pitch*
L (ft)	6
BWG	14
Pressure drops (Pa)	1.430
Rd	
Rd (kJ/m^2. s. K)	1,28
Rdmin (kJ/m^2. s. K)	0,88
Harga (USD)	46.079

k. *Reboiler* (RB-01)

Tabel 3. 29 Spesifikasi *Kettel Reboiler (RB-01)*

Spesifikasi	Keterangan
Kode	*Kettel Reboiller* / RB-01
Fungsi	Menaikan suhu hasil bawah MD-01
Jenis	*Shell and tube*
Bahan	*Carbon steel*
Kondisi operasi	

Tabel 3. 30 Spesifikasi *Kettel Reboiler (Rb-01) (Lanjutan)*

Beban Panas (kJ/jam)	409.996,82
Luas transfer panas (m^2)	19,26
Tekanan (bar)	3,06
Shell	
Aliran fluida	Campuran etilbenzena dengan stirena
Suhu masuk (^oC)	190,82
Suhu keluar (^oC)	190,84
ID (in)	16
Jarak baffle (m)	1,06
Pressure drops (Pa)	0
Tube	
Aliran masuk	*Steam*
Suhu masuk (^oC)	200
Suhu keluar (^oC)	200
ID (in)	0,58
OD (in)	0,75
Nt	176
Passes	2
Pitch (in)	3/4 pada 15/16 *triangular pitch*
L (ft)	6
BWG	14
Pressure drops (Pa)	0,00

Tabel 3. 31 Spesifikasi *Kettel Reboiler (Rb-01) (Lanjutan)*

Rd	
Rd (kJ/m^2. s. K)	1,37
Rdmin (kJ/m^2. s. K)	0,52
Harga (USD)	28.537

l. *Reboiler* (RB-02)

Tabel 3. 32 Spesifikasi *Kettel Reboiler (RB-02)*

Spesifikasi	Keterangan
Kode	*Kettel Reboiler* / RB-02
Fungsi	Menaikan suhu hasill bawah MD-02
Jenis	*Shell and tube*
Bahan	*Carbon steel*
Kondisi operasi	
Beban Panas (kJ/jam)	170.482,24
Luas transfer panas (m^2)	4,37
Tekanan (bar)	3,09
Shell	
Aliran fluida	Aliran toluene dengan benzena
Suhu masuk (^oC)	154,39
Suhu keluar (^oC)	155,25

Tabel 3. 33 Spesifikasi *Kettel Reboiler (Rb-02) (Lanjutan)*

ID (in)	8
Jarak baffle (m)	1,06
Pressure drops (Pa)	0,00
Tube	
Aliran masuk	*Steam*
Suhu masuk (^oC)	200
Suhu keluar (^oC)	200
ID (in)	0,58
OD (in)	0,75
Nt	40
Passes	2
Pitch (in)	3/4 pada 15/16 *triangular pitch*
L (ft)	6
BWG	14
Pressure drops (Pa)	0,00
Rd	
Rd (kJ/m^2. s. K)	4,01
Rdmin (kJ/m^2. s. K)	0,52
Harga (USD)	12.601

m. *Reboiler* (RB-03)

Tabel 3. 34 Spesifikasi *Reboiler (RB-03)*

Spesifikasi	Keterangan
Kode	*Kettel Reboiller* / RB-03
Fungsi	Menaikan suhu hasil bawah MD-03
Jenis	*Shell and tube*
Bahan	*Carbon steel*
Kondisi operasi	
Beban Panas (kJ/jam)	7.040.524,12
Luas transfer panas (m^2)	405,69
Tekanan (bar)	3,20
Shell	
Aliran fluida	Campuran etilbenzena dengan stirena
Suhu masuk (^oC)	162,30
Suhu keluar (^oC)	162,30
ID (in)	38
Jarak baffle (m)	1,06
Pressure drops (Pa)	0,00
Tube	
Aliran masuk	*Steam*
Suhu masuk (^oC)	197,33
Suhu keluar (^oC)	197,34

Tabel 3. 35 Spesifikasi *Kettel Reboiler (Rb-03) (Lanjutan)*

ID (in)	0,58
OD (in)	0,75
Nt	1390
Passes	2
Pitch (in)	3/4 pada 15/16 *triangular pitch*
L (ft)	16
BWG	14
Pressure drops (Pa)	0,00
Rd	
Rd (kJ/m^2. s. K)	1,81
Rdmin (kJ/m^2. s. K)	0,52
Harga (USD)	115.752

3.4 Neraca Massa

3.4.1 Neraca Massa Total

Tabel 3. 36 Neraca Massa Total

Komponen	***Input* (Kg/jam)**	***Output* (kg/jam)**
H_2	0,00	723,87
CO	0,00	0,00
CH_4	0,00	0,00
$C2H_4$	0,00	3,92
CO_2	0,00	0,00
C_6H_6	219,69	230,62
H_2O	471.017,71	471.017,71
C_7H_8	146,46	146,46
C_8H_{10}	73.230,36	35.194,29
C_8H_8	0,00	37.297,33
Total	**544.616,14**	**544.616,14**

3.4.2 Neraca Massa Alat

a. *Separator* 01 (SP-01)

Tabel 3. 37 Neraca Massa *Separator (Sp-01)*

Komponen		***Input* (Kg/jam)**	***Output* (Kg/jam)**	
kode	formula	Arus 4	Arus 5	Arus 6
H	H_2	0,00	0,00	0,00
CO	CO	0,00	0,00	0,00
Meth	CH_4	0,00	0,00	0,00
Eth	C_2H_4	0,00	0,00	0,00
CO_2	CO_2	0,00	0,00	0,00
Bz	C_6H_6	219,69	175,75	43,93
wt	H_2O	0,00	0,00	0,00
Tl	C_7H_8	146,46	117,16	29,29
EB	C_8H_{10}	73.230,36	58.584,29	14.646,07
St	C_8H_8	0,00	0,00	0,00
Total		**73.596,51**	**73.596,51**	

b. Neraca Massa Reaktor 01 (R-01)

Tabel 3. 38 Neraca Massa Reaktor (R-01)

komponen		**input Kg/jam**	**output Kg/jam**
kode	formula	Arus 8	Arus 9
H	H_2	0,00	723,87
CO	CO	0,00	0,00
Meth	CH_4	0,00	0,00
Eth	$C2H_4$	0,00	3,92
CO_2	CO_2	0,00	0,00
Bz	C_6H_6	175,75	186,68
wt	H_2O	471.017,71	471.017,71
Tl	C_7H_8	117,16	117,16
EB	C_8H_{10}	58.584,29	20.548,22
St	C_8H_8	0,00	37.297,33
Total		**529.894,93**	**529.894,93**

c. Neraca Massa *Separator* 02 (SP-02)

Tabel 3. 39 Neraca Masa Separator (Sp-02)

komponen		**input Kg/jam**	**output Kg/jam**	
kode	formula	Arus 9	Arus 10	Arus 11
H	H_2	723,87	723,87	0,00
CO	CO	0,00	0,00	0,00
Meth	CH_4	0,00	0,00	0,00
Eth	C_2H_4	3,92	3,92	0,00
CO_2	CO_2	0,00	0,00	0,00
Bz	C6H6	186,68	0,00	186,68
wt	H_2O	471.017,71	0,00	471.017,71
Tl	C_7H_8	117,16	0,00	117,16
EB	C_8H_{10}	20.548,22	0,00	20.548,22
St	C_8H_8	37.297,33	0,00	37.297,33
Total		**529.894,93**	**529.894,93**	

d. Neraca Massa Decanter 01 (DC-A-E)

Tabel 3. 40 Neraca Massa Dekanter (DC- A-E)

komponen		input Kg/jam	output Kg/jam	
kode	formula	Arus 11	Arus 12	Arus 13
H	H_2	0,00	0,00	0,00
CO	CO	0,00	0,00	0,00
Meth	CH_4	0,00	0,00	0,00
Eth	C_2H_4	0,00	0,00	0,00
CO_2	CO_2	0,00	0,00	0,00
Bz	C_6H_6	186,68	0,24	186,44
wt	H_2O	471.017,71	471.017,71	0,00
Tl	C_7H_8	117,16	0,20	116,96
EB	C_8H_{10}	20.548,22	0,16	20.548,05
St	C_8H_8	37.297,33	0,00	37.297,33
Total		**529.167,13**	**529.167,13**	

e. Neraca massa Menara Distilasi 01 (MD-01)

Tabel 3. 41 Neraca Massa Menara Distilasi (MD-01)

komponen		input Kg/jam	output Kg/jam	
kode	formula	Arus 13	Arus 14	Arus 15
H	H_2	0,00	0,00	0,00
CO	CO	0,00	0,00	0,00
Meth	CH_4	0,00	0,00	0,00
Eth	C_2H_4	0,00	0,00	0,00
CO_2	CO_2	0,00	0,00	0,00
Bz	C_6H_6	186,44	186,44	0,00
wt	H_2O	0,00	0,00	0,00
Tl	C_7H_8	116,96	115,79	1,17
EB	C_8H_{10}	20.548,05	1,34	20.546,71
St	C_8H_8	37.297,33	0,00	37.297,33
Total		**58.148,80**	**58.148,80**	

f. Neraca massa Menara Distilasi 02 (MD-02)

Tabel 3. 42 Neraca Massa Menara Distilasi (MD-02)

komponen		**input Kg/jam**	**output Kg/jam**	
kode	formula	Arus 14	Arus 16	Arus 17
H	H_2	0,00	0,00	0,00
CO	CO	0,00	0,00	0,00
Meth	CH_4	0,00	0,00	0,00
Eth	C_2H_4	0,00	0,00	0,00
CO_2	CO_2	0,00	0,00	0,00
Bz	C_6H_6	186,44	184,58	1,86
wt	H_2O	0,00	0,00	0,00
Tl	C_7H_8	115,79	2,19	113,59
EB	C_8H_{10}	1,34	0,00	1,34
St	C_8H_8	0,00	0,00	0,00
total		**303,58**	**303,58**	

g. Neraca Massa Menara Ditilasi 03 (MD-03)

Tabel 3. 43 Neraca Massa Menara Distilasi (MD-03)

komponen		**input Kg/jam**	**output Kg/jam**	
kode	formula	Arus 15	Arus 18	Arus 19
H	H_2	0,00	0,00	0,00
CO	CO	0,00	0,00	0,00
Meth	CH_4	0,00	0,00	0,00
Eth	C_2H_4	0,00	0,00	0,00
CO_2	CO_2	0,00	0,00	0,00
Bz	C_6H_6	0,00	0,00	0,00
wt	H_2O	0,00	0,00	0,00
Tl	C_7H_8	1,17	1,17	0,00
EB	C_8H_{10}	20.546,71	20.341,24	205,46
St	C_8H_8	37.297,33	201,55	37.095,77
total		**57.845,21**	**57.845,21**	

3.5 Neraca Panas

3.5.1 Neraca Panas Total

Tabel 3. 44 Neraca Panas Total

komponen Energi	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q_{feed}	3.786.639,00	
Q_{steam}	48.531.092,88	
Q_{air}		49.587.400,29
Q_{gass}		723.133,92
QC_6H_6		9.767,44
QC_7H_8		5.939,31
QC_8H_8		1.991.490,92
Total	**52.317.731,89**	**52.317.731,89**

3.5.2 Neraca Panas Alat

a. Neraca Panas Reaktor 01

Tabel 3. 45 Neraca Panas Reaktor (R-01)

Energi	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q1	640.650.736,30	
Qpemanas	33.693.829,71	
Qreaksi		36.383.397,77
Q2		637.961.168,30
Total	**674.344.566**	**674.344.566**

b. Neraca Panas *Separator* (SP-02)

Tabel 3. 46 Neraca Panas *Separator (SP-02)*

Komponen Energi	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q1	141.137.563,10	
Q2		723.133,92
Q3		140.414.429,00
Total	**141.137.563,10**	**141.137.563,1**

c. Neraca Panas Decanter

Tabel 3. 47 Neraca Panas Dekanter (DC-A-E)

Komponen Energi	**Masuk (kJ/jam)**	**Keluar {kJ/jam)**
Q1	10.427.055,10	
Q2		509.575,06
Q3		9.917.480,06
Total	**10.427.055,10**	**10.427.055,10**

d. Neraca Panas Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 3. 48 Neraca Panas Menara Distilasi (MD-01)

Komponen Energi	**Masuk [kJ/jam]**	**Keluar [kJ/jam]**
Q(umpan)	20.814.070,03	
Q(distilat)		246.986,99
Q(bottom)		21.346.812,84
Q(*reboiler*)	813.339,61	
Q(kondensor)		33.609,81
Total	**21.627.409,65**	**21.627.409,65**

e. Neraca Panas Menara Distilasi 02 (MD-02)

Tabel 3. 49 Neraca Panas Menara Distilasi (MD-02)

Komponen energi	**Masuk (kJ/jam)**	**Keluar(kJ/jam)**
Qmasuk	54.244,28	
Qdistilat		27.617,35
Qbottom		24.302,41
Qreb	77.610,64	
Qcon		79.935,15
Total:	**131.854,92**	**131.854,92**

f. Neraca Panas Menara Distilasi (MD-03)

Tabel 3. 50 Neraca Panas Menara Distilasi (MD-03)

Komponen energi	**Masuk (kJ/jam)**	**Keluar (kJ/jam)**
Qmasuk	13.554.123,00	
Qdistilat		48.568,44
Qbottom		13.483.906,50
Qreb	44.460.678,30	
Qcon		44.482.326,40
Total:	**58.014.801,40**	**58.014.801,40**

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Lokasi suatu pabrik menjadi faktor yang penting dan perlu dipertimbangkan dalam perencanaan pembangunan suatu pabrik. Hal ini karena berkaitan langsung dengan kemajuan dan kelangsungan hidup dari pabrik itu sendiri. Faktor tersebut adalah letak geografis. Letak geografis suatu pabrik dapat menjadi faktor dalam memaksimalkan proses produksi dan juga proses distribusi barang, serta memiliki kemungkinan untuk pengembangan pabrik tersebut kedepanya. Selain itu dalam memilih lokasi suatu pabrik juga harus mempertimbangkan perkembang ekonomi dan sosial masyarakat disekitar pabrik tersebut. Dengan dasar pertimbangan di atas prarancangan pabrik stirena dengan kapasitas 295.426 ton per tahun akan dibangun daerah Kawasan Industri Tuban Kecamatan Jenu, Kabupaten Tuban, Jawa Timur.



Gambar 4.1 Lokasi pendirian pabrik

4.1.1 Ketersediaan Bahan Baku

Ketersediaan bahan baku sangat diperlukan untuk menjamin keberlangsungan proses produksi dari suatu pabrik. Dalam proses yang akan digunakan stirena diproduksi dengan menggunakan bahan baku berupa etilbenzena. Dimana etilbenzena dimpor dari Henan Fengda Chemical Co.,Ltd dari China.

4.1.2 Pemasaran Produk

Target utama pasar stirena dari pabrik ini adalah memenuhi kebutuhan dalam negeri dan selebihnya diekspor. Produk stireana adalah suatu produk *intermediet* yang mana penggunaanya biasanya dijadikan produk seperti, kemasan, polimer, kopolimer, bahan untuk membuat karet sintesis ataupun bahan konstruksi. Penggunaan yang sangat bervariasi ini menjadikan stirena menjadi suatu produk yang cukup banyak digunakan pada industri-industri lainya. Target penjualan produk stirena dalam negeri seperti diwilayah pulau Jawa, Sumatara dan

Kalimantan. Sedangkan yang di luar negeri adalah wilayah *Association of Southeast Asian Nation* (ASEAN) utamanya adalah Thailand, Filipina dan yang selebihnya adalah China ataupun India.

4.1.3 Sarana Transportasi dan Telekomunikasi

Wilayah Tuban merupakan suatu wilayah yang dicanangkan dan ditetapkan oleh pemerintah sebagai kawasan industri. Di wilayah tersebut terdapat lahan dan juga infrastruktur seperti jalan raya yang mana akan memudahkan pendistribusian ataupun transportasi dari produk menggunkan jalur darat. Lokasi pembangunan pabrik dekat dengan pelabuhan *Java Integrated Industrial Ports and Estate* (JIIPE) yang mana akan memudahkan pengiriman ataupun pendistribusian barang melewati jalur laut pada saat ekspor produk ataupun impor bahan baku. Infrastruktur untuk telekomunikasi seperti jaringan telepon dan internet telah tersedia diwilayah tersebut.

4.1.4 Utilitas

Dalam mengoperasikan suatu pabrik, sarana-sarana pendukung seperi air, listrik, dan bahan bakar merupakan hal yang penting dan perlu diperhatikan yang mana hal tersebut akan sangat berkaitan dengan kelancaran proses produksi maupun kebutuhan bagi para pekerja yang ada di pabrik tersebut. pada Kawasan Industri Tuban, Tuban, Jawa Timur, pabrik stirena yang akan dibangun sangat dekat dengan pesisir pantai dan juga pembangunan di daerah tersebut akan mendapatkan fasilitas utama seperti jalan utama yang besar, saluran pembuangan,

Instalasi pengolahan air limbah. Dan juga akan mendapatkan fasilitas tambahan seperti jaringan telekomunikasi dan juga listrik. Sumber air akan diambil langsung dari sungai, sumber listrik diperoleh dari PLN dan generator sebagai cadangan. Bahan bakar diperoleh dari Perusahaan Gas Negara (PGN).

4.1.5 Tenaga Kerja

Jumlah kebutuhan tenaga kerja dapat dipenuhi dengan merekrut tenaga kerja dari sekitar lokasi pabrik maupun dari luar lokasi pabrik. Jumlah dan keterampilan tenaga kerja harus sesuai dengan ketentuan dari perusahaan. Perlu dipertimbangkan juga hal-hal seperti upah minimum di daerah tersebut, jumlah dan waktu kerja, adanya industri lain yang telah berdiri di daerah tersebut, keanekaragaman keterampilan, pendidikan masyarakat sekitar dan lain-lain. Dengan adanya pembangunan pabrik di daerah tersebut diharapkan dapat menurunkan angka TPT (Tingkat Pengangguran Terbuka).

4.1.6 Keadaan Iklim

Wilayah Tuban. Jawa Timur merupakan salah satu wilayah yang direncanakan menjadi daerah industri oleh pemerintah Indonesia. Suhu normal di daerah tersebut berkisaran sekitar 23 – 32^0C, dengan kelembapan udara sekitar 65 – 95 %.

4.1.7 Lingkungan dan Masyarakat

Sikap dari masyarakat sekitar cukup beragam. Terdapat masyarakat yang khawatir, dan terdapat pula masyarakat yang mempunyai respon positif. Hal ini merupakan hal yang perlu jadi pertimbangan dalam pembangunan pabrik stirena kelak. Baik dengan adanya pembangunan pabrik baru, hal tersebut akan menyebabkan tersedianya lapangan kerja baru bagi masayarakat sekitar. Sehingga dapat meningkatkan kesejahteraan masyarakat sekitar. Pendirian pabrik ini tidak akan mengurangi keamanan dan keselamatan masyarakat sekitar karena dampak dan faktor-faktornya sudah dipertimbangkan sebelum pembangunan pabrik ini.

4.1.8 Limbah Industri

Limbah pabrika akan diminimalisir dengan pengolahan limbah di area pabrik maupun di luar pabrik. Oleh karena itu limbah dari pabrik ini akan memenuhi standar AMDAL sebelum dikembalikan kelingkungan.

4.2 Tata Letak Pabrik

Perencanaan tata letak pabrik merupakan suatu cara untuk mengoptimalisasi mobilitas dan juga kemudahan dalam mengakses fasililitas-fasilitas dalam suatu pabrik dengan cara mengatur fasilitas- fasilitas yang ada di dalam pabrik tersebut guna membuat lancar suatu produksi. Adapun hal-hal yang perlu diperhatikan diantaranya adalah, perencanaan kebutuhan ruangan

untuk melakukan aktifitas di dalam pabrik seperti ruang kantor, gudang, kamar dan semua fasilitas lain yang berhubungan dengan proses menghasilkan produk.

Adapun faktor- faktor yang perlu dijadikan pertimbangan dalam menentukan tata letak pabrik (Vilbrant, 1959) adalah:

a. adanya kemungkinan perluasan pabrik sebagai pengembangan pabik dimasa depan.
b. Faktor keamanan sangan diperlukan, untuk mengantisipasi bahaya kebakaran ataupun ledakan. Maka perencanaan *lay-out* selalu diusahakan jauh dari sumber api, bahan panas dan mudah meledak, dan juga jauh dari asap ataupun gas beracun.
c. Sistem yang direncanakan adalah *out-door* uantuk menekan biaya bangunan dan gedung, dikarenakan juga ikilm di Indonesia yang memungkinkan konstruksi secara *out-door*.
d. Harga tanah yang tinggi sehingga diperlukan efisiensi dalam pemakaian dan pengaturan ruangan lahan. Secara garis besar *lay-out* dibagi menjadi beberapa bagian utama, yaitu.
    - Daerah administrasi / perkantoran, laboratorium, dan ruang kontrol.

      Daerah administrasi berfungsi sebagai pusat kegiatan administrasi pabrik dan mengatur kelancaran operasi. Laboratorium dan ruang kontrol sebagai pusat pengendalian proses, kualitas dan kuanitas bahan yang akan diproses serta produk yang dijual.

- Daerah proses

  Daerah tempat alat prosses diletakan, dan berlangsungnya proses.

- Daerah penyimpanan bahan baku dan produk

  Daerah untuk tangki bahan baku dan produk

- Daerah utilitas

  Daerah dimana kegiatan penyediaan bahan pendukung proses berlangsung disediakan

- Daerah Gudang, bengkel dan garasi

  Daerah untuk menampung bahan-bahan yang diperlukan oleh pabrik dan untuk keperluan perawatan peralatan proses.

Tabel 4. 1 Perincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik

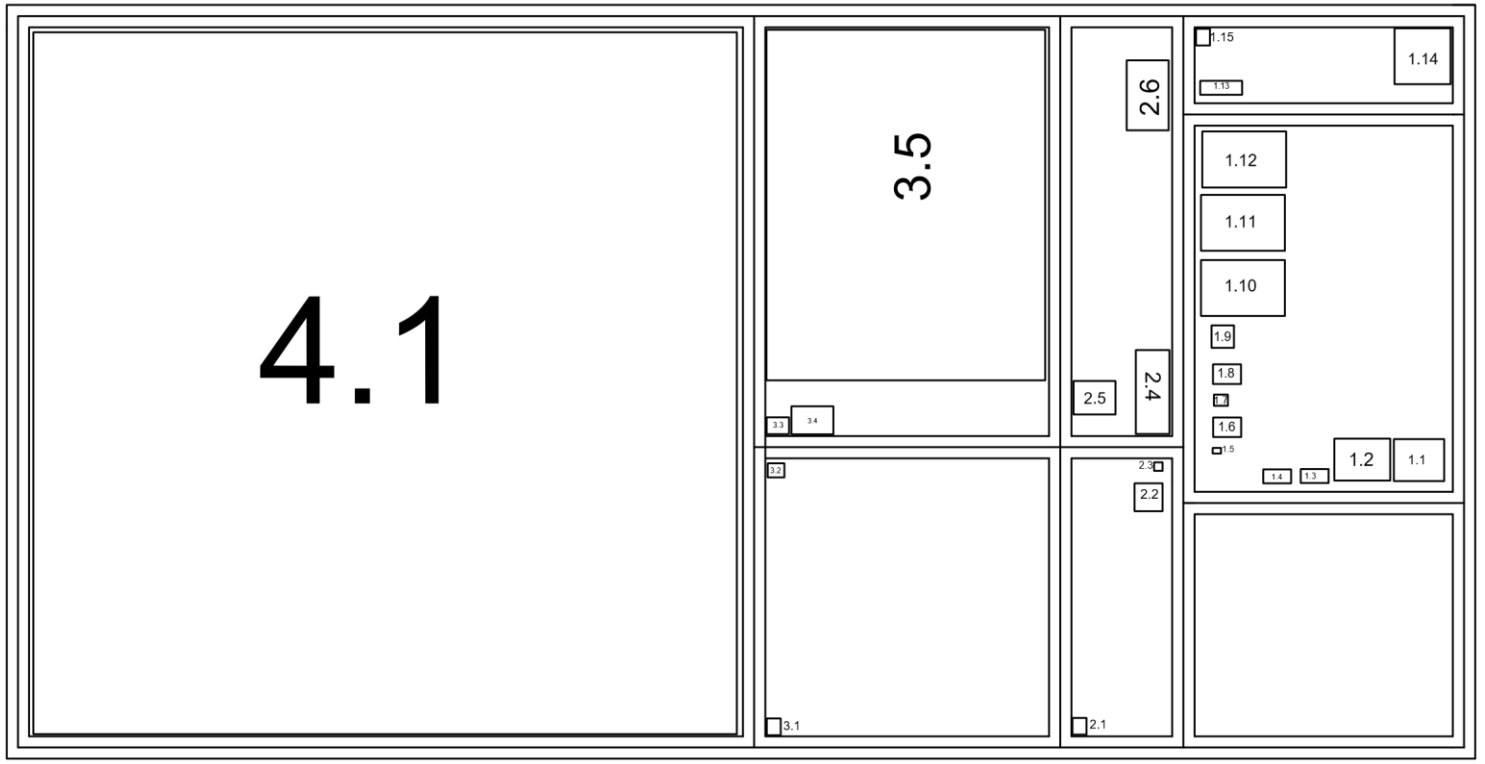
No.	Kode Bangunan	Keterangan	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m^2)
1	1.1	*Arsip Building*	18	15	270
2	1.2	*Front Office*	20	15	300
3	1.3	*Car Parking Area*	10	5	50
4	1.4	*Gym*	10	5	50
5	1.5	*ATM*	3	2	6
6	1.6	*Men's Locker Room*	10	7	70

Tabel 4. 2 Perincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik (Lanjutan)

7	1.7	*Prayer Room*	5	4	20
8	1.8	*Women's Locker Room*	10	7	70
9	1.9	*Fire Fighter*	8	8	64
10	1.10	*Warehouse*	30	20	600
11	1.11	*Warehouse*	30	20	600
12	1.12	*Warehouse*	30	20	600
13	1.13	*Motorcycle Parking Area*	15	5	75
14	1.14	*Workshop*	20	20	400
15	1.15	*Post Guard*	4	4	16
16	2.1	*Post Guard*	4	4	16
17	2.2	*Cantine*	10	10	100
18	2.3	*Clinic*	5	3	15
19	2.4	*Tank Parking Area*	30	12	360
20	2.5	*Loading Area*	15	12	180
21	2.6	*UPL*	25	15	375
22	3.1	*Post Guard*	4	4	16
23	3.2	*Utility Control Room*	7	4	28
24	3.3	*Process Control Room*	8	6	48
25	3.4	*Laboratory*	15	10	150

Tabel 4. 3 Perincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik (Lanjutan)

26	3.5	*Process Area*	125,24	99,63	12.477,66
27	4.1	*Utility Area*	251,24	250,78	63.061,14
Luas Bangunan					78.785,80
Luas Tanah					280.000



Keterangan	
'1.1	*Arsip Building*
'1.2	*Front Office*
'1.3	*Car Parking Area*
'1.4	GYM
'1.5	ATM
'1.6	*Men's Locker room*
'1.7	*Preyer room*
'1.8	*Women's Locker room*
'1.9	*Fire Fighter*
'1.10	*Warehouse*
'1.11	*Warehouse*
'1.12	*Warehouse*
'1.13	*motorcycle parking area*
'1.14	*Workshop*
'1.15	*post guard*
'2.1	*post guard*
'2.2	*Cantine*
'2.3	*Klinic*
'2.4	*Tank parking area*
'2.5	*Loading area*
'2.6	*UPL*
'3.1	*Post guard*
'3.2	*Utility control room*
'3.3	*Process control room*
'3.4	*Laboratory*
'3.5	*Process Area*
'4.1	*Utility Area*

Gambar 4. 1 Layout Pabrik Stirena

4.3 Tata Letak Alat Proses

Dalam perencanaan *lay-out* peralatan proses pada pabrik, ada beberapa hal yang harus diperhatikan dalam perencanaan *lay-out* peralatan proses diantaranya sebagai berikut:

a. Aliran bahan baku dan produk

   Kelancaran aliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomi yang besar serta menunjang kelancaran dan keamanan produksi.

b. 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.

c. Pencahayan

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

d. Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan

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

e. Pertimbangan ekonomi

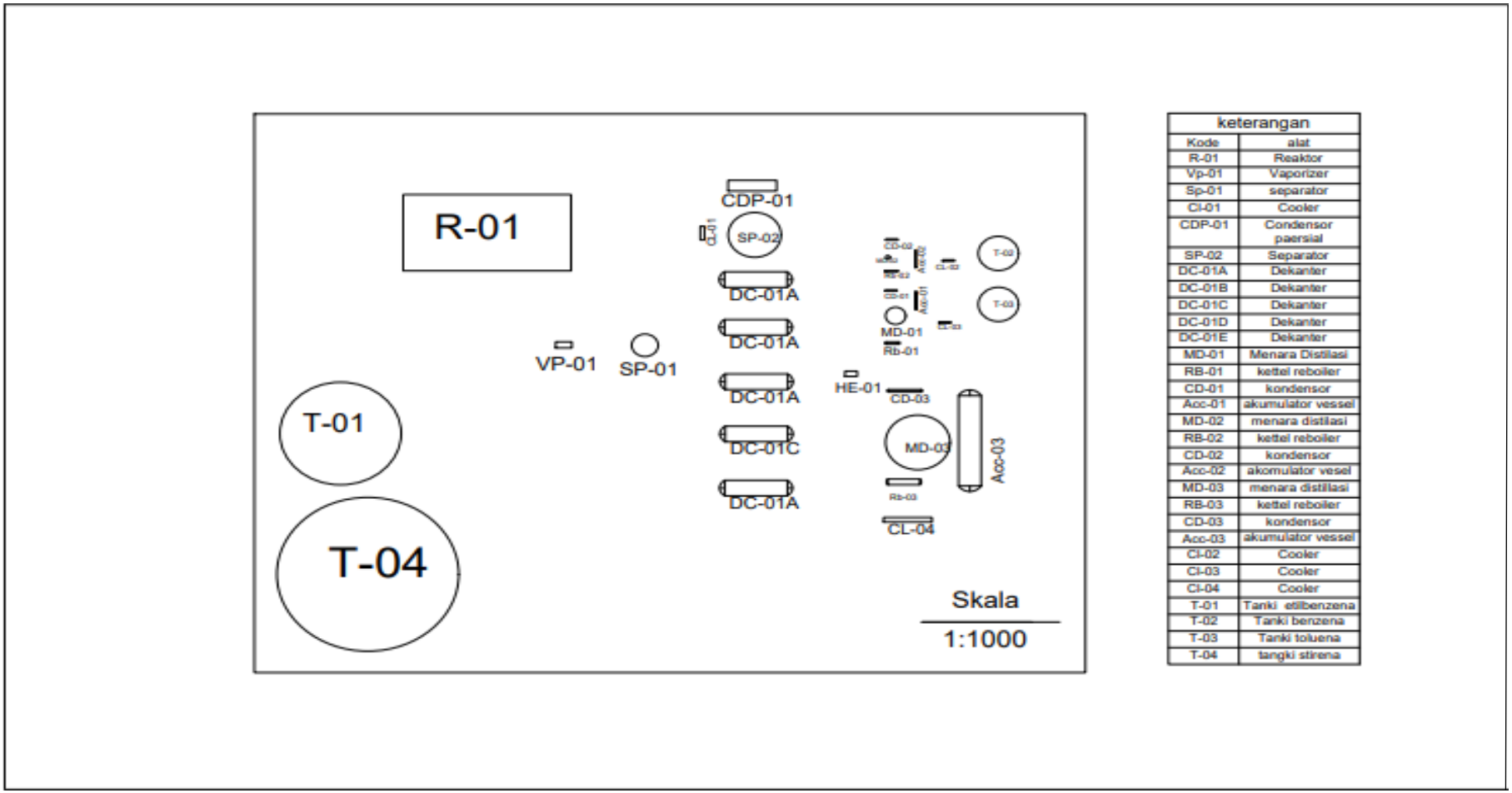
Dalam menempatkan alat-alat proses diusahakan dapat menekan biaya operasi dan menjamin kelancaran dan keamanan produksi pabrik.

f. 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 diminimalisir.

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

- Kelancaran proses produksi menjadi terjamin.
- Efektf dalam menggunakan luas lahan yang tersedia.
- Karyawan mendapat kenyamanan saat kerja agar sehingga produktifitas kerja meningkat.



keterangan	
Kode	alat
R-01	Reaktor
Vp-01	Vaporizer
Sp-01	separator
CI-01	Cooler
CDP-01	Condensor paersial
SP-02	Separator
DC-01A	Dekanter
DC-01B	Dekanter
DC-01C	Dekanter
DC-01D	Dekanter
DC-01E	Dekanter
MD-01	Menara Distilasi
RB-01	kettel reboiler
CD-01	kondensor
Acc-01	akumulator vessel
MD-02	menara distilasi
RB-02	kettel reboiler
CD-02	kondensor
Acc-02	akomulator vesel
MD-03	menara distilasi
RB-03	kettel reboiler
CD-03	kondensor
Acc-03	akumulator vessel
CI-02	Cooler
CI-03	Cooler
CI-04	Cooler
T-01	Tanki etilbenzena
T-02	Tanki benzena
T-03	Tanki toluena
T-04	tangki stirena

Gambar 4. 2 *Layout* Alat Proses Pabrik Stirena

4.4 Organisasi Perusahaan

4.4.1 Bentuk Organisasi

Pabrik stirena akan dibangun menggunakan bentuk badan usaha berupa perseroan terbatas (PT). Perseroan terbatas memperoleh modalnya dari penjualan saham. Dimana setiap pemegang saham diperbolehkan memiliki lebih dari satu saham. Pemegang saham dalam peseroan tebatas bertanggung jawab menyetor penuh jumlah yang disepakati pada setiap saham. Perseroan terbatas merupakan asosiasi pemegang saham yang diciptakan berdasarkan hukum yang dianggap sebagai suatu badan hukum. Terdapat beberapa faktor yang menjadi alasan dalam pemilihan badan usaha berbentuk perseroan terbatas diantaranya adalah.

a. Kemudahan untuk menapatkan modal dengan cara menjual saham ataupun dari bank.
b. Kelancaran prouksi hanya dapat dipegang oleh pemimpin perusahaan. Karean tanggung jawab pemegang saham dibatasi.
c. Pengurus dan pemilik perusahan adalah terpisah satu sama lain. Pemilik perusahaan adalah para pemegang saham sedangkan kepengurusan perusahaan adalah diurus oleh jajaran direksi dan stafnya.

d. Efisiensi dari manajemen yang mana para pemagang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris dan direktur eksekutif yang cakap dan berpengalaman.
e. Lapangan usaha yang luas karena suatu perusahan terbatas dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat sehingga dengan modal ini dapat memperluas usahanya.
f. Dapat dengan mudah mendapatkan kredit dari bank dengan jaminan perusahaan.

4.4.2 Struktur Organisasi

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

Untuk mendapatkan suatu sistem yang baik maka perlu diperhatikan beberapa pedoman seperti:

a. Perumusan tujuan perusahaan yang jelas
b. Pendelegasian wewenang dan pembagian tugas kerja yang jelas
c. Kesatuan perintah dan tangung jawab
d. Sistem pengontrol atas pekerjaan yang telah dilaksanakan
e. Organisasi perusahan yang fleksibel

Berdasarkan pada pedoman tersebut maka diperoleh struktur organisasi yang baik. Yang salah satunya yaitu sistem *line and staff.* Pada sistem ini garis kekuasaan lebih sederhana dan juga praktis. Ada dua jenis kelompok orang-orang yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi dngan struktur sistem line and staff ini. Diantaranya adalah:

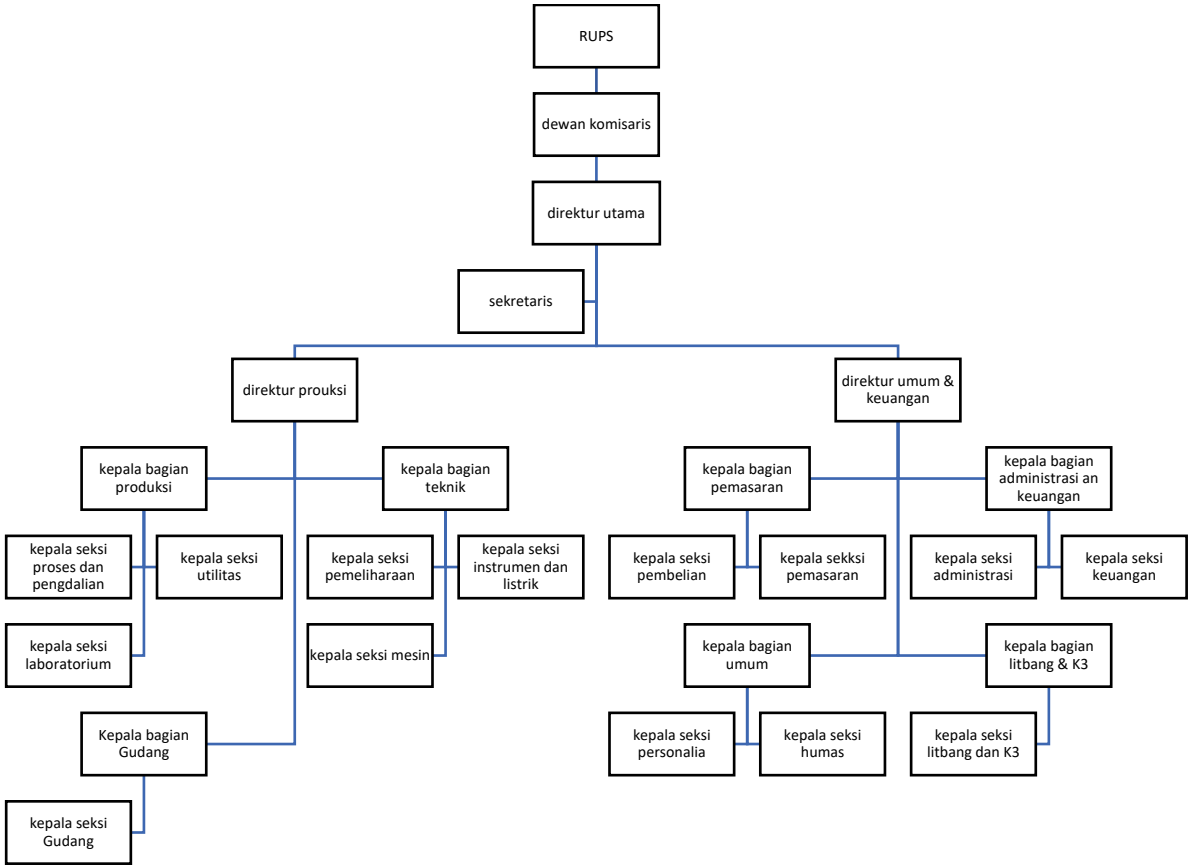
a. Sebagai *staf* yaitu orang-orang yang melakukan tugas tugas sesuai dengan keahliannya yang berfungsi memberikan saran-saran kepada unit operasional.
b. Sebagai garis atau *line* merupakan orang-orang yang melaksanakan tugas pokok oganisasi dalam rangka mencapai tujuan.

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan, tugas harianya diwakili oleh dewan komisaris. Sedangkan tugas menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang direktur eksekutif ataupun direktur eksekutif yang dibantu oleh direktur produksi, berserta direktur administrasi, keuangan, & umum. Direktur produksi bertanggungjawab pada bagian produksi, peroses, pengendalian, utilitas dan pemeliharaan. Sedangkan direktur administrasi, keuangaan dan umum bertanggungjawab pada bagian pembelian, pemasaran, administrasi dan keuangan, personalia, huamas, penelitian dan pengembangan, dan juga keamanan. Para direktur akan memimpin beberapa kepala bagian yang akan bertanggungjawab atas bawahanya sebagai pendelegasian wewenang dan tanggung jawab. Setiap kepala bagian akan memimpin beberapa seksi dan masing-masing seksi akan mengawasi beberapa

karyawan prusahaan pada masing-masing bidangnya. Karyawan perusahaan akan terbagi menjadi beberapa kelompok regu, dan akan dipimpin oleh kepala regu pada setiap kelompok. Dan kepala regu akan bertanggung jawab kepada pengawas dan masing-masing seksi.

Manfaat adanya struktur organisasi tersrbut adalah:

a. Memperjelas persoalan mengenai pembatasan tugas, tanggung jawab, dan wewenang.
b. Sebagai bahan orientasi untuk pejabat
c. Penempatan penempatan pegawai yang lebih tepat.
d. Penyusunan program pengembangan manajemen.
e. Mengatur kembali langkah kerja dan prosedur kerja, bila mana ditemukan ketidak lancaran pada saat kerja.



Gambar 4. 3 Struktur Organisasi Perusahan Pabrik Stirena

4.4.3 Tugas dan Wewenang

4.4.3.1 Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS)

Pemagang kekuasaan tertinggi pada struktur organisasi garis dan staf adalah Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). RUPS dihadiri oleh para pemilik saham serta dewan komisaris. Dan dilaksanakan minimal satu kali dalam setahun untuk terus memantau dan mengevaluasi jalanya perusahaan. Akan tetapi, apabila terjadi hal mendesak, RUPS dapat tetap dilaksanakan sesuai dengan kententuan forum. Hak dan wewenang RUPS adalah sebagai berikut:

a. Meminta pertanggungjawaban Dewan Komisaris
b. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris dan direktur serta mengesahkan anggota pemegangsaham apabila mengundurkan diri sesuai dengan musyawarah
c. Mengesahkan hasil-hasil kerja serta neraca perhitunngan untung rugi tahunan dari perusahaan
d. Menentapkan besar keuntungan tahunan yang diperoleh untuk dibagikan, disimpan, atau ditanam kembali.

4.4.3.2 Dewan Komisaris

Dewan komisaris dipilih oleh seluruh anggota pemegang saham melalui rapat umum pemegang saham (RUPS). Anggota dewan komisaris adalah orang ataupun suatu badan hukum yang

memiliki saham mayoritas atau memiliki pengalaman dalam perusahan. Anggota dewan memiliki tanggung jawab kepada rapat umum pemegang saham (RUPS) terhadap seluruh kegiatan yang dilakukan oleh perusahaan.

Berikut adalah tugas dari dewan komisaris:

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

4.4.3.3 Drektur Ekesekutif

Direktur eksekutif memiliki jabatan tertinggi dalam perusahaan yang bertangggung jawab sepenuhnya terhadap keberhasilan perusahaan sesuai denggan target dari RUPS. Direktur eksekutif memiliki kewajiban menginformasikan seluruh kebijakan yang telah ditentukan oleh dewan komisaris. Dalam melaksanakn tugasnya direktur eksekutif dibantu oleh Direktur lainya. Direktur eksekutif bertanggungjawab kepada dewan komisaris.

Berikut wewenang direktur eksekutif:

a. Memimpin dan mengembangkan perusahaan secara efektif dan effisien

b. Merumuskan dan melaksanakan kebijakan umum pabrik sesuai dengan kebijakan RUPS.
c. Mengusulkan kerjasama dengan pihak eksternal demi kepentingan perusahaan.
d. Mewakili perusahaan untuk menjalin hubungan maupun perjanjian-perjanjian dengan pihak ketiga.
e. Menrencanakan dan mengawasi pelaksanakaan tugas setiap orang yang bekerja dalam perusahaan.

Dalam melaksanakan tugasnya, direktur eksekutif akan dibantu oleh sekertaris, direktur produksi, direktur umum dan keuangan. Berikut ini adalah tugas dari masing massing direktur:

1. Sekertaris

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

2. Direktur Produksi

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

a. Kepala bagian produksi

Tugas dari kepalabagian produksi addalah mengatur dan mengawasi semua pelaksnaan kegiatan perusahaan yang berhubungan dalam bidang produksi, proses, pengendalian, dan laboratorium. Dalam menjalankan tugasnya, kepala bagian produksi akan dibantu oleh beberapa seksi yaitu seksi proses dan pengendalian, seksi utilitas dan seksi laboratorium.

b. Kepala bagian teknik

Tugas dari kepala bagian teknik adalah mengatur dan mengawasi semua pelaksanaan kegiatan perusahaan yang berhubungan dalam bidang teknik dan pemeliharaan. Dalam menjalankan tugasnya, kepala bagian teknik dibantu oleh tiga kepala seksi yaitu seksi pemeliharaan, seksi instrumentasi dan listrik serata seksi mesin.

c. Kepala bagian gudang

Tugas dari kepalabagian gudang adalah mengatur dan dan semua kegiatan perusahaan yang berhubungan dengan gudang dan pemeliharaan gudang. Dalam menjalankan tugasnya kepala bagian gudang akan dibantu oleh seorang seksi *warehouse.*

3. Direktur Keuangan dan Umum

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

a. Kepala Bagian Administrasi dan Keuangan

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

b. Kepala Bagian Umum

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

c. Kepala Bagian K3 dan Litbang

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

d. Kepala Bagian Pemasaran

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

4.4.4 Pengaturan Jam Kerja

Pabrik Stirena direncanakan akan dioperasikan selama 330 hari per tahun secara kontinyu dalam 24 jam per hari. Sisa hari yang tidak termasuk dalam hitungan ini merupakan hari libur digunakan untuk pebaikan, perawatan ataupun *shutdown*. Menurut pengaturan jam kerja karyawan dapat dikelompokan menjadi dua kelompok yaitu:

1. Karyawan non-shift yaitu karyawan yang bekerja selama 5 hari dengan total kerja 40 jam per minggu. Sedangkan hari sabtu, minggu dan hari besar ditetapkan sebagai hari libur. Karyawan non-shift adalah karyawan yang tidak menangani proses produksi secara

langsung. Yang termasuk dalam kaelompok karyawn non-shift adalah direktur eksekutif, sekertaris, direktur produksi, direktur keuangan & umum, kepala bagian serta para pegawai yang bekerja dari kantor. Berikut ini adalah rincian jam kerja karyawan non-shift:

Tabel 4. 4 Jam Kerja Karyawan *Non-shift*

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

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

Tabel 4. 5 Jam Kerja Karyawan *shift*

Kelompok Kerja	Jam Kerja	Jam Istirahat
Shift 1	07.00-15.00	11.00-12.00
Shift 2	15.00-23.00	19.00-20.00
Shift 3	23.00-07.00	03.00-04.00

Karyawn shift dilakukan dalam empat kelompok (A/B/C/D) dalam satu hari kerja yang mana hanya tiga kelompok yang masuk dan satu kelompok yang libur. Setiap kelompok mempunyai giliran enam hari kerja dan satu hari libur untuk setiap minggunya. Untuk hari libur ataupun hari besar yang telah ditentukan oleh pemerintah, kelompok yang bertugas tetap harus masuk, akan tetapi dihitung kerja lembur dan mendapat insentif tambahan. Masing masing shift dikepalai oleh satu orang kepala shift. Jadwal kerja masing masing kelompok dapat dilihat dalam Tabel 4.4 dan Tabel 4.5.

Tabel 4. 6 Jadwal Kerja Setiap Kelompok

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

Tabel 4. 7 Jadwal Kerja Setiap Kelompok

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

Keterangan:

P : *shift* Pagi (07.00-15.00)

S : *shift* Sore (15.00-23.00)

M : *shift* Malam (23.00-07.00)

L : Libur

4.4.5 Jumlah Karyawan dan Sistem Gaji

Jumlah tenaga kerja disesuaikan dengan kebutuhan agar pekerjaan dapat disesesaikan dengan efektif. Pada Tabel 4.8, merupakan rincian jumlah tenaga kerja dan juga sistem penggajianya.

Tabel 4. 8 Jumlah Tenaga Kerja dan Sistem Penggajian

No	**Jabatan**	**Jumlah**	**Gaji/bulan (Rp)**	**Jumlah (Rp)**	**Gaji/Tahun (Rp)**	**Jumlah (Rp)**
1	Eksekutif Direktur	1	100.000.000	100.000.000	1.200.000.000	1200.000.000
2	Sekertaris	1	16.000.000	16.000.000	192.000.000	192.000.000
3	Direktur Proses	1	18.000.000	18.000.000	216.000.000	216.000.000
4	Direktur Keuangan dan Administrasi	1	18.000.000	18.000.000	216.000.000	216.000.000
5	Kepala bagian Produksi	1	15.000.000	15.000.000	180.000.000	180.000.000
6	Kepala bagian Teknik	1	15.000.000	15.000.000	180.000.000	180.000.000

Tabel 4. 9 Jumlah Tenaga Kerja dan Sistem Penggajiaan (Lanjutan)

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/bulan (Rp)	Jumlah (Rp)	Gaji/Tahun (Rp)	Jumlah (Rp)
7	Kepala bagian Pemasaran	1	15.000.000	15.000.000	180.000.000	180.000.000
8	Kepala bagian administrasi & keuangan	1	15.000.000	15.000.000	180.000.000	180.000.000
9	Kepala bagian Umum	1	15.000.000	15.000.000	180.000.000	180.000.000
10	Kepala bagian litbang & K3	1	15.000.000	15.000.000	180.000.000	180.000.000
11	Kepala bagian gudang	1	15.000.000	15.000.000	180.000.000	180.000.000
12	Kepala seksi	32	10.000.000	320.000.000	120.000.000	3.840.000.000
13	Operator	72	4.000.000	424.000.000	48.000.000	5.088.000.000
14	Karyawan produksi	3	7.000.000	21.000.000	84.000.000	252.000.000
15	Karyawan laboratorium	3	7.000.000	21.000.000	84.000.000	252.000.000
16	Karyawan utilitas	3	7.000.000	21.000.000	84.000.000	252.000.000
17	Karyawan maintenance	3	7.000.000	21.000.000	84.000.000	252.000.000

Tabel 4. 10 Jumlah Tenaga Kerja dan Sistem Penggajian (Lanjutan)

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/bulan (Rp)	Jumlah (Rp)	Gaji/Tahun (Rp)	Jumlah (Rp)
18	Karyawan mesin	3	7.000.000	21.000.000	84.000.000	252.000.000
19	Karyawan instrumentasi	2	7.000.000	14.000.000	84.000.000	168.000.000
20	Karyawan purchasing	4	5.000.000	20.000.000	60.000.000	240.000.000
21	Karyawan sales	6	5.000.000	30.000.000	60.000.000	360.000.000
22	Karyawan pemasaran	4	5.000.000	20.000.000	60.000.000	240.000.000
23	Karyawan administrasi	4	7.000.000	28.000.000	84.000.000	336.000.000
24	Karyawan keuangan	4	7.000.000	28.000.000	84.000.000	336.000.000
25	Karyawan personalia	3	7.000.000	21.000.000	84.000.000	252.000.000
26	Karyawan humas	3	7.000.000	21.000.000	84.000.000	252.000.000
27	Karyawan litbang	3	7.000.000	21.000.000	84.000.000	252.000.000
28	Karyawan K3	5	7.000.000	35.000.000	84.000.000	420.000.000
29	Karyawan gudang	7	6.000.000	42.000.000	72.000.000	864.000.000
30	Dokter	2	8.000.000	16.000.000	96.000.000	192.000.000

Tabel 4. 11 Jumlah Tenaga Kerja dan Sistem Penggajian (Lanjutan)

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/bulan (Rp)	Jumlah (Rp)	Gaji/Tahun (Rp)	Jumlah (Rp)
31	Perawat	4	5.000.000	20.000.000	60.000.000	240.000.000
32	Supir	6	4.000.000	24.000.000	48.000.000	288.000.000
33	Satpam	6	3.000.000	18.000.000	36.000.000	216.000.000
34	Tukang kebun	8	2.800.000	22.400.000	33.600.000	268.800.000
35	Cleaning Service	8	2.800.000	22.400.000	33.600.000	268.800.000
	Total	**210**		**1.387.800.000**		**16.653.600.00**

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

4.4.6 Fasilitas dan Hak Karyawan

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

1. Hak Cuti
    - Cuti Tahunan

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

akumulasikan pada tahun selanjutnya ataupun digantikan dengan uang.

- Cuti Massal

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

- Cuti hamil

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

2. Hari Libur Nasional

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

3. Kerja lembur

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

4. Pakaian kerja

   Guna menghindari kesenjanagan antar karyawan, perusahaan memberikan dua pasang pakaian kerja setiap tahun. Dan khusus karyawan yang bekerja di area proses atau plant diwajibkan menggunakan pakaian yang mempunyai lengan panjang dan juga

celana panjang ataupunn mengenakan APD secara lengkap seperti helem, google, dan tidak diperkenankan untuk menggunakan aksesoris pada tubuh seperti: jam tangan, anting-anting, kalung, cincin, ataupun gelang.

5. Jamsostek

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

6. Penyedian fasilitas bagi karyawan

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

BAB V

UTILITAS

Unit utilitas merupakan unit penunjang yang memiliki peran penting dalam berjalannya proses disebuah industri. Perencanaan unit utilitas dibutuhkan guna menjamin keberlangsungan proses pada suatu pabrik (Powell. 1948). Hal-hal yang akan ditunjang pada unit utilitas adalah sebagai berikut:

1. Unit Penyediaan dan Pengelolahan Air (*Water Treatment System*)
2. Unit Pembangkit Steam (*Steam generation system*)
3. Unit Pembangkit listrik (*Power Plant System*)
4. Unit Penyedia Udara Instrumen (*Instrument Air System*)
5. Unit Penyedia Bahan Bakar
6. Unit penggelolahan limbah

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

5.1.1 Unit Penyediaan Air

Umumnya kebutuhan air suatu industri dipenuhi menggunakan air sumur, air danau, air sungai, air laut, ataupun air bendungan jika dekat dengan bendungan sebagai sumbernya. Dalam perancanaan pabrik Stirena ini akan menggunakan sumber air dari sungai yang terhubung dengan Pantai Semilir. Dasar keputusan pengambilan air dari sungai tersebut adalah dikarenakan sungai tersebut posisinya dekat dari pabrik stirena yang akan dibangun. Untuk menghindari fouling pada alat-alat yang membutuhkan air, maka air tersebut perlu diolah terlebih dahulu sebelum digunakan pada alat-

alat yang terdapat di pabrik. Pengolahan air sungai akan diolah secara fisis dan juga kimiawi. Selain itu ada beberapa pertimbangan lain mengapa sumber air dipilih dari sungai. Beberapa pertimbangannya adalah:

- Air sungai memiliki sifat air dengan kontinuitas air yang tinggi. Sehingga akan selalu tersedia dan akan terhindar dari kendala kekeringan.
- Pengolahan air sungai yang relatif lebih mudah, sederhana, dan biaya pengolahanya yang murah dibandingkan dengan proses pengolahan air laut yang lebih rumit dan juga memekan biaya pengolahan yang lebih besar dan juga menggunakkan alat yang relatif lebih mahal.
- Jumlah air sungai lebih melimpah jika dibandingkan dengan air sumur.
- Lokasi sungai berada tidak jauh dari lokasi pembangunan pabrik.

Secara keseluruhan, kebutuhan air pada pabrik ini digunakan untuk keperluan seperti:

a. Air Domestik *(Domestic water)*

Kebutuhan air domestik diperuntukan untuk air konsumsi bagi karyawan dan juga air bersih yang digunakan untuk menunjang kebutuhan harian setiap orang. Baik untuk dikonsumsi, maupun non-konsumsi. Untuk kebutuhanya pun berkisar antara 200 liter per

orang sampai 300 liter per orang per hari (Twort. 2000). Di lingkungan pabrik terdapat dua *locker room* yang masing-masingnya memiliki kapasitas sebesar 10 orang per rumah. Apa bila dirancang kebutuhan air untuk perumahan ini adalah 300 liter per orang per hari. Dan di pabrik ini akan dibangun 2 perumahan. Sedangkan untuk air perkantoran, kebutuhan untuk air perkantoran adalah sekitar 75 liter per hari hingga 150 liter per hari. Air di kantor dirancang 150 liter per hari per orang. Sehingga untuk detailnya dapat dilihat pada Tabel 5.1 berikut.

Tabel 5. 1 Kebutuhan Air Domestik

No	Keterangan	Kebutuhan Air (kg/jam)
1	Area Kantor	1093,75
2	Perumahan Karyawan	250
Total		1343,75

b. Air Pendingin *(Cooling water)*

Air pendingin digunakan untuk berbagai peralatan dengan fungsi untuk menurunkan suhu. Kebutuhan air media pendingin pada pabrik stirena ini terlampir pada Tabel 5.2 berikut ini:

Tabel 5. 2 Kebutuhan Air Media Pendingin

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah (kg/jam)
Kondensor-01	CD-01	4.552,49
Kondensor-02	CD-02	1.897,78
Kondensor -03	CD-03	83.089,51
Kondensor Parsial-01	CDP-01	6.079.128
Cooler-02	CL-02	1.624,36
Cooler-03	CL-03	3.175,64
Cooler-04	CL-04	424.630,90
Total		6.598.095

Pada saat berlangsungnya proses, air pendingin mengalami *blow-down* pada unit *cooling tower* sehingga dipelukan adanya air *make-up*. Setelah dilakukan perhitungan didapatkan kebutuhan air *make-up* yaitu sebesar 824.76 kg/jam

c. Chill water

Chill water adalah salah satu dari jenis media pendingin dengan bantuan air. yang membedakan di sini adalah suhu dari *chill water* lebih rendah dari suhu rata-rata air pada keadaan lingkungan. *Chill water* di pabrik stirena ini dijaga pada suhu 10^{o}C menggunakan *refrigerant*. Chill water ini sendiri akan digunakan pada alat pendingin-01 (CL-01) dengan jumlah media pendingin sebesar 73.599 kg/jam.

d. Air untuk Steam *(Steam)*

Air umpan boiler adalah air yang akan diubah menjadi steam sebagai media pemanas. Air umpan boiler yang dapat digunakan adalah air yang sudah memenuhi standar sebagai air umpan boiler. Hal ini apabila air tidak memenuhi standar sebagai air umpan boiler dapat mengakibatkan kerusakan pada alat. Sehingga pencegahan harus dilakukan agar alat-alat pabrik tidak terjadi *scaling, fouling* dan juga *foaming*. Kebutuhan steam pabrik stirena terlampir pada Tabel 5.3 berikut ini.

Tabel 5. 3 Kebutuhan Air Guna Membuat *Steam*

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah (kg/jam)
Reboiler-01	Rb-01	211,34
Reboiler-02	Rb-02	87,99
Reboiler-03	Rb-03	3.629,62
Heat Exchanger-01	Rb-01	9.435,30
Vaporizer-01	Vp-01	12.746,57
Total		26.110,86

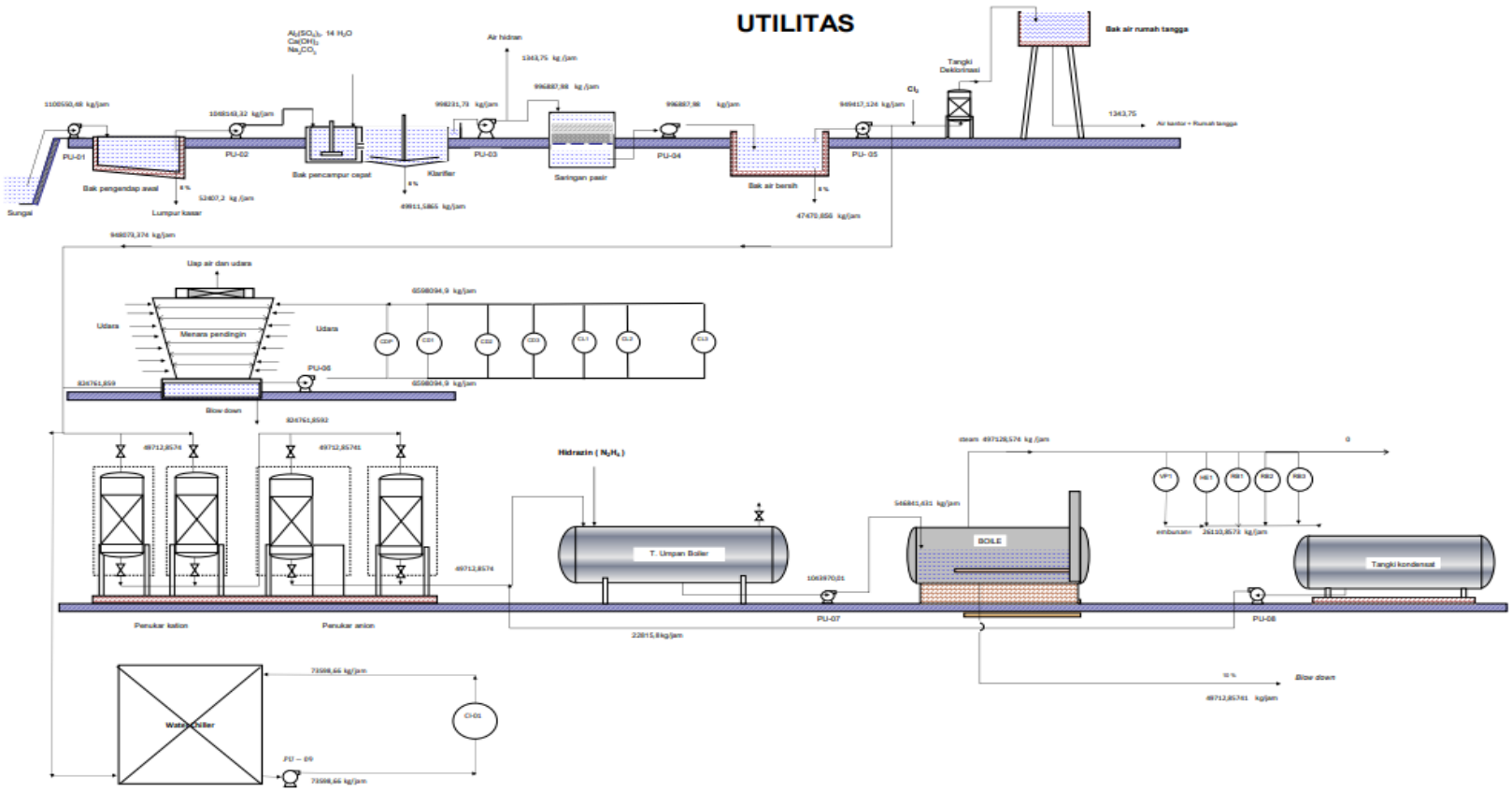
Pada saat berlangsungnya proses terjadi 90% kondensat dari steam ini akan digunakan kembali sebagai air umpan boiler dan selebihnya akan di *blow-down*. Setelah dilakukan perhitungan air make-up yang dibutuhkan adalah sebesar 2.611,08 kg/jam

e. Air untuk Proses *(Process water)*

Pada pabrik stirena air kebutuhan proses diperlukan tetapi, air tersebut akan diubah terlebih dahulu menjadi steam. Steam ini akan dimasukan ke dalam reaktor-01 yang bertujuan sebagi pembawa energi untuk melakukan reaksi, *anti-fouling* pada katalis dan juga sebagai menurunkan tekanan parsial reaktan. Steam yang digunakan cukup besar sehingga membutuhkan jumlah air yang besar juga. Setelah diperhitungkan kebutuhan air yang digunakan untuk membangkitkan steam proses adalah sebesar 471.017,70 kg/jam

f. Air Layanan Umum dan Hidran *(Service water)*

Diperkirakan kebutuhan air untuk layanan umum seperti bengkel, laboratorium, masjid, kantin, hidran dan lain-lain adalah sama dengan jumlah air kebutuhan kantor dan juga perumahan yaitu sebesar 1.343,75 kg/jam



Gambar 5. 1 Diagram Alir Utilitas

5.1.2 Unit Pengolahan Air

Air sungai tidak dapat langsung digunakan. Sehingga diperlukan beberapa tahap pengolahan sebelum akhirnya dapat dipakai. Beberapa tahap dalam pengolahan air yaitu:

a. Penghisapan

   Air sungai dipompa lalu dialirkkan ke alat screening untuk memisahkan air dengan kotoran dengan ukuran yang besar. Setelah discreening air akan ditampung ke dalam bak pengendapan awal.

b. Screening

   Tahap ini secara singkat untuk memisahkan air dari kotoran dengan partikel berukuran besar yang dapat tertangkap oleh *screen*. Jenis kotoran tersebut ialah seperti daun, ranting, ataupun sampah. *Screen* dipasangkan pada ujung pipa bagian sisi hisap pompa. Sedangkan partikel kotoran yang lebih kecil dan terbawa oleh air akan diolah pada tahap-tahap selanjutnya.

c. Pengendapan awal

   Pengendapan awal ini dilakukan dengan tujuan untuk memastikan kotoran besar yang masih terangkut, ataupun air dengan tingkat *turbidity* yang besar diendapkan terlebih dahulu. Pengendapan dilakaukan secara bertahap guna mendapatkan air bersih secara optimal. Selain itu untuk menjaga alat-alat pada utilitas dapat beroperasi lebih optimal dan mempunyai jangka waktu yang lebih lama.

d. Koagulasi dan Flokulasi

Koagulasi adalah proses kimia yang digunakan untuk menghilangakan partikel halus yang tersuspensi dalam cairan dengan cara menggabungkannya menjadi partikel yang lebih besar sehingga lebih mudah dipisahkan.proses ini melibatkan penambahan koagulan yang berfungsi untuk menetralkan muatan listrik dari partikel-partikel tersuspensi (Powell. 1937). Partikel tersuspensi pada air biasanya bermuatan negatif dan saling tolak menolak, sehingga tetap terdispersi koagulan seperti alumunium sulfat dan juga polyalumunium klorida ditambahkan pada bak pengadukan cepat sebagai koagulan. Pengadukan dilakukan agar koagulan tersebar merata. Setelah muatan partikel tersuspensi dinetralkan sehingga mau mendekat satu sama lain, kemudian air ini dialirkan ke Tangki pengadukan lambat ataupun klarifier untuk dilanjutkan dengan proses flokulasi. Flokulasi dilakiukan untuk memperbesar gumpalan dengan pengadukan lambat

e. Sedimentasi / Setteling

Setelah gumpalan-gumpalan kotoran membesar maka akan dilakuakan sedimentasi yaitu pengendapan gumpalan gumpalan flock yang terbetuk dari proses koagulasi-flokulasi. Flok tersebut akan mengendap dan akan di buang nantinya.

f. Sand filter

Air dari klarifier yang masih mengandung padatan tersuspensi selanjutnya memasuki bak penyaringan dengan pasir untuk difiltrasi. Filtrasi ini bertujuan unntuk menghilangkan kotoran yang terkandung di dalam air (Powell, 1923). *Sand filter* dicuci (*back wash, rinse*) bila sudah dianggap kotor.

g. Penampungan air bersih

Air yang sudah melalui tahap filtrasi bisa disebut sebagai air bersih dan di tamping kedalam bak penampungan air bersih. Air tersebut kemudian akan di distribusikan untuk keperluan seperti:

- Air keperluan umum dan hidran
- Air domestik
- Air *make-up cooling tower*
- Bahan baku untuk *demin water paln*

h. Demineralisasi

Proses Demineralisasi bertujuan untuk menghilangkan ion-ion yang yang terkandung dalam air sebelum dijadikan sebagai air umpan boiler. Proses demineralisasi air dibagi kedalam dua proses. Yaitu pelunakan air dengan proses penukaran anion dan yang kedua adalah pelunakan air dengan peroses penukaran kation. Mineral-mineral seperti Ca^{2+}, Mg^{2+}, Na^{+}, akan ditangkap oleh resin. Resin ini sendiri mempunyai kapasitas untuk menagkap ion-ion tersebut. Sehingga suatu saat resin tidak dapat menangkap mineral ion-ion ini. Maka resin ini akan dimasukan ke

dalam proses regenerasi resin. Regenerasi resin kation exchanger dilakukan dengan bantuan senyawa kimia asam kuat seperti H_2SO_4 tetapi, di pabrik ini proses regenerasi resin penukar kation mengguanakn larutan NaCl atau *brine water* (Powell. 1937).

Sedangkan untuk menghilangkan ion-ion negative seperti ion bikarbonat HCO_3^-, CO_3^{2-}, Cl^-, SO_4^{2-} ataupun ion-ion lainya maka selanjutnya akan diproses ke dalam Tangki penukar anion. Penukaran anion dilakukan menggunakan resin penukar anion. Yang mana resin ini juga pada suatu saat tidak akan mampu lagi digunakan untuk menyerap ion-ion tersebut sehingga perlunya regenerasi resin penukar anion secara berkala ketika resin tersebut sudah tidak dapat menangkap anion-anion tersebut. Regenerasi resin anion mengunakan basa kuat seperti NaOH. Setelah selesai melewati proses penukaran anion dan kation air sudah bisa dijadikan sebagai air proses. Namun apa bila akan dijadikan sebagai steam perlu penambahan suatu proses kembali yaitu proses deaerasi (Powell. 1937).

i. Deaerasi/ Degassing

Setelah proses demineralisasi selesai sebelum menjadi air umpan boiler air akan masuk ke dalam proses deaerasi. Pada proses ini bertujuan untuk meghilangkan gas-gas terlarut dalam air khususnya yaitu gas O_2. Gas O_2 ini berpotensi untuk menyebabkan korosi terhadap pipa-pipa ataupun alat-alat pabrik (Powell. 1937). Selain dampaknya yang berbahaya terhadap alat-alat pabrik, korosi dapat mengikis, dan

juga membuat rapuh dinding alat-alat pabrik. Hal yang lebih ditakutkan ialah hal ini terjadi pada alat yang mempunyai tekanan tinggi namun karena adanya korosi dan pengkroposan pada bagian tertentu suatu alat dan alat tersebut mempunyai perbedaan tekanan operasi yang tinggi, dan karena dinding alat menjadi lebih tipis dikarenakan pengkroposan hal demikian dapat membuat alat meledak ataupun kebocoran yang mana pada akhirnya pabrik akan merugi. Dan hal ini perlu dihindari dengan menambahkan senyawa hidrazin N_2H_4 yang mana berfungsi untuk mengikat gas terlarut O_2. Setelah gas terlarut tersebut dihilangkan kandunganya maka air dapat disimpan ke dalam Tangki *boiler feed water* untuk dijadikan sebagai air umpan boiler. Suatu saat air umpan boiler ini akan di *blow-down* sebanyak 10% sehingga, penambahan air *make-up* sebesar air *blow-down* nya pun diperlukan agar kebutuhan steam tetap terpenuhi.

5.2 Unit Pembangkit steam (Steam Generator System)

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

Kapasitas : 497.129 kg/jam

Jenis : *Water Tube Boiler*

Jumlah : 1

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

5.3 Unit Pembangkit Listrik

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

Kapasitas : 1.600 kW

Jenis : AC Generator

Jumlah : 17 buah

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

a. Kebutuhan listrik area proses dan utilitas

Tabel 5. 4 Kebutuhan Listrik Area Proses dan Utilitas

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

Tabel 5. 5 Kebutuhan Listrik Area Proses dan Utilitas (Lanjutan)

Nama Alat	Kode alat	jumlah	Daya (Hp)	kW/jam
Pompa uilitas-09	PU-09	2	10	14,914
Kompresor-02	Komp-02	1	0,5	0,372
fan	F	1	800	596,569
Pengaduk	Ag	5	0,5	1,864
Rake	R	5	2	7,457
Total				26.705,07

Power yang dibutuhkan = 26.705,07 kW

b. Kebutuhan listrik alat kontrol

   Kebutuhan listrik perkantoran diperkirakan sebesar 190 kW

c. Kebutuhan listrik perkantoran bangkel perumahan dan laboratorium

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

Total kebutuhan listrik pabrik dapat dilihat berdasarkan Tabel 5.6 berikut ini:

Tabel 5. 6 Total Kebutauhan Listrik Pabrik

No	Keperluan	Kebutuhan (kW)
1.	Kebutuhan listrik area proses dan utilitas	26.705,07
2.	Kebutuhan listrik alat kontrol	190
3.	Kebutuhan listrik area perkantoran bengkel, perumahan dan juga laboratorium	210
Total		27.105,07

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

5.4 Unit Penyedia Udara Tekan

Di pabrik stirena ini, alat-alat instrument seperti instrument control seperti valve, actuator, akan dikontrol dari jarak jauh dengan menggunakan udara tekan yang bekerja secara pneumatis. Tekanan udara yang digunakan adalah sebesar 10 bar. Dalam pabrik stirena ini terdapat beberapa jenis alat kontrol yang mana memerlukan udara tekan unntuk menggerakan alat-alat tersebut. Dan mekanisme proses pembuatan udara tekan yaitu dengan menggunakan udara lingkungan yang ditekan menggunakan kompresor yang dilengkapi dengan filter untuk menangkap kandungan air yang terdapat di udara tersebut. Udara

dari lingkungan ditekan menggunakan kompresor hingga mencapai tekanan 10 bar. Selanjutnya, udara disimpan dalam sbuah Tangki penyimpan udara tekan. Sehingga, ketika udara tekan dibutuhkan valve pada tangka udara tekan akan membuka untuk mengalirkan udara tekan tersebut ke alat kontrol yang membutuhkanya. Total kebutuhan udara tekan diperkirakan sebesar 22,564 m3/jam.

5.5 Unit Penyedia Bahan Bakar

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

5.6 Unit Pengolahan Limbah atau Air Buangan

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

1. Limbah bahan cair

Limbah cairan dapat berupa:

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

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

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

2. Limbah padatan berupa lumpur dari proses pengolahan air.

Untuk menghindari pencemaran dari limbah padatan tersebut maka dilakaukan penangan terhadap limbah padat tersebut berupa membuat unit pembuangan limbah yang aman bagi lingkungnan sekitar.

5.7 Spesifikasi Alat Utilitas

Tabel 5. 7 Spesifikasi Alat Transportasi Fluida pada Area Utilitas

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

Tenaga motor (Hp)	60	30	10	30	125
Jumlah	2	2	10	2	2

Tabel 5. 8 Spesifikasi Alat Transportasi Fluida Area Utilitas (Lanjutan)

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

Jumlah	2	10	2	2	2

Tabel 5. 9 Spesifikasi Bak Area Utilitas

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

Tabel 5. 10 Spesifikasi Tangki Utilitas

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

Tabel 5. 11 Spesifikasi Tangki Utilitas (Lanjutan)

Tangki	**TU-05**	**TU-06**	**T-Udara**	**T-07**
Fungsi	Tangki boiler water feed (TBWF). Menampung kebutuhan air untuk dijadikan steam jenuh	Tangki kondensat diguanakan untuk menampung kondensat dari steam yang telah digunakan pada unit operasi	Menampung udara tekan yang akan dugunakan untuk menggerakan actuator instrument kontrol	Tangki untuk menambung kebutuhan bahan bakar LNG

Jenis	Tangki silinder horizontal dilengkapi dengan deaerator	Tangki silinder horizontal	Tangka silinder horizontal	Tangki silinder vertikal
Bahan	*Carbon steel*			
Spesifikasi				
Panjang/tinggi (m)	17,647	7,119	3	12,801
Diameter (m)	5,882	2,373	0,781	54,864
Volume (m^3)	479,641	31,490	1,124	29140,08
Jumlah	1	1	1	1

Tabel 5. 12 Spesifikasi Tangki Utilitas (Lanjutan)

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

Tabel 5. 13 Spesifikasi *Screener* Utilitas

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

Tabel 5. 14 Spesifikasi Sand Filter Utilitas

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

Tabel 5. 15 Spesifikasi Cooling Tower (CT-01)

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

Tabel 5. 16 Spesifikasi *Boiler*/ Kettel Uap

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

Tabel 5. 17 Spesifikasi *Refrigerant (Rf-01)*

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

BAB VI

EVALUASI EKONOMI

Untuk meniali apakah pendirian pabrik stirena layak dan menguntungkkan dari sudut pandang ekonomi, diperlukan evaluasi ekonomi yang cermat. Salah satu aspek penting dalam perancangan pabrik adalah estimasi biaya peralatan yang dibutuhkan. Hal ini penting karena estimasi biaya peralatan akan menjadi dasar dalam mengevaluasi kelayakan investasi modal. Evaluasi ini bertujuan untuk memastikan bahwa investasi yang dilakukan dapat kembali dalamm jangka waktu tertentu dan mencapai titik impas.

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

1. Modal *(Capital Investment)*
    a. Modal tetap *(Fixed Capital Cost)*
    b. Modal kerja *(Working Capital Investment)*
2. Biaya Produksi *(manufacturing Cost)*
    a. Biaya produksi langsung *(Direct Manufacturing Cost)*
    b. Biaya produksi tidak langsung *(Indirect Manufacturing Cost)*
    c. Biaya tetap *(Fixed Manufacturing Cost)*
3. Pengeluaran Umum *(General Cost)*
4. Analisa Kelayakan Ekonomi

a. *Percent return on investment (ROI)*

b. *Pay out time (POT)*

c. *Break event point (BEP)*

d. *Shut down point (SDP)*

e. *Discounted cash flow (DCF)*

6.1 Penaksiran Harga Alat

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

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

Tabel 6. 1 Indeks Harga Alat Tahun 1991-2006

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

Untuk memperkirakan harga peralatan, digunakan dua rumus pendekatan. Harga peralatan pada tahun pendirian pabrik dapat dihitung dengan mengalikan harga peralatan pada tahun referensi dengan rasio indeks harga pada tahun yang diinginkan (Peters, 2003)

$$C2 = C1 * (\frac{\mathrm{I}\,2}{\mathrm{I}\,1})$$

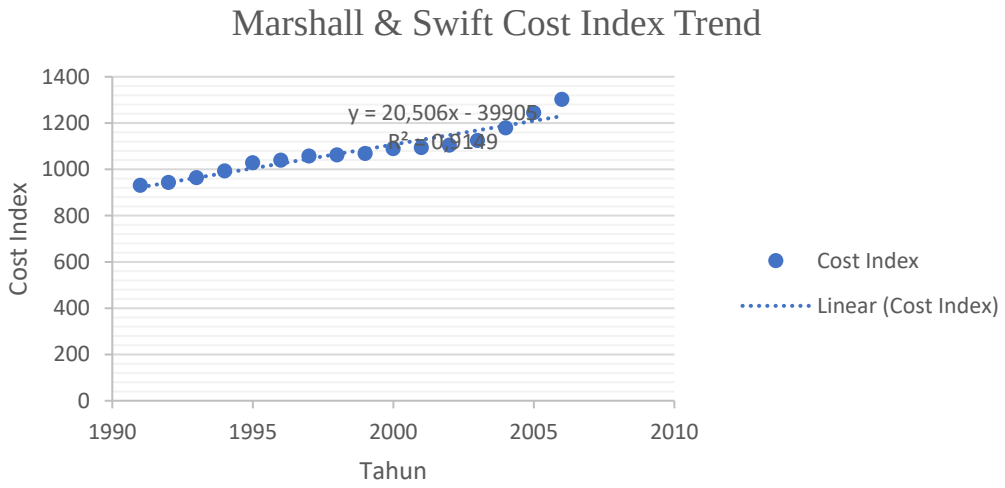
Dimana:

C_2 : harga pada tahun analisis

C_1 : harga yang diketahui

I_1 : index harga pada tahun saat harga diketahui

I_2 : index harga pada tahun yang ingin diketahui



Gambar 6. 1 Grafik Perkembangan Indeks Harga Alat Marshall & Swift

Persamaan yang diperoleh dari grafik yang tertera adalah y = 20,506x – 39905. Dengan menggunakan persamaan tersebut, dapat dihitung index harga pada tahun referensi, yaitu 2014, serta pada tahun perancangan pabrik, yaitu 2030. Berdasarkan perhitungan, indeks harga untuk tahun 2014 dan 2030 berturut-turut adalah 139,084 dan 1722,18. Berdasarkan nilai CEP index tersebut, harga peralatan proses dan peralatan utilitas dapat ditentukan sebagai berikut:

Tabel 6. 2 Harga Alat Proses

Nama Alat	Kode	Jumlah	Index Harga		Harga 2014	Harga 2028
			2014	2030		
Akumulator	AC-01	1	1394,08	1722,18	11.814	14.595
Akumulator	AC-02	1	1394,08	1722,18	5.251	6.487
Akumulator	AC-03	1	1394,08	1722,18	52.508	64.866
Dekanter	DC-(A-E)	5	1394,08	1722,18	105.016	648.655
Distilasi	MD-01	1	1394,08	1722,18	196.905	243.246
Distilasi	MD-02	1	1394,08	1722,18	170.651	210.813
Distilasi	MD-03	1	1394,08	1722,18	2.124.003	2.623.884
Heatexchanger	HE-01	1	1394,08	1722,18	69.400	85.733
Kondensor	CD-01	1	1394,08	1722,18	1.100	1.359
Kondensor	CD-02	1	1394,08	1722,18	1.100	1.359

Tabel 5. 18 Harga Alat Proses (Lanjutan)

Kondensor	CD-03	1	1394,08	1722,18	37.300	46.079
KondensorP	CDP	1	1394,08	1722,18	286.326	353.713
Pendingin	CL-01	1	1394,08	1722,18	43.200	53.367
Pendingin	CL-02	1	1394,08	1722,18	2.700	3.335
Pendingin	CL-03	1	1394,08	1722,18	2.700	3.335
Pendingin	CL-04	1	1394,08	1722,18	100.500	124.153
Pompa	P-01	2	1394,08	1722,18	11.200	27.672
Pompa	P-02	2	1394,08	1722,18	14.400	35.578
Pompa	P-03	2	1394,08	1722,18	24.953	61.652
Pompa	P-04	2	1394,08	1722,18	10.000	24.707
Pompa	P-06	2	1394,08	1722,18	5.000	12.353
Pompa	P-08	2	1394,08	1722,18	14.400	35.578
Pompa	P-09	2	1394,08	1722,18	11.200	27.672
Pompa	P-10	2	1394,08	1722,18	5.000	12.353
Pompa	P-11	2	1394,08	1722,18	15.000	37.060
Pompa	P-13	2	1394,08	1722,18	5.000	12.353
Reaktor	R-01	1	1394,08	1722,18	6.826.000	8.432.491
Reboiler	Rb-01	1	1394,08	1722,18	23.100	28.537
Reboiler	Rb-02	1	1394,08	1722,18	10.200	12.601
Reboiler	Rb-03	1	1394,08	1722,18	93.700	115.752
Separator	Sp-01	1	1394,08	1722,18	18.000	22.236
Separator	Sp-02	1	1394,08	1722,18	17.000	21.001
Tangki	T-01	1	1394,08	1722,18	4.422.935	5.463.868
Tangki	T-02	1	1394,08	1722,18	78.762	97.298
Tangki	T-03	1	1394,08	1722,18	105.016	129.731
Tangki	T-04	1	1394,08	1722,18	2.205.812	2.724.947
Vaporizer	Vp-01	1	1394,08	1722,18	83.200	102.781
Total						21.923.200

Tabel 6. 3 Harga Alat Utilitas

Nama Alat	Kode	Jumlah	Index Harga		Harga (USD) 2014	Harga (Rp) 2028
			2014	2030		
Pompa	PU-01	2	1394,08	1722,18	27.838	1.107.339.304
Pompa	PU-02	2	1394,08	1722,18	27.838	1.107.339.304
Pompa	PU-03	2	1394,08	1722,18	27.838	1.107.339.304
Pompa	PU-04	2	1394,08	1722,18	27.838	1.107.339.304
Pompa	PU-05	2	1394,08	1722,18	27.838	1.107.339.304
Pompa	PU-06A	2	1394,08	1722,18	21.826	868.212.351
Pompa	PU-06B	10	1394,08	1722,18	27.838	5.536.696.522
Pompa	PU-07	2	1394,08	1722,18	27.838	1.107.339.304
Pompa	PU-08	2	1394,08	1722,18	10.000	397.782.314
Pompa	PU-09	2	1394,08	1722,18	12.300	489.272.247
Kompresor Udara	KU	2	1394,08	1722,18	52.400	2.084.379.329
Tangki Silika	Ts	2	1394,08	1722,18	7.876	313.300.542
Tangki Udara	Tu	2	1394,08	1722,18	13.127	522.167.571
Total						16.855.847.000

Tabel 6. 4 Harga Alat Utilitas

Nama Alat	Kode	Jumlah	Index Harga		Harga (USD) 2014	Harga (USD) 2028
			2014	2030		
Penukar Kation	TK-01	2	1394,084	1722,18	23.629	58.379
Penukar Anion	TA-01	2	1394,084	1722,18	13.783	34.054
Tangki umpan Boiler	BFW	10	1394,084	1722,18	302.202	3.733.245
Tangki Kondensat	T-Cond	1	1394,084	1722,18	65.635	81.082
Tangki LNG	T-LNG	3	1394,084	1722,18	131.400	486.974
Tangki Solar	T-S	1	1394,084	1722,18	1.419.584	1.753.681
Ketel Boiler	B	1	1394,084	1722,18	8.039.065	9.931.049
Unit Refrigerasi	Unit-RF	1	1394,084	1722,18	490.900	606.433
Total						16.684.898

Tabel 6. 5 Harga Alat Utilitas

Nama alat	Kode	harga/m^2 atau satuan	Luas m^2	Jumlah	Biaya Rp.
Bak Pengendapan	BP	1.500.000	3981,429	1	5.972.143.000
Bakpencampuran cepat	RMT	1.250.000	2,406771	5	15.042.000
Clarifier	Cl-01	1.250.000	176,2187	5	1.101.367.000
Saringan Pasir	SF-01	1.250.000	163,9251	1	204.906.000
Bak air bersih	BAB	1.250.000	961,7097	1	1.202.137.000
Bak air minum	BAM	1.250.000	9,723618	1	12.155.000
Cooling tower	CT	2.500.000	1217,475	1	3.043.688.000
Total					11.551.438.000

6.2 Dasar Perhitungan

Kapasitas Produksi : 295.426 Ton/ Tahun

Pabrik beroperasi : 330 hari kerja

Umur alat : 10 tahun

Kurs mata uang : 1$ = Rp 16.100 (18 Desember 2024)

Tahun pabrik didirikan : 2028

UMR kota tuban : Rp 2.739.225

6.3 Komponen Biaya

1. Modal *(Capital Investment)*

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

a. *Fixed Capital Invesment*

Investasi modal tetap *(fixed capital investment)* adalah biaya yang dibutuhkan untuk membangun fasilitas-fasilitas pabrik.

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

no	Perihal	Harga (USD)	Harga (Rp)
1	Harga alat sampai ditempat	25.800.589	7.131.150.000
2	Instalasi alat	2.506.976	8.419.178.000
3	Pemipaan	81.942	184.447.880.000
4	Instrumentasi	2.664.215	789.307.000
5	Isolasi	33.219	1.315.472.000
6	Instalasi listrik	0	53.483.623.620
7	Bangunan	0	120.580.450.000
8	Tanah dan perbaikan	0	476.000.000.000
9	Utilitas	16.738.289	61.360.267.000
	Total	47.825.230	913.527.327.620

Tabel 6. 7 *Direct Plant Cost (DPC)*

no	Perihal	Harga (USD)	Harga (Rp)
1	Rekayasa dan konstruksi 20% PPC	9.565.046	182.705.466.000
2	Investasi Fisis Pabrik	47.825.230	913.527.327.620
	Total	57.390.276	1.096.232.793.620

Tabel 6. 8 *Fixed Capital Investment (FCI)*

no	Perihal	Harga (USD)	Harga (Rp)
1	Investasi Pabrik Langsung	57.390.276	1.096.232.793.620
2	Upah kontraktor (10% DPC)	5.739.028	109.623.279.000
3	Biaya tak terduga (15% DPC)	8.608.541	164.434.919.000
	Total	71.737.845	1.370.290.991.620

Fixed capital investment total = Rp 2.475.697.263.630

b. Working Capital Invesment

Investasi modal kerja *(working capital investment)* adalah dana yang dibutuhkan untuk menjalankan operasional usaha dalam jangka waktu tertentu. Sumber modal untuk mendirikan sebuah pabrik dapat berasal dari berbagai sumber, seperti pinjaman bank, aset pribadi, atau dana investasi. Penanaman modal bertujuan untuk memperoleh keuntungan dari dana yang diinvestasikan (Peters, 2003). Adapun beberapa karakteristik investasi yang baik adalah sebagai berikut:

- Return on investment (ROI) yang tinggi
- Payback period yang singkat
- Break-even point yang cepat
- Kesesuaian dengan indeks ekonomi
- Stabilitas biaya operasional
- Kemudahan pengolahan modal kerja
- Legalitas secara hukum baik, punya teknologi yang memadai, aman dan memenuhi standar keselamatan dan lingkungan (Smith, 2016).

Tabel 6. 9 *Working Capital Investment (WCI)*

no	Perihal	Harga (USD)	Harga (Rp)
1	Inventory bahan baku	0	3.690.511.206.000
2	Inventory bahan dalam proses	20.706	4.312.783.766.000
3	Inventory produk	1.138.838	4.312.783.766.000
4	Kredit perluasan	2.277.677	8.625.567.533.000
5	Persediaan tunai	1.138.838	4.312.783.766.000
	Total	4.576.059	25.254.430.037.000

2. Biaya Produksi *(Manufacturing cost)*

Biaya manufaktur *(manufacturing cost)* adalah dana yang diperlukan untuk memproduksi suatu produk. Biaya ini merupakan gabunngan dari tiga komponen utama, yaitu biaya manufktur langsung *(direct manufacturing cost)*, biaya manufaktur tidak langsung *(indirect manufacturing cost)*, dan biaya manufaktur tetap *(fixed manufacturing cost)*.

a. *Direct manufacturing cost* (DMC)

Biaya manufaktur langsung *(direct manufacturing cost)* adalah pengeluaran yang secara langsung berkaitan dengan proses produksi suatu produk di pabrik (Peters, 2003).

Tabel 6. 10 *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

No	Perihal	Harga (USD/tahun)	Harga (Rp/tahun)
1	Bahan baku		44.286.134.471.000
2	Buruh		2.112.000.000
3	Supervisi		316.800.000
4	Pemeliharaan	5.021.649	95.920.369.000
5	Persediaan alat	753.247	14.388.055.000
6	Royalty dan patent		637.002.872.000
7	Utilitas		160.683.068.000
	Total	5.774.896	45.196.557.635.000

b. *Indirect manufacturing cost* (IMC)

Biaya manufaktur tidak langsung *(Indirect manufacturing cost)* adalah pengeluaran yang tidak berhubungan secara langsung dengan proses produukksi unit produk di pabrik (Peters, 2003).

Tabel 6. 11 *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

No	Perihal	Harga (Rp/tahun)
1	*Payroll overhead*	422.400.000
2	Laboratorium	422.400.000
3	*Plant Overhead*	2.112.000.000
4	Kemasan	6.370.028.722.000
5	Distribusi	7.877.326.000
Total		6.380.862.848.000

c. *Fixed manufacturing cost* (FMC)

Biaya manufaktur tetap (fixed manufacturing cost) adalah pengeluaran yang harus dibayar oleh pabrik, baik pabrik beroperasi maupunn tidak beroperasi. Biaya ini bersifat konstan dan tidak dipenngaruhi oleh waktu atau tingkat kapasitas produksi (Peters, 2003).

Tabel 6. 12 *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

No	Perihal	Harga (USD)	Harga (Rp)
1	Depresiasi	7.173.785	137.029.099.000
2	Pajak Kekayaan		25.252.703.000
3	Asuransi	717.378	13.702.910.000
	Biaya tetap	7.891.163	175.984.712.000

Tabel 6. 13 *Total Manufacturing Cost (TMC)*

No	Perihal	Harga (USD)	Harga (Rp)
1	Biaya Pengolahan Langsung	5.774.896	45.196.557.635.000
2	Biaya pengolahan tidak langsung	0	6.380.862.848.000
3	Biaya pengolahan tetap	7.891.163	175.984.712.000
	Total	13.666.059	51.753.405.195.000

3. Pengeluaran Umum *(General expenses)*

Pengeluaran umum *(general expanses)* adalah biaya yang harus dikeluarkan untuk mendukung fungsi-fungsi perusahaan, namun tidak termasuk dalam biaya produksi *(manufacturing cost)*. Biaya ini diperlukan untuk kelancaran operasional perusahaan secara keseluruhan (Peters, 2003).

Tabel 6. 14 *General Expenses (GE)*

No	Perihal	Harga (USD)	Harga (Rp)
1	Administrasi		3.185.014.361.000
2	*Sales* & Promosi		1.274.005.744.000
3	R & D		1.592.507.181.000
4	Finansial	2.289.417	3.328.090.129.000
	Total	2.289.417	9.379.617.415.000

Total General Expanses Rp 9.416.477.029.000

Tabel 6. 15 *Total Cost Production*

No	Perihal	Harga (USD)	Harga (Rp)
1	Biaya Pengolahan	13.666.059	51.753.405.195.000
2	Pengeluaran Umum	2.289.417	9.379.617.415.000
	Total	15.955.476	61.133.022.610.000

Total biaya produksi adalah Rp 61.389.905.774.000 /tahun

6.4 Analisa Keuntungan

1. Keuntungan sebelum pajak

   Total penjualan : Rp 63.700.287.224.000

   Total biaya produksi : Rp 61.389.905.774.000

   Keuntungan : Total penjualan – Total biaya produksi

   Rp 2.310.381.450.000

2. Keuntungan sesudah pajak

   Pajak 22% dari keuntungan : 22% x Rp 2.310.381.450.000

   Rp 508.283.919.000

   Keuntungan : Keuntungn sebelum pajak – pajak

   Rp 1.802.097.531.000

6.5 Analisis Kelayakan

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

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

1. *Return on Invesment (ROI)*

   Return on investment (ROI) adalah ukuran tingkat keuntungan yang diperoleh setiap tahun dibandingkan total jumlah investasi yang dikeluarkan. Pabrik dengan resiko rendah mempunyai minimum ROI sebelum pajak sebesar 11%, sementara pabrik dengan resiko tinggi memiliki ROI minimum sebelum pajak sebesar 44%. Jumlah uang yang diterima atau hilang disebut laba/rugi atau bunga (Peters, 2003).

$$\%ROI = \frac{Profit}{Fixed\ Capital\ Invesment} x100\%$$

   a. ROI sebelum pajak (ROI b)

      ROI b = 91%

   b. ROI setelah pajak (ROI a)

      ROI a = 71%

2. *Pay out Time (POT)*

   Pay out tme adalah periode yang dibutuhkan untuk mengembalikan modal yang telah diinvestasikan, berdasarkan keuntungan yang diperoleh. Perhitungan ini penting untuk mengetahui berapa tahun investasi yang telah dilakukan akan kembali (Peters, 2003).

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

   c. POT sebelum pajak (POT b)

      POT b = 0,98 tahun

d. POT setelah pajak (POT a)

POT a = 1,22 tahun

3. Break Even Point (BEP)

Break-event point (BEP) adalah titik yang menunjukan kondisi total biaya yang dikeluarkan sama dengan total pendapatan yang diperoleh. Dengan mengetahui BEP, perusahaan dapat menentukan harga jual produk yang tepat, jumlah unit yang perlu dijual, serta harga per unit yang harus ditetapkan agar tetap memperolehh keuntungan. Pada umumnya, nilai BEP untuk pabrk kimia berada dalam kisaran 40% hingga 60% (Peters, 2003).

$$BEP = \frac{Fa + 0{,}3Ra}{Sa - Va - 0{,}7Ra} x100\%$$

keterangan:

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

Tabel 6. 16 *Annual Fixed Manufacturing Cost (Fa)*

No	Perihal	Harga (USD)	Harga (Rp)
1	Depresiasi	7.173.785	137.029.099.000
2	Pajak Kekayaan	0	25.252.703.000
3	Asuransi	717.378	13.702.910.000
	Total	7.891.163	175.984.712.000

Total biaya tetap (Fa) adalah Rp 303.032.436.000

Tabel 6. 17 *Annual Regulated Expenses (Ra)*

No	Perihal	Harga (USD)	Harga (Rp)
1	Buruh		2.112.000.000
2	Payroll Overhead		422.400.000
3	Plant Overhead		2.112.000.000
4	Supervisi		316.800.000
5	Laboratorium		422.400.000
6	Pengeluaran Umum	2.289.417	9.379.617.415.000
7	Pemeliharaan alat	5.021.649	95.920.369.000
8	Persediaan alat	753.247	14.388.055.000
	Total	8.064.313	9.495.311.439.000

Total biaya mengembang (Ra) adalah Rp 9.625.146.878.000

Tabel 6. 18 *Annual Variable value (Va)*

No	Perihal	Harga (USD)	Harga (Rp)
1	Bahan Baku		44.286.134.471.000
2	Kemasan		6.370.028.722.000
3	Utilitas		160.683.068.000
4	Distribusi		7.877.326.000
5	Royalty dan Patent		637.002.872.000
	Total		51.461.726.459.000

Tabel 6. 19 *Annual Sales value (Sa)*

No	Perihal	Harga (Rp)
1	*Annual sales value*	63.700.287.224.000
	Total	63.700.287.224.000

Dengan menggunakan data yang sudah didapatkan pada Tabel di atas, maka didapatkan nilai BEP sebesar:

BEP = 58%

4. *Shut Down Point (SDP)*

Shut down point adalah titik atau kondisi yang mana menentukan suatu aktivitas produksi harus berhenti. Penyebabnya antara lain variable cost terlalu tinggi atau bisa juga disebabkan kurang efisiennya manajemen dari perusahan sehingga tidak mendapatkan profit. Hal tersebut disebabkan karena biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal dari pada biaya untuk menutup pabrik dan membayar fixed cost (Peters, 2003).

$$SDP = \frac{0{,}3Ra}{Sa - Va - 0{,}7Ra} x100\%$$

SDP = 52,49%

5. *Discounted Cash Flow (DCF)*

Discounted cash flow adalah perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun, yang dihitung berdasarkan investasi yang tidak kembali pada setiap akhir tahun selama masa operasionnal pabrik (Peters, 2003).

$$(FCI + WCI) * (i+1)^n = CF * ((i+1)^{n-1} + (i+1)^{n-2} +$$

$$(i+1)^{n-3} \ldots + (i+1)^0) + (Wc + Sv)$$

keterangan:

FCI = *Fixed capital investment*

WCI = *Working capital investment*

‘n = Umur investasi

‘I = *interest* (DCF)

Sv = *Salvage value* = Harga tanah + bangunan

Cf = *Cash flow* = laba sesudah pajak + depresiasi + finansial

Sebagai perhitungan digunakan data sebagai berikut:

FCI = Rp 2.475.697.263.630

WCI = Rp 25.328.104.587.000

n = 10 tahun

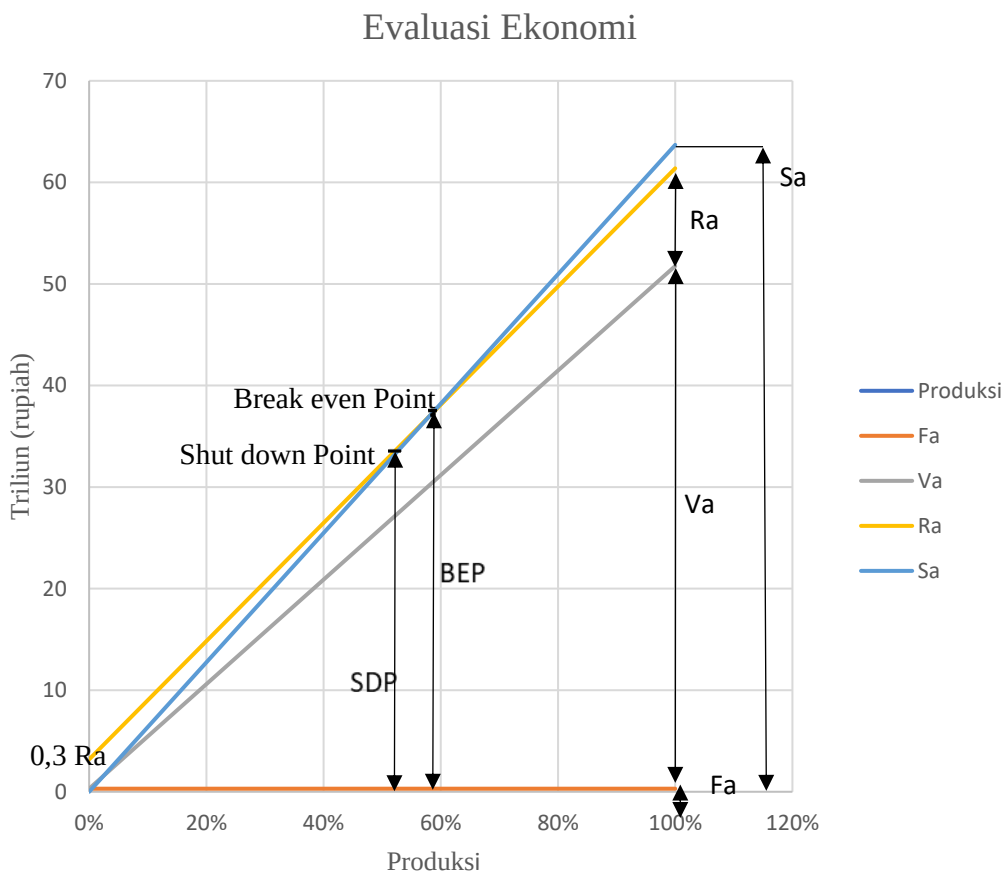
Sv = Rp 476.000.001.000

Cf = Rp 5.419.574.311.000

Menghitung nilai DCF menggunakan cara *trial & error*, sehingga didapatkan nilai DCF.

DCF = 19%

Dari analisis ekonomi didapatkan grafik evaluasi ekonomi yang di tunjukan pada Gambar 6.2 berikut:



Gambar 6. 2 Grafik Evaluasi Ekonomi

6.6 Analisis Resiko

Berikut ini adalah Tabel analisis resiko dari pembangunan pabrik stirena

Tabel 6. 20 Analisis Resiko Pabrik Stirena

No.	Potensi Resiko	Dampak	Kemunggkinan	Mitigasi
1	Emisi gas berbahaya (CO_2)	Pencemaran udara, sanksi lingkungan, penurunan reputasi	Tinggi	- Menggunakan teknologi kontrol emisi -Mengikuti standar regulassi lingkungan
2	Reaksi endotermik dengan bantuan pemanas api	Ledakan kebakaran, kerugian material dan jiwa	Sedang	- Menginstalasi sistem pemantauan suhu dan tekanan otomatis
3	Kebocoran bahan kimia berbahaya (Etilbenzena, Stirena)	Resiko Kesehatan pekerja, kontaminasi lingkungan, bahaya kebakaran	Tinggi	-Memasang detektor kebocoran gas - Menyediakan APD yang memadai
4	Kegagalan alat utama (reaktor, distilasi, kondensor)	Penurunan produktivitas, downtime, kerugian finansaial	Sedang	-Perawatan dan inspeksi berkala - Menyediakan suku cadang penting

Tabel 6. 21 Analisis Resiko Pabrik Stirena (Lanjutan)

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

Tabel 6. 22 Analisis Resiko Pabrik Stirena (Lanjutan)

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

Tabel 6. 23 Analisis Resiko Pabrik Stirena (Lanjutan)

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

BAB VII

PENUTUP

7.1 Kesimpulan

Berdasarkan perhitungan perancangan pabrik stirana melalui proses hidrogenasi dengan kapasitas 295.426 ton per tahun baik ditinjau secara teknis maupun ekonomi, maka dapat disimpulkan sebagai berikut:

1. Pabrik Striena berbentuk Perseroan Terbatas (PT) akan dibangun di daerah kawasan industri Tuban, kecamatan Jenu, Tuban, Jawa Timur. Dengan Luas Tanah 240.000 m^2 dengan jumlah karyawan 210 orang.
2. Dari segi evaluasi ekonomi dan analisis kelayakanya, pabrik ini cukup menarik dan layak untuk didirikan dengan beberapa parameter kelayakkan sebagai berikut:
   a. Return On Investment (ROI)

      -ROI sebelum pajak = 91%

      -ROI sesudah pajak = 71%

   b. Pay Out Time (POT)

      -POT sebelum pajak = 0,98 tahun

      -POT sesudah pajak = 1,22 tahun

   c. Break-Event Point (BEP)

      Nilai BEP pabrik stirena = 58%

   d. Shut Down Point (SDP)

      Nilai SDP pabrik stirena = 52,49%

e. Discounted Cash Flow (DCF)

Nilai DCF pabrik stirena = 19%

Dengan Pertimbangan hasil diatas, maka pabrik stirena dari etilbenzena menggunakan proses dehidrogenasi dengan kapasitas 295.426 ton per tahun layak dari aspek teknis dan layak untuk dikaji lebih lanjut.

7.2 Saran

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

DAFTAR PUSTAKA

Abdalla, B. K. (1994). Intrinsic kinetics and industrial reactors modelling for the dehydrogenation of ethylbenzene tostyrene on promoted iron oxide catalysts. *Applied Catalysis A: General*, 89-102. doi:10.1016/0926-860x(94)80243-2

Ali emad, M. (2018). Energy efficiency analysis of styrene production by adiabatic ethylbenzene dehydrogenation using exergy analysis and heat integration. *Pol. j. Chem.Tech.,, 20*.

Aries R. S. & Newton, R. D. (1955). *Chemical Engineering Cost Estimation.* New York: McGraw-Hill Book Company. Inc.

Arnold, D., Plank, C., Erickson, E., & Pike, F. (1958). Solubility of Benzene in Water. *Industrial & Engineering Chemistry Chemical & Engineering Data Series*, 253-256. doi:10.1021/i460004a016

Badan Pusat statistik. (2024, Maret 12). Retrieved from Badan Pusat Statistik: file:///C:/Users/ASUS/Documents/SKRIPSI%20PRELIMINARI%20DESIGN%20OF%20STYRENE/Data%20Unduhan%20dari%20BPS/statistik%20Konsumsi%20%20Bahan%20Baku/statistik-industri-manufaktur-bahan-baku--2017.pdf

Badan Pusat Statistik. (2024, Maret 15). Retrieved from Badan Pusat Statistik Web site: Sumber : https://www.bps.go.id/exim

Basori. (2023, Desember 1). *Memasuki Tahun Ke-5, PT Synthetic Rubber Indonesia Pertegas Komitmen Dukung Industri Ban Ramah Lingkungan*. Retrieved Maret 28, 2024, from bindo: https://www.bindo.id/gaya-hidup/otomotif/2023/12/memasuki-tahun-ke-5-pt-synthetic-rubber-indonesia-pertegas-komitmen-dukung-industri-ban-ramah-lingkungan/#google_vignette

Baya G.M., N. F. (2022). *Prarancangan Pabrik Hexamethylendiamine dari Adiponitrile Kapasitas 35.000 Ton/Tahun.* Yogyakarta: Universitas Islam Indonesia.

Beacon, S. T. (1950). Magnitude of Industrial demand for Process Water . *American Water works Association*, 777-785.

Behr, A. (2017). Styrene production from ethyl benzene.

Bohon, R. L. (1951). The Solubility of Aromatic Hydrocarbons in Water. *Journal of the American Chemical Society 73(4)*, 1571-1578. doi:10.1021/ja01148a047

Boyer, R. F. (1981). Anecdotal History of Styrene and Polystyrene. *Journal of Macromolecular Science: Part A - Chemistry, 15(7)*, 1411-1434. doi:10.1080/00222338108056791

Cavani, F. &. (1995). Alternative processes for the production of styrene. *Applied Catalysis A: General, 133(2)*, 219-239. doi:10.1016/0926-860x(95)00218-9

Chemanalyst. (2023, August 15). Retrieved maret 15, 2024, from Styrene Market Analysis: Industry market size, Plant Capacity, Production, Process, Technology, Operating efficiency, Demand&Supply, End-use,Forign trade, Shales Channel, regional Demand, Company Share, 2015-2030: https://www.chemanalyst.com/industry-report/styrene-market-650

Chen, S.-S. (2000). Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology |Styrene. In *Encyclopedia of Chemical Technology.* doi:10.1002/0471238961.1920251803080514

Coquelet, C. V. (2008). Solubility of ethylbenzene and xylene in pure water and aqueous alkanolamine solutions. *The Journal of Chemical Thermodynamics, 40(6)*, 942–9. doi:10.1016/j.jct.2008.01.021

Elvers, B. H. (1991). *Ullmann's encyclopedia of industrial chemistry* (Vol. 17). Hoboken, NJ: Verlag Chemie.

Ernest E. Ludwig. (2001). *Applied process design for chemical and petrochemical plants* (3rd ed., Vol. III). Boston: Gulf Professional Publishing.

Evans, F. L. (1974). *Equipment Design Handbook for Refinaries and Chemical Plants* (2nd ed., Vol. II). Houston: Gulf Publishing Company.

Fruscella, W. (2000). *Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology| Benzene.* doi:10.1002/0471238961.0205142606182119

G.F.Hewitt, G. L. (1994). *Proces Heat Transfer.* Florida: CRC Press LLC.

Gomez Sanz, S. M., & Al-Yassir, N. A. (2015). A new perspective on catalytic dehydrogenation of ethylbenzene: the influence of side-reactions on catalytic performance. *Catal. Sci. Technol., 5(7)*, 3782–3797. doi:10.1039/C5CY00457H

Handayani, A. S. (2019). *Prarancangan Pabrik Styrene Dari Sampah Polystyrene Dengan Kapasitas 30.000 Ton/Tahun.* Tangerang: Institut Teknologi Indonesia.

Handayani, Aniek Sri Suryadiansyah, Rezki Fadillah. (2019). Prarancangan Pabrik Styrene Dari Sampah Polystyrene dengan kapasitas 30.000 Ton/Tahun.

Harker, J. F. (2002). *CHEMICAL ENGINEERING* (5th ed.). Oxford: Butterworth-Heinemann.

Hirano, T. (1986). Roles of potassium in potassium-promoted iron oxide catalyst for dehydrogenation of ethylbenzene. *Applied Catalysis, 26*, 65–79. doi:10.1016/s01669834(00)82542-7

J. D. Seader, E. J. (2011). *Separation Process Principles Chemical and Biochemical Operation* (3rd ed.). John Wiley & Sons, Inc.

J. L. Heidman, C. T. (1985). High-temperature mutual solubilities of hydrocarbons and water.Part II: Ethylbenzene, ethylcyclohexane, and n-octane. *31(3)*, 376–384. doi:10.1002/aic.690310304

Jae Lee, W. &. (2008). Ethylbenzene Dehydrogenation into Styrene. *Kinetic Modeling and Reactor Simulation. Industrial & Engineering Chemistry Research, 47(23)*, 9183–9194. doi:10.1021/ie071098u

James, D. H. (2000). *Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry |Styrene.* doi:10.1002/14356007.a25 329.pub2

Kern, D. Q. (1965). *Process Heat Transfer.* Tokyo: McGraw-Hill.

Lane, W. (1946). Determination of Solubility of Styrene in Water and of Water in Styrene. *Industrial & Engineering Chemistry Analytical Edition, 18(5)*, 295–296. doi:10.1021/i560153a009

Ludwig, E. E. (1997). *Applied process design for chemical and petrochemical* (3rd ed., Vol. II). Houston: Gulf Publishing Company.

Ludwig, E. E. (1999). *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants* (3rd ed., Vol. I). Houston: Gulf Publishing Company.

Max S. Peters, Klaus D. Timmerhause & Ronald E.West. (2003). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers* (5th ed.). Colorado: McGraw-Hill Companies.

Megyesy, E. F. (1997). *Pressure Vessel Handbook.* Oklahoma: Pressure Vessel Publishing, Inc.

Meima, G. R. (2001). Catalyst deactivation phenomena in styrene production. *Applied Catalysis A: General, 212(1-2)*, 239–245. doi:10.1016/s0926-860x(00)00849-8

Miller R.R., Newhook, Ronald. Poole & Alan. (1994). Styrene Production, Use, and Human Exposure. *Critical Reviews in Toxicology*, 24. doi:10.3109/1040844940920137

Miller, R. R., Newhook, R., & Poole, A. (1994). Styrene Production, Use, and Human Exposure. *Critical Reviews in Toxicology, 24(s1)*, 1-10. doi:10.3109/10408449409020137

Perry, R. H. (Ed.). (1997). *Perry's Chemical engineerings Handbook* (7th ed.). New York: McGraw-Hill.

Poulson, S. H. (1999). The solubility of toluene in aqueous salt solutions. *Talanta, 48(3)*, 633-641. doi:10.1016/s00399140(98)00292-6

Powell, S. T. (1948). Some Aspect of The Requirment for The Quality of Water Industrial Uses . *Seawage Works Journal*, 36-50.

Richard Turton, Richard C. Bailie, Wallace B. Whiting, Wallace B. Whiting. (2009). *Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Process* (3rd ed.). Boston: Prentice Hall.

S.T. Powell, H. E. (1937). Industrial Water Supplies-Requirments, Developments, and Design . *Industrial & Engineering Chemistry*, 615-622.

Safitri. (2020). *Chandra Asri Resmi Merger dengan PT SMI.* kompas.com. Retrieved maret 15, 2023

Safitri. (2020, December 07). *Chandra Asri Resmi Merger dengan PT SMI*. Retrieved maret 15, 2024, from Kompas: https://money.kompas.com/read/2020/12/07/183555226/chandra-asri-resmi-merger-dengan-pt-smi

Satterthwaite, K. (2017). Plastics Based on Styrene. *Brydson's Plastics Materials,*, 311–328. doi:10.1016/b978-0-323-35824-8.00012-8

Shekhah, O. (2004). Styrene synthesis: in situ characterization and reactivity studies of unpromoted and potassium-promoted iron oxide model catalysts. *Journal of Catalysis,225(1)*, 56–68. doi:10.1016/j.jcat.2004.03.024

Sinnot, R. K. (2005). *Coulson & Richardson's Chemical engineerin Design* (4th ed., Vol. VI). Oxford: Elsevier Butterworth-Heinemann.

Smith, J. (2022). *Introduction to Chemical Engineering thermodynamics* (9th ed.). New York: McGraw-Hill.

Styrene Market Size, Share, Industry Analysis and Forecast 2030. (n.d.). Retrieved Maret 15, 2023, from Chemanalyst.

Takano, H., & Hideyuki Takahashi: Ryoichi Hirogohri, K. (1981). *Tokyo, Japan Patent No. 4347396.*

Tamsilian, Y. E. (2012). Modeling and sensitivity analysis of styrene monomer production process and investigation of catalyst behavior. *Computers & Chemical Engineering, 40*, 1-11. doi:10.1016/j.compchemeng.2012.01.014

Towler, G., & Sinnot, R. (2008). *CHEMICAL ENGINEERING DESIGN; Principle, Practice and Economics of Plant and Process Design.* California: Elsevier Inc.

Tsuji, J. Y. (2006). Development of new propylene oxide process. *Sumitomo Kagaku*, 4-10.

Walas, S. M. (1990). *Chemical Process Equipment: Selection and Design.* Washington, United States of America: Butterworth-Heinernam.

Winkle, M. V. (1967). *Distilation.* New York, USA: McGraw-Hill, Inc.

Yang, Y. M. (1997). Toluene Solubility in Water and Organic Partitioning from Gasoline and Diesel Fuel into Water at Elevated Temperatures and Pressures. *42(5)*, 908–913. doi:10.1021/je960395v

Yaws, C. L. (1999). *Chemical properties Handbook:physical, thermodynamic, environmental Transport, safety, and health related properties for Organic an in organic Chemicals.* New York: McGraw Hill handbooks.

Yudistira A.D., K. E. (2012). *Perncangan Pabrik Styrene Proses DehidrogenasiKatalitik Ethylbenzene Kapasitas 45000 Ton/Tahun.* Semarang: Universitas Diponegoro.

LAMPIRAN A

PERANCANGAN REAKTOR-01

Kode : R-01

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi dehidrogenasi etilbenzena dengan bantuan katalis shell-105 menjadi stirena

Jenis : *Fixedbed multitube reactor*

Bahan konstruksi : Baja karbon

Kondisi operasi : Suhu = 620; Tekanan = 3 atm

Reaksi Dehidrogenasi:

$$C_8H_{10} \rightarrow C_8H_8 + H_2$$

Reaksi samping:

$$C_8H_{10} \rightarrow C_6H_6 + C_2H_4$$

$$C_8H_{10} + H_2 \rightarrow C_7H_8 + CH_4$$

$$2H_2O + C_2H_4 \rightarrow 2CO + 4H_2$$

$$H_2O + CH_4 \rightarrow CO + 3H_2$$

$$H_2O + CO \rightarrow CO_2 + H_2$$

Asumsi: 1. Reaktor bekerja pada keadaan tunak

2. Reaksi berlangsung searah dengan aksial pipa

3. Perpindahan kalor berlangsung dari luar pipa ke dalam pipa

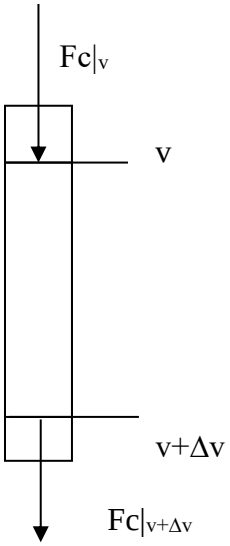
Langkah Perhitungan

1. Membuat persamaan matematis

   a. Neraca massa

      Neraca massa C_8H_8 dalam elemen Δv

      Massa C_8H_8 masuk – massa C_8H_8 keluar + massa C_8H_8 terbentuk = massa C_8H_8 terakumulasi



      Pada keadaan tunak akumulasi = 0

      Fc : kecepatan mol C_8H_8 [kmol/s]

      Rc : kecepatan mol yang terbentuk [kmol/s]

      sehingga

$$Fc_{|v} - Fc_{|v+\Delta v} + (-rc)\Delta v = 0$$

$$Fc_{|v} - Fc_{|v+\Delta v} = -(-rc)\Delta v$$

$$\frac{Fc_{|v} - Fc_{|v+\Delta v}}{\Delta v} = -(-rc)$$

$$-\frac{dFc}{dv} = -(-rc)$$

      Diketahui :

$$v = \pi * \frac{Id^2z}{4}$$

$$F_C = F_{a0}.x_1$$

      Fc : C_8H_8 masuk reaktor [kmol/s]

x_1 : konversi reaksi C_8H_{10} menjadi C_8H_8

Subtitusi persmaan diatas, dan diperoleh:

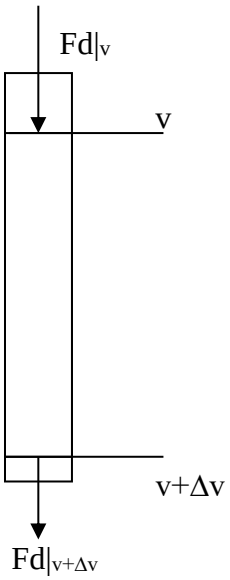
$$dF_{a0}.x_1 = (-rc)d\pi.\frac{Id^2}{4}.z$$

$$F_{a0}.dx_1 = (-rc)\pi.\frac{Id^2}{4}.dz$$

$$\frac{dx_1}{dz} = \frac{(-rc)\pi.\frac{Id^2}{4}}{F_{a0}}$$

Neraca massa untuk C_6H_6 dalam elemen volume Δv.

Kecepatan massa C_6H_6 masuk- kecepatan masa C_6H_6 keluar + kecepatan massa C_6H_6 terbentuk dalam sistem = Akumulasi



Pada keadaan tunak akumulasi = 0

Fd : kecepatan mol C_6H_6 [kmol/s]

Rd : kecepatan mol yang terbentuk [kmol/s]

sehingga

$$Fd_{|v} - Fd_{|v+\Delta v} + (-rd)\Delta v = 0$$

$$Fd_{|v} - Fd_{|v+\Delta v} = -(-rd)\Delta v$$

$$\frac{Fd_{|v} - Fd_{|v+\Delta v}}{\Delta v} = -(-rd)$$

$$-\frac{dFd}{dv} = -(-rd)$$

Diketahui :

$$v = \pi * \frac{Id^2 z}{4}$$

$$Fd = F_{a0}.x_2$$

Fd : C_6H_6 masuk reaktor [kmol/s]

x2 : konversi reaksi C_8H_{10} menjadi C_6H_6

Subtitusi persmaan diatas, dan diperoleh:

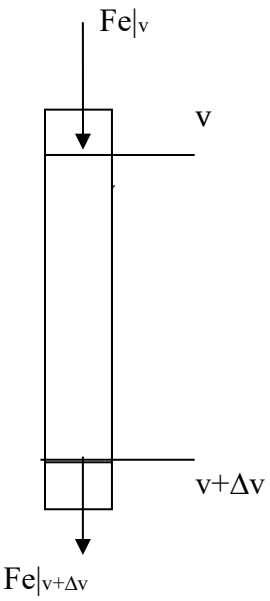
$$dF_{a0}.x_2 = (-rd)d\pi.\frac{Id^2}{4}.z$$

$$F_{a0}.dx_2 = (-rd)\pi.\frac{Id^2}{4}.dz$$

$$\frac{dx_1}{dz} = \frac{(-rd)\pi.\frac{Id^2}{4}}{F_{a0}}$$

Neraca massa untuk C_7H_8 dalam elemen volume Δv.

Kecepatan massa C_7H_8 masuk- kecepatan masa C_7H_8 keluar + kecepatan massa C_7H_8 terbentuk dalam sistem = Akumulasi



Pada keadaan tunak akumulasi = 0

Fe : kecepatan mol C_7H_8 [kmol/s]

Re : kecepatan mol yang terbentuk [kmol/s]

sehingga

$$Fe_{|v} - Fe_{|v+\Delta v} + (-re)\Delta v = 0$$

$$Fe_{|v} - Fe_{|v+\Delta v} = -(-re)\Delta v$$

$$\frac{Fe_{|v} - Fe_{|v+\Delta v}}{\Delta v} = -(-re)$$

$$-\frac{dFe}{dv} = -(-re)$$

Diketahui :

$$v = \pi * \frac{Id^2z}{4}$$

$$Fe = F_{a0}.x_3$$

Fe : C_7H_8 masuk reaktor [kmol/s]

x3 : konversi reaksi C_8H_{10} menjadi C_7H_8

Subtitusi persmaan diatas, dan diperoleh:

$$dF_{a0}.x_3 = (-re)d\pi.\frac{Id^2}{4}.z$$

$$F_{a0}.dx_3 = (-re)\pi.\frac{Id^2}{4}.dz$$

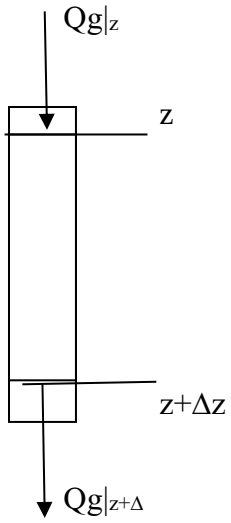
$$\frac{dx_3}{dz} = \frac{(-re)\pi.\frac{Id^2}{4}}{F_{a0}}$$

Neraca massa reaktor

Tabel neraca massa reaktor

Komponen	**Masuk [kg/jam]**	**Keluar [kg/jam]**
H_2	0,00	641,91
CO	0,00	0,00
CH_4	0,00	0,00
C_2H_4	0,00	3,48
CO_2	0,00	0,00
C_6H_6	175,75	185,44
H_2O	471.017,71	471.017,71
C_7H_8	117,16	117,16
C_8H_{10}	58.584,29	24.854,70
C_8H_8	0,00	33.074,49
Total	**529.894,93**	**529,894,93**

b. Neraca panas dalam elemen volume Δv



$U_d . a"(T_g - T_p)\Delta z$

Keterangan :

Ud : koifisien transfer panas [kJ/m^2 s K]

a" : Luas permukaan luar tabung [m^2/m]

Tg : Suhu reaktor [K]

Tp : Suhu pemanas [K]

Qg : panas yang dibawa atau dibutuhkan oleh bahan [kJ/ s]

Kecepatan panas masuk – kecepatan panas keluar + panas dalam sistem – perpindahan panas dari sistem = akumulasi

$$Qg_{|z} - Qg_{|z+\Delta z} + Qr - Qpp = 0$$

$$Qr = (-ra).\Delta hra.\left(\pi.\frac{Id^2}{4}\right).\Delta z$$

(- rc) : Kecepatan reaksi C_8H_{10} menjadi C_8H_8 [kmol/kg cat. S]

Δhrc : Enthalpi reaksi [kJ/kmol]

Diambil limit Δ→0, diperoleh :

$$\lim_{\Delta z \to 0} \frac{Qg_{|z} - Qg_{|z+\Delta z}}{\Delta z} = -(\left((-ra).\Delta hra.\left(\frac{\pi(Id^2)}{4}\right).\Delta z \right) + (\pi Od).(Tg - Tp))$$

$$-\frac{dQg}{dz} = -\big((-r_1).\Delta hr_1 - (-r_2).\Delta hr_2 - (-r_3).\Delta hr_3\big).\left(\pi.\frac{Id^2}{4}\right)$$

$$- Ud.(\pi Od).\big(T_g - T_p\big)$$

$$Qg = \sum fg_i.cpg_i.(T_g - T_{reff})$$

Cpg_i : kapasitas masing masing komponen pada fase gas [kJ/kmol K]

T_g : Suhu gas [K]

T_{reff} : Suhu referensi [K]

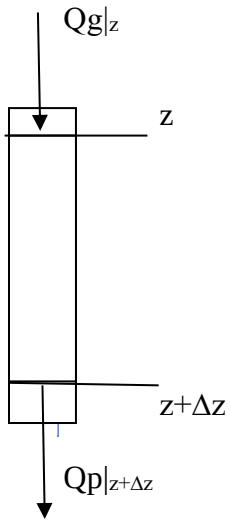
$$\frac{dQg}{dz} = \sum Fg_i.cpg_i.\frac{dT_g}{dz} + \big(T_g - T_{reff}\big).d\sum Fg_i.\frac{cpg_i}{dz}$$

Bila ∑fgi.cpgi dianggap tetap, maka persamaan neraca panas

$$\frac{dT_g}{dz} = \frac{[(-r_1)\Delta hr_1 - (-r_2)\Delta hr_2 - (-r_3)\Delta hr_3].\pi.\frac{Id^2}{4} - (\pi Od).\big(T_g - T_p\big)}{f_i cp_i}$$

c. Neraca panas untuk media pemanas

Keceatan panas masuk-kecepatan panas keluar+ perpindahan kalor dalam sistem = akumulasi



$U_d . a"(T_g - T_p)\Delta z$

Keterangan:

Cpp : Kapasitas panas media pemanas [kJ/kg K]

$F_{mass.p}$: kecepatan massa media pemanas [kg/s]

n.pipa : Jumlah pipa

O_d : Diameter luar pipa [m]

Q_p : Panas yang dibawa oleh pemanas [kJ/s]

T_g : Suhu gas [K]

T_p : Suhu pemanas [K]

T_{reff} : Suhu referensi [K]

U_d : Koefisien perpindahan panas [kJ/m^2 s K]

Neraca panas = kecepatan panas masuk -kecepatan panas keluar + perpindahan kalor dalam sistem = akumulasi

Diasumsikan terjadi pada keadaan tunak, sehingga akumulasi = 0

$$Qp_{|z} - Qp_{|z+\Delta z} + U_d . \pi . Od . npipa . (T_g - T_p)\Delta z = 0$$

$$\lim_{\Delta z \to 0} \frac{Qp_{|z} - Qp_{|z+\Delta z}}{\Delta z} = -U_d . \pi Od . npipa . (Tg - Tp)$$

$$-\frac{dQp}{dz} = -U_d.\pi Od.n_{pipa}(T_g - T_p)$$

$$Qp = F_{mass}.cpp.(T_p - T_{reff})$$

$$df_{mass}.\frac{cpp(T_p - T_{reff})}{dz} = U_d.\pi Od.n_{pipa}(T_g - T_{reff})$$

$$\frac{dT_p}{dz} = \frac{U_d.\pi Od.n_{pipa}(T_g - T_p)}{f_{mass}.cpp} \ldots\ldots (5)$$

d. Penurunan Tekanan

Persamaan penurunan tekanan dihitung menggunakan persamaan Tallmagade dari buku (Bird, R.B.,"Transport Phenomena", ed. 2nd , halaman 191).

$$\frac{dPt}{dz} = \left[150.\left(\frac{1-\varepsilon}{Rep}\right) + 4{,}2\left(\frac{1-\varepsilon}{Rep}\right)^{\frac{1}{6}}\right].\left(\frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3}\right).\frac{Gp^2}{\rho Dp}$$

…(6)

Keterangan:

Dp : Diameter katalis [m]

Gp : Flux massa [kg/m^2 s]

Rep : Bilangan Reynold

Pt : Tekanan [Pa]

ε' : Porositas katalis

ρ' : Rapat massa gas [kg/m^3]

Dari pemodelan matematis di atas, maka diperoleh persaman-persamaan berikut :

Persamaan 1.

$$\frac{dx_1}{dz} = \frac{(-rc)\pi.\frac{Id^2}{4}}{F_{a0}}$$

Persamaan 2.

$$\frac{dx_2}{dz} = \frac{(-rd)\pi.\frac{Id^2}{4}}{F_{a0}}$$

Persamaan 3.

$$\frac{dx_3}{dz} = \frac{(-re)\pi.\frac{Id^2}{4}}{F_{a0}}$$

Persamaan 4.

$$\frac{dT_g}{dz} = ([(-r_1)\Delta hr_1 - (-r_2)\Delta hr_2 - (-r_3)\Delta hr_3].\frac{\pi Id^2}{4} - (\pi Od).(T_g - T_p))/F_i cp_i$$

Persamaan 5.

$$\frac{dT_p}{dz} = \frac{U_d.\pi.Od.n_{pipa}(T_g - T_p)}{f_{mass}.cpp}$$

Persamaan 6.

$$\frac{dP_t}{dz} = \left[150.\left(\frac{1-\varepsilon}{Rep}\right) + 4{,}2.\frac{(1-\varepsilon)^{\frac{1}{6}}}{Rep}\right].\frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3}.\frac{Gp^2}{\rho Dp}$$

2. Persamaan pendukung

a. Variabel perancangan :

Pada perhitungan reaktor fixed bed ini,yang digunakan sebagai variable perancangan adalah :

1. Suhu reaktan masuk [K]

2. Tekanan reaktor [bar]
3. Suhu media pemanas masuk[K]
4. Bilangan Reynold
5. Kecepatan massa media pemanas

b. Ukuran Pipa

Dipilih berdasarkan Rase, H.F.," Chemical Reactor Design for Process Plants", (1977), John Willey and Son, Inc., New York, vol.I, halaman 535.

Ukuran pipa yang digunakan dalah berkisar anatara 1inch hingga 2 Inch.

c. Menentukan Jumlah Pipa

Jumlah pipa yang diperluan dihitung berdasarkan bilangan Reynold yang digunakan

$$Rep = \frac{Id.Gp}{\mu}$$

Keterangan:

Gp : Fix massa aliran dalam pipa [kg/m^2 s]

Id : Diameter dalam pipa [m]

μ' : Viskositas fluida []

Rep : Bilangan Reynold

Flux massa dihitung dengan persamaan:

$$Gp = \frac{f_{masstotal}}{n_{pipa}.A_p}$$

Keterangan:

Ap : Luas aliran dalam pipa [m^2]

Fmasst : kecepatan massa total [kg/s]

Npipa : Jumlah pipa

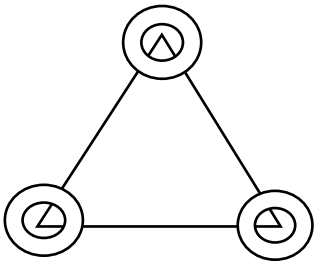
Dimaukan kedalam persamaan bilangan Reynold, diperoleh:

$$Rep = \frac{Id.f_{masstotal}}{\mu.n_{pipa}.A_p}$$

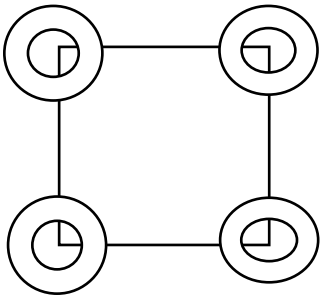
$$n_{pipa} = \frac{Id.f_{masstotal}}{Rep.A_p.\mu}$$

d. Susunan Pipa

Pipa dalam reaktor dapat disusun secara triangular atau secara bujur sangar



Susunan triangular



Susunan bujur sangkar

e. Diameter ekivalen

Untuk susunan bujur sangkar, diameter ekivalen dihitung dengan persamaan:

$$De = \frac{4xPitch^2 - \frac{\pi(Od^2)}{4}}{\pi\ x\ Od}$$

Kern, D.Q., halaman 138

De : Diameter ekivalen [m]

Pitch : Jarak anatar pusat lingkaran pipa [m]

Od : Diameter luar pipa [m]

Untuk susunan triangular

$$De = 4\ x \frac{\frac{1}{2} Pitch\ x\ 0{,}86\ x\ Pitch - \frac{\frac{1}{2}\pi(Od^2)}{4}}{\frac{1}{2}\pi Od}$$

Kern, D.Q., "Process Heat Transfer",halaman 139

f. Diameter Selongsong

Untuk susnan bujur sangkar dihitung dengan persamaan:

$$Npipa = \frac{\left[\frac{(Id_s - K_1)^2\pi}{4} + K_2\right] - Pitch(Id_s - K_1)(K_3 npass + K_4)}{Pitch^2}$$

Untuk susunan triangular:

$$Npipa = \frac{\left[\frac{(Id_s - K_1)^2\pi}{4} + K_2\right] - Pitch(Id_s - K_2)(K_3 npass + K_4)}{1{,}233 Pitch^2}$$

Nilai konstanta K_1, K_2, K_3, dan K_4

Untuk susunan bujur sangkar:

K_1 : -1,04

K_2 : -01

K_3 : 0,43

K_4 : -0,25

Untuk susunan triangular:

K_1 : -1,08

K_2 : -0,9

K_3 : 0,69

K_4 : -0,8

Persamaan dan data tersebut diperoleh dari Ludwig, E.E.," Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plant", ed. III, vol. 3, hal. 36.

g. Koefisien Perpindahan gabungan

Dihitung berdasarkan peramaan korelasi:

$$Rd = \frac{1}{U_d} - \frac{1}{U_c}$$

Keterangan:

Rd : Resistensi panas terhadap deposit [m^2 s K/kJ]

Uc : Koefisien perpindahan kalor gabungan bersih [kJ/m^2s K]

Ud : Koefisien perpindahan kalor gabungan design [kJ/m^2 s K]

Persamaan Rd disusun kembali menjadi:

$$\frac{1}{U_d} = \frac{RdU_c + 1}{U_c}$$

$$U_d = \frac{U_c}{RdU_c + 1}$$

Koefisien perpindahan kalor dalam selongsong dihitung dengan persamaan:

$$h_i = 0{,}021\left(\frac{kth_{av}}{Id}\right)Re^{0,8}Prt^{\frac{1}{3}}$$

Towler, G., Ray Sinnott," Chemical Enginnering Design" Butterworth Heinsemann Elsevier, London (2008) halaman 824.

Keterangan:

Id : Diameter dalam pipa [m]

hi : Koefisien perpindahan kalor dalam pipa [kJ/m^2 s K]

Kth_{av} : konduktivitas thermal gas [kJ/m s K]

Prt : Bilangan Prendetl

Re : Bilangan Reynold

Koefisien perpindahan kalor dalam selongsong.

Dihitung dengan persamaan:

$$h_o = 0{,}36\left(\frac{kth}{De}\right)Re^{0,55}Prt^{\frac{1}{3}}$$

keterangan:

De : Diameter ekivalen [m]

ho : Koefisien perpindahan kalor selongsong [kJ/m^2 s K]

kth : Kondutivitas thermal [kJ/m^2 s K]

Re : Bilangan Reynold

Pr : Bilangan prendetl

Komposisi masing-masing komponen pada konversi x_1, x_2, x_3

Etilbenzena pada reaksi 1

$C_8H_{10} \rightarrow C_8H_8 + H_2$			
Mula -mula	Fa_0	Fb_0	Fc_0
Reaksi	$Fa_0.x_1$	$Fa_0.x_1$	$Fa_0.x_1$
Sisa	$Fa_0-Fa_0.x_1$	$Fa_0.x1$	$Fa_0.x_1$
Total	$Fa_1 =Fa_0(1-x_1)$	$Fb=Fb_0+Fa_0.x_1$	$Fc=Fc_0+Fa_0.x_1$

Etilbenzena pada reaksi 2

$C_8H_{10} \rightarrow C_6H_6 + C_2H_4$			
Mula -mula	Fa_0	Fd_0	Fe_0
Reaksi	$Fa_0.x_2$	$Fa_0.x_2$	$Fa_0.x_2$
Sisa	$Fa_0-Fa0.x_2$	$Fa_0.x_2$	$Fa_0.x_2$
Total	$Fa_1 =Fa_0(1-x_2)$	$Fd=Fd_0+Fa_0.x_2$	$Fe=Fe_0+Fa_0.x_2$

Etilbenzena pada reaksi 3

$C_8H_{10} + H_2 \rightarrow C_7H_8 + CH_4$				
Mula -mula	Fa_0	Fc_0	Ff_0	Fg_0
Reaksi	$Fa_0.x_3$	$Fa_0.x_3$	$Fa_0.x_3$	$Fa_0.x_3$
Sisa	$Fa_0-Fa_0.x_1$	$Fc_0-Fa_0.x_3$	$Ff_0+Fa_0.x_3$	$Fg_0+Fa_0.x_3$
Total	$Fa =Fa_0(1-x_3)$	$Fc=Fc_0-Fa0x_3$	$Ff=Ff_0+Fa_0.x_3$	$Fg=Fg_0+Fa_0.x_3$

Pada reaksi ini air adalah medium reaksi yang bertujuan untuk menurunkan tekanan parsial rekatan agar reaksi bergerak kearah produk. Dan juga untuk mencegah terjadinya choking.

h. Menghitung Kecepatan mol Setiap Komponen

1. Kecepatan mol etilbenzena

$$Fa = F_{a0} - F_{a0}.x_1 - F_{a0}.x_2 - F_{a0}.x_3$$

2. Kecepatan mol stirena

$$Fb = F_{b0} + F_{a0}.x_1$$

3. Kecepatan mol benzena

$$Fd = F_{d0} + F_{a0}.x_2$$

4. Kecepatan mol toluena

$$Ff = F_{f0} + F_{a0}.x_3$$

5. Kecepatan mol ethilena

$$Fe = F_{e0} + F_{a0}.x_2$$

6. Kecepatan mol methana

$$Fg = F_{g0} + F_{a0}.x_3$$

7. Kecepatan mol hidrogen

$$Fc = F_{c0} + F_{a0}.x_1 - (F_{c0} - F_{a0}.x_3)$$

8. Kecepatan mol steam

$$F_{H2Oin} = F_{H2Oout}$$

Fraksi mol masing-masing komponen dihitung dengan persamaan :

$$yi = \frac{Kecepatan\ mol\ masuk.massa\ masuk\ komponen}{kecepatan\ mol\ total}$$

Viskositas gas campuran dihitung dengan persamaan :

$$\mu_{av} = \frac{\sum y_i . \mu_i . \sqrt{Mw_i}}{\sum y_i . \sqrt{Mw_i}}$$

keterangan:

Mw_i : Massa molekul masing-masing komponen [kg]

Y_i : Fraksi mol masing-masing komponen

μ_i : Viskositas masing-masing komponen [kg/m s]

μ_{av} : Viskositas rerata gas campuran [kg/m s]

Konduktivitas thermal campuran dihitung dengan persamaan :

$$kth_{av} = \frac{\sum y_i . kth_i . \sqrt[3]{Mw_i}}{\sum y_i . \sqrt[3]{Mw_i}}$$

keterangan:

kth_i : Konduktivitas thermal masing-masing komponen [kJ/m. s.K]

kth_{av} : Konduktivitas thermal campuran [kJ/m. s.K]

3. Membuat persamaan pendukung
4. Penyelesaian persamaan matematis

   Persamaan matematis yang digunakan adalah menggunakan persamaan Euler.

$$z_0 = z_0 + \Delta z$$

$$x1_0 = x1_0 + dx_1 dz * \Delta z$$

$$x2_0 = x2_0 + dx_2dz * \Delta z$$

$$x3_0 = x3_0 + dx_3dz * \Delta z$$

$$T_{g0} = T_{g0} + dT_gdz * \Delta z$$

$$T_{p0} = T_{p0} + dT_pdz * \Delta z$$

$$P_{t0} = P_{t0} + dP_tdz * \Delta z$$

Data katalis

Katalis yang dipakai adalah shell 105

Bentuk fisik : butiran

Diameter : 25 [mm]

Porositas : 0,4

Rapat massa : 1282 [kg/m^3]

Faktor pengotor : 0,5

Kandungan : Fe_2O_3=84,3%, K_2CO_3=13,3%, Cr_2O_3=2,4%

Perancangan ini dielesaikan menggunakan metode euler dengan bantuan Visual Basic Application (VBA) dan didapatkan hasil sebagai berikut:

Tabel penyelesaian matematis

z	x_1	x_2	Tg (C)	Pt (bar)	ΔHr_1 (kJ/mol)	ΔHr_2 (kJ/mol)
0,00	0,00	0,00000	620,00	3,04	101.371,29	86.273,16
0,10	0,01	0,00000	619,93	3,04	101.351,90	86.297,07
0,20	0,02	0,00001	619,86	3,04	101.352,26	86.296,62
0,30	0,04	0,00001	619,80	3,04	101.352,62	86.296,17
0,40	0,05	0,00002	619,73	3,04	101.352,97	86.295,73
0,50	0,06	0,00002	619,66	3,03	101.353,33	86.295,28
0,60	0,07	0,00003	619,59	3,03	101.353,69	86.294,84
0,70	0,08	0,00003	619,52	3,03	101.354,05	86.294,39
0,80	0,10	0,00004	619,46	3,03	101.354,41	86.293,95
0,90	0,11	0,00004	619,39	3,03	101.354,77	86.293,51

z	x_1	x_2	Tg (C)	Pt (bar)	ΔHr_1 (kJ/mol)	ΔHr_2 (kJ/mol)
1,00	0,12	0,00005	619,32	3,03	101.355,13	86.293,06
1,10	0,13	0,00005	619,25	3,03	101.355,48	86.292,62
1,20	0,15	0,00006	619,18	3,03	101.355,84	86.292,17
1,30	0,16	0,00006	619,12	3,03	101.356,20	86.291,73
1,40	0,17	0,00007	619,05	3,02	101.356,56	86.291,29
1,50	0,18	0,00007	618,98	3,02	101.356,92	86.290,84
1,60	0,19	0,00008	618,91	3,02	101.357,28	86.290,40
1,70	0,21	0,00008	618,85	3,02	101.357,63	86.289,96
1,80	0,22	0,00009	618,78	3,02	101.357,99	86.289,52
1,90	0,23	0,00009	618,71	3,02	101.358,35	86.289,07
2,00	0,24	0,00009	618,64	3,02	101.358,71	86.288,63
2,10	0,25	0,00010	618,58	3,02	101.359,07	86.288,19
2,20	0,27	0,00010	618,51	3,02	101.359,42	86.287,75
2,30	0,28	0,00011	618,44	3,01	101.359,78	86.287,31
2,40	0,29	0,00011	618,37	3,01	101.360,14	86.286,86
2,50	0,30	0,00012	618,31	3,01	101.360,50	86.286,42
2,60	0,31	0,00012	618,24	3,01	101.360,85	86.285,98
2,70	0,33	0,00013	618,17	3,01	101.361,21	86.285,54
2,80	0,34	0,00013	618,10	3,01	101.361,57	86.285,10
2,90	0,35	0,00014	618,04	3,01	101.361,92	86.284,66
3,00	0,36	0,00014	617,97	3,01	101.362,28	86.284,22
3,10	0,37	0,00015	617,90	3,01	101.362,64	86.283,78
3,20	0,39	0,00015	617,84	3,00	101.363,00	86.283,34
3,30	0,40	0,00016	617,77	3,00	101.363,35	86.282,90
3,40	0,41	0,00016	617,70	3,00	101.363,71	86.282,46
3,50	0,42	0,00016	617,63	3,00	101.364,07	86.282,02
3,60	0,43	0,00017	617,57	3,00	101.364,42	86.281,58
3,70	0,45	0,00017	617,50	3,00	101.364,78	86.281,14
3,80	0,46	0,00018	617,43	3,00	101.365,14	86.280,71
3,90	0,47	0,00018	617,37	3,00	101.365,49	86.280,27
4,00	0,48	0,00019	617,30	3,00	101.365,85	86.279,83
4,10	0,49	0,00019	617,23	2,99	101.366,21	86.279,39
4,20	0,50	0,00020	617,16	2,99	101.366,56	86.278,95
4,30	0,52	0,00020	617,10	2,99	101.366,92	86.278,52
4,40	0,53	0,00021	617,03	2,99	101.367,27	86.278,08
4,50	0,54	0,00021	616,96	2,99	101.367,63	86.277,64
4,60	0,55	0,00022	616,90	2,99	101.367,99	86.277,20
4,70	0,56	0,00022	616,83	2,99	101.368,34	86.276,77
4,80	0,58	0,00022	616,76	2,99	101.368,70	86.276,33

z	x_1	x_2	Tg (C)	Pt (bar)	ΔHr_1 (kJ/mol)	ΔHr_2 (kJ/mol)
4,90	0,59	0,00023	616,70	2,99	101.369,05	86.275,89
5,00	0,60	0,00023	616,63	2,98	101.369,41	86.275,46
5,10	0,61	0,00024	616,56	2,98	101.369,77	86.275,02
5,20	0,62	0,00024	616,50	2,98	101.370,12	86.274,59
5,30	0,63	0,00025	616,43	2,98	101.370,48	86.274,15
5,40	0,65	0,00025	616,36	2,98	101.370,83	86.273,71
5,43	0,65	0,00025	616,34	2,98	101.370,94	86.273,58

Kapasitas per pipa

Dihitung dengan persamaan:

$$kapasitas\ per\ pipa = \frac{kecepatan\ massa\ total}{jumlah\ pipa}$$

$$kapasitas\ perpipa = \frac{529.891{,}931\left[\frac{kg}{jam}\right]}{21928}$$

$$kapasitas\ per\ pipa = 24{,}165\ [\frac{kg}{jam\ pipa}]$$

5. Perhitungan pelengkap

   a. Menghitung beban panas

      Dihitung dengan persamaan:

$$Q_t = Q_s + Q_r$$

      Keterangan:

      Q_s : panas pada zona pemanasan [kJ/jam]

      Q_r : Panas pada zona reaksi [kJ/jam]

      Q_t : Panas total [kJ/jam]

      <u>Menghitung beban panas Qs</u>

$$Q_s = \sum m_i . cp_i \, (t_2 - t_1)$$

Keterangan:

m_i : Kecepatan masing-masing komponen [kg/jam]

cp_i : Kapasitas panas masing-masing bahan [kJ/kg K]

t_1 : Suhu fluida dingin masuk [K]

t_2 : Suhu fluida dingin keluar [K]

kompoenen mula-mula.

C_6H_6 : 175,753 [kg/jam]

H_2O : 471.017,717 [kg/jam]

C7H8 : 117,169 [kg/jam]

C_8H_{10} : 58.584,293 [kg/jam]

Total : 529. 894,931 [kJ/kg K]

Menghitung kapasitas panas fase gas pada suhu rata-rata t1-t2.

t_1 : 413,15 [K]

t_2 : 893,15 [K]

$$t_{av} = \frac{(413{,}15 + 893)[K]}{2} = 653{,}15\ [K]$$

Untuk menghitung kapasitas panas fasa gas digunakan persamaan:

$$cp_{gas,i} = (A + B * T + C * T^2 + D * T^3 + E * T^4)/Bm$$

Keterangan:

$Cp_{gas\ i}$: Kapasitas panas fase gas [kJ/kg K]

A, B, C,…: Koefisien regeresi yang didapatkan dari buku Yaws

T : Suhu [K]

Bm : Berat molekul [kg/kmol]

Sehingga didapatkan kapasitas panas masing-masing komponen adalah:

Cp $C_6H_6(g)$: 2,160 [kJ/kg K]

Cp $H_2O(g)$: 2,047 [kJ/kg K]

Cp $C_7H_8(g)$: 2,245 [kJ/kg K]

Cp $C_8H_{10}(g)$: 2,348 [kJ/kg K]

Lalu mengalikan massa masing-masing komponen dengan kapasitas panas komponen tersebut:

$$m_i . cp_i . dt = [\frac{kJ}{jam}]$$

$M_{C6H6(g)}$ $cp_{C6H6(g)}$ dt = 379,639 [kJ/jam]

$M_{H2O(g)}$ $cp_{H2O(g)}$ dt = 964.459,797 [kJ/jam]

$M_{C7H8(g)}$ $cp_{C7H8(g)}$ dt = 263,153 [kJ/jam]

$M_{C8H10(g)}$ $cp_{C8H10(g)}$ dt = 137.591,380 [kJ/jam]

Total = 1.102.693,970 [kJ/jam]

Q_s = 1.102.693,970 [kJ/jam]

Menghitung panas yang digunakan pada saat reaksi terjadi atau disebut Q_r.

Menghitung panas yang digunakan pada saat reaksi menggunakan persamaan:

$$Q_r = (f_{a0} . x_1 . \Delta hr_1) + (f_{a0} . x_2 . \Delta hr_2)$$

Keterangan:

Q_r : Panas yang dibutuhkan pada saat reaksi [kJ/jam]

F_{a0} : massa umpan mula-mula [kmol/jam]

x_1 : Konversi pada reaksi satu

x_2 : Konversi pada reaksi dua

Δhr_1 : Panas enthalpi pada reaksi satu [kJ/jam]

Δhr_2 : Panas enthalpi pada reaksi dua [kJ/jam]

Diketahui:

F_{a0} : 552,161 [kmol/jam]

x_1 : 0,5755

x_2 : 0,0002

Δhr_1 : 101368,699 [kJ/jam]

Δhr_2 : 86276,330 [kJ/jam]

$$Q_r = (552{,}161\ x\ 0{,}5755\ x101368{,}699) \ldots$$
$$+ (552{,}161\ x\ 0{,}0002\ x\ 86276{,}330)$$

$$Qr = 32.223.626{,}38[\frac{kJ}{jam}]$$

Setelah diketahui nilai Q_s kalor yang dibutuhkan untuk memanaskan dan juga Q_r kalor yang dibutuhkan untuk bereaksi maka Q_t kalor total yang dibutuhkan dapat dicari. Yang mana Q_t adalah hasil penambahan antara Q_s dan Q_r.

$$Q_t = Q_s + Q_r$$

$$Q_t = 1.102.693{,}97 + 32.223.616{,}40 = 3.332.631{,}35[\frac{kJ}{jam}]$$

Dikarenakan jumlah pipa setelah perhitungan terlalu besar maka diputuskan reaktor didesign di dalam furnace sehingga kebutuhan energi untu memanaskan dan energi yang diperlukan utuk reaksi dapat terpeuhi, dan memungkinkan terjadinya penurunan tekanan yang terlalu besar.

Perhitungan Tungku.

Pemilihan bahan bakar untuk pemanasan.

Bahan bakar	Nilai kalor [MJ/kg]
Liquified natural gas (LNG)	50
Marine oil	40-42
Diesel	43
Batu bara	24-30

Bahan bakar yang dipilih adalah LNG karena memiliki nilai kalor yang tinggi dan juga hasil pembakaran juga lebih bersih dibandingkan bahan yang lain.

Dalam LNG bahan yang dikandung diasumsikan adalah CH_4.

Reaksi pembakaran yang terjadi adalah:

$CH_4 + 2O_2 \rightarrow CO_2 + 2H_2O$

Diketahui nilai panas pembakaran standar adalah H_{cs}

H_{cs} : -802620 [kJ/kmol]

(Perry, R.H., *Chemical Engineering Handbook*, ed VII, halaman. 2-198)

Kapasitas panas pembakaran dihitung dengan persamaan:

$$cp_{gas} = A + B * T + C * T^2 + D * T^3 + E * T^4$$

Keterangan:

A, B, C, … : Koefisien regersi yng didapatkan dari buku Yaws

Cp_{gas} : Kapasitas panas fase gas [kJ/kmol K]

T : Suhu operasi [K]

Menntukan kebutuhan bahan bakar

Dicoba efisiensi : 70%

Mencari mol CH_4 yang diperlukan

$$mol_{\ CH4\ yang\ diperlukan} = \frac{Q_t}{Hcs * eff}$$

$$mol_{\ CH4\ yang\ diperlukan} = \frac{33326310{,}35}{802620 * 0{,}7} = 59{,}317 \left[\frac{kmol}{jam}\right]$$

Mol CH_4 yang diperluan adalah 59,317 kmol/jam.

Massa CH_4 yang diperlukan adalah:

$$mass\ CH_4 = mol\ CH_4 * Bm$$

$$mass\ CH_4 = 59{,}317 * 16{,}040 = 951{,}444 \left[\frac{kg}{jam}\right]$$

Menentukan kebutuhan udara

$$mol\ O_2\ stokiometri = coef.O_2 * mol\ CH_4$$

$$mol\ O_2\ stokiometri = 2 * 59{,}317 = 118{,}634 \left[\frac{kmol}{jm}\right]$$

Didesign kebutuhan oksigen berlebih adalah 10 % hingga 20 %. Diambil design dengan kebutuhan O_2 berlebih 10%.

$$mol\ O_2\ design = 110\% * mol\ O_2\ stokiometri$$

$$mol\ O_2\ design = 1{,}1 * 118{,}634 = 130{,}497 \left[\frac{kmol}{jam}\right]$$

Mencari massa O_2 dan diketahui berat molekul oksigen 32 kg/kmol.

$$massa\ O_2 = mol\ O_2 * Bm$$

$$massa\ O_2 = 130{,}497 * 32 = 4.175{,}917 \left[\frac{kg}{jam}\right]$$

Oksigen diambil langsung dari udara yang diasumsikan terdiri dari kurang lebih 79% adalah nitrogen dan 21 % adalah oksigen.

Mencari mol nitrogen.

$$mol\ N_2 = \frac{79\%}{21\%} * (mol\ O_2\ masuk)$$

$$mol\ N_2 = \frac{79\%}{21\%} * 130{,}497 = 490{,}918 \left[\frac{kmol}{jam}\right]$$

Mencari massa nitrogen dengan berat molekul nitrogen adalah 28 kg/kmol.

$$massa\ N_2 = mol\ N_2 * Bm$$

$$massa\ N2 = 490{,}918 * 28 = 13.745{,}727[\frac{kg}{jam}]$$

Udara basis kering

$$udara\ basis\ kering = massa\ O_2 + massa\ N_2$$

$$udara\ basis\ kering = 4.175{,}917 + 13.745{,}727 = 17.921{,}644\ \left[\frac{kg}{jam}\right]$$

Udara lingkungan memiliki kelembaban relative sebesar 70%.

Dari humidity chart diperoleh y’ : 0,018 [kg/kg udara kering]

$$massa\ uap\ air\ terbawa\ udara = y' * massa\ udara\ basis\ kering$$

$$massa\ uap\ air\ yang\ terbawa = 0{,}018 * 17.921{,}644$$

$$= 322{,}589\ \left[\frac{kg}{jam}\right]$$

Massa air yang terbawa uadara adalah 322,589 kg/jam.

Menghitung enthalpi pembakaran pada suhu operasi.

$$\Delta H_t = \Delta H_s + \Delta H_{standar} + \Delta H_r$$

Keterangan:

ΔH : Enthalpi panas pembakaran total [kJ/jam]

ΔH_s : Enthalpi panas pembakarn pada zona pemanasan [kJ/jam]

ΔH_{stand} : Enthalpi panas pembakaran standar [kJ/jam]

ΔH_r : Enthalpi panas pembakarn pada saat reaksi [kJ/jam]

Menghitung enthalpi panas pembaaran pada zona pemanasan ΔHs.

$$\Delta H_s = m_i \int_{T_{reff}}^{T_1} cp_i \; dt$$

$$\Delta H_s = m_i * ((A + \frac{B}{2} * \left(T_1 - T_{reff}\right)^2 + \frac{C}{3} * \left(T_1 - T_{reff}\right)^3 + \frac{D}{4} * \left(T_1 - T_{reff}\right)^4 + \frac{E}{5} * \left(T_1 - T_{reff}\right)^5)/Bm$$

Diketahui massa masing-masing zat terbakar.

Massa CH_4 : 951,444 [kg/jam]

Massa CO_2 : 0 [kg/jam]

Massa N_2 : 13745,727 [kg/jam]

Massa O_2 : 4175,917 [kg/jam]

Massa H_2O : 322,589 [kg/jam]

Nilai integral capasitas panas dari masing masing komponen.

$icp\Delta T_{CH4}$: 10,713 [kJ/kg K]

$icp\Delta T_{CO2}$: 10,713 [kJ/kg K]

$icp\Delta T_{N2}$: 10,713 [kJ/kg K]

icpΔT_{O2} : 10,713 [kJ/kg K]

icpΔT_{H2O} : 10,713 [kJ/kg K]

Nilai icpΔT dikalikan dengan masing-masing komponenya lalu ditotalkan.

Mi icp ΔT_{CH4} : 10193,231 [kJ/jam]

Mi icp ΔT_{CO2} : 0 [kJ/jam]

Mi icp ΔT_{N2} : 71363,85 [kJ/jam]

Mi icp ΔT_{O2} : 19234,2 [kJ/jam]

Mi icp ΔT_{H2O} : 3012,056 [kJ/jam]

Total : 103803,34 [kJ/jam]

ΔH_s : 103803,34 [kJ/jam]

Mencari enthalpi pembakaran standar CH_4.

$$\Delta H_{standar} = mol_{CH4} * H_{combustion}$$

$$\Delta H_{standar} = 59{,}317 * -802620 = -47.609.015$$

$\Delta H_{standar}$: -47.609.015 [kJ/jam]

Mencari suhu api T_2 dengan cara iterasi.

$$\Delta H_r = m_i \int_{T_{reff}}^{T_2} cp_i \, . \, dt$$

$$\Delta H_r = m_i * ((A + \frac{B}{2} * (T_2 - T_{reff})^2 + \frac{C}{3} * (T_2 - T_{reff})^3 + \frac{D}{4} * (T_2 - T_{reff})^4 + \frac{E}{5} * (T_2 - T_{reff})^5)/Bm$$

Dikethui massa masing-masing zat terbakar.

Massa CH_4 : 0 [kg/jam]

Massa CO_2 : 2609,984 [kg/jam]

Massa N_2 : 13745,727 [kg/jam]

Massa O_2 : 379,628 [kg/jam]

Massa H_2O : 2460,374 [kg/jam]

Nilai integral capasitas panas dari masing masing komponen.

$icp\Delta T_{CH4}$: -2211,50 [kJ/kg K]

$icp\Delta T_{CO2}$: 2324,167 [kJ/kg K]

$icp\Delta T_{N2}$: 2133,601 [kJ/kg K]

$icp\Delta T_{O2}$: 2150,446 [kJ/kg K]

$icp\Delta T_{H2O}$: 4590,753 [kJ/kg K]

Nilai icpΔT dikalikan dengan masing-masing komponenya lalu ditotalkan.

Mi icp ΔT_{CH4} : 0 [kJ/jam]

Mi icp ΔT_{CO2} : 6065957,3 [kJ/jam]

Mi icp ΔT_{N2} : 29327910 [kJ/jam]

Mi icp ΔT_{O2} : 816371,37 [kJ/jam]

Mi icp ΔT_{H2O} : 11294972 [kJ/jam]

Total : 47505211,45 [kJ/jam]

ΔH_r : 47505211,45 [kJ/jam]

Maka suhu api suhu api adalah T_2.

T_2 : 2175,174 [K]

Menghitung enthalpi total

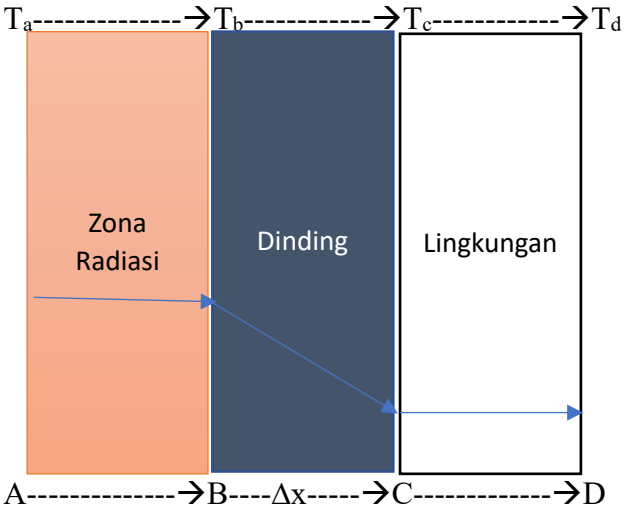
$$\Delta H_t = \Delta H_s + \Delta H_{standar} + \Delta H_r$$

$$\Delta H_t = 103803{,}337 + 47505211{,}4 - 47604015 + 47505211{,}45$$

$$= 2{,}16067E - 07$$

Untuk menjaga keamanan lingkungan dan juga menjaga manas yang terdapat didalam tungku maka furnace diberi dinding yang tebal yang berfungsi sebagai isolator untuk mencekah panas mnebar keluar sistem.

Dinding isolator terbuat dari magnesium oksida atau disebut MGO yang mempunyai nilai konduktivitas sebesar 0,32 Btu/jam ft F. data tersebut didapat dari buku Kern, D.Q.



AB : Zona radiasi

BC : Tebal dinding isolator [m]

CD : Lingkungan

T_a : Suhu pada titik A [K]

T_b : Suhu pada titik B [K]

T_c : Suhu pada titik C [K]

T_d : Suhu pada titik D [K]

Asumsi suhu pada permukaan dinding dalam furnace atau pada T_b adalah sama dengan suhu pada titik A, T_a.

Perpindahan kalor yang terjadi adalah:

a. Perpindahan kalor secara radiasi ke dinding furnace
b. Perpindahan kalor secara konduksi dari titik B ke titik C

$$q_k = kth_i \, x \frac{(T_b - T_c)}{\Delta x}$$

Keterangan:

q_k : Flux perpindahan panas secara konduksi [kJ/ m^2 s]

kth_i : Koefisien konduktivitas thermal dinding [kJ/ m^2 s K]

Δx : Tebal dinding [m]

c. Perpindahan kalor secara konveksi dan radiasi dari titik C ke titik D

Mencari Flux perpindahan kalor secara konveksi dan radiasi

Perpindahan kalor secara konveksi.

$$q_c = h_c(T_c - T_d)$$

q_c : Flux perpindahan panas secara konveksi [kJ/m^2 s]

h_c : Koefisien perpindahan panas secara konveksi [kJ/m^2 s K]

koefisien perpindahan panas secara konveksi h_c dicari menggunakan persamaan:

$$h_c = 0{,}3(T_c - T_d)^{0{,}25}$$

Flux perpindahan panas radiasi dicari menggunakan persamaan:

$$q_r = h_r(T_c - T_d)$$

Keterangan:

q_r : Flux perpindahan panas [kJ/m^2 s]

h_r : Koefisien perpindahan panas secara radiasi [kJ/m^2 s K]

koefisien perpindahan panas secara radiasi h_r dicari dengan persamaan:

$$h_r = 0{,}173 \; x \; e \; [\frac{\left(\frac{T_{c,abs}}{100}\right)^4 - \left(\frac{T_{d,abs}}{100}\right)^4}{T_{c,abs} - T_{d,abs}}]$$

keterangan:

e : emisifitas →0,8

$Tc_{,abs}$: Suhu absolut pada titik C dalam rankine [R]

$Td_{,abs}$: Suhu absolut pada titik D dalam rankine [R]

Mencari koefisien perpindahan panas secara konveksi.

Diketahui:

Tc : 185 [^oF]

Td : 95 [^oF]

$$h_c = 0{,}3(185 - 95)^{0{,}25}$$

$$h_c = 0{,}924\ [\frac{Btu}{jam\ ft^2\ F}]$$

faktor konversi Btu/jam ft^2 ^oF → kJ/m^2 s K : 0,005671

$$h_c = 0{,}924 * 0{,}05671 = 0{,}00524\ [\frac{kJ}{m^2\ s\ K}]$$

mencari flux perpindahan panas q_c:

$$q_c = h_c(T_c - T_d)$$

$$q_c = 0{,}00524(348{,}15 - 308{,}15) = 0{,}209[\frac{kJ}{m^2\ s}]$$

Mencari flux perpindahan panas dari titik C ke titik D secara radiasi dengan didahului mencari koefisien perpindah panas secara radiasi:

Diketahui:

Tc : 348,15 [K]

Td : 308,15 [K]

Faktor konversi dari kelvin (K) ke rankine (R) dikalikan dengan : 1,8

$Tc._{abs}$: 626,67 [R]

$Td_{,abs}$: 554,67 [R]

$$h_r = 0{,}173\ x\ 0{,}8\left[\frac{\left(\frac{626{,}67}{100}\right)^4 - \left(\frac{554{,}67}{100}\right)^4}{626{,}67 - 554{,}67}\right] = 1{,}15[\frac{Btu}{jam\ ft^2\ F}]$$

dikalikan dengan faktor konversi untuk mengubah dari Btu /jam ft^2 ^oF

→kJ/ m^2 s K : 0,005671

$$hr = 1{,}15\ x\ 0{,}005671 = 0{,}00649\ [\frac{kJ}{m^2\ s\ K}]$$

mencari flux masa perpindahan panas secara radiasi $q_{r.}$

$$q_r = 0{,}00649\ x(348{,}15 - 308{,}15) = 0{,}259[\frac{kJ}{m^2\ s}]$$

Karena flux perpindahan panas secara konduksi berkesinambungan deagn flux perpindahan panas secara radiasi dan juga konfeksi, sehingga persamaanya adalah.

$$q_k = q_r + q_c$$

$$\frac{kth_i(T_b - T_c)}{\Delta x} = q_r + q_c$$

Sehingga untuk mencari nilai Δx atau tebal dinding isolator dengan menata ulang persamaanya menjadi:

$$\Delta x = \frac{kth_i(T_b - T_c)}{q_r + q_c}$$

$$\Delta x = \frac{0{,}0005536(2175{,}174 - 348{,}15)}{0{,}259 + 0{,}209} = 2{,}15\ [m]$$

Panjang furnace yang akan diisi oleh susunan pipa.

$$\frac{npipa}{n.sisi} = \frac{npipa}{tiap\ sisi}$$

$$pitch = 1{,}25\ x\ Od$$

Diketahui:

Npipa : 21918 [pipa]

Nsisi : 8 [sisi]

Nshaff : 8 [shaff]

Od pipa : 2,32 [inch]

Od pipa : 2,32 x 0,0254 = 0,058928 [m]

$$\frac{npipa}{sisi} = \frac{21918}{8} = 2741\left[\frac{pipa}{sisi}\right]$$

$$\frac{npipa.sisi^{-1}}{lapis} = \frac{2741}{8} = 343[\frac{pipa.sisi^{-1}}{lapis}]$$

$$panjang = Od\ x\frac{npipa.sisi^{-1}}{lapis} + 0{,}25xOd\ x\left(\frac{npipa.sisi^{-1}}{sisi} - 1\right)$$

$$panjang = 0{,}059\ x\ 343 + 0{,}25\ x\ 0{,}059 * (343 - 1) = 25{,}250\ [m]$$

Panjang furnaces : 25,250 [m]

Menghitung lebar susunan pipa pada setiap column.

$$lebar\ column = Od\ x \frac{npipa.}{lapis} + 0{,}25xOd\ x \left(\frac{npipa.}{sisi} - 1\right)$$

$$lebarcolumn = 0{,}059\ x\ 8 + 0{,}25\ x\ 0{,}059\ x\ (8-1) = 0{,}574[m]$$

Setiap susunan column pipa mempunyai lebar : 0,574 [m]

Mencari lebar furnace dengan menggunakan persamaan.

$$lebar\ furnaces = (lcolumn * n.column) + (gap * (ncolumn + 1))$$

Didesign column gap mempunyai lebar sebesar 1 m. sehingga lebar furnaces adalah.

$$lebar\ furnaces = (0{,}574 * 8) + \big(1 * (8+1)\big) = 13{,}596\ [m]$$

Lebar furnaces : 13,596 [m]

Menghitung luas dalam furnaces

$$luas\ furnaces = panjang\ furnaces * lebar\ furnafes$$

$$luas\ furnaces = 25{,}250 * 13{,}596 = 343{,}317\ [m2]$$

Luas furnaces : 343,317 [m^2]

Menghitung point sumber api dengan persamaan berikut.

Efektifitas point sumber api berkisar pada 4 meter. Maka efektifitas radius point api dicari dengan persamaan:

$$luas\ radius\ point\ api = \pi * r^2$$

$$luas\ radius\ point\ api = \pi * 4^2 = 50{,}265\ [m^2]$$

Jumlah point api dihitung dengan persamaan:

$$npoint\ api = \frac{LuasFurnaces}{Luas\ radius\ api}$$

$$npoint\ api = \frac{343{,}317}{50{,}265} = 6{,}8$$

Jumlah point api adalah 7 titik.

Diasumsikan seksi radiasi menyerap sebesar 80% dari panas total.

Maka Q_{out} panas yang keluer dari zona radiasi dapat dicari melalui persmaan:

$$Q_{absorb} = 80\%\ x\ Q_t$$

Keterangan:

Q_{absorb} : Panas yang terserap pada sistem [kJ/jam]

Q_t : Panas total [kJ/jam]

$$Q_{absorp} = 80\% * 33326310{,}3 = 26661048{,}3\ \left[\frac{kJ}{jam}\right]$$

Maka nilai Panas yang terserap Q_{absorb} ke dalam sistem adalah 26.661.048,3 kJ/jam.

$$Q_{out} = Q_{total} - Q_{absorp}$$

Keterangan:

Q_{out} : Panas keluar zona radiasi [kJ/jam]

Q_{absorb} : Panas yang terserap [kJ/jam]

Q_t : Panas total [kJ/jam]

$$Q_{out} = 33326310{,}35 - 26661048{,}3 = 6665262{,}07 \left[\frac{kJ}{jam}\right]$$

Menghitung suhu gas panas yang keluar zona radiasi. Dihitung dengan persamaan.

$$Q_{out} = m.cp(T_{g2} - T_{g1})$$

Dengan menata ulang persamaan tersebut menjadi:

$$T_{g1} = T_{g2} - (\frac{Q_{out}}{m.cp})$$

$$T_{g1} = 2175{,}174 - \left(\frac{6665262{,}07}{698{,}635\ x\ 76}\right) = 2049{,}42\ [K]$$

Suhu gas bakar keluar zona radiasi adalah 2049,642 K.

Mencari tinggi cerobong asap.

Dirancang suhu keluar dari cerobong asap adalah 313,15 K.

Maka panas yang dilepas adalah:

$$Q_{out} = m.cp.\Delta T$$

$$Q_{out} = 698{,}635\ x\ 76\ x(2049{,}642 - 313{,}15) = 92201273{,}6\ \left[\frac{kJ}{jam}\right]$$

Koefisien perpindahan kalor konveksi hc:

$$h_c = 0{,}25\left(T_{g1} - T_{out}\right)^{0{,}3}$$

$$h_c = 0{,}25 * (2049{,}42 - 313{,}15)^{0{,}3} = 2{,}343 \left[\frac{kJ}{m^2\ s\ K}\right]$$

Luas perpindahan kalor yang diperlukan secara konveksi:

$$Q_c = h_c . A . \left(T_{out} - T_{reff}\right)$$

Dengan menyusun ulang persamaanya menjadi:

$$A = \frac{Q_c}{hc . \left(T_{out} - T_{reff}\right)}$$

$$A = \frac{\left(92201273{,}65 * \frac{1}{3600}\right)}{2{,}343 * (313{,}15 - 303{,}15)} = 1092{,}930\ [m^2]$$

Menghitung tinggi cerobong.

Diarancang diameter cerobong adalah 2 m.

$$\frac{luas}{m}, a" = \pi D$$

$$\frac{luas}{m}, a" = \pi * 2 = 6{,}28\ [m2/m]$$

Tinggi cerobong adalah perbandingan antara luas area transfer panas yang diperlukan dengan a".

$$Tinggi\ cerobong = A/a"$$

$$Tinggi\ cerobong = \frac{1092{,}93}{6{,}28} = 173{,}945\ [m]$$

Cerobong didistribusi kan karena point api juga didistribusi.

Dirancang pendistribusian cerobong adalah 7 titik. Sehingga tinggi setiap cerobong adalah:

$$Tinggi\ tiap\ cerobong = \frac{Tinggi\ cerobong}{7}$$

$$Tinggi\ tiap\ cerobong = \frac{173{,}945}{7} = 24{,}849\ \left[\frac{m}{titik}\right]$$

Setiap cerobong mempunyai tinggi 24,849 meter.

LAMPIRAN B

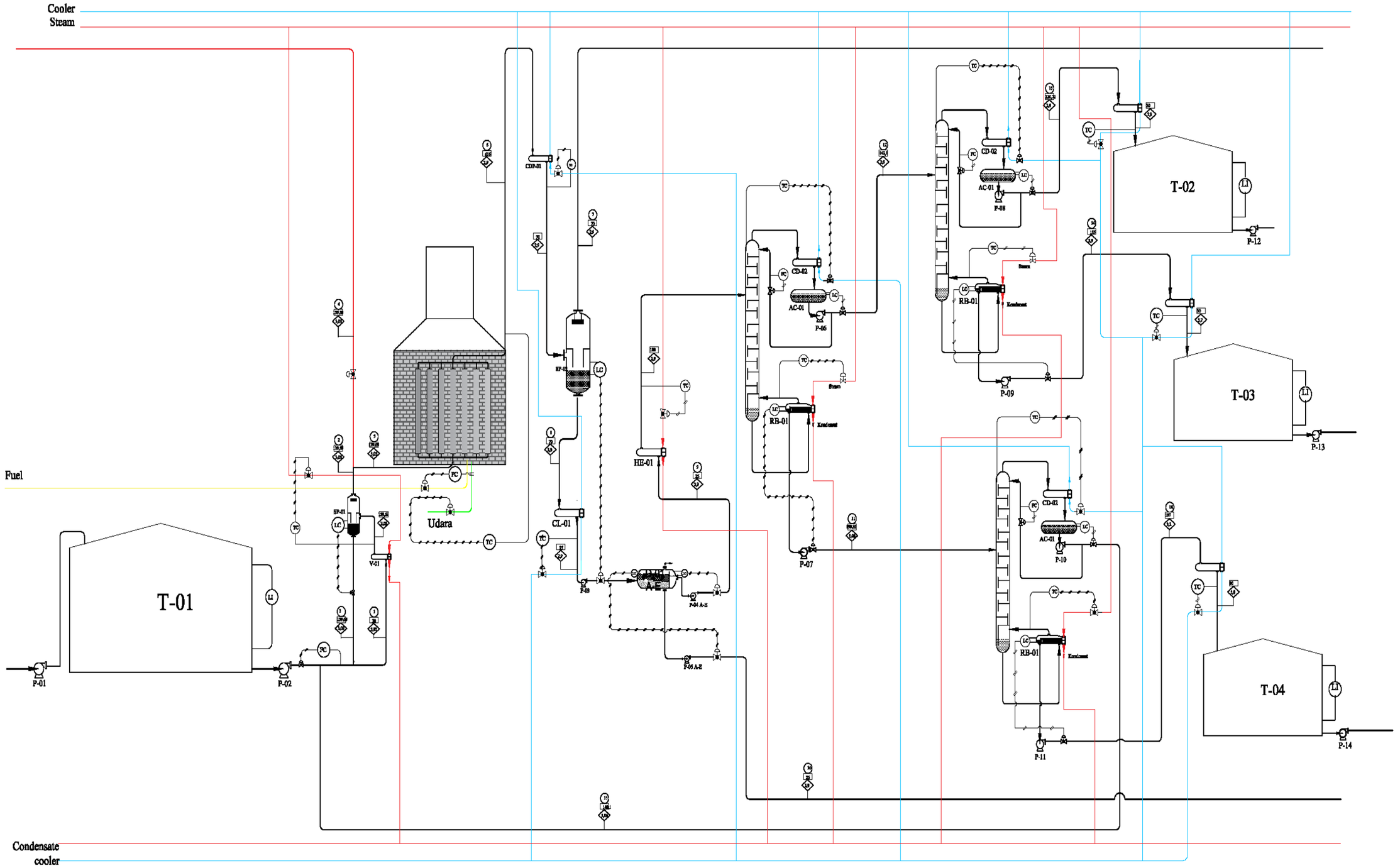
PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM

(PEFD)

PROCESS FLOW DIAGRAM

PRARANCANGAN PABRIK STIRENA DARI ETHIL BENZENA

KAPASITAS : 295.426 TON/TAHUN



Nomor arus (kg/jam)

KOMPONEN	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16
N_2	0,00	0,00	0,00	0,00	-	723,87	723,87	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C_2H_4			0,00	0,00		3,93	3,92	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C_6H_6	219,69	175,75	43,94	0,00	175753,00	186,69	0,00	186,70	186,45	0,24	0,00	188,45	184,58	1,86	0,00	0,00
H_2O			0,00	471017,71	471017,71	471017,710	0,00	471017,72	0,00	471017,72	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C_7H_8	146,46	117,17	29,29	0,00	117169,00	117,17	0,00	117,17	116,96	0,03	1,17	115,79	2,20	113,59	1,17	0,00
C_8H_{10}	73230,37	58584,293	14646,073	0,00	58584,293	20548,22	0,00	20548,22	20548,06	0,16	20548,06	1,35	0,00	1,35	20341,25	188,45
C_9H_8				0,00	0,000	37297,33	0,00	37297,33	37297,33	0,00	37297,33	0,00	0,00	0,00	201,56	37095,78
TOTAL	73596,52	58877,21	14719,30	0,00	5298949,33	529894,93	727,79	529167,14	20851,47	471018,15	57846,56	305,59	186,78	116,80	20543,98	37284,23

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

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

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

PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA

PROCESS FLOW DIAGRAM
PRARANCANGAN PABRIK STIRENA DARI ETHIL BENZENA
KAPASITAS PRODUKSI : 295.426 TON/TAHUN

Dikerjakan Oleh :	No Induk Mahasiswa
NAMA : 1. KHOTIM MEI WIDODO	185 211 92

PEMBIMBING : VENTIALITYA ALETHEA SARI AUGUSTIA , S.T., M.Eng .
SUHARNO RUSDI, Ph.D.

LAMPIRAN C

KARTU KONSULTASI PRARANCANGAN

PABRIK

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Khotim Mei Widodo
   No. MHS : 18521192
2. Nama Mahasiswa :
   No. MHS :

Judul Prarancangan *) :

PRARANCANGAN PABRIK STIRENA DARI ETILBENZENA DENGAN KAPASITAS 295.426 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : **10/2/2022**

Batas Akhir Bimbingan : **3/31/2023**

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, _____

Pembimbing,

Dr. Suharno Rusdi

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

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

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Khotim Mei Widodo
   No. MHS : 18521192
2. Nama Mahasiswa :
   No. MHS :

Judul Prarancangan *) :
PRARANCANGAN PABRIK STIRENA DARI ETILBENZENA DENGAN KAPASITAS
295.426 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : **10/2/2022**

Batas Akhir Bimbingan : **3/31/2023**

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, _____

Pembimbing,

Lilis Kistriyani, S.T., M.Eng.

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

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

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Khotim Mei Widodo
   No. MHS : 18521192
2. Nama Mahasiswa :
   No. MHS :

Judul Prarancangan *) :

PRARANCANGAN PABRIK STIRENA DARI ETILBENZENA DENGAN KAPASITAS 295.426 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : **4/1/2023**

Batas Akhir Bimbingan : **9/28/2023**

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
	02/04/ 2024	Bimbingan mengenai judul prarancangan pabrik	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 7 January 2025

Pembimbing,

Dr. Suharno Rusdi

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

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

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Khotim Mei Widodo
   No. MHS : 18521192
2. Nama Mahasiswa :
   No. MHS :

Judul Prarancangan *) :

PRARANCANGAN PABRIK STIRENA DARI ETILBENZENA DENGAN KAPASITAS 295.425 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : **4/1/2023**

Batas Akhir Bimbingan : **9/28/2023**

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
	02/04/ 2024	Bimbingan Mengenai judul Prarancanagn Pabrik	
	16/04/ 2024	Menentukan kapasitas pabrik dan Proses produksi	
	30/04/2024	bimbingan penulisan Bab I	
	13/05/ 2024	Bimbingan Penulisan Bab II	
	27 /05/ 2024	Bimbingan mengenai diagam alir kualitatif dan kuantitatif	
	24 /08/ 2024	Bimbingan mengenai penulisan BAB III	
	10 /09/ 2024	Bimbingan Mengenai PEFD	
	20 /11/ 2024	Bimbingan mengenai utilitas	
	28 /12/ 2024	bimbngan mengenai Ekonomi	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 7 January 2025

Pembimbing,

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

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

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

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Khotim Mei Widodo
   No. MHS : 18521192
2. Nama Mahasiswa :
   No. MHS :

Judul Prarancangan *) :

PRARANCANGAN PABRIK STIRENA DARI ETIBENZENA KAPASITAS
295.426 TON/ TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : **9/18/2024**

Batas Akhir Bimbingan : **3/17/2025**

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 7 January 2025

Pembimbing,

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

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

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

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Khotim Mei Widodo
   No. MHS : 18521192
2. Nama Mahasiswa :
   No. MHS :

Judul Prarancangan *) :

PRARANCANGAN PABRIK STIRENA DARI ETILBENZENA KAPASITAS 295.426 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : **9/18/2024**

Batas Akhir Bimbingan : **3/17/2025**

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 7 January 2025

Pembimbing,

Dr. Suharno Rusdi

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

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